

Universidad del Valle de Guatemala

Facultad de Ingeniería



**Simulación de la destilación de etanol/agua en la torre de
rectificación continua del Laboratorio de Operaciones Unitarias
de la Universidad del Valle de Guatemala**

Trabajo de graduación en modalidad de trabajo profesional presentado por
José Roberto Lorenzana Bonilla para optar al grado académico de Licenciado
en Ingeniería Química

Guatemala,

2024

Universidad del Valle de Guatemala

Facultad de Ingeniería



**Simulación de la destilación de etanol/agua en la torre de
rectificación continua del Laboratorio de Operaciones Unitarias
de la Universidad del Valle de Guatemala**

Trabajo de graduación en modalidad de trabajo profesional presentado por
José Roberto Lorenzana Bonilla para optar al grado académico de Licenciado
en Ingeniería Química

Guatemala,

2024

Vo. Bo.

(f) _____

Ing. Gamaliel Giovanni Zambrano Ruano

Terna examinadora

(f) _____

Ing. José Andrés Lam Ceballos

(f) _____

Ing. Gamaliel Giovanni Zambrano Ruano

(f) _____

Ing. Carmen Alicia Ortiz Pineda

Fecha de aprobación: Guatemala, 10 de diciembre de 2024

PREFACIO

Dedico este trabajo primeramente a Dios, quien es la fuente de toda sabiduría, me ha sostenido a lo largo de la carrera y me seguirá sosteniendo, de quien proviene toda habilidad y talento. Le doy gracias por haberme dado la oportunidad de culminar mi carrera universitaria como Ingeniero Químico y porque sin Él no existiría yo, ni este trabajo.

También dedico este trabajo y doy gracias a mi familia. A mis padres, Roberto y Mary, que todos los días me han mostrado inagotable amor, me han formado para ser mucho más que un estudiante y un profesional y se han dedicado a mi formación integral como persona; a quienes sé que enorgullezco no solo por llegar a ser Ingeniero Químico sino antes un hombre de bien. A mis hermanas, Sofi y Laurita, que me han brindado compañía y alegría siempre y me han enseñado a reír y amar. A mi novia, Gaby, quien fue también mi compañera en la universidad, mi pareja de laboratorio, mi segunda mano en la experimentación, mi mejor amiga y mi compañía incondicional en este proceso. A ustedes y toda mi familia, les agradezco y los amo.

Agradezco a mi asesor y director de carrera el Ing. Gamaliel Zambrano, por su paciencia, sus bromas, su apoyo, su consejo y su constante disposición para conmigo tanto en la realización de este trabajo como en mi trayectoria universitaria. A mis catedráticos universitarios los Ing. Alex Kõng, Carmen Ortiz y Allan Cifuentes por transmitirme los conocimientos de transferencia de calor, termodinámica y transferencia de masa en las que se basa este trabajo y a todos los demás catedráticos por contribuir a mi formación profesional. Al Ing. José Andrés Lam, jefe del laboratorio, por su ayuda y consejo cuando fueron necesarios y su futuro apoyo para la implementación del simulador en el laboratorio. A la secretaria del departamento, Verónica Jiménez, quien me proveyó siempre de los materiales necesarios cuando se lo solicite y me ha apoyado con la papelería. A los técnicos del laboratorio, Héctor, Chapo y José por echarme siempre la mano, enseñarme y apoyarme con los materiales. A mis amigos de la carrera que me han acompañado e impulsado a ser mejor estudiante. A mis amigos del colegio y de la iglesia, que han estado pendientes de este trabajo y me han dado ánimos.

Este trabajo es para todos ustedes.

ÍNDICE

PREFACIO	i
LISTADO DE CUADROS.....	iii
LISTADO DE FIGURAS.....	v
RESUMEN	viii
I. INTRODUCCIÓN	1
II. JUSTIFICACIÓN	2
III. OBJETIVOS	3
IV. MARCO TEÓRICO.....	4
V. ANTECEDENTES.....	14
VI. METODOLOGÍA	15
VII. RESULTADOS	23
VIII. DISCUSIÓN DE RESULTADOS	30
IX. CONCLUSIONES	39
X. RECOMENDACIONES	41
XI. BIBLIOGRAFÍA.....	42
XII. ANEXOS	43

LISTADO DE CUADROS

Cuadro 1. Definición de los coeficientes de fugacidad y actividad para especies en mezclas en equilibrio.....	7
Cuadro 2. Formulación Termodinámica Gamma/Phi para el Equilibrio Líquido-Vapor	7
Cuadro 3. Ecuación de Antoine y Ley de Raoult	8
Cuadro 4. Ecuaciones de Wilson para los coeficientes de actividad en forma binaria.....	8
Cuadro 5. Balances de materia y soluto para la sección de enriquecimiento de la torre de rectificación continua.....	11
Cuadro 6. Balance de energía para la sección de enriquecimiento de la torre de rectificación continua	12
Cuadro 5. Balances de materia y soluto globales para la torre de rectificación continua	12
Cuadro 6. Balance de energía global para la torre de rectificación continua según Ponchon y Savarit	12
Cuadro 7. Temperatura y composición líquido/vapor en equilibrio determinadas por medio de parámetros de Wilson en base a la presión de operación de la torre de 98.8 kPa.....	23
Cuadro 8. Entalpía de líquido y gas saturado y demás propiedades termodinámicas para el sistema etanol/agua a la temperatura y composiciones determinadas en el equilibrio a 98.8 kPa	25
Cuadro 9. Resultados experimentales y del simulador para el balance de masa y energía de las diferentes corridas	26
Cuadro 10. Resultado del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua con 50% de reflujo a 98.8kPa	27
Cuadro 11. Resultados del simulador del dimensionamiento de la torre de platos por el método de Ponchon y Savarit de las diferentes corridas a 98.8kPa.....	29
Cuadro 12. Análisis de error de los resultados obtenidos de manera experimental y por el simulador a 98.8kPa.....	29
Cuadro 13. Condiciones en el equilibrio de fases líquido-vapor reportadas en Perry para el sistema etanol/agua a 101.3 kPa.....	43
Cuadro 14. Constantes para la ecuación de Antoine para la presión de vapor de etanol y agua reportadas en Smith.....	43
Cuadro 15. Volumen líquido molar para etanol y agua reportados en Perry para ser usados en las ecuaciones con los parámetros de Wilson	43
Cuadro 16. Parámetros de Interacción Binaria de Wilson para el sistema etanol/agua reportado en Perry.....	44
Cuadro 17. Constantes para el cálculo de la capacidad calorífica de etanol y agua reportados en Perry y su capacidad calorífica a la temperatura de referencia de 0°C.....	44
Cuadro 18. Constantes para el cálculo del calor latente de vaporización de etanol y agua y su temperatura crítica reportados en Perry.....	44

Cuadro 19. Datos experimentales para la medición de la composición de etanol en la alimentación y los productos por densimetría en las diferentes corridas	44
Cuadro 20. Mediciones y datos experimentales de las diferentes corridas en la torre de rectificación continua Gunt Hamburg CE600 utilizados como datos a ingresar en el simulador	45
Cuadro 21. Temperatura y composición líquido/vapor en equilibrio determinadas y los parámetros de Wilson calculados para resolver en base a la presión de 98.8kPa	55
Cuadro 22. Entalpía de líquido y gas saturado, temperatura reducida y calor latente para el sistema etanol/agua a la temperatura y composiciones determinadas en el equilibrio a 98.8 kPa	56
Cuadro 9. Resultados experimentales y del simulador de las diferentes corridas	57
Cuadro 23. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 1-A	57
Cuadro 24. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 1-B	58
Cuadro 25. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 1-C	58
Cuadro 26. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 2-A	59
Cuadro 27. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 2-B	59
Cuadro 28. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 2-C	60
Cuadro 29. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 3-A	60
Cuadro 30. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 3-B	61
Cuadro 31. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 3-C	61
Cuadro 31. Resultados del simulador del dimensionamiento de la torre de platos por el método de Ponchon y Savarit de las diferentes corridas a 98.8kPa.....	62
Cuadro 32. Análisis de error de los resultados obtenidos de manera experimental y por el simulador a 98.8kPa.....	62

LISTADO DE FIGURAS

Figura 1: Diagrama típico de equilibrio vapor-líquido a presión constante.....	5
Figura 2: Diagrama típico de equilibrio vapor-líquido a presión constante con azeotropismo	6
Figura 3: Vista lateral del funcionamiento de platos de campanas en torres de destilación.....	10
Figura 4: Diagrama de una torre de destilación fraccionada y sus balances de materia y energía ...	10
Figura 5: Resolución de un fraccionador completo por el método gráfico de Ponchon y Savarit ...	13
Figura 6. Diagrama de equilibrio líquido-vapor T-xy para el sistema etanol/agua determinado la presión de operación de 98.8 kPa y su comparación con el equilibrio reportado en Perry a 101.3 kPa	24
Figura 7. Diagrama de equilibrio de fases líquido-vapor para el sistema etanol/agua determinado la presión de operación de 98.8 kPa y su comparación con el equilibrio reportado en Perry a 101.3 kPa.	24
Figura 8. Diagrama de entalpía composición para el sistema etanol/agua a las condiciones de equilibrio líquido-vapor determinadas a 98.8kPa	26
Figura 9. Resultado del balance de masa y energía del simulador para la rectificación continua con 50% de reflujo.....	27
Figura 10. Curvas de entalpía-composición en el equilibrio y operación del simulador para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua con 50% de reflujo a 98.8kPa	28
Figura 11. Curvas de composición de fases en el equilibrio y operación del simulador para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua con 50% de reflujo a 98.8kPa	28
Figura 12. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 1-A.....	50
Figura 13. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 1-B	50
Figura 14. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 1-C	51
Figura 15. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 2-A.....	51
Figura 16. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 2-B	52
Figura 17. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 2-C	52
Figura 18. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 3-A.....	53
Figura 19. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 3-B	53
Figura 21. Fotografía de la torre de rectificación continua Gunt Hamburg CE600 durante la realización de un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle ..	64
Figura 22. Fotografía de la torre de rectificación continua Gunt Hamburg CE600 vista desde frente durante la realización de un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle	64
Figura 23. Fotografía del depósito de almacenamiento de alimentación en la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle	65

Figura 24. Fotografía del depósito de almacenamiento de producto de colas en la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle	65
Figura 25. Fotografía del depósito de separación de fases del destilado en la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante el inicio de un ensayo mientras no se ha alcanzado el sobrenivel de reflujo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle	66
Figura 26. Fotografía del depósito de separación de fases del destilado en la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante la realización de un ensayo cuando ya se ha alcanzado el sobrenivel de reflujo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle.....	66
Figura 27. Fotografía del indicador de nivel en el calderín de la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante la realización de un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle	67
Figura 28. Fotografía de la pantalla de inicio en el panel de control de la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante la realización de un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle	67
Figura 29. Fotografía de la pantalla de los parámetros de control en el panel de control de la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante la realización de un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle.....	68
Figura 30. Fotografía de la pantalla de control de bomba de alimentación y sistema de refrigeración en el panel de control de la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante la realización de un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle	68
Figura 31. Fotografía de la pantalla de control de la potencia de calefacción y el reflujo en el panel de control de la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante la realización de un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle.....	69
Figura 32. Fotografía del banco de ensayos de la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 del manual del equipo	69
Figura 33. Diagrama del proceso de la torre de rectificación continua Gunt Hamburg CE600 y sus componentes principales	70
Figura 34. Nomenclatura de válvulas e instrumentación de la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600	71
Figura 35. Tabla de densidades para la determinación de la composición másica de etanol en agua (0-50%) en mezclas a diferentes temperaturas del Anexo 6.3 del manual del equipo.....	71
Figura 36. Tabla de densidades para la determinación de la composición másica de etanol en agua (50-100%) en mezclas a diferentes temperaturas del Anexo 6.3 del manual del equipo.....	72
Figura 37. Diagrama en 2D de la columna de platos de campana K3 del banco de ensayos de rectificación continua Gunt Hamburg CE600.....	73
Figura 39. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 1-A	75
.....	75
Figura 40. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 1-B.....	76
Figura 41. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 1-C.....	77
Figura 42. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 2-A	78

Figura 43. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 2-B.....	79
.....	79
Figura 44. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 2-C.....	80
Figura 45. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 3-A	81
.....	81
Figura 46. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 3-B.....	82
Figura 47. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 3-C.....	83
.....	83
Figura 48. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la determinación de la relación de reflujo mínima.....	84

RESUMEN

El presente Trabajo de Graduación consiste en el desarrollo de un simulador en Microsoft Excel para la destilación del sistema etanol/agua por el método de Ponchon y Savarit en la torre de rectificación continua Gunt Hamburg CE600 del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala. Se determinaron las condiciones en el equilibrio vapor-líquido para el sistema a la presión atmosférica en el Laboratorio de Operaciones Unitarias por medio de parámetros de Wilson. Se realizó un simulador automático que recibe datos de operación como flujos, temperaturas y concentraciones para la resolución del balance de masa y energía, así como el dimensionamiento teórico de la torre por el método gráfico de Ponchon y Savarit, comparando los resultados del simulador con los obtenidos por medio de ensayos experimentales en el equipo por medio de un análisis de error. Se determinó que con un reflujo cercano al mínimo de 40% la torre opera aproximándose a su plena capacidad contando únicamente con un plato extra y alimentando en el plato ideal, mientras que para reflujos mayores como 50 y 65% la torre tiene 3 y 4 platos extra, respectivamente, operando de manera sobredimensionada para la operación y alimentando uno o dos platos por debajo del plato ideal, lo que favorece el aumento de la concentración del destilado, pero disminuye el flujo obtenido. Se concluye que el simulador demuestra ser confiable como herramienta para producir resultados que arrojen conclusiones certeras acerca de la rectificación continua en el equipo, permitiendo profundizar en conceptos de transferencia de masa al analizar su funcionamiento de manera integral en un contexto de Ingeniería Química.

I. INTRODUCCIÓN

La rectificación continua es una operación unitaria de destilación utilizada especialmente para la separación de mezclas etanol/agua. El Laboratorio de Operaciones Unitarias del departamento de Ingeniería Química de la Universidad del Valle de Guatemala cuenta con la torre de rectificación continua Gunt Hamburg CE600 utilizado de manera didáctica como un equipo a pequeña escala de esta operación unitaria común en la industria guatemalteca y mundial. El equipo permite la realización de ensayos completos de destilación y el aprendizaje de su funcionamiento y operación. Este trabajo encuentra su motivo en la búsqueda de complementar el análisis de la operación mecánica del equipo con un entendimiento integral y completo desde el punto de vista de Ingeniería Química para la aplicación de los conceptos de termodinámica y transferencia de masa estudiados en la carrera por medio de un simulador automático para la resolución del balance de masa y energía así como el dimensionamiento teórico por el método gráfico de Ponchon y Savarit, de manera que funcione como herramienta acompañante en la realización de ensayos de rectificación continua de mezclas de etanol y agua en la torre de manera experimental. Más adelante se presenta el proceso de realización del simulador, los resultados obtenidos y el análisis de su funcionamiento y aplicabilidad.

II. JUSTIFICACIÓN

La destilación por rectificación continua es una de las aplicaciones clave en la industria química utilizada para separar mezclas líquidas de dos o más componentes a través de la evaporación y condensación empleando diferencias en la volatilidad relativa. El análisis práctico de torres de destilación de manera industrial puede conllevar incertezas físicas y elevados costos. Por lo tanto, es importante llevar a cabo el análisis químico del proceso en ambientes o procesos simulados. La separación de etanol de mezclas acuosas es de vasta importancia y utilización en la industria para aplicaciones desde la producción de bebidas destiladas hasta la producción de alcohol de grado farmacéutico. Debido a que este sistema forma un azeótropo, la destilación fraccionada o por rectificación continua es el método más utilizado para alcanzar concentraciones significativas en la separación y fue a su vez el sistema para el cual se inventó este método (Sarath et al, 2020).

Este trabajo busca contribuir a la comprensión y aprovechamiento de un equipo de rectificación continua didáctico del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle para profundizar en el estudio de su funcionamiento y la separación de la mezcla de etanol/agua por esta técnica a través de un simulador que permita ahondar más allá de un análisis superficial de la separación, explicando y prediciendo el comportamiento de la torre de acuerdo a la teoría de la transferencia de masa siguiendo un método riguroso y de mayor exactitud como Ponchon y Savarit (Treybal, 2007).

III. OBJETIVOS

A. Objetivo general:

Desarrollar un simulador en Excel de la destilación del sistema etanol/agua por el método de Ponchon y Savarit en la torre de rectificación continua del laboratorio de operaciones unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala.

B. Objetivos específicos:

1. Obtener las condiciones de equilibrio de fases líquido-vapor para el sistema etanol/agua a la presión de operación utilizando parámetros de Wilson para la construcción de las curvas de equilibrio en la simulación.
2. Desarrollar un simulador de la destilación del sistema etanol/agua en la torre de rectificación continua por el método de Ponchon y Savarit utilizando Excel.
3. Realizar la rectificación continua del sistema etanol/agua en la torre del laboratorio para comparar los resultados de la simulación con los obtenidos experimentalmente por medio de un análisis de error.

IV. MARCO TEÓRICO

A. Destilación

La destilación es un método para separar los componentes de una solución; depende de la distribución de las sustancias entre una fase gaseosa y una líquida, y se aplica a los casos en que todos los componentes están presentes en las dos fases. En vez de introducir una nueva sustancia en la mezcla, con el fin de obtener la segunda fase (como se hace en la absorción o desorción de gases) la nueva fase se crea por evaporación o condensación a partir de la solución original. Con objeto de aclarar la diferencia entre la destilación y las otras operaciones, se va a citar algunos ejemplos específicos. Cuando se separa una solución de sal común en agua, el agua puede evaporarse completamente de la solución sin eliminar la sal, puesto que esta última, para todos los fines prácticos, casi no es volátil en las condiciones predominantes. Esta es la operación de evaporación. Por otra parte, la destilación se refiere a separar soluciones en que todos los componentes son apreciablemente volátiles. A esta categoría corresponde la separación de los componentes de una solución líquida, de amoníaco y agua. Si la solución de amoníaco en agua se pone en contacto con aire, el cual es básicamente insoluble en el líquido, el amoníaco puede desorberse, pero entonces el amoníaco no se obtiene en forma pura, porque se mezcla con el vapor de agua y el aire. Por otra parte, aplicando calor, es posible evaporar parcialmente la solución y crear, de esta forma, una fase gaseosa que consta únicamente de agua y amoníaco. Y puesto que el gas es más rico en amoníaco que el líquido residual, se ha logrado cierto grado de separación. Mediante la manipulación adecuada de las fases, o mediante evaporaciones y condensaciones repetidas, es generalmente posible lograr una separación tan completa como se quiera y recobrar, en consecuencia, los dos componentes de la mezcla con la pureza deseada (Treybal, 2007).

1. Equilibrio líquido-vapor

Los métodos de destilación se aplicarán con éxito si se comprenden los equilibrios que existen entre la fase vapor y líquido de las mezclas encontradas. Por lo tanto, es esencial un breve análisis de dichos equilibrios. Aquí se dará especial atención a las mezclas binarias.

Inicialmente, se van a considerar las mezclas binarias, las cuales serán llamadas “ordinarias”, para indicar que los componentes líquidos se disuelven en cualquier proporción para formar soluciones homogéneas, las cuales no son necesariamente ideales, y que no hay complicación alguna de puntos de ebullición máximos o mínimos. El componente A de la mezcla binaria A-B se considerará como el más volátil; esto significa que la presión de vapor de A puro a cualquier temperatura es mayor que la presión de vapor B puro. Por supuesto, el equilibrio entre vapor-líquido

para cada sustancia pura de la mezcla es su relación entre la presión de vapor y la temperatura. Respecto de las mezclas binarias, se debe también considerar una variable adicional, la concentración. Las fracciones mol son las unidades más convenientes de concentración que pueden utilizarse; durante todo este análisis x será la fracción mol de la sustancia más volátil, A en el líquido, y y^* la correspondiente fracción mol en el equilibrio de A en el vapor.

Para los equilibrios a presión constante, considérese primero una sección típica a presión constante (Figura 9.2). La intersección de la superficie doble con el plano de presión constante produce una curva sin máximos o mínimos que se extiende desde el punto de ebullición de B puro hasta el de A puro a la presión considerada. La curva superior proporciona la relación entre la temperatura y la composición del vapor (t - y^*); la curva inferior, la relación entre la temperatura y la composición del líquido (t - x). Las mezclas de líquido y vapor en el equilibrio están a la misma temperatura y presión, de forma que las líneas de unión, como la línea DF, unen las mezclas en el equilibrio en D y F. Hay un número infinito de dichas líneas de unión para este diagrama. Una mezcla en la curva inferior, como en el punto D, es un líquido saturado; una mezcla en la curva superior, como en F, es un vapor saturado. Una mezcla en E es una mezcla de dos fases, que consta de una fase líquida de composición en D y una fase vapor de composición en F, en proporción tal que la composición promedio de toda la mezcla se representa mediante E.

Figura 1: Diagrama típico de equilibrio vapor-líquido a presión constante

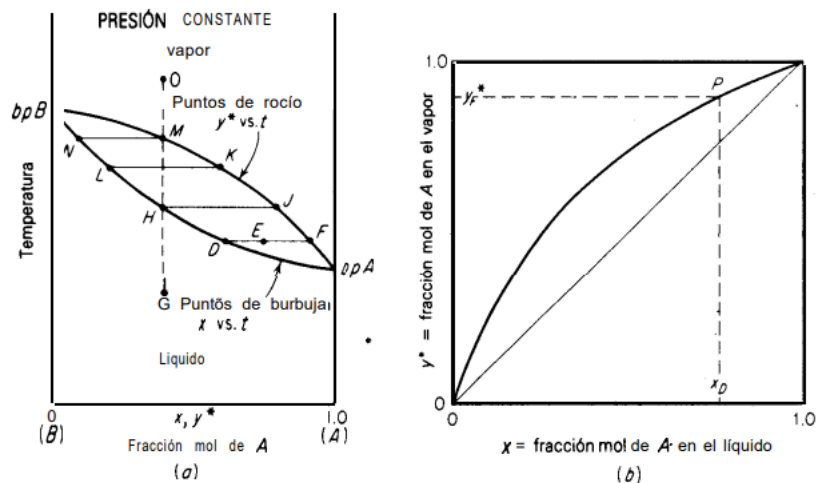


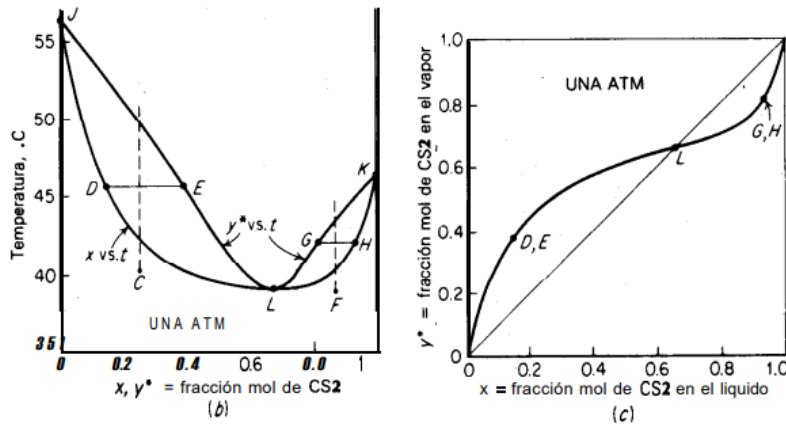
Figura 9.2 Equilibrios a presión constante vapor-líquido.

(Treybal, 2007).

2. Mezclas con azeótropos

Cuando las desviaciones positivas del ideal son lo suficientemente grandes y cuando las presiones de vapor de los dos componentes no están muy alejadas entre sí, las curvas de presión total a temperatura constante pueden aumentar a través de un máximo a cierta concentración. Se dice que una mezcla de este tipo forma un azeótropo o mezcla con punto de ebullición constante. El significado de esto se comprende más fácilmente al estudiar la sección a presión constante (Figura 9.7b o c). Las curvas de composición del líquido y del vapor son tangentes en el punto L, el punto de azeotropismo a esta presión, el cual representa la temperatura de ebullición mínima para este sistema. Para todas las mezclas de composición menor a L, como las de C, el vapor en el equilibrio (E) está más enriquecido con el componente más volátil que el líquido. Sin embargo, para todas las mezclas más ricas que L, tal como en F, el vapor en equilibrio es menos rico en la sustancia volátil que el líquido (H). Una mezcla de composición L da lugar a un vapor de composición idéntica a la del líquido y en consecuencia hierve a temperatura constante y sin cambio de composición. Si las soluciones, ya sea a D o H, se hierven en un recipiente abierto con escape continuo de los vapores, la temperatura y la composición de los líquidos residuales en cada uno de los casos se mueven a lo largo de la curva inferior y se alejan del punto L (hacia K para un líquido en H y hacia J para uno en I).

Figura 2: Diagrama típico de equilibrio vapor-líquido a presión constante con azeotropismo



(Treybal, 2007).

3. Determinación de las condiciones de equilibrio vapor-líquido por medio de parámetros de Wilson

Para la determinación de las condiciones de equilibrio vapor-líquido de mezclas binarias es necesario utilizar formulaciones termodinámicas que permitan relacionar las condiciones con

coeficientes de actividad determinados experimentalmente y reportados en la literatura. La definición del coeficiente de fugacidad de especies en mezclas binarias en equilibrio es la base para los coeficientes de actividad sabiendo que el coeficiente de fugacidad de una especie en la mezcla líquida es igual al de la especie en la mezcla de vapor en equilibrio, lo mismo se cumple para la especie pura y es el coeficiente de actividad el que relaciona a los coeficientes de fugacidad para especies puras y en mezclas a una composición fija.

Cuadro 1. Definición de los coeficientes de fugacidad y actividad para especies en mezclas en equilibrio

Objeto	Ecuación	No.
Coeficientes de fugacidad de especies puras	$f_i^l = f_i^v$	(1)
Coeficientes de fugacidad de especies en mezcla	$\hat{f}_i^l = \hat{f}_i^v$	(2)
Coeficiente de Actividad	$\gamma_i = \frac{\hat{f}_i}{x_i f_i}$	(3)

Pudiendo relacionar las composiciones y condiciones en el equilibrio a través de la formulación conocida como Gamma/Phi, que incluye el factor de Poynting (Phi) y el coeficiente de actividad (Gamma). Por otra parte, ya que el factor de Poynting a presiones moderadamente bajas difiere de la unidad solo por algunas milésimas, su omisión introduce un error aceptable y se adopta la simplificación como la ecuación usual para el cálculo:

Cuadro 2. Formulación Termodinámica Gamma/Phi para el Equilibrio Líquido-Vapor

Objeto	Ecuación	No.
Ecuación Gamma/Phi	$y_i \phi_i P = x_i \gamma_i P_i^{sat}$	(4)
Simplificación	$\phi_i \cong 1, \quad y_i P = x_i \gamma_i P_i^{sat}$	(5)

Además, es necesaria la determinación de la presión de vapor de las especies puras a través de la ecuación de Antoine, siendo dependiente de la temperatura y la relación de la presión total y las presiones parciales de las especies por medio de la ley de Raoult:

Cuadro 3. Ecuación de Antoine y Ley de Raoult

Objeto	Ecuación	No.
Ecuación de Antoine	$\ln P_i^{sat}/kPa = A_i - \frac{B_i}{T/^\circ C + C_i}$	(6)
Ley de Raoult	$P = y_i P_i$	(7)

Los coeficientes de actividad son función de la temperatura y la composición de la fase líquida por lo que sus correlaciones son primordialmente basadas en datos experimentales. Diferentes formas de ecuaciones han sido propuestas con parámetros ajustables determinados por experimentación que son constantes para cada combinación de especies en mezcla. Wilson propone una ecuación en el equilibrio utilizada con frecuencia para el cálculo del equilibrio líquido-vapor de especies en mezclas, pues incluyen el efecto de la temperatura y los volúmenes líquidos molares de las especies. La forma de estas ecuaciones para una mezcla binaria es la siguiente:

Cuadro 4. Ecuaciones de Wilson para los coeficientes de actividad en forma binaria

Parámetros ajustables	Ecuaciones de Wilson	No.
$\lambda_{12} - \lambda_{11}$ $\lambda_{21} - \lambda_{22}$	$\Lambda_{12} = \frac{v_2^L}{v_1^L} \exp\left(-\frac{\lambda_{12} - \lambda_{11}}{RT}\right)$	(8)
	$\Lambda_{21} = \frac{v_1^L}{v_2^L} \exp\left(-\frac{\lambda_{21} - \lambda_{22}}{RT}\right)$	(9)
	$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2}\right)$	(10)
	$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1) - x_1 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2}\right)$	(11)

B. Rectificación continua

La rectificación continua, o fraccionamiento, es una operación de destilación a contracorriente en varias etapas. Por lo general, para una solución binaria, con algunas excepciones, es posible separar mediante este método la solución de sus componentes y recuperar cada componente en el estado de pureza que se desee. Probablemente, la rectificación es el método de separación utilizado con mayor frecuencia, aunque es relativamente nuevo. Mientras que la destilación simple se conocía en el primer siglo a.C., y tal vez antes, no fue hasta 1830 que Aeneas Coffey de Dublin inventó el rectificador a

contracorriente en multietapas para destilar etanol a partir de granos molidos fermentados. La caldera estaba unida a platos y vertederos; se obtenía un destilado con más del 95% de etanol, la composición del azeótropo. Actualmente no se puede lograr nada mejor, excepto mediante métodos especiales (Benitez, 2009).

En este tipo de destilación la mezcla de alimentación se introduce de modo más o menos centrado en una cascada vertical de etapas. El vapor que se eleva en la sección arriba del alimentador (llamada la sección de absorción, enriquecedora o rectificadora) se lava con el líquido para eliminar o absorber el componente menos volátil. Como en este caso no se agrega ningún material extraído el líquido de lavado se obtiene condensando el vapor que sale por la parte superior, enriquecido con el componente más volátil. El líquido devuelto a la parte superior de la torre se llama reflujo y el material que se elimina permanentemente es el destilado, que puede ser un vapor o un líquido, enriquecido con el componente más volátil. En la sección debajo del alimentador (sección desorbedora o agotamiento), el líquido se desorbe del componente volátil mediante vapor que se produce en el fondo por la evaporación parcial del líquido en el fondo en el rehervidor. El líquido eliminado, enriquecido con el componente menos volátil, es el residuo o fondos. Dentro de la torre, los líquidos y los vapores siempre están en sus puntos de burbuja y de rocío, respectivamente, de manera que las temperaturas más elevadas se encuentran en el fondo y las menores en la parte superior. Todo el arreglo se conoce como fraccionador o torre de rectificación continua.

Las purezas obtenidas para los dos productos separados dependen de las relaciones líquido/gas utilizadas; debe establecerse el número de platos ideales suministrados por las dos secciones de la torre y la relación entre estos. Sin embargo, el área de la sección transversal de la torre depende completamente de la cantidad de los materiales que se manejen. Existen diferentes tipos de platos que mejoran la eficiencia de la separación al obstruir el paso del gas y del líquido obligándoles a separarse al haber alcanzado el equilibrio, un tipo común de platos utilizados en la industria son los platos de campana, que tienen una abertura vertical por la que puede subir el gas y ser retenido en una campana para salir sumergido en el líquido del plato superior que es retenido con cierto nivel en cada plato por un área reducida que evita su caída rápida.

Figura 3: Vista lateral del funcionamiento de platos de campanas en torres de destilación

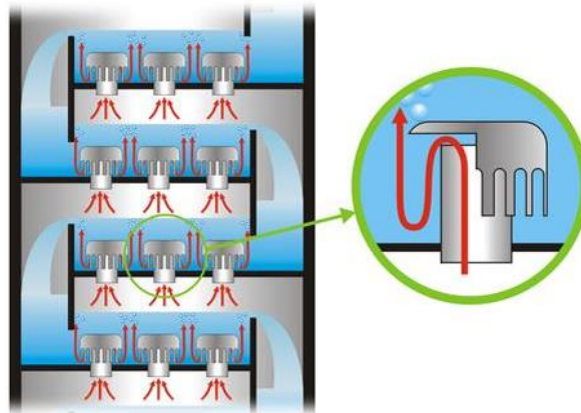


Figura 4: Diagrama de una torre de destilación fraccionada y sus balances de materia y energía

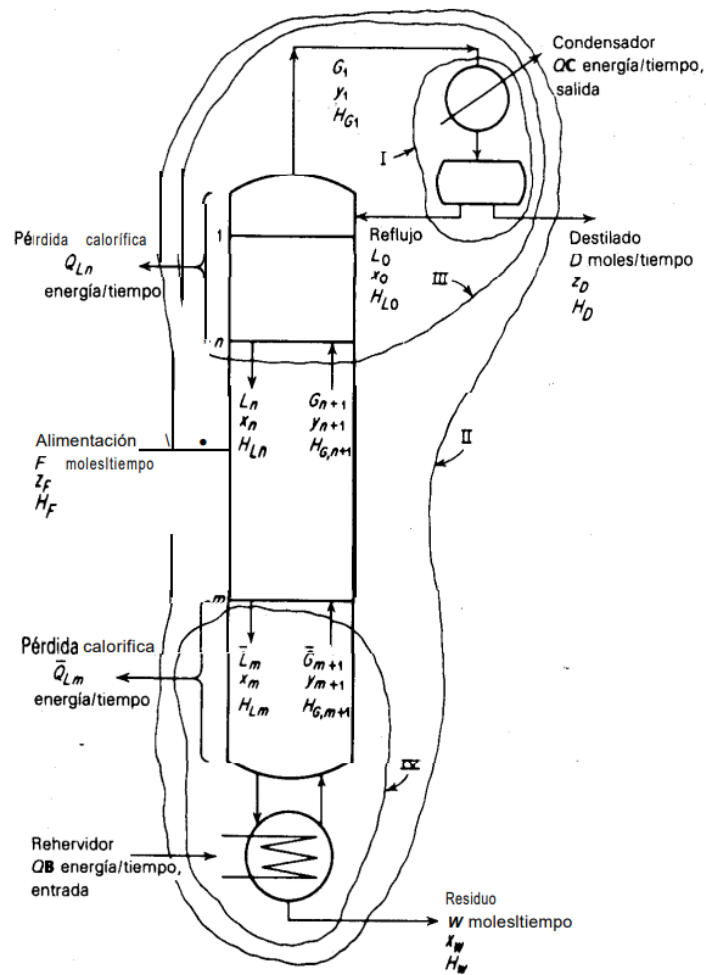


Figura 9.17 Balances de materia y entalpía de un fraccionador.

(Treybal, 2007).

El producto destilado puede ser líquido, vapor o una mezcla. Sin embargo, el reflujo debe ser líquido. La relación molar entre el reflujo y el destilado separado es la relación de reflujo, algunas veces llamada relación de reflujo externo. Frecuentemente, la economía de calor se obtiene mediante un intercambio de calor entre el residuo que sale como producto, y que sale de la columna en su punto de burbuja, y la mezcla alimentadora, con el fin de precalentar dicha mezcla. Se pueden utilizar dos métodos para desarrollar la relación entre los números de platos, las relaciones líquido/vapor y las composiciones del producto. El primer método, el método de Ponchon y Savarit es riguroso y puede usarse en todos los casos, pero requiere datos detallados de entalpía para poderse aplicar. El segundo, el método de McCabe Thiele, es una simplificación que sólo requiere los equilibrios de concentración, es menos riguroso pero adecuado para muchos fines (Treybal, 2007).

C. Resolución de torres de platos

1. Método de Ponchon y Savarit

Este método se va a desarrollar inicialmente para el caso en que se tengan pérdidas despreciables de calor. Considérese la sección enriquecedora a través del plato n , entorno III. El plato n es cualquier plato en esta sección. Los balances de materia para la sección son:

Cuadro 5. Balances de materia y soluto para la sección de enriquecimiento de la torre de rectificación continua

Objeto	Ecuación	No.
Balance de materia total	$G_{n+1} = L_n + D$	(12)
Balance de soluto	$G_{n+1}y_{n+1} - L_nx_n = Dx_D$	(13)

El lado izquierdo de la ecuación representa la diferencia en el flujos del componente A, de arriba hacia abajo, o el flujo neto hacia arriba. Puesto que el lado derecho es constante para una destilación dada, se tiene que la diferencia, o flujo neto de A hacia arriba, es constante, independientemente del número de platos en esta sección de la torre; además, es igual al flujo permanentemente eliminado en la parte superior. Un balance de entalpía, entorno III, con pérdida despreciable de calor, es:

Cuadro 6. Balance de energía para la sección de enriquecimiento de la torre de rectificación continua

Objeto	Ecuación	No.
Balance de energía	$G_{n+1}H_{Gn+1} = L_nH_{Ln} + Q_C + DH_D$	(14)

El lado izquierdo de la ecuación representa la diferencia en el flujo del calor, de arriba hacia abajo, o el flujo neto hacia arriba. Puesto que el lado derecho es constante para un conjunto dado de condiciones, entonces la diferencia o flujo neto de calor hacia arriba es constante, independientemente del número de platos en esta sección de la torre e igual al flujo de calor eliminado permanentemente en la parte superior con el destilado y en el condensador.

En el diagrama Hxy, se da la ecuación de una línea recta que pasa a través de (H_{Gn+1}, y_{n+1}) en G_{n+1} , (H_{Ln}, x_n) en L_n y (Q', x_D) en Δ_D . El último se conoce como un punto de diferencia, puesto que sus coordenadas representan diferencias en flujos respectivos. En el diagrama xy, es la ecuación de una línea recta de pendiente $\frac{L_n}{G_{n+1}}$ a través de (y_{n+1}, x_n) y $y = x = x_D$. Puede analizarse además la torre fraccionadora de manera completa a través de los balances:

Cuadro 5. Balances de materia y soluto globales para la torre de rectificación continua

Objeto	Ecuación	No.
Balance de materia total	$F = D + W$	(15)
Balance de soluto	$Fx_F = Dx_D + Wx_W$	(16)

Cuadro 6. Balance de energía global para la torre de rectificación continua según Ponchon y Savarit

Objeto	Ecuación	No.
Balance de energía global	$FH_F + Q_B = DH_D + WH_W + Q_C$	(16)
Balance de energía modificado	$FH_F = DQ' + WQ''$	(17)
Ecuación para la recta del balance de energía	$\frac{D}{W} = \frac{x_F - x_W}{x_D - x_F} = \frac{H_F - Q''}{Q' - H_F}$	(18)

Esta última es la ecuación de una línea recta en el diagrama Hxy, que pasa a través de (Q', x_D) a Δ_D , (H_F, x_F) a F y (Q'', x_W) a Δ_W , como en el diagrama de la figura siguiente.

Figura 5: Resolución de un fraccionador completo por el método gráfico de Ponchon y Savarit

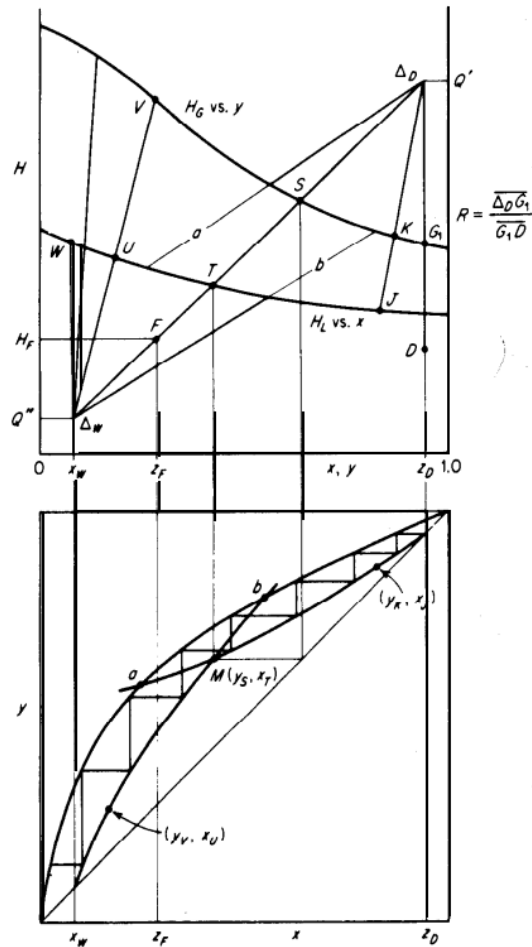


Figura 9.21 El fraccionador completo Alimentación debajo del punto de burbuja y un condensador total.

(Treybal, 2007).

V. ANTECEDENTES

Sarath Yadav E., Indiran T., Nayak D. et al. realizaron un estudio en el 2020 donde simularon una columna de destilación para el sistema de alcohol isopropílico y agua utilizando el software Aspen Plus. Se evaluó el efecto de las variables como la temperatura y la presión del sistema presentando como resultados la construcción de diagramas de fases en el equilibrio líquido-vapor a temperatura constante, presión constante y sus coeficientes de actividad. Se comprobó la exactitud de los resultados con respecto a los reportados experimentalmente para este sistema y la confiabilidad del software Aspen Plus para simular la operación en estado estable.

Kumar, Raja; Kumar, Vijaya; Uppaluri, Ramgopal & Banjara, Vikas R. publicaron en la revista Chemical Engineering Research and Design en 2010 un trabajo titulado “Optimization of crude distillation system using aspen plus: Effect of binary feed selection on grass-root design.” en donde examinaron los efectos del crudo alimentado para la optimización de su destilación utilizando el software Aspen Plus. El sistema simulado contaba con una unidad de preflasheo, una unidad de destilación atmosférica y una unidad de destilación al vacío para la separación de los diferentes componentes del crudo. La optimización se basó en la maximización de la función utilidades. La simulación que utilizó diferentes mezclas de crudo benefició la planificación y calendarización de la refinería, aunque se infiere la dificultad de analizar la optimización global del proceso en base a la calidad de las soluciones obtenidas por medio de la simulación.

Sandoval, Mónica publicó una investigación en modalidad de trabajo de graduación para la Universidad del Valle en 2022 acerca del diseño de un simulador semiautomático para la torre de destilación de acero inoxidable de diez platos del Laboratorio de Operaciones Unitarias que opera en formato por lotes, utilizando una solución binaria de etanol y agua. Determinó valores experimentales para la curva de equilibrio vapor-líquido de acuerdo con la presión del laboratorio. Se presentó un simulador que toma datos como las temperaturas, flujos y concentraciones para calcular la concentración final de destilados y colas y el plato de alimentación ideal para obtener esas concentraciones. Además, se realizó un balance de masa y energía tomando en cuenta las pérdidas de calor del equipo al ambiente al no estar aislado.

VI. METODOLOGÍA

A. Materiales

1. Banco de Ensayos de la Torre de Rectificación Continua Gunt Hamburg CE600 y accesorios
2. Columna de platos de campana K3 del banco de ensayos Gunt Hamburg CE600
3. 0.004m^3 (4L) Etanol 99.9%v/v
4. 0.015m^3 (15L) Agua
5. 3 Recipientes de 0.020 m^3 (20 L)
6. Probeta de 0.002 m^3 (2 L)
7. Probeta de 0.00025m^3 (250 mL)
8. Balón aforado de 0.0005m^3 (500 mL)
9. Embudo de plástico
10. Balanza analítica
11. Balanza industrial
12. Termómetro de bulbo
13. Computadora
14. Microsoft Excel

B. Metodología

1. Obtención de las curvas de equilibrio del sistema
 - a. Obtener los parámetros de Antoine para los compuestos del sistema binario según el Manual Perry dentro del rango de aplicabilidad.
 - b. Definir los parámetros de interacción binaria en el equilibrio líquido-vapor de Wilson para la mezcla binaria etanol/agua según el Manual Perry.
 - c. Definir la constante de los gases ideales en las unidades de los parámetros de Wilson obtenidos.

- d. Plantear como aproximación inicial la fracción líquida y la temperatura en el equilibrio a 101.3kPa obtenidas en el Manual Perry.
- e. Medir la presión atmosférica en el laboratorio de operaciones unitarias utilizando un barómetro.
- f. Calcular las presiones de vapor para ambos compuestos en cada fracción en el equilibrio de acuerdo con las ecuaciones de Antoine.
- g. Calcular los coeficientes de actividad para la mezcla binaria de etanol/agua en cada fracción en el equilibrio siguiendo las ecuaciones de Wilson.
- h. Calcular la presión de trabajo y la fracción gaseosa en el equilibrio correspondiente a cada fracción líquida y temperatura de acuerdo con los coeficientes de actividad y la ley de Raoult.
- i. Desarrollar un SOLVER en Excel para alcanzar que las presiones de cada condición en el equilibrio sean iguales a la presión atmosférica medida variando la temperatura de equilibrio.
- j. Encontrar con el SOLVER la temperatura y fracciones en el equilibrio que resuelvan para la presión medida.
- k. Incluir en el SOLVER fracciones líquidas intermedias para suavizar la curva en el equilibrio, no dejando intervalos amplios de composición sin resolver.
- l. Desarrollar un SOLVER para encontrar la condición del azeótropo buscando la temperatura que cumpla la presión medida y además la igualdad en las fracciones líquido y gas en el equilibrio.
- m. Construir los diagramas T-xy y de fases en el equilibrio para el sistema etanol/agua a la presión medida utilizando las condiciones encontradas a través de la resolución con SOLVER.
- n. Obtener de las tablas de capacidades caloríficas y calor latente de vaporización del Manual Perry, los coeficientes de las ecuaciones para el cálculo de estas variables como función de la temperatura.
- o. Definir la temperatura de referencia para el cálculo de las entalpías del sistema
- p. A partir de las condiciones en el equilibrio encontradas a la presión medida calcular las capacidades caloríficas y calores latentes de vaporización de ambos compuestos del sistema a cada condición en el equilibrio.
- q. Calcular las entalpías de líquido y vapor saturado a cada una de las condiciones en el equilibrio.

- r. Construir el diagrama para la curva de entalpía vs. composición en el equilibrio a utilizar en el método de Ponchon y Savarit.
2. Desarrollo de la simulación
 - a. Definir la nomenclatura a utilizar para nombrar las variables del simulador de acuerdo con el manual de la torre de rectificación continua.
 - b. Definir las variables a ingresar en el simulador para el cálculo tanto del balance de masa y energía del equipo como de la simulación teórica según el método de Ponchon y Savarit y su respectivo análisis de error.
 - c. Definir las unidades de medición de las variables a ingresar de acuerdo con su obtención ya sea por mediciones directas o indirectas en el equipo.
 - d. Desarrollar el cálculo en la simulación para la resolución del balance de masa del equipo partiendo de las condiciones de alimentación y la relación de reflujo.
 - e. Desarrollar el cálculo en la simulación para la resolución del balance de materia del equipo.
 - f. Desarrollar el cálculo en la simulación para la resolución del balance de energía del equipo.
 - g. Desarrollar el cálculo en la simulación para la resolución de la torre de rectificación continua por el método gráfico de McCabe-Thiele como aproximación inicial.
 - h. Desarrollar el cálculo en la simulación para la resolución de la torre de rectificación continua por el método gráfico de Ponchon y Savarit.
 - i. Desarrollar el cálculo en la simulación del análisis de error comparando las variables medidas de manera experimental y las calculadas en la simulación de acuerdo con las variables definidas.
 - j. Presentar en la simulación el balance resuelto de manera didáctica y comprensible, así como los diagramas con las curvas de equilibrio y operación resueltos por ambos métodos gráficos.
 - k. Presentar en la simulación el análisis de error en tablas que permitan comparar y obtener conclusiones prácticas para el análisis del equipo.
 - l. Desarrollar en la simulación programación preventiva para el correcto funcionamiento del programa, incluyendo advertencias e impedimentos para el ingreso de variables no congruentes o fuera de rango.
 3. Puesta en marcha del equipo

- a. Colocar el banco de ensayos de la torre de rectificación continua Gunt Hamburg CE600 sobre una superficie nivelada y fija.
 - b. Conectar el equipo a la red eléctrica.
 - c. Encender el banco de ensayos con el interruptor principal (36).
 - d. Llenar el depósito de agua de refrigeración B8 (1) con agua. Si dispone de agua de buena calidad y baja dureza, se puede utilizar agua del grifo. En caso contrario, utilizar agua destilada. El nivel de llenado debe ser de aproximadamente el 90%.
 - e. Colocar los grifos en las proximidades del intercambiador de calor del fondo W2 de modo que el agua de refrigeración pueda fluir a través del espacio del espacio envolvente del intercambiador de calor del fondo.
 - f. Abrir ligeramente la válvula de regulación V52.
 - g. Abrir completamente la válvula de regulación V51. El agua de refrigeración se bombea al condensador W1.
 - h. Poner en marcha la bomba de agua de refrigeración P3 y observar. Después de rellenar el depósito de agua de refrigeración, es posible que la bomba de agua de refrigeración no ventile lo suficiente.
 - i. Si no fluye agua de refrigeración al condensador después de unos 15s, detener la bomba de agua de refrigeración P3. Aflojar ligeramente la tuerca de unión de la conexión de descarga de la bomba hasta que salga agua. A continuación, volver a apretar la tuerca de unión.
 - j. Reiniciar la bomba de agua de refrigeración P3 y observe.
 - k. Eliminar cualquier fuga en los circuitos de agua de refrigeración.
 - l. Cerrar la válvula de regulación V52.
 - m. Detener la bomba de agua de refrigeración P3.
4. Puesta en fuera del servicio del equipo
 - a. Apagar el banco de ensayos con el interruptor principal.
 - b. Dejar que el banco de ensayos se enfríe si es necesario.
 - c. Comprobar las válvulas de descarga del equipo para evitar fugas involuntarias de líquidos.
 - d. Si el banco de ensayos no se utiliza durante un período de tiempo prolongado, vaciar completamente todos los depósitos y tuberías.
 5. Realización de ensayos

- a. En recipiente de 20L mezclar 15L de solución al 25%v/v de etanol en agua utilizando 3.75L de etanol 99.9%v/v y 11.25L de agua utilizando una probeta de 2L.
- b. Medir la composición de etanol en la mezcla utilizando su densidad y temperatura.
- c. Conectar la manguera de alimentación a la conexión de alimentación inferior de la columna.
- d. Desenroscar el tornillo de cierre del evaporador D1. Esto permite igualar la presión durante el bombeo y evita cualquier acumulación de la alimentación en la columna.
- e. Si no se ha hecho ya, vaciar el espacio envolvente del intercambiador de calor del fondo W2. Para ello, abrir los grifos de bola V14 y V54, y abrir los grifos de bola de 3 vías V53 y V55 para la alimentación (esto facilita la ventilación al vaciar). A menudo aún hay agua de refrigeración en el espacio envolvente del ensayo anterior. El vaciado evita la dilución de la mezcla inicial durante el bombeo.
- f. Conectar el intercambiador de calor del fondo W2 para alimentar el precalentamiento y cerrar los grifos de bola V14 y V54. Así, la mezcla inicial entra en el espacio envolvente de W2 durante el bombeo.
- g. Comprobar la posición de todos los grifos de bola y las válvulas de regulación. Si no se ha hecho ya, cerrar los desagües de los depósitos, cierre las purgas de aire, etc. El objetivo es evitar el vaciado involuntario y el mal funcionamiento durante el ensayo.
- h. Transferir la mezcla inicial, desde el recipiente al depósito de alimentación B2 hasta 5L utilizando un embudo, pesando el contenido vertido y el remanente en el recipiente.
- i. Transferir 3 de los 5L de la mezcla inicial, desde B2 a través de la columna al evaporador. Detener P1 en cuanto se alcance la marca de nivel 2L en B2.
- j. Transferir más mezcla inicial, primero el resto de la primera transferencia a B2, y luego del recipiente. Para ello pesar el contenido vertido y el remanente, rellenando el B2 hasta 5L según la marca de llenado.
- k. Transferir la mezcla inicial, desde B2 a través de la columna al evaporador. Detener P1 en cuanto B2 esté vacío (evitar el funcionamiento en seco de P1).

- l. Transferir más mezcla inicial, primero el resto de la primera transferencia a B2, y luego del recipiente. Para ello pesar el contenido vertido y el remanente, rellenando el B2 hasta 5L según la marca de llenado
- m. Atornille el tapón de rosca en el evaporador D1.
- n. Ajustar el valor de salida de reflujo al 100%.
- o. Poner en marcha la bomba de agua de refrigeración P3. Ajustar el suministro de agua de refrigeración al condensador a 250L/h con la válvula de regulación V51.
- p. Conectar el calefactor W4, inicialmente con el valor de ajuste 100%.
- q. Cuando se alcance la temperatura del evaporador $T_3 = 70^{\circ}\text{C}$, reduzca el valor de salida del calefactor al 25%.
- r. Poner en marcha el ventilador del radiador W3. El valor de salida que debe ajustarse para el ventilador depende de la capacidad de enfriamiento requerida. Esta capacidad de enfriamiento depende, entre otras cosas, de la temperatura exterior y de la temperatura de la cabeza de la columna durante el ensayo. Un posible valor de salida al principio es el 60%. Si es necesario, el valor de salida puede aumentarse posteriormente de forma escalonada.
- s. Esperar hasta que aparezca destilado en el tubo superior del depósito de separación de fases B3 y se inicie el reflujo. Después de 5 minutos de espera, iniciar el ensayo cambiando a las condiciones de funcionamiento
- t. Iniciar la alimentación en la columna, ponga en marcha la bomba de alimentación P1 con un valor de control del 25%.
- u. Cambiar el valor de salida de reflujo del 100% al valor correspondiente para cada corrida.
- v. En la tubería que va del evaporador al depósito de producto de fondo B6, abrir completamente el grifo de bola V25 y ligeramente la válvula de regulación V20.
- w. Mantener el nivel de llenado en el evaporador lo más constante posible, si es necesario corregir la posición de la válvula de regulación V20.
- x. Durante el ensayo, observar la presión diferencial de la columna DP2. El objetivo es alcanzar valores DP2 en el rango 5-30mbar. Si $DP_2 > 30\text{mbar}$, reducir el valor de control del calefactor en unos 5 puntos porcentuales. Si $DP_2 < 5\text{mbar}$, aumentar el valor de control del calefactor en unos 5 puntos porcentuales.

- y. Tomar los datos de medición de los diferentes sensores mostrados en la pantalla de inicio del panel de control en el banco de ensayos.
 - z. Fin del ensayo mediante la detención, por ejemplo, después de la adición de 5L de alimentación: Detener la bomba de alimentación P1, Apagar el calefactor W4, Cerrar la válvula de regulación V20 del evaporador al depósito de producto de fondo.
 - aa. 5 minutos después del final del ensayo: Cambiar el valor de salida de reflujo al 100%, Detener la bomba de agua de refrigeración P3 y Detener el ventilador del radiador W3.
 - bb. Extraer la alimentación del espacio envolvente del intercambiador de calor del fondo W2 en la probeta de 1L. Para ello, abrir los grifos de bola V14 y V54, y abrir los grifos de bola de 3 vías V53 y V55 para la alimentación. Pesar la probeta con el contenido. Verter la alimentación en el recipiente para la mezcla inicial.
 - cc. Para la medición del producto de fondo o colas, vaciar el depósito de recolección de manera total en recipiente de 20L y determinar la masa, densidad y temperatura. Verter en el recipiente para la mezcla inicial.
 - dd. Para la medición del producto de cabeza o destilado, vaciar el depósito de recolección y el depósito de separación de fases de manera total en recipiente de 20L y determinar la masa, densidad y temperatura. Verter en el recipiente para la mezcla inicial.
 - ee. Enfriar el producto de fondo del evaporador. Extraer el producto de fondo enfriado, pesarlo y mezclarlo en el segundo bote. De la mezcla de producto de fondo, tomar una muestra, determinar la densidad y la temperatura. Verter en recipiente para la mezcla inicial.
 - ff. De la mezcla total de los diferentes productos en el recipiente se obtiene una nueva mezcla inicial para el siguiente ensayo.
6. Medición de la composición másica de etanol en las soluciones por densimetría
- a. Tarar el balón aforado de 500mL y la probeta de 250mL.
 - b. Para la alimentación y las colas verter la solución en el balón aforando hasta la marca de 500mL, para el producto destilado ya que se recolecta un menor volumen hacerlo con la probeta de 250mL y leer el volumen recolectado.
 - c. Medir la temperatura de la solución en el recipiente utilizando un termómetro de bulbo.

- d. Pesar el recipiente previamente tarado con el volumen conocido de solución.
 - e. Determinar la densidad de la solución utilizando su masa medida y volumen conocido.
 - f. En el Anexo 6.3 del manual del equipo “Tablas de densidad para la mezcla de sustancias etanol/agua” buscar en la columna de la temperatura medida el valor de densidad de la solución y leer la composición másica de etanol en agua correspondiente.
7. Simulación de las corridas experimentales
- a. Exportar el archivo con los valores de medición del ensayo a Microsoft Excel.
 - b. Seleccionar los datos que se encuentren dentro del rango de tiempo correspondiente a la rectificación, eliminando los datos registrados en el arranque y finalización del ensayo.
 - c. Ingresar los valores de las variables medidas en el simulador (cuidado de mantener las unidades de medición en el sistema solicitado).
 - d. Recolectar los diferentes resultados de la simulación.
 - e. Comparar los resultados experimentales del ensayo con los resultados teóricos arrojados por la simulación para una rectificación a las mismas condiciones por medio de un análisis de error.

VII. RESULTADOS

A. CONDICIONES DE EQUILIBRIO DEL SISTEMA ETANOL/AGUA

Cuadro 7. Temperatura y composición líquido/vapor en equilibrio determinadas por medio de parámetros de Wilson con base en la presión de operación de la torre de 98.8 kPa.

T (°C)	x1 (molar)	y1 (molar)
99.29	0.0000	0.0000
97.78	0.0050	0.0576
96.45	0.0100	0.1063
94.42	0.0190	0.1770
92.44	0.0300	0.2424
90.98	0.0400	0.2883
89.25	0.0550	0.3408
87.74	0.0721	0.3851
86.14	0.0966	0.4307
84.85	0.1238	0.4668
83.44	0.1661	0.5063
81.98	0.2337	0.5493
81.54	0.2608	0.5630
80.65	0.3273	0.5927
79.91	0.3965	0.6208
79.42	0.4500	0.6423
78.94	0.5079	0.6661
78.86	0.5198	0.6711
78.48	0.5732	0.6945
77.88	0.6763	0.7450
77.58	0.7472	0.7856
77.43	0.8000	0.8199
77.32	0.8844	0.8844
77.32	0.8943	0.8929
77.33	0.9100	0.9069
77.36	0.9300	0.9255
77.40	0.9500	0.9453
77.45	0.9700	0.9662
77.56	1.0000	1.0000

Figura 6. Diagrama de equilibrio líquido-vapor T-xy para el sistema etanol/agua determinado la presión de operación de 98.8 kPa y su comparación con el equilibrio reportado en Perry a 101.3 kPa

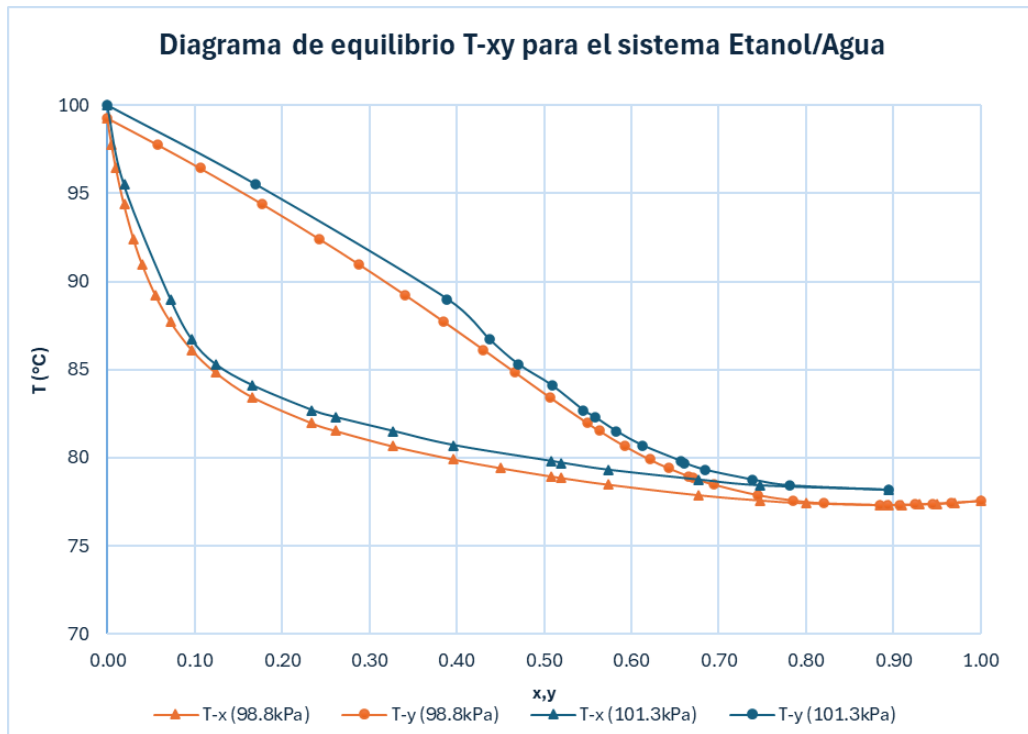
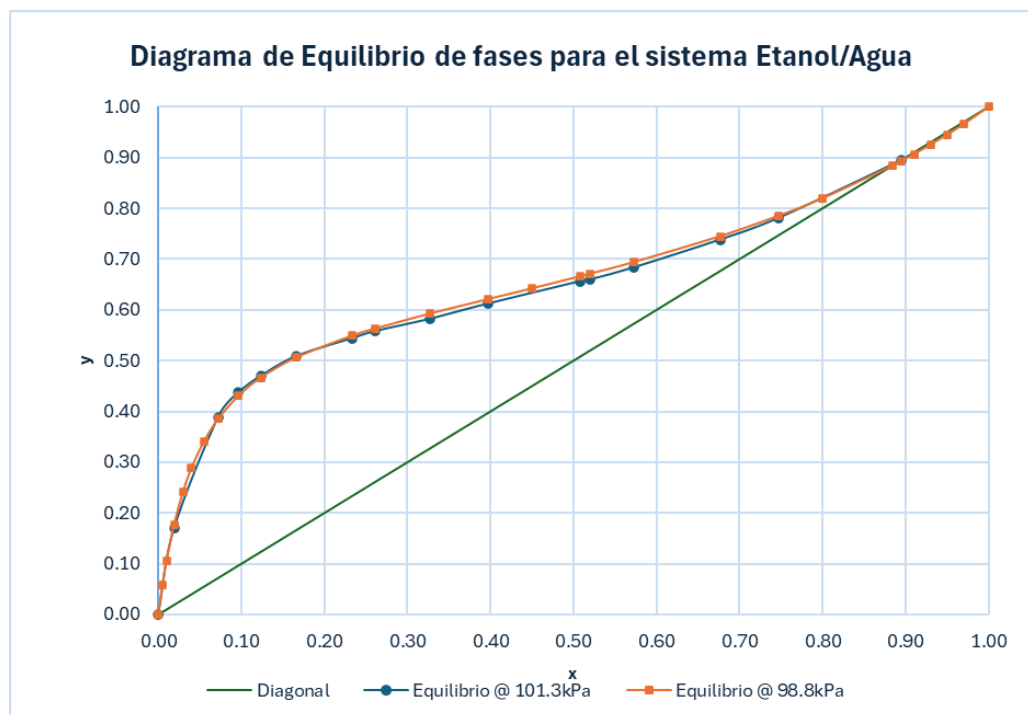


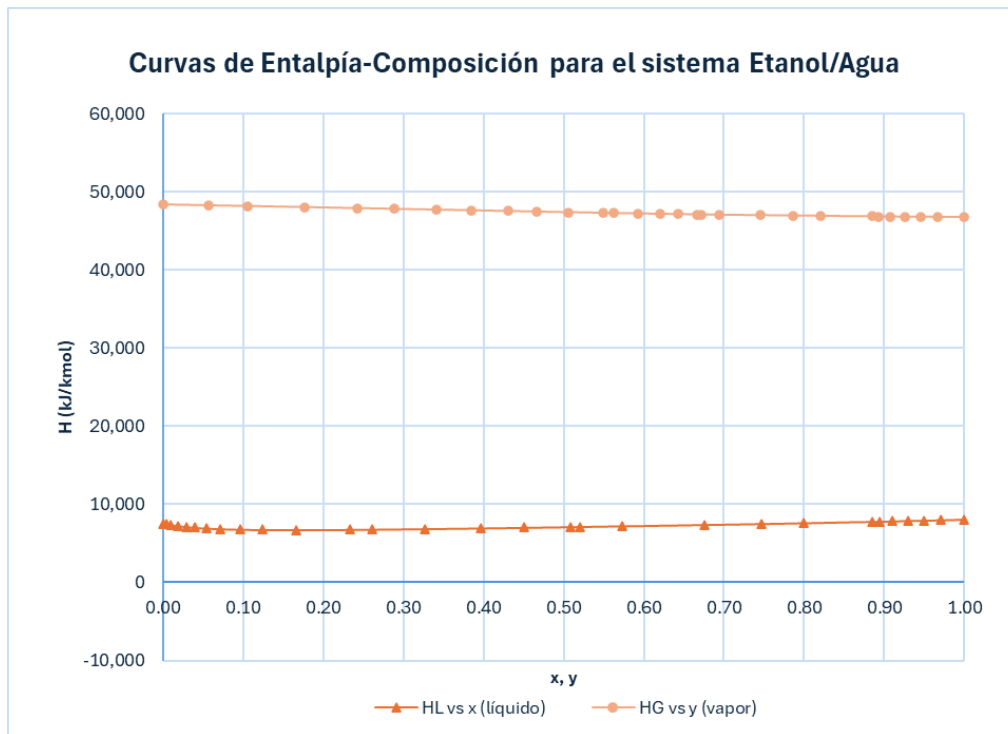
Figura 7. Diagrama de equilibrio de fases líquido-vapor para el sistema etanol/agua determinado la presión de operación de 98.8 kPa y su comparación con el equilibrio reportado en Perry a 101.3 kPa.



Cuadro 8. Entalpía de líquido y gas saturado y demás propiedades termodinámicas para el sistema etanol/agua a la temperatura y composiciones determinadas en el equilibrio a 98.8 kPa

x1 (molar)	y1 (molar)	HL (kJ/kmol)	HG (kJ/kmol)
0.000	0.000	7561.1	48393.5
0.005	0.058	7459.3	48280.9
0.010	0.106	7371.1	48185.7
0.019	0.177	7239.7	48047.1
0.030	0.242	7115.8	47918.2
0.040	0.288	7029.0	47827.4
0.055	0.341	6932.2	47722.8
0.072	0.385	6856.2	47634.3
0.097	0.431	6789.2	47542.8
0.124	0.467	6751.6	47470.5
0.166	0.506	6737.4	47392.1
0.234	0.549	6772.1	47309.1
0.261	0.563	6796.7	47283.5
0.327	0.593	6870.8	47230.1
0.397	0.621	6960.4	47182.5
0.450	0.642	7035.0	47148.4
0.508	0.666	7119.6	47112.7
0.520	0.671	7137.5	47105.4
0.573	0.694	7219.3	47072.8
0.676	0.745	7386.3	47008.3
0.747	0.786	7509.7	46961.6
0.800	0.820	7607.5	46924.7
0.884	0.884	7777.6	46860.5
0.894	0.893	7799.0	46852.4
0.910	0.907	7833.5	46839.3
0.930	0.926	7878.7	46822.1
0.950	0.945	7925.4	46804.2
0.970	0.966	7973.8	46785.6
1.000	1.000	8049.9	46756.0

Figura 8. Diagrama de entalpía composición para el sistema etanol/agua a las condiciones de equilibrio líquido-vapor determinadas a 98.8kPa

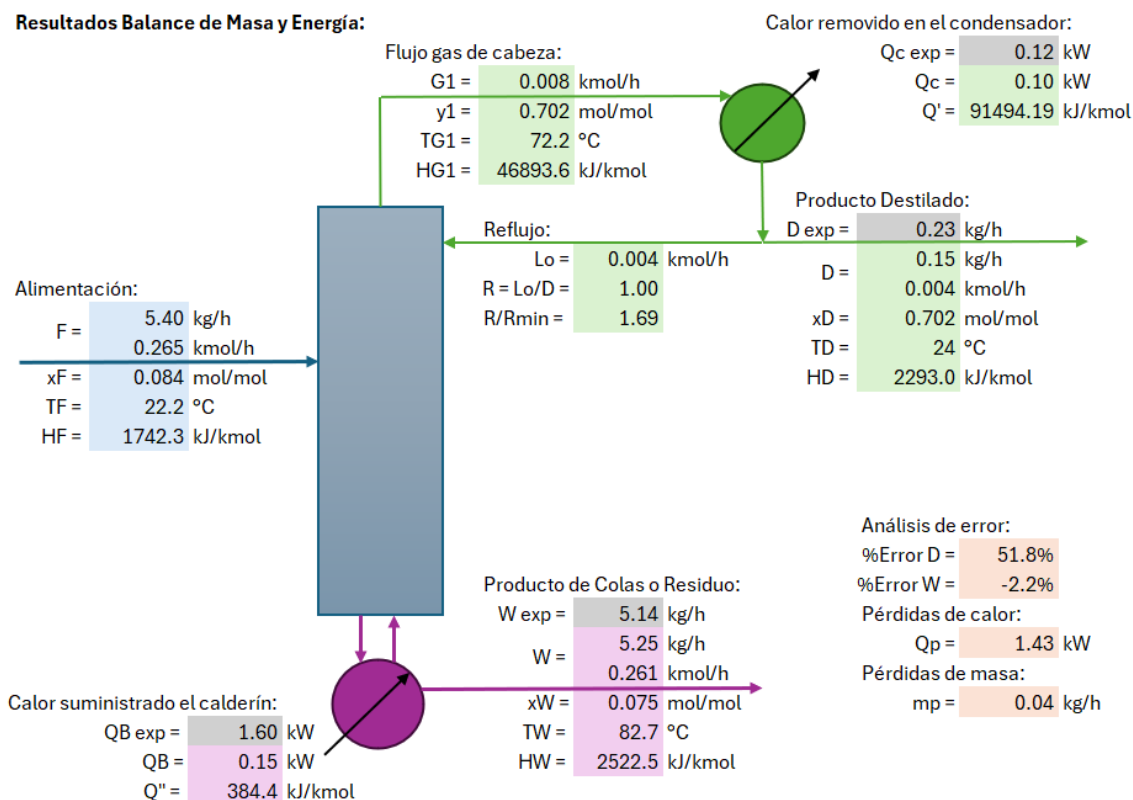


B. RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA RECTIFICACIÓN CONTINUA Y SU COMPARACIÓN CON LOS DATOS EXPERIMENTALES.

Cuadro 9. Resultados experimentales y del simulador para el balance de masa y energía de las diferentes corridas

Corrida:		1-A	1-B	1-C	2-A	2-B	2-C	3-A	3-B	3-C
Variable										
Porcentaje de Reflujo (%)		40	40	40	50	50	50	65	65	65
Comp. Alimentación (%m/m)		21.59	17.88	19.84	19.08	18.46	19.04	18.46	18.55	18.26
Comp. Colas (%m/m)		19.53	15.37	16.96	17.19	16.54	16.97	14.27	16.22	16.08
Comp. Destilado (%m/m)		84.82	84.94	84.98	85.75	85.87	86.35	86.48	87.17	86.87
Flujo Alimentación (kg/h)		5.28	5.83	5.28	5.40	5.25	5.36	5.71	5.54	5.93
Flujo Destilado (kg/h)	Exp.	0.29	0.24	0.23	0.23	0.23	0.23	0.11	0.17	0.18
	Teor.	0.17	0.21	0.22	0.15	0.15	0.16	0.33	0.18	0.18
Flujo Colas (kg/h)	Exp.	4.76	5.51	4.89	5.14	4.96	5.03	5.58	5.34	5.73
	Teor.	5.11	5.62	5.06	5.25	5.10	5.20	5.38	5.36	5.74
Calor Calderín (kW)	Exp.	1.40	1.60	1.40	1.60	1.60	1.60	1.60	1.60	1.60
	Teor.	0.12	0.18	0.18	0.20	0.15	0.15	0.34	0.19	0.20
Calor Condens. (kW)	Exp.	0.15	0.12	0.15	0.12	0.15	0.15	0.23	0.15	0.12
	Teor.	0.09	0.12	0.12	0.14	0.10	0.10	0.30	0.17	0.17

Figura 9. Resultado del balance de masa y energía del simulador para la rectificación continua con 50% de reflujo



Cuadro 10. Resultado del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua con 50% de reflujo a 98.8kPa

Sección	x (molar)	y (molar)
Enriquecimiento	0.7018	0.7018
	0.5989	0.6476
	0.4960	0.5938
	0.3931	0.5405
	0.2902	0.4876
	0.1873	0.4349
Alimentación	0.1187	0.3999
Agotamiento	0.0824	0.1292
	0.0897	0.1834
	0.0970	0.2375
	0.1043	0.2916
	0.1116	0.3458
	0.0751	0.0751

Figura 10. Curvas de entalpía-composición en el equilibrio y operación del simulador para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua con 50% de reflujo a 98.8kPa

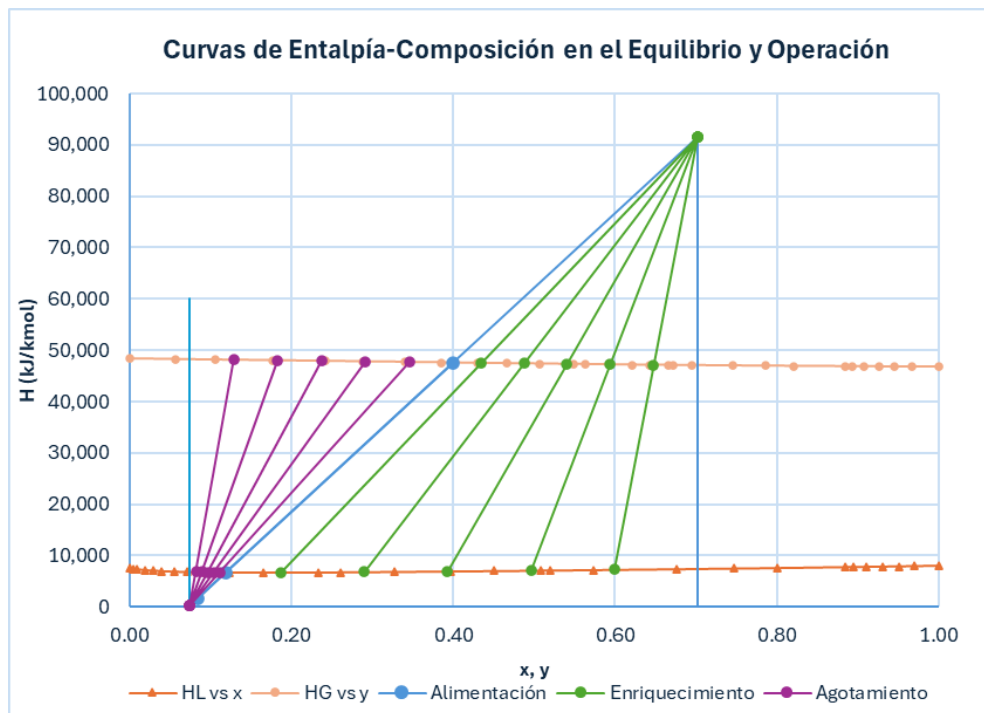
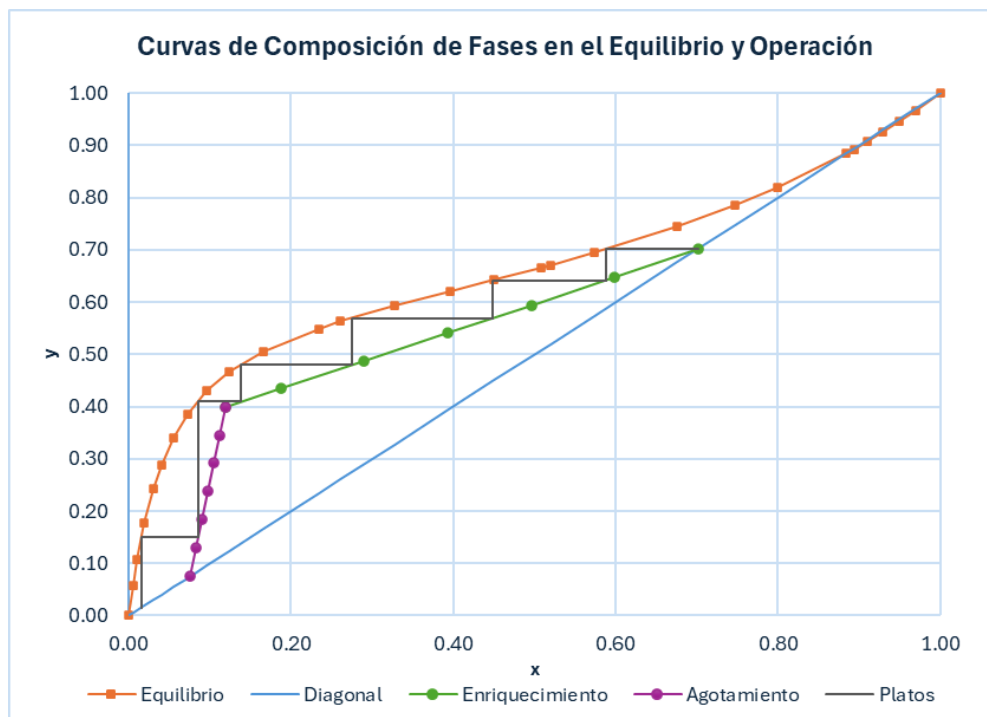


Figura 11. Curvas de composición de fases en el equilibrio y operación del simulador para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua con 50% de reflujo a 98.8kPa



Cuadro 11. Resultados del simulador del dimensionamiento de la torre de platos por el método de Ponchon y Savarit de las diferentes corridas a 98.8kPa

Corrida:									
Variable	1-A	1-B	1-C	2-A	2-B	2-C	3-A	3-B	3-C
Porcentaje de Reflujo (%)	40	40	40	50	50	50	65	65	65
Relación de Reflujo (Lo/D)	0.67	0.67	0.67	1.00	1.00	1.00	1.86	1.86	1.86
R/Rmin	1.13	1.13	1.13	1.69	1.69	1.69	3.15	3.15	3.15
No. Platos Necesarios	7	8	8	6	6	6	5	5	5
Plato de Alimentación	6	6	6	5	5	5	4	5	4

Cuadro 12. Análisis de error de los resultados obtenidos de manera experimental y por el simulador a 98.8kPa

Corrida:									
Variable	1-A	1-B	1-C	2-A	2-B	2-C	3-A	3-B	3-C
Porcentaje de Reflujo (%)	40	40	40	50	50	50	65	65	65
% Error Flujo Destilado	76.4	16.2	2.5	51.8	57.5	41.1	-66.3	-7.6	-1.5
% Error Flujo Colas	-6.9	-2.0	-3.3	-2.2	-2.8	-3.1	3.7	-0.3	-0.3
Flujo Calor Perdido (kW)	1.23	1.42	1.20	1.46	1.40	1.41	1.33	1.43	1.45
Flujo Masa Perdido (kg/h)	0.23	0.08	0.16	0.04	0.06	0.10	0.02	0.03	0.02
No. Platos Extra	2	1	1	3	3	3	4	4	4
Desfase Alimentación Real	0	0	0	1	1	1	2	1	2

VIII. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Se cumplió el objetivo de determinar las condiciones de equilibrio vapor-líquido para el sistema etanol(1)/agua(2) a la presión atmosférica de 98.8kPa medida en el laboratorio de operaciones unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala utilizando parámetros de Wilson. Se observa en la Figura 6 en el diagrama de equilibrio T-xy que la composición en líquido y vapor de etanol en agua en equilibrio obtenida es válida al seguir una forma bastante similar a las condiciones en el equilibrio reportadas por Perry (2007) para el sistema a 101.3kPa. Sin embargo, se observa que el cambio en la presión del sistema ocasiona condiciones en el equilibrio a temperaturas menores, estando la gráfica a 98.8kPa corrida ligeramente hacia abajo tal y como se esperaba al ser que la temperatura de saturación disminuye conforme disminuye la presión. Además, se observa que las condiciones del azeótropo (resaltadas en el Cuadro 7) se alcanzan a una composición menor de 0.8844 kmol etanol/kmol total, siendo que la gráfica a 98.8 kPa en la Figura 8 corta la diagonal ($y=x$) por debajo de la gráfica a 101.3 kPa.

Por otra parte el comportamiento en el diagrama de equilibrio de fases se demuestra como prácticamente igual para las condiciones a la presión de operación en comparación con los datos teóricos reportados, siguiendo la misma tendencia con una concavidad hacia arriba conforme se aproxima al azeótropo y una volatilidad relativa negativa luego de esta composición evidenciado en una gráfica por debajo de la diagonal a composiciones altas, reforzando la teoría de que no es posible la separación del sistema a composiciones por encima del azeótropo. Por último, a través de la curva entalpía composición se observa una entalpía mayor conforme menor es la fracción de etanol y un comportamiento de la curva de entalpía de líquido que tiene un comportamiento casi constante, con un decrecimiento rápido en fracciones de etanol bajas y luego un comportamiento lineal creciente con una pendiente baja conforme la fracción de etanol aumenta. Los valores de las entalpías obtenidos son positivos debido a que se utilizó la temperatura de 0°C como referencia para la construcción de las gráficas por facilidad y conveniencia al trabajar por encima del eje horizontal pues no se utilizaron flujos experimentales a temperaturas menores a la temperatura de referencia. Ambas curvas funcionarán como base para la resolución de la torre de rectificación continua por el método gráfico de Ponchon y Savarit utilizado en la simulación, construyendo la curva de operación como las intersecciones de las líneas de fuga desde los puntos ΔD y ΔW con las curvas de entalpía.

Se cumplió el objetivo de realizar un simulador en Microsoft Excel para la resolución de la torre de rectificación continua Gunt Hamburg CE600. Se definieron las variables a ingresar como las necesarias para la resolución del balance de masa y energía y el análisis de error. El simulador solicita la masa, temperatura y composición másica de etanol de la alimentación, el producto destilado y el

producto de colas obtenidos en el ensayo, estas temperaturas corresponden no a las medidas para la toma de densidad luego de recolectar los productos sino a las medidas directamente por los sensores y presentadas en el panel de control del equipo (TI02, TI13 y TI03, respectivamente). Además, el simulador solicita el tiempo de funcionamiento continuo en el ensayo (desde que se inicia la alimentación continua hasta que finaliza) para poder convertir las masas ingresadas en flujos máxicos promedio. Por otra parte, se solicita el flujo de agua de enfriamiento y sus temperaturas inicial y final presentadas en el panel del equipo (FI01, TI15 y TI16, respectivamente), así como la temperatura del gas de cabeza destilado antes de entrar al condensador (TI12) para resolver el balance de energía del condensador, la potencia del calefactor en el calderín (QW4) y el porcentaje de reflujo empleado en el ensayo. El simulador recibe porcentaje de reflujo en lugar de relación de reflujo pues el reflujo se ingresa en el panel de control del equipo como porcentaje (TIRC20). Cabe mencionar que tanto las masas de producto de colas y producto destilado, así como el flujo de agua de enfriamiento, sus temperaturas, el flujo de calor del calderín y el plato de alimentación real se utilizan únicamente para el cálculo de los valores experimentales y el análisis de error, mas no son necesarios para el balance teórico ni el dimensionamiento según Ponchon y Savarit. Esto debido a que el simulador resuelve el balance a partir únicamente de la masa de alimentación, las composiciones de etanol en los tres flujos, sus temperaturas y el porcentaje de reflujo como base, determinando las cantidades teóricas de destilado y colas que deberían haber sido obtenidas, así como los flujos de calor que el calderín debe suministrar y el condensador debe remover para llevar a cabo la operación.

Con los balances de masa y energía resueltos fue necesaria la resolución de la torre de platos por el método de Ponchon y Savarit. Para esto se utilizaron como base los puntos teóricos determinados en el balance de ΔD , F y ΔW que se utilizan como puntos de fuga para la construcción de las líneas de enriquecimiento y agotamiento. Una parte importante para la resolución del método gráfico es determinar las intersecciones de las líneas de fuga con las curvas de entalpía-composición como en la Figura 10. Una herramienta útil en estos casos es la interpolación lineal y el algebra para tratar las curvas como secciones lineales entre cada par de puntos e interpolar linealmente entre el par de puntos que rodean la intersección para determinarla, sin embargo ya que estas curvas no son de pendiente constante existe la limitación en Excel para interpolar pues se tiene que cambiar constantemente el rango que incluye al par de puntos en los que se desea interpolar para obtener un resultado certero, lo cual elimina el factor automático del simulador para la construcción de las gráficas y la resolución del método. Para la resolución de este inconveniente fue necesaria la construcción de funciones MACRO en Excel para encontrar el rango ideal para interpolar, identificando el par de puntos que rodean la intersección. Se construyó un MACRO para la determinación del punto menor denominado como “buscamenor” y otro para el punto mayor como “buscamayor” que reciben el arreglo total de

puntos de la gráfica de entalpía composición que funcionan como referencia y el punto al que yo quiere encasillar entre el par de puntos conocidos. De esta manera con un análisis iterativo para cada fila de la columna las funciones examinan cuando se cumpla la condición de haber alcanzado el punto deseado y retornan el valor menor y el valor mayor pudiendo ahora interpolar entre este par de puntos y obtener una interpolación bastante acertada tratando la unión entre los puntos vecinos como rectas.

De esta manera se propuso construir 5 líneas de fuga para el enriquecimiento y 5 para el agotamiento dividiendo el rango de composiciones en 6 partes desde las líneas azules en la Figura 10 que encasillan ambas secciones de enriquecimiento y agotamiento para que la curva de operación contara con suficientes puntos para mayor precisión en la construcción de las etapas. Para el enriquecimiento se definió el rango entre los valores de x_D y x_F trazando líneas de fuga desde el punto ΔD ubicado en (x_D, Q') hasta la curva de entalpía de la mezcla líquida saturada. El mayor reto matemático del simulador se encontró en la determinación de la intersección de estas líneas de fuga con las curvas de entalpía-composición. Con el apoyo de los MACROS fue posible tratar cada par de puntos en la líneas de entalpía como rectas interpolables, sin embargo, era necesario proveer al simulador con un valor de aproximación inicial suficientemente cercano para buscar luego la intersección de las curvas con métodos algebraicos. Para esto se planteó como aproximación inicial de la coordenada vertical para las intersecciones con la línea de entalpía de líquido como un valor promedio de los encontrados en el equilibrio en tabla de entalpía composición del Cuadro 8 y para las intersecciones con la línea de entalpía de vapor como el cálculo para la entalpía de vapor en base a esta entalpía líquida y el promedio de los calores latentes para etanol y agua en el rango de temperatura correspondientes al enriquecimiento. De esta manera se corrieron los MACROS proveyendo al simulador con una aproximación inicial suficientemente certera para identificar el par de puntos óptimo para la interpolación y se plantearon las ecuaciones para las intersecciones entre rectas en base a la ecuación de punto pendiente para la determinación de las intersecciones reales entre las líneas de fuga y las curvas de entalpía con métodos algebraicos demostrando resultados bastante certeros para las intersecciones en la Figura 10. Se realizó el mismo método para la determinación de las intersecciones tanto en la recta de alimentación que corresponde a la línea del balance de energía global ($\Delta W, F, \Delta D$) y la sección de agotamiento.

El método discutido anteriormente permite la determinación de la curva de operación como los valores de composición líquida x y de vapor y que corresponden a la coordenada horizontal de las intersecciones entre las líneas de fuga y las curvas de entalpía. Sin embargo, este método aún no permite obtener el número de platos necesarios y el plato de alimentación ideal para la operación. Para esto es necesario el trasladar la curva de operación del diagrama de entalpía-composición de la

Figura 10 al diagrama de distribución de fases en el equilibrio de la Figura 11, construyendo las curvas de enriquecimiento y agotamiento utilizando ahora en el eje vertical la composición de etanol en la mezcla de vapor y haciendo la diferencia entre ambas secciones utilizando el punto de alimentación como punto de intersección y separación entre ambas curvas, siendo que antes de la alimentación la torre se comporta de acuerdo a la sección de agotamiento y después de esta de acuerdo a la sección de enriquecimiento. Teniendo las curvas de operación fue necesario realizar otro método iterativo para la construcción de los platos o etapas. Este método se programó partiendo desde la composición de destilado sobre la diagonal buscando la intersección con la curva de equilibrio en horizontal y luego la intersección con la curva de operación en vertical, intercalando entre equilibrio y operación para construir las gradas que forman los platos. Para esto también fue necesario el utilizar los MACROS programados en Excel para poder encontrar las intersecciones de cada grada con ambas curvas por medio de interpolación lineal, siendo necesario el ubicar el punto de intersección entre un valor menor y un valor mayor determinados en las composiciones en el equilibrio del Cuadro 7. Además, fue necesario el hacer uso de análisis condicionales iterativos en Excel para examinar dos condiciones diferentes. La primera, siendo el que la composición en x de cada grada haya cruzado o no la composición del punto de alimentación, pues al haberla cruzado es necesario dejar de buscar la intersección con la curva de enriquecimiento e interceptar la curva de agotamiento. Por otra parte, también es necesaria la condición de haberse alcanzado la composición del producto de colas, pues al sobrepasado esta composición ya se ha terminado la operación y es necesario que la etapa intercepte con la diagonal y termine de construir las gradas. De esta manera, a través de ambos condicionales es posible determinar el número de etapa en la que se cumple la primera condición como el plato de alimentación ideal y el número de etapa en la que se cumple la segunda condición como el número de platos totales necesarios para llevar a cabo la operación.

Con el fin de comprobar el funcionamiento del simulador se utilizó la torre de platos de campana K3 del banco de ensayos en lugar de la torre empacada K1 para hacer las corridas experimentales ya que el método de Ponchon y Savarit se utiliza para el dimensionamiento de torres de platos y no de contacto continuo. Los ensayos se realizaron alimentando una solución de etanol/agua preparada alrededor del 25%v/v debido a que el manual del equipo recomienda esta composición para la realización de todos los ensayos. Cabe mencionar que este valor equivale aproximadamente a 21%*m/m* y 0.097 de fracción molar de etanol. El manual del equipo propone además la recuperación de la solución preparada luego de la recolección y mezcla de todos los diferentes productos y residuos en la torre, sin embargo, debido a las pérdidas de etanol dentro de la torre y hacia el ambiente en la realización del ensayo fue necesario compensar añadiendo un poco de etanol a la solución después de cada corrida, por lo que la composición de etanol en la alimentación fluctúa alrededor de 18 a

21%*m/m* para las diferentes corridas. La torre cuenta con 3 diferentes platos con opción de alimentación, los platos No. 2, 4 y 6, desde arriba hacia abajo. Para los ensayos experimentales se decidió alimentar en el 6to plato, es decir la opción más abajo en la torre debido a la forma de la curva de equilibrio a la presión del laboratorio de 98.8kPa determinada en la Figura 7. Esta curva demuestra que el etanol posee volatilidades relativas altas con respecto al agua para composiciones de etanol bajas ($x < 0.20$), estando la curva de equilibrio bastante alejada de la diagonal, sin embargo, para composiciones de etanol altas la volatilidad relativa del etanol con respecto al agua va disminuyendo, acercándose a la diagonal hasta alcanzar el azeótropo donde ambas líneas se encuentran ($x = y = 0.8844$). Ya que los platos o etapas de la torre se construyen como gradas entre la curva de operación y el equilibrio, siendo necesario utilizar más etapas conforme la curva de operación es más cercana al equilibrio, esto provoca que haya un mayor número de etapas de enriquecimiento que de agotamiento, siendo favorable por lo tanto para esta torre y este sistema alimentar en la opción inferior, dejando la oportunidad para se utilice un mayor número de platos en el enriquecimiento (arriba de la alimentación) que el agotamiento (debajo de la alimentación).

Habiendo fijado estas variables se realizaron corridas utilizando tres diferentes porcentajes de reflujo como variable de análisis. Se determinó el valor de la relación de reflujo mínima para la realización de la operación de rectificación en la torre definiendo una alimentación a 25°C y 19%*m/m*, un producto destilado a 25°C y 85%*m/m*, un producto de colas a 83°C y 16%*m/m*, y una temperatura del gas de cabeza de 72°C. Se definieron estas variables ya que fueron condiciones típicas obtenidas en las corridas, habiendo obtenido valores cercanos para todas alrededor de estos. Se obtuvo el reflujo mínimo en el simulador luego de ingresar estos datos disminuyendo el porcentaje de reflujo hasta que la curva de operación tocará el equilibrio en el punto de alimentación, provocando que el simulador no pueda seguir construyendo las etapas en el agotamiento, no pudiendo dimensionar los platos totales y arrojando 0 como No. de platos y 0 como plato de alimentación ideal, pues tiende a un número de platos infinitos. Se determinó el porcentaje de reflujo del 37% como el mínimo para esta aplicación, que equivale a 0.59 de relación de reflujo. Debido a esto se planteó la realización de las corridas con 40%, 50% y 65% de reflujo que equivalen a relaciones de reflujo 0.67, 1.00 y 1.86, además de alrededor de 1.13, 1.69 y 3.15 veces la relación de reflujo mínima respectivamente, pudiendo analizar el comportamiento de la torre al utilizar un reflujo ligeramente mayor al mínimo, un reflujo cercano a las 1.5 veces el mínimo que se recomienda utilizar al dimensionar torres de platos de rectificación continua y un reflujo superior a 3 veces el mínimo. Además, no se considera factible utilizar relaciones de reflujo mayores pues, aunque disminuyen la cantidad de platos teóricos necesarios, la cantidad de producto destilado obtenido tiende a ser mínima, dificultando sus mediciones y no teniendo una aplicación real, siendo el interés de la operación práctica el producir suficiente cantidad de destilado

rico en etanol y no el operar la torre de manera sobredimensionada a expensas de no producir suficiente.

Con respecto a los resultados del balance obtenidos por el simulador para cada una de las corridas, se observa inicialmente que para el grupo de corridas 1, con reflujo de 40%, se obtuvo una composición másica de etanol en el destilado cercana pero debajo del 85% m/m, para el grupo de corridas 2 con reflujo de 50%, se obtuvo una composición másica de destilado entre 85 y 86% m/m y para el grupo de corridas 3, con reflujo de 65%, se alcanzaron composiciones de entre 86 y 87% m/m, lo que refuerza la teoría que a mayor reflujo se logran alcanzar composiciones más altas en el destilado debido al efecto de la rectificación (Treybal, 2007).

A su vez, se comprueba que conforme mayor fue el reflujo, la cantidad de producto destilado obtenido disminuye debido a que mayor proporción del gas de cabeza se recircula condensado a la torre, evidenciando flujos mayores de destilado para el reflujo de 40% y flujos menores para el reflujo de 65%. Este comportamiento está respaldado por el porcentaje de error del destilado que se presentó mayor a reflujos de 40% y 50%, indicando que se obtuvo experimentalmente más destilado del esperado, con valores de error positivos, mientras que se obtuvo menor destilado experimentalmente que el esperado para el reflujo de 65% presentando valores de error negativos. Los valores absolutos del error varían de entre 1 hasta 76%, esto debido a que como el flujo de destilado es pequeño con relación al flujo de alimentación, pequeñas variaciones resultan en grandes errores porcentuales, estando siempre con valores por debajo de 0.30 kg/h, con relación a alimentaciones mayores a los 5.00 kg/h usadas como base para la resolución del balance de masa teórico. El efecto de los valores pequeños en el error es contrastado para los flujos de producto de colas que al estar por encima de los 4.00 kg/h no presentan porcentajes de error absolutos mayores al 7%, estando en prácticamente todos los casos con valor negativo, indicando que se recuperó ligeramente menor cantidad de producto de colas que el esperado.

Se explican como posibles fuentes de error para las diferencias en los flujos experimentales y teóricos del producto destilado el funcionamiento de la torre de rectificación continua debido a que al ser a escala laboratorio y un equipo didáctico el reflujo no funciona de manera absolutamente continua sino que es controlado por medio del tiempo de apertura de las válvulas que llevan el destilado condensado hacia el depósito del producto y como reflujo de regreso a la torre, teniendo un comportamiento intermitente de abrir y cerrar las válvulas de manera alternada, abriendo la misma cantidad de tiempos para ambos lados a un reflujo del 50% y aumentando proporcionalmente el tiempo hacia un lado u otro al cambiar el valor de reflujo. Esto ocasiona que los flujos de destilado y reflujo no sean constantes y fluctúen de manera cíclica viéndose afectados grandemente si la entrada

de condensado al depósito de separación de fases no es constante (Figura 26) pues el líquido fluye de este depósito hacia la tubería de reflujo por medio un sobrenivel ocasionando los cambios en la cantidad experimental obtenida. Por otra parte, el error para el flujo de producto de colas se explica debido también al funcionamiento de la torre pues la salida de colas es controlada por medio de una válvula manual que debe ser ajustada constantemente para mantener el nivel en el calderín de manera constante, lo que ocasiona que el flujo de colas a lo largo de cada ensayo varíe conforme la válvula se abre y cierra de manera manual para equiparar la entrada de alimentación y salida de destilado, manteniendo el nivel de acuerdo al indicador de nivel LSL02 del equipo (Figura 27).

Se cuantificaron las pérdidas de masa como una medida del error para los flujos obtenidos experimentalmente y el balance de masa teórico como la diferencia entre el flujo de alimentación y los flujos recuperados de productos en los ensayos. Se presentaron pérdidas de masa desde 0.02 hasta 0.23 kg/h, siendo las mayores pérdidas para el reflujo del 40% y las menores pérdidas para el reflujo del 65%. Las pérdidas son relativamente bajas indicando que se recuperó prácticamente la totalidad del flujo alimentado, explicándose las pérdidas debido al funcionamiento de los platos de campana utilizados en la torre pues una peculiaridad de estos platos es que no se vacían por completo tras el funcionamiento de la columna debido a que queda líquido remanente en cada fondo de campana que no llega a escurrirse por sí mismo en el desborde de cada plato.

Con respecto a los resultados del balance de energía se observa que se obtuvo para todas las corridas un flujo de calor suministrado al calderín teórico (0.10 - 0.30 kW) significativamente menor que la potencia calefactora utilizada experimentalmente (1.40 – 1.60 kW), evidenciando de manera teórica una mayor necesidad de calor para el reflujo de 65% que para el reflujo de 40%, debido al enfriamiento que produce dentro de la torre el recircular una parte del producto destilado condensado a menor temperatura que el contenido del plato superior. Por otra parte, el flujo de calor removido por el condensador de manera experimental se mantuvo bastante cercano al teórico a lo largo de todas las corridas presentando valores por debajo de los 0.30 kW, lo que para el flujo de agua de enfriamiento utilizado de 250 L/h representó siempre aumentos de temperatura en el agua menores a 1°C en el condensador.

La potencia del calderín no fue una variable fijada para las corridas debido a que según el manual del equipo, como se detalla en la metodología, esta variable no es necesariamente constante a lo largo de los ensayos sino que deben hacerse ajustes para mantener la caída de presión en la columna mayor a 5 mbar y menor a 30 mbar para que la evaporación de la solución sea óptima logrando separar el etanol por ebullición sin acarrear demasiada agua, lo que se respalda observando temperaturas para las colas (provenientes del calderín) siempre de entre 82 y 83°C, donde ya se alcanzó el punto de

ebullición del etanol mas no el del agua. Por lo tanto, se puede analizar que el calor suministrado experimentalmente no fue excesivo según el criterio de mantener la temperatura necesaria explicando la diferencia entonces debido principalmente a las grandes pérdidas de calor en el equipo, teniendo un calderín mayormente aislado pero una columna de platos sin aislamiento. A su vez, las pérdidas de calor aumentan al ser un equipo de pequeña escala, pues a menor tamaño es mayor la relación de área superficial con respecto al volumen, provocando una mayor proporción de pérdidas que para equipos reales a escala industrial, además de estar en un ambiente con constante ventilación en el laboratorio de operaciones unitarias favoreciendo las pérdidas por convección hacia el ambiente.

De esta manera se cuantificaron las pérdidas de calor en el equipo de manera indirecta como una medida del error entre los flujos de calor experimentales y teóricos, siendo que la mayor parte de pérdidas viene dada por la diferencia entre la potencia calorífica utilizada experimentalmente y la necesaria teóricamente para realizar la operación, mientras que la menor parte viene dada por las diferencias entre el calor cedido teóricamente en el condensador y el calor ganado por el agua de enfriamiento de manera experimental. Se observa que las pérdidas de calor en el equipo se presentaron entre 1.20 y 1.45 kW para todas las corridas, teniendo las menores pérdidas para el reflujo de 40% cuando el requerimiento de potencia calorífica experimental fue ligeramente menor.

Se compararon los resultados para el dimensionamiento de la torre de platos por medio del simulador con respecto a la columna K3 empleada de manera experimental en el banco de ensayos Gunt Hamburg CE600 habiendo alimentado en el plato No. 6 y teniendo un total de 9 platos (8 en la columna y el calderín). Se observa que para el reflujo de 40%, siendo de tan solo 1.13 veces el mínimo se obtuvieron de 7 a 8 platos totales por medio del simulador, con una alimentación ideal en el 6to plato, presentando un resultado de 1 a 2 platos extra para la torre real únicamente y no habiendo desfase de ningún plato para la alimentación real con respecto a la ideal. Esto respalda la idea que para reflujo bajos cercanos al mínimo la torre está operando prácticamente a plena capacidad para lograr obtener el destilado con una composición de 85% m/m, siendo que la columna del equipo cuenta con únicamente un plato extra con respecto a la dimensionada por el método de Ponchon y Savarit en el simulador de manera automática.

Para las corridas con un 50% de reflujo (1.69 veces el mínimo) se obtuvieron resultados en el simulador de 6 platos totales necesarios alimentando en el 5to plato. Se observa por lo tanto que para un reflujo real cercano a las 1.5 veces el mínimo que se recomienda la torre opera de manera más cómoda logrando alcanzar la composición del 85% m/m y contando con 3 platos extra que contribuyen a mejorar y garantizar la separación. El desfase de 1 plato para la alimentación real con respecto a la ideal se debe primordialmente a la disminución en el número de platos totales, sin

embargo, el 6to plato sigue siendo la mejor opción experimental para alimentar, manteniendo el requerimiento de estar más cerca del último plato.

Por último, para las corridas con 65% de reflujo (3.15 veces el reflujo mínimo) el número de platos totales necesarios para la torre según el simulador cae a tan solo 5, siendo ideal alimentar en el 4to o 5to plato. Se demuestra entonces que para reflujos mayores se necesita una menor cantidad de etapas para alcanzar la misma concentración en el destilado debido a la rectificación, sin embargo, se realiza a costas de obtener una menor cantidad de producto. De esta manera, la torre de platos real funciona de manera sobredimensionada a una capacidad menor a la real, contando con 4 platos extra en la operación, contando con un mayor número de platos de enriquecimiento al haber un desfase de 2 platos para la alimentación real con respecto a la ideal que le permiten llevar el producto destilado no solo al 85% m/m planteado sino permitiéndole superar el 87% m/m, siendo que conforme más se acerca al 95% m/m determinado para el azeótropo mayor número de etapas se necesitan para incrementar la concentración.

Finalizando, se observa que las curvas de operación de enriquecimiento y agotamiento en la Figura 11 se asemejan en gran manera a un comportamiento lineal debido a que las curvas de entalpía-composición de la Figura 10 para el sistema de etanol/agua no presenta cambios bruscos en la pendiente, demostrando una alta exactitud en el método gráfico para la construcción de las curvas de operación y un menor error posterior en el número de etapas, respaldando la confiabilidad del método de Ponchon y Savarit que no hace la simplificación de tratar las curvas de operación como rectas, al contrario del método de McCabe-Thiele, y permite obtener resultados confiables a pesar de contar con pérdidas significativas de energía, en donde el método de McCabe-Thiele tiende a presentar mayores errores.

Se demuestra entonces la confiabilidad del simulador para producir resultados que permitan obtener información y conclusiones certeras con respecto a la operación de transferencia de masa de rectificación continua por medio del equipo didáctico Gunt Hamburg CE600 ubicado en el Laboratorio de Operaciones Unitarias del departamento de Ingeniería Química de la Universidad del Valle de Guatemala, demostrando su aplicabilidad como una herramienta para la realización de ensayos y prácticas de laboratorio permitiendo profundizar en conceptos de transferencia de masa y termodinámica al analizar su funcionamiento de manera completa, complementando la información y la metodología de ensayos en el manual del equipo con un análisis técnico y científico de mayor valor integral para estudiantes de Ingeniería Química y carreras afines.

IX. CONCLUSIONES

Se cumplió el objetivo de determinar las condiciones de equilibrio vapor-líquido para el sistema etanol/agua a la presión atmosférica de 98.8 kPa medida en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala por medio de parámetros de Wilson presentadas en el Cuadro 7, demostrando un comportamiento bastante similar al reportado en la teoría a 101.3 kPa, pero con temperaturas ligeramente menores como demuestra la Figura 6, debido a la disminución de presión.

Se cumplió el objetivo de realizar un simulador automático en Microsoft Excel para la resolución de la torre de rectificación continua Gunt Hamburg CE600 del Laboratorio de Ingeniería Química de la Universidad del Valle de Guatemala por el método gráfico de Ponchon y Savarit, utilizando MACROS y métodos algebraicos que recibe datos de operación como flujos, temperaturas y concentraciones para la resolución del balance y el dimensionamiento teórico de la torre como se presenta en las Figuras 9, 10 y 11.

Se determinaron porcentajes de error absolutos del destilado desde 1 al 76%, cuyos altos valores relativos se deben a la pequeña cantidad de destilado obtenida con respecto a la cantidad de alimentación. Por su parte el flujo de producto de colas presenta bajos porcentajes de error que no sobrepasan el 7% absoluto, respaldando la exactitud del simulador con respecto a los ensayos experimentales.

Se concluye que la torre de rectificación continua presenta pérdidas considerables de calor haciendo necesario el emplear potencias mayores de calefacción que las requeridas experimentalmente para llevar a cabo la operación. Se determinaron pérdidas de masa desde 0.02 hasta 0.30 kg/h, explicándose debido a la acumulación de líquido en los platos de campana que no puede ser escurrido al terminar la operación y permanece dentro del equipo.

Se plantean como fuentes de error el funcionamiento de las válvulas automáticas intermitentes del equipo para el control del reflujo y la válvula manual para el control del flujo de producto de colas que ocasionen fluctuaciones y alteren el valor experimental de los productos obtenidos al impedir el comportamiento totalmente continuo y estacionario en el equipo.

Se obtuvo un reflujo mínimo por medio del simulador del 37% para llevar a cabo la operación de rectificación continua, obteniendo un destilado al 85%*m/m* a partir de una alimentación al 19%*m/m* de etanol a condiciones típicas de operación.

Se comprueba a partir de los resultados del simulador por el método de Ponchon y Savarit que, con un reflujo cercano al mínimo como el 40%, la torre opera aproximándose a su plena capacidad, necesitando de 8 platos, contando únicamente con un plato extra y alimentando en el plato ideal, mientras que para reflujo mayores como 50 y 65% la torre tiene 3 y 4 platos extra, respectivamente, operando de manera sobredimensionada para la operación y alimentando uno o dos platos por debajo del plato ideal, lo que favorece el aumento de la concentración al contar con más platos extra hasta alcanzar el 87% m/m pero disminuye el flujo de destilado obtenido.

Se concluye que el simulador demuestra ser confiable como herramienta para producir resultados que arrojen conclusiones certeras acerca de la rectificación continua en el equipo didáctico Gunt Hamburg CE600 ubicado en el laboratorio, permitiendo profundizar en conceptos de transferencia de masa y termodinámica al analizar su funcionamiento de manera integral en un contexto de Ingeniería Química.

X. RECOMENDACIONES

Utilizar el simulador como herramienta complementaria en la operación de la torre de rectificación continua Gunt Hamburg CE600 para el curso de Laboratorio de Operaciones Unitarias 2 en la Universidad del Valle de Guatemala, permitiendo la aplicación práctica de conceptos y fenómenos de transferencia de masa durante la preparación de la práctica prediciendo los resultados en base a condiciones esperadas y la ejecución para la validación de los resultados experimentales.

Aplicar la misma metodología de cálculo y resolución automática para el método de Ponchon y Savarit en el desarrollo de nuevos programas de simulación en investigaciones con otros equipos de destilación por rectificación continua.

XI. BIBLIOGRAFÍA

- Acosta, Patricia. (2010). *Ms Excel 2007 con Programación de Macros en VBA*. Obtenido el 15 de enero de 2022, de Aula Excel Avanzado, Blogspot: <https://www3.uji.es/~berbel/Visual%20Basic/Manuales/Excelvbapplication%202010.Pdf>
- Benitez, J. (2009). *Principles and Modern Applications of Mass Transfer Operations*. 2a. Ed. John Wiley & Sons Inc. New Jersey.
- Gunt Hamburg (2023). *Manual CE600 Rectificación Continua V3.2 Español*. Barsbuettel, Alemania.
- Kumar, Raja; Kumar, Vijaya; Uppaluri, Ramgopal; Banjara, Vikas R. (2010). *Optimization of crude distillation system using aspen plus: Effect of binary feed selection on grass-root design*. Chemical Engineering Research and Design, Volume 88, Issue 2, 2010. Pages 121-134.
- McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. 6ª. Ed. McGraw-Hill. 2002. México.
- Pérez Ones, Osney; Díaz Rodríguez, Jorge; Zumalacárregui, Lourdes; Gozá León, Osvaldo. (2009). Evaluación de propiedades físicas de mezclas etanol-agua (II). Revista Facultad de Ingeniería Universidad de Antioquía. Número 52. Cuba: Habana. 62-74 págs. Obtenido de: <http://www.scielo.org.co/pdf/rfiua/n52/n52a06.pdf>
- Perry, R. y Chilton, C. (2007) *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Chapter 2: Physical and Chemical Properties & Chapter 13: Distillation. McGraw-Hill Book Company, 7th Edition. New York.
- Rice, E. W., Baird, R. B., & Eaton, A. D. (2017). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 23rd Edition (23rd ed.). American Water Works Association.
- Sarath Yadav E., Indiran T., Nayak D. et al. (2020). *Simulation study of distillation column using Aspen plus*, Materials Today: Proceedings, <https://doi.org/10.1016/j.matpr.2020.07.609>
- Seadler, J. D. y Henley, E. (2006). *Separation Process Principles*. 2a. Ed. John Wiley & Sons Inc. Estados Unidos de América.
- Smith, J.M.; Van Ness, H.C. (2009). *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*; 8va edición, Editorial McGraw-Hill, México.
- Treybal, R. (2007). *Operaciones de Transferencia de Masa*. Capítulo 9: Destilación. 2da Edición. McGraw-Hill. México.

XII. ANEXOS

A. DATOS ORIGINALES

Cuadro 13. Condiciones en el equilibrio de fases líquido-vapor reportadas en Perry para el sistema etanol/agua a 101.3 kPa.

T (°C)	x1 (molar)	y1 (molar)
100.0	0.0000	0.0000
95.5	0.0190	0.1700
89	0.0721	0.3891
86.7	0.0966	0.4375
85.3	0.1238	0.4704
84.1	0.1661	0.5089
82.7	0.2337	0.5445
82.3	0.2608	0.5580
81.5	0.3273	0.5826
80.7	0.3965	0.6122
79.8	0.5079	0.6564
79.7	0.5198	0.6599
79.3	0.5732	0.6841
78.74	0.6763	0.7385
78.41	0.7472	0.7815
78.15	0.8943	0.8943

Cuadro 14. Constantes para la ecuación de Antoine para la presión de vapor de etanol y agua reportadas en Smith

Especie	Parámetros de Antoine			Rango de Temp. (°C)
	A	B	C	
Etanol (1)	16.8958	3795.17	230.918	3 - 96
Agua (2)	16.3872	3885.7	230.17	0 - 200

Cuadro 15. Volumen líquido molar para etanol y agua reportados en Perry para ser usados en las ecuaciones con los parámetros de Wilson

Especie	Volumen Líquido Molar v^L (cm ³ /mol)
Etanol (1)	58.68
Agua (2)	18.07

Cuadro 16. Parámetros de Interacción Binaria de Wilson para el sistema etanol/agua reportado en Perry

Sistema	Parámetros de Wilson (cal/mol)	
	$\lambda_{12} - \lambda_{11}$	$\lambda_{21} - \lambda_{22}$
Etanol (1) / Agua (2)	325.0757	953.2752

Cuadro 17. Constantes para el cálculo de la capacidad calorífica de etanol y agua reportados en Perry y su capacidad calorífica a la temperatura de referencia de 0°C

Especie	Constantes para la capacidad calorífica					C_L (kJ/kmol K)
	C1	C2	C3	C4	C5	
Etanol (1)	1.0264E+05	-1.3963E+02	-3.0341E-02	2.0386E-03	0	103.78
Agua (2)	2.7637E+05	-2.0901E+03	8.1250E+00	-1.4116E-02	9.3701E-06	76.15

Cuadro 18. Constantes para el cálculo del calor latente de vaporización de etanol y agua y su temperatura crítica reportados en Perry

Especie	Constantes para el calor latente de vaporización				T_c (K)
	C1	C2	C3	C4	
Etanol (1)	5.6900E+07	3.3590E-01	0	0	513.92
Agua (2)	5.2053E+07	3.1990E-01	-2.1200E-01	2.5795E-01	647.13

Cuadro 19. Datos experimentales para la medición de la composición de etanol en la alimentación y los productos por densimetría en las diferentes corridas

Corrida: Variable	1-A	1-B	1-C	2-A	2-B	2-C	3-A	3-B	3-C
Densidad Aliment. (kg/m ³)	962.0	971.0	967.5	969.4	969.4	968.6	969.4	968.4	968.8
Temp. Alimentación (°C)	29	21	23	22	23	23	23	25	25
Comp. Alimentación (%m)	21.59	17.88	19.84	19.08	18.46	19.04	18.46	18.55	18.26
Densidad Destilado (kg/m ³)	827.0	827.4	825.8	826.4	824.7	823.9	821.9	820.0	821.7
Temp. Destilado (°C)	25	22	26	23	24	24	26	26	25
Comp. Destilado (%m)	84.82	84.94	84.94	85.75	85.87	86.36	86.48	87.17	86.87
Densidad Colas (kg/m ³)	966.1	973.2	970.2	971.2	971.2	970.6	972.8	970.6	970.8
Temp. Colas (°C)	25	24	26	24	25	25	29	27	27
Comp. Colas (%m)	19.53	15.37	16.96	17.19	16.54	16.97	14.27	16.22	16.08

Cuadro 20. Mediciones y datos experimentales de las diferentes corridas en la torre de rectificación continua Gunt Hamburg CE600 utilizados como datos a ingresar en el simulador

Corrida: Variable	1-A	1-B	1-C	2-A	2-B	2-C	3-A	3-B	3-C
Porcentaje de Reflujo (%)	40	40	40	50	50	50	65	65	65
Masa Alimentación (g)	4222	4860	4840	4500	4550	4820	5140	4800	4740
Comp. Alimentación (%m)	21.59	17.88	19.84	19.08	18.46	19.04	18.46	18.55	18.26
Temp. Alimentación (°C)	30.7	22.5	23.0	22.2	22.4	23.0	24.5	25.5	25.1
Masa Destilado (g)	235.0	203.7	210.0	188.3	198.1	203.1	100.5	145.7	143.8
Comp. Destilado (%m)	84.82	84.94	84.94	85.75	85.87	86.35	86.48	87.17	86.87
Temp. Destilado (°C)	28.8	24.6	25.0	24.0	24.3	25.0	31.4	28.3	29.4
Masa Colas (g)	3805	4590	4480	4280	4300	4530	5020	4630	4580
Comp. Colas (%m)	19.53	15.37	16.96	17.19	16.54	16.97	14.27	16.22	16.08
Temp. Colas (°C)	83.8	83.7	83.4	82.7	82.9	83.2	83.5	82.8	82.7
Flujo Calor Calderín (kW)	1.4	1.6	1.4	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6	16
Flujo Agua enfr. (kg/h)	250	250	250	250	251	250	251	250	249
To Agua enfr. (°C)	28.6	26.8	27.4	25.7	25.9	26.2	29.4	29.2	30.2
Tf Agua enfr. (°C)	29.1	27.2	27.9	26.1	26.5	26.7	30.2	29.7	30.6
T gas destilado (°C)	73.7	72.3	71.9	72.2	73.0	72.7	72.4	71.9	71.4
Plato de Alimentación Exp.	6	6	6	6	6	6	6	6	6
Tiempo ensayo (min)	48	50	55	50	52	54	54	47	48

B. CÁLCULOS DE MUESTRA

Cálculo 1: Determinación de las presiones parciales y coeficientes de actividad por medio de parámetros de Antoine y parámetros de Wilson

$$T = 87.74^{\circ}\text{C}, \quad x_1 = 0.0721$$

$$\ln P_i^{sat} / \text{kPa} = A_i - \frac{B_i}{T/^{\circ}\text{C} + C_i}$$

$$\therefore P_1^{sat} = 146.34 \text{ kPa}, \quad P_2^{sat} = 64.36 \text{ kPa}$$

$$\Lambda_{12} = \frac{v_2^L}{v_1^L} \exp\left(-\frac{\lambda_{12} - \lambda_{11}}{RT}\right), \quad \Lambda_{21} = \frac{v_1^L}{v_2^L} \exp\left(-\frac{\lambda_{21} - \lambda_{22}}{RT}\right)$$

$$\therefore \Lambda_{12} = 0.196, \quad \Lambda_{21} = 0.859$$

$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) + x_2 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1) - x_1 \left(\frac{\Lambda_{12}}{x_1 + \Lambda_{12}x_2} - \frac{\Lambda_{21}}{\Lambda_{21}x_1 + x_2} \right)$$

$$\therefore \ln \gamma_1 = 1.283, \quad \ln \gamma_2 = 0.017$$

Se determinó el logaritmo de los coeficientes de actividad de etanol (1) y agua (2) en mezcla binaria a condiciones de temperatura y composición molar líquida en el equilibrio utilizando los parámetros de Antoine y Wilson de los cuadros 14-16. Se realizó de igual manera para todos los diferentes puntos de temperatura – composición en el equilibrio.

Cálculo 2: Determinación de las condiciones en el equilibrio utilizando parámetros de Wilson por medio de un cálculo de Burbuja-T

$$P = \sum x_i \gamma_i P_i^{sat} = x_1 \gamma_1 P_1^{sat} + (1 - x_1) \gamma_2 P_2^{sat}$$

$$y_1 P = x_1 \gamma_1 P_1^{sat}, \quad y_1 = \frac{x_1 \gamma_1 P_1^{sat}}{P}$$

$$\therefore P = 98.8 \text{ kPa}, y_1 = 0.3851$$

Se realizó este cálculo para definir la presión y composición de etanol en la mezcla de vapor en función de la temperatura y la composición de etanol en la mezcla líquida. Se realizó de igual manera para todos los demás puntos en equilibrio utilizando como aproximación inicial la temperatura y composición líquida del equilibrio reportado en Perry. Al ser un cálculo de Burbuja-T se fijó la composición líquida y la presión conocida de 98.8kPa para el Laboratorio de Operaciones Unitarias buscando satisfacer que la condición de que la presión fuera igual a 98.8kPa cambiando todos los valores de temperatura de la curva como variables por medio de un SOLVER en Excel:

Equilibrio Vapor-Líquido para la mezcla Etanol (1) / Agua (2) @ P torre											
Coeficientes de Antoine			Parámetros de Wilson:								
i	A	B	C	V1=	58.68	cm ³ /mol	M1	V2=	18.07	cm ³ /mol	M2
1	16.8958	3795.17	230.918	3-96				λ12-λ11=	325.0757	cal/mol	
2	16.3872	3885.70	230.170	0-200				λ21-λ22=	953.2752	cal/mol	P =
R = 1.98588			cal / mol K								
t (°C)	x	y	P1sat (kPa)	P2sat (kPa)	λ12	λ21	lnγ1	lnγ2	P (kPa)		
99.29	0.0000	0.0000	221.98	98.80	0.198	0.895	1.722	0.000	98.8		
97.78	0.0050	0.0576	210.53	93.56	0.198	0.890	1.688	0.000	98.8		
96.45	0.0100	0.1063	200.87	89.15	0.198	0.886	1.654	0.000	98.8		
94.42	0.0190	0.1770	186.88	82.77	0.197	0.880	1.594	0.001	98.8		
92.44	0.0300	0.2424	173.98	76.90	0.197	0.874	1.524	0.003	98.8		
90.98	0.0400	0.2883	165.00	72.82	0.196	0.869	1.462	0.006	98.8		
89.25	0.0550	0.3408	154.80	68.20	0.196	0.864	1.375	0.011	98.8		
87.74	0.0721	0.3851	146.34	64.36	0.196	0.859	1.283	0.017	98.8		
86.14	0.0966	0.4307	137.79	60.50	0.195	0.854	1.162	0.029	98.8		
84.85	0.1238	0.4668	131.22	57.53	0.195	0.850	1.043	0.044	98.8		
83.44	0.1661	0.5063	124.37	54.44	0.195	0.845	0.884	0.072	98.8		
81.98	0.2337	0.5493	117.52	51.37	0.194	0.840	0.681	0.123	98.8		
81.54	0.2608	0.5630	115.53	50.47	0.194	0.839	0.613	0.146	98.8		
80.65	0.3273	0.5927	111.59	48.70	0.194	0.836	0.472	0.206	98.8		

Cálculo 3: Determinación de las capacidades caloríficas de etanol y agua líquida a la temperatura de referencia de 0°C.

$$C_L = C_1 + C_2 * T + C_3 * T^2 + C_4 * T^3 + C_5 * T^4$$

$$T = 0^\circ C \therefore C_{L1} = 103.78 \frac{kJ}{kmol K}, C_{L2} = 76.15 \frac{kJ}{kmol K}$$

Este cálculo se realizó para determinar la capacidad calorífica del etanol (1) y el agua (2) líquidos a la temperatura de referencia de 0°C a la que se construyeron las curvas de entalpía composición.

Cálculo 4: Determinación de los calores latentes de vaporización de etanol y agua a las condiciones de equilibrio determinadas a 98.8 kPa.

$$\lambda = C_1 * (1 - T_r)^{(C_2 + C_3 * T_r + C_4 * T_r^2)}, T_r = \frac{T}{T_c}$$

$$T = 87.74^\circ C \therefore T_{r1} = 0.7022, T_{r2} = 0.5577$$

$$\lambda_1 = 37878 \frac{kJ}{kmol}, \quad \lambda_2 = 41360 \frac{kJ}{kmol}$$

Este cálculo se realizó para determinar el calor latente de vaporización del etanol (1) y el agua (2) a cada una de las temperaturas de los datos en equilibrio determinados a 98.8kPa.

Cálculo 5: Determinación de las entalpía molar de la mezcla líquida y gaseosa a las diferentes condiciones en el equilibrio

$$H_L = x_1 * C_{1L} * (T - T_o) + (1 - x_1) * C_{2L} * (T - T_o)$$

$$H_G = y_1 * (C_{1L} * (T - T_o) + \lambda_1) + (1 - y_1) * (C_{2L} * (T - T_o) + \lambda_1)$$

$$T = 87.74^\circ C, x_1 = 0.072, y_1 = 0.385 \therefore H_L = 6856.2 \frac{kJ}{kmol}, H_G = 47634 \frac{kJ}{kmol}$$

Este cálculo se realizó para determinar la entalpía molar de la mezcla líquida y gaseosa a las diferentes condiciones en el equilibrio. Se utilizó la primer ecuación para determinar las entalpías de las corrientes líquidas y la segunda ecuación para la entalpía de las corrientes gaseosas. Se realizó de igual manera para determinar la entalpía molar de las corrientes líquidas y gaseosas en el balance de energía.

Cálculo 6: Determinación de los flujos experimentales de las corrientes a partir de la masa y el tiempo del ensayo

$$F = \frac{m_F}{t_{\text{corrida}}} = \frac{4500g * \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}}}{50 \text{ min} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}} = 5.40 \text{ kg/h}$$

Este cálculo se realizó para determinar el flujo experimental de las alimentación y poder resolver el balance de manera continua. Se realizó de igual manera para las masas experimentales de destilado y las colas.

Cálculo 7: Determinación de los flujos teóricos de destilado y colas por medio del balance de masa

$$F = D + W$$

$$x_F * F = x_D * D + x_W * W$$

$$5.40 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = D + W$$

$$19.08\% * 5.40 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 85.75\% * D + 17.19\% * W$$

$$D = 0.15 \frac{\text{kg}}{\text{h}}, \quad W = 5.25 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Este cálculo se realizó para determinar el flujo teórico de destilado y las colas en función del flujo de alimentación y la composición másica de etanol en los flujos, asumiendo un comportamiento totalmente continuo. Se resolvió de igual manera para los flujos y composiciones molares, asumiendo conservación de cantidad de materia por ausencia de transformación química. Se realizó para todas las corridas.

Cálculo 8: Determinación de los flujos teóricos de reflujo y gas de cabeza por medio del balance de masa del reflujo de destilado

$$G_1 = D + L_o, \quad R = \frac{L_o}{D}$$

$$G_1 = D * (R + 1), \quad L_o = D * R$$

$$D = 0.004 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}, R = 1.00 \therefore G_1 = 0.008 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}, L_o = 0.004 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Se realizó este cálculo para la determinación del flujo teórico de reflujo y gas de cabeza por medio del balance de masa del reflujo de destilado y la relación de reflujo empleada. Se realizó de igual manera para todas las corridas.

Cálculo 9: Determinación del flujo de calor teórico removido por el condensador y suministrado al calderín por medio del balance de energía

$$Q_C = G_1 * H_{G1} - D * H_D - L_o * H_D = D * ((R + 1) * H_{G1} - R * H_D - H_D)$$

$$Q_C = 0.004 \frac{kmol}{h} \left((1.00 + 1) * 46893 \frac{kJ}{kmol} - 1.00 * 2293 \frac{kJ}{kmol} - 2293 \frac{kJ}{kmol} \right) * \frac{1 h}{3600 s}$$

$$= 0.10 kW$$

$$Q_B = Q_C + D * H_D + W * H_W - F * H_F$$

$$Q_B = 0.36 kW * \frac{3600s}{1h} + 0.0025 \frac{kmol}{h} * 2739 \frac{kJ}{kmol} + 0.138 \frac{kmol}{h} * 6589 \frac{kJ}{kmol}$$

$$- 0.140 \frac{kmol}{h} * 2420 \frac{kJ}{kmol} = 0.47 kW$$

Este cálculo se realizó para determinar el flujo de calor del condensador por medio del balance de energía del condensador y del calderín por medio del balance de energía global.

Cálculo 10: Determinación del flujo de calor experimental removido por el condensador

$$Q_C = m_{enfr.} * C_{P_{enfr.}} (T_f - T_o)_{enfr.}$$

$$Q_C = \left(250 \frac{kg}{h} \right) * \left(4.184 \frac{kJ}{kg K} \right) * (26.1^\circ C - 25.7^\circ C) * \frac{1 h}{3600 s} = 0.12 kW$$

Este cálculo se realizó para determinar el flujo de calor removido por el condensador de manera experimental como el calor sensible ganado por el agua de enfriamiento en el condensador.

Cálculo 11: Determinación del flujo de calor saliente neto molar superior e inferior

$$Q' = \frac{Q_C}{D} + H_D = \frac{0.10 kW * \frac{3600 s}{1 h}}{0.004 \frac{kmol}{h}} + 2293 \frac{kJ}{kmol} = 91494 \frac{kJ}{kmol}$$

$$Q'' = H_W - \frac{Q_B}{W} = 2522 \frac{kJ}{kmol} - \frac{0.15 kW * \frac{3600 s}{1 h}}{0.261 \frac{kmol}{h}} = 384 \frac{kJ}{kmol}$$

Este cálculo se realizó para determinar el flujo de calor de calor saliente neto molar de la sección superior Q' e inferior Q'' utilizados para la resolución del método gráfico de Ponchon y Savarit.

C. BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

Figura 12. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 1-A

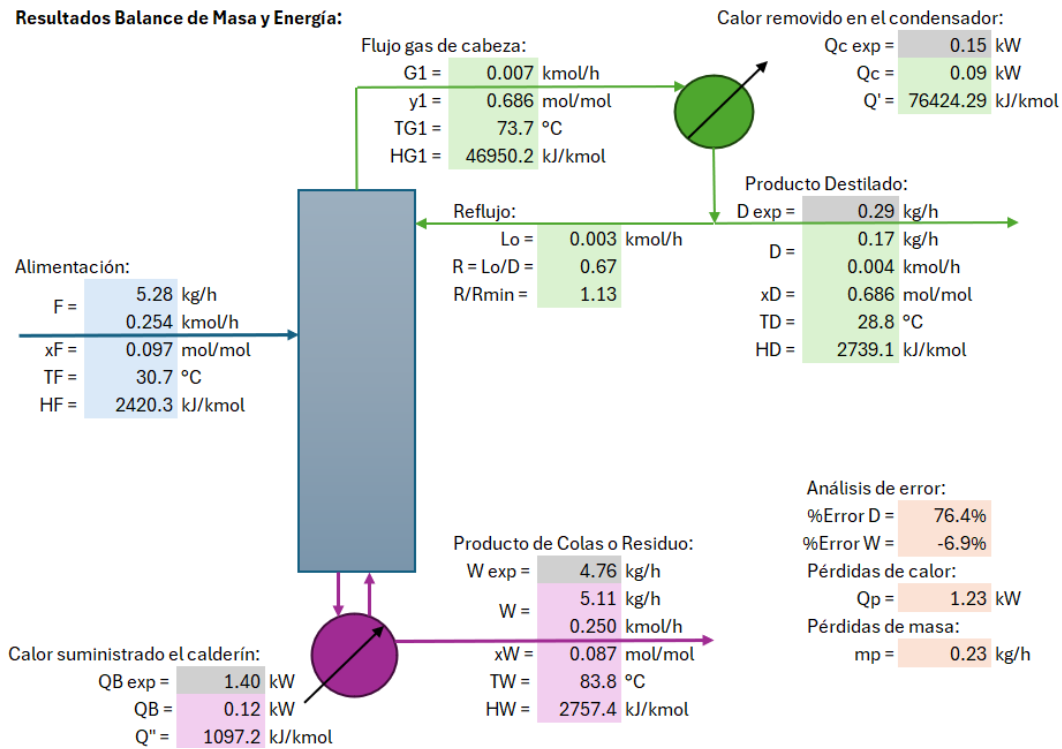


Figura 13. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 1-B

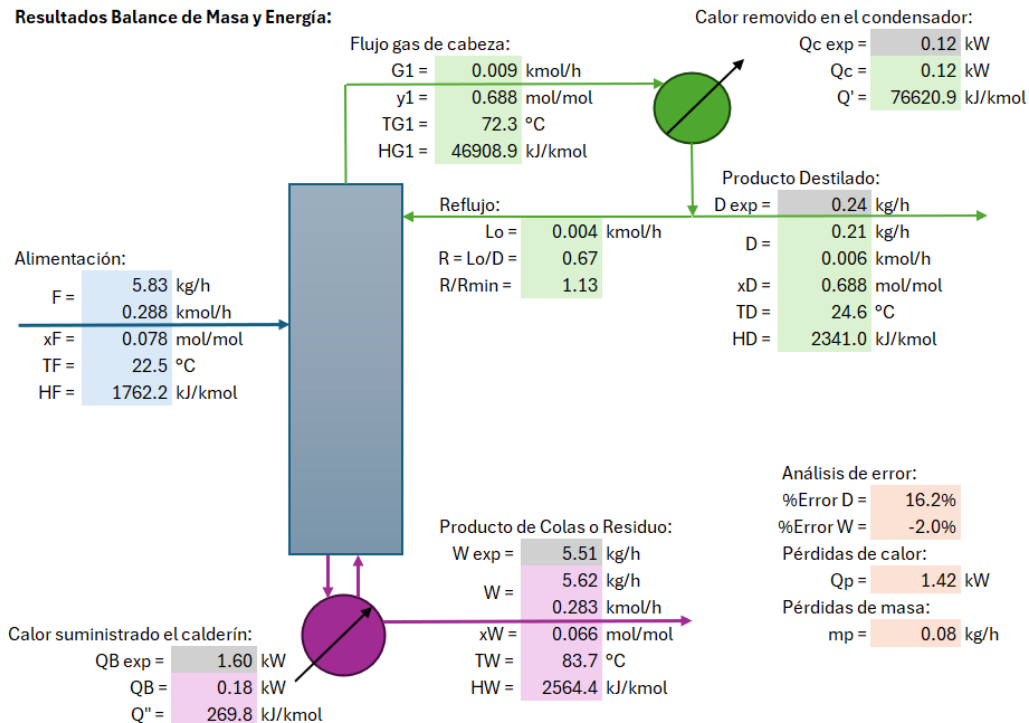


Figura 14. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 1-C

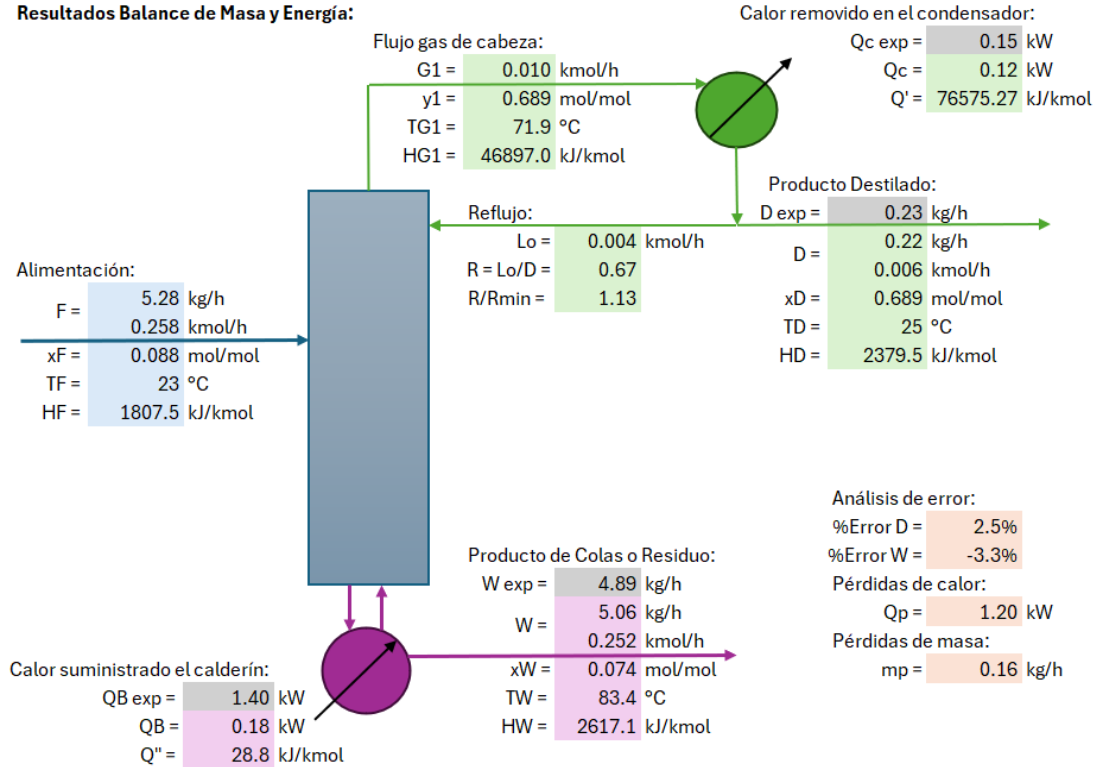


Figura 15. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 2-A

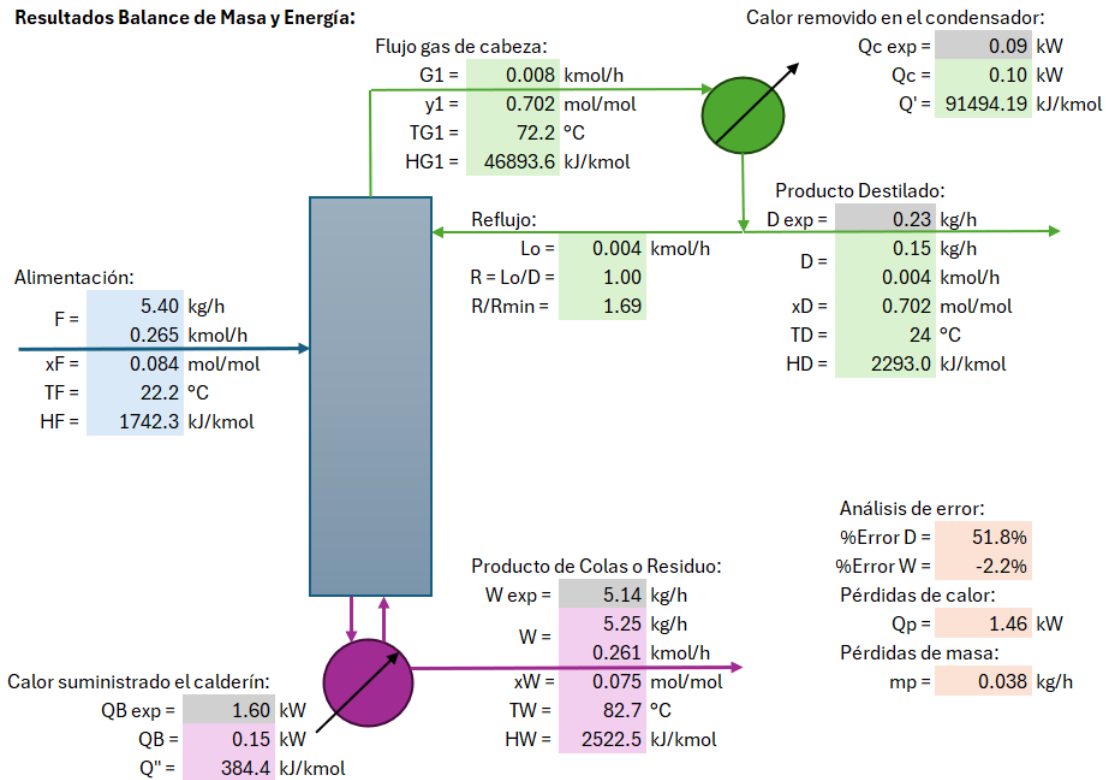


Figura 16. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 2-B

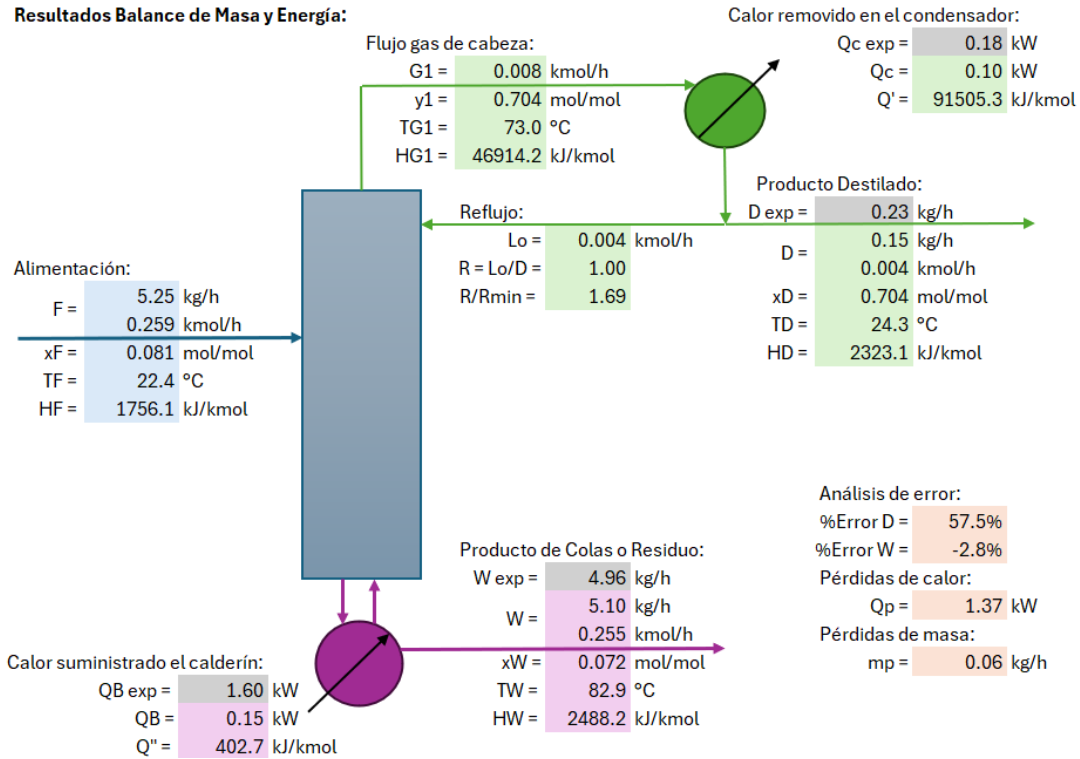


Figura 17. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 2-C

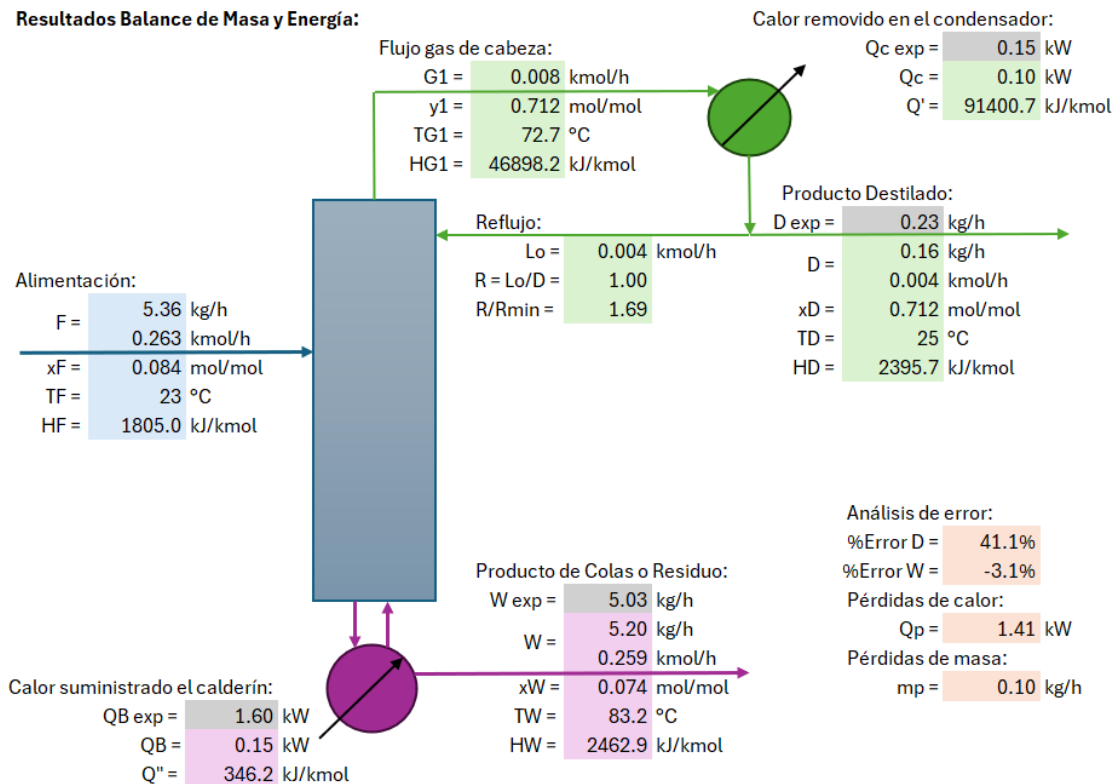


Figura 18. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 3-A

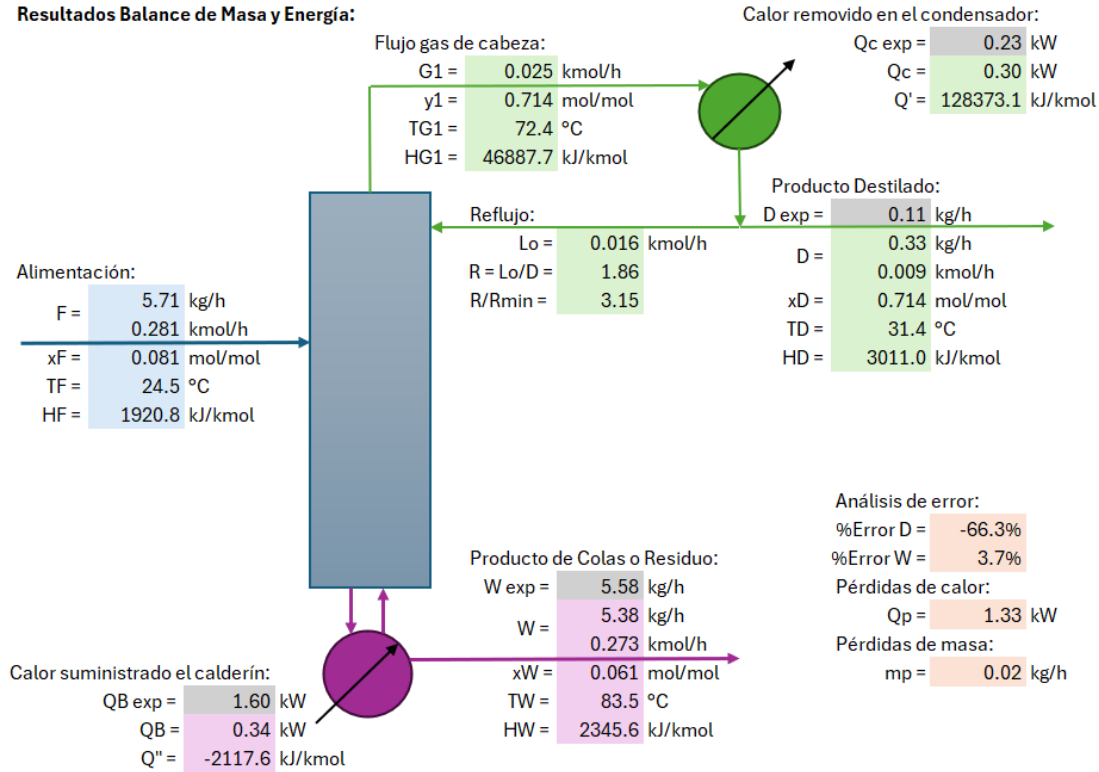


Figura 19. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 3-B

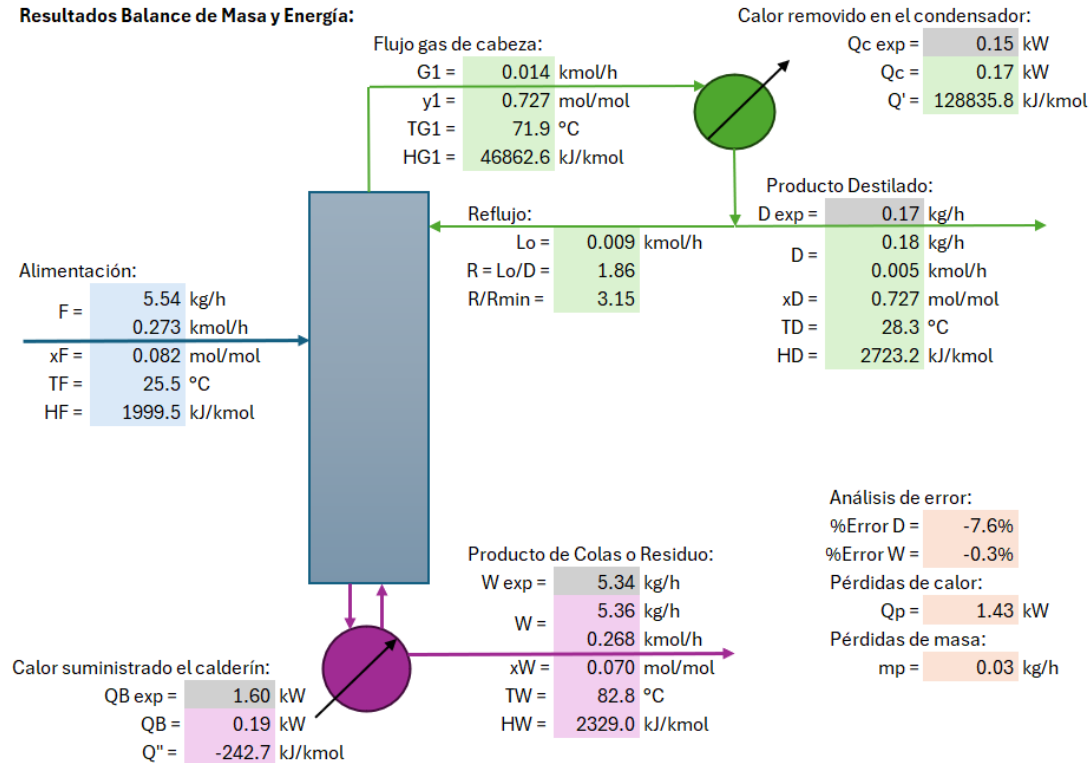
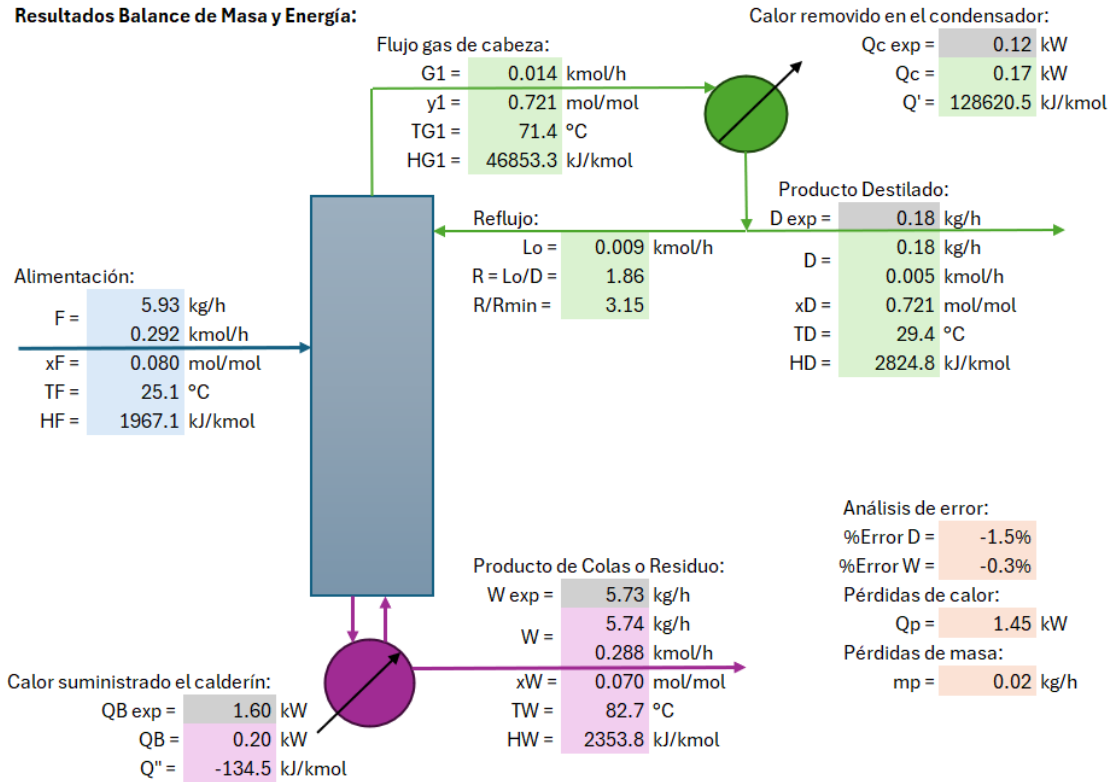


Figura 20. Balance de masa y energía del simulador para la corrida 3-C



D. CUADROS DE DATOS CALCULADOS

Cuadro 21. Temperatura y composición líquido/vapor en equilibrio determinadas y los parámetros de Wilson calculados para resolver con base en la presión de 98.8kPa

T (°C)	x	y	P1sat (kPa)	P2sat (kPa)	Λ_{12}	Λ_{21}	$\ln\gamma_1$	$\ln\gamma_2$	P (kPa)
99.29	0.0000	0.0000	221.98	98.80	0.198	0.895	1.722	0.000	98.8
97.78	0.0050	0.0576	210.53	93.56	0.198	0.890	1.688	0.000	98.8
96.45	0.0100	0.1063	200.87	89.15	0.198	0.886	1.654	0.000	98.8
94.42	0.0190	0.1770	186.88	82.77	0.197	0.880	1.594	0.001	98.8
92.44	0.0300	0.2424	173.98	76.90	0.197	0.874	1.524	0.003	98.8
90.98	0.0400	0.2883	165.00	72.82	0.196	0.869	1.462	0.006	98.8
89.25	0.0550	0.3408	154.80	68.20	0.196	0.864	1.375	0.011	98.8
87.74	0.0721	0.3851	146.34	64.36	0.196	0.859	1.283	0.017	98.8
86.14	0.0966	0.4307	137.79	60.50	0.195	0.854	1.162	0.029	98.8
84.85	0.1238	0.4668	131.22	57.53	0.195	0.850	1.043	0.044	98.8
83.44	0.1661	0.5063	124.37	54.44	0.195	0.845	0.884	0.072	98.8
81.98	0.2337	0.5493	117.52	51.37	0.194	0.840	0.681	0.123	98.8
81.54	0.2608	0.5630	115.53	50.47	0.194	0.839	0.613	0.146	98.8
80.65	0.3273	0.5927	111.59	48.70	0.194	0.836	0.472	0.206	98.8
79.91	0.3965	0.6208	108.40	47.27	0.194	0.834	0.356	0.273	98.8
79.42	0.4500	0.6423	106.32	46.34	0.194	0.832	0.282	0.327	98.8
78.94	0.5079	0.6661	104.37	45.46	0.193	0.831	0.216	0.389	98.8
78.86	0.5198	0.6711	104.00	45.29	0.193	0.830	0.204	0.402	98.8
78.48	0.5732	0.6945	102.46	44.60	0.193	0.829	0.156	0.461	98.8
77.88	0.6763	0.7450	100.06	43.53	0.193	0.827	0.084	0.581	98.8
77.58	0.7472	0.7856	98.87	43.00	0.193	0.826	0.049	0.667	98.8
77.43	0.8000	0.8199	98.25	42.72	0.193	0.826	0.030	0.734	98.8
77.32	0.8844	0.8844	97.85	42.54	0.193	0.825	0.010	0.843	98.8
77.32	0.8943	0.8929	97.85	42.54	0.193	0.825	0.008	0.856	98.8
77.33	0.9100	0.9069	97.89	42.56	0.193	0.825	0.006	0.877	98.8
77.36	0.9300	0.9255	97.98	42.60	0.193	0.826	0.003	0.903	98.8
77.40	0.9500	0.9453	98.13	42.67	0.193	0.826	0.002	0.930	98.8
77.45	0.9700	0.9662	98.35	42.76	0.193	0.826	0.001	0.957	98.8
77.56	1.0000	1.0000	98.80	42.97	0.193	0.826	0.000	0.998	98.8

Cuadro 22. Entalpía de líquido y gas saturado, temperatura reducida y calor latente para el sistema etanol/agua a la temperatura y composiciones determinadas en el equilibrio a 98.8 kPa

T (°C)	x	y	HL (kJ/kmol)	TrA (T/TcA)	TrB (T/TcB)	λA (kJ/kmol)	λB (kJ/kmol)	HG (kJ/kmol)
99.291	0.000	0.000	7561.1	0.7247	0.5755	36892.6	40832.4	48393.5
97.777	0.005	0.058	7459.3	0.7218	0.5732	37024.8	40902.9	48280.9
96.446	0.010	0.106	7371.1	0.7192	0.5711	37140.2	40964.5	48185.7
94.420	0.019	0.177	7239.7	0.7152	0.5680	37314.5	41057.8	48047.1
92.437	0.030	0.242	7115.8	0.7114	0.5649	37483.6	41148.3	47918.2
90.984	0.040	0.288	7029.0	0.7085	0.5627	37606.6	41214.2	47827.4
89.251	0.055	0.341	6932.2	0.7052	0.5600	37752.1	41292.3	47722.8
87.739	0.072	0.385	6856.2	0.7022	0.5577	37878.2	41360.1	47634.3
86.136	0.097	0.431	6789.2	0.6991	0.5552	38011.1	41431.5	47542.8
84.849	0.124	0.467	6751.6	0.6966	0.5532	38117.0	41488.5	47470.5
83.445	0.166	0.506	6737.4	0.6939	0.5510	38232.0	41550.4	47392.1
81.979	0.234	0.549	6772.1	0.6910	0.5488	38351.3	41614.7	47309.1
81.537	0.261	0.563	6796.7	0.6902	0.5481	38387.1	41634.0	47283.5
80.648	0.327	0.593	6870.8	0.6884	0.5467	38459.0	41672.7	47230.1
79.907	0.397	0.621	6960.4	0.6870	0.5456	38518.7	41704.9	47182.5
79.416	0.450	0.642	7035.0	0.6860	0.5448	38558.1	41726.2	47148.4
78.945	0.508	0.666	7119.6	0.6851	0.5441	38595.9	41746.6	47112.7
78.855	0.520	0.671	7137.5	0.6849	0.5439	38603.1	41750.4	47105.4
78.480	0.573	0.694	7219.3	0.6842	0.5434	38633.1	41766.7	47072.8
77.883	0.676	0.745	7386.3	0.6831	0.5424	38680.7	41792.4	47008.3
77.582	0.747	0.786	7509.7	0.6825	0.5420	38704.8	41805.3	46961.6
77.425	0.800	0.820	7607.5	0.6822	0.5417	38717.2	41812.1	46924.7
77.322	0.884	0.884	7777.6	0.6820	0.5416	38725.5	41816.5	46860.5
77.323	0.894	0.893	7799.0	0.6820	0.5416	38725.4	41816.5	46852.4
77.332	0.910	0.907	7833.5	0.6820	0.5416	38724.6	41816.1	46839.3
77.356	0.930	0.926	7878.7	0.6820	0.5416	38722.7	41815.0	46822.1
77.395	0.950	0.945	7925.4	0.6821	0.5417	38719.6	41813.4	46804.2
77.450	0.970	0.966	7973.8	0.6822	0.5418	38715.3	41811.0	46785.6
77.565	1.000	1.000	8049.9	0.6824	0.5420	38706.1	41806.1	46756.0

Cuadro 9. Resultados experimentales y del simulador de las diferentes corridas

Corrida:		1-A	1-B	1-C	2-A	2-B	2-C	3-A	3-B	3-C
Variable										
Porcentaje de Reflujo (%)		40	40	40	50	50	50	65	65	65
Comp. Alimentación (%m/m)		21.59	17.88	19.84	19.08	18.46	19.04	18.46	18.55	18.26
Comp. Colas (%m/m)		19.53	15.37	16.96	17.19	16.54	16.97	14.27	16.22	16.08
Comp. Destilado (%m/m)		84.82	84.94	84.98	85.75	85.87	86.35	86.48	87.17	86.87
Flujo Alimentación (kg/h)		5.28	5.83	5.28	5.40	5.25	5.36	5.71	5.54	5.93
Flujo Destilado (kg/h)	Exp.	0.29	0.24	0.23	0.23	0.23	0.23	0.11	0.17	0.18
	Teor.	0.17	0.21	0.22	0.15	0.15	0.16	0.33	0.18	0.18
Flujo Colas (kg/h)	Exp.	4.76	5.51	4.89	5.14	4.96	5.03	5.58	5.34	5.73
	Teor.	5.11	5.62	5.06	5.25	5.10	5.20	5.38	5.36	5.74
Calor Calderín (kW)	Exp.	1.40	1.60	1.40	1.60	1.60	1.60	1.60	1.60	1.60
	Teor.	0.12	0.18	0.18	0.15	0.15	0.15	0.34	0.19	0.20
Calor Condens. (kW)	Exp.	0.15	0.12	0.15	0.12	0.15	0.15	0.23	0.15	0.12
	Teor.	0.09	0.12	0.12	0.14	0.10	0.10	0.30	0.17	0.17

Cuadro 23. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 1-A

Sección	x (molar)	y (molar)
Enriquecimiento	0.6860	0.6860
	0.5879	0.6445
	0.4898	0.6033
	0.3916	0.5625
	0.2935	0.5221
	0.1953	0.4819
Alimentación	0.1316	0.4559
Agotamiento	0.0941	0.1482
	0.1016	0.2098
	0.1091	0.2713
	0.1166	0.3328
	0.1241	0.3944
	0.0867	0.0867

Cuadro 24. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 1-B

Sección	x (molar)	y (molar)
Enriquecimiento	0.6880	0.6880
	0.5865	0.6449
	0.4849	0.6021
	0.3833	0.5597
	0.2817	0.5177
	0.1801	0.4760
Alimentación	0.1189	0.4510
Agotamiento	0.0751	0.1304
	0.0839	0.1945
	0.0927	0.2587
	0.1015	0.3228
	0.1103	0.3869
	0.0663	0.0663

Cuadro 25. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 1-C

Sección	x (molar)	y (molar)
Enriquecimiento	0.6887	0.6887
	0.5886	0.6462
	0.4886	0.6041
	0.3885	0.5624
	0.2884	0.5211
	0.1883	0.4800
Alimentación	0.1276	0.4552
Agotamiento	0.0829	0.1375
	0.0919	0.2011
	0.1009	0.2646
	0.1099	0.3281
	0.1189	0.3917
	0.0740	0.0740

Cuadro 26. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 2-A

Sección	x (molar)	y (molar)
Enriquecimiento	0.7018	0.7018
	0.5989	0.6476
	0.4960	0.5938
	0.3931	0.5405
	0.2902	0.4876
	0.1873	0.4349
Alimentación	0.1187	0.3999
Agotamiento	0.0824	0.1292
	0.0897	0.1834
	0.0970	0.2375
	0.1043	0.2916
	0.1116	0.3458
	0.0751	0.0751

Cuadro 27. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 2-B

Sección	x (molar)	y (molar)
Enriquecimiento	0.7039	0.7039
	0.6001	0.6492
	0.4964	0.5950
	0.3926	0.5412
	0.2888	0.4878
	0.1851	0.4347
Alimentación	0.1159	0.3994
Agotamiento	0.0793	0.1265
	0.0866	0.1811
	0.0940	0.2357
	0.1013	0.2902
	0.1087	0.3448
	0.0719	0.0719

Cuadro 28. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 2-C

Sección	x (molar)	y (molar)
Enriquecimiento	0.7121	0.7121
	0.6075	0.6571
	0.5028	0.6024
	0.3982	0.5482
	0.2935	0.4944
	0.1889	0.4409
Alimentación	0.1187	0.4052
Agotamiento	0.0815	0.1292
	0.0890	0.1844
	0.0964	0.2396
	0.1039	0.2948
	0.1114	0.3500
	0.0740	0.0740

Cuadro 29. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 3-A

Sección	x (molar)	y (molar)
Enriquecimiento	0.7144	0.7144
	0.6089	0.6436
	0.5034	0.5733
	0.3979	0.5033
	0.2924	0.4337
	0.1868	0.3644
Alimentación	0.1056	0.3109
Agotamiento	0.0686	0.1028
	0.0760	0.1444
	0.0834	0.1860
	0.0908	0.2277
	0.0982	0.2693
	0.0611	0.0611

Cuadro 30. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 3-B

Sección	x (molar)	y (molar)
Enriquecimiento	0.7265	0.7265
	0.6191	0.6543
	0.5116	0.5825
	0.4042	0.5111
	0.2967	0.4401
	0.1892	0.3693
Alimentación	0.1060	0.3145
Agotamiento	0.0763	0.1111
	0.0823	0.1518
	0.0882	0.1924
	0.0942	0.2331
	0.1001	0.2738
	0.0704	0.0704

Cuadro 31. Datos del simulador de las composiciones de etanol en fase líquida y vapor en la operación para el enriquecimiento y agotamiento de la rectificación continua en la corrida 3-C

Sección	x (molar)	y (molar)
Enriquecimiento	0.7213	0.7213
	0.6145	0.6495
	0.5076	0.5782
	0.4008	0.5073
	0.2940	0.4368
	0.1872	0.3665
Alimentación	0.1047	0.3122
Agotamiento	0.0756	0.1101
	0.0814	0.1506
	0.0872	0.1910
	0.0930	0.2314
	0.0989	0.2718
	0.0697	0.0697

Cuadro 11. Resultados del simulador del dimensionamiento de la torre de platos por el método de Ponchon y Savarit de las diferentes corridas a 98.8kPa

Corrida:	1-A	1-B	1-C	2-A	2-B	2-C	3-A	3-B	3-C
Variable									
Porcentaje de Reflujo (%)	40	40	40	50	50	50	65	65	65
Relación de Reflujo (Lo/D)	0.67	0.67	0.67	1.00	1.00	1.00	1.86	1.86	1.86
R/Rmin	1.13	1.13	1.13	1.69	1.69	1.69	3.15	3.15	3.15
No. Platos Necesarios	7	8	8	6	6	6	5	5	5
Plato de Alimentación	6	6	6	5	5	5	4	5	4

Cuadro 12. Análisis de error de los resultados obtenidos de manera experimental y por el simulador a 98.8kPa

Corrida:	1-A	1-B	1-C	2-A	2-B	2-C	3-A	3-B	3-C
Variable									
Porcentaje de Reflujo (%)	40	40	40	50	50	50	65	65	65
% Error Flujo Destilado	76.4	16.2	2.5	51.8	57.5	41.1	-66.3	-7.6	-1.5
% Error Flujo Colas	-6.9	-2.0	-3.3	-2.2	-2.8	-3.1	3.7	-0.3	-0.3
Flujo Calor Perdido (kW)	1.24	1.42	1.20	1.43	1.40	1.41	1.33	1.43	1.45
Flujo Masa Perdido (kg/h)	0.19	0.08	0.16	0.04	0.06	0.10	0.02	0.03	0.02
No. Platos Extra	2	1	1	3	3	3	4	4	4
Desfase Alimentación Real	0	0	0	1	1	1	2	1	2

E. ANÁLISIS DE ERROR

Cálculo 12: Determinación del porcentaje de error relativo para el flujo de producto de colas y producto destilado

$$\%Error W = \frac{W_{exp} - W_{teor}}{W_{teor}} * 100\% = \frac{5.14 \frac{kg}{h} - 5.25 \frac{kg}{h}}{5.25 \frac{kg}{h}} * 100\% = -2.2\%$$

$$\%Error D = \frac{D_{exp} - D_{teor}}{D_{teor}} * 100\% = \frac{0.23 \frac{kg}{h} - 0.15 \frac{kg}{h}}{0.15 \frac{kg}{h}} * 100\% = 51.8\%$$

Se realizó este cálculo para la determinación del porcentaje de error relativo para el flujo de producto de colas y producto destilado experimentales con relación a sus valores teóricos. Se realizó de igual manera para todas las corridas.

Cálculo 13: Determinación de las pérdidas de calor en la operación como medida de error del balance de energía

$$Q_P = (Q_{B \text{ exp}} - Q_{B \text{ teor.}}) + (Q_{C \text{ teor.}} - Q_{C \text{ exp}})$$

$$Q_P = (1.60kW - 0.15kW) + (0.10kW - 0.12kW) = 1.43 kW$$

Se realizó este cálculo para la determinación de las pérdidas de calor en el equipo como una medida de error del balance de energía entre los flujos de calor experimentales y los teóricamente necesarios.

Cálculo 14: Determinación de las pérdidas de masa en la operación como medida de error del balance de masa

$$m_p = F - D - W$$

$$m_p = 5.40 \frac{kg}{h} - 0.23 \frac{kg}{h} - 5.14 \frac{kg}{h} = 0.04 \frac{kg}{h}$$

Se realizó este cálculo para la determinación de las pérdidas de flujo de masa en el equipo como una medida de error del balance de masa entre el flujo de alimentación y los flujos de producto recuperados experimentalmente.

Cálculo 15: Determinación del número de platos extra utilizados en la operación

$$No. \text{Platos Extra} = No. \text{Platos Reales} - No. \text{Platos Necesarios}$$

$$No. \text{Platos Extra} = 9 - 6 = 3$$

Se realizó este cálculo para la determinación del número de platos extra utilizados en la operación como una medida de error del número de platos reales en la operación experimental de la torre K3 Gunt Hamburg CE600 y el número de platos necesarios según el método de Ponchon y Savarit.

Cálculo 16: Determinación del número de platos de desfase de la alimentación con respecto a la alimentación ideal

$$Desfase \text{Alimentación Real} = Plato \text{Alim. Real} - Plato \text{Alim. Ideal}$$

$$Desfase \text{Alimentación Real} = 6 - 5 = 1$$

Se realizó este cálculo para la determinación del número de platos de desfase del plato de alimentación real utilizado en la operación experimental de la torre K3 Gunt Hamburg CE600 como una medida de error con respecto al plato de alimentación ideal determinado según el método de Ponchon y Savarit.

F. EVIDENCIAS

Figura 21. Fotografía de la torre de rectificación continua Gunt Hamburg CE600 durante la realización de un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle



Figura 22. Fotografía de la torre de rectificación continua Gunt Hamburg CE600 vista desde frente durante la realización de un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle



Figura 23. Fotografía del depósito de almacenamiento de alimentación en la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle

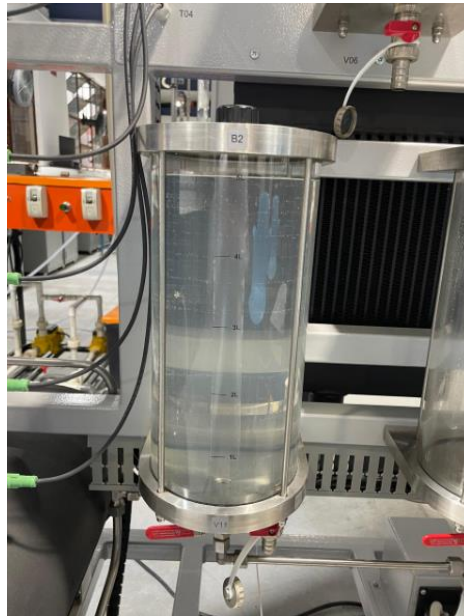


Figura 24. Fotografía del depósito de almacenamiento de producto de colas en la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle



Figura 25. Fotografía del depósito de separación de fases del destilado en la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante el inicio de un ensayo mientras no se ha alcanzado el sobrenivel de reflujo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle



Figura 26. Fotografía del depósito de separación de fases del destilado en la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante la realización de un ensayo cuando ya se ha alcanzado el sobrenivel de reflujo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle



Figura 27. Fotografía del indicador de nivel en el calderín de la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante la realización de un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle

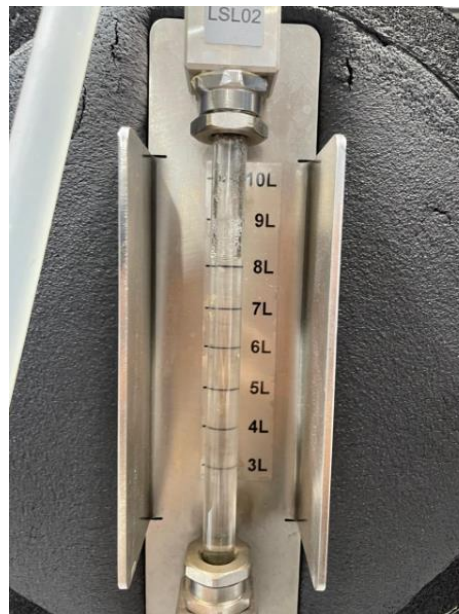


Figura 28. Fotografía de la pantalla de inicio en el panel de control de la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante la realización de un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle

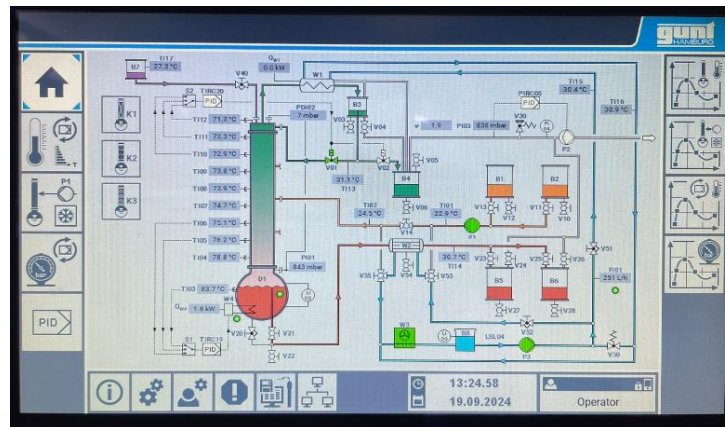


Figura 29. Fotografía de la pantalla de los parámetros de control en el panel de control de la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante la realización de un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle



Figura 30. Fotografía de la pantalla de control de bomba de alimentación y sistema de refrigeración en el panel de control de la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante la realización de un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle

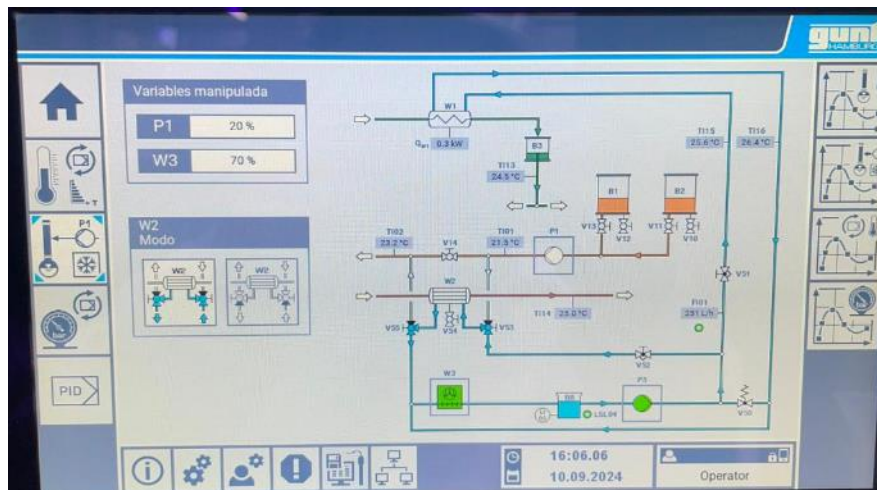


Figura 31. Fotografía de la pantalla de control de la potencia de calefacción y el reflujo en el panel de control de la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 durante la realización de un ensayo en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle

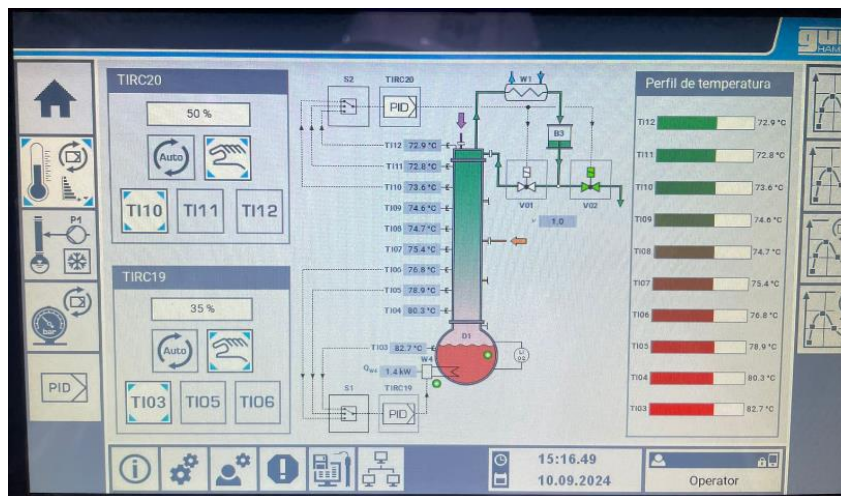
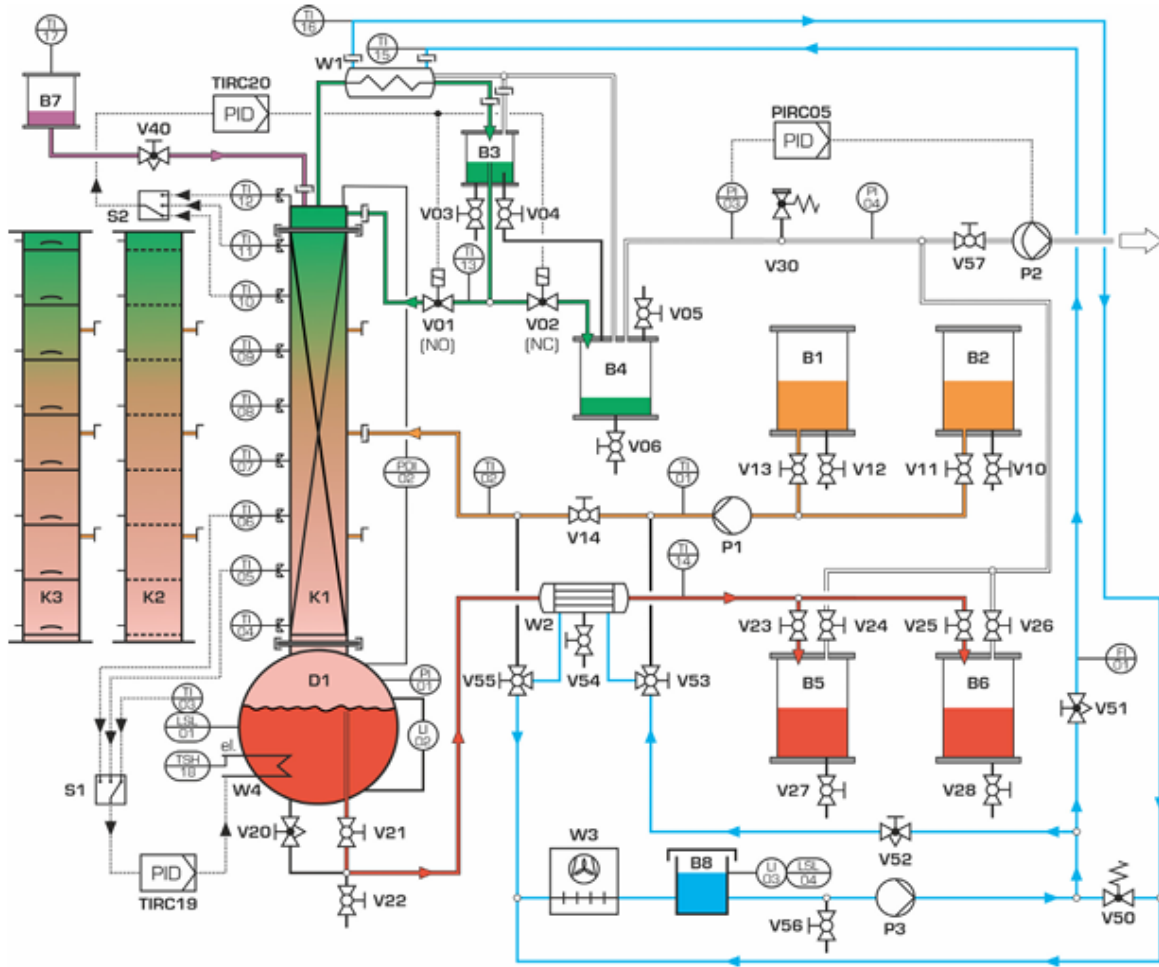


Figura 32. Fotografía del banco de ensayos de la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600 del manual del equipo



Figura 33. Diagrama del proceso de la torre de rectificación continua Gunt Hamburg CE600 y sus componentes principales



Sustancias

- Alimentación
- Producto de cabeza
- Producto de fondo
- Agente de arrastre
- Agua de refrigeración
- Vacío

Componentes principales

- B1, B2 Depósito de alimentación
- B3 Depósito de separación de fases
- B4 Depósito de producto de cabeza
- B5, B6 Depósitos de productos de fondo
- B7 Depósito de agente de arrastre
- B8 Depósito de agua de refrigeración
- D1 Evaporador
- K1 Columna de relleno
- K2 Columna de platos perforados

Componentes principales

- K3 Columna de platos de campanas
- P1 Bomba de alimentación
- P2 Bomba de vacío
- P3 Bomba de agua de refrigeración
- W1 Condensador
- W2 Intercambiador de calor del fondo
- W3 Radiador
- W4 Calefactor

Figura 34. Nomenclatura de válvulas e instrumentación de la torre de rectificación Gunt Hamburg CE600

Robinerías		Ingeniería de control y técnica de medición	
V01, V02	Válvula electromagnética	PDI02	Presión diferencial de columna
V20	Válvula de regulación	PI03	Presión del sistema, absoluta
V30	Válvula de seguridad	PI04	Presión del sistema, relativa
V40	Válvula de regulación	PIRC05	Bucle de control de la presión del sistema
V50	Válvula de alivio de presión	TI01, TI02	Temperatura de alimentación
V51, V52	Válvula de regulación	TI03	Temperatura del evaporador
V53, V55	Grifo de bola de 3 vías	TI04-TI11	Temperatura de la columna
Vxy	Varios grifos de bola	TI12	Temperatura de cabeza de columna
		TI13	Temperatura del producto de cabeza
		TI14	Temperatura de producto de fondo
		TI15	Temperatura de entrada del agua de refrigeración
		TI16	Temperatura de salida del agua de refrigeración
		TI17	Temperatura del agente de arrastre
		TSH18	Interruptor de temperatura
		TIRC19	Circuito de control de temperatura columna inferior
		TIRC20	Bucle de control de temperatura columna superior
Ingeniería de control y técnica de medición			
FI01	Caudal de agua de refrigeración		
LSL01	Interruptor de nivel del evaporador		
LI02	Nivel del evaporador		
LI03	Nivel de agua de refrigeración		
LSL04	Interruptor de nivel de refrigerante		
PI01	Presión del evaporador, absoluta		

Figura 35. Tabla de densidades para la determinación de la composición másica de etanol en agua (0-50%) en mezclas a diferentes temperaturas del Anexo 6.3 del manual del equipo

T WE	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	
0	998,20	997,99	997,77	997,54	997,29	997,04	996,78	996,51	996,23	995,94	995,65	0
1	996,31	996,10	995,88	995,64	995,40	995,15	994,89	994,62	994,34	994,05	993,75	1
2	994,49	994,27	994,05	993,82	993,57	993,32	993,06	992,78	992,50	992,21	991,90	2
3	992,73	992,51	992,29	992,05	991,80	991,55	991,28	991,00	990,72	990,42	990,12	3
4	991,02	990,81	990,58	990,34	990,09	989,83	989,56	989,28	988,99	988,69	988,38	4
5	989,38	989,15	988,92	988,68	988,42	988,15	987,88	987,59	987,30	986,99	986,68	5
6	987,78	987,55	987,31	987,06	986,80	986,53	986,25	985,95	985,65	985,34	985,02	6
7	986,24	986,00	985,75	985,49	985,22	984,94	984,65	984,36	984,05	983,73	983,40	7
8	984,73	984,49	984,23	983,96	983,68	983,40	983,10	982,79	982,48	982,15	981,82	8
9	983,27	983,01	982,75	982,47	982,18	981,89	981,58	981,26	980,94	980,60	980,26	9
10	981,85	981,58	981,30	981,01	980,71	980,41	980,09	979,76	979,43	979,08	978,73	10
11	980,46	980,18	979,89	979,58	979,27	978,95	978,63	978,29	977,94	977,59	977,22	11
12	979,10	978,80	978,50	978,18	977,86	977,53	977,18	976,83	976,47	976,11	975,73	12
13	977,76	977,45	977,13	976,80	976,46	976,12	975,76	975,40	975,02	974,64	974,25	13
14	976,44	976,11	975,78	975,43	975,08	974,72	974,35	973,97	973,58	973,19	972,78	14
15	975,13	974,79	974,44	974,08	973,71	973,33	972,94	972,55	972,15	971,74	971,32	15
16	973,83	973,47	973,11	972,73	972,34	971,95	971,54	971,13	970,71	970,29	969,85	16
17	972,54	972,16	971,77	971,38	970,97	970,56	970,14	969,71	969,28	968,83	968,38	17
18	971,24	970,84	970,44	970,02	969,60	969,17	968,73	968,29	967,83	967,37	966,90	18
19	969,93	969,51	969,09	968,66	968,22	967,77	967,31	966,85	966,38	965,90	965,41	19
20	968,61	968,17	967,73	967,28	966,82	966,35	965,88	965,40	964,91	964,41	963,91	20
21	967,27	966,81	966,35	965,88	965,40	964,91	964,42	963,92	963,42	962,90	962,38	21
22	965,90	965,43	964,94	964,45	963,96	963,45	962,94	962,43	961,90	961,37	960,83	22
23	964,51	964,02	963,51	963,01	962,49	961,97	961,44	960,90	960,36	959,81	959,26	23
24	963,09	962,58	962,05	961,53	960,99	960,45	959,91	959,35	958,79	958,23	957,66	24
25	961,63	961,10	960,56	960,02	959,46	958,91	958,34	957,77	957,19	956,61	956,02	25
26	960,14	959,59	959,03	958,47	957,90	957,32	956,74	956,16	955,56	954,96	954,36	26
27	958,61	958,04	957,47	956,89	956,30	955,71	955,11	954,51	953,90	953,28	952,66	27
28	957,05	956,46	955,86	955,27	954,66	954,05	953,44	952,82	952,20	951,57	950,93	28
29	955,44	954,83	954,22	953,61	952,99	952,36	951,73	951,10	950,46	949,82	949,17	29
30	953,78	953,16	952,54	951,91	951,27	950,63	949,99	949,34	948,69	948,03	947,37	30
31	952,09	951,46	950,82	950,17	949,52	948,87	948,21	947,55	946,88	946,21	945,53	31
32	950,36	949,71	949,05	948,39	947,73	947,06	946,39	945,72	945,04	944,35	943,67	32
33	948,58	947,92	947,25	946,58	945,90	945,22	944,54	943,85	943,16	942,47	941,77	33
34	946,77	946,09	945,41	944,73	944,04	943,35	942,65	941,95	941,25	940,54	939,83	34
35	944,92	944,23	943,54	942,84	942,14	941,44	940,73	940,02	939,31	938,59	937,87	35
36	943,03	942,33	941,63	940,92	940,21	939,49	938,78	938,06	937,33	936,61	935,88	36
37	941,11	940,40	939,68	938,96	938,24	937,52	936,79	936,06	935,33	934,59	933,86	37
38	939,15	938,43	937,71	936,98	936,25	935,51	934,78	934,04	933,30	932,55	931,81	38
39	937,16	936,43	935,70	934,96	934,22	933,48	932,74	931,99	931,24	930,49	929,74	39
40	935,15	934,41	933,66	932,92	932,17	931,42	930,67	929,92	929,16	928,40	927,64	40
41	933,10	932,35	931,60	930,85	930,10	929,34	928,58	927,82	927,06	926,29	925,52	41
42	931,03	930,28	929,52	928,76	928,00	927,24	926,47	925,70	924,93	924,16	923,38	42
43	928,94	928,18	927,41	926,65	925,88	925,11	924,34	923,56	922,79	922,01	921,22	43
44	926,82	926,06	925,29	924,52	923,74	922,96	922,19	921,41	920,64	919,86	919,05	44
45	924,69	923,92	923,14	922,36	921,58	920,80	920,02	919,23	918,44	917,65	916,86	45
46	922,53	921,76	920,98	920,19	919,41	918,62	917,83	917,04	916,25	915,45	914,65	46
47	920,37	919,58	918,80	918,01	917,22	916,43	915,64	914,84	914,04	913,24	912,44	47
48	918,18	917,39	916,60	915,81	915,02	914,22	913,42	912,62	911,82	911,01	910,21	48
49	915,98	915,19	914,40	913,60	912,80	912,00	911,20	910,39	909,59	908,78	907,96	49
50	913,77	912,98	912,18	911,38	910,57	909,77	908,96	908,15	907,34	906,53	905,71	50

Figura 36. Tabla de densidades para la determinación de la composición másica de etanol en agua (50-100%) en mezclas a diferentes temperaturas del Anexo 6.3 del manual del equipo

T WE	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	
50	913.77	912.98	912.18	911.38	910.57	909.77	908.96	908.15	907.34	906.53	905.71	50
51	911.55	910.75	909.95	909.14	908.34	907.53	906.72	905.90	905.09	904.27	903.45	51
52	909.31	908.51	907.70	906.90	906.09	905.27	904.46	903.64	902.82	902.00	901.18	52
53	907.07	906.26	905.45	904.64	903.83	903.01	902.19	901.37	900.55	899.73	898.90	53
54	904.81	904.00	903.19	902.38	901.56	900.74	899.92	899.10	898.27	897.44	896.61	54
55	902.55	901.74	900.92	900.10	899.28	898.46	897.64	896.81	895.98	895.15	894.31	55
56	900.28	899.46	898.64	897.82	897.00	896.17	895.35	894.52	893.68	892.85	892.01	56
57	897.99	897.18	896.35	895.53	894.70	893.88	893.05	892.21	891.38	890.54	889.70	57
58	895.70	894.88	894.06	893.23	892.40	891.57	890.74	889.90	889.06	888.22	887.38	58
59	893.40	892.58	891.75	890.92	890.09	889.26	888.42	887.59	886.74	885.90	885.06	59
60	891.10	890.27	889.44	888.61	887.78	886.94	886.10	885.26	884.42	883.57	882.72	60
61	888.78	887.95	887.12	886.29	885.45	884.61	883.77	882.93	882.08	881.23	880.38	61
62	886.46	885.63	884.79	883.96	883.12	882.28	881.43	880.59	879.74	878.89	878.04	62
63	884.13	883.30	882.46	881.62	880.78	879.94	879.09	878.24	877.39	876.54	875.68	63
64	881.79	880.96	880.12	879.28	878.43	877.59	876.74	875.89	875.04	874.18	873.32	64
65	879.45	878.61	877.77	876.92	876.08	875.23	874.38	873.53	872.67	871.82	870.96	65
66	877.09	876.25	875.41	874.56	873.72	872.87	872.01	871.16	870.30	869.44	868.58	66
67	874.73	873.89	873.04	872.20	871.35	870.50	869.64	868.78	867.93	867.07	866.20	67
68	872.37	871.52	870.67	869.82	868.97	868.12	867.26	866.40	865.54	864.68	863.82	68
69	869.99	869.14	868.29	867.44	866.59	865.73	864.88	864.02	863.15	862.29	861.42	69
70	867.61	866.76	865.91	865.06	864.20	863.34	862.48	861.62	860.76	859.89	859.02	70
71	865.22	864.37	863.52	862.66	861.80	860.94	860.08	859.22	858.35	857.49	856.62	71
72	862.83	861.97	861.12	860.26	859.40	858.54	857.68	856.81	855.94	855.07	854.20	72
73	860.43	859.57	858.71	857.85	856.99	856.13	855.26	854.40	853.53	852.66	851.78	73
74	858.02	857.16	856.30	855.44	854.58	853.71	852.84	851.98	851.11	850.23	849.36	74
75	855.60	854.74	853.88	853.02	852.15	851.29	850.42	849.55	848.68	847.80	846.93	75
76	853.17	852.31	851.45	850.59	849.72	848.85	847.98	847.11	846.24	845.36	844.49	76
77	850.74	849.88	849.02	848.15	847.28	846.41	845.54	844.67	843.79	842.92	842.04	77
78	848.30	847.44	846.57	845.71	844.84	843.97	843.09	842.22	841.34	840.46	839.58	78
79	845.85	844.98	844.12	843.25	842.38	841.51	840.63	839.76	838.88	838.00	837.12	79
80	843.39	842.52	841.65	840.78	839.91	839.04	838.17	837.29	836.41	835.53	834.65	80
81	840.91	840.05	839.18	838.31	837.44	836.56	835.69	834.81	833.93	833.05	832.16	81
82	838.43	837.56	836.69	835.82	834.95	834.07	833.20	832.32	831.44	830.55	829.67	82
83	835.93	835.06	834.19	833.32	832.44	831.57	830.69	829.81	828.93	828.05	827.16	83
84	833.41	832.54	831.67	830.80	829.93	829.05	828.17	827.29	826.41	825.53	824.64	84
85	830.88	830.01	829.14	828.26	827.39	826.51	825.64	824.76	823.87	822.99	822.10	85
86	828.32	827.45	826.58	825.71	824.84	823.96	823.08	822.20	821.32	820.44	819.55	86
87	825.75	824.88	824.01	823.14	822.26	821.39	820.51	819.63	818.75	817.87	816.98	87
88	823.15	822.28	821.41	820.54	819.67	818.79	817.92	817.04	816.16	815.27	814.39	88
89	820.53	819.66	818.79	817.92	817.05	816.17	815.30	814.42	813.54	812.66	811.77	89
90	817.88	817.01	816.15	815.27	814.40	813.53	812.65	811.77	810.90	810.02	809.13	90
91	815.21	814.34	813.47	812.60	811.73	810.85	809.98	809.10	808.23	807.35	806.47	91
92	812.49	811.63	810.76	809.89	809.02	808.15	807.27	806.40	805.52	804.65	803.77	92
93	809.75	808.88	808.02	807.15	806.28	805.41	804.54	803.66	802.79	801.91	801.04	93
94	806.97	806.10	805.23	804.37	803.50	802.63	801.76	800.89	800.02	799.15	798.27	94
95	804.14	803.28	802.41	801.55	800.68	799.81	798.94	798.07	797.21	796.34	795.47	95
96	801.27	800.41	799.55	798.68	797.82	796.95	796.08	795.22	794.35	793.48	792.61	96
97	798.36	797.49	796.63	795.77	794.90	794.04	793.17	792.31	791.44	790.58	789.71	97
98	795.38	794.52	793.66	792.80	791.94	791.07	790.21	789.35	788.48	787.62	786.76	98
99	792.35	791.49	790.63	789.77	788.91	788.05	787.19	786.33	785.46	784.60	783.74	99
100	789.24	788.38	787.53	786.67	785.81	784.95	784.09	783.23	782.37	781.51	780.65	100

Figura 37. Diagrama en 2D de la columna de platos de campana K3 del banco de ensayos de rectificación continua Gunt Hamburg CE600

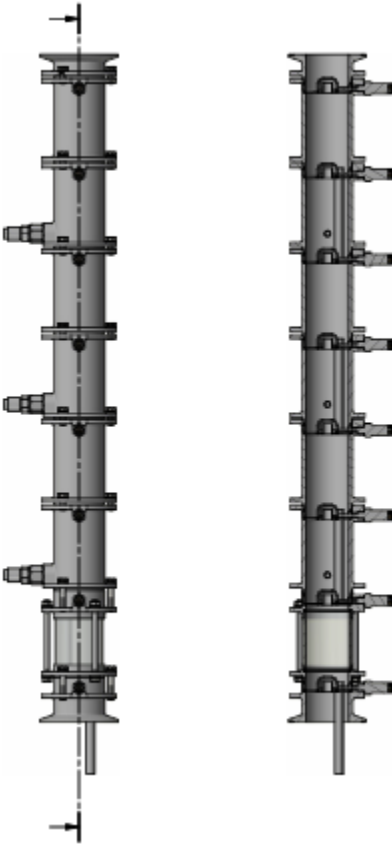


Figura 38. Diagrama en 3D de la columna de platos de campana K3 del banco de ensayos de rectificación continua Gunt Hamburg CE600

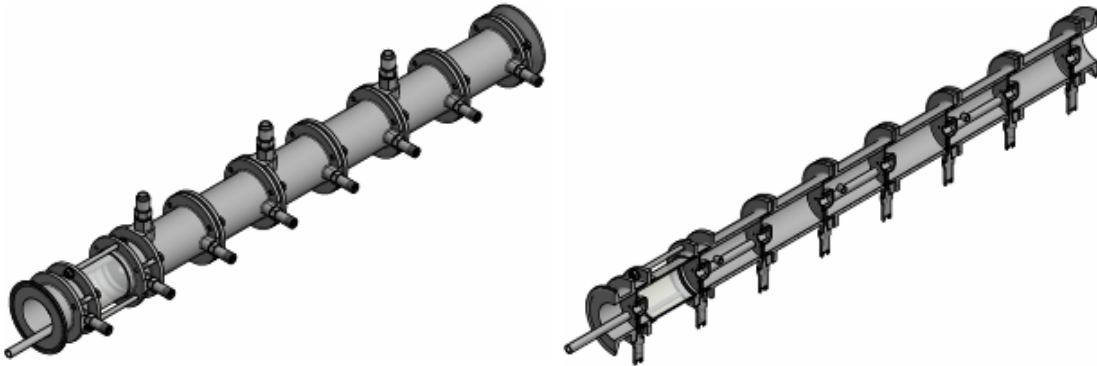


Figura 39. Ingreso de Datos del Ensayo Experimental en el Simulador

Ingresar Datos del Ensayo Experimental:

Alimentación:	Plato de Alimentación:
masa F 4500 g	2, 4 o 6: 6
TI02 22.2 °C	
%etanol F 19.08% m/m	Condensador:
	FI01 250 L/h
Producto Destilado:	TI15 25.7 °C
masa D 188.3 g	TI16 26.1 °C
TI13 24.0 °C	TI12 72.2 °C
%etanol D 85.75% m/m	
Producto de fondo:	Calderín:
masa W 4280 g	QW4 1.6 kW
TI03 82.7 °C	
%etanol W 17.19% m/m	Porcentaje de Reflujo:
	TIRC20 50%
Tiempo continuo del ensayo:	
t 50 min	

Figura 40. Ingreso de Datos del Ensayo Experimental en el Simulador con mensaje de error por datos incorrectos

Ingresar Datos del Ensayo Experimental:

Alimentación:	Plato de Alimentación:
masa F 1000 g	2, 4 o 6: 5
TI02 85 °C	
%etanol F 19.08% m/m	Condensador:
	FI01 250 L/h
Producto Destilado:	TI15 25.7 °C
masa D 188.3 g	TI16 26.1 °C
TI13 24.0 °C	TI12 72.2 °C
%etanol D 85.75% m/m	
Producto de fondo:	Calderín:
masa W 4280 g	QW4 1.6 kW
TI03 82.7 °C	
%etanol W 17.19% m/m	Porcentaje de Reflujo:
	TIRC20 50%
Tiempo continuo del ensayo:	
t 50 min	

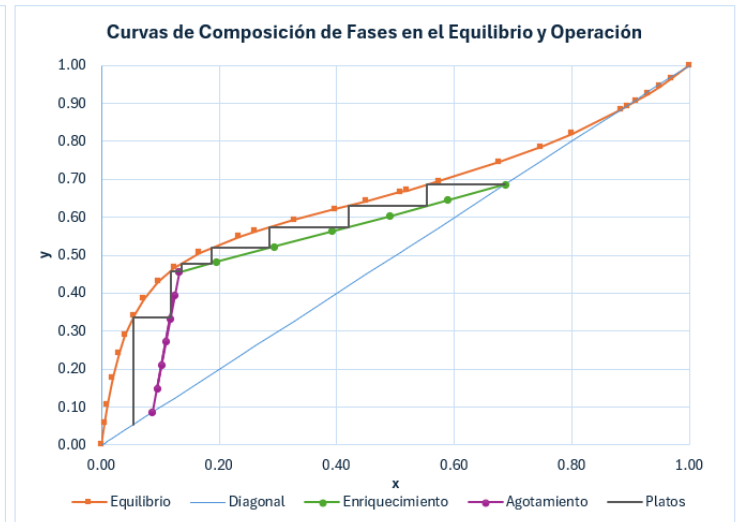
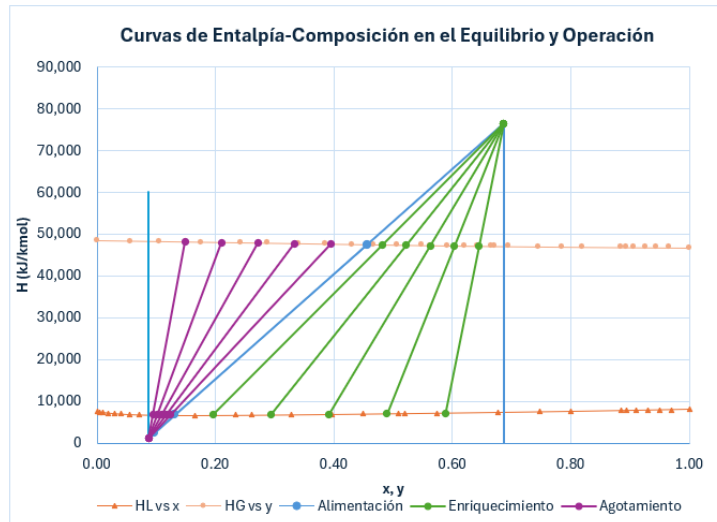
La masa de alimentación es muy baja. La temperatura de la alimentación es muy alta. El Plato de Alimentación solo puede ser 2, 4 o 6

Figura 41. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 1-A

Resultados según el método de Ponchon y Savarit:

Curva de Operación	
x	y
0.6860	0.6860
0.5879	0.6445
0.4898	0.6033
0.3916	0.5625
0.2935	0.5221
0.1953	0.4819
0.1316	0.4559
0.0941	0.1482
0.1016	0.2098
0.1091	0.2713
0.1166	0.3328
0.1241	0.3944
0.0867	0.0867

La torre de rectificación continua Gunt CE600 tiene un total de 9 platos, contando al calderín, habiendo alimentado en el plato No. 6 en la corrida experimental.



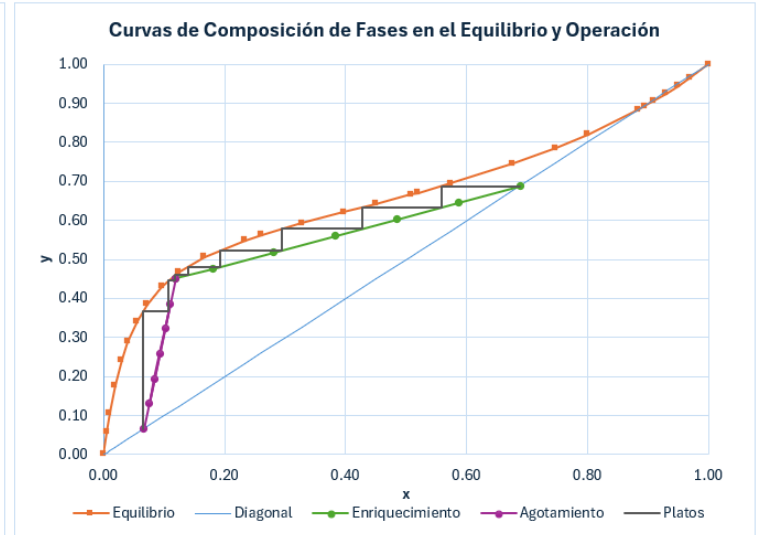
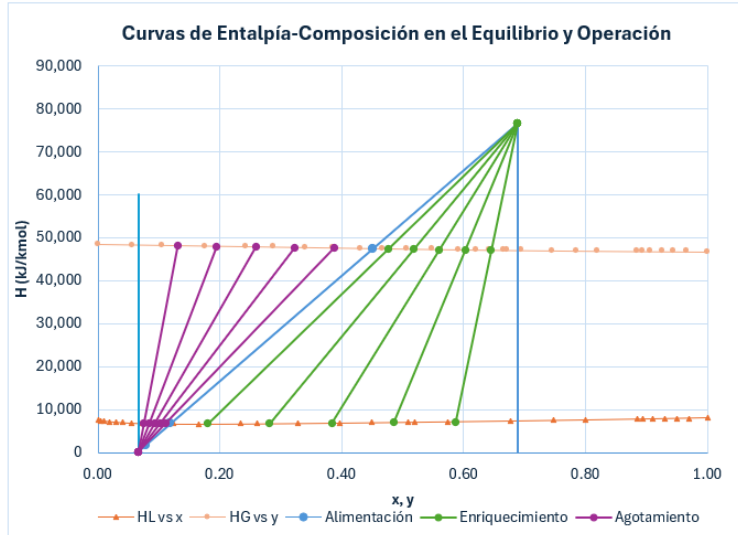
De manera teórica según el método gráfico de Ponchon y Savarit se obtiene:	No. Platos Necesarios:	7	No. Platos Extra:	2
	Plato de Alimentación Ideal:	6	Desfase Alimentación Real:	0

Figura 42. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 1-B

Resultados según el método de Ponchon y Savarit:

Curva de Operación		
x	y	
	0.6880	0.6880
	0.5865	0.6449
	0.4849	0.6021
	0.3833	0.5597
	0.2817	0.5177
	0.1801	0.4760
	0.1189	0.4510
	0.0751	0.1304
	0.0839	0.1945
	0.0927	0.2587
	0.1015	0.3228
	0.1103	0.3869
	0.0663	0.0663

La torre de rectificación continua Gunt CE600 tiene un total de 9 platos, contando al calderín, habiendo alimentado en el plato No. 6 en la corrida experimental.



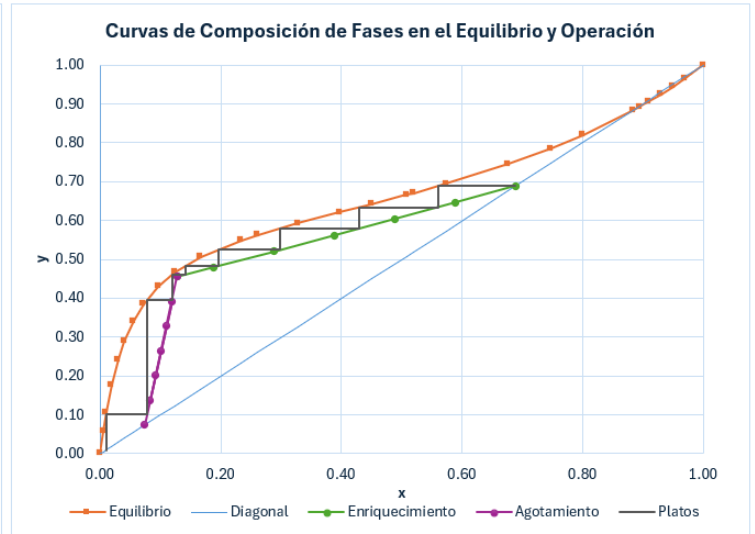
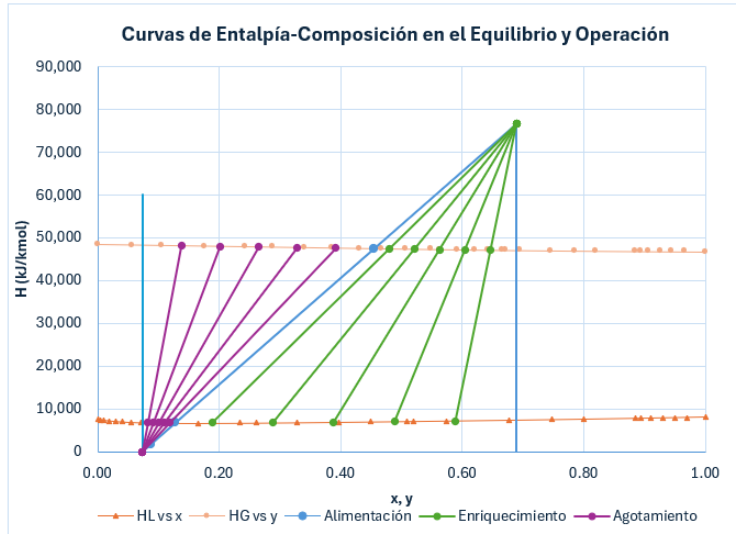
De manera teórica según el método gráfico de Ponchón y Savarit se obtiene:	No. Platos Necesarios:	8	No. Platos Extra:	1
	Plato de Alimentación Ideal:	6	Desfase Alimentación Real:	0

Figura 43. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 1-C

Resultados según el método de Ponchon y Savarit:

Curva de Operación		
x	y	
	0.6887	0.6887
	0.5886	0.6462
	0.4886	0.6041
	0.3885	0.5624
	0.2884	0.5211
	0.1883	0.4800
	0.1276	0.4552
	0.0829	0.1375
	0.0919	0.2011
	0.1009	0.2646
	0.1099	0.3281
	0.1189	0.3917
	0.0740	0.0740

La torre de rectificación continua Gunt CE600 tiene un total de 9 platos, contando al calderín, habiendo alimentado en el plato No. 6 en la corrida experimental.



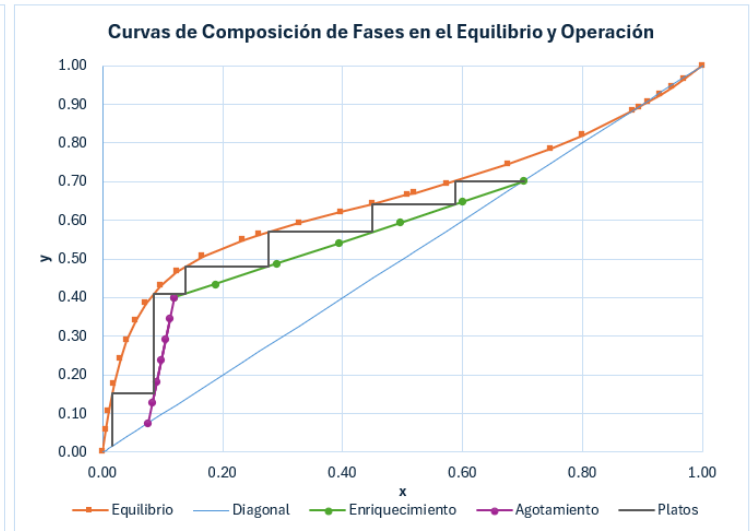
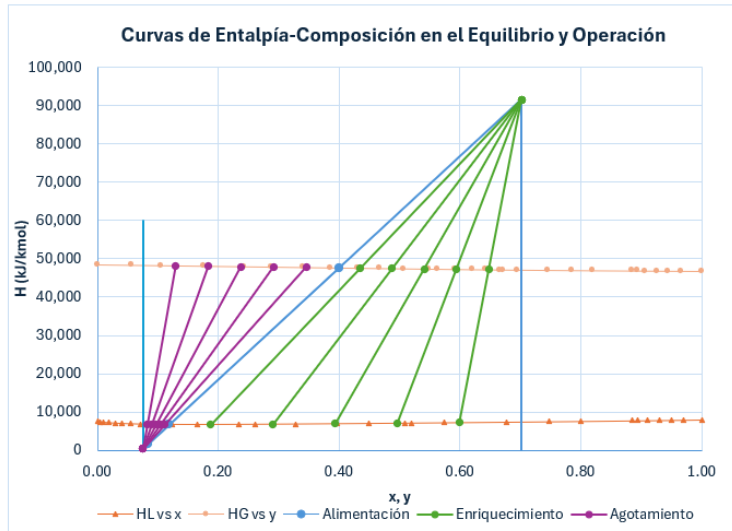
De manera teórica según el método gráfico de Ponchón y Savarit se obtiene:	No. Platos Necesarios:	8	No. Platos Extra:	1
	Plato de Alimentación Ideal:	6	Desfase Alimentación Real:	0

Figura 44. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 2-A

Resultados según el método de Ponchon y Savarit:

Curva de Operación		
x	y	
	0.7018	0.7018
	0.5989	0.6476
	0.4960	0.5938
	0.3931	0.5405
	0.2902	0.4876
	0.1873	0.4349
	0.1187	0.3999
	0.0824	0.1292
	0.0897	0.1834
	0.0970	0.2375
	0.1043	0.2916
	0.1116	0.3458
	0.0751	0.0751

La torre de rectificación continua Gunt CE600 tiene un total de 9 platos, contando al calderín, habiendo alimentado en el plato No. 6 en la corrida experimental.



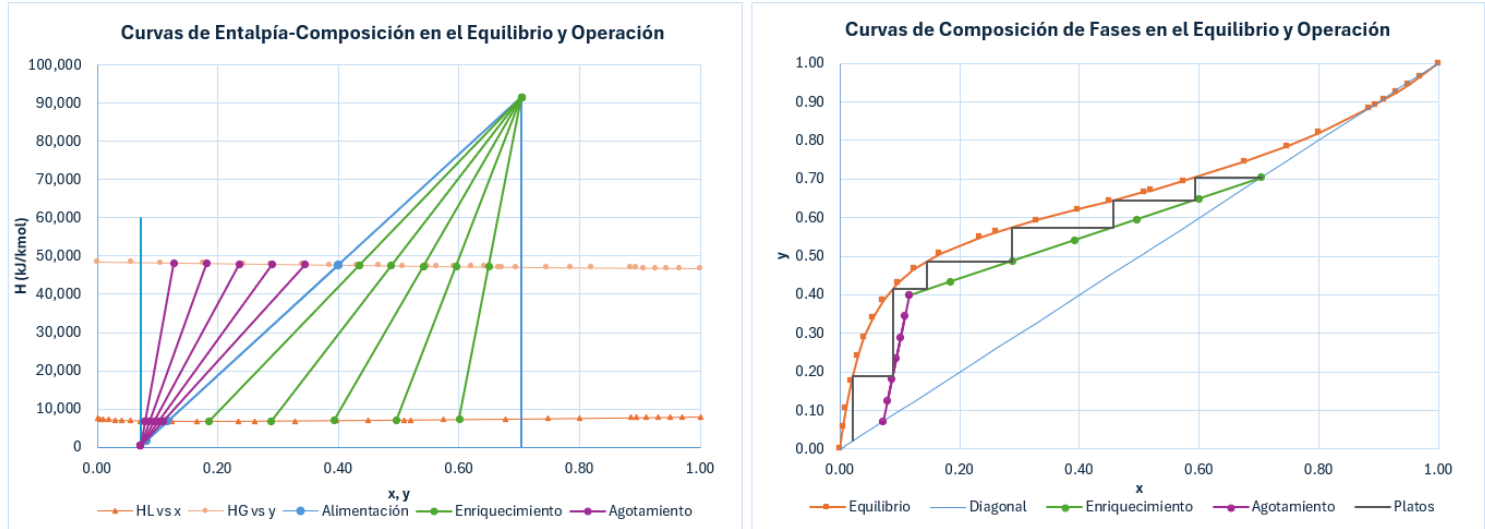
De manera teórica según el método gráfico de Ponchón y Savarit se obtiene:	No. Platos Necesarios:	6	No. Platos Extra:	3
	Plato de Alimentación Ideal:	5	Desfase Alimentación Real:	1

Figura 45. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 2-B

Resultados según el método de Ponchon y Savarit:

Curva de Operación		
x		y
	0.7039	0.7039
	0.6001	0.6492
	0.4964	0.5950
	0.3926	0.5412
	0.2888	0.4878
	0.1851	0.4347
	0.1159	0.3994
	0.0793	0.1265
	0.0866	0.1811
	0.0940	0.2357
	0.1013	0.2902
	0.1087	0.3448
	0.0719	0.0719

La torre de rectificación continua Gunt CE600 tiene un total de 9 platos, contando al calderín, habiendo alimentado en el plato No. 6 en la corrida experimental.



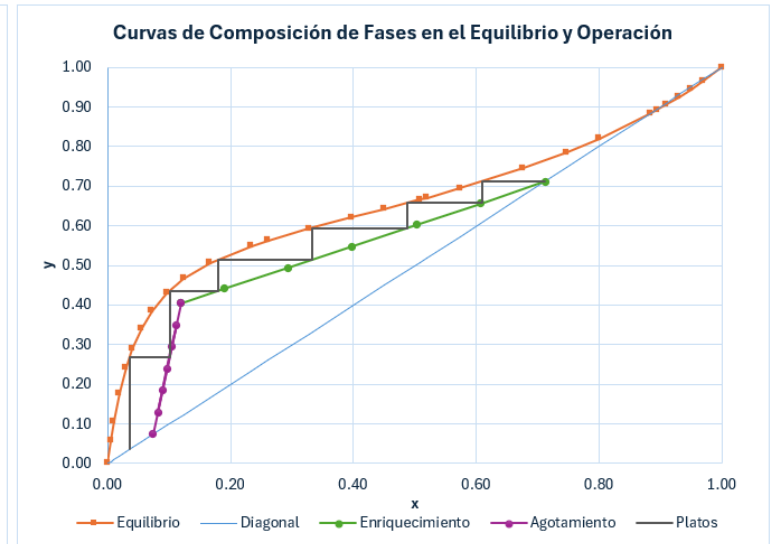
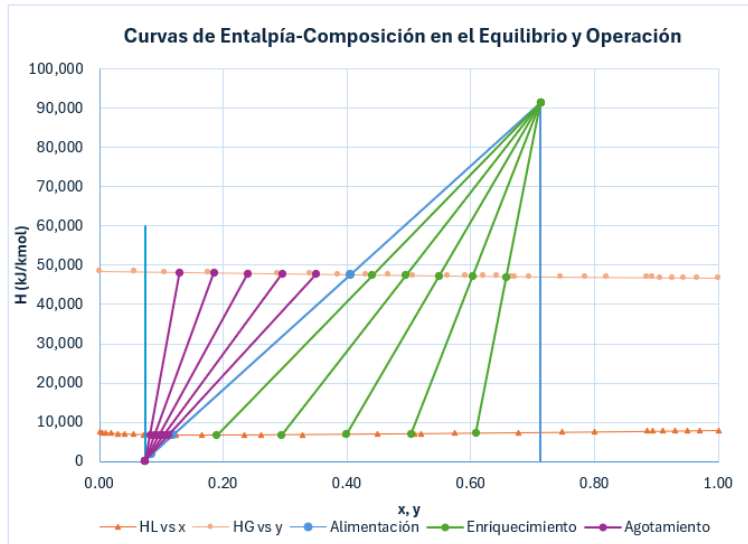
De manera teórica según el método gráfico de Ponchón y Savarit se obtiene:	No. Platos Necesarios:	6	No. Platos Extra:	3
	Plato de Alimentación Ideal:	5	Desfase Alimentación Real:	1

Figura 46. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 2-C

Resultados según el método de Ponchon y Savarit:

Curva de Operación	
x	y
0.7121	0.7121
0.6075	0.6571
0.5028	0.6024
0.3982	0.5482
0.2935	0.4944
0.1889	0.4409
0.1187	0.4052
0.0815	0.1292
0.0890	0.1844
0.0964	0.2396
0.1039	0.2948
0.1114	0.3500
0.0740	0.0740

La torre de rectificación continua Gunt CE600 tiene un total de 9 platos, contando al calderín, habiendo alimentado en el plato No. 6 en la corrida experimental.



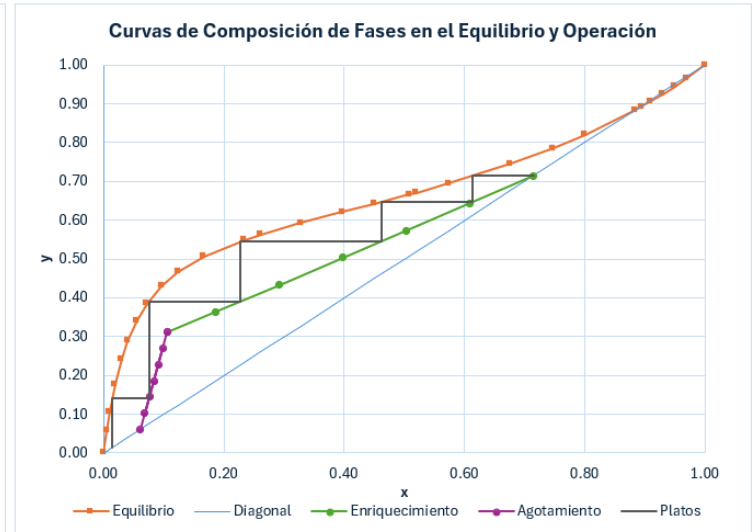
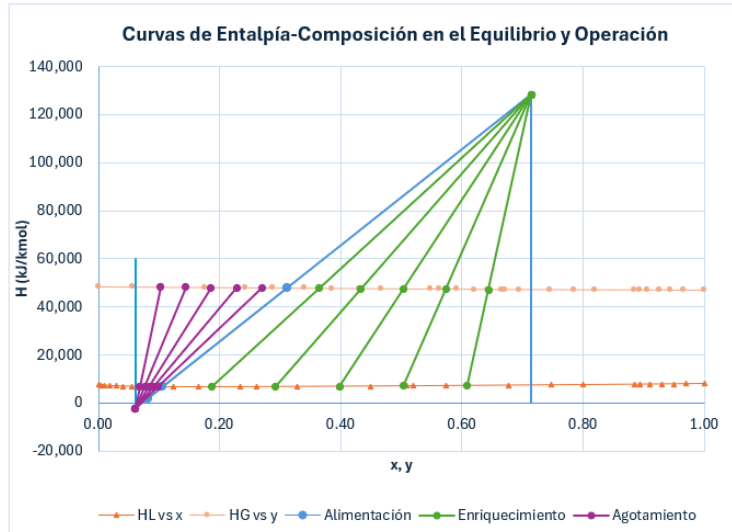
De manera teórica según el método gráfico de Ponchon y Savarit se obtiene:	No. Platos Necesarios:	6	No. Platos Extra:	3
	Plato de Alimentación Ideal:	5	Desfase Alimentación Real:	1

Figura 47. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 3-A

Resultados según el método de Ponchon y Savarit:

Curva de Operación	
x	y
0.7144	0.7144
0.6089	0.6436
0.5034	0.5733
0.3979	0.5033
0.2924	0.4337
0.1868	0.3644
0.1056	0.3109
0.0686	0.1028
0.0760	0.1444
0.0834	0.1860
0.0908	0.2277
0.0982	0.2693
0.0611	0.0611

La torre de rectificación continua Gunt CE600 tiene un total de 9 platos, contando al calderín, habiendo alimentado en el plato No. 6 en la corrida experimental.



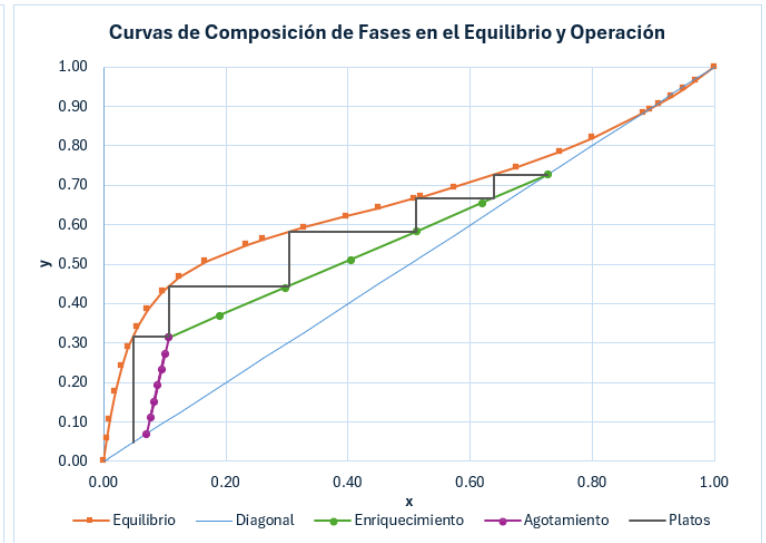
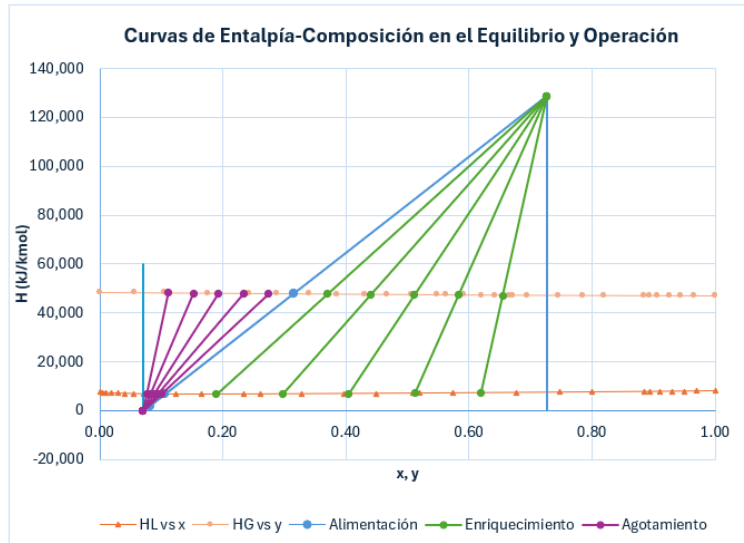
De manera teórica según el método gráfico de Ponchon y Savarit se obtiene:	No. Platos Necesarios:	5	No. Platos Extra:	4
	Plato de Alimentación Ideal:	4	Desfase Alimentación Real:	2

Figura 48. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 3-B

Resultados según el método de Ponchon y Savarit:

Curva de Operación	
x	y
0.7265	0.7265
0.6191	0.6543
0.5116	0.5825
0.4042	0.5111
0.2967	0.4401
0.1892	0.3693
0.1060	0.3145
0.0763	0.1111
0.0823	0.1518
0.0882	0.1924
0.0942	0.2331
0.1001	0.2738
0.0704	0.0704

La torre de rectificación continua Gunt CE600 tiene un total de 9 platos, contando al calderín, habiendo alimentado en el plato No. 6 en la corrida experimental.



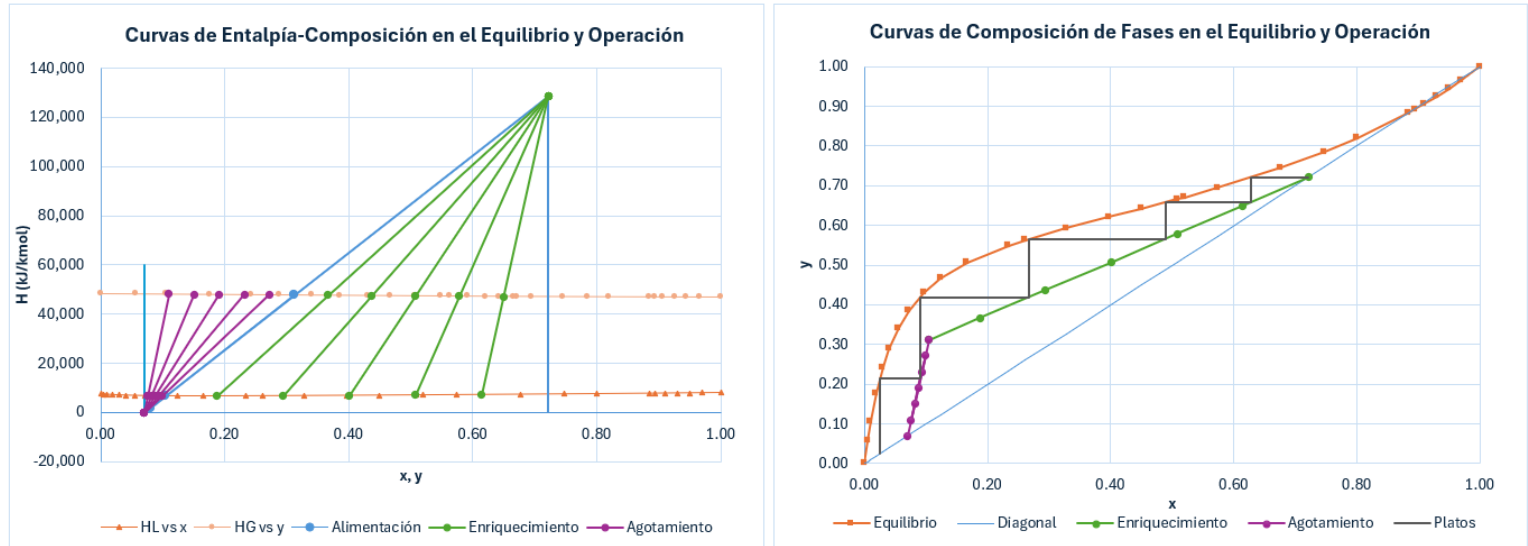
De manera teórica según el método gráfico de Ponchón y Savarit se obtiene:	No. Platos Necessarios:	5	No. Platos Extra:	4
	Plato de Alimentación Ideal:	5	Desfase Alimentación Real:	1

Figura 49. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la corrida 3-C

Resultados según el método de Ponchon y Savarit:

Curva de Operación		
x	y	
	0.7213	0.7213
	0.6145	0.6495
	0.5076	0.5782
	0.4008	0.5073
	0.2940	0.4368
	0.1872	0.3665
	0.1047	0.3122
	0.0756	0.1101
	0.0814	0.1506
	0.0872	0.1910
	0.0930	0.2314
	0.0989	0.2718
	0.0697	0.0697

La torre de rectificación continua Gunt CE600 tiene un total de 9 platos, contando al calderín, habiendo alimentado en el plato No. 6 en la corrida experimental.



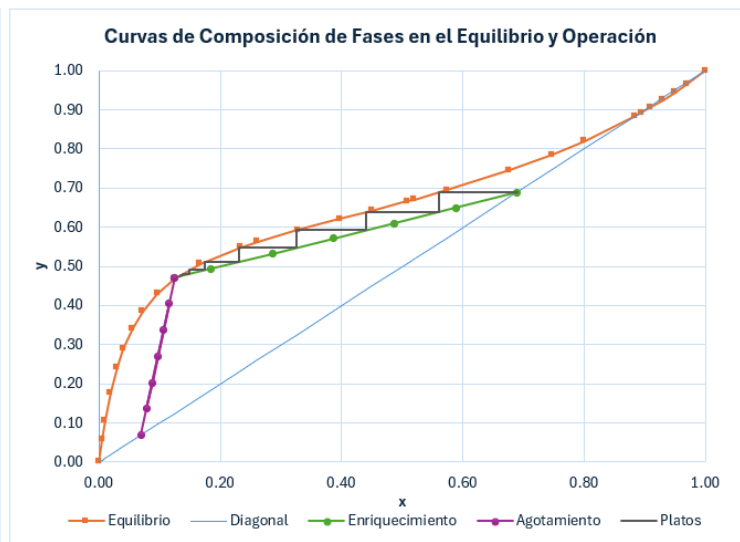
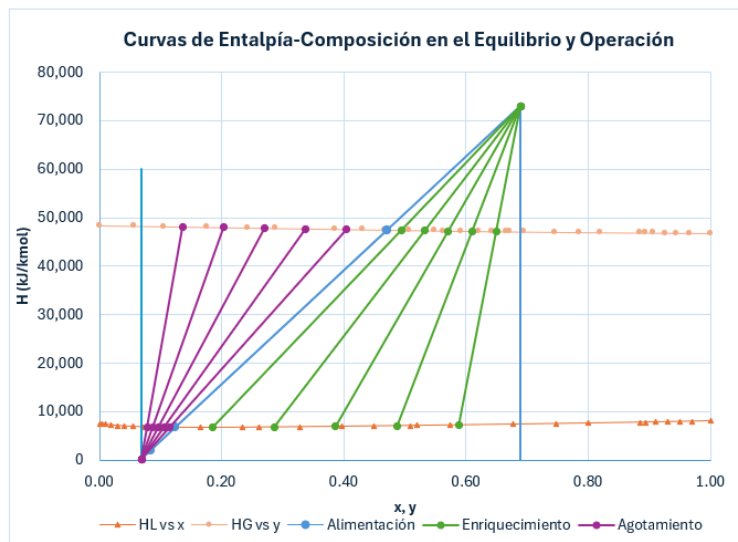
De manera teórica según el método gráfico de Ponchón y Savarit se obtiene:	No. Platos Necesarios:	5	No. Platos Extra:	4
	Plato de Alimentación Ideal:	4	Desfase Alimentación Real:	2

Figura 50. Resultado de la simulación por el método de Ponchon y Savarit para la determinación de la relación de reflujo mínima

Resultados según el método de Ponchon y Savarit:

Curva de Operación	
x	y
0.6891	0.6891
0.5882	0.6494
0.4874	0.6100
0.3865	0.5711
0.2857	0.5325
0.1849	0.4941
0.1245	0.4714
0.0786	0.1363
0.0878	0.2033
0.0970	0.2704
0.1062	0.3374
0.1155	0.4044
0.0693	0.0693

La torre de rectificación continua Gunt CE600 tiene un total de 9 platos, contando al calderín, habiendo alimentado en el plato No. 6 en la corrida experimental.



De manera teórica según el método gráfico de Ponchón y Savarit se obtiene:	No. Platos Necesarios:	0	No. Platos Extra:	9
	Plato de Alimentación Ideal:	0	Desfase Alimentación Real:	6

G. GLOSARIO

Alimentación (F): Solución de etanol/agua que se pretende destilar y se alimenta como un flujo a la torre en el plato de alimentación.

Agotamiento: Sección inferior de la torre por debajo del plato de alimentación, donde se encuentra la mayor composición del componente menos volátil, en este caso agua.

Azeótropo: Mezcla líquida binaria que a una composición determinada hierve a una temperatura constante a la misma composición y se comporta como un solo componente, no siendo posible separarla por métodos de destilación convencionales.

Calderín: Equipo en la parte inferior de la torre de destilación que calienta la carga inicial de solución y el flujo de alimentación entrante por medio de una resistencia eléctrica.

Condensador: Equipo en la parte superior de la torre de destilación que utiliza agua de enfriamiento para remover calor y condensar el gas de cabeza que proviene de la torre de destilación.

Colas (W): Producto líquido inferior de la destilación obtenido como un flujo saliente del calderín y con menor concentración del componente volátil, en este caso etanol.

Destilación: Método de separación de componentes de una solución, en base a su distribución entre una fase líquida y otra gaseosa, es decir, una diferencia de volatilidades.

Destilado (D): Producto líquido superior de la destilación obtenido como un flujo saliente separado del reflujo luego del condensador y rico en el componente volátil, en este caso etanol.

Enriquecimiento: Sección superior de la torre por encima del plato de alimentación, donde se encuentra la mayor composición del componente volátil, en este caso etanol.

Equilibrio Líquido-Vapor: Relación entre las composiciones de la fase líquida y gaseosa en el equilibrio de una mezcla binaria, en este caso etanol/agua.

Gas de cabeza: Producto destilado gaseoso que asciende desde el límite superior de la torre de destilación e ingresa al condensador.

Líquido saturado: Fase líquida que se encuentra en su temperatura de saturación.

Plato de Alimentación: Plato de la torre de destilación en el cual ingresa el flujo de alimentación y divide los platos de las secciones de enriquecimiento y agotamiento.

Porcentaje de Reflujo (%R): Porcentaje del flujo de destilado condensado que se reingresa como reflujo hacia la torre

Ponchon y Savarit: Método gráfico de dimensionamiento de torres de platos de rectificación continua de mezclas binarias que utiliza la entalpía de las fases líquido y gas para obtener la composición de las fases en la operación y determinar el número de platos y el plato de alimentación.

Rectificación continua: Operación de destilación fraccionada en una torre a contracorriente donde se rectifica de manera continua el producto destilado reingresando parte de este como reflujo a la torre, permitiendo aumentar la concentración obtenida.

Reflujo (Lo): Flujo de producto destilado separado luego del condensador que se reingresa a la torre en el plato superior.

Relación de Reflujo (R): Relación entre el flujo de destilado condensado que se reingresa como reflujo a la torre y el flujo de destilado que sale como producto (Lo/D).

Simulador: Programa digital que permite facilitar cálculos y simular procesos por medio del ingreso de datos iniciales y la obtención de resultados de manera rápida y automática.

Torre de Rectificación: Equipo utilizado en la operación de destilación que se compone de un calderín, una torre de platos y un condensado, en el cual se cuenta con reflujo del producto destilado.

Vapor Saturado: Fase gaseosa o vapor que se encuentra en su temperatura de saturación.