

UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRES
FACULTAD DE INGENIERIA
CARRERA DE INGENIERIA PETROLERA



PROYECTO DE GRADO

**MODELADO Y SIMULACION DE LA TORRE
DE-BUTANIZADORA DE LA PLANTA SEPARADORA DE
LIQUIDOS CARLOS VILLEGAS**

Postulante: Nayra Berrios Ticona

Tutor: Ing. Hermas Herrera Callejas

La Paz – Bolivia

2020



**UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS
FACULTAD DE INGENIERIA**



LA FACULTAD DE INGENIERIA DE LA UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS AUTORIZA EL USO DE LA INFORMACIÓN CONTENIDA EN ESTE DOCUMENTO SI LOS PROPÓSITOS SON ESTRICTAMENTE ACADÉMICOS.

LICENCIA DE USO

El usuario está autorizado a:

- a) Visualizar el documento mediante el uso de un ordenador o dispositivo móvil.
- b) Copiar, almacenar o imprimir si ha de ser de uso exclusivamente personal y privado.
- c) Copiar textualmente parte(s) de su contenido mencionando la fuente y/o haciendo la cita o referencia correspondiente en apego a las normas de redacción e investigación.

El usuario no puede publicar, distribuir o realizar emisión o exhibición alguna de este material, sin la autorización correspondiente.

TODOS LOS DERECHOS RESERVADOS. EL USO NO AUTORIZADO DE LOS CONTENIDOS PUBLICADOS EN ESTE SITIO DERIVARA EN EL INICIO DE ACCIONES LEGALES CONTEMPLADAS EN LA LEY DE DERECHOS DE AUTOR.

DEDICATORIA:

Dedico este trabajo a mi familia por todo su apoyo, por su comprensión, por sus consejos y motivación para seguir adelante y así cumplir con una de mis metas.

AGRADECIMIENTOS:

Agradezco a Dios por guiar e iluminar mi camino. A la Universidad por su acogida y enseñanza. A mi tutor por brindarme sus conocimientos. A mi querida familia por su apoyo incondicional. A mis amigos por su amistad.

INDICE DE CONTENIDO

DEDICATORIA.....	i
AGRADECIMIENTOS.....	ii
INDICE DE CONTENIDO.....	iii
INDICE DE FIGURAS.....	vii
INDICE DE TABLAS.....	ix
LISTA DE ACRÓNIMOS – NOMENCLATURA.....	x
RESUMEN.....	xiii

INDICE DE CONTENIDO.....	iii
---------------------------------	------------

1. CAPITULO I - GENERALIDADES	1
1.1 Introducción.....	1
1.2 Antecedentes	2
1.3 Planteamiento del problema.....	3
1.3.1 Identificación del problema	3
1.3.2 Formulación del problema	3
1.4 Objetivos	3
1.4.1 Objetivo General.....	3
1.4.2 Objetivos Específicos	4
1.5 Justificación.....	4
1.5.1 Justificación técnica.....	4
1.5.2 Justificación económica.....	5
1.6 Alcance	5
1.6.1 Alcance temático	5
1.6.2 Alcance geográfico	5
1.6.3 Alcance Temporal.....	5
1.7 Limites.....	5
1.8 Metodología Aplicada.....	6
2. CAPITULO II - DESTILACION DE MULTICOMPONENTES	7
2.1 Destilación de Multicomponentes.....	7

2.2	Elementos principales en la destilación por platos	7
2.2.1	Torre de destilación	8
2.2.2	Columnas de platos	8
2.2.3	Condensador	12
2.2.4	Rehervidor	14
2.2.5	Reflujo	15
2.2.6	Acumulador	16
2.3	Modelado y Simulación	17
2.3.1	Importancia del Modelado y Simulación	18
2.4	Equilibrio	18
2.4.1	Equilibrio liquido-vapor	19
2.5	Ley de Raoult	19
2.6	Ecuaciones para determinar la presión de vapor	20
2.6.1	Ecuación de Antoine	20
2.6.2	Ecuación de Riedel.....	21
2.7	Constante de equilibrio k.....	22
2.8	Corrección de Poynting	23
2.9	Ecuación de Rackett	24
2.10	Métodos rigurosos para separación de multicomponentes en etapa múltiple.....	25
2.11	Balance de materia	26
2.11.1	Balance de materia en el proceso de destilación.....	27
2.11.2	Balance de materia aplicado a la torre de-butinizadora.....	27
2.12	Ecuaciones necesarias para describir las columnas de destilación	30
2.12.1	Balances de materiales por componentes y las relaciones de equilibrio en forma de la ecuación de una matriz tridiagonal	32
2.13	Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas Quiroga	36
2.13.1	Torre De-butinizadora.....	38
3.	CAPITULO III – METODOLOGIA Y PROCESO	40
3.1	Análisis de grados de libertad	40
3.2	Algoritmo de iteración.....	43
3.3	Diagrama de Flujo.....	44

3.3.1	Diagrama de flujo para determinar la Presión de Vapor	44
3.3.2	Diagrama de flujo para determinar las constantes de equilibrio $k_{i,j}$.	45
3.3.3	Diagrama de flujo para determinar flujos y composiciones de las fases líquida y vapor.....	46
3.4	MathWorks® Matlab.....	47
3.5	Programación.....	48
3.5.1	Perfil de temperaturas	48
3.6	Aplicación con interfaz gráfica de usuario	51
3.7	Procedimiento de la aplicación con interfaz gráfica de usuario.....	52
3.7.1	Primer GUIDE.....	52
3.7.2	Segundo GUIDE.....	52
3.7.3	Tercer GUIDE.....	54
3.7.4	Cuarto GUIDE.....	56
3.7.5	Quinto GUIDE.....	72
3.7.6	Sexto GUIDE	74
3.7.7	Séptimo GUIDE	75
3.7.8	Octavo GUIDE	76
4.	CAPITULO IV – ANALISIS DE RESULTADOS.....	79
4.1	Destilado, fondo	79
4.2	Reflujo.....	80
4.3	Constante de equilibrio “k”	80
4.4	Corrientes de las fases vapor y líquido en cada etapa y los errores porcentuales	81
4.4.1	Gráfica de los flujos de vapor	83
4.4.2	Gráfica de los flujos de líquido.....	84
4.4.3	Gráfica conjunta de ambos flujos.....	84
4.5	Fracciones molares de la fase vapor “y”	85
4.6	Fracciones molares de la fase líquida “x”	87
4.7	Flujos molares.....	89
4.7.1	Flujo alimentación.....	89
4.7.2	Flujo Destilado	90
4.7.3	Flujo Fondo.....	91

4.8	Estimación de costos	92
4.8.1	Costo del Desarrollo del Programa planteado	93
4.8.2	Costo de la licencia del programa Matlab	95
5.	CAPITULO V - CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	98
5.1	Conclusiones.....	98
5.2	Recomendaciones.....	100
6.	REFERENCIA	103
	Bibliografía	103
	Referencia web	105
7.	ANEXOS.....	¡Error! Marcador no definido.
	Anexo A: Propiedades físicas de los hidrocarburos livianos C1 hasta C10	108
	Anexo B: Propiedades físicas de los hidrocarburos livianos C1 hasta C10	109
	Anexo C: Glosario	109
	Anexo D: Programa fuente en Matlab	118
	• Primer GUIDE.....	118
	• Segundo GUIDE.....	119
	• Tercer GUIDE.....	122
	• Cuarto GUIDE	123
	• Quinto GUIDE.....	137
	• Sexto GUIDE	139
	• Séptimo GUIDE	141
	• Octavo GUIDE.....	142

INDICE DE FIGURAS

Figura N° 2.1: Columna de destilación	7
Figura N° 2.2: Platos con campana de borboteo	9
Figura N° 2.3: Platos de válvula	10
Figura N° 2.4: Platos perforados	10
Figura N° 2.5: Plato	11
Figura N° 2.6: Condensador total	13
Figura N° 2.7: Condensador parcial	13
Figura N° 2.8: Rehervidor total	14
Figura N° 2.9: Rehervidor parcial	15
Figura N° 2.10: Reflujo	15
Figura N° 2.11: Torre de destilación con acumulador.....	17
Figura N° 2.12: Etapa general de equilibrio	27
Figura N° 2.13: Cascada general en contracorriente de N etapas	29
Figura N° 2.14: Representación del balance de materia	32
Figura N° 2.15: Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas	37
Figura N° 2.16: Diagrama de la Unidad de Fraccionamiento	38
Figura N° 3.1: Algoritmo de convergencia	43
Figura N° 3.2: Diagrama de Flujo - Presión de Vapor	44
Figura N° 3.3: Diagrama de Flujo - Constante de equilibrio	45
Figura N° 3.4: Diagrama de Flujo - Composiciones Líquido y Vapor.....	46
Figura N° 3.5: Interfaz gráfica de usuario	47
Figura N° 3.6: Perfil de Temperatura Real e Impuesto.....	51
Figura N° 3.7: Interfaz Gráfica de Presentación	52
Figura N° 3.8: Interfaz Gráfica de Entrada	53
Figura N° 3.9: Interfaz Gráfica de la Torre De-butanizadora	57
Figura N° 4.1: Resultados de la torre De-butanizadora.....	79
Figura N° 4.2: Corrientes de vapor	83
Figura N° 4.3: Corrientes de líquido	84

Figura N° 4.4: Corrientes de liquido	85
Figura N° 4.5: Porcentaje molar en la Alimentación	90
Figura N° 4.6: Porcentaje molar en el Destilado.....	91

INDICE DE TABLAS

Tabla N° 2.1: Coeficientes de Antoine.....	21
Tabla N° 2.2: Propiedades físicas de los hidrocarburos - Parte I	22
Tabla N° 2.3: Propiedades físicas de los hidrocarburos – Parte II	25
Tabla N° 2.4: Ecuaciones de equilibrio.....	30
Tabla N° 2.5: Balances de masa para cada componente.....	30
Tabla N° 2.6: Balances de masa	34
Tabla N° 2.7: Sistema de ecuaciones lineales	35
Tabla N° 2.8: Matriz tridiagonal para las corrientes de la fase vapor	36
Tabla N° 2.9: Cromatografía.....	39
Tabla N° 2.10: Parámetros de operación	39
Tabla N° 3.1: Análisis de grados de libertad – Ecuaciones	41
Tabla N° 3.2: Análisis de grados de libertad - Variables.....	41
Tabla N° 3.3: Análisis de grados de libertad - Ecuaciones.....	42
Tabla N° 3.4: Temperatura en la torre de-butanizadora	48
Tabla N° 3.5: Perfil de Temperaturas	55
Tabla N° 4.1: Constantes de equilibrio k	80
Tabla N° 4.2: Corrientes de vapor, líquido y errores	82
Tabla N° 4.3: Composición de la fase vapor “y”	86
Tabla N° 4.4: Composición de la fase líquida sin normalizar.....	87
Tabla N° 4.5: Composición de la fase líquida normalizados.....	88
Tabla N° 4.6: Flujos en la Alimentación.....	90
Tabla N° 4.7: Flujos en el Destilado	91
Tabla N° 4.8: Flujos en el Fondo	92
Tabla N° 4.9: Porcentaje molar en el Fondo.....	92
Tabla N° 4.10: Estimación de costos.....	97
Tabla N° A.1: Propiedades físicas de hidrocarburos C1 - C10 (Parte I).....	108
Tabla N° B.1: Propiedades físicas de hidrocarburos C1 - C10 (Parte II).....	1089

ACRONIMOS – NOMENCLATURA

Acrónimos

YPFB = Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos.

ANH = Agencia Nacional de Hidrocarburos.

GIJA = Gasoducto de Integración Juana Azurduy.

GLP = Gas Licuado de Petróleo.

DOF = Análisis de Grados de Libertad.

GUI = Interfaz Gráfica de Usuario.

GUIDE = Entorno de Desarrollo de Interfaz Gráfica de Usuario.

MMPCD = Millones de pies cúbicos día.

Nomenclatura

i = Componentes que intervienen en una mezcla.

j = Etapas

N = Cantidad total del número de etapas.

C = Cantidad total del número de componentes.

F = Flujo molar de alimentación.

L = Corriente de líquido.

V = Corriente de vapor.

D = Corriente de destilado.

B = Corriente de fondos.

x = Fracción en mol de la fase líquida.

y = Fracción en mol de la fase vapor.

z = Fracción molar de alimentación.

f = Etapa de alimentación.

$X_{i,D}$ = Fracción molar de un componente i en el destilado sin considerar su estado.

$x_{i,B}$ = Fracción molar de un componente i en el producto de fondo.

k = Constante de equilibrio.

P_i^{sat} = Presión de vapor de las especies puras i a la temperatura del sistema.

P = Presión del sistema.

P_c = Presión crítica.

T = Temperatura.

T_c = Temperatura crítica.

T_r = Temperatura reducida.

T_b = Temperatura normal de ebullición.

T_{br} = Temperatura reducida a temperatura normal de ebullición.

ψ = Factor de corrección de Poynting.

v^l = Volumen molar de la fase líquida.

R = Constante universal de los gases.

V_c = Volumen crítico.

Z_c = Factor de compresibilidad crítico.

ω = Factor acéntrico definido por Pitzer.

M = Peso molecular

n_e = Flujo total molar de entrada al sistema.

n_s = Flujo total molar de salida del sistema.

v = Velocidad de flujo de la fase vapor.

l = Velocidad de flujo de la fase líquida.

d = Velocidad de flujo en el destilado.

b = Velocidad de flujo en el producto de fondo.

N_V = Número de variables.

N_E = Número de ecuaciones.

N_D = Número de variables a especificar.

V_0 = Corriente de vapor inicial.

V_f = Corriente de vapor final.

RESUMEN

La destilación de multicomponentes es la separación de los componentes en base su diferencia de volatilidades. Específicamente, en la torre de-butanizadora, el objetivo principal es separar el butano de la corriente principal.

La programación es una manera de crear una representación a una solución. En el presente Proyecto de Grado se realizó el modelado y simulación de la torre de-butanizadora de la Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas

Con el fin de dar mayor prioridad al algoritmo de convergencia se consideró mezclas ideales utilizando el programa computacional Matlab 2017b y para la simulación se utilizó datos reales de alimentación que ingresa a la torre de-butanizadora.

El presente Proyecto de Grado se estructuró en cinco capítulos:

El Capítulo I - Generalidades contiene el planteamiento del problema, su formulación, los objetivos generales y específicos, la justificación, la delimitación y la metodología planteada que rigen la investigación.

En el Capítulo II – Destilación de Multicomponentes se hace referencia al marco teórico relacionado con la destilación; haciendo énfasis en los métodos rigurosos aplicados a la separación de multicomponentes, las ecuaciones necesarias y los respectivos balances de masa en cada uno de los platos de la torre de-butanizadora.

El Capítulo III – Metodología y Procesos corresponde al desarrollo de la programación haciendo uso de la interfaz gráfica de usuario de Matlab. Para esta finalidad se utilizó como base el método de resolución planteado por Thiele y Geddes y mejorado por Holland; al cual se realizó ciertas modificaciones con el objetivo de que se cumpla no solamente con los balances de masa, sino también con las relaciones de equilibrio. Se impuso un Perfil de Temperatura adecuado a lo largo de la torre de destilación, lo que implica que no se aplicó los balances de energía.

En el Capítulo IV – Análisis de Resultados se encuentran expresados los resultados obtenidos: las constantes de equilibrio, las corrientes tanto de la fase líquida como la de vapor y las fracciones molares de ambas fases para cada uno de los componentes y en cada una de las etapas de la torre de-butinizadora. Los resultados son acordes con la teoría al obtener valores de las constantes de equilibrio mayores a uno para componentes livianos y menores a uno para componentes pesados. Además, que cumple que la sumatoria de los valores de las fracciones molares tanto de la fase líquida como de la fase vapor son iguales a la unidad en cada una de las etapas de la columna.

Para finalizar se encuentra el Capítulo V – Conclusiones y Recomendaciones, donde se concluye que el algoritmo de resolución planteado obtiene buenos resultados, sin embargo, es necesario colocar valores iniciales de iteración adecuados para que exista una buena ejecución del programa.

CAPITULO I - GENERALIDADES

1.1 Introducción

La destilación de multicomponentes es un proceso de separación de una mezcla en fracciones que tengan distintos puntos de ebullición. Se separa en dos secciones que son el destilado y fondos; en el destilado predominan los componentes más livianos (más volátiles), mientras que en el fondo predominan los componentes más pesados (menos volátiles).

La torre de destilación está compuesta por platos o pisos donde se cumple principalmente el equilibrio liquido-vapor. Tanto la corriente líquida como la corriente de vapor están presentes y en contacto en cada plato con el propósito de que exista una transferencia de masa entre las dos fases.

Además, se cuenta con un rehervidor, el cual calienta la mezcla líquida y un condensador, el cual enfría el vapor caliente. Ambos pueden considerarse como una etapa de equilibrio.

En la actualidad, este tipo de separación es muy utilizado en los procesos de refinación o en las plantas de separación de líquidos donde es necesario extraer cierto componente de una mezcla de gas natural. Específicamente una torre de butanizadora es un tipo de columna de destilación que se utiliza para separar el butano del gas natural durante el proceso.

Para realizar el modelado y simulación de las columnas de destilación se utilizan diversos métodos rigurosos los cuales toman en cuenta los balances de masa, las sumatorias de las fracciones molares tanto de la fase líquida como de la fase vapor y las ecuaciones de equilibrio en cada piso de la torre de destilación. Para esto es necesario plantear un algoritmo de convergencia que tome en cuenta todas las variables y que satisfaga todas las ecuaciones.

1.2 Antecedentes

Con el objetivo de realizar la separación de una mezcla de multicomponentes, se requiere una determinación rigurosa de las diferentes variables de acuerdo a su respectivo análisis de grados de libertad como: temperaturas, presiones, flujos de las corrientes, composiciones y velocidades de transferencia de calor para cada etapa. Para hallar dichas variables es necesario la resolución de los balances de materia, los balances de energía y relaciones de equilibrio para cada etapa. El problema radica en que dichas ecuaciones algebraicas son no lineales; lo que dificulta su resolución y exige el uso de computadores.

Al inicio solo se utilizaba los métodos aproximados, métodos gráficos y empíricos debido a que los métodos rigurosos eran complicados y requerían bastante tiempo de resolución. Dichos métodos por ser más sencillos son menos exactos, aunque tienen cierto acercamiento a los valores de los resultados reales.

Posteriormente, gracias al avance de la tecnología, los métodos rigurosos cobraron mayor importancia y los métodos aproximados sirvieron solamente para determinar los valores iniciales con el cual se iniciaría el respectivo algoritmo de convergencia.

Para el cálculo riguroso piso a piso de una columna de destilación se utilizan principalmente dos métodos: el de Lewis-Matheson y el de Thiele-Geddes. No obstante, dichos métodos de resolución presentan comportamientos numéricamente inestables cuyos resultados tienden a ser inconsistentes al momento de programar en los computadores.

El método de θ de convergencia, desarrollado por Holland y colaboradores, es ampliamente utilizado debido a que es una versión mejorada del método de Thiele-Geddes y cuyos resultados son muy aceptables. Sin embargo, el método planteado por Holland tiene ciertas falencias al cumplir con las relaciones de equilibrio, las cuales son corregidas haciendo uso de una variable θ (requiere datos iniciales antes de iniciar con la iteración).

En el presente proyecto se toma como base el método presentado por Thiele-Geddes realizando ciertas modificaciones al algoritmo originalmente planteado. Se

introduce la condición de equilibrio en cada etapa de la columna para que cumpla que la sumatoria de las fracciones molares tanto de la fase líquida como de la fase vapor sean aproximadamente igual a la unidad.

Además, al imponer un perfil de temperaturas no es necesario realizar los balances de energía, reduciendo el problema a cumplir solamente con los balances de masa y las relaciones de equilibrio.

1.3 Planteamiento del problema

1.3.1 Identificación del problema

En la actualidad existen diversos programas computacionales que permiten modelar y simular diferentes procesos, como la destilación, en muy poco tiempo y con una alta eficiencia. Sin embargo, ninguno de ellos muestra el análisis riguroso que se realiza internamente.

En el caso de la destilación se debe cumplir con los balances de masa y el equilibrio líquido-vapor en cada piso de la columna de destilación. Todo esto es realizado en los programas, los cuales basta con poner las condiciones de entrada para obtener los resultados correspondientes. No obstante, no se visualiza el procedimiento de resolución ni el algoritmo utilizado para verificar que se esté cumpliendo con todas las especificaciones.

1.3.2 Formulación del problema

A pesar que existen diversos programas que modelen y simulen diferentes procesos, ninguno de ellos muestra el análisis riguroso que se realiza internamente, las ecuaciones que se está utilizando o si se está cumpliendo con todas las condiciones dadas. De allí surge la necesidad de realizar un programa en el que se muestre el procedimiento riguroso para conseguir resultados aceptables.

1.4 Objetivos

1.4.1 Objetivo General

- Modelar y simular la torre de-butanizadora de la Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas, utilizando el programa computacional Matlab.

1.4.2 Objetivos Específicos

- Realizar el análisis de los grados de libertad con el objeto de determinar que variables serán necesarias definir para obtener un sistema especificado.
- Utilizar la Ley de Raoult y no así profundizar con ecuaciones de estado con el objetivo de dar mayor prioridad al algoritmo de convergencia.
- Utilizar la ecuación de Riedel para determinar la presión de vapor de los componentes hidrocarbúricos.
- Imponer un perfil de temperaturas debido a que no existen columnas adiabáticas.
- Realizar balances de masa en cada plato de la torre de-butinizadora, así como en el condensador y el rehervidor.
- Determinar el equilibrio de la mezcla de multicomponentes de hidrocarburos livianos mediante la Ley de Raoult.
- Realizar un algoritmo de convergencia utilizando computadores digitales.
- Obtener los flujos de los productos de destilado y fondos de la torre de-butinizadora.

1.5 Justificación

1.5.1 Justificación técnica

El Modelado y Simulación de un proceso resulta ser muy útil para describir su comportamiento, obteniendo resultados de manera rápida y eficiente.

Al desarrollar un programa que simule una torre de-butinizadora piso a piso mediante un método riguroso, se tendrá un mayor conocimiento de lo que ocurre

internamente. Además, permitirá realizar un análisis en cada etapa tanto de la fase líquida como de la fase vapor, así como de las composiciones de líquido y de vapor.

El algoritmo planteado no solo requerirá de la aplicación de los balances de masa y las relaciones de equilibrio en cada etapa de la torre de destilación sino también del análisis y la convergencia de los mismos para obtener resultados aceptables.

1.5.2 Justificación económica

Gracias al modelado y la simulación se economiza varios de los costos, puesto que resulta más conveniente simular un sistema que realizarlo experimentalmente en la realidad. Además, que dicha simulación admite mejoras y cambios.

1.6 Alcance

1.6.1 Alcance temático

El alcance de esta investigación se delimitará a modelar y simular adecuadamente el proceso de destilación de multicomponentes aplicado a una torre de-butanizadora. Para ello se utilizará el programa computacional Matlab, en el cual se efectuarán todos los cálculos correspondientes.

1.6.2 Alcance geográfico

El presente Proyecto abarca principalmente el área de simulación por computadoras, aplicado a la torre de-butanizadora de la Planta Separadora de Líquidos “Carlos Villegas Quiroga” ubicada en Yacuiba – Tarija.

1.6.3 Alcance Temporal

La presente investigación tendrá validez mientras la Planta Separadora de Líquidos “Carlos Villegas” se encuentre operando en modo rechazo de etano, es decir mientras la torre de-etanizadora, previa a la columna de-butanizadora, permanezca fuera de servicio.

1.7 Limites

El presente trabajo se limitará a realizar los cálculos mediante la Ley de Raoult (para mezclas ideales) y no así profundizar con ecuaciones de estado con el objeto de dar mayor prioridad al algoritmo de convergencia.

1.8 Metodología Aplicada

En el presente trabajo se realizará el modelado y simulación de una columna de-butinizadora, para una mezcla de multicomponentes mediante un método riguroso piso a piso. Se partirá de la información relacionada con la torre de-butinizadora que se encuentra en la Planta Separadora de Líquidos de Yacuiba, para lo cual se debe:

- Realizar el análisis de los grados de libertad para determinar el número de variables mínimos que se deben conocer antes de resolver las ecuaciones.
- Imponer un perfil de temperaturas, que mejor describa su comportamiento.
- Emplear la Ley de Raoult para la predicción de las diferentes variables como las constantes de equilibrio y las fracciones molares de cada componente en cada etapa de la columna de-butinizadora.
- Planteamiento y resolución de los balances de masa además de las relaciones de equilibrio de fase para cada etapa. El análisis se realizará en cada plato de la columna de-butinizadora y al tener como modelo la torre de La Planta de Yacuiba, se realizarán balances en aproximadamente 32 platos teóricos tomando en cuenta el hervidor y el condensador de la torre de destilación.

CAPITULO II - DESTILACION DE MULTICOMPONENTES

2.1 Destilación de Multicomponentes

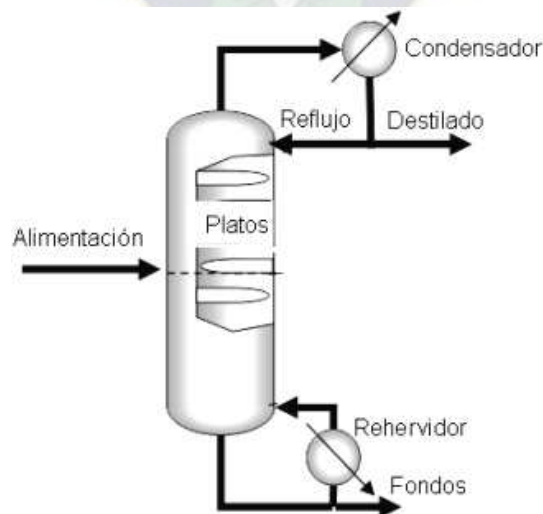
La destilación de multicomponentes es la separación de los componentes en base a la diferencia de volatilidades. La volatilidad está referida a la tendencia una sustancia a pasar a la fase vapor y está caracterizada en base a la presión de vapor y a la temperatura de ebullición.

Las sustancias que tenga una mayor presión de vapor presentaran mayor volatilidad que aquellas que tengan menor presión de vapor, por lo que se trataría de una relación es directamente proporcional. No obstante, mientras menor es la temperatura de ebullición, más volátil será el componente, con una relación inversamente proporcional.

En la destilación está presente el contacto entre la fase liquida y la fase vapor a lo largo de una torre de destilación. Así mientras el líquido desciende, el vapor asciende a través de toda la columna.

2.2 Elementos principales en la destilación por platos

Figura N° 2.1: Columna de destilación



Fuente:

http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/sanchez_r_me/capitulo4.pdf

2.2.1 Torre de destilación

Torre o columna de destilación es donde se lleva a cabo el proceso de destilación. Está compuesto por las diferentes etapas o pisos, donde se cumple el equilibrio líquido – vapor, el flujo de alimentación y los flujos de salida denominados: destilado y fondos.

El destilado sale por la parte superior de la torre y tiene mayor predominancia de componentes livianos, mientras que los fondos salen por la parte inferior de la columna con mayor predominancia en componentes pesados.

Se denomina sección de rectificación o enriquecimiento a la parte por encima del plato de alimentación y sección de agotamiento a la parte por debajo de la alimentación, ambos términos se refieren al o los componentes más volátiles de una mezcla.

Así, a lo largo de una columna de destilación hay una variación en la composición de la mezcla. El vapor a medida que asciende, se enriquece en el componente más volátil y el líquido, a medida que desciende, aumenta su concentración en el componente menos volátil. De aquí que la volatilidad de ambas fases aumenta de abajo hacia arriba, disminuyendo el punto de ebullición.

Cabe destacar que existe otro tipo de torre de destilación que son las columnas de relleno o también denominadas columnas de empaque. Dichas columnas están rellenas con materiales inertes de diámetro óptimo para que permitan la transferencia de masa de manera continua. Utilizan un relleno adecuado con el fin de aumentar la superficie de contacto entre las fases líquido y vapor, aumentar la turbulencia y mejorar la eficacia.

2.2.2 Columnas de platos

Los platos son superficies planas donde las fases líquido y vapor se encuentran en contacto. El vapor a medida que va ascendiendo va enriqueciéndose de las sustancias más volátiles mientras el líquido a medida que va descendiendo se va enriqueciéndose de las sustancias menos volátiles.

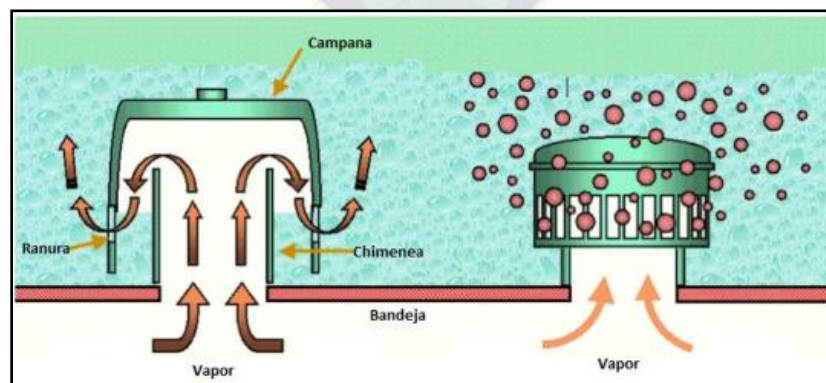
En cada plato se retiene cierta cantidad de líquido y según el sistema existente, se hace que el vapor pase a través del líquido, logrando así el contacto entre ambas fases. El líquido que desciende pasa a un plato inferior a través de un conducto de bajada.

Existen diversos platos entre los cuales se encuentran los platos perforados (con simples agujeros), platos de campanas y platos de válvulas, según se permita el paso del vapor. El equilibrio que se alcanza en los platos no es del 100% a no ser que se trate de un plato ideal.

Hay muchos tipos de diseños de platos, aunque los más comunes son platos de campana de borboteo, platos de válvula y platos perforados.

- Los platos con campana de borboteo tienen una especie de chimenea en cada agujero y un “gorrito” que cubre el pequeño tubo. La tapa se coloca de modo que haya un espacio entre el tubito y la propia tapa para dejar paso al vapor. El vapor asciende por la chimenea y es dirigido hacia abajo por el “gorrito”, descargándose por las ranuras de la tapa y, finalmente, burbujeando a través del líquido sobre el plato.

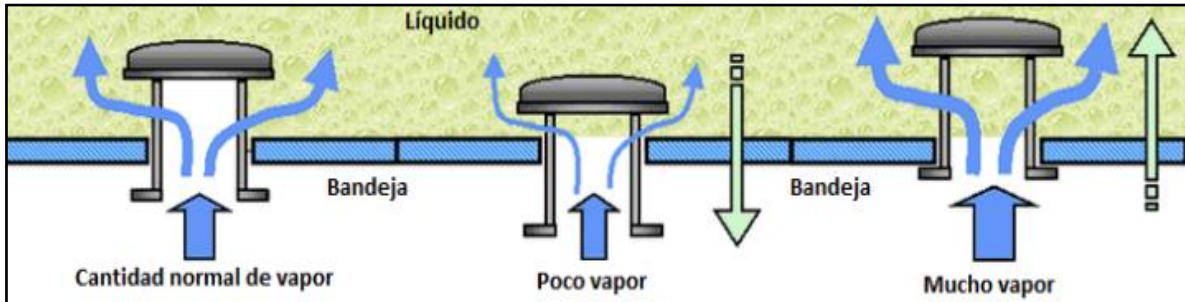
Figura N° 2.2: Platos con campana de borboteo



Fuente: Proyecto de Grado Modelado y control avanzado de una columna de destilación de Gloria García Armario

- En los platos de válvula, las perforaciones están cubiertas por unas tapas móviles. El vapor que fluye levanta las tapas, creando, de ese modo, una zona para el paso del vapor. La tapa móvil hace que el vapor fluya horizontalmente hacia el líquido, aportando una mezcla mejor que en los platos perforados.

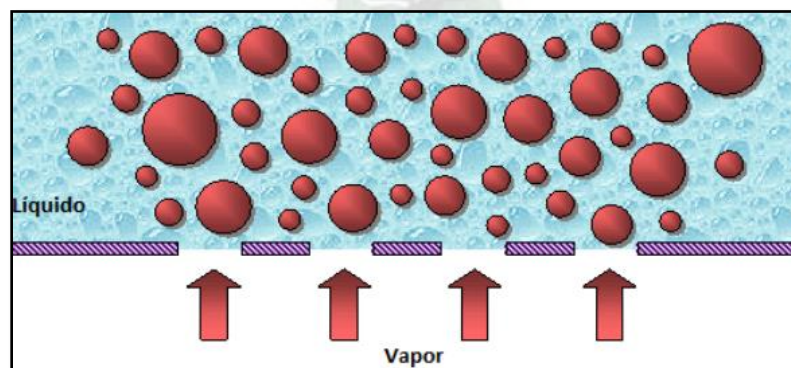
Figura N° 2.3: Platos de válvula



Fuente: Proyecto de Grado Modelado y control avanzado de una columna de destilación de Gloria García Armario

- Los platos perforados son solamente platos de metal con agujeros en ellos. El vapor asciende a través del líquido del plato. La disposición, número y tamaño de los agujeros son parámetros de diseño.

Figura N° 2.4: Platos perforados

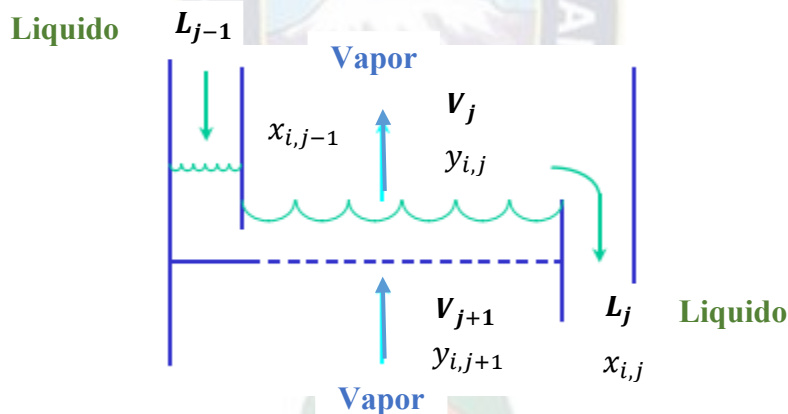


Fuente: Proyecto de Grado Modelado y control avanzado de una columna de destilación de Gloria García Armario

Debido a su eficiencia, amplio rango de operación, facilidad de mantenimiento y factores de coste, los platos perforados y de válvula han reemplazado a los platos de campana de borboteo en muchas aplicaciones.

El flujo de líquido y vapor a través de una columna de platos es bastante complejo. El líquido cae por acción de la gravedad de un plato al otro inmediato inferior. Un rebosadero en el plato asegura que exista líquido necesario y se diseña de modo que lo que se acumule tenga una altura adecuada. El vapor, que asciende por la columna, es forzado a pasar a través del líquido, por las aberturas de cada plato. El área de paso de vapor en cada bandeja se conoce como área de bandeja activa. Cuando el vapor caliente fluye por el líquido del plato superior existe una transferencia de calor del vapor al líquido.

Figura N° 2.5: Plato



Fuente: http://www.dia.uned.es/~fmorilla/Web_FMorilla_Julio_2013/Ultimas_publicaciones/2001_CD_MMSS2001.pdf

Durante este proceso de transferencia de calor, parte del vapor se condensa añadiéndose al líquido de la bandeja. Es allí donde el condensado se vuelve más rico en el componente menos volátil que antes se encontraba en el vapor. Además de eso, debido al calor que aporta el vapor, el líquido sobre el plato hierve, generando más vapor. Este vapor es más rico en el componente más volátil. Este contacto íntimo y continuo entre el vapor y el líquido se produce en cada plato y

permite la separación de componentes con un bajo punto de ebullición y aquellos con un punto de ebullición superior.

Por otra parte, al aumentar el contacto entre el vapor y el líquido, se aumenta el grado de separación en la bandeja. Sin embargo, cuantas más bandejas tenga una columna, mejor será el grado de separación.

2.2.3 Condensador

Un condensador es un intercambiador de calor generalmente tubular y de forma horizontal con un enfriador en el interior de los tubos. El fluido de enfriamiento generalmente es agua, aunque si se trata de destilados muy volátiles se puede utilizar algún refrigerante de baja temperatura.

Si el agua es considerada como el enfriador, es necesario que se tenga una elevada presión de destilación para que se pueda condensar el vapor que sale del plato superior de la columna y así proporcionar una rapidez razonablemente elevada de transferencia de calor.

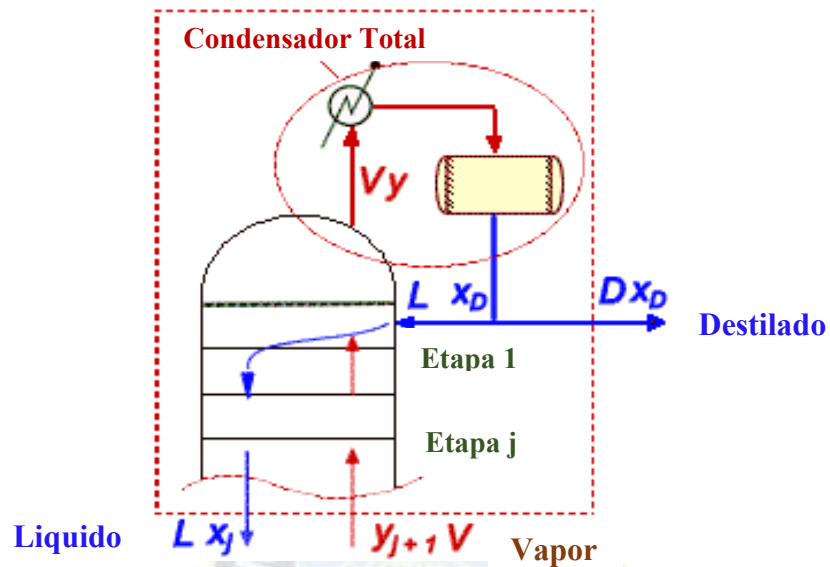
El vapor que sale del plato superior de la torre de destilación ingresa al condensador donde se condensa total o parcialmente. Se forma líquido, el cual retorna a la torre y el flujo superior que es destilado.

2.2.3.1 Condensador Total

En un condensador total, toda la corriente de vapor que abandona el tope de la columna se condensa y el condensado se divide en el producto de destilado "D" y el reflujo que regresa a la columna. Cabe destacar que todas las corrientes mencionadas poseen la misma composición.

Sin embargo, si la presión necesaria para condensar la corriente de vapor es muy elevada, se opta por un condensador parcial.

Figura N° 2.6: Condensador total

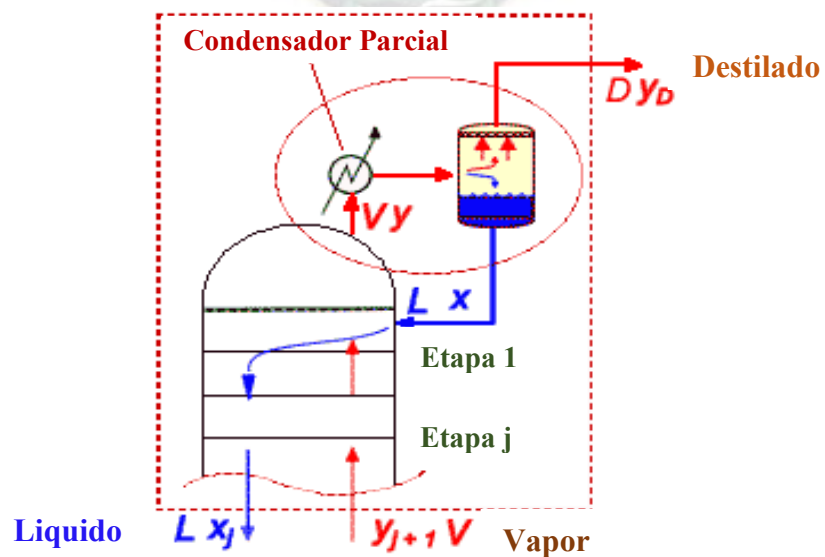


Fuente: http://www.hyper-tvt.ethz.ch/distillation-binary-working_lines.php

2.2.3.2 Condensador Parcial

En un condensador parcial, el vapor que sale por la parte superior de la torre de destilación solo se condensa parcialmente al estado líquido para obtener reflujo y el destilado como vapor.

Figura N° 2.7: Condensador parcial



Fuente: http://www.hyper-tvt.ethz.ch/distillation-partial_condenser.php

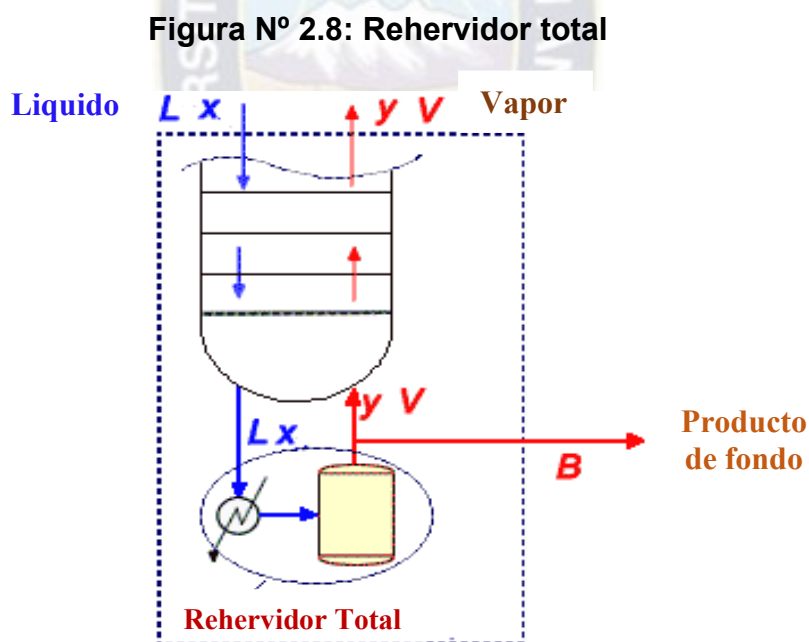
2.2.4 Rehervidor

El rehervidor, también denominado como reboiler, es un intercambiador de calor que proporciona calor suficiente para calentar y vaporizar la fase líquida produciendo vapor que fluyan desde el fondo hasta el tope de la torre. El líquido que no pase al estado vapor saldrá por la parte inferior de la columna como producto de fondo.

Los rehervidores pueden calentarse mediante vapor u otros fluidos calientes que transfieran suficiente calor. El fluido más utilizado es vapor de agua.

2.2.4.1 Rehervidor total

En un rehervidor total la corriente de líquido, proveniente de la etapa antes de ingresar al rehervidor, se divide en la corriente de fondo "B" y la corriente que ingresa al reboiler o rehervidor, donde se vaporiza por completo.

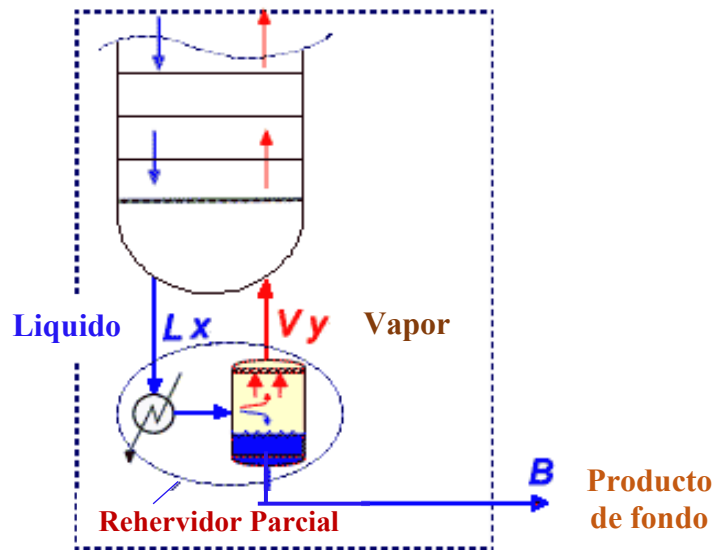


Fuente: http://www.hyper-tvt.ethz.ch/distillation-total_reboiler.php

2.2.4.2 Rehervidor parcial

En un rehervidor parcial la corriente de líquido, proveniente de la etapa antes de ingresar al rehervidor, se vaporiza parcialmente. El líquido resultante sale como producto de fondo B y el vapor alimenta al plato anteriormente mencionado.

Figura N° 2.9: Rehervidor parcial

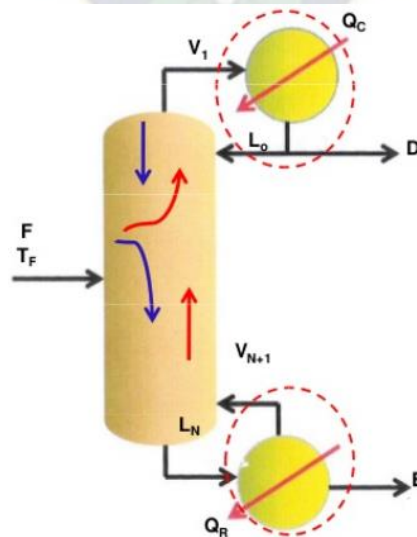


Fuente: http://www.hyper-tvt.ethz.ch/distillation-binary-working_lines.php

2.2.5 Reflujo

El reflujo se refiere a la cantidad de líquido (L_0) que ingresa a la columna para enriquecer el vapor que sale de la columna de destilación garantizando así la temperatura más baja en el tope de la misma.

Figura N° 2.10: Reflujo



Fuente: <https://es.slideshare.net/alexandercolina1972/conceptos-claves-de-fraccionamiento-por-zoraida-carrasquero>

Algunas consideraciones en cuanto al reflujo son:

- Si no existiría reflujo no habría fraccionamiento.
- Si la cantidad de reflujo fuera demasiado baja se evaporaría antes de llegar a los platos inferiores.
- Si la cantidad de reflujo estuviera en exceso, la temperatura en la parte superior de la torre de destilación sería muy baja y no se llegaría a evaporar los compuestos livianos deseables.

2.2.5.1 Relación de reflujo superior

Las relaciones de reflujo en la parte superior de la torre de destilación son:

Externa:

$$R_{ext} = R = \frac{L_0}{D} \quad (1)$$

Interna:

$$R_{int} = \frac{L_0}{V_1} \quad (2)$$

2.2.5.2 Relación de reflujo inferior

La relación de reflujo en la parte inferior de la torre de destilación:

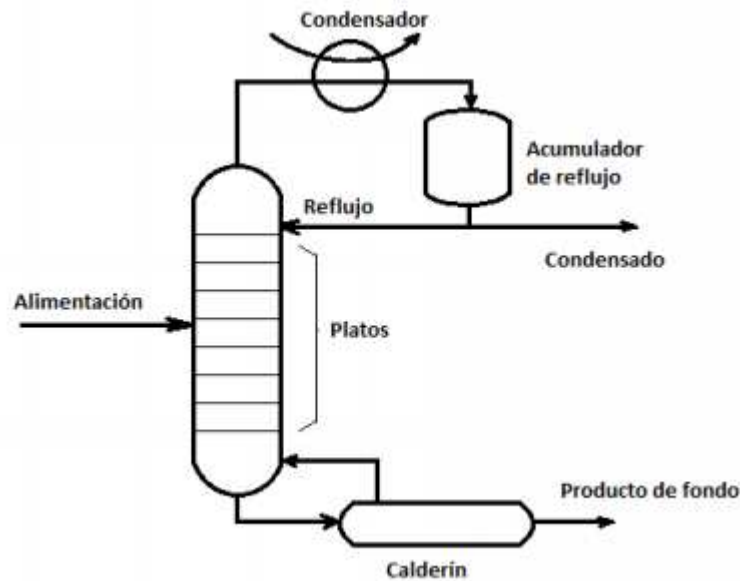
$$R_{inf} = \frac{V_{n+1}}{B} \quad (3)$$

2.2.6 Acumulador

Una de las piezas opcionales es el acumulador o tambor de destilado, el cual tiene la función de almacenar el condensado. El propósito de este elemento es proporcionar reflujo y producto de tope estables.

El acumulador ayuda a la separación del vapor y del líquido y absorbe pequeñas variaciones en el flujo de condensado.

Figura N° 2.11: Torre de destilación con acumulador



Fuente: http://www.hyper-tvt.ethz.ch/distillation-binary-working_lines.php

2.3 Modelado y Simulación

El modelado se refiere a la representación matemática y/o computacional de un sistema. El modelado permite una mejor comprensión, descripción y explicación de los sistemas analizados; abarcando no solo el análisis sino también la interpretación de los mismos.

Un concepto que va de la mano del modelado es la simulación que es la representación del comportamiento de un sistema utilizando técnicas computacionales. Robert E. Shannon¹ definió la simulación como:

“...el proceso de diseñar un modelo de un sistema real y llevar a cabo experiencias con el mismo con la finalidad de comprender el comportamiento del sistema o de evaluar nuevas estrategias, dentro de los límites impuestos por un criterio o conjunto de ellos, para el funcionamiento del sistema.”

Gracias a la simulación se puede estudiar los diferentes efectos de cambios externos e internos del sistema realizando alteraciones al modelo planteado para

¹ Autor del libro: “Simulación de Sistemas, Diseño, Desarrollo e Implementación”

observar los cambios en su comportamiento. Específicamente la simulación computacional permite utilizar computadores para estudiar, observar y analizar el comportamiento del sistema representado.

2.3.1 Importancia del Modelado y Simulación

Actualmente el modelado y simulación de procesos y/o sistemas ha cobrado mucha importancia ya que permite resolver diversos problemas tecnológicos y científicos especialmente en el ámbito de la ingeniería.

Además, tiene diversas aplicaciones industriales donde realmente cobra mucha importancia; ya que al analizar un proceso no solo se observa su comportamiento sino también se analiza e incluso se puede modificar para así obtener mejores resultados.

La principal ventaja radica en que aminora los costos por lo que resulta más económico modelar y simular un proceso en computadoras que realizar pruebas experimentales.

2.4 Equilibrio

Una de las definiciones más interesantes sobre el equilibrio es la expresada por Smith y colaboradores²:

“Se reconoce al equilibrio como una condición estática donde, con el tiempo, no ocurre cambio alguno en las propiedades macroscópicas de un sistema, lo cual implica un balance de todos los potenciales que puedan ocasionar un cambio”

Un sistema se encuentra en equilibrio cuando la presión, la temperatura y las concentraciones de las fases existentes alcanzan cierto valor para luego mantenerse constantes. Sin embargo, el equilibrio no se consolida a nivel microscópico, donde las moléculas no permanecen constantes entre las fases.

² Autores del libro: “Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química”

2.4.1 Equilibrio liquido-vapor

En la actualidad, existen sistemas liquido - liquido, vapor - sólido y liquido - solido pero el más aplicado a la industria es la coexistencia de las fases liquido – vapor.

El equilibrio termodinámico liquido – vapor se refiere a la repartición de una especie química entre la fase liquida y la fase vapor.

2.5 Ley de Raoult

La ley de Raoult toma en cuenta dos principales suposiciones para describir y simplificar los cálculos del equilibrio líquido - vapor, las cuales son:

- La fase vapor es considerada como un gas ideal. Esto implica que esta Ley solo es aplicable a presiones bajas a moderadas.
- La fase liquida es considerada como una solución ideal. Esto implica que las sustancias sean químicamente semejantes.

Los resultados obtenidos tienen una buena aceptación cuando los tamaños de las especies moleculares no son muy diferentes, pero si son de la misma naturaleza química. Además de servir como un modelo de comparación con una solución real o sistemas más complejos.

Para utilizar la Ley de Raoult es necesario conocer la presión de vapor de cada especie, esto indica que las especies sean subcríticas, donde la temperatura crítica de las especies sea mayor que la temperatura del sistema (aplicación).

Matemáticamente, la ley de Raoult se expresa como:

$$y_i P = x_i P_i^{sat} \quad (4)$$

x_i = Fracción en mol de la fase liquida.

y_i = Fracción en mol de la fase vapor.

i = Cada una de las especies puras.

P_i^{sat} = Presión de vapor de las especies puras i a la temperatura del sistema.

P = Presión del sistema.

Tomando en cuenta que la presión parcial de la especie i se la expresa como:

$$P_i = y_i P \quad (5)$$

Se obtendría:

$$P_i = x_i P_i^{sat} \quad (6)$$

2.6 Ecuaciones para determinar la presión de vapor

2.6.1 Ecuación de Antoine

Existen diferentes correlaciones para la estimación de la presión de vapor según su base teórica o empírica. Una de ellas es la ecuación de Antoine, la cual no es muy exacta para un amplio intervalo de temperaturas, pero dentro de su rango de aplicación proporciona muy buenos resultados.

Esta ecuación se deduce de la relación de Clausius-Clapeyron y permite hallar la presión de vapor en función de la temperatura y la presión crítica para sustancias puras.

Matemáticamente, se la expresa de la siguiente manera:

$$\ln\left(\frac{P^{sat}}{P_c}\right) = A_1 - \frac{A_2}{T + A_3} \quad (7)$$

Despejando la presión de vapor, se obtendría:

$$P^{sat} = e^{\left(A_1 - \frac{A_2}{T + A_3}\right)} * P_c \quad (8)$$

Cabe recalcar que las variables deben estar en las siguientes unidades:

P_c = Presión crítica en psi.

A_1, A_2 y A_3 = Parámetros propios para cada componente.

T = Temperatura en °F.

Los valores de los tres parámetros A_1, A_2 y A_3 dependen de las unidades utilizadas para la presión de vapor y la temperatura.

Tabla Nº 2.1: Coeficientes de Antoine

Número	Fórmula	Nombre	A1	A2	A3
1	C_2H_6	Etano	5.383894	2847.921	434.898
2	C_3H_8	Propano	5.353418	3371.084	414.488
3	C_4H_{10}	Iso - butano	5.611805	3870.419	409.949
4	C_4H_{10}	n - Butano	5.741624	4126.385	409.5179
5	C_5H_{12}	Iso - pentano	5.499780	4221.154	387.287
6	C_5H_{12}	n - Pentano	5.853654	4598.287	394.4148

Fuente: Libro Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering

2.6.2 Ecuación de Riedel

Otras de las ecuaciones para determinar la presión de vapor es la ecuación de Riedel, la cual representa un modelo de predicción simple y confiable mientras se encuentren dentro del rango subcrítico.

Matemáticamente, se la expresa de la siguiente manera:

$$\ln\left(\frac{P^{sat}}{P_c}\right) = A - \frac{B}{T_r} + C \cdot \ln(T_r) + DT_r^6 \quad (9)$$

Donde las variables A, B, C y D vienen definidas por:

$$A = -35Q \quad ; \quad B = -36Q \quad ; \quad C = 42Q + \alpha_c \quad ; \quad D = -Q \quad (10)$$

$$Q = 0.0838(3.758 - \alpha_c) \quad (11)$$

$$\alpha_c = \frac{0.315 \cdot \delta b + \ln P_c}{0.0838 \cdot \delta b - \ln T_{br}} \quad (12)$$

$$T_{br} = \frac{T_b}{T_c} \quad (13)$$

$$\delta b = -35 + \frac{36}{T_{br}} + 42 \cdot \ln T_{br} - T_{br}^6 \quad (14)$$

P_c = Presión crítica [bar].

T = Temperatura [K].

T_c = Temperatura crítica.

T_r = Temperatura reducida.

T_b = Temperatura normal de ebullición [K].

T_{br} = Temperatura reducida a temperatura normal de ebullición.

Las propiedades físicas de los hidrocarburos livianos son:

Tabla N° 2.2: Propiedades físicas de los hidrocarburos - Parte I

Número	Fórmula	Nombre	Tb [K]	Tc [K]	Pc [bar]
1	C ₂ H ₆	Etano	184.6	305.4	48.8
2	C ₃ H ₈	Propano	231.1	369.8	42.5
3	C ₄ H ₁₀	Iso – butano	261.4	408.2	36.5
4	C ₄ H ₁₀	n – butano	272.7	425.2	38.0
5	C ₅ H ₁₂	Iso – pentano	301.0	460.4	33.9
6	C ₅ H ₁₂	n – pentano	309.2	469.7	33.7

Fuente: Libro The Properties of Gases & Liquids

2.7 Constante de equilibrio k

La relación de equilibrio k describe la tendencia de una sustancia química conocida a repartirse, con preferencia, entre las fases vapor y líquido, expresada como:

$$k_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (15)$$

$k_i > 1$ Significa que el componente i presenta una mayor concentración en la fase vapor.

$k_i < 1$ Significa que el componente i presenta una mayor concentración en la fase líquida. Comúnmente considerado como un componente pesado.

Tratándose de soluciones ideales y utilizando la Ley de Raoult, el valor de k , se calculará con:

$$k_i = \frac{P_i^{sat}}{P} \quad (16)$$

Esta última relación solo se cumple a bajas presiones debido a que las sustancias puras poseen presión de vapor hasta máximo la temperatura crítica. Por lo que las constantes de equilibrio pueden considerarse independientes de las composiciones solo a bajas presiones y temperaturas no cercanas a las temperaturas críticas.

Si existe un aumento de presión y temperatura, las constantes de equilibrio tenderían a ser dependientes de la composición del sistema, debido a que fuerzas internas entre las moléculas tiene gran impacto en el equilibrio líquido – vapor.

2.8 Corrección de Poynting

El factor de corrección de Poynting toma en cuenta el efecto de la presión y se calcula mediante la siguiente expresión:

$$\psi_i = e^{\left(\frac{v_i^l \cdot (P - P_i^{sat})}{R \cdot T}\right)} \quad (17)$$

v_i^l = Volumen molar de la fase líquida.

R = Constante universal de los gases.

Este factor se lo utiliza específicamente cuando la presión de vapor de los componentes es mayor a la presión del sistema.

Introduciendo este factor de corrección a la ecuación (16), se obtiene:

$$k_i = \frac{y_i}{x_i} = \psi_i \frac{P_i^{sat}}{P} \quad (18)$$

2.9 Ecuación de Rackett

Rackett propone una ecuación generalizada para poder determinar los volúmenes líquidos. Sin embargo, la precisión de esta ecuación es moderada, debido a que es considerado como una de las más simples ecuaciones por su dependencia únicamente de la presión crítica, la temperatura crítica y el factor de compresibilidad crítico:

$$v^l = V_c * Z_c^{(1-T_r)^{2/7}} \quad (19)$$

Donde:

$$Z_c = 0.29056 - 0.08775 \cdot \omega \quad (20)$$

$$V_c = \frac{Z_c \cdot R \cdot T_c}{P_c} \quad (21)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (22)$$

V_c = Volumen crítico.

Z_c = Factor de compresibilidad crítico.

ω = Factor acéntrico definido por Pitzer.

Se obtienen resultados razonables siempre y cuando se encuentren dentro del rango de temperatura triple hasta el punto crítico de la mayoría de las sustancias. Presenta una desviación promedio de 2.40% al comparar resultados calculados y experimentales.

Las propiedades físicas de los hidrocarburos livianos necesarias se encuentran en la siguiente tabla:

Tabla N° 2.3: Propiedades físicas de los hidrocarburos – Parte II

Número	Fórmula	Nombre	M [g/mol]	Tc [R]	Pc [psi]	w
1	C ₂ H ₆	Etano	30.070	550.0	709.8	0.1064
2	C ₃ H ₈	Propano	44.097	665.9	617.4	0.1538
3	C ₄ H ₁₀	Iso – butano	58.124	734.7	529.1	0.1825
4	C ₄ H ₁₀	n – butano	58.124	765.3	550.7	0.1954
5	C ₅ H ₁₂	Iso – pentano	72.151	829.8	483.0	0.2104
6	C ₅ H ₁₂	n – pentano	72.151	845.6	489.5	0.2387

Fuente: Libro Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering

2.10 Métodos rigurosos para separación de multicomponentes en etapa múltiple.

Con el objetivo de realizar la separación de una mezcla de multicomponentes, se requiere una determinación rigurosa de temperaturas, presiones, flujos de las corrientes, composiciones y velocidades de transferencia de calor para cada etapa. Para hallar dichas variables es necesario la resolución de los balances de materia, los balances de energía y relaciones de equilibrio para cada etapa.

Según Buford D. Smith:

“La disponibilidad de grandes calculadoras electrónicas hace posible la resolución rigurosa de modelos de equilibrio en etapas, y la exactitud en el cálculo de una columna de destilación de múltiple etapa se encuentra limitada solamente por la precisión de los datos de equilibrio entre fases y entalpía utilizados”

Para el cálculo riguroso piso a piso de una columna de destilación se utilizan principalmente dos métodos: el de Lewis-Matheson y el de Thiele-Geddes. No obstante, dichos métodos de resolución presentan comportamientos numéricamente inestables

El método de θ de convergencia, desarrollado por Holland y colaboradores, es ampliamente utilizado debido a que es una versión mejorada del método de Thiele-Geddes y cuyos resultados son muy aceptables.

En el presente proyecto se toma como base el método presentado por Thiele-Geddes realizando ciertas modificaciones al algoritmo originalmente planteado. Se introduce la condición de equilibrio en cada etapa de la columna para que cumpla que la sumatoria de las fracciones molares tanto de la fase líquida como de la fase vapor sean aproximadamente igual a la unidad.

Además, al imponer un perfil de temperaturas no es necesario realizar los balances de energía, reduciendo el problema a cumplir solamente con los balances de masa y las relaciones de equilibrio.

2.11 Balance de materia

El balance de materia no es más que la aplicación de la Ley de Conservación de la masa la cual sustenta que “la materia no se crea ni se destruye solo se transforma”

Una forma generalizada de la ecuación de balance de materia es:

$$\textit{Entrada} - \textit{Salida} + \textit{Generación} - \textit{Consumo} = \textit{Acumulación} \quad (23)$$

Entrada = Materia que entra al sistema cruzando los límites del mismo.

Salida = Materia que sale del sistema cruzando los límites del mismo.

Generación = Materia que se genera dentro del sistema.

Consumo = Materia que se consume dentro del sistema.

Acumulación = Cambio en la materia dentro del sistema.

Son variables de corriente: entrada y la salida. Son variables de sistema: consumo, generación y acumulación. Además, cada ecuación de balance de materia se la realiza para un componente elegido.

2.11.1 Balance de materia en el proceso de destilación

La destilación es un proceso de separación físico, por lo cual no toma en cuenta las reacciones químicas. Al no existir reacción química, la generación y consumo son nulos.

Además, se considera el proceso como estacionario estableciendo que todas las variables que intervienen son independientes del tiempo, con lo cual se llega a la siguiente expresión simplificada:

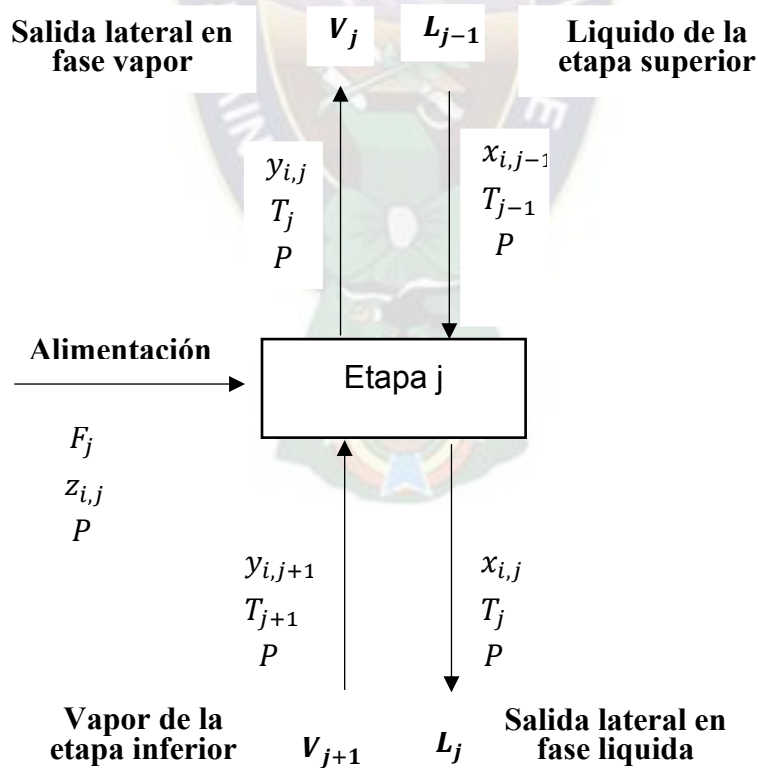
$$\text{Entrada} = \text{Salida} \quad (24)$$

$$\dot{n}_e = \dot{n}_s \quad (25)$$

\dot{n}_e es el flujo total molar de entrada y \dot{n}_s es el flujo total molar de salida del sistema.

2.11.2 Balance de materia aplicado a la torre de-butinizadora

Figura N° 2.12: Etapa general de equilibrio



Fuente: Libro Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering

En la figura N° 2.12 se muestra el esquema en forma general de un piso o una etapa en equilibrio donde cada etapa es considerada como un sistema.

Tomando el rehervidor y el condensador de la torre de-butinizadora como etapas de equilibrio, se obtiene el esquema de la figura N° 2.13; donde las etapas están enumeradas de arriba hacia abajo.

El balance de materia parcial para cada componente en cada etapa es:

$$V_{j+1}y_{i,j+1} + L_{j-1}x_{i,j-1} + F_jz_{i,j} = V_jy_{i,j} + L_jx_{i,j} \quad (26)$$

Donde:

i = Componentes

j = Etapas

N = Número de etapas.

F = Flujo molar de alimentación.

L = Corriente de líquido.

V = Corriente de vapor.

D = Corriente de destilado.

B = Corriente de fondos.

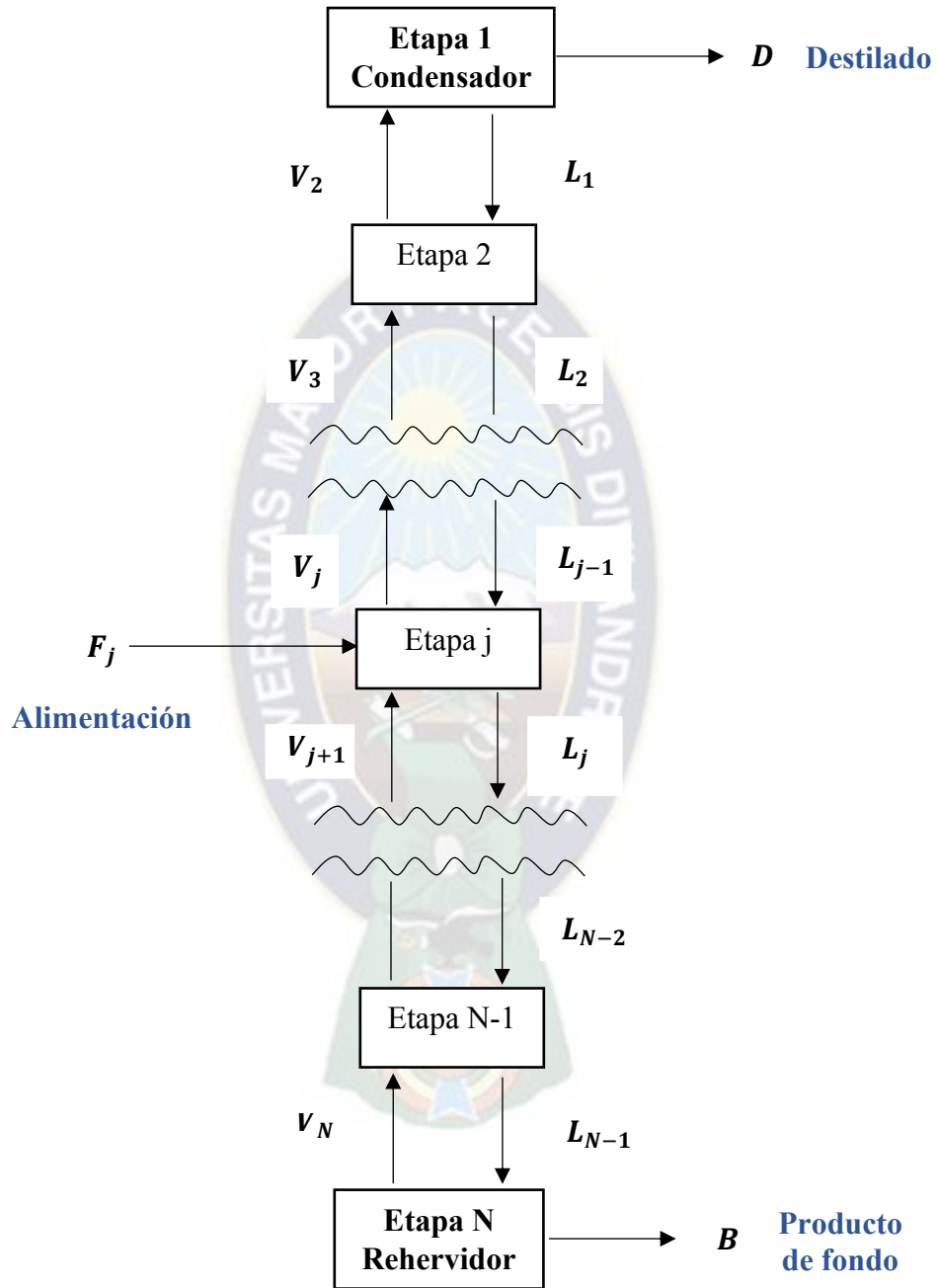
T = Temperatura.

P = Presión.

z = Fracción molar de alimentación.



Figura N° 2.13: Cascada general en contracorriente de N etapas



Fuente: Libro Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering.

2.12 Ecuaciones necesarias para describir las columnas de destilación

El problema consiste en determinar todas las composiciones de los componentes en cada piso de la columna de destilación además de los flujos de vapor y de líquido. Considerando que solo se tendrá una entrada de alimentación se tendrán las siguientes ecuaciones:

Tabla N° 2.4: Ecuaciones de equilibrio

Relaciones de equilibrio	{	$y_{i,j} = K_{i,j}x_{i,j}$	$(j = 1, 2, \dots, N)$
		$\sum_{i=1}^c y_{i,j} = 1$	$(j = 1, 2, \dots, N)$
		$\sum_{i=1}^c x_{i,j} = 1$	$(j = 1, 2, \dots, N)$

Fuente: Libro Fundamentals of Multicomponent Distillation

Los balances de masa para cada componente y para cada etapa o plato de la torre de destilación se expresan de la siguiente manera:

Tabla N° 2.5: Balances de masa para cada componente

Balance de materiales	{	$V_{j+1}y_{i,j+1} = L_jx_{i,j} + DX_{i,D}$	$(j = 1)$
		$V_{j+1}y_{i,j+1} + L_{j-1}x_{i,j-1} = V_jy_{i,j} + L_jx_{i,j}$	$(j = 2, 3, \dots, f - 1)$
		$V_{j+1}y_{i,j+1} + L_{j-1}x_{i,j-1} + F_jz_{i,j} = V_jy_{i,j} + L_jx_{i,j}$	$(j = f)$
		$V_{j+1}y_{i,j+1} + L_{j-1}x_{i,j-1} = V_jy_{i,j} + L_jx_{i,j}$	$(j = f + 1, f + 2 \dots N - 1)$
		$L_{j-1}x_{i,j-1} = V_jy_{i,j} + Bx_{i,B}$	$(j = N)$
		$Fz_i = DX_{i,D} + Bx_{i,B}$	$(Balance\ total)$

Fuente: Libro Fundamentals of Multicomponent Distillation

En estas ecuaciones se considera que la última corriente de líquido N es igual a B, es decir:

$$L_N = B \quad (27)$$

Cabe destacar que la sumatoria de la composición de entrada es igual a la unidad, es decir $\sum z_{i,j} = 1$.

Si se realiza un balance global en la parte superior de la torre de destilación, tal como se indica en la Figura N° 2.14, se tiene la siguiente ecuación:

$$L_j = V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m) - D \quad (28)$$

Dicha ecuación supone un ingreso de flujos de alimentación en cada uno de los platos de la torre, es decir del plato de 1 hasta el plato j.

Sin embargo, si solo se tendría un flujo de alimentación, la anterior ecuación se reduce a:

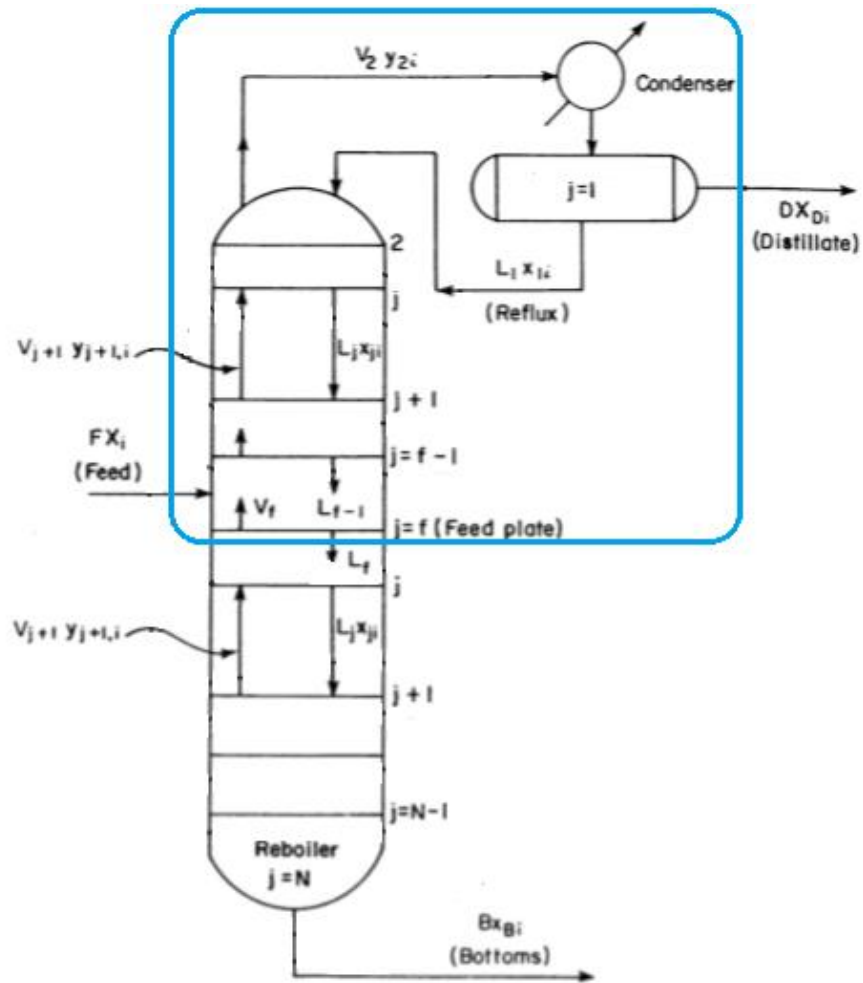
$$L_j = V_{j+1} + F_j - D \quad (29)$$

Esta última ecuación es muy necesaria para expresar las corrientes de la fase líquida en función de las corrientes de vapor.

Es aconsejable normalizar el conjunto de valores calculados $x_{i,j}$ mediante la relación:

$$(x_{i,j})_{normalizado} = \frac{x_{i,j}}{\sum_{i=1}^C x_{i,j}} \quad (30)$$

Figura N° 2.14: Representación del balance de materia



Fuente: Libro Fundamentals of Multicomponent Distillation

2.12.1 Balances de materiales por componentes y las relaciones de equilibrio en forma de la ecuación de una matriz tridiagonal

Definiendo las velocidades de flujo por componente en las fases de vapor y de líquido como:

$$v_{i,j} = V_j y_{i,j} \quad \text{y} \quad l_{i,j} = L_j x_{i,j} \quad (31)$$

Las velocidades de flujo de cada componente en la alimentación están representadas por:

$$l_{i,f} = F_j z_{i,j} \quad (32)$$

Donde se considera que el flujo de alimentación ingresa en un plato de la torre de destilación y no así en medio de dos platos; en cuyo caso la alimentación se repartiría en las dos fases.

y velocidades de flujo de cada componente en las corrientes de destilado y fondo por:

$$d_i = DX_{i,D} \quad \text{y} \quad b_i = Bx_{i,B} \quad (33)$$

Si se establece la relación de equilibrio $y_{i,j} = k_{i,j}x_{i,j}$ en función de las velocidades de flujo por componentes $v_{i,j}$ y l se obtendría la siguiente ecuación:

$$\frac{v_{i,j}}{V_j} = k_{i,j} \frac{l_{i,j}}{L_j} \quad (34)$$

ó

$$v_{i,j} = S_{i,j}l_{i,j} \quad \text{y} \quad l_{i,j} = A_{i,j}v_{i,j} \quad (35)$$

Donde los factores $A_{i,j}$ y $S_{i,j}$ se definen como:

$$A_{i,j} = 1/S_{i,j} = L_j/k_{i,j}V_j \quad (36)$$

Una nueva ecuación se obtiene al reemplazar la ecuación (28) en (36), la cual es:

$$A_{i,j} = \frac{V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m) - D}{k_{i,j}V_j} \quad (37)$$

Esta ecuación asegura que se cumpla la relación de equilibrio donde la sumatoria de las composiciones tanto de la fase líquida como de la fase vapor deben ser igual a uno; debido a que está implícito el balance global. El balance global para una etapa no es más que la sumatoria de todos los balances parciales de cada componente, tomando en cuenta las relaciones de equilibrio.

Al introducir las nuevas variables en los balances de masa, el nuevo conjunto de balance de materiales para cada componente es el siguiente:

Tabla N° 2.6: Balances de masa

Balance de materiales	{	$-l_{i,1} - d_i + v_{i,2} = 0$	$(j = 1)$
		$l_{i,1} - v_{i,2} - l_{i,2} + v_{i,3} = 0$	$(j = 2)$
		$l_{i,j-1} - v_{i,j} - l_{i,j} + v_{i,j+1} = 0$	$(j = 3, 4, \dots, f - 1)$
		$l_{i,j-1} - v_{i,j} - l_{i,j} + v_{i,j+1} = -l_{i,F}$	$(j = f)$
		$l_{i,j-1} - v_{i,j} - l_{i,j} + v_{i,j+1} = 0$	$(j = f + 1, f + 2 \dots N - 1)$
		$l_{i,N-1} - v_{i,N} - b_i = 0$	$(j = N)$

Fuente: Libro Fundamentals of Multicomponent Distillation

Si la torre de destilación cuenta con un condensador total, $l_{i,j}$ tiene la misma composición que d_i , por lo que se cumple lo siguiente:

$$l_{i,1} = \left(\frac{L_1}{D}\right) d_i \quad (38)$$

En cambio, si cuenta con un condensador parcial se cumple que $y_{i,1} = X_{i,D}$, por lo tanto $y_{i,1} = k_{i,1}x_{i,1}$ y esto se puede expresar como:

$$DX_{i,D} = \left(\frac{Dk_{i,1}}{L_1}\right) L_1x_{i,1} \quad (39)$$

ó

$$l_{i,1} = A_{i,1}d_i \quad (40)$$

donde:

$$A_{i,1} = \frac{L_1}{k_{i,1}D} \quad \text{ó} \quad A_{i,1} = \frac{V_2 - D}{k_{i,1}D} \quad (41)$$

Para la alimentación:

$$A_{i,f} = \frac{V_{f+1} + F - D}{k_{i,f}V_f} \quad (42)$$

Para el rehevador se contaría con la siguiente expresión matemática:

$$V_N y_{i,N} = \left(\frac{k_{i,N} V_N}{B} \right) B x_{i,B} \quad (43)$$

ó

$$b_i = A_{i,N} v_{i,N} \quad (44)$$

donde:

$$A_{i,N} = \frac{B}{k_{i,N} V_N} \quad \text{ó} \quad A_{i,N} = \frac{F - D}{k_{i,N} V_N} \quad (45)$$

Si se eliminan los términos de $l_{i,j}$ y b_i aplicado a las ecuaciones de la Tabla N° 2.6, se obtiene:

Tabla N° 2.7: Sistema de ecuaciones lineales

Balance de materiales y Relaciones de equilibrio	{	$-(A_{i,1} + 1)d_i + v_{i,2} = 0$	$(j = 1)$
		$A_{i,1}d_i - (A_{i,2} + 1)v_{i,2} + v_{i,3} = 0$	$(j = 2)$
		$A_{i,j-1}v_{i,j-1} - (A_{i,j} + 1)v_{i,j} + v_{i,j+1} = 0$	$(j = 3, 4, \dots, f - 1)$
		$A_{i,j-1}v_{i,j-1} - (A_{i,j} + 1)v_{i,j} + v_{i,j+1} = -l_{i,f}$	$(j = f)$
		$A_{i,j-1}v_{i,j-1} - (A_{i,j} + 1)v_{i,j} + v_{i,j+1} = 0$	$(j = f + 1, f + 2 \dots N - 1)$
		$A_{i,N-1}v_{i,N-1} - (A_{i,N} + 1)v_{i,N} = 0$	$(j = N)$

Fuente: Libro Fundamentals of Multicomponent Distillation

Lo que se transforma en un conjunto de ecuaciones lineales definidas como:

$$A_i v_i = D_i \quad (46)$$

El sistema de ecuaciones lineales es:

Tabla N° 2.8: Matriz tridiagonal para las corrientes de la fase vapor

$$\begin{bmatrix} -\rho_{i,1} & 1 & 0 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots \\ A_{i,1} & -\rho_{i,2} & 1 & 0 & 0 & \dots & \dots & \dots \\ 0 & A_{i,2} & -\rho_{i,3} & 1 & 0 & \dots & \dots & \dots \\ \dots & \dots & \ddots & \ddots & \ddots & \dots & \dots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & A_{i,f-1} & -\rho_{i,f} & 1 & 0 & \dots \\ \dots & \dots & \dots & \dots & \ddots & \ddots & \ddots & \dots \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & A_{i,N-2} & -\rho_{i,N-1} & 1 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & A_{i,N-1} & -\rho_{i,N} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} d_i \\ v_{i,2} \\ v_{i,3} \\ \vdots \\ v_{i,f} \\ \vdots \\ v_{i,N-1} \\ v_{i,N} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ 0 \\ \vdots \\ -l_{i,F} \\ 0 \\ \vdots \\ 0 \end{bmatrix}$$

Fuente: Libro Fundamentals of Multicomponent Distillation

Donde:

$$v_i = [d_i \ v_{i,2} \ v_{i,3} \ \dots \ v_{i,f-1} \ v_{i,f} \ \dots \ v_{i,N-1} \ v_{iN}]^T \quad (47)$$

$$D_i = [0 \ 0 \ \dots \ 0 \ -l_{iF} \ 0 \ \dots \ 0 \ 0]^T \quad (48)$$

$$\rho_{i,j} = (1 + A_{i,j}) \quad (49)$$

2.13 Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas Quiroga

La planta procesa la corriente de gas natural proveniente de los campos Sábalo, San Alberto y Margarita, formando el gasoducto de integración Juana Azurduy (GIJA) el cual es la fuente de alimentación para la Planta de Separación de Líquidos Carlos Villegas, que tiene una capacidad de procedimiento de 32 MMPCD. De dicha planta se puede obtener GLP, Gasolina Estabilizada y Gasolina Rica en isopentanos³.

³ Información recopilada de la página de la ANH: <https://www.anh.gob.bo/>

Figura N° 2.15: Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas

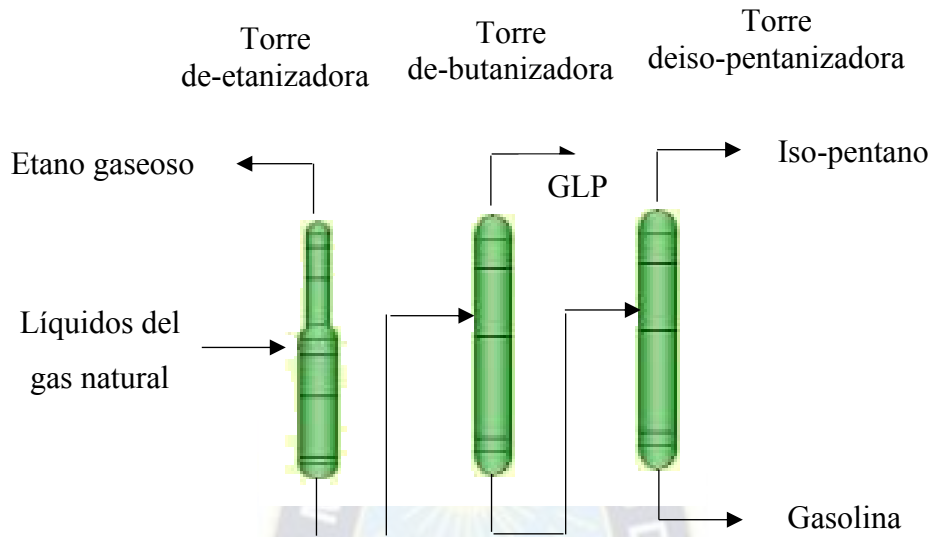


Fuente: <https://mundo.sputniknews.com/economia/201706171070047561-gas-bolivia-hidrocarburos/>

Específicamente la Unidad de Fraccionamiento de esta Planta cuenta con tres torres de destilación:

- Torre De-etanizadora C-301.- Es alimentada con los líquidos del gas natural. Se obtiene etano gaseoso por tope y el producto de fondo ingresa como alimentación de la torre de-butanizadora. Como la Planta opera en modo rechazo de etano, esta torre no está en servicio.
- Torre De-butanizadora C-302.- Es alimentada con los líquidos que salen del fondo de la torre De-etanizadora C-301. Cuyo objetivo es separar el butano de la mezcla entrante.
- Torre De-isopentanizadora C-303.- Esta torre es alimentada con los líquidos de fondo de la torre De-butanizadora C-302. Se obtiene como producto de tope iso-pentano y como producto de fondo Gasolina.

Figura N° 2.16: Diagrama de la Unidad de Fraccionamiento



Fuente: Información del Ministerio de Hidrocarburos

2.13.1 Torre De-butanizadora

La corriente líquida, que alimenta a la torre de-butanizadora⁴ de la Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas, ingresa con un caudal aproximado de 4808.97 [lb-mol/h], a una temperatura aproximada de 150.4°F y a una presión aproximada de 227 psig, con la composición en porcentaje molar expresada en la tabla N° 2.9.

Es importante mencionar que la torre de-butanizadora actualmente no está operando a su máxima capacidad y además cuenta con un condensador parcial, por lo que el destilado que sale se encuentra en estado vapor.

La corriente líquida de fondo es enviada como alimentación hacia la columna de-isopentanizadora a una temperatura de 300.5°F, con una presión de 227.5 psig.

⁴ Actualmente opera en modo rechazo de etano.

Tabla N° 2.9: Cromatografía

Composición de alimentación	
Componentes	% mol
C2	0.8260
C3	70.0517
iC4	11.8629
nC4	16.4420
iC5	0.7402
nC5	0.0772
Total	100

Fuente: Información proporcionada por Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH)

En la siguiente tabla se muestra los parámetros de la torre de-butanizadora

Tabla N° 2.10: Parámetros de operación

DE-BUTANIZADORA (C - 302)			
Parámetros de Operación		Unidades	Valor
Presión	Tope	Psig	210
	Fondo	Psig	227.5
Temperatura	Tope	°F	132.9
	Fondo	°F	300.5
Etapas teóricas		-	30

Fuente: Información proporcionada por Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH)

CAPITULO III – METODOLOGIA Y PROCESO

3.1 Análisis de grados de libertad

En los procesos que involucran modelos algebraicos (ecuaciones), es necesario saber si existe la información suficiente y el tipo correcto de información. El método más usado es el análisis de grados de libertad (DOF, por sus siglas en ingles).

Los grados de libertad de un sistema son las variables que deben especificarse para que el sistema quede totalmente determinado. El número de grados de libertad define cuantas variables deben ser especificadas para calcular y determinar todas las variables de un proceso.

Para realizar una simulación de una columna de destilación, se debe proporcionar un conjunto de especificaciones. Para hacer esto, el concepto de grado de libertad se define como:

$$\text{Grados de libertad} = \text{Número de variables} - \text{Número de ecuaciones} \quad (50)$$

$$DOF = N_V - N_E \quad (51)$$

Si $DOF = 0$; el sistema queda, en un principio, totalmente definido. El problema tiene un número igual de variables y ecuaciones

Si $DOF < 0$; el problema está sobreespecificado. Hay más ecuaciones que variables. Algunas ecuaciones son redundantes o incongruentes.

Si $DOF > 0$; el problema está subespecificado. Hay más variables que ecuaciones. Puede que se hayan pasado por alto algunas relaciones o posea una cantidad infinita de soluciones.

Para el problema planteado:

N = Número de etapas

C = Número de componentes

- Para el número de ecuaciones (N_E)

Tabla N° 3.1: Análisis de grados de libertad – Ecuaciones

ECUACIONES	Tipo de Ecuaciones	Número
	Balance de materia parcial	$N \cdot C$
	Relaciones de equilibrio entre fases	$N \cdot C$
	Sumatoria de las fracciones molares de la fase líquida	N
	Sumatoria de las fracciones molares de la fase vapor	N
	Ley de Raoult - Constante de equilibrio	$N \cdot C$
	Total	$N(3C + 2)$

Fuente: Elaboración propia

- Para el número de variables (N_V):

Tabla N° 3.2: Análisis de grados de libertad - Variables

VARIABLES	Tipo de Variable	Número
	Fracciones molares de alimentación	C
	Fracciones molares de la fase líquida	$N \cdot C$
	Fracciones molares de la fase vapor	$N \cdot C$
	Flujo de Alimentación	1
	Flujo de Vapor	N
	Flujo de Líquido	N
	Temperatura	N
	Presión	1
	Número de etapas	1
	Número de la etapa de alimentación	1
	Constante de equilibrio	$N \cdot C$
	Total	$3N(C + 1) + C + 4$

Fuente: Elaboración propia

- Para el número de variables a especificar (N_D):

$$N_D = N_V - N_E = 3NC + 3N + C + 4 - 3NC - 2N$$

$$N_D = N + C + 4$$

- Las variables a especificar:

Tabla N° 3.3: Análisis de grados de libertad - Ecuaciones

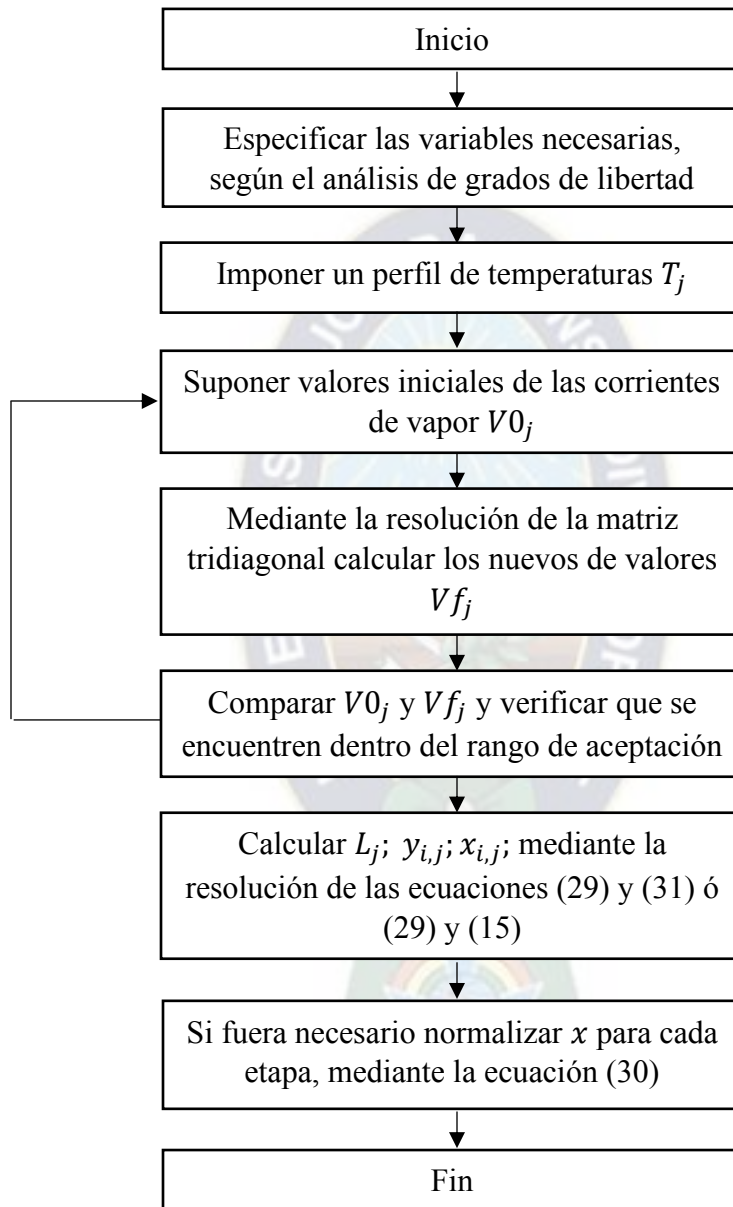
A ESPECIFICAR	Tipo de Variable	Número
	Fracciones molares de alimentación	C
	Flujo de Alimentación	1
	Temperatura	N
	Presión	1
	Número de etapas	1
	Número de la etapa de alimentación	1
	Total	$N + C + 4$

Fuente: Elaboración propia

Con estas variables especificadas el $DOF = 0$, por lo que el problema está correctamente definido.

3.2 Algoritmo de iteración

Figura Nº 3.1: Algoritmo de convergencia

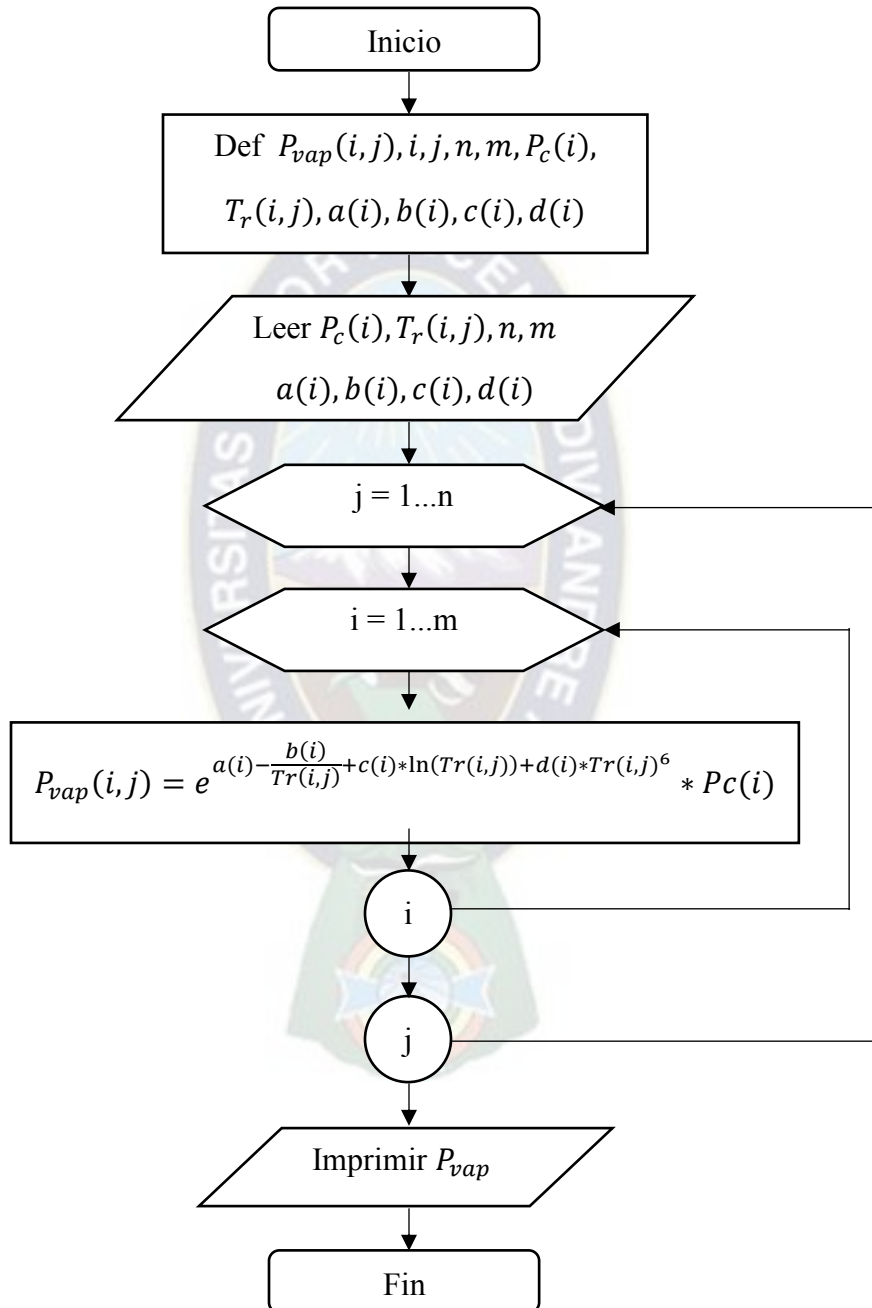


Fuente: Elaboración propia

3.3 Diagrama de Flujo

3.3.1 Diagrama de flujo para determinar la Presión de Vapor

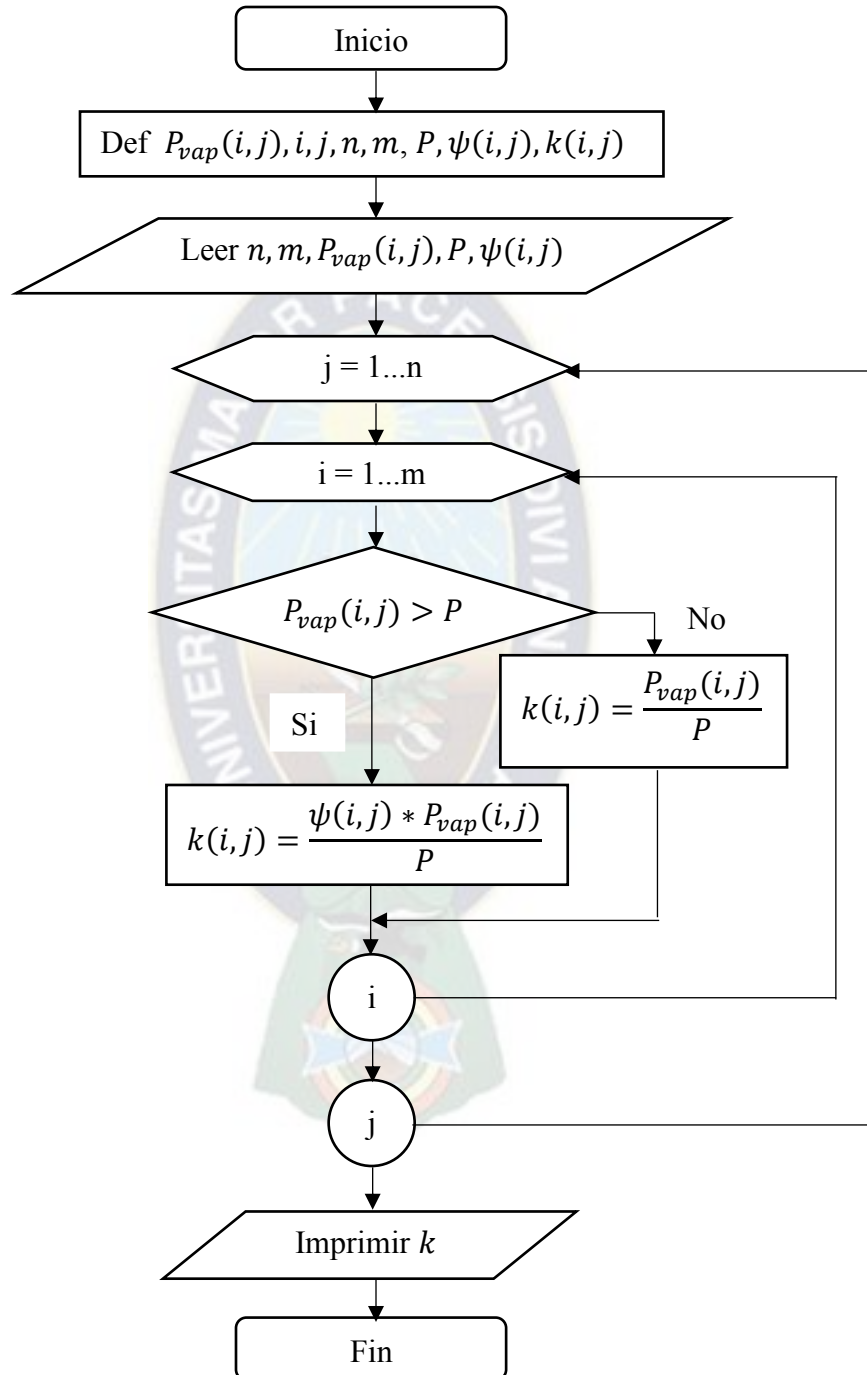
Figura N° 3.2: Diagrama de Flujo - Presión de Vapor



Fuente: Elaboración propia

3.3.2 Diagrama de flujo para determinar las constantes de equilibrio $k_{i,j}$

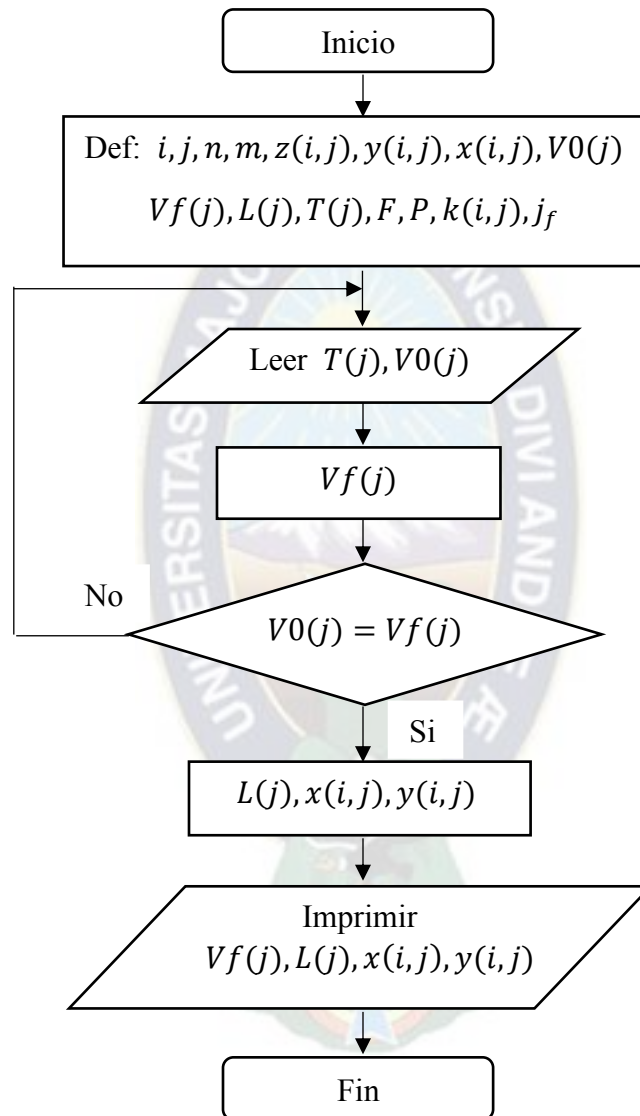
Figura N° 3.3: Diagrama de Flujo - Constante de equilibrio



Fuente: Elaboración propia

3.3.3 Diagrama de flujo para determinar flujos y composiciones de las fases líquida y vapor

Figura N° 3.4: Diagrama de Flujo - Composiciones Líquido y Vapor



Fuente: Elaboración propia

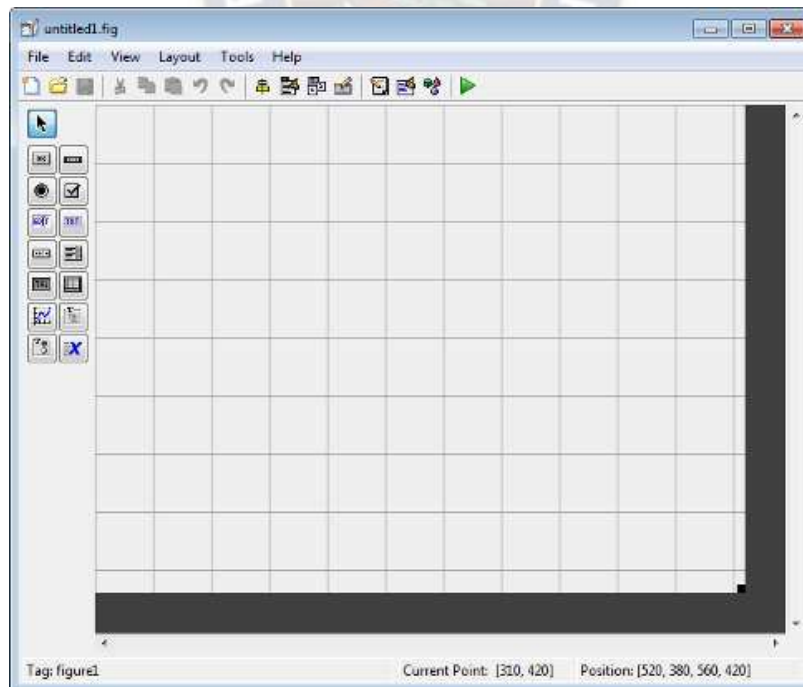
3.4 MathWorks® Matlab

El programa computacional Matlab es una herramienta de software matemático que utiliza como elemento básico de datos la matriz, la cual no requiere ningún dimensionamiento. Utiliza un lenguaje propio que es el lenguaje M.

Matlab contiene una extensa librería, por lo que permite la representación de funciones, la ejecución de las distintas operaciones la implementación de algoritmos, la creación de interfase de usuario (GUI) e incluso la comunicación con otros programas como Excel.

Cuenta con una gran variedad de herramientas o Toolboxes que se desarrollan de manera profesional además que permite realizar gráficos en dos y en tres dimensiones, lo que ayuda a tener una mejor visualización. Su lenguaje de programación que va ligada a las matrices o arrays tiene la principal ventaja de facilitar la resolución de los problemas planteados.

Figura N° 3.5: Interfaz gráfica de usuario



Fuente: https://la.mathworks.com/help/matlab/creating_guis/about-the-simple-guide-gui-example.html;jsessionid=6fa8520b449d06490866c41acf28

3.5 Programación

En el presente proyecto se realiza el modelado y simulación de la torre de-butinizadora de la Planta Separadora de Líquidos “Carlos Villegas Quiroga”. Para el desarrollo de los cálculos y el algoritmo de convergencia se utilizó el programa computacional Matlab - 2017b.

Además, se tomó en cuenta las siguientes consideraciones:

- La fase vapor como un gas ideal y la fase líquida como una solución ideal. Esto para hacer uso de la Ley de Raoult y no profundizar con ecuaciones de estado.
- La variación o caída de presión en toda la columna de-butinizadora se la considera como despreciable. La caída de presión no es significativa en relación a la presión total de operación.
- Resulta válida el uso de la ecuación (16) y (18) para hallar las constantes de equilibrio k , calculando la presión de vapor con la ecuación de Riedel.

3.5.1 Perfil de temperaturas

Según los datos brindados por la ANH, se tienen las siguientes temperaturas:

Tabla N° 3.4: Temperatura en la torre de-butinizadora

Etapa	Temperatura [°F]
1	132.9
12	155.4
15	190
19	257.6
32	300.5

Fuente: Información proporcionada por Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH)

Se considera la numeración de las etapas de forma descendente desde el tope hasta el fondo de la torre de-butanizadora incluyendo el condensador y el rehervidor. Es necesario aclarar que las etapas para dichas temperaturas no son totalmente exactas solo son aproximaciones.

Con estos datos se realizó la gráfica, con el propósito de ver la tendencia del perfil de temperaturas. En el “eje x” se encuentran el número de etapas y en el “eje y” las temperaturas medidas en °F.

```
% ----- Para el perfil de temperatura real -----  
X=[1 12 15 19 32]';  
Y=[132.9 155.4 190 257.6 300.5]';  
plot(X,Y, '-ok')  
xlabel('N° de Etapas')  
ylabel('Temperatura [°F]')  
title('Temperatura Real vs N° de Etapas')  
grid on, grid minor;  
% -----
```

Sin embargo, al ser tan altas las temperaturas de operación se tienen los siguientes problemas:

- La ecuación de Riedel obtiene buenos resultados para compuestos subcríticos, por lo que las temperaturas aplicadas no deberían superar las temperaturas críticas de los componentes. Además, estas últimas, dependiendo del componente, van variando.
- Al tener una mezcla con un componente liviano como el etano y pesado como el pentano no se puede cumplir a cabalidad que se no encuentre dentro de los rangos, de cada componente, donde se cumple la ecuación de Riedel. Ya que si se reduce demasiado la temperatura esto afecta principalmente al pentano, por el contrario, si se aumenta la temperatura afecta principalmente al etano.

Por lo que se optó por reducir considerablemente las temperaturas, sin dejar a lado la tendencia que presentan los datos reales.

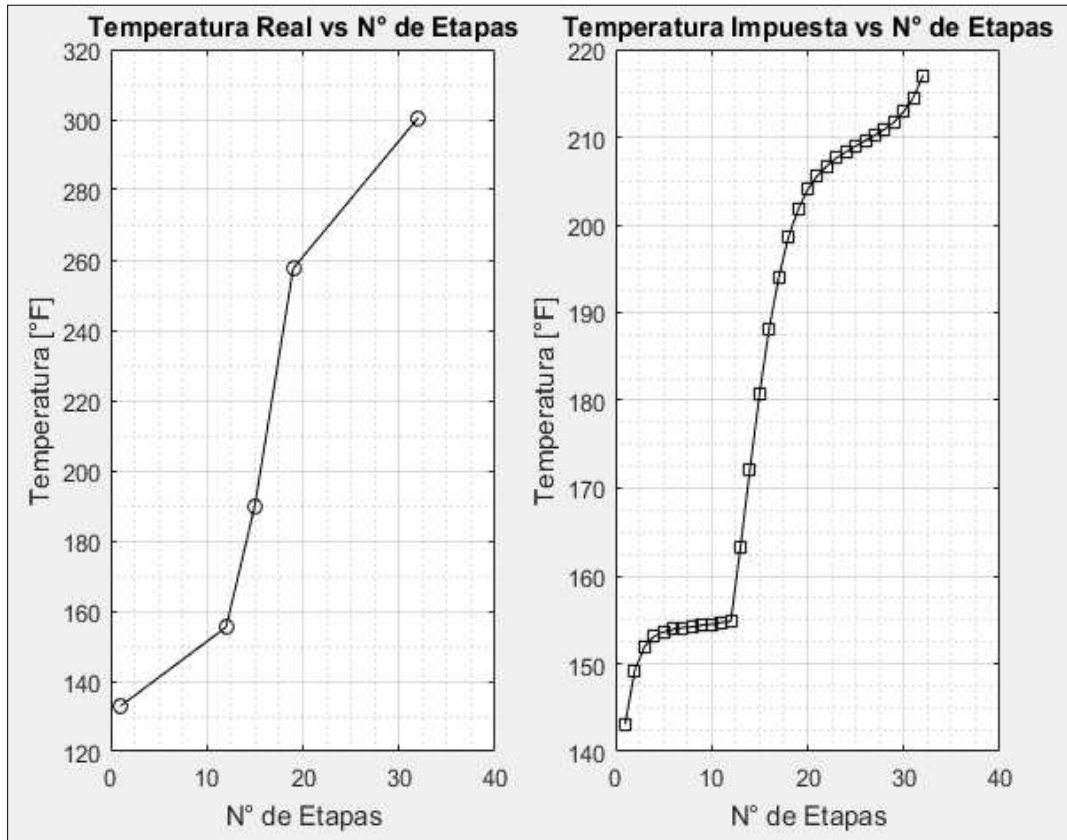
Las 32 nuevas temperaturas para cada etapa están almacenadas en la variable Tbur. Conjuntamente se crea un conjunto de valores que va desde el plato inicial (n_tope) hasta el número de plato final (n_fondo) para los valores en el eje x. Lo último es con el objetivo de crear un vector que contenga el número de platos que va desde 1 hasta 32.

```
%----- Para la gráfica del perfil de temperatura impuesto -----  
n_tope=1;  
n_fondo=32;  
n_pla=n_tope:1:n_fondo;  
ejX=n_pla';  
Tbur = [143.1 149.2 151.9 153.1 153.6 153.9 154.1 154.2 154.4...  
        154.5 154.7 154.8 163.2 172.2 180.8 188.2 194.1 198.6...  
        201.7 204    205.6 206.7 207.6 208.3 209    209.6 210.2...  
        210.9 211.7 212.9 214.5 217]'; %En °F  
plot(ejX,Tbur, '-sk')  
xlabel('N° de Etapas')  
ylabel('Temperatura [°F]')  
title('Temperatura Impuesta vs N° de Etapas')  
grid on,grid minor;  
% -----
```

A pesar de la reducción del rango de temperaturas aún siguen siendo demasiado elevadas principalmente para el componente más liviano que es el etano, por lo que se asegura la existencia de un error considerable en los resultados obtenidos.

Las diferencias entre las tendencias de las temperaturas, son más notorios en la siguiente figura:

Figura N° 3.6: Perfil de Temperatura Real e Impuesto



Fuente: Elaboración propia

3.6 Aplicación con interfaz gráfica de usuario

Matlab permite la creación de interfaces graficas de usuarios denominadas GUI, las cuales incluyen barras de herramientas, menús, botones y controles.

El entorno de desarrollo de GUI es el GUIDE que es un editor de diseño que admite el diseño gráfico de usuario personalizado. Se genera automáticamente un código para empezar la interfaz, el cual puede ser modificable acorde con la programación respectiva.

En el presente proyecto se realiza una interfaz gráfica de usuario, con su respectiva programación, de una torre de-butanizadora, tomando en cuenta los datos de la columna existente en la Planta Separadora de Líquidos Carlos Villegas e imponiendo un perfil de temperaturas adecuado.

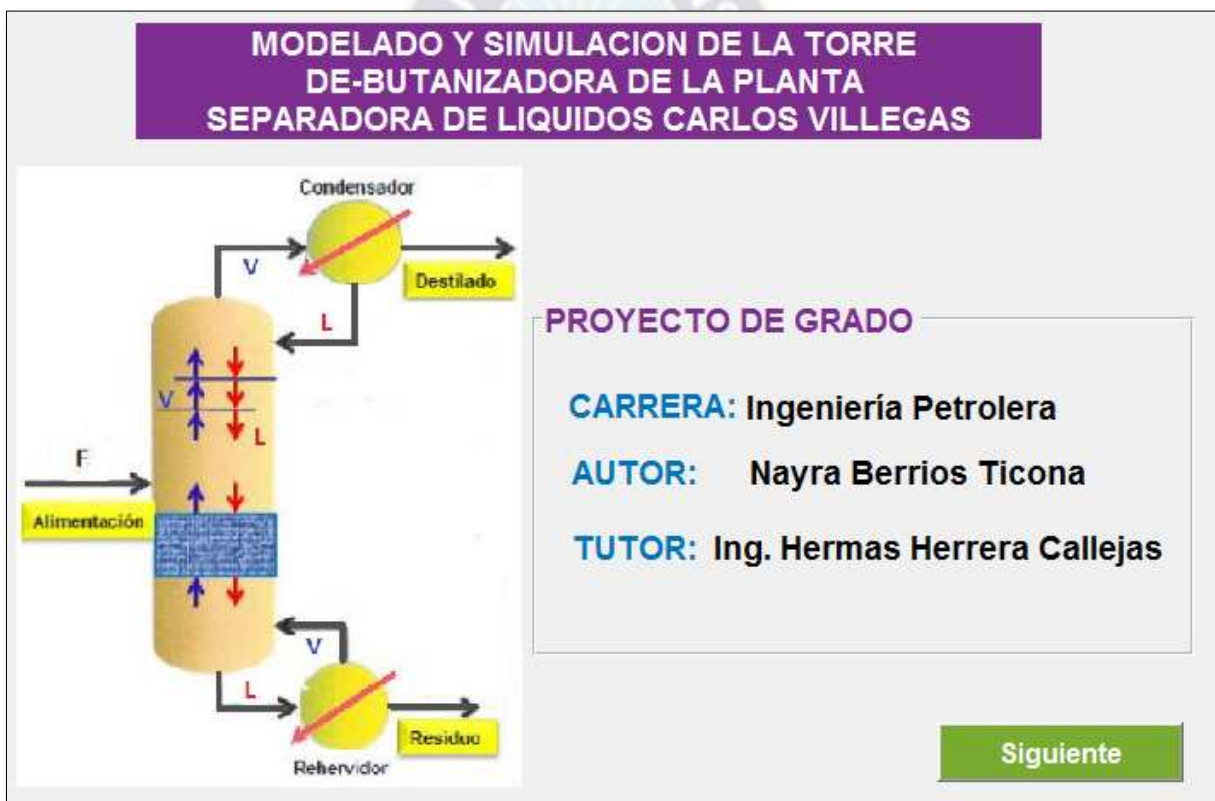
3.7 Procedimiento de la aplicación con interfaz gráfica de usuario

Con la aplicación de GUIDE, se tendrá una mejor visualización especialmente de los resultados e inclusive será más fácil y gráfico el poder ingresar los datos necesarios. Se podrá mostrar las gráficas que sean necesarias y las tablas de resultados.

3.7.1 Primer GUIDE

Antes de iniciar con la programación, se pondrá un GUIDE de presentación del tema, autor y tutor.

Figura N° 3.7: Interfaz Gráfica de Presentación

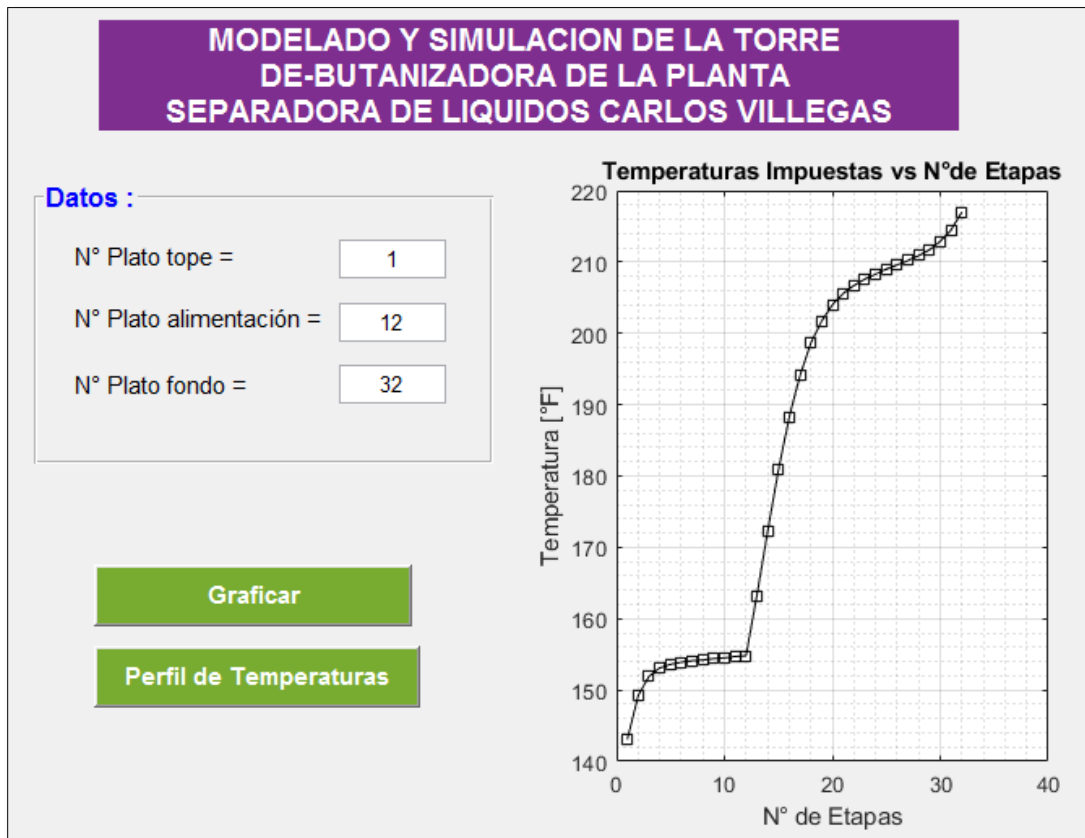


Fuente: Elaboración propia

3.7.2 Segundo GUIDE

Para realizar la programación se implementa el perfil de Temperatura Impuesto ya determinado como se observa en la siguiente figura:

Figura N° 3.8: Interfaz Gráfica de Entrada



Fuente: Elaboración propia

El ingreso del número de platos de tope, de alimentación y de fondo es manual; datos propios del problema.

3.7.2.1 Botón “Graficar”

```
function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)
global Tem pla2 pla3 ejX
pla1=str2double(get(handles.edit1,'string'));
pla2=str2double(get(handles.edit2,'string'));
pla3=str2double(get(handles.edit3,'string'));
n_pla=pla1:1:pla3;
ejX=n_pla';
Tem = [143.1 149.2 151.9 153.1 153.6 153.9 154.1 154.2 154.4 154.5...
       154.7 154.8 163.2 172.2 180.8 188.2 194.1 198.6 201.7 204...
       205.6 206.7 207.6 208.3 209 209.6 210.2 210.9 211.7 212.9...]
```

```

        214.5 217]';%En °F
plot(ejX,Tem, '-sk')
xlabel('N° de Etapas');
ylabel('Temperatura [°F]');
title('Temperaturas Impuestas vs N°de Etapas');
grid on,grid minor;

```

La programación es la misma que la mostrada con anterioridad, con la diferencia en que los datos ingresados por el usuario manualmente están almacenados como en las variables `pla1`, `pla2` y `pla3`. El comando `str2double` convierte una cadena de caracteres en número con el objetivo de realizar operaciones posteriores.

Es importante poner las variables `Tem` `pla2` `pla3` `ejX` como variables globales⁵, para que en los posteriores GUIDEs no sea necesario volver a calcularlas y solo se necesite llamarlas.

3.7.2.2 Botón “Perfil de Temperaturas”

```

function pushbutton2_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1_2

```

Al presionar el botón de Perfil de Temperaturas se dirige a un nuevo GUIDE llamado `Destilacion1_2`, que contenga las temperaturas con sus respectivas etapas; como se muestra en la tabla N° 3.5.

3.7.3 Tercer GUIDE

El nuevo GUIDE contiene la siguiente programación:

```

function Destilacion1_2_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles,
varargin)
global Tem pla3 ejX
tabla1=cell(pla3,2);

```

⁵ Las variables definidas como globales tienen la facilidad de ser utilizadas en cualquier parte del programa.

```

FF=[ejX Tem];
tabla1(:, :)=num2cell(FF);
set(handles.uitable1, 'Data', tabla1);
% Choose default command line output for Destilacion1_2
handles.output = hObject;
% Update handles structure
guidata(hObject, handles);

```

Se crea una tabla con `cell(pla3, 2)` que significa que contenga 32 filas (`pla3`) y 2 columnas. La variable `FF` agrupa el contenido que se va a visualizar en la tabla.

La creación de dicha tabla se la realiza con el fin de poder visualizar los datos de temperaturas a lo largo de la torre de destilación en estudio.

Tabla N° 3.5: Perfil de Temperaturas

	N° de Etapas	Temperaturas [°F]
1	1	143.1000
2	2	149.2000
3	3	151.9000
4	4	153.1000
5	5	153.6000
6	6	153.9000
7	7	154.1000
8	8	154.2000
9	9	154.4000
10	10	154.5000
11	11	154.7000
12	12	154.8000
13	13	163.2000
14	14	172.2000
15	15	180.8000
16	16	188.2000
17	17	194.1000
18	18	198.6000
19	19	201.7000

	N° de Etapas	Temperaturas [°F]
20	20	204
21	21	205.6000
22	22	206.7000
23	23	207.6000
24	24	208.3000
25	25	209
26	26	209.6000
27	27	210.2000
28	28	210.9000
29	29	211.7000
30	30	212.9000
31	31	214.5000
32	32	217

Fuente: Elaboración propia

3.7.3.1 Botón “Siguiente”

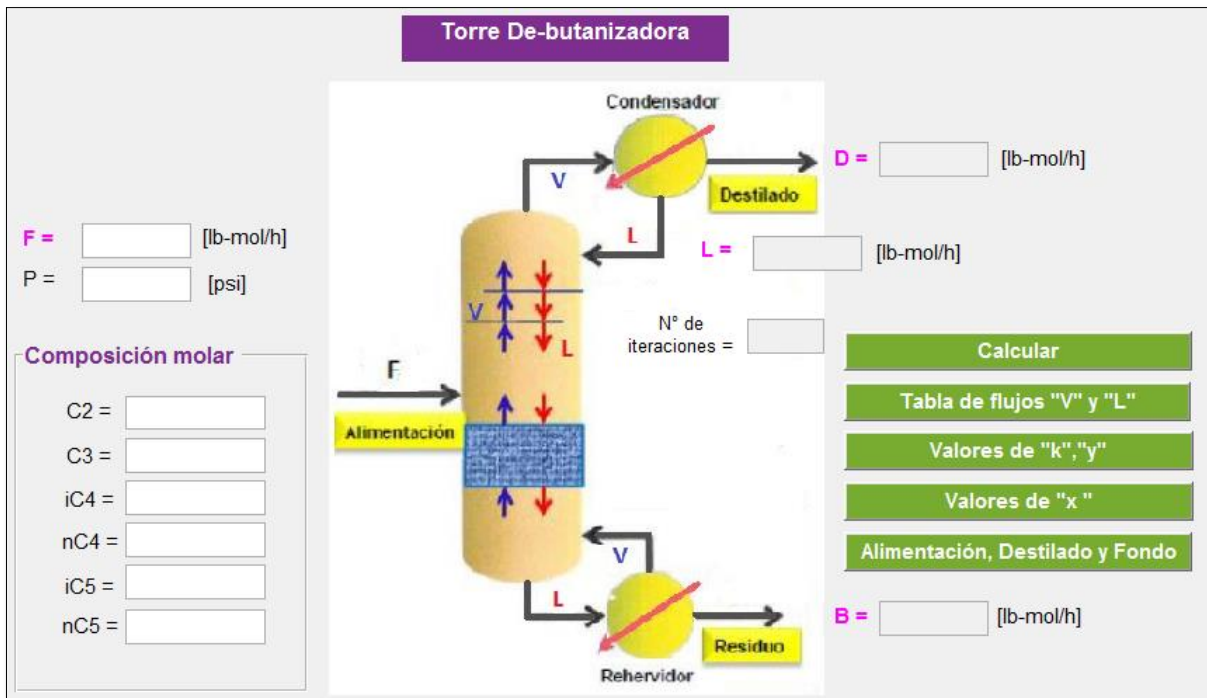
```
function pushbutton2_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1_2
```

Al presionar el botón de Siguiente se dirige al cuarto GUIDE, cuyo nombre es Destilacion1_3, el cual contiene la torre de-butanizadora donde figuran los flujos de entrada y de salida (destilado y fondos), además del flujo que retorna a la torre.

3.7.4 Cuarto GUIDE

En el nuevo GUIDE se ingresan los datos necesarios de entrada como las fracciones molares de todos los componentes en la alimentación, el flujo de la alimentación “F” en [lb-mol/h] y la presión del sistema “P” en [psi] tal como se muestra en la siguiente figura:

Figura N° 3.9: Interfaz Gráfica de la Torre De-butanizadora



Fuente: Elaboración propia

Los espacios que se encuentran en color blanco son aquellos que están habilitados para ser llenados manualmente, sin embargo, los espacios en color plomo son los resultados que se muestran al ejecutar el programa y presionar el botón “Calcular”.

3.7.4.1 Imagen

Para cargar la imagen de la torre de destilación, se tiene el siguiente código:

```
% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function axes3_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)
im=imread('I:\PROYECTO DE GRADO UMSA\Exámenes\Torre.jpg');
image(im);
axis off
```

Donde es necesario incluir la ubicación de la imagen y eliminar los ejes de coordenadas con `axis off`.

3.7.4.2 Botón “Calcular”

3.7.4.2.1 Datos iniciales

La mezcla está compuesta por seis componentes: 1) etano, 2) propano, 3) isobutano, 4) n-butano, 5) iso-pentano y 6) n-pentano. En los cálculos efectuados se respeta dicho orden.

- Datos ingresados

```
function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)
global Tem pla2 m n k x xn y V0 L sumay sumax sumaxn error1

FA=str2double(get(handles.edit1,'string'));
Pre=str2double(get(handles.edit2,'string'));%Presión en psia
z1=str2double(get(handles.edit3,'string'));
z2=str2double(get(handles.edit4,'string'));
z3=str2double(get(handles.edit5,'string'));
z4=str2double(get(handles.edit6,'string'));
z5=str2double(get(handles.edit7,'string'));
z6=str2double(get(handles.edit8,'string'));
```

Los datos a ingresar manualmente son el flujo de alimentación FA en [lb-mol/h], la presión Pre en [psi] y las fracciones molares de alimentación: z_1 , z_2 , z_3 , z_4 , z_5 y z_6 . Además de imponer como variables globales: Tem pla_2 m n k x xn y V_0 L $sumay$ $sumax$ $sumaxn$ $error_1$, las cuales serán útiles en los posteriores GUIDES.

Se debe tener mucho cuidado al momento de declarar las variables como globales. Esto significa que en la instrucción “Callback” también debe declararse las variables globales. Si no se realiza esto Matlab interpretara las variables como locales⁶.

- Los datos teóricos (sacados de bibliografía), de las tablas 2.2 y 2.3 son:

```
% ----- Datos bibliográficos -----
```

⁶ Una variable local es aquella cuyo ámbito se restringe a la función que la ha declarado.

```
Tb = [184.6 231.1 261.4 272.7 301 309.2]'; % Temp. eb. en k
Tc1 = [305.4 369.8 408.2 425.2 460.4 469.7]'; % Temp. crítica en k
Pc1 = [48.8 42.5 36.5 38 33.9 33.7]'; % Presión crítica en bar
Tc = [550 665.9 734.7 765.3 829.8 845.6]'; % Temp. crítica en R
Pc = [709.8 617.4 529.1 550.7 483 489.5]'; % Presión crítica psi
w= [0.1064 0.1538 0.1825 0.1954 0.2104 0.2387]'; %Factor acéntrico
R = 10.73159; % Constante universal de los gases
% -----
```

Es importante tener en cuenta las unidades, ya que la ecuación de Riedel trabaja en diferentes unidades a la ecuación de Rackett; por tal motivo se introduce propiedades de los hidrocarburos en diferentes unidades.

Además, la constante universal de los gases R tiene las siguientes unidades:

$$R = \left[\frac{ft^3 * psi}{R * lb - mol} \right]$$

- Los datos de entrada son los siguientes:

```
% ----- Datos de entrada -----
z = [z1 z2 z3 z4 z5 z6]'; %Composición de entrada
n = length(Tem); % Número de etapas
m = length(z); % Número de componentes
F=zeros(n,1); %Para el flujo de alimentación, inicialmente sea cero.
F(pla2)=FA; %Con valor en el plato de alimentación.
Tbur0 = Tem+460; % Temperatura en R
Tbur1 = ((Tem-32).*(5/9))+273; % Temperatura en k
V0=[4550 7100 7200 7234 7310 7150 7050 6900 6880 6815 6809 6805...
    7711 8650 9600 7905 8626 13550 14771 11690 9600 7900 4100...
    3613 3413 3212 3450 2206 2600 2594 2482 2164]'; % Corrientes
    iniciales de vapor
% -----
```

Se considera la presión constante, debido a que no varía significativamente en toda la columna; tomando como valor 227 psig que equivale a 241.7 psi.

El flujo de alimentación “FA” solamente ingresa en el plato número 12 contando desde el tope hasta el fondo de la columna, por lo que el vector columna F será un vector de ceros con excepción en el plato de alimentación.

- Los datos necesarios para las iteraciones:

```
% ----- Datos para las iteraciones -----
iter=1; % Contador para el número de iteraciones
criterio=0.2*32; % Criterio de convergencia
error=sum(abs(V0./V0).*100);
% -----
```

El contador “iter” empieza en 1 y sirve para visualizar el número de iteraciones efectuadas.

Cabe destacar que el valor del criterio considera un error porcentual de cada uno de los valores de aproximadamente 0.2% y como se tienen 32 valores de V_0 resulta en:

$$criterio = 0.2 * 32 = 6.4$$

El error porcentual está definido con la siguiente fórmula:

$$\%Error = \sum_{j=1}^n \frac{|V_f - V_0|}{V_f} * 100\% \quad (52)$$

Solo para tener un valor inicial del error porcentual se lo define como la suma de los valores iniciales de las corrientes de vapor, dividido entre los mismos valores multiplicados por cien. Lo que corresponde a: $sum(abs(V_0./V_0).*100)$. Donde V_0 y V_f representan los flujos de vapor iniciales y finales respectivamente.

El criterio no resulta ser tan elevado y tiene poco impacto. Esto se debe principalmente a que las temperaturas impuestas superan las temperaturas críticas de la mayoría de los componentes, por lo que los valores de k no son muy aceptables y sufrirán ciertas desviaciones lo cual incrementa el error.

3.7.4.2.2 Constante de equilibrio

- Para hallar la presión de vapor de cada componente en cada etapa, se utilizó la ecuación de Riedel (9); donde j representa el número de etapas e i el número de componentes:

```

%----- Para hallar Presión de vapor -----
for j=1:n
    for i=1:m
        Tbr(i)=Tb(i)/Tc1(i);%Temp. reducida a temp. normal de eb.
        Tr(i,j)=Tbur1(j)/Tc1(i);%Temp. reducida
        Fib(i)=-35+(36/Tbr(i))+(42*log(Tbr(i)))-(Tbr(i)^6);
        alfac(i)=((0.315*Fib(i))+(log(Pc1(i))))/((0.0838*Fib(i))..
            -(log(Tbr(i))));
        Q(i)=0.0838*(3.758-alfac(i));
        a(i)=-35*Q(i);
        b(i)=-36*Q(i);
        c(i)=(42*Q(i))+alfac(i);
        d(i)=-Q(i);
        Pvapp(i,j)=exp(a(i)-(b(i)/Tr(i,j))+(c(i)*log(Tr(i,j)))...
            +(d(i)*(Tr(i,j)^6)))*Pc1(i);%en bar
        Pvap(i,j)=Pvapp(i,j)*(14.7/1.01325);%en psi
    end
end
%-----

```

- Para hallar las constantes de equilibrio k :

```

%----- Para hallar k -----
for j=1:n
    for i=1:m
        if Pvap(i,j)>Pre
            zcrit(i)=0.29056-0.08778*w(i);
            Vcrit(i)=(R*Tc(i)*zcrit(i))/Pc(i);
            T_red(i,j)=Tbur0(j)/Tc(i); %Temp. reducida
            fact(i,j)=((1-T_red(i,j))^2)^(1/7);
            Vf1(i,j)=Vcrit(i)*(zcrit(i)^fact(i,j));
            Poynting(i,j)=exp((Vf1(i,j)*(Pre-Pvap(i,j)))/(R*Tbur0(j)));
            k(i,j)=(Pvap(i,j)*Poynting(i,j))/Pre; %Ctte equilibrio
        else
            k(i,j)=Pvap(i,j)/Pre;
        end
    end
end
end
% -----

```

Para corregir el efecto de la presión se toma en cuenta el factor de corrección de Poynting de la ecuación (18) solamente si la presión de vapor es mayor a la presión del sistema (241.7 psi), caso contrario se utiliza la ecuación (16). El volumen molar de la fase líquida V_{f1} se calcula mediante la ecuación de Rackett.

3.7.4.2.3 Matriz tridiagonal

La matriz tridiagonal ayuda a la resolución de los balances de masa y las relaciones de equilibrio, convirtiendo dichas ecuaciones no lineales, mediante artificios matemáticos, en ecuaciones lineales.

- Para hallar las variables $A_{i,j}$ según de las ecuaciones (41), (42) y (45):

```

%----- PARA LA ITERACION -----
while (error>=criterio)

```

```

% Para hallar A
for j=1:n
    for i=1:m
        if j<pla2
            A(i,j)=(V0(j+1)-V0(1))/(k(i,j)*V0(j));
        elseif j>=pla2 && j<n
            A(i,j)=(V0(j+1)+F(pla2)-V0(1))/(k(i,j)*V0(j));
        elseif j==n
            A(i,j)=(F(pla2)-V0(1))/(k(i,j)*V0(j));
        end
    end
end
end

```

Se empieza con un bucle de iteración while. Mientras el valor de la distancia sea mayor al del criterio se proseguirá con el algoritmo de iteración.

Las ecuaciones para hallar $A_{i,j}$ van variando según el plato donde se esté analizando, por lo que en la programación se realiza la respectiva diferencia utilizando la estructura condicional múltiple if...elseif...elseif...end.

- Para hallar $\rho_{i,j}$, según la ecuación (49):

```

% ----- Para hallar fi -----
for j=1:n
    for i=1:m
        fi(i,j)=A(i,j)+1;
    end
end
end

```

- Según la ecuación (48), se obtiene las variables D_i :

```

% ----- Para D -----
for j=1:n
    for i=1:m
        D(i,j)=-F(j)*z(i);
    end
end

```

```

end
end

```

```

% -----

```

Al solo contar un solo flujo de alimentación la matriz D_i resulta una matriz de ceros con excepción en el plato de alimentación, donde cuenta con un valor.

3.7.4.2.4 Resolución de la Matriz tridiagonal

Al ser la matriz tridiagonal un conjunto de ecuaciones lineales facilita su resolución mediante las siguientes expresiones:

$$A_i * v_i = D_i \quad (53)$$

Despejando la variable v_i se obtiene:

$$v_i = A_i^{-1} * D_i \quad (54)$$

- Para cada componente de la mezcla:

```

% ----- Para todos los componentes -----

```

```

% Para el primer componente:

```

```

lf1=D(1,:)' ;
fi_1=fi(1,:)' ;
Ai_1=A(1,:)' ;
M1=zeros(n) ;
for j=1:n
    for i=1:n
        if i==j
            M1(i,j)=-fi_1(j) ;
        elseif i==j-1
            M1(i,j)=1 ;
        elseif i==j+1
            M1(i,j)=Ai_1(j) ;
        end
    end
end
end
end

```



```

sol_1=inv(M1)*lf1;

%Para 2do componente:
lf2=D(2,:)';
fi_2=fi(2,:)';
Ai_2=A(2,:)';
M2=zeros(n);
for j=1:n
    for i=1:n
        if i==j
            M2(i,j)=-fi_2(j);
        elseif i==j-1
            M2(i,j)=1;
        elseif i==j+1
            M2(i,j)=Ai_2(j);
        end
    end
end
sol_2=inv(M2)*lf2;

%Para 3er componente:
lf3=D(3,:)';
fi_3=fi(3,:)';
Ai_3=A(3,:)';
M3=zeros(n);
for j=1:n
    for i=1:n
        if i==j
            M3(i,j)=-fi_3(j);
        elseif i==j-1
            M3(i,j)=1;
        elseif i==j+1
            M3(i,j)=Ai_3(j);
        end
    end
end

```



```

end
sol_3=inv(M3)*lf3;

%Para 4to componente:
lf4=D(4,:)';
fi_4=fi(4,:)';
Ai_4=A(4,:)';
M4=zeros(n);
for j=1:n
    for i=1:n
        if i==j
            M4(i,j)=-fi_4(j);
        elseif i==j-1
            M4(i,j)=1;
        elseif i==j+1
            M4(i,j)=Ai_4(j);
        end
    end
end
sol_4=inv(M4)*lf4;

%Para 5to componente:
lf5=D(5,:)';
fi_5=fi(5,:)';
Ai_5=A(5,:)';
M5=zeros(n);
for j=1:n
    for i=1:n
        if i==j
            M5(i,j)=-fi_5(j);
        elseif i==j-1
            M5(i,j)=1;
        elseif i==j+1
            M5(i,j)=Ai_5(j);
        end
    end
end

```



```

        end
    end
    sol_5=inv(M5)*lf5;

    %Para 6to componente:
    lf6=D(6,:)' ;
    fi_6=fi(6,:)' ;
    Ai_6=A(6,:)' ;
    M6=zeros(n);
    for j=1:n
        for i=1:n
            if i==j
                M6(i,j)=-fi_6(j);
            elseif i==j-1
                M6(i,j)=1;
            elseif i==j+1
                M6(i,j)=Ai_6(j);
            end
        end
    end
    sol_6=inv(M6)*lf6;
    % -----

```

El mismo algoritmo de resolución se aplica a cada uno de los componentes de la mezcla que ingresa.

Así por ejemplo para el etano. Las variables: lf_1 , fi_1 , Ai_1 , son específicas para el primer componente, ya que se refieren a la primera fila de las matrices D , fi , A , respectivamente. El número de fila va variando de acuerdo al componente que se esté analizando.

La variable sol_1 es una aplicación de la ecuación (54) para la resolución de sistema de ecuaciones lineales. Dicha variable contiene las corrientes de la fase vapor del componente analizado en cada una de las etapas de la torre debutanizadora.

3.7.4.2.5 Flujos de la fase vapor “V”

- Después se une cada una de las soluciones en una sola matriz como se muestra a continuación:

```
%Uniendo las soluciones
Sol=[sol_1 sol_2 sol_3 sol_4 sol_5 sol_6]';
```

- Para hallar las corrientes de vapor totales de cada una de las etapas:

```
%Para los flujos de vapor:
for j=1:n
    Vol(j)=sum(Sol(:,j));%Para los flujos de vapor en cada etapa
end
```

Se suma los volúmenes parciales de cada componente en cada etapa, siempre y cuando se considere como una mezcla ideal. Los volúmenes solamente pueden ser considerados aditivos cuando únicamente se trata de mezclas ideales.

- Antes de terminar el bucle “while” se debe especificar lo siguiente:

```
Vf=Vol';
error=sum(abs((Vf-V0)./Vf).*100);
error1=((abs(Vf-V0))./Vf).*100; % Para verificar el error porcentual
de c/uno
V0=Vf;
iter=iter+1;
end %del while
```

El nuevo error porcentual es el representado por la ecuación (52). El `error1`, a diferencia del error, compara los valores finales e iniciales uno a uno; para luego mostrar los resultados en una tabla.

Para volver a iniciar con la iteración los valores finales de los flujos de vapor se tornan valores de flujo iniciales y el contador `iter` incrementa en una unidad.

3.7.4.2.6 Flujos de la fase liquida “L”

Una vez obtenidos los valores de los flujos de la corriente de vapor en cada una de las etapas, V_0 , se halla los valores de los flujos de la corriente de fase liquida con la ecuación (28):

```
%Para los flujos de la fase liquida
V0(n+1)=0;
for j=1:n
    Liq(j)=V0(j+1)+sum(F(1:j))-V0(1);
end
L=Liq';
```

3.7.4.2.7 Fracciones molares de la fase vapor “y”

Para hallar las fracciones en mol de la fase vapor se despeja de la ecuación (31), para el vapor y así obtener:

$$y_{i,j} = \frac{v_{i,j}}{V_j}$$

```
%Para y
for j=1:n
    for i=1:m
        y(i,j)=Sol(i,j)/V0(j);
    end
end
disp('Los valores de y son:')
disp(y)
```

- Para verificar las sumatorias de “y”

```
%Para verificar las sumatorias de y
for j=1:n
    sumay(j)=sum(y(:,j));
end
```

Es necesario que se cumpla las relaciones de equilibrio donde la sumatoria de las fracciones molares de la fase vapor de los componentes debe ser igual a la unidad. Estas ecuaciones deben cumplirse en cada una de las 32 etapas

3.7.4.2.8 Fracciones molares de la fase vapor “x”

Los valores de las fracciones en mol de la fase liquida se encuentran con la ecuación que define la constante de equilibrio, despejando se tiene:

$$x_{i,j} = \frac{y_{i,j}}{k_{i,j}}$$

```
%Para x
for j=1:n
    for i=1:m
        x(i,j)=y(i,j)/k(i,j);
    end
end
```

- Para verificar las sumatorias de “x”

```
%Para verificar las sumatorias de x
for j=1:n
    sumax(j)=sum(x(:,j));
end
```

De manera similar ocurre con la sumatoria de las fracciones molares de la fase liquida en cada una de las etapas de la torre de destilación.

Para obtener mejores resultados es necesario normalizar las fracciones molares de la fase liquida. Normalizar significa sumar los valores de x y dividir cada uno de los valores entre dicha suma.

- Para “x normalizado”

```
%Para x normalizado:
for j=1:n
    for i=1:m
        xn(i,j)=x(i,j)/sumax(j);
    end
end
```

Finalmente, una vez normalizados los valores de x , se procede a verificar que la sumatoria sea igual a uno, como se muestra a continuación:

- Para verificar las sumatorias de “x normalizado”

```
%Para verificar una vez más las sumatorias de xn normalizado
for j=1:n
    sumaxn(j)=sum(xn(:,j));
end
```

```
V0(n+1,:)=[];
```

```
set(handles.edit9,'string',V0(1));
set(handles.edit10,'string',L(1));
set(handles.edit11,'string',L(n));
set(handles.edit12,'string',iter);
```

Es importante resaltar que en el código para hallar los flujos de la fase líquida se impuso $V_0(n+1)=0$; lo que provocó un aumento en la matriz de una fila más. Al final del código es necesario eliminar esa fila adicional con: $V_0(n+1,:)=[]$.

Las últimas cuatro filas del código son para mostrar los resultados: V , L , B y número de iteraciones, que se encuentran inhabilitadas inicialmente (de color plomo) en la figura N° 3.9.

3.7.4.3 Botón “Tabla de flujos V y L”

```
function pushbutton2_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1_4
```

Al presionar dicho botón se dirige a un nuevo GUIDE denominado Destilacion1_4, el cual contiene una tabla donde se encuentran los flujos tanto de la fase vapor como de la fase líquida y el error porcentual de las corrientes de vapor.

Además, cuenta con dos gráficos, los cuales son una representación gráfica del comportamiento de los flujos de ambas fases.

3.7.5 Quinto GUIDE

La programación debe ser realizada al inicio, al momento de abrir el nuevo GUIDE, específicamente en la función: `OpeningFcn(hObject, eventdata, handles, varargin)`

- Para la tabla

```
function Destilacion1_4_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles,
varargin)

global ejX V0 L pla3 error

%Para la tabla:
tabla2=cell(pla3,4);
Flujos=[ejX V0 L error];
tabla2(:,:)=num2cell(Flujos);
set(handles.uitable1, 'Data', tabla2);
```

Las variables globales son rescatadas del cuarto GUIDE para crear una tabla de 32 filas y 4 columnas. Las filas son para cada etapa y las columnas están especificadas en la variable `Flujos=[ejX V0 L error]`.

- Para la gráfica de flujos de vapor

```
%Para la gráfica de V:
axes(handles.axes1);
plot(ejX,V0,'-sk')
xlabel('N° de Etapas');
ylabel('Flujo de Vapor');
title('Flujo de Vapor vs N° de Etapas');
grid on,grid minor
```

Se crea una gráfica donde se observa el comportamiento de los flujos de vapor en cada una de las 32 etapas.

- Para la gráfica de flujos de líquido.

```
%Para la gráfica de L:
axes(handles.axes2);
plot(ejX,L,'-ok')
grid on,grid minor
xlabel('N° de Etapas');
ylabel('Flujo de Liquido');
title('Flujo de Liquido vs N° de Etapas');
% Choose default command line output for Destilacion1_4
handles.output = hObject;
% Update handles structure
guidata(hObject, handles);
```

Al igual que lo anterior se crea otra gráfica para observar cómo varían los flujos de líquido en cada etapa.

3.7.5.1 Botón “Regresar”

```
function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1_3
```

Esto se lo realiza con el fin de retornar al cuarto GUIDE (Figura N° 3.9) para dar oportunidad a los otros botones donde se muestran los demás resultados.

3.7.5.2 Botón “Valores de k, y”

```
function pushbutton3_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1_5
```

Al presionar dicho botón se dirige a una tabla donde se muestran los valores de la constante de equilibrio “k” y las fracciones molares de la fase vapor “y” para cada componente en cada una de las etapas.

3.7.6 Sexto GUIDE

En el sexto GUIDE se realiza el siguiente código para las diferentes tablas:

- Para la tabla de las constantes de equilibrio k

```
function Destilacion1_5_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles,
                                varargin)
global m n k y sumay

%Para la tabla de "k"
tabla3=cell(m,n);
tabla3(:, :)=num2cell(k);
set(handles.uitable1, 'Data', tabla3);
```

Las variables globales `m n k y sumay`, son los resultados obtenidos anteriormente. Se crea una tabla de resultados de 6 filas y 32 columnas para expresar las constantes de equilibrio.

- Para la tabla de composiciones de la fase vapor “y”

```
%Para la tabla de "y"
y(m+1, :)=sumay;
tabla4=cell(m+1, n);
tabla4(:, :)=num2cell(y);
```

```

set(handles.uitable2, 'Data', tabla4);
% Choose default command line output for Destilacion1_5
handles.output = hObject;
% Update handles structure
guidata(hObject, handles);

```

Se crea una tabla donde no solamente se muestren las fracciones molares de la fase vapor sino también la suma de las mismas en cada etapa, que teóricamente deberían ser igual a la unidad. Por tal motivo se incrementa una fila a la matriz de resultados “y”: $y(m+1, :)=sumay$ haciendo que la última fila represente la sumatoria de “y”.

3.7.6.1 Botón “Regresar”

```

function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1_3

```

Esto se lo realiza con el fin de retornar al cuarto GUIDE (Figura N° 3.9) para posteriormente visualizar los resultados de las composiciones de la fase líquida.

3.7.6.2 Botón “Valores de x”

```

function pushbutton4_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1_6

```

Cuyo código permite que se dirija hacia un penúltimo GUIDE.

3.7.7 Séptimo GUIDE

En este GUIDE se realiza el siguiente código para las diferentes tablas:

- Para la tabla de composiciones de la fase líquida “x” sin normalizar

```

function Destilacion1_6_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles,
varargin)
global m n x xn sumax sumaxn
%Para la tabla de "x sin normalizar"

```

```
x(m+1,:) = sumax;
tabla5 = cell(m+1,n);
tabla5(:, :) = num2cell(x);
set(handles.uitable3, 'Data', tabla5);
```

Este código se realiza de manera similar al programado para mostrar los resultados de las fracciones de la fase vapor “y”. Es así que la última fila representa la suma de “x”.

- Para la tabla de composiciones de la fase líquida “x” normalizado

```
%Para la tabla de "x normalizado"
xn(m+1,:) = sumaxn;
tabla6 = cell(m+1,n);
tabla6(:, :) = num2cell(xn);
set(handles.uitable4, 'Data', tabla6);
% Choose default command line output for Destilacion1_6
handles.output = hObject;
% Update handles structure
guidata(hObject, handles);
```

Con el objetivo de realizar una comparación y análisis de resultados también se muestran, en una tabla, los valores de las fracciones molares de la fase líquida “x” normalizados.

3.7.8 Octavo GUIDE

En el último GUIDE se realiza el siguiente código para las diferentes tablas:

- Para la tabla de Alimentación

```
function Destilacion1_8_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles,
varargin)
global m FA z xn y V0 L
%Para la primera Tabla de Alimentación:
fluja = FA*z;
```

```

sumaz=sum(z); %suma de z
sumafluja=sum(fluja);
z(m+1,:)=sumaz;
fluja(m+1,:)=sumafluja;
tabla7=cell(m+1,2);
T7=[z fluja];
tabla7(:,:)=num2cell(T7);
set(handles.uitable1,'Data',tabla7);

```

- Para la tabla de Destilado

```

%Para la Tabla de Destilado
y1=y(:,1);
y1(7,:)=[];
flujdest=V0(1)*y1;
sumay1=sum(y1); %suma de y en el piso 1
sumaflujdest=sum(flujdest);
y1(m+1,:)=sumay1;
flujdest(m+1,:)=sumaflujdest;
tabla8=cell(m+1,2);
T8=[y1 flujdest];
tabla8(:,:)=num2cell(T8);
set(handles.uitable2,'Data',tabla8);

```

- Para la tabla de Fondo

```

%Para la Tabla de Fondo
xf=xn(:,32);
xf(7,:)=[];
flujfon=L(32)*xf;
sumaxf=sum(xf); %suma de y en el piso 1
sumaflujfon=sum(flujfon);
xf(m+1,:)=sumaxf;
flujfon(m+1,:)=sumaflujfon;
tabla9=cell(m+1,2);

```

```
T9=[xf flujfon];  
tabla9(:, :)=num2cell(T9);  
set(handles.uitable3, 'Data', tabla9);
```

En las 3 tablas presentadas, se llaman a los anteriores datos previamente calculados. Entre estos están: las fracciones molares de cada componente y sus respectivos flujos molares en la alimentación, destilado y fondo.

3.7.8.1 Imagen

Para cargar las imágenes de las representaciones gráficas, en forma de torta, de las composiciones molares expresadas en % de cada componente, se tiene el siguiente código:

```
function axes1_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)  
im=imread('I:\PROYECTO DE GRADO UMSA\Exámenes\mol_ali.jpg');  
image(im);  
axis off
```

Cabe recalcar que se debe cada imagen debe tener su propia función.

3.7.8.2 Botón “Salir”

```
function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)  
close(handles.output);
```

Con este comando `close(handles.output)` se cierra el programa.

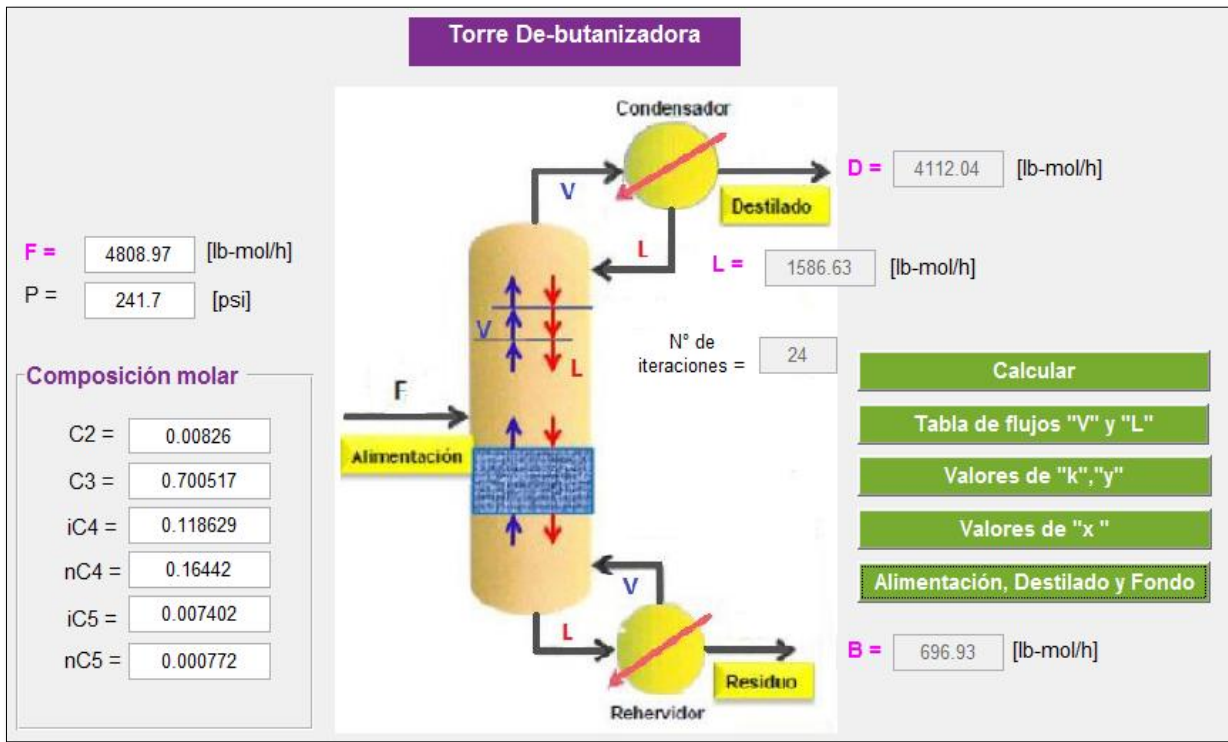
Para que el programa sea ejecutado correctamente, en la parte de la programación es aconsejable no repetir el nombre de las variables, debido a que esto puede generar confusión, haciendo que el programa no corra o se obtengan resultados incorrectos.

CAPITULO IV – ANALISIS DE RESULTADOS

De acuerdo a la programación efectuada en Matlab, se obtiene los siguientes resultados:

4.1 Destilado, fondo

Figura N° 4.1: Resultados de la torre De-butanizadora



Fuente: Elaboración propia

Los resultados obtenidos se encuentran en las respectivas casillas plomas y aparecen luego de presionar el botón "Calcular"

Se cumple con el balance de masa global, ya que el flujo de alimentación es igual al destilado más los fondos; donde se tiene mayor cantidad de flujo de destilado.

Es necesario asignar valores iniciales de flujos de vapor que sean coherentes. Esto debido a que si no se asigna buenos valores iniciales el error en vez de reducir y llegar al criterio de convergencia va incrementándose cada vez más.

4.2 Reflujo

El reflujo según la ecuación (1) y tomando en cuenta las variables asignadas en el condensador de la torre de-butanizadora está dado por:

$$R = \frac{L_1}{D}$$

Reemplazando los datos obtenidos:

$$R = \frac{1586,63 \text{ [lb - mol/h]}}{4112,04 \text{ [lb - mol/h]}} = 0,38$$

El reflujo será:

$$R \approx 0,4$$

4.3 Constante de equilibrio “k”

Tabla N° 4.1: Constantes de equilibrio k

	1	2	3	4	5	6	7	8
C2	4.3316	4.5826	4.6975	4.7493	4.7710	4.7841	4.7928	4.7972
C3	1.2883	1.3714	1.4091	1.4261	1.4332	1.4375	1.4403	1.4418
iC4	0.5409	0.5839	0.6038	0.6127	0.6165	0.6188	0.6203	0.6210
nC4	0.3996	0.4335	0.4491	0.4562	0.4592	0.4610	0.4622	0.4628
iC5	0.1710	0.1875	0.1951	0.1986	0.2001	0.2009	0.2015	0.2018
nC5	0.1343	0.1479	0.1543	0.1571	0.1584	0.1591	0.1596	0.1598

	9	10	11	12	13	14	15	16
C2	4.8059	4.8103	4.8191	4.8235	5.2043	5.6402	6.0851	6.4915
C3	1.4446	1.4460	1.4489	1.4503	1.5734	1.7109	1.8469	1.9659
iC4	0.6226	0.6233	0.6248	0.6256	0.6921	0.7690	0.8482	0.9210
nC4	0.4640	0.4646	0.4658	0.4664	0.5191	0.5803	0.6436	0.7019
iC5	0.2024	0.2027	0.2033	0.2036	0.2298	0.2605	0.2925	0.3224
nC5	0.1603	0.1606	0.1611	0.1613	0.1831	0.2087	0.2357	0.2609

	17	18	19	20	21	22	23	24
C2	6.8316	7.1009	7.2915	7.4355	7.5371	7.6076	7.6656	7.7110
C3	2.0600	2.1287	2.1714	2.1957	2.1939	2.2272	2.2570	2.2769
iC4	0.9823	1.0288	1.0607	1.0848	1.1017	1.1135	1.1231	1.1307
nC4	0.7511	0.7904	0.8182	0.8394	0.8543	0.8647	0.8733	0.8800
iC5	0.3478	0.3681	0.3826	0.3936	0.4014	0.4069	0.4113	0.4149
nC5	0.2824	0.2996	0.3120	0.3214	0.3280	0.3327	0.3365	0.3395

	25	26	27	28	29	30	31	32
C2	7.7566	7.7959	7.8353	7.8815	7.9345	8.0145	8.1223	8.2927
C3	2.2955	2.3109	2.3258	2.3429	2.3621	2.3904	2.4277	2.4856
iC4	1.1383	1.1448	1.1513	1.1590	1.1678	1.1811	1.1989	1.2271
nC4	0.8868	0.8926	0.8984	0.9053	0.9132	0.9251	0.9411	0.9667
iC5	0.4184	0.4214	0.4245	0.4281	0.4322	0.4385	0.4469	0.4604
nC5	0.3425	0.3451	0.3477	0.3508	0.3543	0.3597	0.3669	0.3784

Fuente: Elaboración propia

Como se afirma en la teoría los componentes livianos presentan una constante de equilibrio mayor a la unidad, mientras que los componentes más pesados son menores a uno. Además, los valores de “k” van incrementándose directamente proporcional con el número de etapa; esto quiere decir que el valor de la constante de equilibrio es mayor mientras sea más alta la etapa.

Este incremento se debe principalmente al efecto de la temperatura en cada etapa; dichas temperaturas van incrementándose a lo largo del número de etapas. Así al incrementar la temperatura también se incrementan los valores de las constantes de equilibrio.

4.4 Corrientes de las fases vapor y líquido en cada etapa y los errores porcentuales

Los resultados son los que se muestran en la Tabla N° 4.2.

Tabla N° 4.2: Corrientes de vapor, líquido y errores

	N° de Etapas	V [lb-mol/h]	L [lb-mol/h]	Error respecto a V [%]
1	1	4.1120e+03	1.5866e+03	0.1203
2	2	5.6987e+03	1.5947e+03	0.0870
3	3	5.7067e+03	1.5707e+03	0.0643
4	4	5.6828e+03	1.5847e+03	0.0995
5	5	5.6967e+03	1.6245e+03	0.0391
6	6	5.7366e+03	1.7145e+03	0.0137
7	7	5.8266e+03	1.7885e+03	0.0429
8	8	5.9006e+03	1.8745e+03	0.1925
9	9	5.9866e+03	1.8269e+03	0.4342
10	10	5.9389e+03	1.6563e+03	0.6782
11	11	5.7684e+03	1.3278e+03	0.7343
12	12	5.4399e+03	3.4386e+03	0.4221
13	13	2.7416e+03	2.9822e+03	0.5299
14	14	2.2853e+03	3.2979e+03	0.0666
15	15	2.6010e+03	3.8425e+03	0.1649
16	16	3.1455e+03	5.9975e+03	0.0476
17	17	5.3005e+03	1.2463e+04	0.0509

	N° de Etapas	V [lb-mol/h]	L [lb-mol/h]	Error respecto a V [%]
18	18	1.1766e+04	1.6976e+04	0.0132
19	19	1.6279e+04	1.5593e+04	0.1478
20	20	1.4896e+04	1.3405e+04	0.2894
21	21	1.2708e+04	1.1170e+04	0.1791
22	22	1.0473e+04	6.2867e+03	0.0240
23	23	5.5898e+03	5.5892e+03	0.1166
24	24	4.8923e+03	5.2632e+03	0.0832
25	25	4.5662e+03	4.9244e+03	0.0132
26	26	4.2275e+03	5.3209e+03	0.1162
27	27	4.6240e+03	3.9053e+03	0.2011
28	28	3.2083e+03	4.8011e+03	0.0011
29	29	4.1042e+03	5.3519e+03	0.0342
30	30	4.6550e+03	5.7997e+03	0.1728
31	31	5.1027e+03	5.8269e+03	0.3028
32	32	5.1299e+03	696.9299	0.4834

Fuente: Elaboración propia

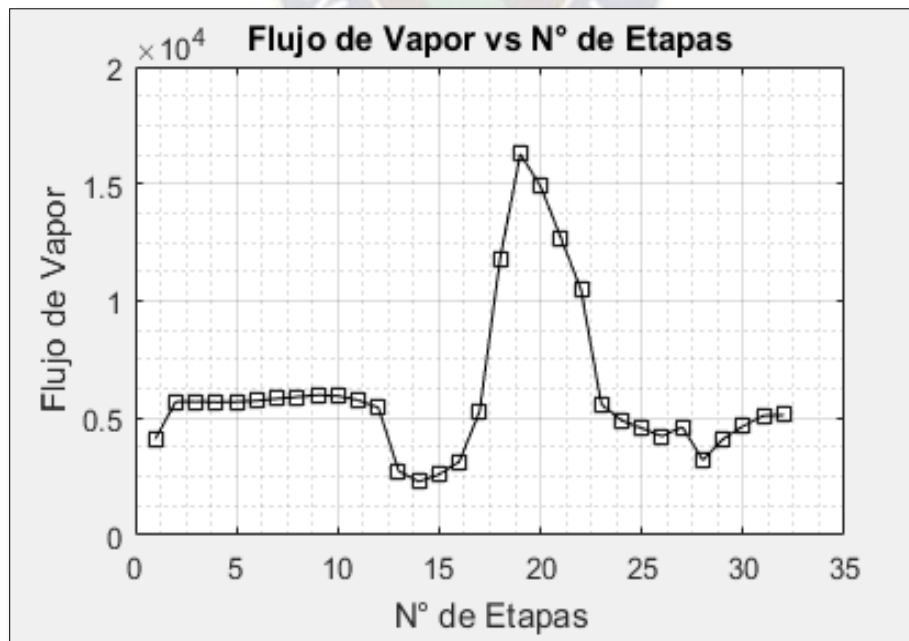
Tanto las corrientes de la fase líquida como de la fase vapor están en [lb-mol/h]. Además, que se cumple con los balances parciales y globales tomando como sistema una etapa de la torre de-butinizadora.

Los errores porcentuales de los flujos de vapor son pequeños por lo que los resultados son aceptables.

4.4.1 Gráfica de los flujos de vapor

En la gráfica se observa que inicialmente se tiene un leve incremento para luego mantenerse casi constantemente y de allí hasta alcanzar un valor mínimo en el piso número 14. A partir de esa etapa se tiene un incremento en los valores hasta alcanzar su valor máximo en la etapa número 19. Luego, conforme el número de etapas va incrementando, los valores van disminuyendo hasta llegar a la etapa 28 aproximadamente, para después sufrir un ligero aumento.

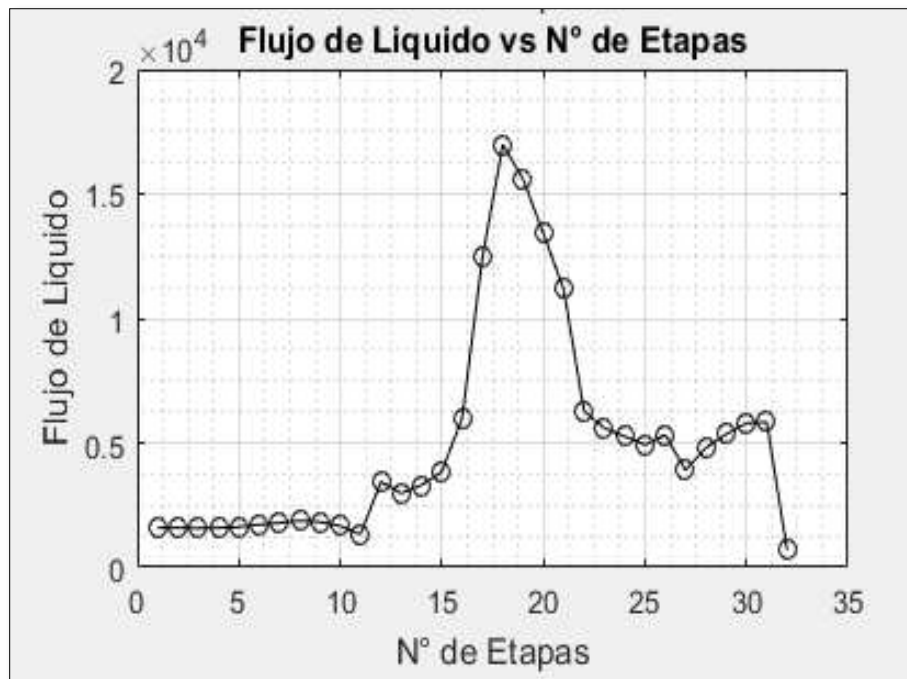
Figura N° 4.2: Corrientes de vapor



Fuente: Elaboración propia

4.4.2 Gráfica de los flujos de liquido

Figura N° 4.3: Corrientes de liquido



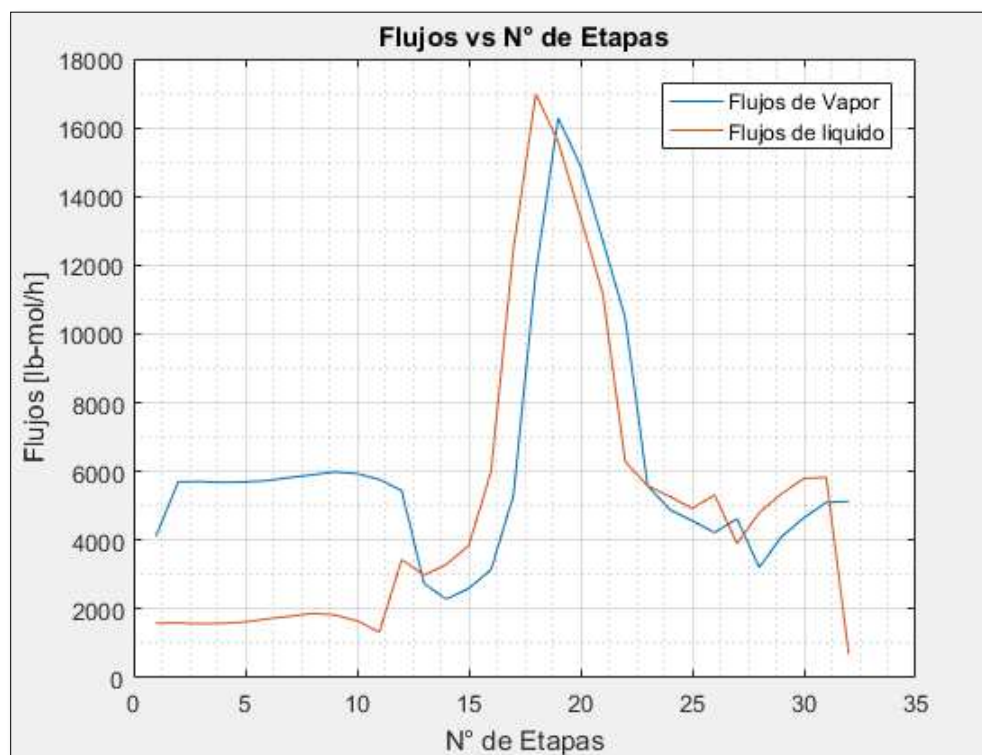
Fuente: Elaboración propia

En la figura se observa que al inicio los flujos son relativamente constantes sin mucha variación hasta llegar aproximadamente al plato de alimentación donde se tiene un incremento llegando a un punto máximo en la etapa número 18. A partir de allí se tiene un descenso en cuanto al valor de los flujos.

4.4.3 Gráfica conjunta de ambos flujos

Al unir las Figuras N° 4.2 y 4.3 se observa que ambos presentan un comportamiento similar, exceptuando al inicio donde son opuestos manteniendo cierto margen de separación, luego ambas gráficas presentan la misma tendencia con la única diferencia de que los flujos de vapor están desplazados ligeramente hacia la derecha.

Figura N° 4.4: Corrientes de liquido



Fuente: Elaboración propia

4.5 Fracciones molares de la fase vapor “y”

En la etapa 1 se tiene mayor predominancia de los componentes más livianos de la mezcla con 0.82 de fracción molar de propano. El destilado está compuesto por etano, propano, y pequeñas cantidades de iso y normal butano. Contiene también pequeñas fracciones de iso y normal pentano, las cuales son insignificantes, aproximadamente cero.

Al verificar la sumatoria de las fracciones molares de la fase vapor en cada etapa, se cumple que con las ecuaciones de equilibrio por lo que la sumatoria de “y” es igual a la unidad.

Tabla N° 4.3: Composición de la fase vapor “y”

	1	2	3	4	5	6	7	8
C2	0.0097	0.0076	0.0074	0.0074	0.0074	0.0074	0.0073	0.0072
C3	0.8192	0.7680	0.7458	0.7382	0.7348	0.7320	0.7274	0.7227
iC4	0.0997	0.1232	0.1304	0.1315	0.1314	0.1316	0.1327	0.1338
nC4	0.0714	0.1012	0.1163	0.1228	0.1261	0.1287	0.1322	0.1357
iC5	2.0078e-05	4.7142e-05	8.4300e-05	1.3321e-04	2.0042e-04	2.9720e-04	4.4754e-04	6.8125e-04
nC5	1.6380e-07	4.5729e-07	9.7646e-07	1.8574e-06	3.3944e-06	6.1684e-06	1.1477e-05	2.1724e-05
Suma	1	1.0000	1	1	1	1.0000	1.0000	1

	9	10	11	12	13	14	15	16
C2	0.0071	0.0071	0.0073	0.0077	0.0020	5.0016e-04	1.1234e-04	2.2495e-05
C3	0.7174	0.7169	0.7232	0.7394	0.6439	0.5307	0.3929	0.2592
iC4	0.1349	0.1343	0.1316	0.1261	0.1959	0.2968	0.4272	0.5627
nC4	0.1395	0.1400	0.1355	0.1240	0.1545	0.1683	0.1762	0.1756
iC5	0.0011	0.0016	0.0022	0.0026	0.0034	0.0035	0.0033	0.0023
nC5	4.2050e-05	7.9144e-05	1.3855e-04	2.0722e-04	2.6865e-04	2.7870e-04	2.6446e-04	1.8718e-04
Suma	1	1	1.0000	1	1.0000	1.0000	1.0000	1

	17	18	19	20	21	22	23	24
C2	3.9176e-06	6.0694e-07	8.8969e-08	1.2752e-08	1.8106e-09	2.5650e-10	3.7860e-11	5.6399e-12
C3	0.1491	0.0766	0.0375	0.0180	0.0087	0.0042	0.0021	0.0011
iC4	0.6603	0.6979	0.6962	0.6752	0.6445	0.6093	0.5857	0.5627
nC4	0.1890	0.2241	0.2646	0.3046	0.3440	0.3824	0.4076	0.4314
iC5	0.0014	0.0013	0.0016	0.0021	0.0027	0.0038	0.0042	0.0045
nC5	1.1082e-04	9.9901e-05	1.1901e-04	1.4949e-04	1.9900e-04	2.9333e-04	3.2609e-04	3.4793e-04
Suma	1	1.0000	1.0000	1	1	1.0000	1.0000	1

	25	26	27	28	29	30	31	32
C2	8.4286e-13	1.2659e-13	1.8680e-14	2.8923e-15	4.2871e-16	6.1969e-17	8.7527e-18	1.2018e-18
C3	5.4418e-04	2.7595e-04	1.3715e-04	7.1242e-05	3.5288e-05	1.6932e-05	7.8458e-06	3.4737e-06
iC4	0.5383	0.5130	0.4807	0.4565	0.4211	0.3792	0.3328	0.2833
nC4	0.4560	0.4815	0.5130	0.5378	0.5729	0.6130	0.6543	0.6911
iC5	0.0048	0.0049	0.0057	0.0052	0.0056	0.0073	0.0120	0.0235
nC5	3.6812e-04	3.7411e-04	4.4424e-04	3.9301e-04	4.0445e-04	5.1220e-04	8.8816e-04	0.0020
Suma	1.0000	1	1	1	1.0000	1	1.0000	1

Fuente: Elaboración propia

4.6 Fracciones molares de la fase líquida “x”

En la corriente de fondos salen los componentes más pesados con una composición predominante en n-butano además de iso - butano, iso - pentano y n-pentano. Las fracciones de etano y propano son muy pequeñas y consideradas insignificantes en comparación con las otras fracciones molares.

- Para los valores de “x” sin normalizar

Tabla N° 4.4: Composición de la fase líquida sin normalizar

	1	2	3	4	5	6	7	8
C2	0.0022	0.0017	0.0016	0.0016	0.0016	0.0015	0.0015	0.0015
C3	0.6359	0.5600	0.5293	0.5176	0.5127	0.5092	0.5050	0.5012
iC4	0.1843	0.2110	0.2160	0.2146	0.2132	0.2128	0.2139	0.2154
nC4	0.1786	0.2334	0.2588	0.2691	0.2746	0.2792	0.2860	0.2932
iC5	1.1743e-04	2.5148e-04	4.3204e-04	6.7076e-04	0.0010	0.0015	0.0022	0.0034
nC5	1.2194e-06	3.0913e-06	6.3297e-06	1.1819e-05	2.1435e-05	3.8772e-05	7.1918e-05	1.3592e-04
Suma	1.0012	1.0063	1.0061	1.0035	1.0031	1.0042	1.0088	1.0148

	9	10	11	12	13	14	15	16
C2	0.0015	0.0015	0.0015	0.0016	3.8575e-04	8.8678e-05	1.8462e-05	3.4653e-06
C3	0.4966	0.4957	0.4992	0.5098	0.4093	0.3102	0.2127	0.1319
iC4	0.2167	0.2155	0.2106	0.2015	0.2831	0.3859	0.5037	0.6109
nC4	0.3007	0.3014	0.2910	0.2659	0.2976	0.2900	0.2738	0.2502
iC5	0.0052	0.0078	0.0109	0.0129	0.0147	0.0134	0.0112	0.0072
nC5	2.6229e-04	4.9292e-04	8.6026e-04	0.0013	0.0015	0.0013	0.0011	7.1746e-04
Suma	1.0209	1.0224	1.0140	0.9930	1.0065	1.0009	1.0025	1.0009

	17	18	19	20	21	22	23	24
C2	5.7345e-07	8.5474e-08	1.2202e-08	1.7150e-09	2.4022e-10	3.3716e-11	4.9389e-12	7.3141e-13
C3	0.0724	0.0360	0.0172	0.0082	0.0040	0.0019	9.4211e-04	4.7241e-04
iC4	0.6722	0.6783	0.6564	0.6224	0.5850	0.5472	0.5215	0.4976
nC4	0.2517	0.2835	0.3234	0.3629	0.4026	0.4422	0.4667	0.4902
iC5	0.0041	0.0037	0.0042	0.0052	0.0068	0.0094	0.0103	0.0109
nC5	3.9244e-04	3.3340e-04	3.8148e-04	4.6517e-04	6.0666e-04	8.8176e-04	9.6909e-04	0.0010
Suma	1.0008	1.0018	1.0016	0.9992	0.9989	1.0016	1.0004	1.0002

	25	26	27	28	29	30	31	32
C2	1.0866e-13	1.6238e-14	2.3840e-15	3.6698e-16	5.4031e-17	7.7321e-18	1.0776e-18	1.4492e-19
C3	2.3706e-04	1.1941e-04	5.8971e-05	3.0408e-05	1.4940e-05	7.0832e-06	3.2317e-06	1.3975e-06
iC4	0.4729	0.4481	0.4175	0.3939	0.3606	0.3210	0.2776	0.2309
nC4	0.5142	0.5394	0.5710	0.5940	0.6273	0.6626	0.6953	0.7150
iC5	0.0114	0.0116	0.0134	0.0122	0.0130	0.0167	0.0269	0.0511
nC5	0.0011	0.0011	0.0013	0.0011	0.0011	0.0014	0.0024	0.0053
Suma	0.9999	1.0003	1.0033	1.0013	1.0021	1.0018	1.0021	1.0023

Fuente: Elaboración propia

Las sumatorias de “x” en cada etapa, teóricamente deberían ser igual a la unidad, y los resultados obtenidos son muy próximos a uno con un error en el tercer decimal.

- Para los valores de “x” normalizados

Los resultados de “x normalizado” no difieren demasiado de los valores de “x” hallados. Se normaliza los resultados con el objetivo de que se cumpla con las ecuaciones de relaciones de equilibrio.

Las sumatoria de “x” normalizado cumplen con la ecuación de equilibrio.

Tabla N° 4.5: Composición de la fase líquida normalizados

	1	2	3	4	5	6	7	8
C2	0.0022	0.0016	0.0016	0.0016	0.0015	0.0015	0.0015	0.0015
C3	0.6351	0.5565	0.5260	0.5158	0.5111	0.5071	0.5006	0.4939
iC4	0.1841	0.2097	0.2147	0.2138	0.2125	0.2119	0.2121	0.2122
nC4	0.1784	0.2320	0.2573	0.2681	0.2738	0.2780	0.2835	0.2889
iC5	1.1729e-04	2.4990e-04	4.2940e-04	6.6839e-04	9.9864e-04	0.0015	0.0022	0.0033
nC5	1.2179e-06	3.0720e-06	6.2910e-06	1.1777e-05	2.1367e-05	3.8609e-05	7.1292e-05	1.3393e-04
Suma	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000

	9	10	11	12	13	14	15	16
C2	0.0014	0.0015	0.0015	0.0016	3.8327e-04	8.8602e-05	1.8415e-05	3.4623e-06
C3	0.4864	0.4849	0.4923	0.5134	0.4066	0.3099	0.2122	0.1317
iC4	0.2123	0.2108	0.2077	0.2029	0.2813	0.3856	0.5024	0.6104
nC4	0.2945	0.2948	0.2870	0.2678	0.2957	0.2897	0.2731	0.2500
iC5	0.0051	0.0076	0.0107	0.0130	0.0146	0.0133	0.0111	0.0072
nC5	2.5692e-04	4.8211e-04	8.4841e-04	0.0013	0.0015	0.0013	0.0011	7.1685e-04
Suma	1	1	1.0000	1	1	1.0000	1	1.0000

	17	18	19	20	21	22	23	24
C2	5.7300e-07	8.5317e-08	1.2182e-08	1.7165e-09	2.4049e-10	3.3663e-11	4.9367e-12	7.3125e-13
C3	0.0723	0.0359	0.0172	0.0082	0.0040	0.0019	9.4168e-04	4.7230e-04
iC4	0.6717	0.6771	0.6553	0.6229	0.5856	0.5463	0.5212	0.4975
nC4	0.2515	0.2830	0.3229	0.3632	0.4030	0.4415	0.4665	0.4901
iC5	0.0041	0.0037	0.0042	0.0052	0.0068	0.0094	0.0103	0.0109
nC5	3.9214e-04	3.3278e-04	3.8086e-04	4.6556e-04	6.0734e-04	8.8037e-04	9.6866e-04	0.0010
Suma	1	1	1.0000	1.0000	1	1.0000	1.0000	1

	25	26	27	28	29	30	31	32
C2	1.0868e-13	1.6233e-14	2.3762e-15	3.6650e-16	5.3919e-17	7.7183e-18	1.0754e-18	1.4459e-19
C3	2.3709e-04	1.1937e-04	5.8777e-05	3.0368e-05	1.4908e-05	7.0705e-06	3.2250e-06	1.3944e-06
iC4	0.4730	0.4479	0.4162	0.3934	0.3598	0.3205	0.2770	0.2304
nC4	0.5143	0.5392	0.5691	0.5933	0.6260	0.6614	0.6938	0.7134
iC5	0.0114	0.0116	0.0134	0.0122	0.0130	0.0167	0.0268	0.0510
nC5	0.0011	0.0011	0.0013	0.0011	0.0011	0.0014	0.0024	0.0053
Suma	1	1.0000	1.0000	1.0000	1	1	1	1.0000

Fuente: Elaboración propia

Se recomienda que una vez que se hace correr el programa y se obtengan los resultados deseados, cerrar todas las ventanas. Si se trabaja de nuevo en lo mismo puede que se exista un error y los resultados no sean los esperados.

Para comprender mejor el lenguaje de programación en Matlab es recomendable leer el manual de Matlab, según la versión que se esté utilizando.

4.7 Flujos molares

4.7.1 Flujo alimentación

En la alimentación se tiene una mayor cantidad de propano en relación a los otros componentes tal cual se muestra en la siguiente tabla:

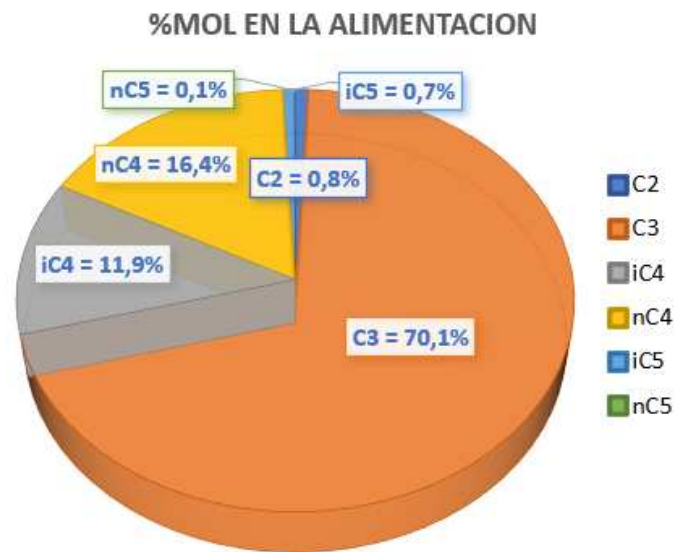
Tabla N° 4.6: Flujos en la Alimentación

	Composición "z"	Flujo [lb-mol/h]
C2	0.0083	39.7221
C3	0.7005	3.3688e+03
iC4	0.1186	570.4833
nC4	0.1644	790.6908
iC5	0.0074	35.5960
nC5	7.7200e-04	3.7125
Total	1	4.8090e+03

Fuente: Elaboración propia

Para visualizar mejor la distribución de los componentes se muestra la figura:

Figura N° 4.5: Porcentaje molar en la Alimentación



Fuente: Elaboración propia

4.7.2 Flujo Destilado

El flujo que sale por cabeza de la torre de destilación, tiene una gran predominancia en C3 y en menor cantidad iC4 y nC4 (GLP).

Tabla N° 4.7: Flujos en el Destilado

	Composición "z"	Flujo [lb-mol/h]
C2	0.0097	39.7221
C3	0.8192	3.3688e+03
iC4	0.0997	409.9441
nC4	0.0714	293.5265
iC5	2.0078e-05	0.0826
nC5	1.6380e-07	6.7356e-04
Total	1	4.1120e+03

Fuente: Elaboración propia

Para visualizar mejor la distribución de los componentes se muestra la siguiente figura:

Figura N° 4.6: Porcentaje molar en el Destilado



Fuente: Elaboración propia

4.7.3 Flujo Fondo

En el flujo de Fondo se observa que los componentes livianos como el C2, C3 son mínimos casi nulos. Sin embargo, tiene una predominancia con el componente iC4 y en menor proporción el componente iC5.

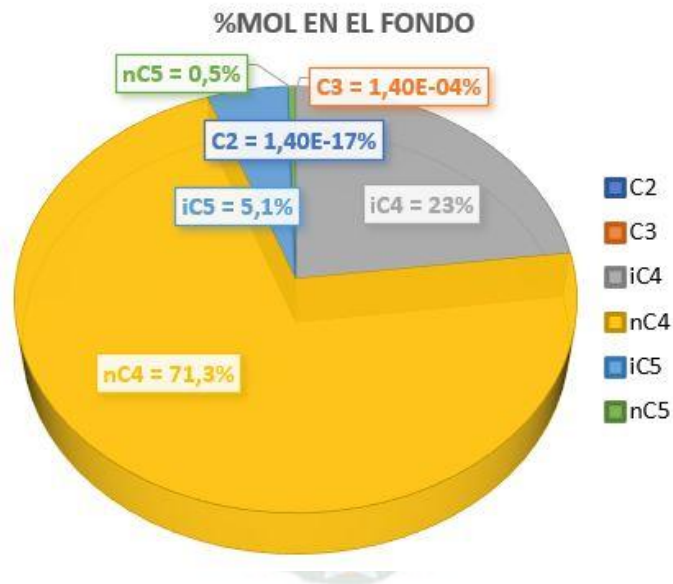
Tabla N° 4.8: Flujos en el Fondo

	Composición "z"	Flujo [lb-mol/h]
C2	1.4459e-19	1.0077e-16
C3	1.3944e-06	9.7177e-04
iC4	0.2304	160.5392
nC4	0.7134	497.1644
iC5	0.0510	35.5134
nC5	0.0053	3.7119
Total	1.0000	696.9299

Fuente: Elaboración propia

Para visualizar mejor la distribución de los componentes se muestra la siguiente figura:

Tabla N° 4.9: Porcentaje molar en el Fondo



Fuente: Elaboración propia

4.8 Estimación de costos

El proceso de estimación de costos de un software y/o programa computacional no es una tarea sencilla, más que eso es un proceso que debe tratarse

cuidadosamente para obtener una estrategia que permita resolver problemas asociadas al esfuerzo, costo y tiempo de las actividades que se van a realizar para el desarrollo de dicho programa

4.8.1 Costo del Desarrollo del Programa planteado

Existen diversos modelos ya planteados para la estimación de los costos, sin embargo, el que se desarrollará será el modelo Cocomo Básico.

4.8.1.1 Modelo Cocomo Básico

El Modelo Constructivo de Costes (Constructive Cost Model) fue desarrollado por B. W. Boehm, exponiéndolo detalladamente en su libro "Software Engineering Economics" (Prentice-Hall, 1981).

Cocomo es una jerarquía de modelos de estimación de costes software que incluye submodelos básico, intermedio y detallado. Para el modelo básico:

Este modelo trata de estimar, de una manera rápida y más o menos burda, la mayoría de proyectos pequeños y medianos. Se consideran tres modos de desarrollo en este modelo: orgánico, semiencajado y empotrado.

4.8.1.1.1 Modo orgánico

En este modo, un pequeño grupo de programadores experimentados desarrollan software en un entorno familiar. El tamaño del software varía de unos pocos miles de líneas (tamaño pequeño) a unas decenas de miles de líneas (medio), mientras que en los otros dos modos el tamaño varía de pequeño a muy grandes (varios cientos de miles de líneas). En este modo, al igual que en los otros, el coste se incrementa a medida que el tamaño lo hace, y el tiempo de desarrollo se alarga.

Se utilizan dos ecuaciones para determinar el esfuerzo de personal y el tiempo de desarrollo. El coste es:

$$K_m = 2.4 S_k^{1.05} \quad (55)$$

donde K_m se expresa en personas-mes y S_k es el tamaño expresado en miles de líneas de código fuente. El tiempo de desarrollo se da por:

$$t_d = 2.5 K_m^{0.38} \quad (56)$$

donde K_m se obtiene de la ecuación anterior y t_d es el tiempo de desarrollo en meses. Estas ecuaciones se han obtenido por medio de ajustes de curvas realizado por Boehm sobre 63 proyectos.

4.8.1.1.2 Modo Empotrado

En este modo, el proyecto tiene unas fuertes restricciones, que pueden estar relacionadas con el procesador y la interface hardware. El problema a resolver es único y es difícil basarse en la experiencia, puesto que puede no haberla.

Las estimaciones de tiempo y coste se basan en las mismas ecuaciones que en el modo orgánico, pero con diferentes constantes. Así, el coste y el tiempo de desarrollo vienen dados por:

$$K_m = 3.6 S_k^{1.20} \quad (57)$$

$$t_d = 2.5 K_m^{0.32} \quad (58)$$

4.8.1.1.3 Modo Semiencajonado

Es un modo intermedio entre los dos anteriores. Dependiendo del problema, el grupo puede incluir una mezcla de personas experimentadas y no experimentadas.

Las ecuaciones son:

$$K_m = 3.0 S_k^{1.12} \quad (59)$$

$$t_d = 2.5 K_m^{0.35} \quad (60)$$

Debido a que el presente Proyecto no es de gran magnitud (debido a la cantidad de líneas del código realizado) se tomó el modo orgánico:

$$K_m = 2.4 * 0.598^{1.05} = 1,4 \text{ persona} - \text{mes}$$

$$K_m \approx 1 \text{ persona} - \text{mes}$$

$$t_d = 2.5 * 1^{0.35} \approx 3 \text{ meses}$$

El tiempo es acorde con el tiempo desarrollado, sin embargo, las mejoras y modificaciones prolongaron un poco más dicho desarrollo.

Es necesario saber el sueldo que gana un programador en Bolivia para calcular el costo aproximado. Según la página:

<https://www.2000carreras.com/2017/10/cuanto-gana-un-programador-en-bolivia-sueldo.html>

El salario depende de varios factores:

- Del rol, rango que se tenga. No el mismo sueldo si se es junior, semisenior, senior, project manager, o cualquiera de todos los roles que existen.
- De la experiencia que se tenga, puesto que el sueldo no será igual de uno que recién está empezando a trabajar o de aquel que tiene bastantes años de experiencia.
- De la inversión en la industria del software y carreras técnicas en Bolivia.
- De uno mismo, de cuánto uno mismo se haga valer como profesional y de las metas que se proponga a alcanzar (este es el factor principal).
- Si se trabaja de manera independiente o teniendo una propia empresa.

“El promedio de salario mensual 2019 ronda los 7.500 Bs, lo que es equivalente a 1077 \$ /mes”.

Aunque este salario es un aproximado y un poco elevado dependiendo de la función del programa desarrollado y lo que está destinado a solucionar, se vio por conveniente reducir un poco el sueldo aproximado.

Tomando como sueldo de 1000 \$/mes se obtiene lo siguiente:

$$\text{Costo de desarrollo} = 3 \text{ meses} * \frac{1000 \$}{1 \text{ mes}} * \frac{6.96 \text{ Bs}}{1 \$} = 20880 \text{ Bs}$$

4.8.2 Costo de la licencia del programa Matlab

Existen diversos tipos de licencias dependiendo para que empresa o institución este destinada y la cantidad de personas que lo vayan a utilizar. Se optó por obtener la

Licencia Individual, debido a que el proyecto presentado solo se limita a la torre de-butinizadora.

La licencia individual está destinada para su uso por un solo usuario nombrado.

Los productos son utilizados por un solo usuario nombrado. Los productos pueden ser activados en hasta cuatro computadoras diferentes, siempre que los productos sólo sean accesibles y utilizados por ese único usuario nombrado. Un usuario nombrado no puede usar un producto en más de dos computadoras simultáneamente.

Al tener esta licencia individual, solo la persona encargada del buen funcionamiento de la torre de-butinizadora podrá utilizando, con la posibilidad de poder instalarlo en 4 computadoras de ser necesario.

$$\text{Costo de licencia} = 940 \frac{\$}{\text{año}} * \frac{6.96 \text{ Bs}}{1\$} = 6542.40 \frac{\text{Bs}}{\text{año}}$$

Debido que el presente modelado y simulación tiene un alcance temporal, mientras que la Planta Separadora de Líquidos “Carlos Villegas” este operando en modo de rechazo de etano, se considerara la vigencia de la licencia por 5 años aproximadamente.

$$\text{Costo de licencia} = 6542.40 \frac{\text{Bs}}{\text{año}} * 5 \text{ años} = 32712 \text{ Bs}$$

Por lo tanto, para el costo total:

$$\text{Costo Total} = \text{Costo de desarrollo del Programa} + \text{Costo de licencia}$$

$$\text{Costo Total} = 20880 \text{ Bs} + 32712 \text{ Bs}$$

$$\text{Costo Total} = 53592 \text{ Bs}$$

Resumen:

Tabla N° 4.10: Estimación de costos

Costo	Bs
Desarrollo del Programa	20 880
Licencia Matlab	32 712
Total	53 592

Fuente: Elaboración propia



CAPITULO V - CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 Conclusiones

- Antes de iniciar con la programación en Matlab, se realizó el análisis de grados de libertad donde se estableció que se deben especificar: las fracciones molares de alimentación z , el flujo de alimentación F , las temperaturas en cada una de las etapas de torre de-butinizadora T_j , la presión P , el número de etapas N , y la etapa de alimentación.
Cabe destacar que, la presión del sistema se considera constante debido a que la caída de presión es insignificante. Según la tabla N° 2.10, se tiene una caída de presión en el condensador de 17 psig y de 0.5 psig en el reboiler. Ambos datos no son representativos por lo que se considera una presión de alimentación de 227 psig (241.7 psi) a lo largo de toda la columna.
- Se considera mezclas ideales por lo que resulta aceptable el uso de la ecuación de Raoult. Al hacer uso de la Ley de Raoult se realizan dos principales suposiciones: la fase vapor es un gas ideal y la fase líquida es una solución ideal.
- La ecuación de Riedel, para determinar las presiones de vapor de cada componente, tiene muy buena aceptación mientras las temperaturas del sistema no superen las temperaturas críticas de los componentes de la mezcla. Sin embargo, al tener una mezcla formada desde etano hasta n-pentano, es difícil establecer un rango de temperaturas que cumpla a cabalidad y que no exceda las temperaturas críticas.
- El Perfil de Temperaturas Impuesto no es el mismo que el Perfil de Temperaturas Real, pero sigue la misma tendencia. Esto debido a que las temperaturas reales son demasiado altas llegando incluso hasta 300 °F.

- Se realizaron los balances de masa para cada uno de los componentes y en cada una de las etapas de la torre de-butanizadora. Esto esta expresado en la tabla N° 2.5, donde la etapa 1 es el condensador y la etapa N es el hervidor; ambos considerados como platos de equilibrio.
- Para la resolución del algoritmo de convergencia se siguió el planteado en la figura N° 3.1 el cual requiere iteraciones y valores iniciales de flujos de vapor, los cuales son:

```
V0=[4550 7100 7200 7234 7310 7150 7050 6900 6880 6815 6809...
6805 7711 8650 9600 7905 8626 13550 14771 11690 9600 7900...
4100 3613 3413 3212 3450 2206 2600 2594 2482 2164]';%
Corrientes iniciales de vapor
```

- Los valores de las constantes de equilibrio “k” de la tabla N° 4.1 son mayores a uno para los componentes livianos, principalmente para el etano y el propano, y son menores a la unidad para los componentes más pesados de la mezcla. Además, la sumatoria tanto de las fracciones de la fase liquida como de vapor son igual a la unidad o por lo menos próximos a esta, tal como se muestra en las tablas N° 4.3 y 4.4.
- Al finalizar las iteraciones se obtiene los flujos de destilado y fondos:

$$D = 4112.04 \text{ [lb - mol/h]}$$

$$B = 696.93 \text{ [lb - mol/h]}$$

Donde, la corriente de destilado está en estado vapor y esta contiene una mayor cantidad de componentes livianos con una composición representativa de (Tabla N° 4.7):

$$C_2H_6 = 0.0097$$

$$C_3H_8 = 0.8192$$

$$iC_4H_{10} = 0.0997$$

Los componentes pesados como el n-butano, el iso-pentano y el n-pentano tienen una composición pequeña, aproximadamente cero.

La corriente de fondo está en estado líquido y contiene mayor cantidad de componentes pesados con una composición representativa de (Tabla N° 4.8):

$$iC_4H_{10} = 0.2309$$

$$nC_4H_{10} = 0.7150$$

$$iC_5H_{12} = 0.0511$$

$$nC_5H_{12} = 0.0053$$

Los componentes livianos como el etano, el propano tienen una composición muy pequeña casi cero.

5.2 Recomendaciones

- En el presente Proyecto de Grado se tomó como variables de iteración los flujos de vapor. Sin embargo, se recomienda trabajar con las composiciones como dichas variables, debido a que sería mucho más significativo el estudio de las composiciones que de los flujos de vapor; además que es de gran importancia conocer las composiciones principalmente de los productos de destilado y fondos.
- Al utilizar la Ley de Raoult, las constantes de equilibrio “k” son únicamente función de la presión de vapor de la sustancia pura y de la presión del sistema, sin embargo, al tener altas presiones y temperaturas en una torre de destilación, estas variables tienden ser dependientes de la composición del sistema. Por lo que se sugiere determinar las constantes de equilibrio mediante la ecuación de estado seleccionada.
- Si bien la ecuación de Riedel, para determinar la presión de vapor, tiene un buen grado de aceptación; solamente es aplicable dentro del rango

subcrítico. Específicamente en estos casos donde las temperaturas son demasiado altas, en vez de utilizar esta ecuación se recomienda introducir el término de fugacidad. Debido a que la fugacidad de una fase condensada, fase líquida, puede considerarse como una “presión de vapor corregida”.

- Se recomienda que, en adelante, sino se conoce la tendencia del perfil de temperaturas, esta pueda hallarse mediante métodos aproximados. Los métodos aproximados no son muy exactos, pero tendrían mucha aplicación si se los utiliza como valores iniciales.
- Es necesario conocer el tipo de condensador que se vaya a estudiar y posteriormente a simular; puesto que esto va a incidir en los balances de masa que se vayan a efectuar. La programación presentada está realizada específicamente para este tipo de problema donde se tenga un solo flujo de alimentación y se imponga un perfil de temperaturas a lo largo de la torre de destilación. Si se desea acoplar el mismo a otro problema es aconsejable verificar los balances de masa, teniendo en consideración si se tiene un condensador total o parcial.
- La suma de volúmenes de flujos parciales es solo aceptable cuando se considera soluciones ideales. No obstante, en un análisis mucho más estricto y profundo, se recomienda que estas propiedades parciales sean funciones de la composición y posean todas las características de las propiedades de cada una de las especies tal y como existen en solución. Las ecuaciones necesarias se pueden deducir a partir de ecuaciones para las propiedades de la solución.
- Se recomienda el uso y la aplicación de ecuaciones de estado, cuyos resultados obtenidos serían mucho más exactos, como ser Peng-Robinson o Soave Redlich Kwong entre otros.

- Para la obtención de resultados buenos y aceptables, se recomienda el manejo de los datos y las variables en un solo sistema de unidades. Además de sugerir valores iniciales de iteración coherentes; esto debido a que si no se asigna buenos valores iniciales el error en vez de reducir y llegar al criterio de convergencia va incrementándose cada vez más.



REFERENCIA

Bibliografía

1. Henley, E. & Seader, J. (1981): "Equilibrium - Stage Separation Operations in Chemical Engineering"
2. Holland, C. (1997): "Fundamentals of Multicomponent Distillation", Editorial MacGraw-Hill, Nueva York.
3. Reid, R., Prausnitz, J. & Poling, B. (1987): "The Properties of Gases and Liquids", 4ª Edición, Editorial MacGraw-Hill, Nueva York.
4. Martínez de la Cuesta, P. & Martínez, E. (2004): "Operaciones de Separación de Ingeniería Química, Métodos de Cálculo", Editorial Pearson, Madrid.
5. Murphy, R. (2007): "Introducción a los Procesos Químicos – Principios, Análisis y Síntesis", 4ª Edición, MacGraw-Hill/Interamericana editores, México.
6. Smith, J., Van Ness, H. & Abbott, M. (2014): "Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química", 7ª Edición, Editorial McGraw-Hill, México.
7. Treybal, R. (1988): "Operaciones de Transferencia de Masa 2/e", 2ª Edición, Editorial MacGraw-Hill, México.
8. Henley, E. Seader, J. & Roper, D. (2016): "Separation Process Principles with Applications Using Process Simulators", 4ª Edición, Editorial Wiley, Estados Unidos.
9. Seborg, D., Edgar, T., Mellichamp, D. & Doyle, F. (2016): "Process Dynamics and Control", 4ª Edición, Editorial Wiley, Estados Unidos.
10. Henley, E. & Rosen, E. (1993): "Calculo de Balances de Materia y Energía (Métodos manuales y empleo de máquinas calculadoras)", Editorial Reverté S. A., México.
11. Geankoplis, C. (1998): "Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias", Compañía Editorial Continental, S. A. de C. V., México.
12. Perry, R., Green, D. & Maloney, J. (1996): "Manual del Ingeniero Químico", 6ª Edición, Editorial MacGraw-Hill, Tomo IV.

13. Wauquier, J. (1994): "El Refino del Petróleo", 1ª Edición, Editorial Diaz de Santos, España.
14. Salazar, F.: "Determinación de Puntos de Rocío y Burbuja", Boletín electrónico, Universidad Rafael Landívar.
15. Campbell, J. (1992): "Gas Conditioning and Processing-Volume 1: The Basic Principles", 1ª Edición, Estados Unidos.
16. Pérez, R. & Martínez, M. (1994): "Ingeniería de Gas Características y comportamiento de los hidrocarburos", 1ª Edición, Ingenieros Consultores, Maracaibo-Venezuela.
17. Mokhatab, S., Poe, W. & Speight, J. (2006): "Handbook of Natural Gas Transmission and Processing" Editorial Elsevier, Estados Unidos.
18. Foldes, P. & Nagy, I. (1966): "Degrees of Freedom in the Control of Distillation Columns, II", Departamento de Ingeniería Química, Universidad Politécnica, Budapest.
19. Martínez, V., Alonso, P., López, J., Salado, M. & Rocha, J. (2000): "Simulación de procesos en Ingeniería Química, 1ª Edición, Plaza y Valdes editores, México.
20. Cutlip, M. & Shacham M. (1999): "Problem Solving in Chemical Engineering with Numerical Methods", Editorial Prentice Hall PTR, Estados Unidos.
21. Himmelblau, D. & Bischoff, K. (1976): "Análisis y Simulación de Procesos", Editorial Reverté. S. A., España.
22. Scenna, N. (1999): "Propiedades Termodinámicas de Equilibrio" en "Modelado, Simulación y Optimización en Procesos Químicos", Universidad Tecnológica Nacional Argentina.
23. Abanto, M. & Avalos, D. (2014): "Modelado Y Simulación de una Columna de Destilación Multicomponente por el Método de Punto de Burbuja", Universidad Nacional de Trujillo.

24. Pereira, E. (2010): "Matlab – Modeling, Programming and Simulations", 1ª Edición, Editorial Csiyo, Croacia.
25. Pérez, C. (2002): "Matlab y sus aplicaciones en las Ciencia e Ingeniería", Editorial Pearson, Madrid.
26. Spencer, C. & Danner, R. (1972): "Improved Equation for Prediction of Saturated Liquid Density", Revista de Química e Ingeniería, **17**, 236-241.
27. Yamada, T. & Gunn, R. (1973): "Saturated Liquid Molar Volumes. The Rackett Equation", Revista de Química e Ingeniería, **18**, 234-236.
28. Vetere, A. (1991): "The Riedel Equation", Ind., Eng., Chem., **30**, 168-173.

Referencia web

1. <https://www.utadeo.edu.co/es/link/maestria-en-modelado-y-simulacionmms/26106/layout-1/que-es-modelado-y-simulacion-ms>
2. http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/sanchez_r_me/capitulo4
3. http://www.hyper-tvt.ethz.ch/distillation-partial_condenser.php
4. http://www.hyper-tvt.ethz.ch/distillation-total_reboiler.php
5. http://www.hyper-tvt.ethz.ch/distillation-binary-working_lines.php
6. <https://slideplayer.com/slide/4844326/>
7. http://www.separationprocesses.com/Distillation/DT_Chp04q.htm
8. http://www.dia.uned.es/~fmorilla/Web_FMorilla_Julio_2013/Ultimas_publicaciones/2001_CD_MMSS2001.pdf
9. <http://www.grupopedia.com/ciencia/quimica/que-es-un-desbutanizador/>
10. <https://www.anh.gob.bo/>
11. <https://www.ypfb.gob.bo/es/>

12. <https://mundo.sputniknews.com/economia/201706171070047561-gas-bolivia-hidrocarburos>

13. <https://www.youtube.com/watch?v=NjMixKjFWME>

14. http://iq.ua.es/MetAprox/2_clculos_de_equilibrio_entre_fases.html#ec6

15. <http://www.sc.ehu.es/jiwdocoj/mmis/cocomo.htm>

ANEXOS

Anexo A: Propiedades físicas de los hidrocarburos livianos C1 hasta C10

Tabla N° A.6.1: Propiedades físicas de hidrocarburos C1 - C10 (Parte I)

Número	Fórmula	Nombre	M [g/mol]	Tc [R]	Pc [psi]	w
1	CH ₄	Metano	16.043	343.9	673.1	0.0
2	C ₂ H ₆	Etano	30.070	550.0	709.8	0.1064
3	C ₃ H ₈	Propano	44.097	665.9	617.4	0.1538
4	C ₄ H ₁₀	Iso – butano	58.124	734.7	529.1	0.1825
5	C ₄ H ₁₀	n – Butano	58.124	765.3	550.7	0.1954
6	C ₅ H ₁₂	Iso – pentano	72.151	829.8	483.0	0.2104
7	C ₅ H ₁₂	n – Pentano	72.151	845.6	489.5	0.2387
8	C ₆ H ₁₄	n – Hexano	86.178	914.2	440.0	0.2972
9	C ₇ H ₁₆	n – Heptano	100.205	972.3	396.9	0.3403
10	C ₈ H ₁₈	n – Octano	114.232	1029.4	362.1	0.3992
11	C ₉ H ₂₀	n – Nonano	128.259	1071.0	331.0	0.4439
12	C ₁₀ H ₂₂	n – Decano	142.286	1114.0	306.0	0.4869

Fuente: Libro Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering

Anexo B: Propiedades físicas de los hidrocarburos livianos C1 hasta C10

Tabla N° B.1: Propiedades físicas de hidrocarburos C1-C10 (Parte II)

Número	Fórmula	Nombre	Tb [K]	Tc [K]	Pc [bar]
1	CH ₄	Metano	111.6	190.4	46.0
2	C ₂ H ₆	Etano	184.6	305.4	48.8
3	C ₃ H ₈	Propano	231.1	369.8	42.5
4	C ₄ H ₁₀	Iso – butano	261.4	408.2	36.5
5	C ₄ H ₁₀	n – Butano	272.7	425.2	38.0
6	C ₅ H ₁₂	Iso - pentano	301.0	460.4	33.9
7	C ₅ H ₁₂	n – Pentano	309.2	469.7	33.7
8	C ₆ H ₁₄	n – Hexano	341.9	507.5	30.1
9	C ₇ H ₁₆	n – Heptano	371.6	540.3	27.4
10	C ₈ H ₁₈	n – Octano	398.8	568.8	24.9
11	C ₉ H ₂₀	n – Nonano	424.0	594.6	22.9
12	C ₁₀ H ₂₂	n – Decano	447.3	617.7	21.2

Fuente: Libro The Properties of Gases & Liquids

Anexo C: Glosario

Balance molar: Cálculo realizado para determinar la cantidad total de sustancias que entran y salen de un proceso o volumen del sistema definido por un límite. El balance molar no toma en consideración la forma física de las sustancias, sólo el número de moles de cada sustancia.

Caldera: Dispositivo de intercambio de calor utilizado para elevar la temperatura o vaporizar un líquido. El calor suministrado por los gases calientes de los procesos de combustión o por líquidos transmisores de calor de alta temperatura como los aceites. Muchas calderas se utilizan para elevar el vapor como una utilidad de proceso. El vapor se utiliza a menudo como medio de transferencia de calor en calderas de tipo intercambiador de calor

Columna de destilación: Recipiente cilíndrico vertical alto utilizado para el proceso de destilación. El vapor caliente sube por la columna, que se pone en contacto íntimo con el líquido enfriado que desciende sobre los estadios o las bandejas durante un período de tiempo suficiente para alcanzar el equilibrio entre el vapor y el líquido. El vapor sube de la bandeja de abajo a través de perforaciones en la bandeja, y el líquido en la bandeja fluye sobre un vertedero a la bandeja de abajo. De este modo, el componente más volátil aumenta progresivamente su concentración en la columna. Debajo del punto de alimentación, la sección de la columna se conoce como la sección de desmonte, mientras que arriba se conoce como la sección de rectificación. Se utiliza un intercambiador de calor reboiler para hervir el producto inferior y producir vapor para la columna. Se utiliza un *condensador para condensar o todo el vapor de la parte superior de la columna. Se devuelve una pequeña porción de líquido a la columna como reflujo. La altura de la columna es una indicación de la facilidad o dificultad de separación.

Condensador: Tipo de intercambio térmico utilizado para enfriar un vapor a presión constante a una temperatura suficientemente baja como para cambiar el estado de un vapor a un líquido, y para transportar el calor de la mezcla líquida de vapor.

Constante universal de los gases: Constante física que relaciona varias funciones de estado, entre ellas la energía, la temperatura y la cantidad de moles de un gas.

De-butanizadora: Una unidad de equipo que separa el butano, con o sin componentes más ligeros, como producto de cabeza, de una mezcla de hidrocarburos y deja un producto de fondo que es esencialmente libre de butano.

De-etanizadora: Una unidad de equipo que separa el etano, con o sin componentes más ligeros, como producto de cabeza, de una mezcla de hidrocarburos y deja un producto de fondo que es esencialmente libre de etano.

De-propanizadora: Unidad de equipo que separa el propano, con o sin componentes más ligeros, como producto de cabeza, de una mezcla de hidrocarburos y deja un producto de fondo que es esencialmente libre de propano.

Destilación: La separación de líquidos en virtud de su diferencia de puntos de ebullición. El proceso consiste en hervir la mezcla líquida y condensarla y recoger el vapor.

DOF: Grados de libertad. Número de variables independientes necesarias para describir plenamente el estado de equilibrio de un sistema o proceso. Al definir el equilibrio termodinámico para un sistema que implica componentes y fases, los grados termodinámicos de libertad son el número mínimo de variables (temperatura, presión y composición) que deben indicarse para definir el sistema completamente.

Ebullición: Proceso de evaporación que se produce a través de un líquido que ocurre cuando la presión de vapor de un líquido es igual a la presión por encima de él.

Equilibrio: Condición o estado en el que existe un equilibrio dentro de un sistema, que puede ser físico o químico. Un sistema está en equilibrio si no muestra tendencia a cambiar sus propiedades con el tiempo.

Equilibrio líquido – vapor: Aquel que describe la distribución de una especie química entre la fase de vapor y de líquido. El equilibrio termodinámico líquido vapor

se alcanzará cuando los potenciales químicos de la sustancia son los mismos en ambas fases ($\mu_i^g = \mu_i^l$), a cierta temperatura y presión dadas.

Etano: Es un hidrocarburo sencillo de fórmula C_2H_6 con una naturaleza de gas incoloro e inodoro combustible en condiciones normales. Se encuentra en el grupo de los alcanos y se presenta como gas traza en la atmósfera, es decir, en concentraciones muy bajas. Tras el metano, el etano es el principal componente del gas natural y también se encuentra en el gas de los pantanos.

Fase: El flujo multifásico implica una sustancia o una mezcla de sustancias de diferentes fases. Un refrigerante en el evaporador en un * ciclo de refrigeración es un ejemplo de flujo multifásico que implica un líquido y un vapor.

Fracción molar: Es una unidad de concentración que se define como la igualdad en el número de moles de un componente dividido por el número total de moles de una solución. Debido a que es una proporción, es una expresión sin unidades. La fracción molar de todos los componentes de una solución, cuando se suman, será igual a 1 y es considerada como una unidad de concentración adimensional.

Gas natural: Gas inodoro e inflamable que consiste principalmente en metano.

Gasolina: Una mezcla de hidrocarburos, principalmente pentanos y más pesados, extraídos de gas natural, que cumple con la presión de vapor, punto final y otras especificaciones para la gasolina natural adoptadas por el GPA.

Gas rico: Un gas que es adecuado como alimentación a una planta de procesamiento de gas y de la que se pueden extraer productos.

GLP: Abreviatura de los Gases Licuados del Petróleo. Es fundamentalmente una combinación de moléculas de propano y butano, con trazas de otros compuestos. El GLP es incoloro e inodoro. Se le añade un agente fuertemente “odorizante” para detectar con facilidad cualquier fuga, por pequeña que sea. En condiciones normales de temperatura, el GLP es un gas. Cuando se somete a presiones moderadas o se enfría, se transforma en líquido. En estado líquido, se transporta y

almacena con facilidad. Una vez enfriado o presurizado, el GLP suele almacenarse en contenedores de acero o aluminio.

GUI: También conocidas como interfaces gráficas de usuario o interfaces de usuario. Permiten un control sencillo de las aplicaciones de software, lo cual elimina la necesidad de aprender un lenguaje y escribir comandos a fin de ejecutar una aplicación.

GUIDE: Entorno de desarrollo de GUI, el cual proporciona herramientas para diseñar interfaces de usuario. Mediante el editor de diseño de GUIDE, es posible diseñar gráficamente la interfaz de usuario. GUIDE genera entonces de manera automática el código de MATLAB para construir la interfaz.

Hidrocarburo: Compuestos químicos que consisten únicamente en átomos de hidrógeno y carbono. Constituyen los principales componentes del petróleo y el gas natural y se utilizan como combustible para la energía y como materia prima para la producción de muchos productos útiles, como los plásticos. Hay tres clases principales basadas en los tipos de bonos de carbono. Los hidrocarburos saturados sólo contienen enlaces de carbono únicos como alcanos. Los hidrocarburos insaturados contienen carbono y múltiples enlaces de carbono, como alquenos y alquilenos. Los hidrocarburos aromáticos son una clase especial de compuestos cíclicos y están relacionados con el benceno.

Iso-butano: Es un gas incoloro, con un ligero olor a gasolina, que normalmente se transporta como un líquido bajo presión. Se utiliza como refrigerante, combustible, propelente para aerosol y en el caucho.

Iso-pentano: Es un líquido incoloro con olor similar al del alcohol o la gasolina. Se utiliza como disolvente y como agente de soplado en la fabricación de plásticos.

Líquido: Estado de materia entre un gas y un sólido en el que las moléculas son libres de moverse entre sí, pero son mantenidas por fuerzas cohesivas tales que mantienen un volumen definido, pero no una forma fija.

Líquidos del gas natural: Componentes de gas natural que son líquidos en superficie en instalaciones de campo o en plantas de procesamiento de gas. Los

líquidos de gas natural pueden clasificarse según sus presiones de vapor como de presión baja (condensados), intermedia (gasolina natural) y alta (gas licuado de petróleo). Los líquidos de gas natural incluyen: propano, butano, pentano, hexano y heptano, pero no metano ni etano, debido a que estos hidrocarburos necesitan refrigeración para licuarse. El término se abrevia comúnmente como NGL.

Modelar: Representación abstracta, conceptual, gráfica, física o matemática de un sistema, con el propósito de analizar, explicar, simular y describir procesos o fenómenos.

Modelo: Es una representación simplificada de un Sistema que permite responder interrogantes sobre este último sin recurrir a la experimentación sobre dicho sistema.

n – Butano: En las transacciones comerciales, un producto que cumple con la especificación GPA para el butano comercial y, además, contiene un mínimo de 95 vol líquido% de butano normal.

n – Pentano: Hidrocarburo saturado líquido, incoloro, volátil, inflamable y de olor agradable, que se emplea como disolvente, refrigerante, combustible y también en la fabricación de termómetros de baja temperatura.

Planta: Equipo pesado y maquinaria utilizados en procesos industriales. Una planta de proceso es todo el proceso industrial o fábrica en el que las materias primas se convierten en productos mediante transformación química, física o bioquímica.

Plato: Lámina horizontal perforada plana de metal utilizada en columnas de destilación y absorción diseñada para proporcionar un contacto íntimo entre un vapor o gas en ascenso y un líquido para permitir que se alcance el equilibrio líquido del vapor. La placa se encuentra a lo largo de toda la sección transversal de la columna y tiene perforaciones o pequeñas aberturas que permiten el paso del vapor o el gas, pero permiten que el líquido permanezca en la placa. Una variedad de diseños de placas se utiliza comúnmente e incluyen placas de tamiz, * bandejas de válvulas, y tapas de burbujas. Una columna de destilación puede tener muchas placas.

Presión: La fuerza aplicada sobre un área dada.

Presión crítica: Presión mínima necesaria para licuar una sustancia a su *temperatura crítica

Presión de vapor: Presión ejercida por el vapor de un sólido o un líquido en el que está en contacto y en equilibrio durante una temperatura especificada. Las presiones de vapor de sustancias puras pueden obtenerse de datos publicados o de ecuaciones empíricas como la ecuación Antoine. También se puede usar la ecuación * Clausius d' Clapeyron, pero es menos precisa.

Presión reducida: La relación entre la presión de un componente y su presión crítica.

Propano: El propano es obtenido del gas natural o de los gases de los procesos de cracking producidos en las instalaciones petroquímicas, es un subproducto del procesamiento del gas natural y de la refinación del petróleo

Propiedades críticas: Las propiedades de las sustancias en su *punto crítico. Las propiedades críticas incluyen temperatura crítica, presión crítica, volumen crítico y factores de compresibilidad. Se utilizan para determinar las propiedades de líquidos y gases.

Punto crítico: Temperatura y presión de una sustancia en equilibrio cuando dos fases se vuelven idénticas y forman una sola fase. El estado crítico es la condición en la que la densidad de las fases líquida y de vapor de una sustancia es la misma que aparece en el punto crítico.

Punto de ebullición normal: La temperatura a la que la presión de vapor de un líquido sería igual a la presión externa sobre el líquido. El punto de ebullición normal es la temperatura a la que la presión de vapor de un líquido es igual a la presión normal.

Reflujo: La ebullición, condensación y posterior retorno a la caldera de un líquido volátil. Se utiliza para mejorar la separación de líquidos de diferentes volatilidades como en el proceso de destilación. En una columna de destilación utilizada para

separar líquidos volátiles en virtud de sus diferentes puntos de ebullición, el uso de más reflujo disminuye el número de placas necesarias para la separación. Por el contrario, el uso de menos reflujo aumenta el número de placas necesarias.

Relación de equilibrio: Tendencia de una especie química conocida para repartirse entre las fases vapor y líquido.

Relación de reflujo: Utilizado en el control de la pureza de los productos superiores de una columna de destilación, es la relación del flujo molar de líquido, L , devuelto a la parte superior de la columna a la cantidad de producto superior o destilado, D , eliminado.

Simulación: Experimentación sobre un modelo matemático de un sistema generalmente implementado en una computadora.

Simulación de procesos: El uso de computadoras para modelar y predecir el comportamiento operacional y termodinámico de un proceso. Se utilizan sofisticados paquetes de software comercial para simular y modelar procesos por lotes, continuos, en estado continuo y dinámicos. Requieren balances combinados de materiales y energía, las propiedades de los materiales procesados, y a veces combinan el uso de datos experimentales con descripciones matemáticas del proceso que se está simulando.

Sustancia pura: Las sustancias puras son aquellas formas de la materia homogénea, cuya composición química es fija y definida, o sea, no varía, sin importar las condiciones físicas en que dicha materia se encuentre. Dicho de otro modo, se trata de materia que permanece químicamente inalterada en sus distintos estados de agregación, dotada de propiedades singulares y características.

Temperatura: Medida de la intensidad del calor que fluye hacia o desde un cuerpo o medio desde otro cuerpo o medio, y en qué dirección fluye el calor. Como propiedad física de un cuerpo, es proporcional a la energía cinética de los átomos o moléculas. Cuando no hay flujo de calor, el cuerpo o el medio está en equilibrio termodinámico y a la misma temperatura que el otro cuerpo o medio. Donde no

están en equilibrio, el calor fluye en la dirección de la más alta al cuerpo de la temperatura más baja.

Temperatura crítica: La temperatura por encima de la cual un gas no puede licuarse solo por presión.

Temperatura reducida: Relación entre la temperatura de un componente y su temperatura crítica.

Vapor: Estado gaseoso de la materia que se puede reducir a un líquido por medio de la condensación. Un vapor es por lo tanto un gas por debajo de su temperatura crítica.

Volumen molar: Volumen ocupado por un mol de una sustancia. Es igual al producto del volumen específico y la masa molar.

Volumen crítico: Volumen ocupado por un mol de una sustancia en su temperatura crítica y presión crítica, conocida como estado crítico.

Anexo D: Programa fuente en Matlab

- **Primer GUIDE**

```
function varargout = Destilacion0(varargin)
% DESTILACION0 MATLAB code for Destilacion0.fig
% Begin initialization code - DO NOT EDIT
gui_Singleton = 1;
gui_State = struct('gui_Name',       mfilename, ...
                  'gui_Singleton',  gui_Singleton, ...
                  'gui_OpeningFcn', @Destilacion0_OpeningFcn, ...
                  'gui_OutputFcn',  @Destilacion0_OutputFcn, ...
                  'gui_LayoutFcn',  [] , ...
                  'gui_Callback',   []);
if nargin && ischar(varargin{1})
    gui_State.gui_Callback = str2func(varargin{1});
end

if nargin
    [varargout{1:nargout}] = gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
else
    gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
end
% End initialization code - DO NOT EDIT

% --- Executes just before Destilacion0 is made visible.
function Destilacion0_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles,
varargin)

% Choose default command line output for Destilacion0
handles.output = hObject;

% Update handles structure
guidata(hObject, handles);
```

```

% --- Outputs from this function are returned to the command line.
function varargout = Destilacion0_OutputFcn(hObject, eventdata,
handles)

% Get default command line output from handles structure
varargout{1} = handles.output;

% --- Executes on button press in pushbutton1.
function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1

% --- Executes during object creation, after setting all
properties.
function axes3_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)
im=imread('I:\PROYECTO DE GRADO UMSA\Exámenes\Torre.jpg');
image(im);
axis off

```

- **Segundo GUIDE**

```

function varargout = Destilacion1(varargin)
% Begin initialization code - DO NOT EDIT
gui_Singleton = 1;
gui_State = struct('gui_Name',       mfilename, ...
                  'gui_Singleton',  gui_Singleton, ...
                  'gui_OpeningFcn', @Destilacion1_OpeningFcn, ...
                  'gui_OutputFcn',  @Destilacion1_OutputFcn, ...
                  'gui_LayoutFcn',  [] , ...
                  'gui_Callback',    []);
if nargin && ischar(varargin{1})
    gui_State.gui_Callback = str2func(varargin{1});
end

if nargout

```

```

    [varargout{1:nargout}] = gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
else
    gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
end
% End initialization code - DO NOT EDIT
% --- Executes just before Destilacion1 is made visible.
function Destilacion1_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles,
varargin)

% Choose default command line output for Destilacion1
handles.output = hObject;
% Update handles structure
guidata(hObject, handles);

% --- Outputs from this function are returned to the command line.
function varargout = Destilacion1_OutputFcn(hObject, eventdata,
handles)
varargout{1} = handles.output;

% --- Executes on button press in pushbutton1.
function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)
global Tem pla2 pla3 ejX
pla1=str2double(get(handles.edit1,'string'));
pla2=str2double(get(handles.edit2,'string'));
pla3=str2double(get(handles.edit3,'string'));
n_pla=pla1:1:pla3;
ejX=n_pla';
Tem = [143.1 149.2 151.9 153.1 153.6 153.9 154.1 154.2 154.4 154.5...
      154.7 154.8 163.2 172.2 180.8 188.2 194.1 198.6 201.7...
      204 205.6 206.7 207.6 208.3 209 209.6 210.2 210.9 211.7...
      212.9 214.5 217]';%En °F
plot(ejX,Tem, '-sk')
xlabel('N° de Etapas');

```



```

ylabel('Temperatura [°F]');
title('Temperaturas Impuestas vs N°de Etapas');
grid on,grid minor;

% --- Executes on button press in pushbutton2.
function pushbutton2_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1_2

function edit1_Callback(hObject, eventdata, handles)

% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function edit1_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

function edit2_Callback(hObject, eventdata, handles)

% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function edit2_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

function edit3_Callback(hObject, eventdata, handles)

% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function edit3_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

```

```

if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

% --- Executes during object creation, after setting all properties.
function axes1_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)
axis off

```

- **Tercer GUIDE**

```

function varargout = Destilacion1_2(varargin)
% Begin initialization code - DO NOT EDIT
gui_Singleton = 1;
gui_State = struct('gui_Name',       mfilename, ...
                  'gui_Singleton',  gui_Singleton, ...
                  'gui_OpeningFcn', @Destilacion1_2_OpeningFcn, ...
                  'gui_OutputFcn',  @Destilacion1_2_OutputFcn, ...
                  'gui_LayoutFcn',  [], ...
                  'gui_Callback',   []);
if nargin && ischar(varargin{1})
    gui_State.gui_Callback = str2func(varargin{1});
end

if nargout
    [varargout{1:nargout}] = gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
else
    gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
end
% End initialization code - DO NOT EDIT

% --- Executes just before Destilacion1_2 is made visible.

```

```

function Destilacion1_2_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles,
varargin)
global Tem pla3 ejX
tabla1=cell(pla3,2);
FF=[ejX Tem];
tabla1(:,:)=num2cell(FF);
set(handles.uitable1,'Data',tabla1);

% Choose default command line output for Destilacion1_2
handles.output = hObject;
% Update handles structure
guidata(hObject, handles);

% --- Outputs from this function are returned to the command line.
function varargout = Destilacion1_2_OutputFcn(hObject, eventdata,
handles)
varargout{1} = handles.output;

% --- Executes on button press in pushbutton1.
function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1_3

```

- **Cuarto GUIDE**

```

function varargout = Destilacion1_3(varargin)
% Begin initialization code - DO NOT EDIT
gui_Singleton = 1;
gui_State = struct('gui_Name',      mfilename, ...
                  'gui_Singleton',  gui_Singleton, ...
                  'gui_OpeningFcn', @Destilacion1_3_OpeningFcn, ...
                  'gui_OutputFcn', @Destilacion1_3_OutputFcn, ...
                  'gui_LayoutFcn',  [] , ...

```

```

        'gui_Callback', []);
if nargin && ischar(varargin{1})
    gui_State.gui_Callback = str2func(varargin{1});
end

if nargout
    [varargout{1:nargout}] = gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
else
    gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
end
% End initialization code - DO NOT EDIT

% --- Executes just before Destilacion1_3 is made visible.
function Destilacion1_3_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles,
varargin)
% This function has no output args, see OutputFcn.

% Choose default command line output for Destilacion1_3
handles.output = hObject;
% Update handles structure
guidata(hObject, handles);

% --- Outputs from this function are returned to the command line.
function varargout = Destilacion1_3_OutputFcn(hObject, eventdata,
handles)
varargout{1} = handles.output;

function edit1_Callback(hObject, eventdata, handles)

% --- Executes during object creation, after setting all
properties.
function edit1_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

```

```

if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

function edit2_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Executes during object creation, after setting all properties.
function edit2_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

function edit9_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Executes during object creation, after setting all properties.
function edit9_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

function edit10_Callback(hObject, eventdata, handles)
% Executes during object creation, after setting all properties.
function edit10_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

```

```

function edit11_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Executes during object creation, after setting all properties.
function edit11_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

function edit3_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Executes during object creation, after setting all properties.
function edit3_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

function edit4_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Executes during object creation, after setting all properties.
function edit4_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

function edit5_Callback(hObject, eventdata, handles)

```

```
% Executes during object creation, after setting all properties.
```

```
function edit5_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)
```

```
if ispc && isequal(get(hObject, 'BackgroundColor'),
```

```
get(0, 'defaultUicontrolBackgroundColor'))
```

```
    set(hObject, 'BackgroundColor', 'white');
```

```
end
```

```
function edit6_Callback(hObject, eventdata, handles)
```

```
% Executes during object creation, after setting all properties.
```

```
function edit6_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)
```

```
if ispc && isequal(get(hObject, 'BackgroundColor'),
```

```
get(0, 'defaultUicontrolBackgroundColor'))
```

```
    set(hObject, 'BackgroundColor', 'white');
```

```
end
```

```
function edit7_Callback(hObject, eventdata, handles)
```

```
% Executes during object creation, after setting all properties.
```

```
function edit7_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)
```

```
if ispc && isequal(get(hObject, 'BackgroundColor'),
```

```
get(0, 'defaultUicontrolBackgroundColor'))
```

```
    set(hObject, 'BackgroundColor', 'white');
```

```
end
```

```
function edit8_Callback(hObject, eventdata, handles)
```

```
% Executes during object creation, after setting all properties.
```

```

function edit8_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

function edit12_Callback(hObject, eventdata, handles)

% Executes during object creation, after setting all properties.
function edit12_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)

if ispc && isequal(get(hObject,'BackgroundColor'),
get(0,'defaultUicontrolBackgroundColor'))
    set(hObject,'BackgroundColor','white');
end

% --- Executes on button press in pushbutton1.
function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)
global Tem pla2 m n k x xn y V0 L sumay sumax sumaxn error1

FA=str2double(get(handles.edit1,'string'));
Pre=str2double(get(handles.edit2,'string'));%Presión en psia
z1=str2double(get(handles.edit3,'string'));
z2=str2double(get(handles.edit4,'string'));
z3=str2double(get(handles.edit5,'string'));
z4=str2double(get(handles.edit6,'string'));
z5=str2double(get(handles.edit7,'string'));
z6=str2double(get(handles.edit8,'string'));

% Datos bibliográficos
Tb = [184.6 231.1 261.4 272.7 301 309.2]'; % Temperatura normal de

```



```

                                eb. en k
Tc1 = [305.4 369.8 408.2 425.2 460.4 469.7]'; % Temperatura
                                critica en k
Pc1 = [48.8 42.5 36.5 38 33.9 33.7]'; % Presión critica en bar
Tc = [550 665.9 734.7 765.3 829.8 845.6]'; % Temperatura critica
                                en R
Pc = [709.8 617.4 529.1 550.7 483 489.5]'; % Presión critica en
                                psi
w= [0.1064 0.1538 0.1825 0.1954 0.2104 0.2387]'; % Factor
                                acéntrico
R = 10.73159; % Constante universal de los gases

% Datos de entrada
z = [z1 z2 z3 z4 z5 z6]'; %Composición de entrada
n = length(Tem); % Número de etapas
m = length(z); % Número de componentes
F=zeros(n,1); %Para el flujo de alimentación, inicialmente sea cero
F(pla2)=FA; %Con valor en el plato de alimentación.
Tbur0 = Tem+460; % Temperatura en R
Tbur1 = ((Tem-32).*(5/9))+273; % Temperatura en k
V0=[4550 7100 7200 7234 7310 7150 7050 6900 6880 6815 6809 6805...
    7711 8650 9600 7905 8626 13550 14771 11690 9600 7900 4100...
    3613 3413 3212 3450 2206 2600 2594 2482 2164]'; % Corrientes
                                iniciales de vapor

% Datos para las iteraciones
iter=1; % Contador para el número de iteraciones
criterio=0.2*32; % Criterio de convergencia
error=sum(abs(V0./V0).*100);

%Para hallar la presión de vapor
for j=1:n
    for i=1:m

```

```

Tbr(i)=Tb(i)/Tc1(i);%Temp reducida a la temp normal de eb.
Tr(i,j)=Tbur1(j)/Tc1(i);%Temp. reducida
Fib(i)=-35+(36/Tbr(i))+(42*log(Tbr(i)))-(Tbr(i)^6);

alfac(i)=((0.315*Fib(i))+(log(Pc1(i))))/((0.0838*Fib(i))...
        -(log(Tbr(i))));
Q(i)=0.0838*(3.758-alfac(i));
a(i)=-35*Q(i);
b(i)=-36*Q(i);
c(i)=(42*Q(i))+alfac(i);
d(i)=-Q(i);
Pvapp(i,j)=exp(a(i)-(b(i)/Tr(i,j))+(c(i)*log(Tr(i,j)))...
        +(d(i)*(Tr(i,j)^6)))*Pc1(i);%en bar
Pvap(i,j)=Pvapp(i,j)*(14.7/1.01325);%en psi
end
end

% Para hallar k
for j=1:n
    for i=1:m
        if Pvap(i,j)>Pre
            zcrit(i)=0.29056-0.08778*w(i);
            Vcrit(i)=(R*Tc(i)*zcrit(i))/Pc(i);
            T_red(i,j)=Tbur0(j)/Tc(i);%Temp reducida
            fact(i,j)=((1-T_red(i,j))^2)^(1/7);
            Vf1(i,j)=Vcrit(i)*(zcrit(i)^fact(i,j));%Volumen molar
                                                    de la fase liquida
            Poynting(i,j)=exp((Vf1(i,j)*(Pre-
                Pvap(i,j)))/(R*Tbur0(j)));%Corrección de Poynting
            k(i,j)=(Pvap(i,j)*Poynting(i,j))/Pre;%Constante de
                                                    equilibrio
        else
            k(i,j)=Pvap(i,j)/Pre;
        end
    end
end
end

```

```

end

%PARA LA ITERACION
while (error>=criterio)
% Para hallar A
for j=1:n
    for i=1:m
        if j<pla2
            A(i,j)=(V0(j+1)-V0(1))/(k(i,j)*V0(j));
        elseif j>=pla2 && j<n
            A(i,j)=(V0(j+1)+F(pla2)-V0(1))/(k(i,j)*V0(j));
        elseif j==n
            A(i,j)=(F(pla2)-V0(1))/(k(i,j)*V0(j));
        end
    end
end

% Para hallar fi
for j=1:n
    for i=1:m
        fi(i,j)=A(i,j)+1;
    end
end

%Para D
for j=1:n
    for i=1:m
        D(i,j)=-F(j)*z(i);
    end
end

% Para todos los componentes
% Para el primer componente:
lf1=D(1,:)' ;
fi_1=fi(1,:)' ;
Ai_1=A(1,:)' ;

```

```

M1=zeros(n);
for j=1:n
    for i=1:n
        if i==j
            M1(i,j)=-fi_1(j);
        elseif i==j-1
            M1(i,j)=1;
        elseif i==j+1
            M1(i,j)=Ai_1(j);
        end
    end
end
sol_1=inv(M1)*lf1;

%Para 2do componente:
lf2=D(2,:)';
fi_2=fi(2,:)';
Ai_2=A(2,:)';
M2=zeros(n);
for j=1:n
    for i=1:n
        if i==j
            M2(i,j)=-fi_2(j);
        elseif i==j-1
            M2(i,j)=1;
        elseif i==j+1
            M2(i,j)=Ai_2(j);
        end
    end
end
sol_2=inv(M2)*lf2;

%Para 3er componente:
lf3=D(3,:)';
fi_3=fi(3,:)';

```

```

Ai_3=A(3,:)' ;
M3=zeros(n);
for j=1:n
    for i=1:n
        if i==j
            M3(i,j)=-fi_3(j);
        elseif i==j-1
            M3(i,j)=1;
        elseif i==j+1
            M3(i,j)=Ai_3(j);
        end
    end
end
sol_3=inv(M3)*lf3;

```

%Para 4to componente:

```

lf4=D(4,:)' ;
fi_4=fi(4,:)' ;
Ai_4=A(4,:)' ;
M4=zeros(n);
for j=1:n
    for i=1:n
        if i==j
            M4(i,j)=-fi_4(j);
        elseif i==j-1
            M4(i,j)=1;
        elseif i==j+1
            M4(i,j)=Ai_4(j);
        end
    end
end
sol_4=inv(M4)*lf4;

```

%Para 5to componente:

```

lf5=D(5,:)' ;

```

```

fi_5=fi(5,:)' ;
Ai_5=A(5,:)' ;
M5=zeros(n);
for j=1:n
    for i=1:n
        if i==j
            M5(i,j)=-fi_5(j);
        elseif i==j-1
            M5(i,j)=1;
        elseif i==j+1
            M5(i,j)=Ai_5(j);
        end
    end
end
sol_5=inv(M5)*lf5;

```

%Para 6to componente:

```

lf6=D(6,:)' ;
fi_6=fi(6,:)' ;
Ai_6=A(6,:)' ;
M6=zeros(n);
for j=1:n
    for i=1:n
        if i==j
            M6(i,j)=-fi_6(j);
        elseif i==j-1
            M6(i,j)=1;
        elseif i==j+1
            M6(i,j)=Ai_6(j);
        end
    end
end
sol_6=inv(M6)*lf6;

```

%Uniendo las soluciones

```

Sol=[sol_1 sol_2 sol_3 sol_4 sol_5 sol_6]';

%Para los flujos de vapor:
for j=1:n
    Vol(j)=sum(Sol(:,j));%Para los flujos de vapor en cada etapa
end

Vf=Vol';
error=sum(abs((Vf-V0)./Vf).*100);
error1=((abs(Vf-V0))./Vf).*100; % Para verificar el error
porcentual de c/uno
V0=Vf;
iter=iter+1;

end %del while

%Para los flujos de la fase liquida
V0(n+1)=0;
for j=1:n
    Liq(j)=V0(j+1)+sum(F(1:j))-V0(1);
end
L=Liq';

%Para y
for j=1:n
    for i=1:m
        y(i,j)=Sol(i,j)/V0(j);
    end
end

%Para verificar las sumatorias de y
for j=1:n
    sumay(j)=sum(y(:,j));
end

```

```

%Para x
for j=1:n
    for i=1:m
        x(i,j)=y(i,j)/k(i,j);
    end
end

%Para verificar las sumatorias de x
for j=1:n
    sumax(j)=sum(x(:,j));
end

%Para x normalizado:
for j=1:n
    for i=1:m
        xn(i,j)=x(i,j)/sumax(j);
    end
end

%Para verificar una vez mas las sumatorias de xn normalizado
for j=1:n
    sumaxn(j)=sum(xn(:,j));
end

V0(n+1,:)=[];

set(handles.edit9,'string',V0(1));
set(handles.edit10,'string',L(1));
set(handles.edit11,'string',L(n));
set(handles.edit12,'string',iter);

% --- Executes on button press in pushbutton2.
function pushbutton2_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1_4

```



```

% --- Executes on button press in pushbutton3.
function pushbutton3_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1_5

% --- Executes on button press in pushbutton4.
function pushbutton4_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1_6

% --- Executes during object creation, after setting all
properties.
function axes1_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)
im=imread('H:\PROYECTO DE GRADO\Mejorado\Torre.jpg');
image(im);
axis off

```

- **Quinto GUIDE**

```

function varargout = Destilacion1_4(varargin)
% Begin initialization code - DO NOT EDIT
gui_Singleton = 1;
gui_State = struct('gui_Name',       mfilename, ...
                  'gui_Singleton',   gui_Singleton, ...
                  'gui_OpeningFcn', @Destilacion1_4_OpeningFcn, ...
                  'gui_OutputFcn',  @Destilacion1_4_OutputFcn, ...
                  'gui_LayoutFcn',  [], ...
                  'gui_Callback',    []);
if nargin && ischar(varargin{1})
    gui_State.gui_Callback = str2func(varargin{1});
end

if nargout

```

```

    [varargout{1:nargout}] = gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
else
    gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
end
% End initialization code - DO NOT EDIT

% --- Executes just before Destilacion1_4 is made visible.
function Destilacion1_4_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles,
varargin)
global ejX V0 L pla3 error1

%Para la tabla:
tabla2=cell(pla3,4);
Flujos=[ejX V0 L error1];
tabla2(:,:)=num2cell(Flujos);
set(handles.uitable1,'Data',tabla2);

%Para la grafica de V:
axes(handles.axes1);
plot(ejX,V0,'-sk')
xlabel('N° de Etapas');
ylabel('Flujo de Vapor');
title('Flujo de Vapor vs N° de Etapas');
grid on,grid minor

%Para la grafica de L:
axes(handles.axes2);
plot(ejX,L,'-ok')
grid on,grid minor
xlabel('N° de Etapas');
ylabel('Flujo de Liquido');
title('Flujo de Liquido vs N° de Etapas');

% Choose default command line output for Destilacion1_4

```

```

handles.output = hObject;
% Update handles structure
guidata(hObject, handles);

% --- Outputs from this function are returned to the command line.
function varargout = Destilacion1_4_OutputFcn(hObject, eventdata,
handles)
varargout{1} = handles.output;

% --- Executes on button press in pushbutton1.
function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1_3

```

- **Sexto GUIDE**

```

function varargout = Destilacion1_5(varargin)
% Begin initialization code - DO NOT EDIT
gui_Singleton = 1;
gui_State = struct('gui_Name',       mfilename, ...
                  'gui_Singleton',  gui_Singleton, ...
                  'gui_OpeningFcn', @Destilacion1_5_OpeningFcn, ...
                  'gui_OutputFcn',  @Destilacion1_5_OutputFcn, ...
                  'gui_LayoutFcn',  [] , ...
                  'gui_Callback',   []);
if nargin && ischar(varargin{1})
    gui_State.gui_Callback = str2func(varargin{1});
end

if nargout
    [varargout{1:nargout}] = gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
else
    gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});

```

```

end
% End initialization code - DO NOT EDIT

% --- Executes just before Destilacion1_5 is made visible.
function Destilacion1_5_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles,
varargin)
global m n k y sumay

%Para la tabla de "k"
tabla3=cell(m,n);
tabla3(:,:)=num2cell(k);
set(handles.uitable1, 'Data', tabla3);

%Para la tabla de "y"
y(m+1,:)=sumay;
tabla4=cell(m+1,n);
tabla4(:,:)=num2cell(y);
set(handles.uitable2, 'Data', tabla4);

% Choose default command line output for Destilacion1_5
handles.output = hObject;
% Update handles structure
guidata(hObject, handles);

% --- Outputs from this function are returned to the command line.
function varargout = Destilacion1_5_OutputFcn(hObject, eventdata,
handles)
varargout{1} = handles.output;

% --- Executes on button press in pushbutton1.
function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)
Destilacion1_3

```

- Séptimo GUIDE

```

function varargout = Destilacion1_6(varargin)
% Begin initialization code - DO NOT EDIT
gui_Singleton = 1;
gui_State = struct('gui_Name',       mfilename, ...
                  'gui_Singleton',  gui_Singleton, ...
                  'gui_OpeningFcn', @Destilacion1_6_OpeningFcn, ...
                  'gui_OutputFcn',  @Destilacion1_6_OutputFcn, ...
                  'gui_LayoutFcn',  [] , ...
                  'gui_Callback',   []);
if nargin && ischar(varargin{1})
    gui_State.gui_Callback = str2func(varargin{1});
end

if nargout
    [varargout{1:nargout}] = gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
else
    gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
end
% End initialization code - DO NOT EDIT

% --- Executes just before Destilacion1_6 is made visible.
function Destilacion1_6_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles,
varargin)
global m n x xn sumax sumaxn

%Para la tabla de "x sin normalizar"
x(m+1,:)=sumax;
tabla5=cell(m+1,n);
tabla5(:,:)=num2cell(x);
set(handles.uitable3,'Data',tabla5);

```

```

%Para la tabla de "x normalizado"
xn(m+1,:)=sumaxn;
tabla6=cell(m+1,n);
tabla6(:,:)=num2cell(xn);
set(handles.uitable4,'Data',tabla6);

% Choose default command line output for Destilacion1_6
handles.output = hObject;
% Update handles structure
guidata(hObject, handles);

% --- Outputs from this function are returned to the command line.
function varargout = Destilacion1_6_OutputFcn(hObject, eventdata,
handles)
varargout{1} = handles.output;

% --- Executes on button press in pushbutton2.
function pushbutton2_Callback(hObject, eventdata, handles)
close(handles.output);

```

- **Octavo GUIDE**

```

function varargout = Destilacion1_8(varargin)
% DESTILACION1_8 MATLAB code for Destilacion1_8.fig
% Begin initialization code - DO NOT EDIT
gui_Singleton = 1;
gui_State = struct('gui_Name',       mfilename, ...
                  'gui_Singleton',  gui_Singleton, ...
                  'gui_OpeningFcn', @Destilacion1_8_OpeningFcn,
                  ...

```

```

        'gui_OutputFcn', @Destilacion1_8_OutputFcn,
    ...
        'gui_LayoutFcn', [] , ...
        'gui_Callback', []);
if nargin && ischar(varargin{1})
    gui_State.gui_Callback = str2func(varargin{1});
end

if nargout
    [varargout{1:nargout}] = gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
else
    gui_mainfcn(gui_State, varargin{:});
end
% End initialization code - DO NOT EDIT

% --- Executes just before Destilacion1_8 is made visible.
function Destilacion1_8_OpeningFcn(hObject, eventdata, handles,
varargin)
global m FA z xn y V0 L

%Para la primera Tabla de Alimentación:
fluja=FA*z;
sumaz=sum(z); %suma de z
sumafluja=sum(fluja);
z(m+1,:)=sumaz;
fluja(m+1,:)=sumafluja;

tabla7=cell(m+1,2);
T7=[z fluja];
tabla7(:,:)=num2cell(T7);
set(handles.uitable1,'Data',tabla7);

%Para la Tabla de Destilado
y1=y(:,1);

```

```

y1(7,:)=[];
flujdest=V0(1)*y1;
sumay1=sum(y1); %suma de y en el piso 1
sumaflujdest=sum(flujdest);
y1(m+1,:)=sumay1;
flujdest(m+1,:)=sumaflujdest;

tabla8=cell(m+1,2);
T8=[y1 flujdest];
tabla8(:,:)=num2cell(T8);
set(handles.uitable2,'Data',tabla8);

%Para la Tabla de Fondo
xf=xn(:,32);
xf(7,:)=[];
flujfon=L(32)*xf;
sumaxf=sum(xf); %suma de y en el piso 1
sumaflujfon=sum(flujfon);
xf(m+1,:)=sumaxf;
flujfon(m+1,:)=sumaflujfon;
%Para mostrar en la tabla:
tabla9=cell(m+1,2);
T9=[xf flujfon];
tabla9(:,:)=num2cell(T9);
set(handles.uitable3,'Data',tabla9);

% Choose default command line output for Destilacion1_8
handles.output = hObject;

% Update handles structure
guidata(hObject, handles);

% UIWAIT makes Destilacion1_8 wait for user response (see
UIRESUME)
% uiwait(handles.figure1);

```



```

% --- Outputs from this function are returned to the command line.
function varargout = Destilacion1_8_OutputFcn(hObject, eventdata,
handles)
% Get default command line output from handles structure
varargout{1} = handles.output;

% --- Executes on button press in pushbutton1.
function pushbutton1_Callback(hObject, eventdata, handles)
close(handles.output);

% --- Executes during object creation, after setting all
properties.
function axes1_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)
im=imread('I:\PROYECTO DE GRADO UMSA\Exámenes\mol_ali.jpg');
image(im);
axis off

% --- Executes during object creation, after setting all
properties.
function axes2_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)
im=imread('I:\PROYECTO DE GRADO UMSA\Exámenes\mol_dest.jpg');
image(im);
axis off

% --- Executes during object creation, after setting all
properties.
function axes3_CreateFcn(hObject, eventdata, handles)
im=imread('I:\PROYECTO DE GRADO UMSA\Exámenes\mol_fon.jpg');
image(im);
axis off
% Hint: place code in OpeningFcn to populate axes3

```