

Artículo:

## Evaluación de composiciones, punto de burbuja y rocío en equilibrio gas-líquido de fluidos petroleros empleando Excel

## Evaluation of compositions, bubble point and dew point in gas-liquid equilibrium of petroleum fluids using Excel

Betsabé-Nataly Escudero-Díaz<sup>1</sup>, Neify-Patricia Robles-Hernández<sup>1</sup>, Rosalino Del-Ángel-Avilés<sup>1</sup>

Revista Interdisciplinaria de  
Ingeniería Sustentable y Desarrollo  
Social (RIISDS)

<sup>1</sup> Tecnológico Nacional de México – ITS de Tantoyuca, Veracruz, México.

\* Autor correspondiente: [betsabe.escudero@itsta.edu.mx](mailto:betsabe.escudero@itsta.edu.mx)

Recibido: 01 de octubre de 2024  
Aceptado: 16 de noviembre de 2024  
Publicado: 20 de diciembre de 2024

Publicación anual editada por el  
**Instituto Tecnológico Superior de  
Tantoyuca**

Desv. Lindero Tametate, S/N  
Col. La Morita  
C.P. 92100  
Tantoyuca, Veracruz, México.  
Teléfono: 789 8931680, Ext.196.

Correo electrónico:  
[revistadigital@itsta.edu.mx](mailto:revistadigital@itsta.edu.mx)

Sitio WEB  
<https://itsta.edu.mx/revistadigital>

ISSN 2448-8003

Editor responsable:  
**Dr. Horacio Bautista Santos**

**Copyright:** Este artículo es de acceso  
abierto distribuido bajo los términos y  
condiciones de la licencia Creative  
Commons

<https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>

**Resumen:** En este artículo se desarrollan modelos matemáticos necesarios para determinar las composiciones de los distintos componentes a la salida del domo y residuo de la torre de destilación tipo flash, sus puntos de burbuja (Pb) y el punto de rocío (Pd) de una mezcla de hidrocarburos alimentados a una columna de destilación tipo Flash durante el equilibrio gas-líquido. Los cálculos se realizan empleando hoja de cálculo de Excel como herramienta para simular las ecuaciones y obtener datos, con la intención de verificar las condiciones más óptimas (presión-temperatura) y el efecto que tienen estas propiedades en conjunto con la fracción de los componentes en la mezcla alimentada para poder extrapolar los valores y tener un referente del comportamiento de estos fluidos dentro del yacimiento, así como analizar el Pb que es de gran importancia en la industria Petrolera para poder manejar el fluido en su etapa de perforación y extracción hacia la superficie.

**Palabras clave:** Excel, punto de burbuja, punto de rocío, equilibrio gas-líquido.

## Resumen

En el este artículo se desarrollan modelos matemáticos necesarios para determinar las composiciones de los distintos componentes a la salida del domo y residuo de la torre de destilación tipo flash, sus puntos de burbuja ( $P_b$ ) y el punto de rocío ( $P_d$ ) de una mezcla de hidrocarburos alimentados a una columna de destilación tipo Flash durante el equilibrio gas-líquido. Los cálculos se realizan empleando hoja de cálculo de Excel como herramienta para simular las ecuaciones y obtener datos, con la intención de verificar las condiciones más óptimas (presión-temperatura) y el efecto que tienen estas propiedades en conjunto con la fracción de los componentes en la mezcla alimentada para poder extrapolar los valores y tener un referente del comportamiento de estos fluidos dentro del yacimiento, así como analizar el  $P_b$  que es de gran importancia en la industria Petrolera para poder manejar el fluido en su etapa de perforación y extracción hacia la superficie.

**Palabras clave:** Excel, punto de burbuja, punto de rocío, equilibrio gas-líquido.

## Abstract

In this article, mathematical models necessary to determine the compositions of the different components at the exit of the dome and residue of the flash distillation tower, their bubble points ( $P_b$ ) and the dew point ( $P_d$ ) of a mixture are developed of hydrocarbons fed to a Flash type distillation column during gas-liquid equilibrium. The calculations are carried out using an Excel spreadsheet as a tool to simulate the equations and obtain data, with the intention of verifying the most optimal conditions (pressure-temperature) and the effect that these properties have in conjunction with the fraction of the components in the fed mixture to be able to extrapolate the values and have a reference for the behavior of these fluids within the reservoir, as well as analyze the  $P_b$ , which is of great importance in the Oil industry to be able to manage the fluid in its drilling and extraction stage towards the surface.

**Keywords:** Excel, bubble point, dew point, gas-liquid balance.

## Introducción

La aplicación de modelos matemáticos para dar solución a problemas de ingeniería mediante la aplicación de fórmulas y procedimientos, es de suma importancia para poder extrapolar dicho fenómeno a una situación real de la vida, y por ello es importante seleccionar la mejor ruta de solución, así mismo las ecuaciones que nos permitan llegar al objetivo

planteado. Dada la complejidad de los fenómenos fisicoquímicos que caracterizan un hidrocarburo dentro del yacimiento petrolero, es necesario conocer el comportamiento de éstos a nivel teórico que posteriormente nos servirá de base para la interpretación lógico-matemática necesaria en el mundo laboral.

Diversas áreas deben trabajar en conjunto para poder dar respuesta a los problemas que demanda la industria, abarcando desde la parte operativa hasta la parte económico-administrativa y de fianzas, todo esto puede ser desarrollado mediante la implementación de hojas de cálculo de Excel (Narváez-Romo, 2021). En la actualidad se disponen de computadoras las cuales puedes realizar cálculos termodinámicos de manera rápida y precisa, sustituyendo los antiguos métodos numéricos por métodos gráficos y algoritmos matemáticos. (Abanto Valderrama, 2014). Una de las principales herramientas del ser humano es el uso de la tecnología, pues facilita y agiliza el trabajo, en conjunto con el pensamiento creativo con la finalidad de un mejor aprovechamiento (Collazo, 2022, Varona).

Durante años, las hojas de cálculo Excel presentaban un limitado alcance para solucionar cuestiones contables, sin embargo, gracias a que es un software de fácil aplicación, su implementación ha ido abriéndose camino en nuevos campos de saber. (Cheetancheri, 2009).

El empleo de hojas de cálculo puede limitarnos dependiendo de la complejidad del modelo matemático que se aplica conforme aumenta la complejidad del problema a resolver, pero si bien sabemos, entre más complejo es el modelo matemáticos que se aplica en el problema en cuestión existe mayor precisión en los resultados (Aiguo, 2006). A pesar de lo anterior Excel presenta el beneficio de tratarse de una herramienta que se encuentra a la mano de cualquier usuario que cuente con un computador con paquetería office, sin la necesidad de saber algún lenguaje programador, siendo posible en ellas desarrollar ecuaciones matemáticas que den solución al problema de estudio (Rivas).

Los propiedades de fluidos estudian sistemas en equilibrio de multicomponentes y multifásicos o también llamados sistemas heterogéneos, que para su estudio requiere la implementación de modelos matemáticos que satisfagan la determinación de datos fisicoquímicos (Suero Iquiapaza & Coz Martínez, 2023).

Dentro de las propiedades fisicoquímicas podemos mencionar una de las más importantes, el comportamiento PVT de un hidrocarburo (HC) el cual se encuentra representado en diagramas de fases, que para el caso de mezclas de varios hidrocarburos como lo es el

petróleo, se muestran en sistemas multicomponentes, caracterizados por presentar las fases líquidas y gaseosas dentro de un envolvente de saturación, limitado por la parte izquierda con la línea de burbuja que separa ésta fase de la líquida y por la derecha la línea de rocío que limita la separación de la fase gaseosa.

Interpretando dichos diagramas, podemos definir el  $P_d$  de una mezcla de hidrocarburos representa la temperatura y presión a la cual el sistema condensa a una presión barométrica constante, para que se forme la primera gota líquida. (Smith J.M., 1979), y para el  $P_b$  indica tales propiedades P-T a las cuales la primera burbuja de gas se forma en el sistema mismo (Salazar F. G., 2014) y éste se produce al calentar 2 o más componentes líquidos (Smith J.M., 1979). El físico escocés T. Andrews en 1869 realizó estudios sobre el comportamiento de un gas en su trayectoria a condensar a fase líquida y viceversa (Bonilla, 2006).

En la predicción del equilibrio gas-líquido pueden determinarse las temperaturas, presiones y composiciones (cantidades de cada componente que se encuentran presentes en la región de dos fases) (Salazar F. G., 2014). Las ecuaciones de estado son modelos empleados para determinación de propiedades PVT y Termodinámicas, aplicadas al estudio de sustancias puras y mezclas (Guevara-Rodríguez, 2015), pero debido a la complejidad de éstos modelamientos matemáticos se convierte en un quehacer tedioso por la amplia cantidad de valores y constantes para su aplicabilidad en la cuantiosa combinación de mezclas (Pino, 2010). y en este estudio en particular las aplicaremos simultáneamente con las ecuaciones de Raoult, Dalton y Lee Kesler; la primera relaciona la presión ejercida por un componente en la fase líquida mientras que la segunda relaciona la presión ejercida por el mismo componente en la fase gas, por último Kesler proporciona una ecuación para los cálculos de presión de vapor de un fluido puro lo que es esencial para entender el comportamiento de la fase líquida y para la realización de cálculos de equilibrio de múltiples fases de sistemas multicomponentes (Godavathy & Robinson, 2006). Este proceso de estimación para mezclas heterogéneas de HC proporcionan información importante en la ingeniería química y de procesos en el área de diseño de equipos de separación y especialmente de destilación (Salazar I. F.) los cuales también son empleados en la industria petrolera para el análisis de propiedades de fluidos petroleros.

El propósito de este trabajo es presentar un ejemplo del comportamiento de mezclas de HC's que se encuentran dentro del envolvente de saturación durante el equilibrio gas-líquido para sistemas de fluidos hipotéticos, Asimismo, se presentarán métodos para predecir el comportamiento de soluciones ideales los cuales se desarrollarán en tres etapas:

- ) Las condiciones en las cuales una mezcla de HC's presenta un punto de burbuja,
- ) Las condiciones en las cuales una mezcla de HC's presenta un punto de rocío, y
- ) Las cantidades y composiciones del vapor y del líquido a las condiciones termodinámicas dentro de la región del envolvente (McCain Jr, 1973).

## Materiales y métodos

Las mezclas de componentes que forman la solución a considerarse como ideal van cambiando su estado en función de las presiones y temperaturas a las que se mantiene la columna de destilación durante su alimentación como fase líquida en la columna. El estudio de caso a desarrollar consiste en una mezcla con las siguientes condiciones:

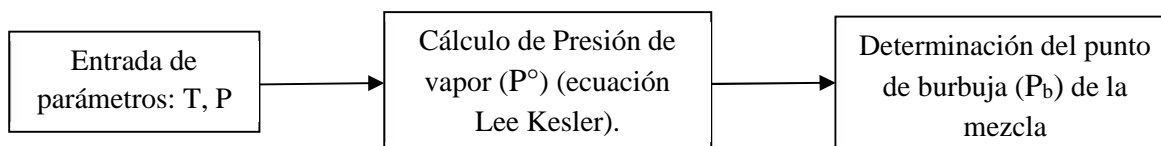
*Se tiene un sistema de 1 lb<sub>m</sub>-mol a condiciones de equilibrio de 200 psi y 150 °F, calcular las fracciones y composiciones de gas y líquido, sabiendo que la mezcla alimentada a la columna tiene la siguiente composición:*

**Tabla 1. Composición de la mezcla**

Componente	Composición en la mezcla $Z_j$
Propano, C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.61
n-Butano, C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.28
n-Pentano, C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.11

### *Cálculo del $P_b$*

Para la obtención del punto de burbuja ( $P_b$ ) el método matemático sigue el algoritmo mostrado en la Figura 1.



**Figura 1. Diagrama de flujo para cálculo de Pb**

El problema corresponde a una mezcla compuesta por propano, n-butano y n-pentano, sometido a una temperatura de 150°F, en la etapa 1 comenzamos declarar nuestras celdas que van a corresponder a la temperatura y presión a la cual está sometida la mezcla. En la segunda etapa se determina la  $P^\circ$  a partir de la aplicación de la ecuación de Lee Kesler<sup>[1]</sup>:

$$P^\circ = P_c e^{(A+B)} \dots [1]$$

Donde:

$$A = 5.92714 - \frac{6.0}{T_r} - 1.28862 * \ln T_r + 0.169347 * T_r^6 \dots [a]$$

$$B = 15.2518 - \frac{1.6}{T_r} - 13.4721 * \ln T_r + 0.43577 * T_r^6 \dots [b]$$

$$T_r = T/T_c \dots [c]$$

Se busca en el apéndice del libro propiedades de los fluidos petroleros de McCain los valores críticos  $T_c$ ,  $P_c$ , y factor acéntrico  $w$ , de cada uno de los componentes.

**Tabla 2. Valores críticos y factor  $w$**

Componente	$T_c$ (°F)	$P_c$ (psi)	$w$
Propano, C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	206.06	616	0.1522
n-Butano, C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	305.62	550.6	0.1995
n-Pentano, C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	385.8	488.6	0.2514

CÁLCULO DE $P^\circ$ DEL PROPANO			
$T =$	150 °F	$T_c =$	845.8 °R
$T =$	610 °R	$T_c =$	385.8 °F
		$P_c =$	489 psi
		$w =$	0.2514
$P^\circ = P_c e^{(A+B)}$			
$A = 5.92714 - \frac{6.09648}{T_r} - 1.28862 * \ln T_r + 0.169347 * T_r^6$			
$B = 15.2518 - \frac{15.6875}{T_r} - 13.4721 * \ln T_r + 0.43577 * T_r^6$			
$T_r = T/T_c \quad T_r = 0.72121069$			
$P^\circ = 36.5852228 \text{ psi}$			

**Figura 2. Programa para la obtención de la  $P^\circ$ , método Lee**

Los resultados obtenidos para los tres componentes son:

**Tabla 3. Presiones de vapor**

Componente	P° (psi)
Propano, C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	343.959
n-Butano, C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	106.786
n-Pentano, C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	36.585

A partir de los resultados de presión de vapor obtenidos, se obtiene P<sub>b</sub> [2].

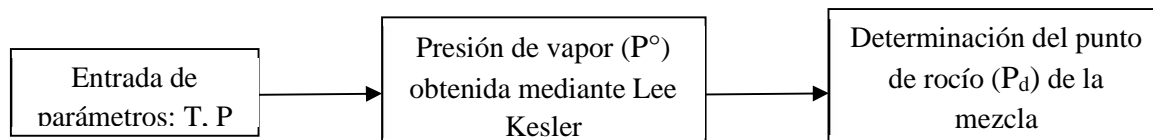
$$P_b = \sum_{j=1}^n z_j P^{\circ} \dots\dots [2]$$

P=	200	psi	
T=	150	°F	
COMP	Zj	P° (psi)	$P_b = \sum_{j=1}^n z_j P^{\circ}$
C3	0.61	343.959	209.81499
nC4	0.28	106.786	29.90008
nC5	0.11	36.585	4.02435
			243.73942 psi

**Figura 3. Programa para la obtención de P<sub>b</sub>**

### Cálculo del P<sub>d</sub>

Para la obtención del punto de rocío (P<sub>d</sub>) el modelo matemático sigue el algoritmo mostrado en la Figura 4.



**Figura 4. Diagrama de flujo para cálculo de P<sub>d</sub>**

A partir de los resultados de presión de vapor obtenidos, se obtiene P<sub>d</sub> [3].

$$P_b = \sum_{j=1}^n \frac{1}{\frac{z_j}{P^{\circ}}} \dots\dots [3]$$

P=	200	psi	
T=	150	°F	
COMP	Zj	P° (psi)	$P_d = \frac{1}{\sum_{j=1}^n \frac{z_j}{P^{\circ}}}$
C3	0.61	343.959	0.0017735
nC4	0.28	106.786	0.0026221
nC5	0.11	36.585	0.0030067
			0.0074022
			Pd= 135.09442 psi

**Figura 5. Programa para la obtención de P<sub>d</sub>**

### Cálculo de composiciones

Se sabe que las ecuaciones de Raoult y Dalton nos representan la presión parcial de un componente en una mezcla de gases. En la ecuación de Raoult, el vapor debe estar en equilibrio con el líquido, considerando lo anterior e igualando ambas ecuaciones para poder eliminar el término de presión parcial obtenemos<sup>[4]</sup>:

$$\frac{P^o}{P} = \frac{y_j}{x_j} \dots [4]$$

A partir de la ecuación de balance de materia para las fracciones molares de entrada y salida<sup>[5]</sup> se tiene:

$$z_j n = x_j n_L + y_j n_G \dots [5]$$

Despejando la fracción mol del componente j presente en la fase gaseosa ecuación [4] y sustituyendo la ecuación [5], obtenemos:

$$z_j n = x_j n_L + x_j \frac{P^o}{P} n_G \dots [6]$$

Donde:

$$x_j = \frac{z_j n}{(n_L + \frac{P^o}{P} n_G)} \dots [7]$$

Sabiendo que el número de moles de líquido  $n_L$  y gas  $n_G$  están en función de las fracciones de líquido y gas de cada componente, obtenemos:

$$n_L = n(\tilde{n}_L) \dots [8]$$

$$n_G = n(\tilde{n}_G) \dots [9]$$

Sustituyendo las ecuaciones [8] y [9] en la ecuación [7], determinamos:

$$x_j = \frac{z_j n}{n(\tilde{n}_L) + \frac{P^o}{P} n(\tilde{n}_G)} = \frac{z_j}{\tilde{n}_L + \frac{P^o}{P} \tilde{n}_G} = 1 \dots [10]$$

Finalmente, poniendo la fracción del líquido en función de la fracción gas<sup>[11]</sup>, y sustituyendo en la ecuación [10] se obtiene la ecuación para determinar la composición del componente j en el líquido<sup>[12]</sup>:

$$\tilde{n}_L = 1 - \tilde{n}_G \dots [11]$$

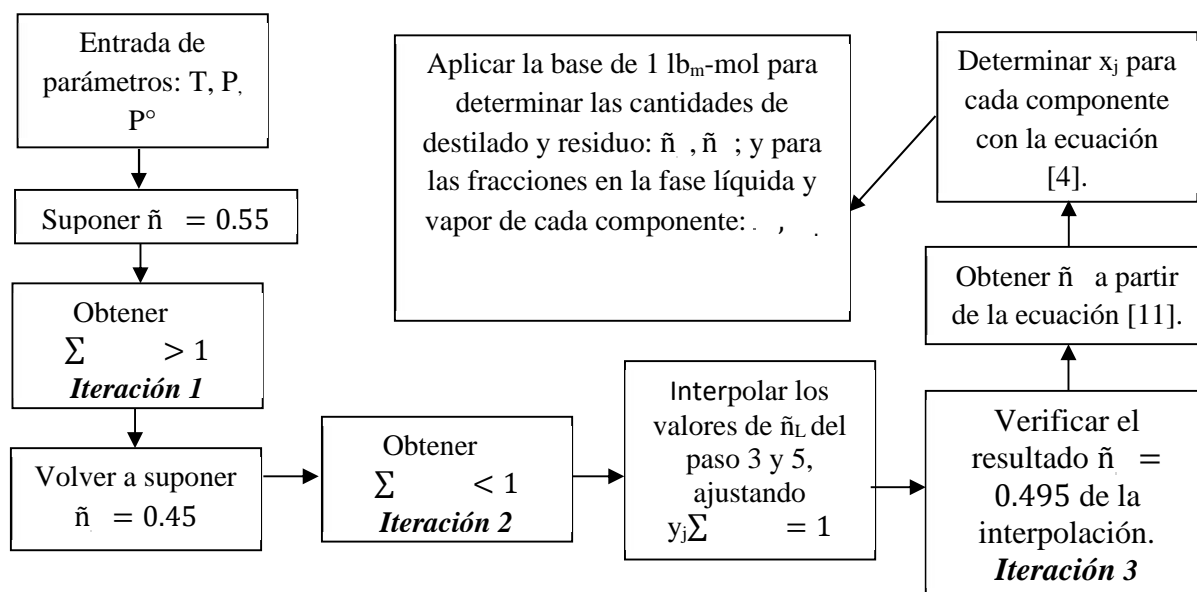
$$\sum_{j=1}^n x_j = \frac{z_j}{(1 - \tilde{n}_G) + \frac{P^o}{P} \tilde{n}_G} = \frac{z_j}{1 + \tilde{n}_G \left( \frac{P^o}{P} - 1 \right)} = 1 \dots [12]$$

De la misma manera obtenemos la ecuación para determinar la composición del componente j en el vapor<sup>[13]</sup>



$$\sum_{j=1}^n y_j = \frac{z_j}{(1-\tilde{n}_L) + \frac{P}{P^o}(\tilde{n}_L)} = \frac{z_j}{1 + \tilde{n}_L \left( \frac{P}{P^o} - 1 \right)} = 1 \dots [13]$$

Para la obtención de las composiciones de cada uno de los componentes en la fase líquida y gaseosa, el modelo matemático sigue el algoritmo mostrado en la Figura 6.



**Figura 6. Diagrama de flujo para cálculo composiciones y cantidades en la fase líquida y vapor.**

Se comienza introduciendo los valores de P, T a la que se encuentra sometida la mezcla en la torre y la  $P^o$  obtenida para cada uno.

A partir de la ecuación [13] calcular las fracciones del componente j en la fase vapor ejecutando los siguientes pasos:

- ) Iteración 1: suponemos un valor inicial de  $\tilde{n}_L = 0.55$  para la composición base de líquido que baja al residuo (generalmente se inicia con un valor por encima de la mitad), si la sumatoria de las fracciones de composición en la fase gas está por encima de la unidad bajamos o subimos el valor supuesto (depende de la tendencia de la ecuación). Para este problema la  $\sum_{j=1}^n y_j = 1.013$ .
- ) Iteración 2: suponemos en éste caso un valor más bajo de  $\tilde{n}_L = 0.45$  y nuevamente calculamos la sumatoria de las composiciones  $\sum_{j=1}^n y_j = 0.989$ .
- ) Interpolamos los valores aplicando la ecuación [14] declarando los valores como se muestra en la Tabla 4:

$$y = y_0 + \frac{y_1 - y_0}{x_1 - x_0} (x - x_0) \dots [14]$$

**Tabla 4. Interpolación de valores**

$x_0 =$	0.989	$y_0 =$	0.45
$x =$	1	$y =$	<b>0.495</b>
$x_1 =$	1.013	$y_1 =$	0.55

- ) Iteración 3: verificamos que el resultado obtenido  $\tilde{n}_L = 0.495$  por la interpolación del paso anterior efectivamente nos dé una  $\sum_{j=1}^n y_j = 1$ , o en su caso lo más aproximada a la unidad, teniendo un margen de error de  $1 \pm 0.001$ .
- ) Efectuado el paso anterior (de lo contrario manipular manualmente el valor para que se ajuste al criterio de la sumatoria) emplear la ecuación [11] despejando la fracción de vapor para determinar  $\tilde{n}_G = 0.505$ .
- ) Determinar  $x_j$  para cada componente con la ecuación [4].

El programa desarrollado se muestra en la Figura 7.

			CALCULO DE COMPOSICIONES							
			FASE VAPOR					FASE LÍQUIDA		
			ITERACIÓN 1		ITERACIÓN 2		ITERACIÓN 3			
			$\tilde{n}_L =$	0.55	$\tilde{n}_L =$	0.45	$\tilde{n}_L =$	0.495	$\tilde{n}_g =$	0.505
			$y_j = \frac{Z_j}{1 + \tilde{n}_L \left[ \frac{P}{P^o} - 1 \right]}$		$y_j = \frac{Z_j}{1 + \tilde{n}_L \left[ \frac{P}{P^o} - 1 \right]}$		$y_j = \frac{Z_j}{1 + \tilde{n}_L \left[ \frac{P}{P^o} - 1 \right]}$		$x_j = \frac{y_j P}{p^o}$	
COMP	Zj	P° (psi)								
C3	0.61	343.959	0.792		0.752		0.769		0.447329085	
nC4	0.28	106.786	0.189		0.201		0.196		0.366235358	
nC5	0.11	36.585	0.032		0.037		0.034		0.187328543	
			1.013		0.989		0.999		1.001	

**Figura 7. Programa para la obtención de las fracciones y composiciones de cada componente en las fases líquida y gas.**

- ) Se tiene 1 lb<sub>m</sub>-mol para determinar las cantidades de destilado y residuo:

$$n_L = n(\tilde{n}_L) = 1 \text{ lb}_m - m \quad (0.495) = 0.495 \text{ lb}_m - m \quad d \quad \text{líq} \quad .$$

$$n_G = n(\tilde{n}_G) = 1 \text{ lb}_m - m \quad (0.505) = 0.505 \text{ lb}_m - m \quad d \quad v \quad .$$

Y para las fracciones en la fase líquida y vapor de cada componente:  $x_j, y_j$ .

**Tabla 5. Valores  $x_j, y_j$  para 1 lb<sub>m</sub> – m de base.**

Componente	Fracción en líquido (lb <sub>m</sub> – mol)	Componente	Fracción en vapor (lb <sub>m</sub> – mol)
$x_{C3}$	0.769	$y_{C3}$	0.447
$x_{n-C4}$	0.196	$y_{n-C4}$	0.366
$x_{n-C5}$	0.034	$y_{n-C5}$	0.187
Total	0.999		1.000

Para determinar las moles de los 3 componentes en la fase líquida en función de sus moles de residuo  $n_L = 0.495$  lb<sub>m</sub> – m d líq :

$$x_{C3} = 0.495 \text{ lb}_m - m \text{ (0.769)} = 0.380 \text{ lb}_m - m$$

$$x_{n-C4} = 0.495 \text{ lb}_m - m \text{ (0.196)} = 0.097 \text{ lb}_m - m$$

$$x_{n-C5} = 0.495 \text{ lb}_m - m \text{ (0.034)} = 0.018 \text{ lb}_m - m$$

**Tabla 6. Valores  $x_j$  para 0.4 lb<sub>m</sub> – m de líquido**

Componente	Fracción en líquido	lb <sub>m</sub> – m
$x_{C3}$	0.769	0.380
$x_{n-C4}$	0.196	0.097
$x_{n-C5}$	0.034	0.018
Total	0.999	0.495

Para determinar las moles de los 3 componente en la fase gaseosa en función de sus moles de destilados  $n_G = 0.505$  lb<sub>m</sub> – m d g :

$$y_{C3} = 0.505 \text{ lb}_m - m \text{ (0.769)} = 0.380 \text{ lb}_m - m$$

$$y_{n-C4} = 0.505 \text{ lb}_m - m \text{ (0.196)} = 0.097 \text{ lb}_m - m$$

$$y_{n-C5} = 0.505 \text{ lb}_m - m \text{ (0.034)} = 0.018 \text{ lb}_m - m$$

Tabla 7. Valores  $y_j$  para 0.5  $l_m - m$  de vapor

Componente	Fracción en líquido	$l_m - m$
$y_{C3}$	0.447	0.225
$y_{n-C4}$	0.366	0.184
$y_{n-C5}$	0.187	0.096
Total	1.000	0.505

Los resultados se muestran en la Figura 6.

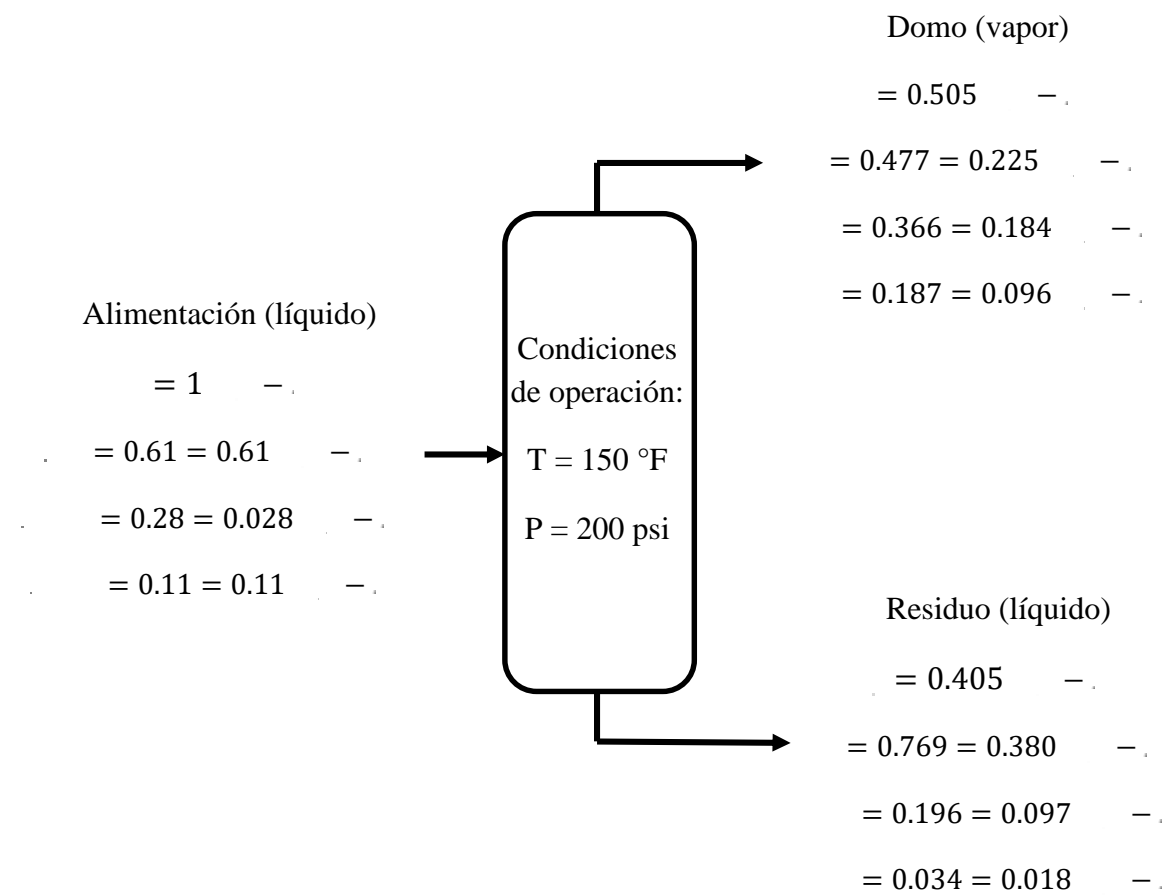


Figura 8. Composiciones de cada componente en las fases líquida y gas.

## Resultados y discusión

A partir del programa desarrollado podemos ir variando las fracciones de los componentes presentes en la mezcla alimentada para poder analizar el comportamiento que tienen en las mismas condiciones de presión y temperatura en el equipo flash.

Las Figuras 9 y 10 nos muestran el comportamiento de las 3 iteraciones realizadas variando las fracciones de alimentación de cada uno de los 3 componentes que forman la mezcla.

- $x_1$ ,  $y_1$  son realizadas con los valores iniciales planteados en el enunciado (**Tabla 1**).
- $x_2$ ,  $y_2$  se realizó con los datos mostrados en la siguiente tabla:

**Tabla 8. Composición de la solución aumentando la fracción de Propano**

Componente	Composición en la mezcla $Z_j$
Propano, $C_3H_8$	0.8
n-Butano, $C_4H_{10}$	0.1
n-Pentano, $C_5H_{12}$	0,1

- $x_3$ ,  $y_3$  se realizó con los datos mostrados en la siguiente tabla:

**Tabla 9. Composición de la solución disminuyendo la fracción de Propano**

Componente	Composición en la mezcla $Z_j$
Propano, $C_3H_8$	0.5
n-Butano, $C_4H_{10}$	0.3
n-Pentano, $C_5H_{12}$	0,2

Con las variaciones presentadas anteriormente en base a la composición del componente más ligero obtenemos:

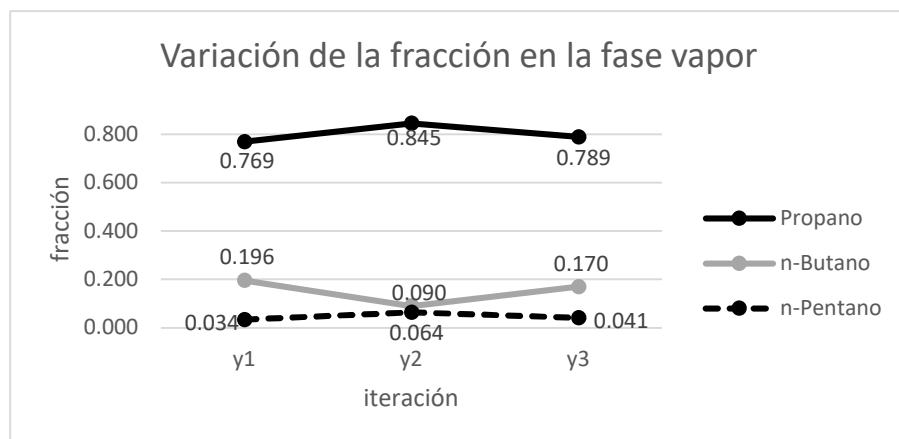
**Tabla 10. Resultados cuando aumenta la composición de C<sub>3</sub>**

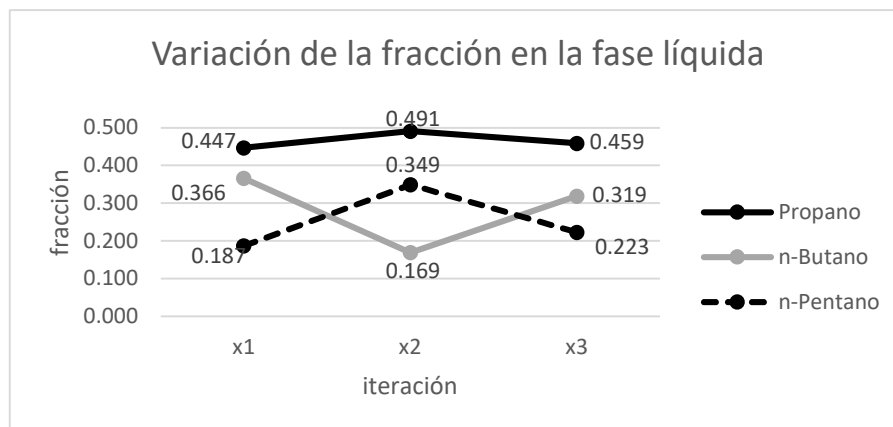
Componente	$z_j$	$y_j$	$x_j$
Propano, C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.8	0.845	0.491
n-Butano, C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.1	0.090	0.169
n-Pentano, C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.1	0.064	0.349
$P_b = 2.5 \text{ p}$		$P_d = 1.7 \text{ p}$	
$\tilde{n}_L = 0.1$		$\tilde{n}_G = 0.8$	

Si por el contrario disminuimos la composición del componente más ligero obtenemos:

**Tabla 11. Resultados cuando disminuye la composición de C<sub>3</sub>**

Componente	$z_j$	$y_j$	$x_j$
Propano, C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.5	0.789	0.459
n-Butano, C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.3	0.170	0.319
n-Pentano, C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.2	0.041	0.223
$P_b = 2.3 \text{ p}$		$P_d = 1.7 \text{ p}$	
$\tilde{n}_L = 0.8$		$\tilde{n}_G = 0.1$	


**Figura 9. Variación de composiciones de cada componente en la fase vapor.**



**Figura 10. Variación de composiciones de cada componente en la fase líquida.**

En la **Figura 9** podemos observar que el punto central difiere de los otros laterales, debido a que como sabemos, las mezclas alimentadas a una destiladora llevan a cabo su separación en función del punto de ebullición, por lo que al aumentar la composición de propano en la corriente de entrada, y encontrarse las condiciones adecuadas de presión y temperatura el resultado será una eficiente cantidad de destilado por la parte del domo, y será menor la cantidad de componente ligero que sea arrastrado a la corriente residual; es por lo anterior que el segundo punto presenta un aumento considerable en cuanto al Propano. Éste aumento en la fracción impacta de manera similar sus  $P_b$  y  $P_d$  de la misma mezcla aumentando tales propiedades en comparación con los resultados obtenidos en la **Figura 3 ( $P_b$ )** y en la **Figura 5 ( $P_a$ )**. Para compensar el aumento en la cantidad de propano que entra, la relación de la fracción de destilado aumenta favoreciendo al destilado para lograr una máxima cantidad de separación hasta un casi 88% **Tabla 10**.

El análisis anterior es similar para las fracciones de composición presentes en la fase líquida **Figura 10**, disminuyendo la cantidad de corriente de residuo a un casi 12%.

Por otro lado, el punto que corresponde a la iteración realizada para obtener  $x_3$ ,  $y_3$ , nos hace interpretar que al disminuir la proporción del componente más ligero de la mezcla (propano) hace que predominen los componentes más pesados, y debido a las condiciones establecidas de presión y temperatura, ocasiona sus  $P_b$  y  $P_d$  disminuyan, ya que es una función producto de la composición en la mezcla y sus presiones de vapor de cada componente como si estuviera en estado puro. Para compensar la disminución en la cantidad de propano que entra, la relación de la fracción de destilado baja a un 12% favoreciendo al residuo hasta un casi

88% **Tabla 11**, es decir, hay un desaprovechamiento en el proceso de destilado por la escasa alimentación de propano.

## Conclusiones

En este artículo se ejecutó el cálculo de composiciones,  $P_b$  y  $P_d$  para una mezcla de propano, n-butano y n-pentano sometida a una temperatura de 150°F y una presión de 200 psi suponiendo un comportamiento ideal, auxiliándonos con las ecuaciones de Raoult, Dalton y balances de materia para sistemas sin reacción química (Destilador), cuyos desarrollos matemáticos y gráficos de comportamiento fueron desarrollados en hojas de cálculo de Excel. Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

- ) Un aumento en la composición de alimentación del componente más ligero genera que el punto de burbuja incremente simultáneamente al tratarse de una función producto de la fracción  $z_j$  y su presión de vapor  $P^\circ$ . **Ecuación [2]**.
- ) Una disminución en la composición de alimentación del componente más ligero genera que el punto de burbuja decremente simultáneamente al tratarse de una función inversa del cociente de la fracción  $z_j$  y su presión de vapor  $P^\circ$ . **Ecuación [3]**.
- ) A las condiciones establecidas al inicio de P-T el aumento de la cantidad de propano alimentado favorece a la separación de la mezcla, por lo tanto se obtiene mayor relación de la fracción de vapor  $\tilde{n}_G$  que se destila y menor desaprovechamiento en la corriente residual.
- ) A las condiciones establecidas al inicio de P-T la disminución de la cantidad de propano alimentado propicia que no exista un buen proceso en la columna, teniendo un desaprovechamiento de los recursos, ya que es mayor la cantidad residual que la destilada.
- ) Cuando existe una disminución en las fracciones de composición de alimentación, es necesario modificar los valores de presión y temperatura de la columna en un intento por encontrar las condiciones óptimas que propicien exista una mejor separación.
- ) Es necesario verificar que las condiciones P-T sean las más idóneas para el proceso que se va a desarrollar, ya que valores altos de éstas propiedades, puede



ocasionar que no exista separación debido a que toda la mezcla será evaporada en su totalidad.

- ) En referencia al punto anterior, valores bajos de éstas propiedades, no serán los suficientes para poder llegar al punto de burbuja de la mezcla, por lo que no existiría fase gaseosa y todo sería desaprovechado por la corriente residual.

Como conclusión la composición de una mezcla multicomponente es de gran importancia, ya que ésta determina el comportamiento en el equilibrio gas-líquido.

### Referencias bibliográficas

- Abanto Valderrama, M. &. (2014). *Abanto Valderrama, M., & Avalos Ruíz, J. D. Modelado y simulación de una columna de destilación multicomponente por el método del punto de burbuja.*
- Aiguo, X. U. (2006). Correlation of viscosities for alkane, aromatic and alcohol family at high pressure by modified Tait equation. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 14(3), 364-370.
- Alberto, S. B. (2005). KISA: Desarrollo de un software utilizado en la interpretación de Registros Geofísicos de pozos, para la obtención de parámetros petrofísicos. *Instituto Politécnico Nacional*, 79.
- Bonilla, B. &. (2006). Revisando la ecuación de van der Waals. *Revista mexicana de física E*, 52, 65-77.
- Cheetancheri, K. G. (2009). Spreadsheet-based interactive design and analysis of mechanisms using Excel and Ch. *Advances in Engineering Software*. 274-280.
- Collazo, Z. S. (2022, Varona). La creatividad tecnológica en la institución educativa. . 71.
- Godavarthy, S., & Robinson, R. y. (2006). SVRC–QSPR model for predicting saturated vapor pressures of pure fluids. En *Fluid Phase Equilibria*, (págs. 246(1-2), 39–51.).
- Guevara-Rodríguez, F. d. (2015). Ecuacion de estado cúbica para substancia pura usando los datos del segundo coeficiente virial. *Revista Mexicana de Física E* 61, 58-64.

- McCain Jr, W. D. (1973). *Properties of petroleum fluids*.
- Narváez-Romo, B. (2021). COOLPROP: UNA HERRAMIENTA PARA EL CÁLCULO DE LAS PROPIEDADES TERMODINÁMICAS. *La Ingeniería y sus Aplicaciones: Una Perspectiva desde la Industria, la Investigación y la Educación*, 73-79.
- Pino, N. A. (2010). Evaluación de una ecuación de estado quíntica para determinar propiedades termodinámicas de sustancias puras. *Revista Investigaciones Aplicadas*.
- Rivas, A. &.-A. (s.f.). CAPACIDAD DE LAS HOJAS DE CÁLCULO EN EL ANÁLISIS Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS Y SISTEMAS.
- Riverol Cañizares, C. V. (2000). Modelaje, estudio y simulacion de sistemas gas-liquido.
- Salazar, F. G. (2014). Salazar, F. G. (2014). Determinación de Puntos de Rocío y de Burbuja. *. Boletín electrónico, Universidad Rafael Landívar*.
- Salazar, I. F. (s.f.). ESTIMACIÓN DEL EQUILIBRIO LÍQUIDO VAPOR UTILIZANDO LOS COEFICIENTES PHI-GAMMA. Facultad de Ingeniería - Universidad Rafael Landívar.
- Smith J.M., V. N. (1979). *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química* . España: Ed. Mc. Graw Hill, 5ta Ed.
- Suero Iquiapaza, P. A., & Coz Martínez, K. A. (2023). *MODELAMIENTO EN EQUILIBRIO LÍQUIDO VAPOR EN*. UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO.