



Universidad de San Carlos de Guatemala
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Química

**ESTUDIO DEL EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR DEL SISTEMA BINARIO PARCIALMENTE
MISCIBLE 1-BUTANOL-AGUA, MEDIANTE EL MÉTODO DE DESTILACIÓN AL VACÍO EN
SEIS DIFERENTES PRESIONES A ESCALA LABORATORIO**

Julio Roberto Vallejo Celada

Asesorado por el Ing. César Ariel Villela Rodas

Guatemala, octubre de 2017

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**ESTUDIO DEL EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR DEL SISTEMA BINARIO PARCIALMENTE
MISCIBLE 1-BUTANOL-AGUA, MEDIANTE EL MÉTODO DE DESTILACIÓN AL VACÍO EN
SEIS DIFERENTES PRESIONES A ESCALA LABORATORIO**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA
POR

JULIO ROBERTO VALLEJO CELADA
ASESORADO POR EL ING. CÉSAR ARIEL VILLELA RODAS

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

GUATEMALA, OCTUBRE 2017

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA



NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Pedro Antonio Aguilar Polanco
VOCAL I	Ing. Angel Roberto Sic García
VOCAL II	Ing. Pablo Christian de León Rodríguez
VOCAL III	Ing. José Milton de León Bran
VOCAL IV	Br. Jurgen Andoni Ramírez Ramírez
VOCAL V	Br. Oscar Humberto Galicia Nuñez
SECRETARIA	Inga. Lesbia Magalí Herrera López

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANO	Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
EXAMINADOR	Ing. Víctor Manuel Monzón Valdez
EXAMINADOR	Ing. José Manuel Tay Oroxóm
EXAMINADOR	Ing. Jorge Emilio Godínez Lemus
SECRETARIO	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

En cumplimiento con los preceptos que establece la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de graduación titulado:

**ESTUDIO DEL EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR DEL SISTEMA BINARIO PARCIALMENTE
MISCIBLE 1-BUTANOL-AGUA, MEDIANTE EL MÉTODO DE DESTILACIÓN AL VACÍO EN
SEIS DIFERENTES PRESIONES A ESCALA LABORATORIO**

Tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Química, con fecha 23 de febrero de 2016.



Julio Roberto Vallejo Celada



Guatemala, 21 de agosto del 2017

Ingeniero
Carlos Salvador Wong Davi
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería

Respetable Ingeniero Wong Davi

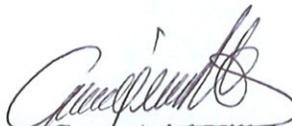
Esperando que tenga éxitos en sus actividades laborales, por este medio hago de su conocimiento que, en mi calidad de asesora del trabajo de graduación del estudiante **JULIO ROBERTO VALLEJO CELADA**, quien se identifica con registro académico **200512005** y número de carné **2360 86669 0101**, he revisado el Informe Final de Trabajo de Graduación, titulado:

**ESTUDIO DEL EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR DEL SISTEMA BINARIO
PARCIALMENTE MISCIBLE 1-BUTANOL-AGUA, MEDIANTE EL MÉTODO DE
DESTILACIÓN AL VACIO EN SEIS DIFERENTES PRESIONES A ESCALA
LABORATORIO**

Por lo que considero que el presente informe cumple con los requisitos necesarios para ser presentado ante las autoridades de la Escuela de Ingeniería Química y lo doy **por aprobado**. Dejo a su consideración que el estudiante **VALLEJO CELADA** continúe con los trámites pertinentes para la defensa y aprobación del mismo ante la terna evaluadora y su persona.

Sin otro particular me despido de usted,

Atentamente,


Ing. Qco. Cesar Ariel Vilella Rodas
Asesor de Trabajo de Graduación
Ing. Cesar Ariel Vilella Rodas
INGENIERO QUIMICO
Colegiado No. 1,178



Guatemala, 31 de agosto de 2017.
Ref. EIQ.TG-IF.037.2017.

Ingeniero
Carlos Salvador Wong Davi
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería

Estimado Ingeniero Wong:

Como consta en el registro de evaluación del informe final EIQ-PRO-REG-007 correlativo **075-2015** le informo que reunidos los Miembros de la Terna nombrada por la Escuela de Ingeniería Química, se practicó la revisión del:

INFORME FINAL DE TRABAJO DE GRADUACIÓN

Solicitado por el estudiante universitario: **Julio Roberto Vallejo Celada**.
Identificado con número de carné: **2005-12005**.
Previo a optar al título de **INGENIERO QUÍMICO**.

Siguiendo los procedimientos de revisión interna de la Escuela de Ingeniería Química, los Miembros de la Terna han procedido a **APROBARLO** con el siguiente título:

ESTUDIO DEL EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR DEL SISTEMA BINARIO PARCIALMENTE MISCIBLE 1-BUTANOL-AGUA, MEDIANTE EL MÉTODO DE DESTILACIÓN AL VACIO EN SEIS DIFERENTES PRESIONES A ESCALA LABORATORIO

El Trabajo de Graduación ha sido asesorado por el Ingeniero Químico: **César Ariel Villela Rodas**.

Habiendo encontrado el referido informe final del trabajo de graduación **SATISFACTORIO**, se autoriza al estudiante, proceder con los trámites requeridos de acuerdo a las normas y procedimientos establecidos por la Facultad para su autorización e impresión.

"ID Y ENSEÑAD A TODOS"




Ing. Williams Guillermo Álvarez Mejía
COORDINADOR

Área de Investigación, Desarrollo Tecnológico e Innovación
Trabajo de Graduación



C.c.: archivo

firma por Ing. Adolfo Narciso Gramajo Antonio, coordinador de terna. Acuerdo de Decanato 056-2017.



Ref.EIQ.TG.054.2017

El Director de la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer el dictamen del Asesor y de los Miembros del Tribunal nombrado por la Escuela de Ingeniería Química para revisar el Informe del Trabajo de Graduación del estudiante, **JULIO ROBERTO VALLEJO CELADA** titulado: **"ESTUDIO DEL EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR DEL SISTEMA BINARIO PARCIALMENTE MISCIBLE 1-BUTANOL-AGUA, MEDIANTE EL MÉTODO DE DESTILACIÓN AL VACÍO EN SEIS DIFERENTES PRESIONES A ESCALA LABORATORIO"**. Procede a la autorización del mismo, ya que reúne el rigor, la secuencia, la pertinencia y la coherencia metodológica requerida.

"Id y Enseñad a Todos"

Ing. Carlos Salvador Wong Davila
Director
Escuela de Ingeniería Química



Guatemala, octubre 2017

Cc: Archivo
CSWD/ale



Agencia Centralizadora de Autorización de Ejecución de Actividades de Ingeniería



Universidad de San Carlos
De Guatemala

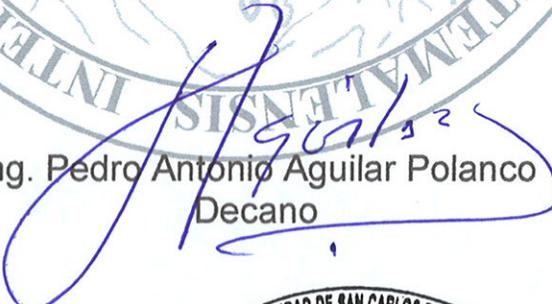


Facultad de Ingeniería
Decanato

Ref. DTG.520-2017

El Decano de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer la aprobación por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Química, al trabajo de graduación titulado: **ESTUDIO DEL EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR DEL SISTEMA BINARIO PARCIALMENTE MISCIBLE 1-BUTANOL-AGUA, MEDIANTE EL MÉTODO DE DESTILACIÓN AL VACÍO EN SEIS DIFERENTES PRESIONES A ESCALA LABORATORIO**, presentado por el estudiante universitario: **Julio Roberto Vallejo Celada**, y después de haber culminado las revisiones previas bajo la responsabilidad de las instancias correspondientes, se autoriza la impresión del mismo.

IMPRÍMASE.


Ing. Pedro Antonio Aguilar Polanco
Decano

Guatemala, octubre de 2017



/cc

ACTO QUE DEDICO A:

- Dios** Por ser la fuente de iluminación, sabiduría y protección en mi vida y carrera profesional.
- Mis padres** Por ser mi apoyo incondicional, por sus consejos, su paciencia, todo lo que hoy soy es gracias a ellos.
- Mi esposa e hija** Por ser mi inspiración, lo mejor y más valioso que Dios me ha dado.
- Mis amigos** Víctor Aceituno, Augusto Barrientos , Cesar García, por estar allí en las buenas y en las malas y ser una fuente de inspiración y apoyo.

AGRADECIMIENTOS A:

Universidad de San Carlos de Guatemala	Por darme la oportunidad de formarme como profesional con los más altos estándares éticos y educativos.
Facultad de Ingeniería	Por brindarme todas las herramientas necesarias para formarme en el ámbito de la ingeniería.
Área de Química Básica	Por darme la oportunidad de formarme y desarrollarme en el ámbito profesional.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES	V
LISTA DE SÍMBOLOS	IIX
GLOSARIO	XII
RESUMEN.....	XVV
OBJETIVOS.....	XVIII
HIPÓTESIS.....	XIXIX
INTRODUCCIÓN	XXI
1. ANTECEDENTES	1
2. MARCO TEÓRICO.....	5
2.1. Introducción al equilibrio material	5
2.1.1. Equilibrio químico	5
2.1.2. Equilibrio de fases	5
2.1.2.1. Condiciones del equilibrio de fases	5
2.1.2.2. Mecánica del equilibrio de fases.....	7
2.1.2.3. El potencial químico en el equilibrio de fases y su relación con el flujo de material.....	8
2.1.2.4. Excepciones de las condiciones del equilibrio de fases.....	9
2.2. La regla de las fases	10
2.3. Equilibrio de fases en sistemas de un componente.....	11
2.3.1. Diagramas de fases en sistemas de un componente	11
2.4. Equilibrio de fases en sistemas multicomponente	13

2.4.1.	Diagramas de fases de sistemas de dos componentes.....	13
2.4.2.	Equilibrio líquido-vapor en sistemas de dos componentes.....	13
2.4.2.1.	Disoluciones ideales a presión constante.....	13
2.4.2.2.	Disoluciones no ideales.....	15
2.4.3.	Estructura y regiones de los diagramas de fase.....	17
3.	DISEÑO METODOLÓGICO.....	19
3.1.	Variables	19
3.1.1.	Variables de análisis en el estudio líquido-vapor de una disolución ideal.....	19
3.1.2.	Variables de análisis en el estudio líquido-vapor de una disolución real	20
3.2.	Delimitación del campo de estudio.....	20
3.2.1.	Área de conocimiento.....	21
3.2.2.	Proceso	21
3.2.3.	Etapas del proceso	21
3.2.4.	Ubicación.....	21
3.2.5.	Clima	22
3.2.6.	Viabilidad.....	22
3.3.	Recursos humanos disponibles	22
3.4.	Recursos materiales disponibles.....	22
3.4.1.	Equipos auxiliares	23
3.4.2.	Instrumentos de medición	23
3.4.3.	Cristalería	23
3.4.4.	Reactivos.....	24
3.4.5.	Materiales.....	24

3.5.	Técnica cualitativa o cuantitativa	24
3.6.	Recolección y ordenamiento de la información	25
3.6.1.	Recolección de la información	25
3.6.1.1.	Recolección de información para la estructuración del procedimiento experimental	25
3.6.1.2.	Recolección de datos experimentales	25
3.6.2.	Ordenamiento de la información.....	26
3.6.3.	Diagrama de flujo del diseño de una metodología experimental viable para el estudio del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua	26
3.6.4.	Diagrama del sistema de destilación para la recolección de datos experimentales: método de medición	28
3.7.	Tabulación, ordenamiento y procesamiento de la información	29
3.7.1.	Tabulación de la información	29
3.7.2.	Ordenamiento de la información.....	29
3.7.3.	Procesamiento de la información.....	29
3.7.4.	Diagrama de flujo de metodología de cálculo para el estudio líquido-vapor de una disolución ideal en un diagrama bidimensional y tridimensional	30
3.7.5.	Diagrama de flujo de metodología de cálculo para el estudio líquido-vapor de una disolución real en un diagrama bidimensional y tridimensional	32
3.8.	Análisis estadístico	33
3.9.	Plan de análisis de resultados	33

3.9.1.	Métodos y modelos de los datos según tipo de variables.....	33
3.9.2.	Programas a utilizar para análisis de datos.....	34
4.	RESULTADOS.....	35
5.	DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	45
5.1.	Diseño de la metodología experimental para el estudio del equilibrio líquido-vapor del sistema binario parcialmente miscible 1-butanol-agua a diferentes presiones	45
5.2.	Caracterización del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a seis diferentes presiones.....	46
5.3.	Idealidad del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua	48
5.5.	Evaluación del efecto de la presión en el punto azeotrópico....	49
	CONCLUSIONES.....	51
	RECOMENDACIONES	53
	BIBLIOGRAFÍA.....	55
	APÉNDICES.....	57

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

1.	Proceso de transferencia de materia en un sistema bifásico	6
2.	Diagrama de fases del agua.....	11
3.	Estructura del diagrama de fase líquido-vapor de una disolución ideal a presión constante.....	15
4.	Estructura del diagrama de fase líquido-vapor de una disolución real a presión constante	16
5.	Diagrama de flujo del diseño de una metodología experimental viable para el estudio del equilibrio líquido-vapor (1).....	26
6.	Diagrama del sistema de destilación para la recolección de datos experimentales	28
7.	Diagrama de flujo de metodología de cálculo para el estudio líquido-vapor de una disolución ideal	30
8.	Diagrama de flujo de metodología de cálculo para el estudio líquido-vapor de una disolución real.....	32
9.	Diagrama bidimensional real del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a 640 mmHg	35
10.	Diagrama bidimensional real del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a 620 mmHg	36
11.	Diagrama bidimensional real del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a 600 mmHg	36
12.	Diagrama bidimensional real del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a 580 mmHg	37

13.	Diagrama bidimensional real del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a 560 mmHg.....	37
14.	Diagrama bidimensional real del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a 540 mmHg.....	38
15.	Diagrama bidimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua a 640 mmHg.....	39
16.	Diagrama bidimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua a 620 mmHg.....	39
17.	Diagrama bidimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua a 600 mmHg.....	40
18.	Diagrama bidimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua a 580 mmHg.....	40
19.	Diagrama bidimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua a 560 mmHg.....	41
20.	Diagrama bidimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua a 540 mmHg.....	41
21.	Diagrama tridimensional real del equilibrio líquido-vapor del sistema binario 1-butanol-agua a seis diferentes presiones.....	42
22.	Diagrama tridimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema binario 1-butanol-agua a seis diferentes presiones.....	43

TABLAS

I.	Definición de las variables de análisis en el estudio líquido-vapor de una disolución ideal en un diagrama bidimensional y tridimensional	19
----	---	----

II.	Definición de las variables de análisis en el estudio líquido-vapor de una disolución real en un diagrama bidimensional	20
III.	Análisis de varianzas: efecto de la presión en la temperatura azeotrópica del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua	44
IV.	Análisis de varianzas: efecto de la presión en la composición azeotrópica del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua	44

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Significado
A	Constante A de Antoine (adimensional)
B	Constante B de Antoine (adimensional)
C	Constante C de Antoine (adimensional)
X_A	Fracción molar de "A" (adimensional)
X_B	Fracción molar de "B" (adimensional)
$X_A^{(l)}$	Fracción molar de "A" en el líquido (adimensional)
$X_B^{(l)}$	Fracción molar de "B" en el líquido (adimensional)
$X_A^{(v)}$	Fracción molar de "A" en el vapor (adimensional)
$X_B^{(v)}$	Fracción molar de "B" en el vapor (adimensional)
ln	Logaritmo natural
m	Masa (g.)
n_i^β	Moles del componente i en fase beta
n_i^δ	Moles del componente i en fase delta
n_j^β	Moles del componente j en fase beta
n_j^δ	Moles del componente j en fase delta
P	Presión (kPa)
$P_A^{(v)}$	Presión de "A" en el vapor (kPa)
$P_B^{(v)}$	Presión de "B" en el vapor (kPa)
P^{sat}	Presión de saturación (kPa)
P_A^{sat}	Presión de saturación de "A" (kPa)
P_B^{sat}	Presión de saturación de "B" (kPa)

T	Temperatura (°C)
V	Volumen (mL.)
ρ	Densidad (g/mL.)
μ_i^β	Potencial químico del componente i en fase beta
μ_i^δ	Potencial químico del componente i en fase delta
μ_j^β	Potencial químico del componente j en fase beta
μ_j^δ	Potencial químico del componente j en fase delta

GLOSARIO

Actividad	Medida de una concentración efectiva de una especie química en un sistema.
Azeótropo	Mezcla líquida de dos o más compuestos que hierven a temperatura constante y se comportan como un componente único.
Densidad	Magnitud escalar referida a la cantidad de masa en un determinado volumen de una sustancia.
Destilación	Proceso de separación las distintas sustancias que componen una mezcla líquida mediante vaporización y condensación selectivas.
Destilado	Componente obtenido mediante vaporización y condensación en una destilación.
Energía libre de Gibbs	Potencial termodinámico que da la condición de equilibrio y de espontaneidad para una reacción química, a presión y temperatura constantes.
Fase líquida	Estado de agregación de la materia en forma de fluido altamente incompresible, que tiene un volumen definido, pero no una forma fija.

Fracción molar	Unidad química utilizada para expresar el cociente entre moles de un soluto y el total de moles de una disolución.
Miscibilidad	Propiedad de algunos líquidos para mezclarse en cualquier proporción, formando una disolución.
Miscibilidad parcial	Característica de una sustancia en la cual no se disuelve totalmente en un solvente, únicamente una parte definida por las condiciones termodinámicas.
Potencial químico	Tendencia de un componente a escapar de una determinada fase por su energía intrínseca.
Punto de ebullición	Temperatura en la cual la presión de vapor del líquido iguala a la presión de vapor del medio en el que se encuentra.
Punto de fusión	Temperatura a la cual se encuentra el equilibrio de fases sólido-líquido, y la materia pasa de un estado sólido a uno líquido.
Sistema ideal	Sistema arbitrario compuesto de una cantidad definida de elementos que no interaccionan entre sí.
Sistema real	Sistema compuesto de una cantidad definida de elementos en el cuál los elementos que lo componen interactúan entre sí.

Remanente	Componente que no se volatiliza por diferencia de puntos de ebullición en una destilación.
Vapor	Estado de agregación de la materia en el que las moléculas interactúan débilmente entre sí, y se encuentra por debajo del punto crítico de la sustancia.

RESUMEN

En la presente investigación se estudió el equilibrio líquido-vapor de la mezcla binaria parcialmente miscible 1-butanol-agua a seis diferentes presiones, mediante diagramas bidimensionales y tridimensionales, tanto ideales como reales, comparando sus comportamientos.

Para la caracterización de los diagramas bidimensionales y tridimensionales se diseñó una metodología experimental y de cálculo basada en los parámetros de estudio del fenómeno. Con dicha metodología, se determinaron los diferentes valores necesarios para caracterizar los diagramas reales e ideales del equilibrio líquido-vapor de manera bidimensional y tridimensional.

Mediante dichas caracterizaciones, se evidenció que en sistemas parcialmente miscibles reales e ideales la presión del sistema causa un menor requerimiento energético en el sistema para su vaporización. Asimismo, se observó que la miscibilidad parcial en sistemas reales, al formar los compuestos conjugados, presenta un valor constante de temperatura a diferentes composiciones molares. En la idealidad, la miscibilidad parcial no causa ningún efecto directo. Mediante diagramas tridimensionales, se caracterizó el comportamiento y los vacíos que presenta la superficie tridimensional. Asimismo, se determinó que no existe un efecto de la presión en la composición azeotrópica, sin embargo, si lo hace en la temperatura azeotrópica. Se considera que la metodología diseñada es adecuada para estudios de los sistemas parcialmente miscibles. Por ello, se entregó al Laboratorio de Físicoquímica de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos para su uso didáctico.

La investigación se realizó en la ciudad de Guatemala a una temperatura entre 22-24 grados Celsius y a una presión atmosférica de 0,84 atmósferas.

OBJETIVOS

General

Estudiar el equilibrio líquido-vapor del sistema binario parcialmente miscible 1-butanol-agua mediante el método de destilación al vacío en seis diferentes presiones a escala laboratorio.

Específicos

1. Diseñar una metodología experimental en base al método de destilación al vacío a escala laboratorio para la generación de datos del equilibrio líquido-vapor del sistema binario 1-butanol-agua.
2. Caracterizar el equilibrio líquido-vapor del sistema binario 1-butanol-agua mediante un diagrama temperatura-composición a seis diferentes presiones.
3. Evaluar la idealidad del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua experimental a seis diferentes presiones.
4. Caracterizar la superficie tridimensional del equilibrio líquido vapor del sistema binario 1-butanol-agua experimental e ideal mediante un diagrama tridimensional composición-temperatura-presión.

5. Evaluar, mediante el método análisis de varianzas, el efecto que causa la presión en la temperatura de ebullición de la mezcla 1-butanol-agua.

6. Proponer una metodología experimental que permita ilustrar didácticamente el equilibrio líquido-vapor de la mezcla binaria 1-butanol-agua en el Laboratorio de Fisicoquímica de la Universidad de San Carlos de Guatemala.

HIPÓTESIS

Hipótesis nula

La presión de vacío no afecta significativamente la temperatura de ebullición de la mezcla (temperatura del azeótropo).

Hipótesis alternativa

La presión de vacío sí afecta significativamente a la temperatura de ebullición de la mezcla (temperatura del azeótropo).

INTRODUCCIÓN

Los métodos de separación de mezclas son los procesos físicos que permiten separar los componentes que conforman una mezcla. La separación consiste en someter a la mezcla a un tratamiento que permita aislar uno de los componentes por su naturaleza y características físicas o químicas. En la Ingeniería Química, uno de los procesos físicos de separación más utilizados es la evaporación. Este proceso, por medio del escalamiento, se traduce a diferentes equipos, como el destilador o evaporador, dependiendo de la finalidad del proceso de separación.

El concepto de escalamiento surge de la propia definición de la medición: medir es asignar números a las propiedades de los objetos u operaciones, de acuerdo a ciertos criterios y reglas establecidos. El escalamiento, por lo tanto, es el proceso mediante el cual se desarrollan los criterios y las reglas de asignación numérica que determinan las unidades de medida significativas para llevar de un tamaño dado a otro tamaño mayor o menor una operación o un objeto.

En el proceso físico de separación de evaporación, los criterios y reglas de asignación numérica que determinan las unidades de medida significativas para llevar a cabo el escalamiento de un destilador o evaporador se obtienen mediante estudios del equilibrio líquido-vapor de la sustancia que se manejará en el equipo. El equilibrio líquido-vapor otorga los modelos y parámetros necesarios que se deben conocer para el manejo correcto de la sustancia, dimensionamiento necesario para obtener la máxima eficiencia del proceso y aspectos característicos de la mezcla, por ejemplo, el azeótropo de la mezcla, definido por la coexistencia de las sustancias involucradas en la mezcla.

La coexistencia de dos (o más) sustancias en un sistema se define, según las interacciones que tengan, como la miscibilidad. La miscibilidad define el grado de mezclado de sustancias, sin embargo, existen mezclas cuya solubilidad es parcial, por lo que el comportamiento de las mismas difiere con mezclas completamente solubles. Una de estas mezclas es el 1-butanol-agua, cuya miscibilidad parcial define características especiales para la misma, por lo que su estudio es de gran interés industrial, específicamente, para el proceso de aumento de pureza del 1-butanol mediante destilación. Sin embargo, en el ámbito nacional se carece de estudios del equilibrio líquido-vapor de dominio público del 1-butanol y sistemas parcialmente miscibles en general.

Mediante la siguiente investigación se estudiará el equilibrio líquido-vapor del sistema parcialmente miscible 1-butanol agua, empleando el método de destilación al vacío a seis diferentes presiones, para caracterizar bidimensional y tridimensionalmente los diagramas de equilibrio líquido-vapor de la mezcla, analizando los diferentes parámetros característicos de esta. Asimismo, se planteará un procedimiento experimental con fines didácticos para llevar a cabo el estudio líquido-vapor de este y otros sistemas característicos de miscibilidad parcial.

1. ANTECEDENTES

En diferentes conceptualizaciones de métodos de separación se han estudiado variados procesos físicos que permitan llevar a cabo la separación de una mezcla en los componentes que la conforman. En la actualidad, uno de los procesos más efectivos, y por lo tanto, más utilizados, es la destilación. La destilación se fundamenta a partir del comportamiento físico de la mezcla, estudiando el equilibrio de fases líquido-vapor de la mezcla utilizada.

En el ámbito nacional, se han realizado diferentes estudios y caracterizaciones sobre los equilibrios de fases. En la Universidad de San Carlos de Guatemala se han desarrollado diferentes estudios para analizar el equilibrio líquido-vapor de diferentes mezclas, en su mayoría, para la generación de datos teóricos basados en métodos predictivos.

Díaz Alonso, Edgar Rolando de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala propuso en 1975, en su estudio *Diseño, construcción y calibración de un destilador para la determinación de curvas de equilibrio vapor-líquido*, llevar a cabo el diseño de un destilador a escala laboratorio, mediante el fundamento de las características del equilibrio de fases líquido-vapor. Construyó el destilador con base en el diseño y diferentes parámetros sustentados en el equilibrio líquido-vapor. Asimismo, realizó la calibración de dicho equipo a partir de fundamentos conocidos previamente en otros estudios de la mezcla etanol-agua. De esta manera, aportó un destilador con el cual se posibilitó el estudio de diferentes curvas de equilibrio líquido-vapor de diferentes mezclas.

Cipriano Pérez, Cruz de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala propone en 1977, con su estudio *Calibración de un destilador, para la determinación de datos equilibrio vapor-líquido*, continuó el trabajo iniciado en 1975 por Díaz Alonso. Llevó a cabo la calibración del destilador construido previamente con diferentes mezclas de características conocidas. Amplió el campo de estudio del equilibrio líquido-vapor en la Universidad de San Carlos de Guatemala y mejoró el equipo propuesto para el estudio del mismo.

Hernández Ardón, Edgar Rodolfo de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala propone en 1989, con su estudio *Adaptación de programas de computación para el equilibrio líquido-vapor con los modelos NRTL y UNIFAC y simulación de una torre de destilación*, evolucionar el estudio de los sistemas líquido-vapor adaptando programas de computación al equilibrio líquido-vapor mediante métodos predictivos como el NRTL y UNIFAC. Asimismo, con los datos obtenidos por computación, realizó la simulación del diseño de una torre de destilación

Díaz Durán, Roberto Andrés de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala propone en 2006, con su estudio *Implementación de un simulador de computadora de modelos del comportamiento de equilibrio vapor-líquido de sistemas binarios*, implementó un simulador de computación de modelos predictivos del equilibrio vapor-líquido para su uso en diferentes cursos de la Escuela de Ingeniería Química.

En el ámbito de la investigación, en estudios presentados internacionalmente, los datos experimentales del diagrama vapor-líquido experimental se han generado con fines de optimización industrial de procesos,

utilizando como fundamento, el estudio profundo de diferentes sistemas estudiados.

Gomes, Luis Miguel; Escalante, Alfredo y Bouza, Alexis del Departamento de Termodinámica de la Facultad de Ingeniería de la U.C.V. propusieron en 2011 en: *Estudio del equilibrio líquido-vapor en mezclas de hidrógeno e hidrocarburos con énfasis en procesos de hidrocraqueo*, realizar un estudio del equilibrio líquido-vapor utilizando ecuaciones de estado cúbicas como Peng-Robinson y Redlich-Kwong para representar de manera adecuada el equilibrio líquido-vapor en mezclas de hidrógeno con hidrocarburos en un rango de temperatura y presión de interés para procesos de hidrocraqueo. Con este estudio, se logró una representación del equilibrio en estos sistemas con un error relativo no mayor a un 3.30 %.

En el ámbito industrial, los ebullómetros son ampliamente utilizados en la determinación del grado alcohólico de vinos secos de constitución normal, vinos espumosos, vinos y cervezas sin alcohol, así como soluciones hidroalcohólicas. Los ebullómetros analíticos se componen de piezas digitales para determinar temperaturas de ebullición del componente alcohólico activo con un condensador y matraz de ebullición de vidrio *pyrex*. Estos sistemas industriales se trabajan bajo condiciones de presión normal y temperatura ambiente.

2. MARCO TEÓRICO

2.1. Introducción al equilibrio material

En un sistema cerrado, el equilibrio material se da cuando en cada fase del sistema cerrado el número de moles de cada sustancia presente no varía a lo largo del tiempo. El equilibrio material se subdivide en equilibrio químico y equilibrio de fases.

2.1.1. Equilibrio químico

Es el equilibrio con respecto a la conversión de un conjunto de especies químicas de otro conjunto. El equilibrio químico se puede evaluar a partir del avance o extensión de la reacción y la constante de equilibrio de la reacción.

2.1.2. Equilibrio de fases

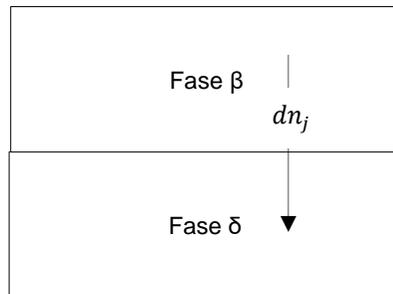
Es el equilibrio con respecto al transporte de materia entre las fases del sistema sin conversión de una especie en otra.

2.1.2.1. Condiciones del equilibrio de fases

La condición del equilibrio material en un sistema cerrado con trabajo P-V solamente viene dada por la definición $\sum_{\alpha} \sum_{\beta} \mu_i^{\alpha} dn_i^{\alpha} = 0$, que se cumple para cualquier cambio infinitesimal posible en el número de moles n_i^{α} . Considerando un sistema de varias fases que está en equilibrio, y suponiendo que dn_j moles

de la sustancia j fluyeron de la fase β (beta) a la fase δ (delta) de la siguiente manera, ilustrado en el siguiente diagrama.

Figura 1. **Proceso de transferencia de materia en un sistema bifásico**



Fuente: elaboración propia.

Para este proceso, la condición del equilibrio material se transforma en:

$$\mu_j^\beta dn_j^\beta + \mu_j^\delta dn_j^\delta = 0$$

Del diagrama del proceso de equilibrio, se tiene que $dn_j^\beta = -dn_j$ y que $dn_j^\delta = dn_j$. Por lo tanto, $-\mu_j^\beta dn_j + \mu_j^\delta dn_j = 0$, y se obtiene que:

$$(-\mu_j^\beta + \mu_j^\delta) dn_j = 0$$

Como $dn_j \neq 0$ ya que existe una transferencia de materia entre fases, se debe cumplir que $\mu_j^\delta - \mu_j^\beta = 0$, o reescrito matemáticamente:

$$\mu_j^\delta = \mu_j^\beta$$

En un sistema cerrado en equilibrio térmico y mecánico con trabajo P-V solamente, la condición del equilibrio de fases es que el potencial químico de una sustancia dada sea igual en cada fase del sistema.

2.1.2.2. Mecánica del equilibrio de fases

Suponiendo que el sistema cerrado (en equilibrio térmico y mecánico, y solo es capaz de generar trabajo P-V) aún no ha llegado al equilibrio de fases, este debe seguir un mecanismo de flujo de materia para alcanzar el equilibrio entre las fases existentes en el sistema.

Suponiendo que se lleva a cabo un proceso en el cual dn_j moles de la sustancia j fluyen espontáneamente de la fase β (beta) a la fase δ (delta). Para este proceso irreversible, en el que se realiza un cambio material a T y P constantes se tiene que:

$$dG < -SdT + VdP$$

Sin embargo, dG para este proceso está dado por la condición de un sistema en equilibrio térmico y mecánico, en el que existe sólo trabajo P-V.

$$dG = -SdT + VdP + \sum_{\alpha} \sum_i \mu_i^{\alpha} dn_i^{\alpha}$$

Por lo tanto, la desigualdad $dG < -SdT + VdP$ se transforma en:

$$\begin{aligned} -SdT + VdP &< -SdT + VdP + \sum_{\alpha} \sum_i \mu_i^{\alpha} dn_i^{\alpha} \\ \sum_{\alpha} \sum_i \mu_i^{\alpha} dn_i^{\alpha} &< 0 \end{aligned}$$

Para el flujo espontáneo de dn_j moles de j desde la fase β (beta) a la fase δ (delta), se tiene que:

$$\sum_{\alpha} \sum_i \mu_i^{\alpha} dn_i^{\alpha} = \mu_j^{\beta} dn_j^{\beta} + \mu_j^{\delta} dn_j^{\delta} = -\mu_j^{\beta} dn_j + \mu_j^{\delta} dn_j < 0$$

$$(\mu_j^{\delta} - \mu_j^{\beta}) dn_j = 0$$

Como dn_j es un cambio de material positivo, en la expresión anterior es necesario que $\mu_j^{\delta} - \mu_j^{\beta}$ sea negativo, por lo tanto $\mu_j^{\delta} < \mu_j^{\beta}$. De manera que, se supuso que la dirección del flujo espontáneo iba de la fase β (beta) a la fase δ (delta). Por lo tanto se puede enunciar que la sustancia j fluye espontáneamente de la fase con potencial químico μ_j mayor a la fase con potencial químico μ_j menor.

Este flujo continuará hasta que el potencial químico de la sustancia j sea igual en todas las fases del sistema. Como la sustancia fluye de una fase a otra, las composiciones de las fases cambian y, por tanto, sus potenciales químicos en las fases cambian. Del mismo modo que la diferencia de temperatura es la fuerza impulsora del flujo de calor entre dos fases, la diferencia de los potenciales químicos μ_i es la fuerza impulsora del flujo de la especie química i de una fase a otra.

2.1.2.3. El potencial químico en el equilibrio de fases y su relación con el flujo de material

La función de estado μ_i determina si existe o no equilibrio material entre las fases. Como se ha mencionado, la temperatura es una propiedad intensiva que gobierna el flujo de calor. De igual manera, los potenciales químicos son

propiedades intensivas que gobiernan el flujo de materia de una fase a otra. La temperatura es menos abstracta que el potencial químico, ya que se pueden obtener mediciones directas de la misma en un termómetro.

El potencial químico se puede interpretar viéndolo como una medida de la tendencia de escape. Cuanto mayor sea el valor de μ_j^δ , mayor será la tendencia de la sustancia j que escapará de la fase δ y fluirá hacia otra fase adyacente donde su potencial químico sea menor.

2.1.2.4. Excepciones de las condiciones del equilibrio de fases

Se ha establecido que una sustancia fluye de la fase donde su potencial químico es mayor a la fase donde su potencial químico es menor. Supongamos que inicialmente no hay sustancia j en la fase δ , sin embargo, el potencial químico μ_j^δ es una cantidad definida, puesto que se podría, en principio, añadir dn_j moles de j a δ midiendo la siguiente expresión:

$$(\partial G^\delta / \partial n_j^\delta)_{T,P,n_{i \neq j}} = \mu_j^\delta$$

Si inicialmente $\mu_j^\beta > \mu_j^\delta$, entonces j fluye de la fase β (beta) a la fase δ (delta) hasta que se alcanza el equilibrio de fases. Sin embargo, si inicialmente $\mu_j^\delta > \mu_j^\beta$, j no puede fluir a partir de δ (porque no existe en δ). El sistema permanecerá, por consiguiente, invariable en el tiempo y por lo tanto está en equilibrio. En consecuencia, cuando una sustancia no se encuentra presente en una fase, la condición de equilibrio pasa a ser:

$$\mu_j^\delta \geq \mu_j^\beta$$

La desigualdad anterior aplica para todas las fases β en equilibrio con δ . De esta manera, interpretando la expresión anterior, se puede enunciar que en un sistema cerrado en equilibrio termodinámico, el potencial químico de cualquier sustancia dada es el mismo en todas las fases en las que la sustancia está presente.

2.2. La regla de las fases

Una fase es una porción homogénea de un sistema. Un sistema puede tener varias fases sólidas y varias fases líquidas, pero normalmente tiene, como mucho, una sola fase gaseosa.

Se define el número de grados de libertad (o varianza) F de un sistema en equilibrio como el número de variables intensivas independientes necesarias para especificar su estado intensivo.

Para sistemas de fases múltiples en equilibrio, el número de variables independientes F que deben fijarse en forma arbitraria a fin de establecer su estado intensivo se basa en la regla de las fases de J. Willard Gibbs.

$$F = 2 - \pi + N$$

El estado intensivo de un sistema en equilibrio se establece cuando su temperatura, presión y composición de todas las fases se encuentran fijas. Debido a eso, estas son variables de la regla de las fases, pero no todas son independientes. La regla de las fases proporciona el número de variables de este conjunto, las cuales deben especificarse de manera arbitraria para fijar todas las demás variables restantes de la regla de las fases, y con ello el estado intensivo del sistema.

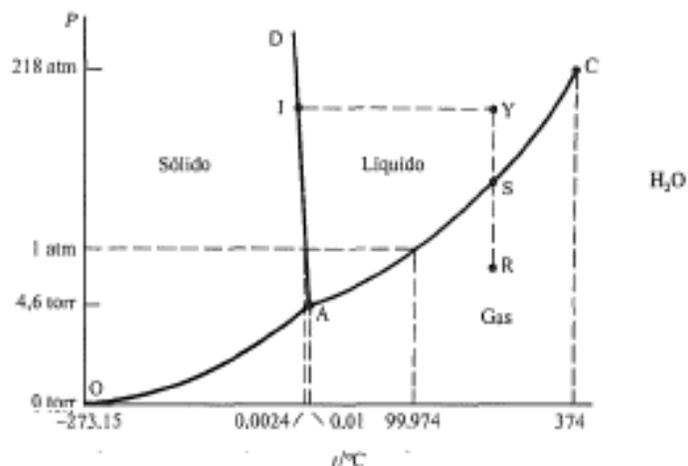
2.3. Equilibrio de fases en sistemas de un componente

Para un sistema de un componente, su estado intensivo viene descrito al especificarse un máximo de dos variables intensivas, derivado de la regla de las fases de Gibbs.

2.3.1. Diagramas de fases en sistemas de un componente

Es posible representar cualquier estado intensivo de un sistema de un componente mediante un punto en un diagrama bidimensional de P frente a T, en el que cada punto, corresponde a valores definidos de T y P. Este diagrama se denomina diagrama de fases.

Figura 2. Diagrama de fases del agua



Fuente: LEVINE, Ira. *Fisicoquímica Vol.1*. p. 252.

A lo largo de las líneas (con excepción del punto A) se encuentran dos fases en equilibrio. Por lo tanto, las variables necesarias para especificar el estado intensivo del sistema son de uno a lo largo de las líneas. Por ejemplo, al encontrarse el líquido y vapor en equilibrio, es posible modificar T en cualquier punto, a lo largo de la línea AC, pero una vez elegido el valor de T , entonces P , la presión de vapor (de equilibrio) del agua líquida a la temperatura T , también está fijada. La línea AC proporciona el punto de ebullición del agua en función de la presión. Si se considera T como la variable independiente, la línea AC proporciona la presión de vapor en función de la temperatura.

El punto A representa el punto triple. En este punto, el sólido, el líquido y el vapor se encuentran en equilibrio mutuo, siendo los grados de libertad $F = 0$. Como no existen grados de libertad, el punto triple aparece a valores definidos de T y P .

El punto C es el punto crítico. La temperatura y la presión de este punto se denominan temperatura crítica y presión crítica. Para cualquier temperatura por encima de la temperatura crítica, la fase líquida y vapor no pueden coexistir en equilibrio, y una compresión isotérmica del vapor no dará lugar a su condensación, al contrario de lo que ocurre al comprimir por debajo de la temperatura crítica.

Como la condición de equilibrio a temperatura y presión constantes es la minimización de la energía de Gibbs, la fase estable en cualquier punto del diagrama de fases P-T en sistemas de un componente es el que presenta el menor potencial químico.

2.4. Equilibrio de fases en sistemas multicomponente

Para un sistema con dos componentes y una fase, la cantidad de variables intensivas para definir el estado intensivo del sistema es de tres.

2.4.1. Diagramas de fases de sistemas de dos componentes

Las tres variables intensivas independientes por definir para un sistema de dos componentes son presión, temperatura y una de las fracciones molares. Por conveniencia, se suelen mantener presión o temperatura constantes y se representa gráficamente un diagrama de fase bidimensional, que es un corte transversal de la representación tridimensional.

En una representación bidimensional, la limitación a temperatura o presión constante reduce las variables intensivas independientes a uno en el diagrama. En una representación tridimensional, se aumenta el número de variables intensivas independientes al no limitar la presión o la temperatura a un valor constante, generando una superficie tridimensional de estudio.

2.4.2. Equilibrio líquido-vapor en sistemas de dos componentes

2.4.2.1. Disoluciones ideales a presión constante

La generación del diagrama líquido-vapor ideal nace del supuesto que las presiones de vapor de los líquidos B y C puros se conocen como funciones de la

temperatura. Sea la presión un valor constante, la Ley de Raoult enuncia que la presión se define de la siguiente manera:

$$P^{\#} = x_B^l P_B^* + (1 - x_B^l) P_C^*$$

Despejando la Ley de Raoult para la fracción de B en el líquido se obtiene que, para una disolución ideal, la fracción de la sustancia B en el líquido se define como:

$$x_B^l = \frac{P^{\#} - P_C^*}{P_B^* - P_C^*}$$

De igual manera, empleando la Ley de Raoult, se define la fracción de B en el vapor de la siguiente manera:

$$x_B^v = \frac{P_B}{P^{\#}} = \frac{x_B^l P_B^*}{P^{\#}}$$

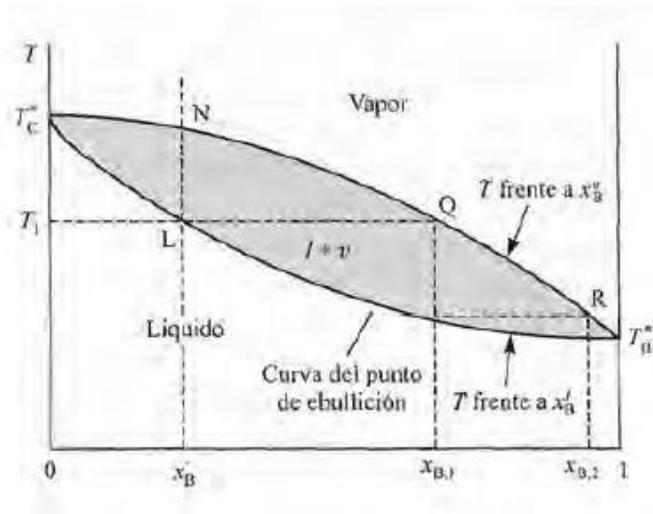
Sustituyendo la fracción de B en el líquido de la ecuación anterior, se obtiene que la fracción de B en el vapor se define como:

$$x_B^v = \frac{P_B^*}{P^{\#}} \times \frac{P^{\#} - P_C^*}{P_B^* - P_C^*}$$

Como las presiones parciales de las sustancias B y C son funciones de la temperatura conocidas y la presión del sistema es constante, es posible evaluar distintas temperaturas para obtener diferentes valores de la fracción de B en el líquido y, consecuentemente, la fracción de B en el vapor en forma idealizada, esto permite generar la parte inferior del diagrama de fases líquido-vapor.

De esta manera, evaluando diferentes temperaturas desde la temperatura de ebullición del componente B hasta la temperatura de ebullición del componente C se genera un diagrama líquido-vapor ideal con una estructura general como se presenta a continuación:

Figura 3. **Estructura del diagrama de fase líquido-vapor de una disolución ideal a presión constante**



Fuente: LEVINE, Ira. *Fisicoquímica Vol.1*. p. 434.

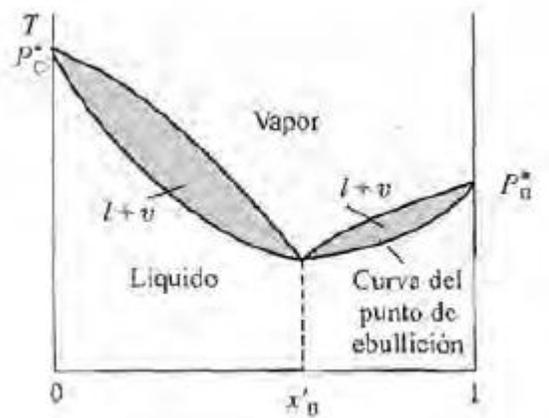
2.4.2.2. Disoluciones no ideales

Los diagramas de fase líquido-vapor de los sistemas no ideales se obtienen midiendo la temperatura de ebullición y la composición del vapor en equilibrio con un líquido de composición conocida. Si la disolución es solo ligeramente no ideal, las curvas se parecen a las de las disoluciones ideales. Si, por el contrario, la disolución presenta una desviación tan considerable del comportamiento ideal

como para que existiera un máximo o un mínimo en la curva de T frente a la fracción de B en el líquido, se produce la aparición de un fenómeno nuevo denominado punto azeotrópico.

Cuando hierve un líquido con una composición definida de B en el líquido se da lugar a un vapor con la misma composición del líquido. Como la vaporización no modifica la composición del líquido, la muestra completa del líquido hervirá a temperatura constante. Esta disolución de punto de ebullición constante se denomina un azeótropo. El comportamiento de una disolución azeotrópica en la ebullición es semejante al de un compuesto puro, en contraste con la mayoría de las disoluciones de líquidos, que hierven a lo largo de un intervalo de temperaturas, Sin embargo, como la composición de un azeótropo depende de la presión, una mezcla que exhibe comportamiento azeotrópico a una presión hervirá a lo largo de un intervalo de temperaturas a una presión diferente. Por lo tanto, se puede distinguir un azeótropo de un compuesto puro.

Figura 4. **Estructura del diagrama de fase líquido-vapor de una disolución real a presión constante**



Fuente: LEVINE, Ira. *Fisicoquímica Vol. 1*. P. 437.

2.4.3. Estructura y regiones de los diagramas de fase

Los diagramas de fase presión-temperatura de un solo componente contienen zonas de una fase separadas por líneas de dos fases. Las líneas de dos fases se cortan en puntos de tres fases (puntos triples). Una transición de fase (por ejemplo, de sólido a líquido) corresponde al paso desde una zona de una fase, hasta otra. A lo largo de la transición, el sistema contiene dos fases en equilibrio y su estado se representa por un punto sobre una línea de dos fases. En un punto triple coexisten tres fases en equilibrio.

Los diagramas de fase binarios temperatura-composición en el equilibrio líquido-vapor binario constan de zonas de una fase, zonas de dos fases, líneas verticales de una fase y líneas horizontales de tres fases. Las zonas de dos fases pueden ser lagunas de miscibilidad o zonas de transición de fase.

3. DISEÑO METODOLÓGICO

3.1. Variables

3.1.1. Variables de análisis en el estudio líquido-vapor de una disolución ideal

A continuación, en la tabla I, se describen las variables de análisis en el estudio líquido-vapor de una disolución ideal.

Tabla I. **Definición de las variables de análisis en el estudio líquido- vapor de una disolución ideal en un diagrama bidimensional y tridimensional**

Variables del diagrama bidimensional ideal						
No.	Variable	Unidad	Factor Potencial de diseño		Tipo de Variable	
			Constantes	No constante	Independiente	Dependiente
1	Composición	-		X	X	
2	Temperatura	°C		X		X
3	Presión	Atm	X		X	
4	Coefficiente de actividad	-	X		X	
5	Densidad	g/mL		X	X	
Variables del diagrama tridimensional ideal						
No.	Variable	Unidad	Factor Potencial de diseño		Tipo de Variable	
			Constantes	No constante	Independiente	Dependiente
1	Composición	-	X	X	X	
2	Temperatura	°C		X		X
3	Presión	Atm		X	X	
4	Densidad	g/mL		X		X
5	Coefficiente de actividad	-	X		X	

Fuente: elaboración propia.

3.1.2. Variables de análisis en el estudio líquido-vapor de una disolución real

A continuación, en la tabla II, se describen las variables de análisis en el estudio líquido-vapor de una disolución real.

Tabla II. **Definición de las variables de análisis en el estudio líquido-vapor de una disolución real en un diagrama bidimensional**

Variables en un diagrama bidimensional real						
No.	Variable	Unidad	Factor Potencial de diseño		Tipo de Variable	
			Constantes	No constante	Independiente	Dependiente
1	Composición	-		X	X	
2	Temperatura	°C		X		X
3	Presión	bar	X		X	
4	Coefficiente de actividad	-		X		X
Variables en un diagrama tridimensional real						
No.	Variable	Unidad	Factor Potencial de diseño		Tipo de Variable	
			Constantes	No constante	Independiente	Dependiente
1	Composición			X	X	
2	Temperatura			X		X
3	Presión			X	X	
4	Densidad			X		X
5	Coefficiente de actividad			X		X

Fuente: elaboración propia.

3.2. Delimitación del campo de estudio

El campo de estudio se delimitó por el área de conocimiento, proceso, etapa del proceso, ubicación, clima y viabilidad.

3.2.1. Área de conocimiento

Fundamento de conocimiento: Físicoquímica y Termodinámica

3.2.2. Proceso

Generación de datos fundamentales para el estudio y análisis del equilibrio líquido-vapor del sistema binario parcialmente miscible 1-butanol-agua mediante el método de destilación simple a escala laboratorio a seis diferentes presiones a partir de los diagramas bidimensionales y tridimensionales, bajo consideraciones ideales y reales del proceso.

3.2.3. Etapa del proceso

Presentación de los parámetros característicos del sistema 1-butanol-agua con base en la miscibilidad del sistema para el diseño y elaboración de la metodología experimental de obtención de datos del equilibrio líquido-vapor del sistema.

3.2.4. Ubicación

La metodología experimental fue diseñada y llevada a cabo en el Laboratorio de Físicoquímica de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos, ubicado en el tercer nivel del edificio T5. La propuesta metodológica experimental para el estudio del equilibrio líquido-vapor del sistema parcialmente miscible 1-butanol-agua se planteó a la Coordinación del Área de Físicoquímica, en las Oficinas del Área de Físicoquímica en el tercer nivel del edificio T5 de la Facultad de Ingeniería.

3.2.5. Clima

La metodología experimental se realizó en la ciudad de Guatemala bajo un clima semitemplado. Las temperaturas promedio entre los 19 °C y 21 °C, una humedad relativa media porcentual entre 75 % y 81 %, y una presión atmosférica entre 640 mm Hg y 642 mm Hg, según la altura por sobre el nivel del mar.

3.2.6. Viabilidad

Con base en el estudio del equilibrio líquido-vapor del sistema parcialmente miscible 1-butanol-agua se presentó una propuesta experimental al Área de Fisicoquímica para utilizarla en prácticas experimentales en el curso de Laboratorio de Fisicoquímica donde se aborde el estudio de sistemas parcialmente miscibles. De igual manera, se presentaron los resultados por medio del trabajo de graduación para el enriquecimiento de una base de datos generados por la Universidad de San Carlos. Mediante el aporte realizado por el trabajo de investigación y a la baja inversión necesaria para la misma, el proyecto es viable en función de los beneficios que la investigación otorga.

3.3. Recursos humanos disponibles

- Investigador: Julio Roberto Vallejo Celada
- Asesor de la investigación: Ing. César Ariel Villela Rodas

3.4. Recursos materiales disponibles

A continuación, se describen los recursos materiales disponibles divididos en equipos auxiliares, instrumentos de medición, cristalería, reactivos y materiales.

3.4.1. Equipos auxiliares

- Mechero Bunsen
- Plancha de calentamiento marca RADWAG, modelo WPS 750C/1
- Campana de extracción de gases
- Bomba de vacío

3.4.2. Instrumentos de medición

- Balanza analítica, marca SARTORIUS, modelo BP2100S
- Termómetro de mercurio -5 °C-150 °C
- Manómetro en U de mercurio

3.4.3. Cristalería

- Condensador de bolas
- Codo de 45° 24/40
- Codo de 90° 24/40
- Balón de tres bocas
- Picnómetro
- Balón aforado de 250 mL.
- Beaker de 50 mL.
- Beaker de 100 mL.
- Beaker de 250 mL.
- Beaker de 600 mL.
- Tanque de balastra

3.4.4. Reactivos

- 1-butanol al 83 % (grado industrial)
- Agua desmineralizada
- Propanol
- Gas butano

3.4.5. Materiales

- Sílica gel
- Varillas de vidrio
- Guantes térmicos
- Guantes de neopreno
- Mascarilla de gases químicos
- Filtro de gases orgánicos

3.5. Técnica cualitativa o cuantitativa

La técnica especificada en la metodología experimental fue la destilación al vacío, que se fundamentó en el uso de un sistema de destilación simple complementado con un sistema de vacío para realizar las variaciones de presión en el sistema e destilación. Esta se clasificó como una técnica cualitativa.

La técnica especificada para el análisis y procesamiento de datos de densidades fue la técnica matemática de la regresión lineal, que se clasificó como una técnica cuantitativa. Esto se realizó para posibilitar la obtención de un polinomio de la densidad en función de la composición de la mezcla para su uso posterior.

3.6. Recolección y ordenamiento de la información

En la recolección y ordenamiento de la información se utilizaron las metodologías y procedimientos descritos a continuación.

3.6.1. Recolección de la información

La recolección de la información y datos necesarios para llevar a cabo la caracterización del equilibrio líquido-vapor del sistema parcialmente miscible 1-butanol-agua mediante el método de destilación al vacío se realizó en dos etapas: recolección de información para la estructuración del procedimiento experimental y recolección de datos experimentales.

3.6.1.1. Recolección de información para la estructuración del procedimiento experimental

Esta etapa constó en recolectar información y bases teóricas del equilibrio líquido-vapor parcialmente miscible y del proceso de destilación al vacío para estructurar el procedimiento experimental.

3.6.1.2. Recolección de datos experimentales

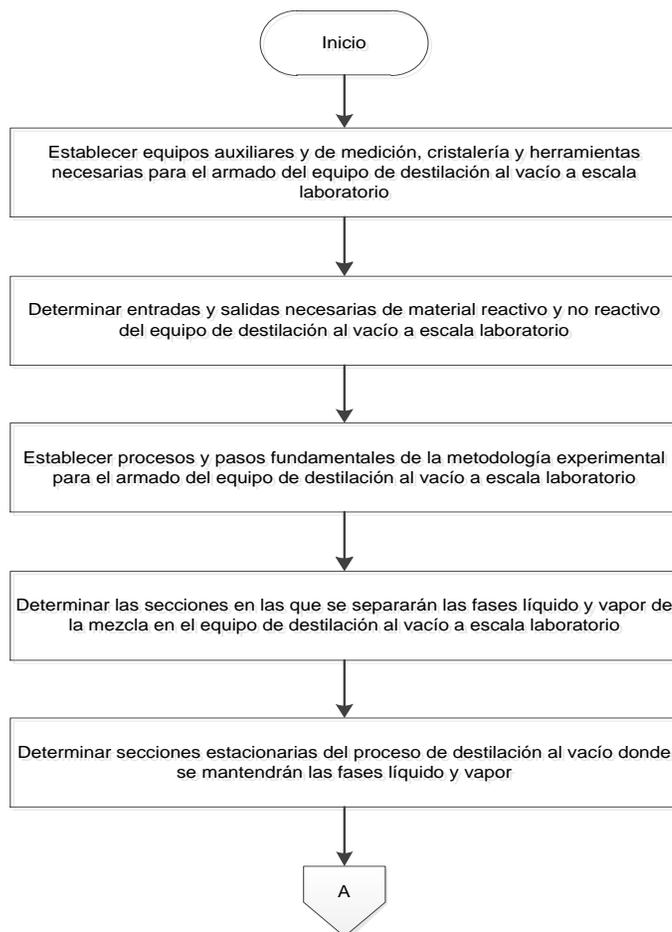
Esta etapa constó en recolectar datos del fenómeno haciendo uso del procedimiento experimental planteado, plasmándose en diferentes tipos de tablas y gráficos bidimensionales y tridimensionales.

3.6.2. Ordenamiento de la información

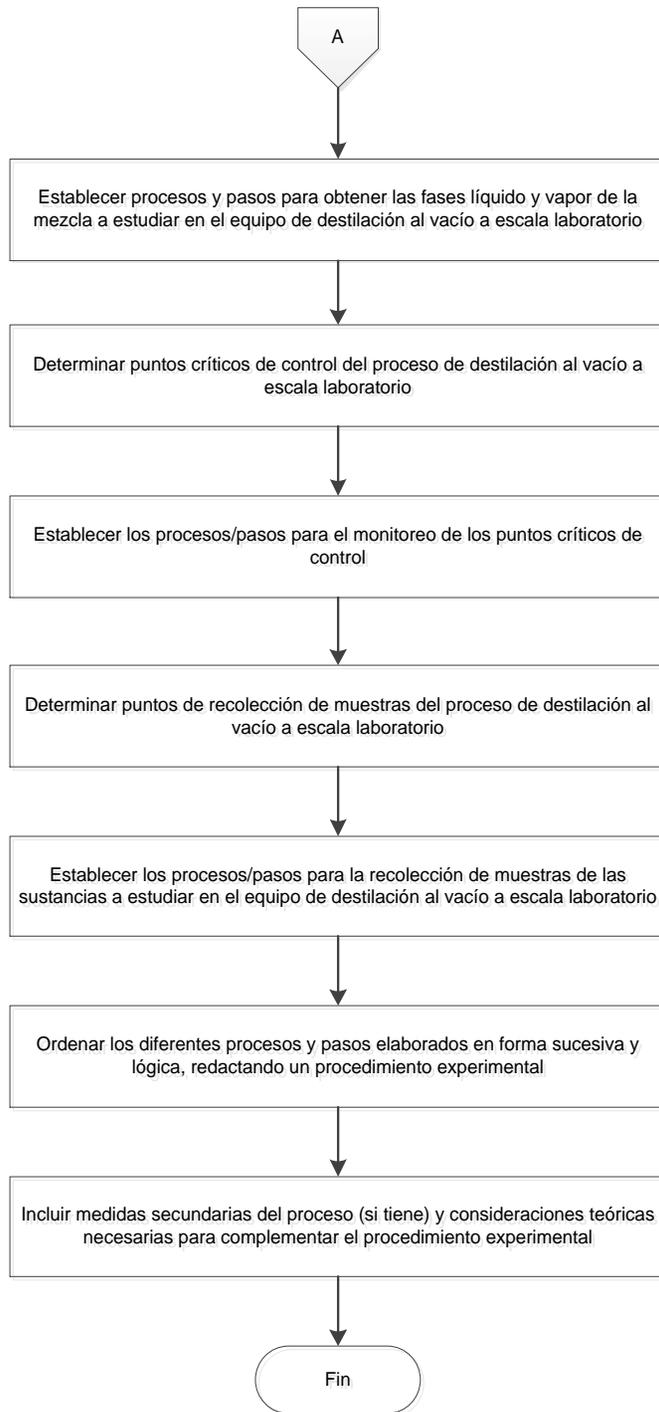
La información se ordenó según su origen. Con base en esto, la información se clasificó en dos grupos: la información teórica y la información experimental.

3.6.3. Diagrama de flujo del diseño de una metodología experimental viable para el estudio del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua

Figura 5. Diagrama de flujo del diseño de una metodología experimental viable para el estudio del equilibrio líquido-vapor (1)



Continuación figura 5.



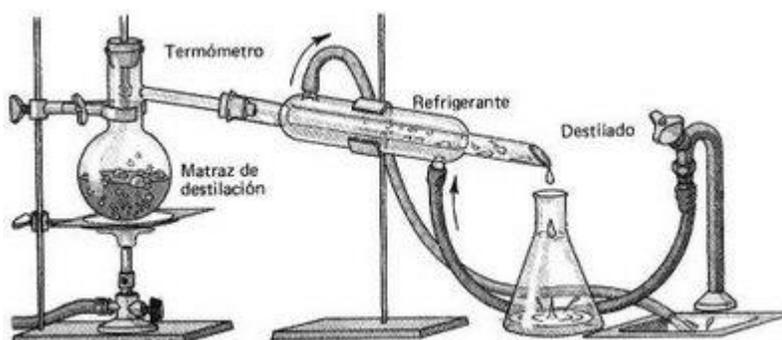
Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Visio.

3.6.4. Diagrama del sistema de destilación para la recolección de datos experimentales: método de medición

El sistema de destilación (ebullómetro) que se utilizó para la recolección de datos experimentales consta de un matraz de destilación, termómetro, condensador con refrigerante y un Erlenmeyer de recolección de destilado. Este sistema estaba conectado a un manómetro, el cual, a su vez, se conectó a una bomba de vacío para monitorear y manejar la presión empleada dentro del sistema de destilación.

El método de medición empleado en la investigación incluyó mediciones de temperatura de saturación en el sistema mediante un termómetro. Asimismo, se tomaron mediciones de masa y volumen del destilado obtenido y el remanente.

Figura 6. Diagrama del sistema de destilación para la recolección de datos experimentales



Fuente: elaboración propia.

3.7. Tabulación, ordenamiento y procesamiento de la información

La tabulación, ordenamiento y procesamiento de la información se elaboró mediante las tablas y formatos descritos a continuación.

3.7.1. Tabulación de la información

Con base en la metodología experimental, se generaron tablas para la toma de datos experimentales del equilibrio líquido-vapor de la mezcla 1-butanol-agua, necesarias para la tabulación de los datos experimentales. Los datos experimentales que se tabularán con base en los fundamentos de un equilibrio líquido-vapor son los de las temperaturas de ebullición de la mezcla, según la composición variable de la misma.

3.7.2. Ordenamiento de la información

La información y datos experimentales (incluyendo incertezas instrumentales) se ordenaron según la presión de trabajo que se utilizó. Las tablas de toma de datos se ordenaron con base en la presión de trabajo utilizada. Posteriormente, se subdividió en la composición de mezcla utilizada inicialmente. Por último, se realizó la división de masa y volumen, medidos de los destilados y remanente.

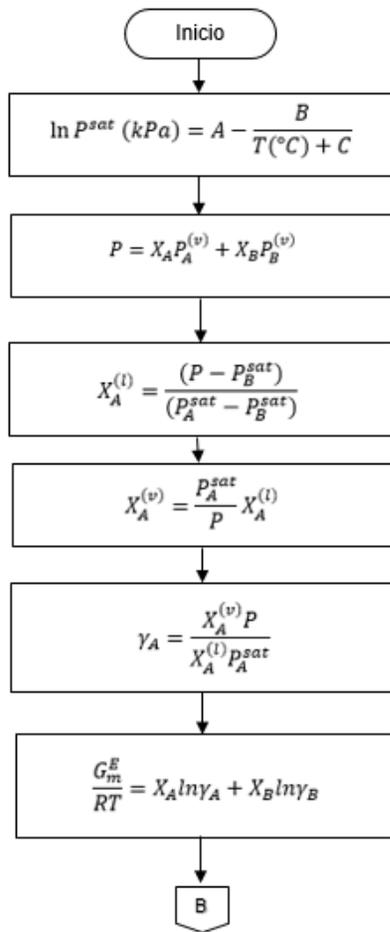
3.7.3. Procesamiento de la información

La información y datos experimentales (incluyendo incertezas instrumentales) se procesaron mediante el método gráfico de distribución de puntos (temperaturas de ebullición experimentales) a diferentes composiciones y presiones, bidimensionalmente y tridimensionalmente.

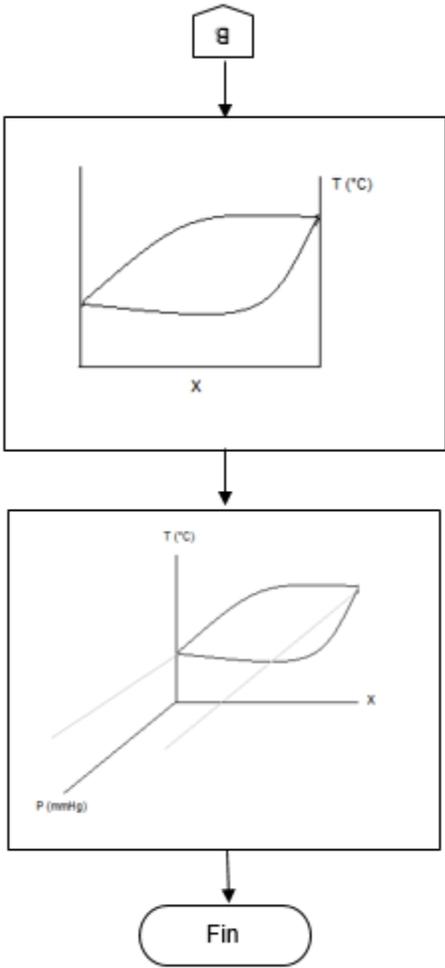
3.7.4. Diagrama de flujo de metodología de cálculo para el estudio líquido-vapor de una disolución ideal en un diagrama bidimensional y tridimensional

A continuación, en la figura 7, se muestra la metodología de cálculo empleada para la determinación de los parámetros característicos del equilibrio líquido-vapor de una disolución ideal.

Figura 7. **Diagrama de flujo de metodología de cálculo para el estudio líquido-vapor de una disolución ideal**



Continuación figura 7.

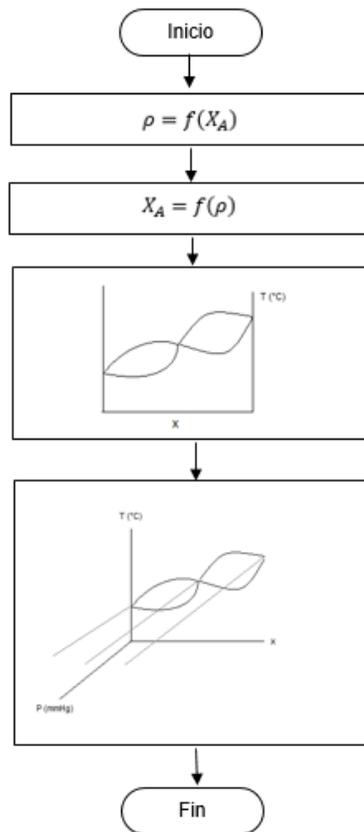


Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Visio.

3.7.5. Diagrama de flujo de metodología de cálculo para el estudio líquido-vapor de una disolución real en un diagrama bidimensional y tridimensional

A continuación, en la figura 8, se muestra la metodología de cálculo empleada para la determinación de los parámetros característicos del equilibrio líquido-vapor de una disolución ideal.

Figura 8. **Diagrama de flujo de metodología de cálculo para el estudio líquido-vapor de una disolución real**



Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Visio.

3.8. Análisis estadístico

Se realizó mediante el análisis de la metodología experimental empleando el análisis de varianzas, el cual evalúa la variación de una variable independiente en función de las variaciones de la variable dependiente. El análisis de varianzas requiere el uso de repeticiones y de tratamientos, donde los tratamientos refieren las variaciones de la variable dependiente.

Para el estudio del equilibrio líquido-vapor del sistema parcialmente miscible 1-butanol-agua a seis diferentes presiones se evaluó si existe un efecto significativo de la presión (de vacío) en la temperatura del azeótropo de la mezcla.

El criterio utilizado se basó en el criterio de la F de Fisher y el criterio de la probabilidad, en el cual ambas indicaron un mismo resultado: la aprobación o rechazo de las hipótesis planteadas (*Ver: Hipótesis*).

3.9. Plan de análisis de resultados

3.9.1. Métodos y modelos de los datos según tipo de variables

El método para gráfico se basó en la distribución de puntos en un eje coordinado de la temperatura en función de la composición, para generar un diagrama de equilibrio líquido-vapor (real e ideal). Con los diagramas obtenidos (reales e ideales) se graficó tridimensionalmente con la presión de vacío del sistema. Los modelos matemáticos que se utilizaron incluyen consideraciones de un sistema equilibrio líquido vapor real e ideal.

3.9.2. Programas a utilizar para análisis de datos

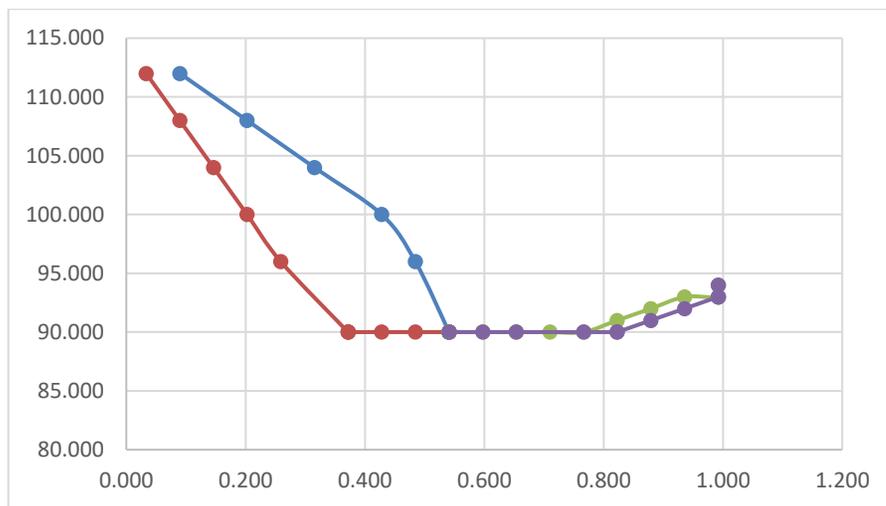
Para la tabulación, manipulación y representación gráfica de datos se utilizó Microsoft Office Excel 2013, debido a la facilidad de uso y dominio de datos en grandes cantidades (bidimensionalmente y tridimensionalmente).

Para la obtención de modelos matemáticos generados de datos experimentales se utilizó la herramienta de análisis matemático de QtiPlot debido a la veracidad y exactitud para obtener modelos matemáticos cercanos a la realidad.

El análisis de varianzas relacionado con la experimentación y evaluación de hipótesis planteada se realizó utilizando la herramienta de análisis de datos de Microsoft Office Excel 2013.

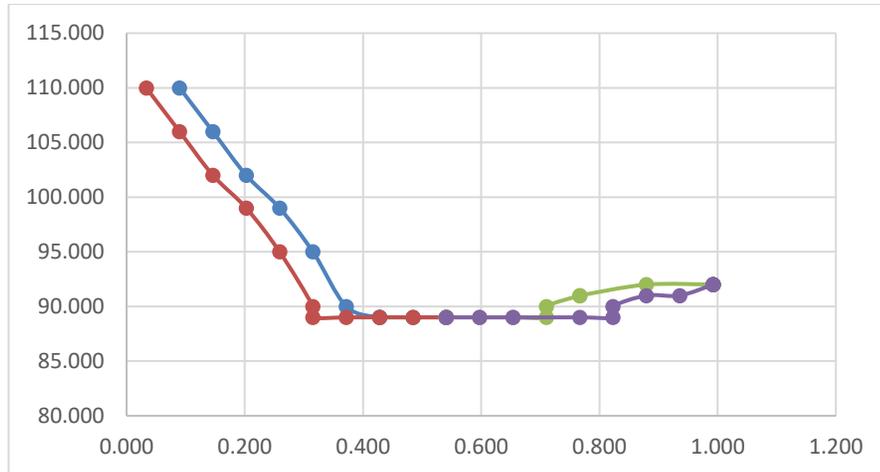
4. RESULTADOS

Figura 9. **Diagrama bidimensional real del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a 640 mmHg**



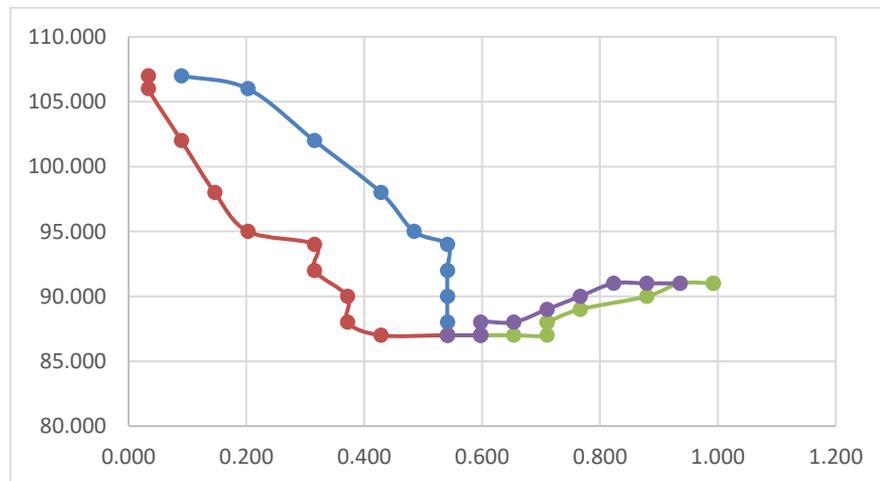
Fuente: elaboración propia.

Figura 10. **Diagrama bidimensional real del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a 620 mmHg**



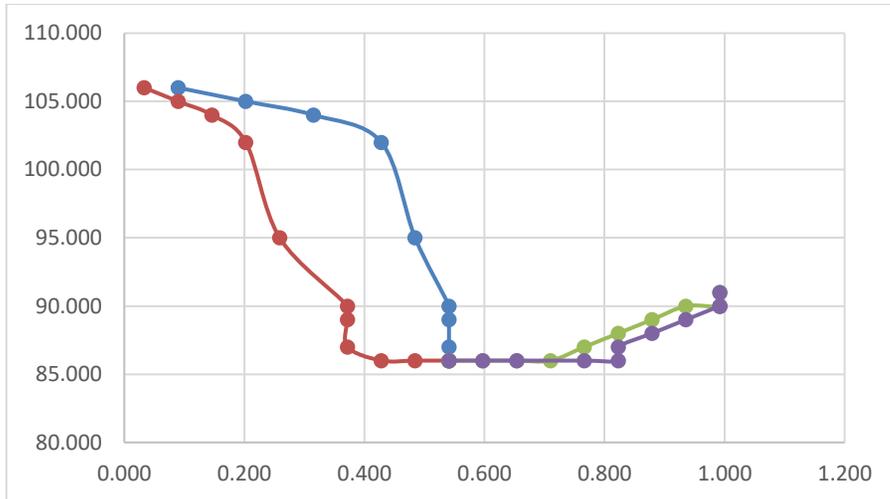
Fuente: elaboración propia.

Figura 11. **Diagrama bidimensional real del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a 600 mmHg**



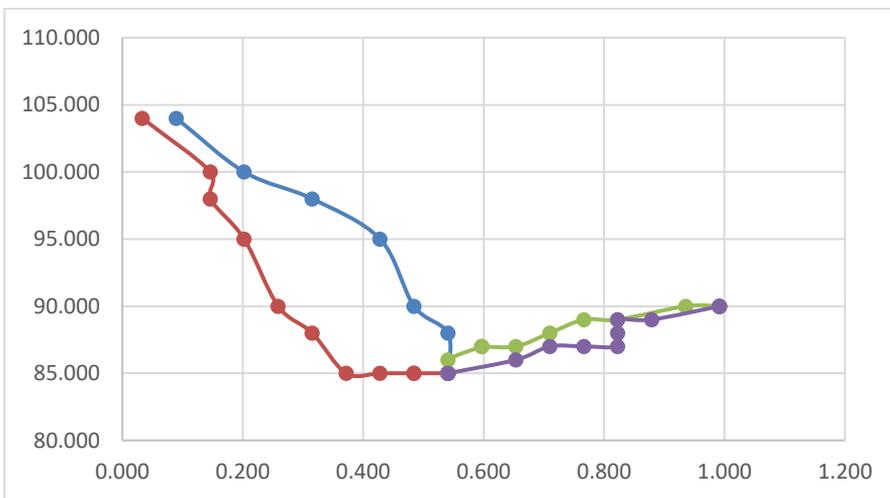
Fuente: elaboración propia.

Figura 12. Diagrama bidimensional real del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a 580 mmHg



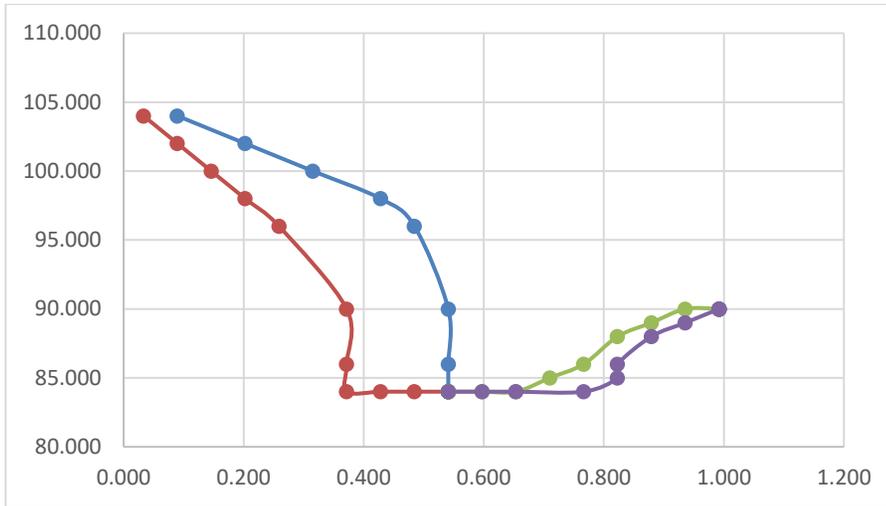
Fuente: elaboración propia.

Figura 13. Diagrama bidimensional real del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a 560 mmHg



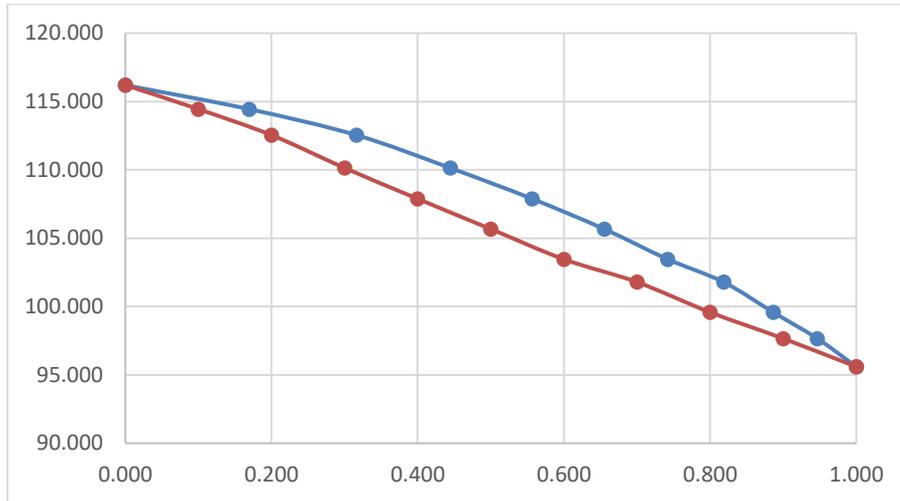
Fuente: elaboración propia.

Figura 14. Diagrama bidimensional real del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a 540 mmHg



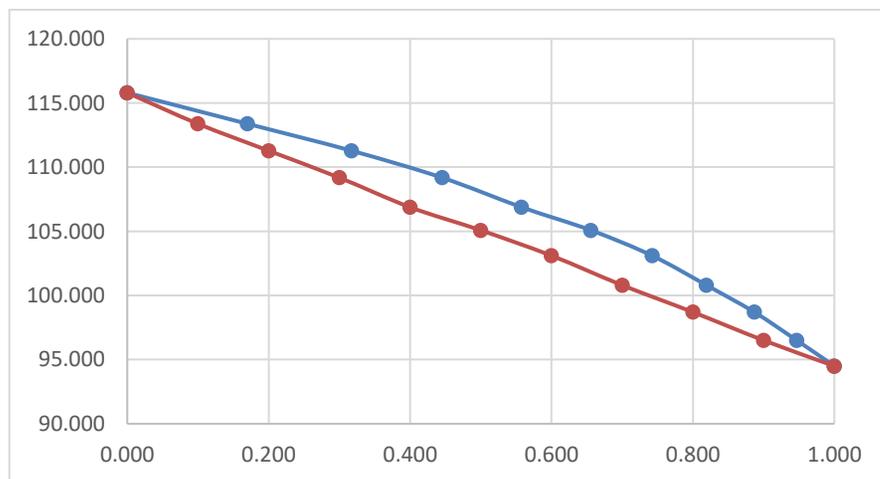
Fuente: elaboración propia.

Figura 15. **Diagrama bidimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua a 640 mmHg**



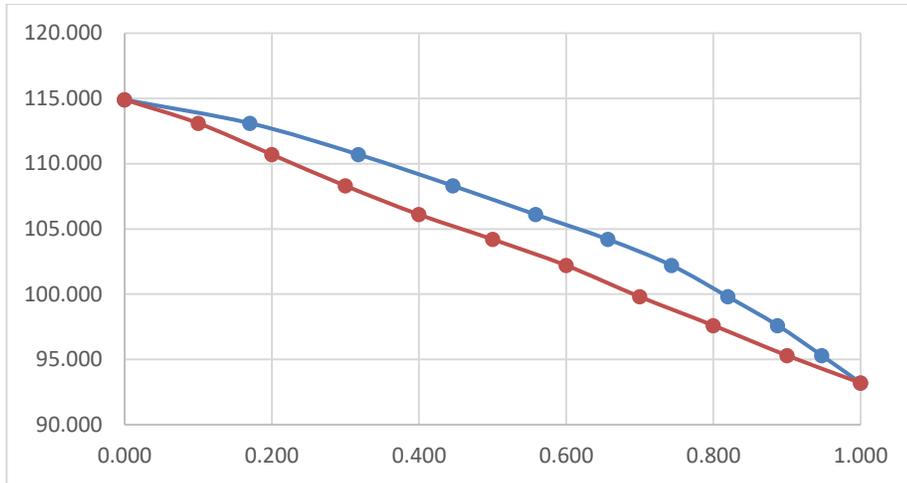
Fuente: elaboración propia.

Figura 16. **Diagrama bidimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua a 620 mmHg**



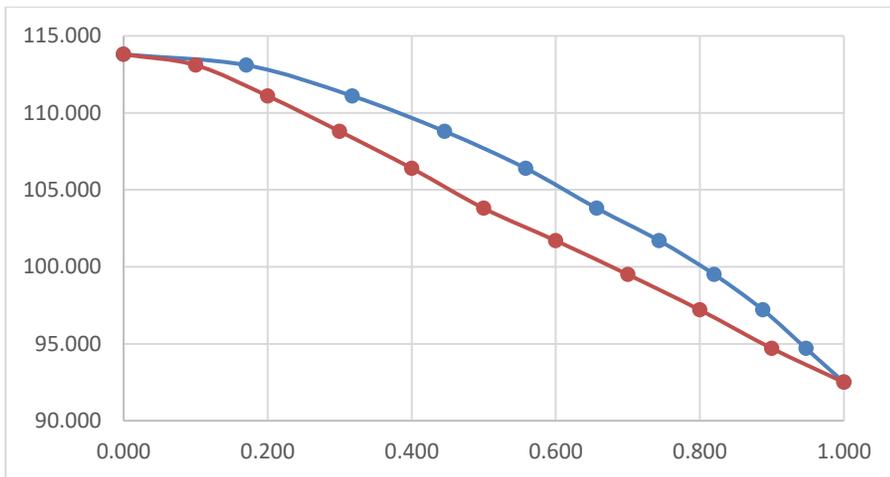
Fuente: elaboración propia.

Figura 17. Diagrama bidimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua a 600 mmHg



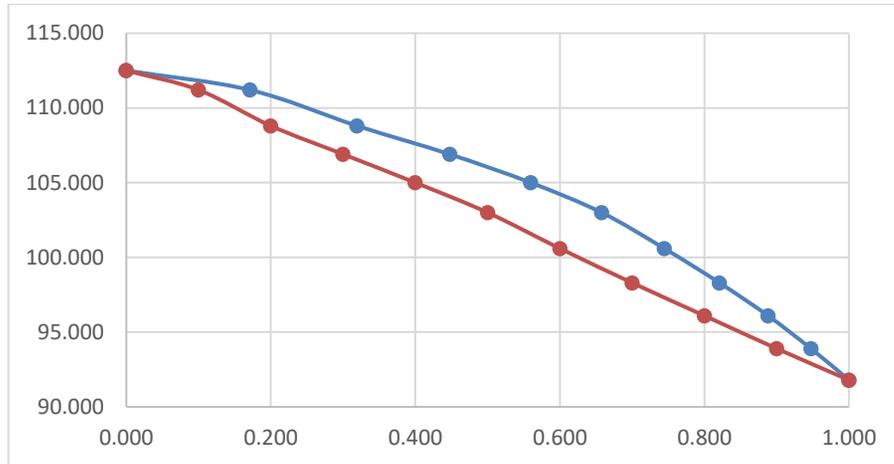
Fuente: elaboración propia.

Figura 18. Diagrama bidimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua a 580 mmHg



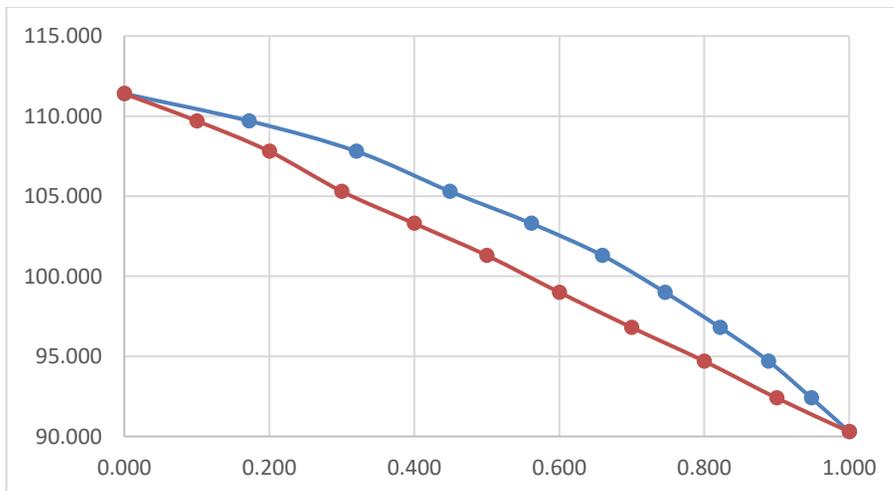
Fuente: elaboración propia.

Figura 19. Diagrama bidimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua a 560 mmHg



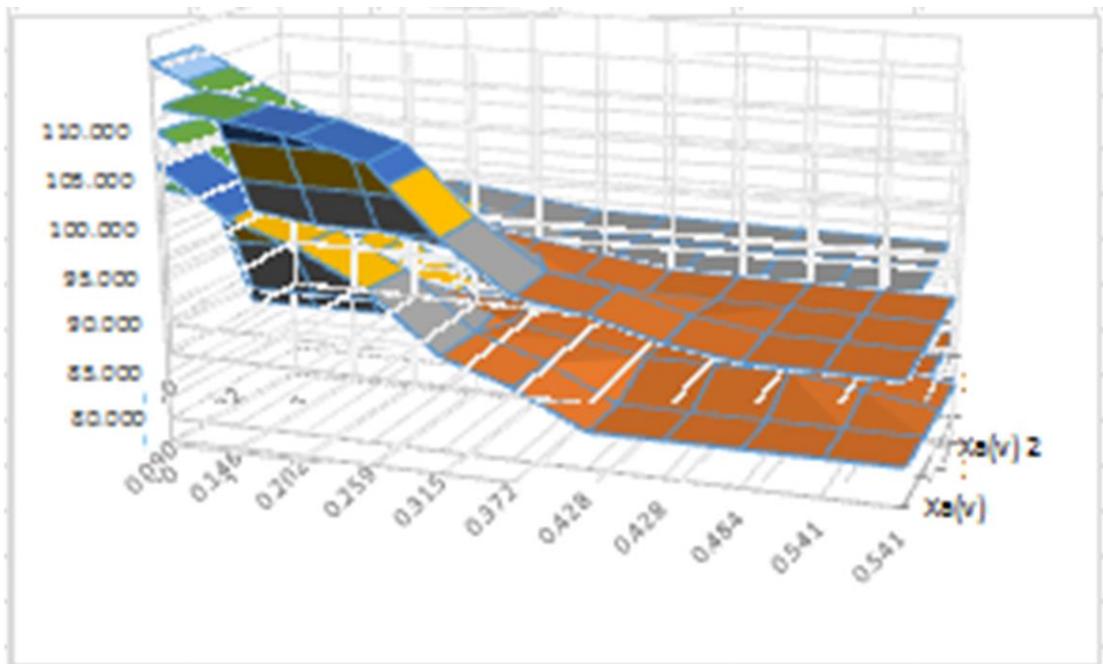
Fuente: elaboración propia.

Figura 20. Diagrama bidimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua a 540 mmHg



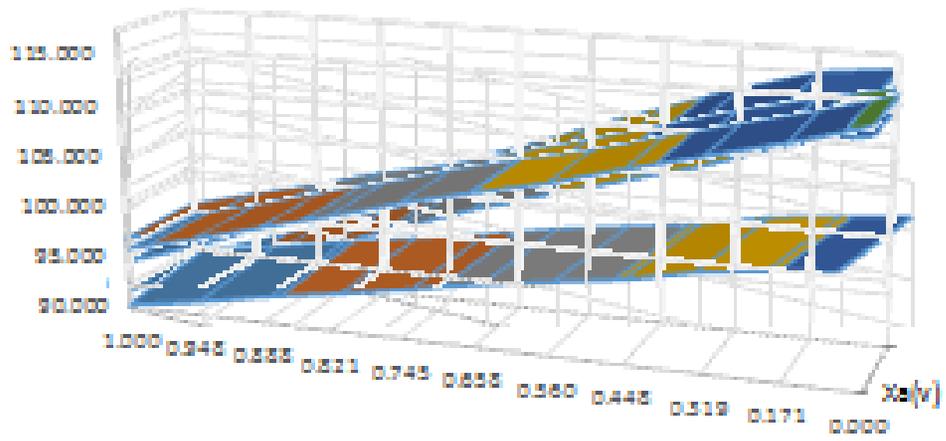
Fuente: elaboración propia.

Figura 21. **Diagrama tridimensional real del equilibrio líquido-vapor del sistema binario 1-butanol-agua a seis diferentes presiones**



Fuente: elaboración propia.

Figura 22. **Diagrama tridimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema binario 1-butanol-agua a seis diferentes presiones**



Fuente: elaboración propia.

Tabla III. **Análisis de varianzas: efecto de la presión en la temperatura azeotrópica del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua**

<i>Origen de las variaciones</i>	<i>Suma de cuadrados</i>	<i>Grados de libertad</i>	<i>Promedio de los cuadrados</i>	<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
Entre grupos	84,94444444	5	16,98888889	50,96667	1,14359E-07	3,105875239
Dentro de los grupos	4	12	0,333333333			
Total	88,94444444	17				

Fuente: elaboración propia.

Tabla IV. **Análisis de varianzas: efecto de la presión en la composición azeotrópica del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua**

<i>F</i>	<i>Probabilidad</i>	<i>Valor crítico para F</i>
-	0	3,105875239

Fuente: elaboración propia.

5. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

5.1. **Diseño de la metodología experimental para el estudio equilibrio líquido-vapor del sistema binario parcialmente miscible 1-butanol-agua a diferentes presiones**

La metodología experimental para el estudio del equilibrio líquido-vapor del sistema binario parcialmente miscible 1-butanol-agua a diferentes presiones se diseñó con base en los parámetros de estudio.

Para realizar un estudio definido, se establecieron como parámetros del diagrama, las variables dependientes e independientes del diagrama líquido-vapor y sus características, dígame, sus datos intermedios. De esta manera, es posible decir que la temperatura de ebullición forma una parte esencial del estudio. Dado que se realizará una caracterización a diferentes presiones, se consideró esta variable también. Ya que los equilibrios líquido-vapor se basan en temperaturas de ebullición a diferentes composiciones de mezcla, la fracción molar es otra variable que se debe considerar.

Una vez definidos los parámetros de estudio se estableció que la metodología idónea es la destilación simple al vacío, porque permite monitorear cuantitativamente los parámetros de estudio que se emplearon en la investigación. Consecuentemente, se determinaron los rangos de estudio y delimitación en análisis del estudio. Se emplearon los rangos de la variable de control, presión, que se definieron entre 640 mmHg (correspondiente a la presión atmosférica) hasta 540 mmHg (generando 100 mmHg de vacío) con base en la capacidad otorgada por la bomba de vacío utilizada. La delimitación del análisis

del estudio se fundamentó en dos puntos de vista de comportamiento: el ideal y el real. El comportamiento ideal requiere determinar únicamente puntos de ebullición de mezcla, por lo tanto, la facilidad de ello permitió realizar el estudio a diez diferentes puntos de fracción molar. Sin embargo, en el comportamiento real se requiere determinar la fracción molar en el equilibrio a partir de la destilación, por lo que únicamente se emplearon dos proporciones de mezcla, correspondientes al lado derecho e izquierdo del diagrama (Ver: Apéndice 24). Con base en estos parámetros establecidos se elaboró, bajo fundamentos de disponibilidad de equipo y recursos, la metodología experimental que se utilizará en la investigación (Ver: Anexo 3).

5.2. Caracterización del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a seis diferentes presiones

En las figuras 9-14 se caracterizaron los diagramas del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a presión entre 640 mmHg hasta 540 mmHg.

Entre ellas se observa la característica de disminuir la temperatura de ebullición de mezcla, así como la del azeótropo, según se disminuye la presión de trabajo (se genera presión de vacío en el sistema). Esto se debe a que, al disminuir la presión del sistema, existe una menor presión ejercida en la superficie del fluido, disminuyendo la tensión superficial del fluido. Las moléculas de la mezcla como tal, deben disponer de la energía suficiente para vencer la fuerza de la tensión superficial para pasar del estado de agregación líquido al vapor. Esta energía se aplica al sistema en forma de calor, por medio de un mechero Bunsen que se constituye como la fuente de calor. Al requerir una menor energía, a una menor temperatura, se alcanzó el estado vapor y la ebullición de la mezcla. Dado que el sistema era parcialmente miscible, se infiere que no se

evidencia algún efecto directo de la miscibilidad de la mezcla en la temperatura de ebullición al variar la presión.

Es posible observar que, en común, la curva liquidus de los diagramas se encuentra a una magnitud constante de temperatura entre los valores de 0,4 y 0,8 de fracción molar.

En este segmento del diagrama, la mezcla mantiene una única temperatura de ebullición. Esto se debe a que su naturaleza parcialmente miscible permite que únicamente en estas proporciones sean completamente miscibles entre sí. Si a una determinada temperatura se agrega una pequeña cantidad de uno de los componentes al otro, el primero se disolverá completamente en el segundo, pero si se continúa agregando más cantidad se alcanzará un punto a partir del cual no se verificará la disolución y se formarán dos capas líquidas, las dos fases líquidas en equilibrio a esa temperatura. Una de las fases es una solución saturada del líquido A en B y la otra es una solución saturada del líquido B en A, en las cuáles, dichas fases en equilibrio, se conocen como soluciones conjugadas. Dado que ya se alcanzó el punto de saturación, y se lograron soluciones conjugadas en la mezcla, se mantiene una temperatura constante a dichas fracciones molares, representándose el equilibrio como una curva liquidus constante en un segmento de fracción molar.

A partir de este punto, para caracterizar la sección restante del diagrama, tendría que evaluarse un equilibrio líquido-líquido para determinar la parte restante del diagrama que, teóricamente, debería formar un domo con la sección plana superior.

Asimismo, se puede observar que el punto azeotrópico del diagrama se encuentra en el segmento de temperatura constante de la curva liquidus, en el

cual una mezcla se comporta como un único componente y no una mezcla. El punto azeotrópico es el mismo en las diferentes presiones estudiadas, a un valor de 0,5422 de fracción molar del componente agua.

5.3. Idealidad del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol agua

En las figuras 9-14 se caracterizaron los diagramas ideales del equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a presión entre 640 mmHg hasta 540 mmHg.

A diferencia de los diagramas líquido-vapor reales, la idealidad no representa un punto azeotrópico. Esto se debe a que en los sistemas ideales no se toman en consideración las interacciones entre moléculas. Al no existir interacciones entre moléculas, básicamente se descartan dos conceptos: la miscibilidad parcial no influye en el equilibrio líquido-vapor ideal y al no haber interacciones entre moléculas no se puede formar un azeótropo.

Los diagramas forman ojivas de una estructura homogénea, solo varían entre sí, en las temperaturas de ebullición debido a que, igual que en un diagrama líquido-vapor real, se requiere una menor energía para alcanzar la vaporización de la mezcla.

En la figura 22 se caracterizó el diagrama tridimensional ideal del equilibrio líquido-vapor del sistema parcialmente miscible 1-butanol-agua. Se puede observar una ojiva tridimensional homogénea, con un decremento uniforme en la pendiente X, Y, Z de la superficie, por lo que idealmente, si no existieran interacciones entre los componentes, la mezcla tendría un comportamiento uniforme en las presiones estudiadas, del cual inclusive, podría caracterizarse un polinomio para la obtención de puntos azeotrópicos.

5.4. Evaluación del efecto de la presión en el punto azeotrópico

En la tabla III se pueden observar los valores calculado y crítico de la constante de Fisher. Dado que el valor calculado supera al valor crítico, se puede inferir que la presión si tiene un efecto, estadísticamente, significativo en la temperatura del punto azeotrópico.

En la tabla IV no es posible determinar dichos valores, ya que, tanto en las repeticiones como a diferentes presiones, la composición azeotrópica se presentó a un valor constante de 0,5488, por lo tanto, no existe un efecto, estadísticamente, significativo de la presión sobre la composición azeotrópica.

CONCLUSIONES

1. La metodología experimental para el estudio del equilibrio líquido-vapor del sistema binario parcialmente miscible 1-butanol-agua a diferentes presiones, se diseñó con base en los parámetros de estudio, los cuales fueron: temperatura de ebullición, presión y fracciones molares en líquido y vapor en el equilibrio líquido-vapor.
2. Se evidenció que la disminución de presión en el sistema parcialmente miscible 1-butanol-agua causa un menor requerimiento energético en la mezcla para vaporizarse, por lo que la miscibilidad no tiene un efecto en la temperatura de ebullición de la mezcla al variar la presión.
3. Se evidenció que un sistema parcialmente miscible 1-butanol-agua, al alcanzar la saturación de miscibilidad entre componentes, formando compuestos conjugados, muestra una temperatura constante en la curva liquidus de la mezcla, siendo esta temperatura la del punto azeotrópico.
4. El comportamiento ideal no considera las interacciones entre partículas según la teoría, por lo que el efecto de la miscibilidad no causa un efecto en el equilibrio líquido-vapor, obteniendo bidimensional y tridimensionalmente un comportamiento homogéneo a diferentes presiones, solo varía la temperatura de ebullición en las composiciones de mezcla.

5. La presión no tiene, estadísticamente, un efecto significativo sobre la composición del azeótropo, sin embargo, sí tiene un efecto significativo sobre la temperatura del azeótropo.

RECOMENDACIONES

1. Estudiar el equilibrio líquido-líquido del sistema 1-butanol-agua para complementar el diagrama líquido-vapor, y conocer mejor el comportamiento ideal y real de la mezcla, así como el efecto de la miscibilidad en los diferentes equilibrios de fases.
2. Estudiar el equilibrio líquido-vapor del sistema 1-butanol-agua a presiones más bajas para conocer el efecto a una mayor presión de vacío y observar el comportamiento de las mezclas parcialmente miscibles bajo dichas condiciones termodinámicas.
3. Emplear una chaqueta de calentamiento para aplicar calor a la mezcla en el proceso de destilación, para distribuir de forma homogénea la energía en el fluido.
4. Emplear un manómetro de 0-60 PSI para establecer valores de presión con una mayor exactitud, con una bomba de vacío que permita mantener la presión homogénea en el sistema.

BIBLIOGRAFÍA

1. CHANG, Raymond. *Química*. Traducido por: Rosa Zugazagoitia Herranz. 10a ed., México: McGraw-Hill, 2010. 987 p.
2. CIPRIANO PÉREZ, Cruz. *Calibración de un destilador, para la determinación de datos equilibrio vapor-líquido*. Trabajo de graduación de Ingeniería Química. Universidad de San Carlos de Guatemala. Facultad de Ingeniería, 1998. 95 p.
3. DÍAZ DURÁN, Roberto Andrés. *Implementación de un simulador de computadora de modelos del comportamiento de equilibrio vapor-líquido de sistemas binarios*. Trabajo de graduación de Ingeniería Química. Universidad de San Carlos de Guatemala. Facultad de Ingeniería, 2006. 144 p.
4. DÍAZ ALONSO, Edgar Rolando. *Diseño, construcción y calibración de un destilador para la determinación de curvas de equilibrio vapor-líquido*. Trabajo de graduación de Ingeniería Química. Universidad de San Carlos de Guatemala. Facultad de Ingeniería, 1976. 120 p.
5. GOMES, Luis Miguel; ESCALANTE, Alfredo; BOUZA, Alexis. *Estudio del equilibrio líquido-vapor en mezclas de hidrógeno e hidrocarburos con énfasis en procesos de hidrocrackeo*. Universidad Católica de Venezuela. Facultad de Ingeniería. Departamento de Termodinámica, 2010. 304 p.

6. HERNÁNDEZ ARDÓN, Edgar Rodolfo. *Adaptación de programas de computación para el equilibrio líquido-vapor con modelos NRTL y UNIFAC y simulación de una torre de destilación*. Trabajo de graduación de Ingeniería Química. Universidad de San Carlos de Guatemala. . Facultad de Ingeniería, 2004. 132 p.
7. LAIDLER, Keith; MEISER, John. *Fisicoquímica*. 3a ed. México: Compañía Editorial Continental, S.A, 2006. 940 p.
8. LEVINE, Ira N. *Fisicoquímica: Volumen 1*. Traducido por: Ángel González Ureña. 5a ed. México: McGraw-Hill, 2004. 537 p.
9. _____. *Fisicoquímica: Volumen 2*. Traducido por: Ángel González Ureña. 5a ed. México: McGraw-Hill, 2004. 702 p.
10. SMITH, James; VAN NESS, Hendrick; ABBOTT, Michael. *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*. Traducido y revisado por: Misael Flores Rojas. 7a ed. México: McGraw - Hill, 2007. 876 p.

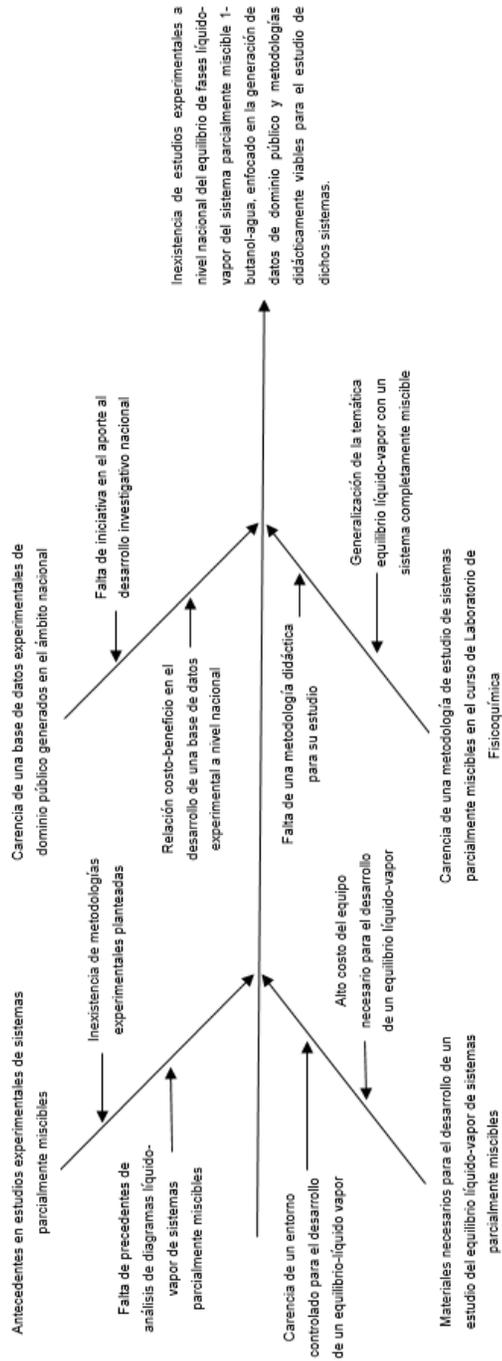
APÉNDICES

Apéndice 1. Requisitos académicos para la elaboración de la investigación

Carrera	Área	Curso	Temática
Ingeniería Química	Área de Química	Química 3	Estequiometría. Equilibrio.
		Química 4	Expresión de concentraciones. Equilibrio químico (generalidades). Presiones parciales y totales. Gases reales e ideales
		Química Orgánica 2	Alcoholes
	Área de Físicoquímica	Físicoquímica 1	Equilibrio de fases.
		Físicoquímica 2	Equilibrio de fases líquido-vapor binario. Composiciones de un vapor y sus cálculos.
		Laboratorio de Físicoquímica 1	Diseño experimental de una investigación.
		Termodinámica 3	Cálculos de gases reales
		Termodinámica 4	Métodos predictivos de coeficientes de actividad: método UNIFAC. Equilibrio termodinámico.
	Área de Operaciones Unitarias	Balace de masa y energía	Balances de masa
		Transferencia de calor	Conducción. Convección.
		Transferencia de masa	Difusión líquido-gas.
	Área de ciencias básicas y complementarias	Estadística 1	Estadística descriptiva.

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 2. Diagrama de Ishikawa



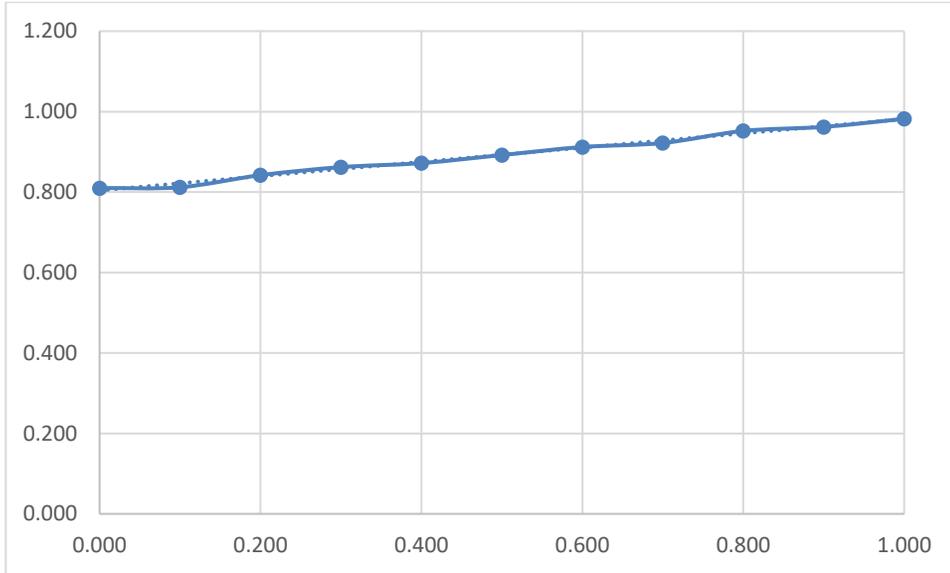
Fuente: elaboración propia, empleando Microsoft Visio.

Apéndice 3. **Datos experimental es (I): curva de calibración de densidades a diferentes composiciones del sistema 1-butanol-agua**

X_A	X_B	m (g)	V (mL.)	ρ (g/mL)
1,000	0,000	9,820	10,000	0,982
0,900	0,100	9,620	10,000	0,962
0,800	0,200	9,520	10,000	0,952
0,700	0,300	9,220	10,000	0,922
0,600	0,400	9,120	10,000	0,912
0,500	0,500	8,920	10,000	0,892
0,400	0,600	8,720	10,000	0,872
0,300	0,700	8,620	10,000	0,862
0,200	0,800	8,420	10,000	0,842
0,100	0,900	8,120	10,000	0,812
0,000	1,000	8,100	10,000	0,810

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 4. Curva de calibración de densidades a diferentes composiciones del sistema 1-butanol-agua



Fuente: elaboración propia.

Apéndice 5. **Datos experimentales (II): temperaturas de ebullición para diagrama bidimensional y tridimensional ideal del sistema 1-butanol-agua**

X_A	X_B	T (°C)					
		640 mmHg	620 mmHg	600 mmHg	580 mmHg	560 mmHg	540 mmHg
1,000	0,000	95,600	94,500	93,200	92,500	91,800	90,300
0,900	0,100	97,660	96,500	95,300	94,700	93,900	92,400
0,800	0,200	99,580	98,700	97,600	97,200	96,100	94,700
0,700	0,300	101,790	100,800	99,800	99,500	98,300	96,800
0,600	0,400	103,460	103,100	102,200	101,700	100,600	99,000
0,500	0,500	105,670	105,080	104,200	103,800	103,000	101,300
0,400	0,600	107,880	106,880	106,100	106,400	105,000	103,300
0,300	0,700	110,140	109,180	108,300	108,800	106,900	105,300
0,200	0,800	112,540	111,280	110,700	111,100	108,800	107,800
0,100	0,900	114,440	113,380	113,100	113,100	111,200	109,700
0,000	1,000	116,200	115,800	114,900	113,800	112,500	111,400

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 6. **Datos experimentales (III): temperaturas de ebullición para diagrama bidimensional y tridimensional real del sistema 1-butanol-agua a 640 mmHg**

T (°C)	Mezcla 40:10				T (°C)	Mezcla 10:40			
	Destilado		Remanente			Destilado		Remanente	
	m (g)	V (mL.)	m (g)	V (mL.)		m (g)	V (mL.)	m (g)	V (mL.)
112,000	8,100	10,000	8,200	10,000	94,000	9,800	10,000	9,800	10,000
108,000	8,200	10,000	8,400	10,000	93,000	9,800	10,000	9,800	10,000
104,000	8,300	10,000	8,600	10,000	93,000	9,800	10,000	9,700	10,000
100,000	8,400	10,000	8,800	10,000	92,000	9,700	10,000	9,600	10,000
96,000	8,500	10,000	8,900	10,000	91,000	9,600	10,000	9,500	10,000
90,000	8,700	10,000	9,000	10,000	90,000	9,500	10,000	9,400	10,000
90,000	8,700	10,000	9,000	10,000	90,000	9,500	10,000	9,300	10,000
90,000	8,700	10,000	9,000	10,000	90,000	9,400	10,000	9,200	10,000
90,000	8,800	10,000	9,000	10,000	90,000	9,200	10,000	9,100	10,000
90,000	8,900	10,000	9,000	10,000	90,000	9,100	10,000	9,000	10,000
90,000	9,000	10,000	9,000	10,000	90,000	9,000	10,000	9,000	10,000

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 7. Datos experimentales (IV): temperaturas de ebullición para diagrama bidimensional y tridimensional real del sistema 1-butanol-agua a 620 mmHg

Mezcla 40:10					Mezcla 10:40				
T (°C)	Destilado		Remanente		T (°C)	Destilado		Remanente	
	m (g)	V (mL.)	m (g)	V (mL.)		m (g)	V (mL.)	m (g)	V (mL.)
110,000	8,100	10,000	8,200	10,000	92,000	9,800	10,000	9,800	10,000
106,000	8,200	10,000	8,300	10,000	92,000	9,800	10,000	9,800	10,000
102,000	8,300	10,000	8,400	10,000	92,000	9,800	10,000	9,600	10,000
99,000	8,400	10,000	8,500	10,000	91,000	9,700	10,000	9,400	10,000
95,000	8,500	10,000	8,600	10,000	91,000	9,600	10,000	9,400	10,000
90,000	8,600	10,000	8,700	10,000	90,000	9,500	10,000	9,300	10,000
89,000	8,600	10,000	8,800	10,000	89,000	9,500	10,000	9,300	10,000
89,000	8,700	10,000	8,800	10,000	89,000	9,400	10,000	9,200	10,000
89,000	8,800	10,000	8,900	10,000	89,000	9,200	10,000	9,100	10,000
89,000	8,900	10,000	9,000	10,000	89,000	9,100	10,000	9,000	10,000
89,000	9,000	10,000	9,000	10,000	89,000	9,000	10,000	9,000	10,000

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 8. Datos experimentales (V): temperaturas de ebullición para diagrama bidimensional y tridimensional real del sistema 1-butanol-agua a 600 mmHg

Mezcla 40:10					Mezcla 10:40				
T (°C)	Destilado		Remanente		T (°C)	Destilado		Remanente	
	m (g)	V (mL.)	m (g)	V (mL.)		m (g)	V (mL.)	m (g)	V (mL.)
107,000	8,100	10,000	8,200	10,000	91,000	9,700	10,000	9,800	10,000
106,000	8,100	10,000	8,400	10,000	91,000	9,600	10,000	9,800	10,000
102,000	8,200	10,000	8,600	10,000	91,000	9,500	10,000	9,700	10,000
98,000	8,300	10,000	8,800	10,000	90,000	9,400	10,000	9,600	10,000
95,000	8,400	10,000	8,900	10,000	89,000	9,300	10,000	9,400	10,000
94,000	8,600	10,000	9,000	10,000	88,000	9,200	10,000	9,300	10,000
92,000	8,600	10,000	9,000	10,000	88,000	9,100	10,000	9,300	10,000
90,000	8,700	10,000	9,000	10,000	87,000	9,100	10,000	9,300	10,000
88,000	8,700	10,000	9,000	10,000	87,000	9,100	10,000	9,200	10,000
87,000	8,800	10,000	9,000	10,000	87,000	9,100	10,000	9,100	10,000
87,000	9,000	10,000	9,000	10,000	87,000	9,000	10,000	9,000	10,000

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 9. Datos experimentales (VI): temperaturas de ebullición para diagrama bidimensional y tridimensional real del sistema 1-butanol-agua a 580 mmHg

Mezcla 40:10					Mezcla 10:40				
T (°C)	Destilado		Remanente		T (°C)	Destilado		Remanente	
	m (g)	V (mL.)	m (g)	V (mL.)		m (g)	V (mL.)	m (g)	V (mL.)
106,000	8,100	10,000	8,200	10,000	91,000	9,800	10,000	9,800	10,000
105,000	8,200	10,000	8,400	10,000	90,000	9,800	10,000	9,800	10,000
104,000	8,300	10,000	8,600	10,000	90,000	9,800	10,000	9,700	10,000
102,000	8,400	10,000	8,800	10,000	89,000	9,700	10,000	9,600	10,000
95,000	8,500	10,000	8,900	10,000	88,000	9,600	10,000	9,500	10,000
90,000	8,700	10,000	9,000	10,000	87,000	9,500	10,000	9,400	10,000
89,000	8,700	10,000	9,000	10,000	86,000	9,500	10,000	9,300	10,000
87,000	8,700	10,000	9,000	10,000	86,000	9,400	10,000	9,200	10,000
86,000	8,800	10,000	9,000	10,000	86,000	9,200	10,000	9,100	10,000
86,000	8,900	10,000	9,000	10,000	86,000	9,100	10,000	9,000	10,000
86,000	9,000	10,000	9,000	10,000	86,000	9,000	10,000	9,000	10,000

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 10. Datos experimentales (VII): temperaturas de ebullición para diagrama bidimensional y tridimensional real del sistema 1-butanol-agua a 560 mmHg

Mezcla 40:10					Mezcla 10:40				
T (°C)	Destilado		Remanente		T (°C)	Destilado		Remanente	
	m (g)	V (mL.)	m (g)	V (mL.)		m (g)	V (mL.)	m (g)	V (mL.)
104,000	8,100	10,000	8,200	10,000	90,000	9,800	10,000	9,800	10,000
100,000	8,300	10,000	8,400	10,000	90,000	9,800	10,000	9,800	10,000
98,000	8,300	10,000	8,600	10,000	90,000	9,800	10,000	9,700	10,000
95,000	8,400	10,000	8,800	10,000	89,000	9,600	10,000	9,500	10,000
90,000	8,500	10,000	8,900	10,000	89,000	9,500	10,000	9,400	10,000
88,000	8,600	10,000	9,000	10,000	88,000	9,500	10,000	9,300	10,000
85,000	8,700	10,000	9,000	10,000	87,000	9,500	10,000	9,200	10,000
85,000	8,800	10,000	9,000	10,000	87,000	9,400	10,000	9,100	10,000
85,000	8,900	10,000	9,000	10,000	87,000	9,300	10,000	9,100	10,000
85,000	8,900	10,000	9,000	10,000	86,000	9,200	10,000	9,000	10,000
85,000	9,000	10,000	9,000	10,000	85,000	9,000	10,000	9,000	10,000

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 11. Datos experimentales (VIII): temperaturas de ebullición para diagrama bidimensional y tridimensional real del sistema 1-butanol-agua a 540 mmHg

Mezcla 40:10					Mezcla 10:40				
T (°C)	Destilado		Remanente		T (°C)	Destilado		Remanente	
	m (g)	V (mL.)	m (g)	V (mL.)		m (g)	V (mL.)	m (g)	V (mL.)
104,000	8,100	10,000	8,200	10,000	90,000	9,800	10,000	9,800	10,000
102,000	8,200	10,000	8,400	10,000	90,000	9,800	10,000	9,800	10,000
100,000	8,300	10,000	8,600	10,000	90,000	9,800	10,000	9,700	10,000
98,000	8,400	10,000	8,800	10,000	89,000	9,700	10,000	9,600	10,000
96,000	8,500	10,000	8,900	10,000	88,000	9,600	10,000	9,500	10,000
90,000	8,700	10,000	9,000	10,000	86,000	9,500	10,000	9,400	10,000
86,000	8,700	10,000	9,000	10,000	85,000	9,500	10,000	9,300	10,000
84,000	8,700	10,000	9,000	10,000	84,000	9,400	10,000	9,200	10,000
84,000	8,800	10,000	9,000	10,000	84,000	9,200	10,000	9,100	10,000
84,000	8,900	10,000	9,000	10,000	84,000	9,100	10,000	9,000	10,000
84,000	9,000	10,000	9,000	10,000	84,000	9,000	10,000	9,000	10,000

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 12. Datos calculados: densidades y fracciones molares para diagrama bidimensional y tridimensional ideal del sistema 1-butanol-agua a 640 mmHg

T (°C)	P_A^{SAT} (bar)	P_B^{SAT} (bar)	X_A	X_B	P (bar)	$X_A^{(L)}$	$X_A^{(V)}$	$X_B^{(L)}$	$X_B^{(V)}$
95,600	0,862	0,433	1,000	0,000	0,862	1,000	1,000	0,000	0,000
97,660	0,929	0,472	0,900	0,100	0,883	0,900	0,947	0,100	0,053
99,580	0,995	0,510	0,800	0,200	0,898	0,800	0,886	0,200	0,114
101,790	1,077	0,557	0,700	0,300	0,921	0,700	0,818	0,300	0,182
103,460	1,142	0,595	0,600	0,400	0,923	0,600	0,742	0,400	0,258
105,670	1,233	0,649	0,500	0,500	0,941	0,500	0,655	0,500	0,345
107,880	1,329	0,706	0,400	0,600	0,955	0,400	0,557	0,600	0,443
110,140	1,435	0,769	0,300	0,700	0,969	0,300	0,444	0,700	0,556
112,540	1,554	0,840	0,200	0,800	0,983	0,200	0,316	0,800	0,684
114,440	1,655	0,901	0,100	0,900	0,976	0,100	0,169	0,900	0,831
116,200	1,752	0,960	0,000	1,000	0,960	0,000	0,000	1,000	1,000

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 13. Datos calculados: densidades y fracciones molares para diagrama bidimensional y tridimensional ideal del sistema 1-butanol-agua a 620 mmHg

T (°C)	p_A^{SAT} (bar)	p_B^{SAT} (bar)	X_A	X_B	P (bar)	$X_A^{(L)}$	$X_A^{(V)}$	$X_B^{(L)}$	$X_B^{(V)}$
94,500	0,828	0,414	1,000	0,000	0,828	1,000	1,000	0,000	0,000
96,500	0,891	0,450	0,900	0,100	0,847	0,900	0,947	0,100	0,053
98,700	0,965	0,492	0,800	0,200	0,870	0,800	0,887	0,200	0,113
100,800	1,040	0,536	0,700	0,300	0,888	0,700	0,819	0,300	0,181
103,100	1,127	0,587	0,600	0,400	0,911	0,600	0,742	0,400	0,258
105,080	1,208	0,634	0,500	0,500	0,921	0,500	0,656	0,500	0,344
106,880	1,285	0,679	0,400	0,600	0,922	0,400	0,558	0,600	0,442
109,180	1,389	0,741	0,300	0,700	0,936	0,300	0,445	0,700	0,555
111,280	1,491	0,802	0,200	0,800	0,940	0,200	0,317	0,800	0,683
113,380	1,598	0,867	0,100	0,900	0,940	0,100	0,170	0,900	0,830
115,800	1,730	0,946	0,000	1,000	0,946	0,000	0,000	1,000	1,000

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 14. Datos calculados: densidades y fracciones molares para diagrama bidimensional y tridimensional ideal del sistema 1-butanol-agua a 600 mmHg

T (°C)	p_A^{SAT} (bar)	p_B^{SAT} (bar)	X_A	X_B	P	$X_A^{(L)}$	$X_A^{(V)}$	$X_B^{(L)}$	$X_B^{(V)}$
93,200	0,789	0,392	1,000	0,000	0,789	1,000	1,000	0,000	0,000
95,300	0,853	0,428	0,900	0,100	0,810	0,900	0,947	0,100	0,053
97,600	0,927	0,471	0,800	0,200	0,836	0,800	0,887	0,200	0,113
99,800	1,003	0,515	0,700	0,300	0,857	0,700	0,820	0,300	0,180
102,200	1,092	0,566	0,600	0,400	0,882	0,600	0,743	0,400	0,257
104,200	1,171	0,613	0,500	0,500	0,892	0,500	0,657	0,500	0,343
106,100	1,251	0,659	0,400	0,600	0,896	0,400	0,558	0,600	0,442
108,300	1,349	0,717	0,300	0,700	0,907	0,300	0,446	0,700	0,554
110,700	1,462	0,785	0,200	0,800	0,920	0,200	0,318	0,800	0,682
113,100	1,583	0,858	0,100	0,900	0,930	0,100	0,170	0,900	0,830
114,900	1,680	0,916	0,000	1,000	0,916	0,000	0,000	1,000	1,000

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 15. Datos calculados: densidades y fracciones molares para diagrama bidimensional y tridimensional ideal del sistema 1-butanol-agua a 580 mmHg

T (°C)	$p_A^{SAT}(\text{bar})$	$p_B^{SAT}(\text{bar})$	X_A	X_B	P	$X_A^{(L)}$	$X_A^{(V)}$	$X_B^{(L)}$	$X_B^{(V)}$
92,500	0,769	0,381	1,000	0,000	0,769	1,000	1,000	0,000	0,000
94,700	0,834	0,418	0,900	0,100	0,792	0,900	0,947	0,100	0,053
97,200	0,914	0,463	0,800	0,200	0,824	0,800	0,888	0,200	0,112
99,500	0,993	0,508	0,700	0,300	0,847	0,700	0,820	0,300	0,180
101,700	1,073	0,555	0,600	0,400	0,866	0,600	0,744	0,400	0,256
103,800	1,155	0,603	0,500	0,500	0,879	0,500	0,657	0,500	0,343
106,400	1,264	0,667	0,400	0,600	0,906	0,400	0,558	0,600	0,442
108,800	1,372	0,731	0,300	0,700	0,923	0,300	0,446	0,700	0,554
111,100	1,482	0,797	0,200	0,800	0,934	0,200	0,317	0,800	0,683
113,100	1,583	0,858	0,100	0,900	0,930	0,100	0,170	0,900	0,830
113,800	1,620	0,880	0,000	1,000	0,880	0,000	0,000	1,000	1,000

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 16. Datos calculados: densidades y fracciones molares para diagrama bidimensional y tridimensional ideal del sistema 1-butanol-agua a 560 mmHg

T (°C)	$p_A^{SAT}(\text{bar})$	$p_B^{SAT}(\text{bar})$	X_A	X_B	P	$X_A^{(L)}$	$X_A^{(V)}$	$X_B^{(L)}$	$X_B^{(V)}$
91,800	0,749	0,369	1,000	0,000	0,749	1,000	1,000	0,000	0,000
93,900	0,810	0,404	0,900	0,100	0,769	0,900	0,948	0,100	0,052
96,100	0,878	0,442	0,800	0,200	0,791	0,800	0,888	0,200	0,112
98,300	0,951	0,484	0,700	0,300	0,811	0,700	0,821	0,300	0,179
100,600	1,032	0,531	0,600	0,400	0,832	0,600	0,745	0,400	0,255
103,000	1,123	0,584	0,500	0,500	0,854	0,500	0,658	0,500	0,342
105,000	1,204	0,632	0,400	0,600	0,861	0,400	0,560	0,600	0,440
106,900	1,286	0,680	0,300	0,700	0,862	0,300	0,448	0,700	0,552
108,800	1,372	0,731	0,200	0,800	0,859	0,200	0,319	0,800	0,681
111,200	1,487	0,800	0,100	0,900	0,868	0,100	0,171	0,900	0,829
112,500	1,552	0,839	0,000	1,000	0,839	0,000	0,000	1,000	1,000

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 17. **Datos calculados: densidades y fracciones molares para diagrama bidimensional y tridimensional ideal del sistema 1-butanol-agua a 540 mmHg**

T (°C)	P_A^{SAT} (bar)	P_B^{SAT} (bar)	X_A	X_B	P	$X_A^{(L)}$	$X_A^{(V)}$	$X_B^{(L)}$	$X_B^{(V)}$
90,300	0,708	0,346	1,000	0,000	0,708	1,000	1,000	0,000	0,000
92,400	0,766	0,379	0,900	0,100	0,727	0,900	0,948	0,100	0,052
94,700	0,834	0,418	0,800	0,200	0,751	0,800	0,889	0,200	0,111
96,800	0,901	0,455	0,700	0,300	0,767	0,700	0,822	0,300	0,178
99,000	0,975	0,498	0,600	0,400	0,784	0,600	0,746	0,400	0,254
101,300	1,058	0,546	0,500	0,500	0,802	0,500	0,659	0,500	0,341
103,300	1,135	0,591	0,400	0,600	0,809	0,400	0,561	0,600	0,439
105,300	1,217	0,639	0,300	0,700	0,813	0,300	0,449	0,700	0,551
107,800	1,326	0,704	0,200	0,800	0,828	0,200	0,320	0,800	0,680
109,700	1,414	0,756	0,100	0,900	0,822	0,100	0,172	0,900	0,828
111,400	1,497	0,806	0,000	1,000	0,806	0,000	0,000	1,000	1,000

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 18. **Datos calculados: densidades y fracciones molares para diagrama bidimensional y tridimensional real del sistema 1-butanol-agua a 640 mmHg**

Presión: 640 mmHg (Presión atmosférica: 640 mmHg)										
T (°C)	Destilado					Remanente				
	m (g)	V (mL)	ρ (g/mL)	$X_A^{(l)}$	$X_B^{(l)}$	m	V	ρ (g/mL)	$X_A^{(v)}$	$X_B^{(v)}$
112,000	8,100	10,000	0,810	0,033	0,967	8,200	10,000	0,820	0,090	0,910
108,000	8,200	10,000	0,820	0,090	0,910	8,400	10,000	0,840	0,202	0,798
104,000	8,300	10,000	0,830	0,146	0,854	8,600	10,000	0,860	0,315	0,685
100,000	8,400	10,000	0,840	0,202	0,798	8,800	10,000	0,880	0,428	0,572
96,000	8,500	10,000	0,850	0,259	0,741	8,900	10,000	0,890	0,484	0,516
90,000	8,700	10,000	0,870	0,372	0,628	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
90,000	8,700	10,000	0,870	0,372	0,628	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
90,000	8,700	10,000	0,870	0,372	0,628	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
90,000	8,800	10,000	0,880	0,428	0,572	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
90,000	8,900	10,000	0,890	0,484	0,516	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
90,000	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459

Presión: 640 mmHg (Presión atmosférica: 640 mmHg)										
T (°C)	Destilado					Remanente				
	m (g)	V (mL)	ρ (g/mL)	$X_A^{(l)}$	$X_B^{(l)}$	m	V	ρ (g/mL)	$X_A^{(v)}$	$X_B^{(v)}$
94,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008
93,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008
93,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,700	10,000	0,970	0,936	0,064
92,000	9,700	10,000	0,970	0,936	0,064	9,600	10,000	0,960	0,879	0,121
91,000	9,600	10,000	0,960	0,879	0,121	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177
90,000	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177	9,400	10,000	0,940	0,766	0,234
90,000	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177	9,300	10,000	0,930	0,710	0,290
90,000	9,400	10,000	0,940	0,766	0,234	9,200	10,000	0,920	0,654	0,346
90,000	9,200	10,000	0,920	0,654	0,346	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403
90,000	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
90,000	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 19. **Datos calculados: densidades y fracciones molares para diagrama bidimensional y tridimensional real del sistema 1-butanol-agua a 620 mmHg**

Presión: 620 mmHg (20 mmHg de vacío)										
T (°C)	Destilado					Remanente				
	m (g)	V (mL)	ρ (g/mL)	$X_A^{(l)}$	$X_B^{(l)}$	m	V	ρ (g/mL)	$X_A^{(v)}$	$X_B^{(v)}$
110,000	8,100	10,000	0,810	0,033	0,967	8,200	10,000	0,820	0,090	0,910
106,000	8,200	10,000	0,820	0,090	0,910	8,300	10,000	0,830	0,146	0,854
102,000	8,300	10,000	0,830	0,146	0,854	8,400	10,000	0,840	0,202	0,798
99,000	8,400	10,000	0,840	0,202	0,798	8,500	10,000	0,850	0,259	0,741
95,000	8,500	10,000	0,850	0,259	0,741	8,600	10,000	0,860	0,315	0,685
90,000	8,600	10,000	0,860	0,315	0,685	8,700	10,000	0,870	0,372	0,628
89,000	8,600	10,000	0,860	0,315	0,685	8,800	10,000	0,880	0,428	0,572
89,000	8,700	10,000	0,870	0,372	0,628	8,800	10,000	0,880	0,428	0,572
89,000	8,800	10,000	0,880	0,428	0,572	8,900	10,000	0,890	0,484	0,516
89,000	8,900	10,000	0,890	0,484	0,516	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
89,000	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459

Presión: 620 mmHg (20 mmHg de vacío)										
T (°C)	Destilado					Remanente				
	m (g)	V (mL)	ρ (g/mL)	$X_A^{(l)}$	$X_B^{(l)}$	m	V	ρ (g/mL)	$X_A^{(v)}$	$X_B^{(v)}$
92,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008
92,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008
92,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,600	10,000	0,960	0,879	0,121
91,000	9,700	10,000	0,970	0,936	0,064	9,400	10,000	0,940	0,766	0,234
91,000	9,600	10,000	0,960	0,879	0,121	9,400	10,000	0,940	0,766	0,234
90,000	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177	9,300	10,000	0,930	0,710	0,290
89,000	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177	9,300	10,000	0,930	0,710	0,290
89,000	9,400	10,000	0,940	0,766	0,234	9,200	10,000	0,920	0,654	0,346
89,000	9,200	10,000	0,920	0,654	0,346	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403
89,000	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
89,000	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 20. **Datos calculados: densidades y fracciones molares para diagrama bidimensional y tridimensional real del sistema 1-butanol-agua a 600 mmHg**

Mezcla 40:10										
Presión: 600 mmHg (40 mmHg de vacío)										
T (°C)	Destilado					Remanente				
	m (g)	V (mL)	ρ (g/mL)	$X_A^{(l)}$	$X_B^{(l)}$	m	V	ρ (g/mL)	$X_A^{(v)}$	$X_B^{(v)}$
107,000	8,100	10,000	0,810	0,033	0,967	8,200	10,000	0,820	0,090	0,910
106,000	8,100	10,000	0,810	0,033	0,967	8,400	10,000	0,840	0,202	0,798
102,000	8,200	10,000	0,820	0,090	0,910	8,600	10,000	0,860	0,315	0,685
98,000	8,300	10,000	0,830	0,146	0,854	8,800	10,000	0,880	0,428	0,572
95,000	8,400	10,000	0,840	0,202	0,798	8,900	10,000	0,890	0,484	0,516
94,000	8,600	10,000	0,860	0,315	0,685	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
92,000	8,600	10,000	0,860	0,315	0,685	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
90,000	8,700	10,000	0,870	0,372	0,628	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
88,000	8,700	10,000	0,870	0,372	0,628	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
87,000	8,800	10,000	0,880	0,428	0,572	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
87,000	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459

Mezcla 10:40										
Presión: 600 mmHg (40 mmHg de vacío)										
T (°C)	Destilado					Remanente				
	m (g)	V (mL)	ρ (g/mL)	$X_A^{(l)}$	$X_B^{(l)}$	m	V	ρ (g/mL)	$X_A^{(v)}$	$X_B^{(v)}$
91,000	9,700	10,000	0,970	0,936	0,064	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008
91,000	9,600	10,000	0,960	0,879	0,121	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008
91,000	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177	9,700	10,000	0,970	0,936	0,064
90,000	9,400	10,000	0,940	0,766	0,234	9,600	10,000	0,960	0,879	0,121
89,000	9,300	10,000	0,930	0,710	0,290	9,400	10,000	0,940	0,766	0,234
88,000	9,200	10,000	0,920	0,654	0,346	9,300	10,000	0,930	0,710	0,290
88,000	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403	9,300	10,000	0,930	0,710	0,290
87,000	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403	9,300	10,000	0,930	0,710	0,290
87,000	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403	9,200	10,000	0,920	0,654	0,346
87,000	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403
87,000	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 21. **Datos calculados: densidades y fracciones molares para diagrama bidimensional y tridimensional real del sistema 1-butanol-agua a 580 mmHg**

Mezcla 40:10										
Presión: 580 mmHg (60 mmHg de vacío)										
T (°C)	Destilado					Remanente				
	m (g)	V (mL)	ρ (g/mL)	$X_A^{(l)}$	$X_B^{(l)}$	m	V	ρ (g/mL)	$X_A^{(v)}$	$X_B^{(v)}$
106,000	8,100	10,000	0,810	0,033	0,967	8,200	10,000	0,820	0,090	0,910
105,000	8,200	10,000	0,820	0,090	0,910	8,400	10,000	0,840	0,202	0,798
104,000	8,300	10,000	0,830	0,146	0,854	8,600	10,000	0,860	0,315	0,685
102,000	8,400	10,000	0,840	0,202	0,798	8,800	10,000	0,880	0,428	0,572
95,000	8,500	10,000	0,850	0,259	0,741	8,900	10,000	0,890	0,484	0,516
90,000	8,700	10,000	0,870	0,372	0,628	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
89,000	8,700	10,000	0,870	0,372	0,628	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
87,000	8,700	10,000	0,870	0,372	0,628	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
86,000	8,800	10,000	0,880	0,428	0,572	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
86,000	8,900	10,000	0,890	0,484	0,516	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
86,000	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459

Mezcla 10:40										
Presión: 580 mmHg (60 mmHg de vacío)										
T (°C)	Destilado					Remanente				
	m (g)	V (mL)	ρ (g/mL)	$X_A^{(l)}$	$X_B^{(l)}$	m	V	ρ (g/mL)	$X_A^{(v)}$	$X_B^{(v)}$
91,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008
90,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008
90,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,700	10,000	0,970	0,936	0,064
89,000	9,700	10,000	0,970	0,936	0,064	9,600	10,000	0,960	0,879	0,121
88,000	9,600	10,000	0,960	0,879	0,121	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177
87,000	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177	9,400	10,000	0,940	0,766	0,234
86,000	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177	9,300	10,000	0,930	0,710	0,290
86,000	9,400	10,000	0,940	0,766	0,234	9,200	10,000	0,920	0,654	0,346
86,000	9,200	10,000	0,920	0,654	0,346	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403
86,000	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
86,000	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 22. **Datos calculados: densidades y fracciones molares para diagrama bidimensional y tridimensional real del sistema 1-butanol-agua a 560 mmHg**

Mezcla 40:10										
Presión: 560 mmHg (80 mmHg de vacío)										
T (°C)	Destilado					Remanente				
	m (g)	V (mL)	ρ (g/mL)	$X_A^{(L)}$	$X_B^{(L)}$	m	V	ρ (g/mL)	$X_A^{(V)}$	$X_B^{(V)}$
104,000	8,100	10,000	0,810	0,033	0,967	8,200	10,000	0,820	0,090	0,910
100,000	8,300	10,000	0,830	0,146	0,854	8,400	10,000	0,840	0,202	0,798
98,000	8,300	10,000	0,830	0,146	0,854	8,600	10,000	0,860	0,315	0,685
95,000	8,400	10,000	0,840	0,202	0,798	8,800	10,000	0,880	0,428	0,572
90,000	8,500	10,000	0,850	0,259	0,741	8,900	10,000	0,890	0,484	0,516
88,000	8,600	10,000	0,860	0,315	0,685	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
85,000	8,700	10,000	0,870	0,372	0,628	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
85,000	8,800	10,000	0,880	0,428	0,572	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
85,000	8,900	10,000	0,890	0,484	0,516	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
85,000	8,900	10,000	0,890	0,484	0,516	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
85,000	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459

Mezcla 10:40										
Presión: 560 mmHg (80 mmHg de vacío)										
T (°C)	Destilado					Remanente				
	m (g)	V (mL)	ρ (g/mL)	$X_A^{(L)}$	$X_B^{(L)}$	m	V	ρ (g/mL)	$X_A^{(V)}$	$X_B^{(V)}$
90,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008
90,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008
90,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,700	10,000	0,970	0,936	0,064
89,000	9,600	10,000	0,960	0,879	0,121	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177
89,000	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177	9,400	10,000	0,940	0,766	0,234
88,000	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177	9,300	10,000	0,930	0,710	0,290
87,000	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177	9,200	10,000	0,920	0,654	0,346
87,000	9,400	10,000	0,940	0,766	0,234	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403
87,000	9,300	10,000	0,930	0,710	0,290	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403
86,000	9,200	10,000	0,920	0,654	0,346	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
85,000	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 23. **Datos calculados: densidades y fracciones molares para diagrama bidimensional y tridimensional real del sistema 1-butanol-agua a 540 mmHg**

Presión: 540 mmHg (100 mmHg de vacío)										
T (°C)	Destilado					Remanente				
	m (g)	V (mL)	ρ (g/mL)	$X_A^{(l)}$	$X_B^{(l)}$	m	V	ρ (g/mL)	$X_A^{(v)}$	$X_B^{(v)}$
104,000	8,100	10,000	0,810	0,033	0,967	8,200	10,000	0,820	0,090	0,910
102,000	8,200	10,000	0,820	0,090	0,910	8,400	10,000	0,840	0,202	0,798
100,000	8,300	10,000	0,830	0,146	0,854	8,600	10,000	0,860	0,315	0,685
98,000	8,400	10,000	0,840	0,202	0,798	8,800	10,000	0,880	0,428	0,572
96,000	8,500	10,000	0,850	0,259	0,741	8,900	10,000	0,890	0,484	0,516
90,000	8,700	10,000	0,870	0,372	0,628	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
86,000	8,700	10,000	0,870	0,372	0,628	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
84,000	8,700	10,000	0,870	0,372	0,628	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
84,000	8,800	10,000	0,880	0,428	0,572	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
84,000	8,900	10,000	0,890	0,484	0,516	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
84,000	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459

Presión: 540 mmHg (100 mmHg de vacío)										
T (°C)	Destilado					Remanente				
	m (g)	V (mL)	ρ (g/mL)	$X_A^{(l)}$	$X_B^{(l)}$	m	V	ρ (g/mL)	$X_A^{(v)}$	$X_B^{(v)}$
90,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008
90,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008
90,000	9,800	10,000	0,980	0,992	0,008	9,700	10,000	0,970	0,936	0,064
89,000	9,700	10,000	0,970	0,936	0,064	9,600	10,000	0,960	0,879	0,121
88,000	9,600	10,000	0,960	0,879	0,121	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177
86,000	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177	9,400	10,000	0,940	0,766	0,234
85,000	9,500	10,000	0,950	0,823	0,177	9,300	10,000	0,930	0,710	0,290
84,000	9,400	10,000	0,940	0,766	0,234	9,200	10,000	0,920	0,654	0,346
84,000	9,200	10,000	0,920	0,654	0,346	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403
84,000	9,100	10,000	0,910	0,597	0,403	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459
84,000	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459	9,000	10,000	0,900	0,541	0,459

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 24. **Metodología de cálculo para el estudio del equilibrio líquido-vapor del sistema binario parcialmente miscible 1-butanol-agua**

Para obtener los datos para elaborar los diagramas bidimensionales y tridimensionales del sistema binario parcialmente miscible 1-butanol-agua se realizó una curva de calibración de densidades en función de la fracción molar de mezcla del sistema y dos diferentes procedimientos de destilación al vacío para los diagramas ideales y reales.

La obtención de datos para la elaboración del diagrama ideal se realizó mediante la determinación de temperaturas de ebullición en diez intervalos de fracción molar a seis diferentes presiones. Con estos datos, y las constantes de la ecuación de Antoine obtenidas bibliográficamente (A, B y C), se empleó la ecuación de Antoine para determinar la presión de saturación de vapor de ambos componentes de la mezcla por medio de la definición matemática de Antoine:

$$\ln P^{sat} (kPa) = A - \frac{B}{T(^{\circ}C) + C}$$

Con las presiones de vapor de ambos componentes en mezcla, se determinó la presión teórica total del sistema mediante:

$$P = X_A P_A^{(v)} + X_B P_B^{(v)}$$

Una vez determinada la presión teórica total del sistema se determinaron las fracciones de cada componente en líquido y vapor mediante las siguientes definiciones matemáticas:

Continuación apéndice 24.

$$X_A^{(l)} = \frac{(P - P_B^{sat})}{(P_A^{sat} - P_B^{sat})}$$

$$X_A^{(v)} = \frac{P_A^{sat}}{P} X_A^{(l)}$$

$$X_B^{(l)} = 1 - X_A^{(l)}$$

$$X_B^{(v)} = 1 - X_A^{(v)}$$

De esta manera, con la temperatura respectiva a cada fracción (en cada una de las presiones de trabajo) se diagramaron cada uno de los puntos para obtener los gráficos bidimensionales del sistema, para posteriormente, obtener los gráficos tridimensionales.

La obtención de datos para la elaboración del diagrama real se realizó mediante la determinación de densidades del destilado y remanente de la mezcla en proporciones de 10:40 y 40:10 hasta que la densidad de ambos se igualaba, anotando la temperatura en cada punto. Mediante la curva de calibración de densidades, se obtenían los valores de las fracciones molares en el vapor (destilado) y líquido (remanente). Con estos puntos se elaboraron los diagramas bidimensionales y tridimensionales reales.

Fuente: elaboración propia.

Apéndice 25. **Sistema de destilación al vacío para la obtención de datos del sistema binario parcialmente miscible 1-butanol agua (I)**



Fuente: elaboración propia.

Apéndice 26. **Sistema de destilación al vacío para la obtención de datos sistema binario parcialmente miscible 1-butanol agua (II)**



Fuente: elaboración propia.

Apéndice 27. **Procedimiento experimental propuesto para el estudio del equilibrio líquido-vapor del sistema binario parcialmente miscible 1-butanol-agua**

Metodología para curva de calibración:

1. Medir la densidad de las soluciones indicadas en la tabla anexa.

Metodología para diagrama de fases ideal:

1. Armar el equipo de destilación al vacío. Colocar glicerina en las uniones de codos y condensador. Evitar las fugas con papel parafilm
2. Preparar 100 mL. de cada una de las soluciones indicadas en tabla anexa.
3. Colocar 30 mL. de la primera mezcla en el sistema y establezca la presión de trabajo mediante la bomba de vacío. Verificar que no existan fugas en el sistema.
4. Una vez la presión se mantenga estable, llevar a ebullición la mezcla (hasta que la temperatura de la mezcla se mantenga constante).
5. Cuando la temperatura de la mezcla se mantenga constante, anotar la temperatura.
6. Enfriar lentamente el balón y esperar que la mezcla alcance una temperatura menor a 35°C.
7. Repetir los pasos 3-5 tres veces con la misma mezcla.
8. Repetir los pasos 3-6 con todas las mezclas preparadas.
9. Repita el procedimiento anterior a cada una de las presiones de trabajo.

Metodología para diagrama de fases real:

1. Armar el equipo de destilación al vacío. Colocar glicerina en las uniones de codos y condensador. Evitar las fugas con papel parafilm.
2. Preparar una solución de 10 mL. de 1-butanol y 40 mL. de agua.

Continuación apéndice 27.

3. Colocar la mezcla anterior en el sistema y establezca la presión de trabajo mediante la bomba de vacío. Verificar que no existan fugas en el sistema.
4. Llevar la mezcla anterior a ebullición (o hasta que la temperatura del sistema se mantenga constante) y anotar la temperatura.
5. Cuando se obtenga la cantidad suficiente de destilado (por lo menos 10 mL.), enfriar lentamente el balón hasta que la mezcla alcance una temperatura de por lo menos 35°C.
6. Tomar 10 mL. de destilado y de remanente y medir la densidad de ambos.
7. Devolver las dos muestras de destilado y remanente al balón de ebullición.
8. Repetir el proceso de destilación hasta que las densidades del destilado y remanente sean iguales.
9. Repetir el procedimiento anterior tres veces y repetir los pasos 3-9 con una mezcla de 40 mL. De 1-butanol y 10 mL. de agua.

X_i	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1-Butanol	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1
Agua	1	0,9	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	0,2	0,1	0

Fuente: elaboración propia.

