

**UNIVERSIDAD AUTONOMA DEL ESTADO DE MORELOS**  
**FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS E INGENIERIA**

**Rehabilitación y acondicionamiento del sistema de separación para  
mezclas de bajo punto de ebullición para el LOU.**

**T E S I S**

**PARA OBTENER EL TÍTULO DE:**

**INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTADA POR:**

**ADOLFO ARCE HERNANDEZ**

**DIRECTOR DE TESIS:**

**DR. ORLANDO FUENTES CASTAÑEDA**

**CODIRECTOR DE TESIS:**

**DR. FABIÁN J. RENDÓN HERNÁNDEZ**



---

## **AGRADECIMIENTOS**

Han pasado tantas cosas durante este tiempo, al grado que el Adolfo que ingreso un día a la universidad ha cambiado tanto que estoy seguro de que si ese adolescente me viera hoy día no creería esto que soy hoy día, y lo que seré.

### **QUIERO AGRADECER PRIMERO A MI “ALMA MATER”.**

Gracias por abrirme las puertas y darme la oportunidad de cursar una carrera profesional y por brindarme lo necesario para aumentar y adquirir cada día nuevos conocimientos para ser un hombre de bien. Gracias por cada amigo y compañero que me permitió conocer y aprender de cada uno de ellos algo diferente.

### **AL DR. ORLANDO FUENTES CASTAÑEDA.**

Desde el primer día que lo conocí en algún aula del LOU, desde el saludo, desde sus primeras palabras pude darme cuenta de que es una persona de bien, un hombre de palabra y un profesor que busca transmitir sus conocimientos de la mejor manera, enseñando más allá de lo que marca el plan docente. Fue y es sin duda la persona que más me inspiro a ser mejor y buscar ser un hombre de bien, honrado, trabajador y tantos atributos más que pude ver e intento hacer parte de mi persona. Solo me queda decir muchas gracias.

### **AL DR. FABIAN RENDON HERNÁNDEZ.**

Aún recuerdo la primera materia que tome con usted, fue capaz de transmitirme su pasión por la materia, logro con su forma de dar la clase hacer que tuviera ganas de investigar para aprender más, fue en esa materia que experimente la cristalización, me di cuenta de que me gustan los cristales y que es un tema que no dejo de lado y más adelante le daré alguna aplicación.

---

Tiene una forma de enseñar y de explicar que provoca ganas de aprender más, y lo aprecio bastante, espero no perder comunicación en el futuro. Solo me queda decir muchas gracias.

**A MIS AMIGOS:**

Agradecerles por hacer más fácil todo este tiempo, por tantas risas, tantas cosas que hicimos y ahora solo quedaran en la memoria, gracias por hacer la universidad la mejor etapa mi vida, gracias por sus palabras, gracias por todo este tiempo, los llevare en mi mente por el resto de mi vida.

---

## **DEDICATORIA**

La culminación de todo este esfuerzo durante todo este tiempo llega con la presentación y culminación de esta tesis, fueron muchas personas que apoyaron y colaboraron para llegar por fin al final de este proceso, y más allá de agradecer quiero dedicar a todos ustedes este logro, pues sin la colaboración de cada uno de ustedes esto no podría haberlo logrado.

### **A MI PADRE, CARLOS ARCE ABARCA.**

Estoy seguro de que con estas líneas es imposible hacerle saber lo mucho que le agradezco por todo su esfuerzo y todo el apoyo que me ha dado durante todo este tiempo, sé que no ha sido nada fácil. Es por eso y por tantas cosas más que quiero dedicar esta tesis a mi padre, guerrero incansable y el hombre más trabajador que he conocido nunca, a pesar de la adversidad nunca se rinde y es gracias a su mentalidad de la que he tomado lo más que he podido, sé que puedo lograr lo que me proponga.

### **A MI MADRE, SARAI HERNANDEZ ASCENCIO.**

La persona más importante en mi vida, mi madre. Las palabras no bastan ni son suficientes para decir todo lo que tengo que agradecer, es imposible y creo que las palabras no son suficientes para decirlo. Es por esto por lo que quiero dedicar esta tesis a mi madre, la mujer más trabajadora que he conocido en mi vida, la mujer que me crío y me ha dado las herramientas para llegar a formarme como el hombre que soy y que quiero llegar a ser. Se que no me alcanzara la vida para darle todo lo que se merece, pero me voy a esforzar para darle lo mejor y devolverle al menos el un por ciento de todo lo que me ha dado.

---

### **A MIS HERMANAS, GISSELL Y FABIOLA.**

Quiero dedicar a mis hermanas este logro, porque de una forma u otra me dieron su apoyo y saben un poco de lo difícil que fue el transcurso de esta etapa. Espero que este logro les sirva de ejemplo y las motive a ser mejores personas, a ponerse metas más altas, a pensar en grande.

### **A LA FAMILIA QUE ME APOYO.**

En todo este tiempo ha habido muchas personas de mi familia que de una forma u otra me han ayudado en distintas cosas y aspectos tanto de mi vida y de la universidad. Sin tener ni la mínima obligación, si no de corazón fue y es que me siguen ayudando, sé que lo hacen de buena fe y los llevo en mi mente siempre y sé que en cuanto se pueda o tenga la posibilidad de ayudarlos y devolver un poco de lo mucho que me han dado, lo hare.

### **A MIS ASESORES DE TESIS, DR. ORLANDO FUENTES CASTAÑEDA Y DR. FABIAN J. RENDON HERNÁNDEZ.**

Y bueno la dedicatoria a las dos personas con las que desarrollamos la tesis, considero una bendición el poder coincidir con estos dos grandes y magníficos profesores, el primer día que conocí a cada uno, sentí una conexión, pero jamás imaginé llegar a colaborar con quienes son para mí, los dos mejores profesores de la facultad.



# CONTENIDO

<b>RESUMEN.....</b>	<b>1</b>
<b>INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>3</b>
<b>OBJETIVOS.....</b>	<b>5</b>
<b>1. MARCO TEORICO.....</b>	<b>7</b>
1.1 Columnas de separación .....	7
1.2 Destilación en continuo .....	7
1.3 Consideraciones de reflujo.....	7
1.4 Reflujos.....	8
1.5 Localización del punto de alimentación.....	8
1.6 Selección de la presión de la columna.....	9
1.7 Factores que afectan el proceso de evaporación.....	9
1.8 Punto de rocío y punto de burbuja.....	11
1.9 Cálculos del equilibrio de vaporización súbita (flash).....	12
1.10 Métodos de diseño para sistemas binarios.....	14
1.11 Ecuaciones básicas.....	14
1.11.1 Balance de materia: .....	14
1.11.2 Balance de energía.....	15
1.12 Método grafico simplificado.....	16
1.13 Método McCabe-Thiele.....	18
1.14 Método Ponchon – Savarit.....	22
1.15 Desarrollo del método.....	24
1.16 Destilación en columna empacada.....	26
1.16.1 Diseño de una columna empacada.....	26
1.16.2 Columna empacada.....	26
1.16.3 Elección entre platos o empaque.....	26
1.16.4 Procedimiento para el diseño de columnas empacadas.....	28
1.17 Tipos de empaque.....	28



1.18	Empaques aleatorios.....	29
1.19	Tamaño del empaque. ....	31
1.20	Empaque estructurado. ....	32
1.21	Azeótropos.....	32
1.22	Destilación a vacío.....	33
1.23	Destilación con vapor de agua. ....	33
1.24	Destilación reactiva.....	34
<b>2.</b>	<b>DESARROLLO EXPERIMENTAL.....</b>	<b>36</b>
2.1	Tipo de empaque utilizado en este proceso.....	36
2.2	Mezcla utilizada en el proceso. ....	36
2.3	Método McCabe – Thiele.....	36
2.3.1	Procedimiento paso a paso para obtener los platos teóricos: .....	37
2.3.2	Limitaciones del Método McCabe-Thiele: .....	38
2.4	Ley de Raoult modificada. ....	44
2.4.1	Correlaciones para coeficientes de actividad de fase líquida. ....	45
2.4.2	Modelo de Margules .....	45
2.4.3	Modelo de Van Laar .....	46
2.5	Modelos de composición local.....	46
2.6	Modelo NRTL (Non-Random Two Liquids) .....	48
2.7	Ecuación de Antoine .....	48
<b>3.</b>	<b>RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....</b>	<b>55</b>
3.1	Datos del proceso en la alimentación .....	57
3.2	Datos del proceso en el condensador .....	57
3.3	Datos del proceso en el calentador.....	58
3.4	Eficiencias del plato.....	63
3.5	Eficiencia de la placa Murphree. ....	63
3.5.1	Eficiencia del plato. ....	63
3.6	Eficiencia general de la columna. ....	65
3.7	Calcular los platos reales.....	67
3.8	Cálculo de la altura del empaque.....	71
3.9	Calcular el espacio entre platos. ....	71
<b>4.</b>	<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES. ....</b>	<b>73</b>

---

<b>5. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.</b>	<b>77</b>
<b>6. ANEXOS.</b>	<b>I</b>
6.1 Descripción del procedimiento de carga y operación de la columna.	I
6.2 Tablas de propiedades de los componentes de la mezcla.	II
6.3 Tablas de Excel NRTL.	III
6.4 Fotografía de la columna de destilación empacada en la que se trabajó durante este proceso.	V
6.5 Diagrama PFD.	VI
6.6 Índice de figuras.	VII
6.7 Índice de graficas.	VIII

## RESUMEN

Esta tesis se centra en el estudio y la ejecución de un proyecto de rehabilitación en una columna de destilación empacada existente en el Laboratorio de Operaciones Unitarias (LOU). El objetivo principal de esta investigación fue rehabilitar y hacer funcionar la columna de destilación empacada que fue adquirida en la década de los 90s, aproximadamente, desde entonces no había sido operada.

El funcionamiento de esta columna de separación para mezclas con bajo punto de ebullición puede ser y será de gran utilidad en el LOU. Gracias a que ahora está en operación se podrán realizar prácticas de laboratorio y explicación por parte de los docentes de su funcionamiento y operación, esto dará un nuevo enfoque y avance a los alumnos que cursan la carrera de ingeniería química.

El trabajo comenzó con una exhaustiva evaluación de la columna de destilación empacada, incluyendo inspecciones físicas, análisis de los datos operativos y pruebas de laboratorio.

Se identificaron los siguientes problemas:

- Falta de cableado en el tablero de operación.
- Desconexión de los sensores de temperatura.
- Fugas en los empaques de algunas conexiones.
- Recuperación del agua de enfriamiento de los condensadores.
- Falla en el sistema de calentamiento.
- Falta de un sistema de alimentación a la olla de dicha columna.
- Falta de un tanque de recolección de destilado.

Es importante señalar que la columna de destilación empacada opera a presión atmosférica o bajo condiciones estándar, aunque el material del que está construida la columna es borosilicato, la cual puede operar a presión atmosférica y a vacío, siempre y cuando se sellen todas las entradas de aire existentes en el sistema de destilación.

En resumen, esta tesis demuestra que la rehabilitación adecuada de una columna de destilación empacada puede conducir a mejoras significativas dentro de un laboratorio, en este caso el LOU. Lo que representa el hecho de que ahora funcione la columna, abre múltiples caminos y opciones desde la enseñanza hasta la generación de ingresos económicos con diversos beneficios para el LOU.

# INTRODUCCIÓN

Una columna de destilación empacada es un equipo utilizado en procesos de separación y purificación de mezclas líquidas, esto es esencial en la purificación de productos químicos, la separación de petróleo crudo y la producción de productos químicos refinados, entre otros.

El proceso de destilación aprovecha la diferencia en los puntos de ebullición de los distintos compuestos para poder separarlos, en este caso de acetona y agua, la mezcla se calienta y la acetona por tener punto de ebullición más bajo ( $52^{\circ}\text{C}$ ) con respecto al agua ( $96^{\circ}\text{C}$ ), comienza a ebullición a través de la columna de destilación empacada, después llega se condensa y enfría en los distintos condensadores existentes en la columna.

Este método se utiliza ampliamente en la industria para obtener acetona pura, además es esencial en aplicaciones que requieren acetona libre de impurezas acuosas como la industria química y farmacéutica.

La acetona es un solvente versátil que se utiliza en una gran variedad de aplicaciones en la actualidad, y es probable que su importancia continúe creciendo, estas son algunas de sus aplicaciones con vistas a futuro.

En la industria química la acetona se utiliza en la síntesis de numerosos productos, como resinas, plásticos y fibras. En el futuro se espera que siga siendo un componente clave en la fabricación de materiales avanzados.

En la producción de polímeros es usada en la producción de poliestireno y el propileno. A medida que aumenta la demanda de plásticos y materiales poliméricos la acetona cobra más importancia en esta área.

Y así se podría mencionar más a fondo en las que la destilación de la acetona es necesaria para el uso en múltiples áreas, por mencionar algunas de las más importantes son; en la industria farmacéutica, en la impresión 3D, en pinturas y revestimientos, en extracción de aceites esenciales, en la producción de energía y en laboratorios para investigación.

Es importante tener en cuenta que el uso futuro de la acetona puede estar influenciado por consideraciones ambientales y de sostenibilidad, lo que podría dar lugar a la búsqueda de alternativas más ecológicas en algunas aplicaciones. Sin embargo, dado su amplio rango de aplicaciones lo más probable es que la acetona siga desempeñando un papel significativo en la industria y la tecnología en las décadas venideras.

## **OBJETIVOS.**

Con base en lo anteriormente planteado y con la finalidad de contribuir en habilitar y operar la columna de destilación empacada, se proponen los siguientes objetivos:

### **Objetivo general.**

Desarrollar las condiciones para operar la columna de destilación empacada ubicada en el LOU, como una alternativa para disminuir la cantidad de solventes líquidos en las facultades e institutos de la UAEM, que permita tener ciertos ingresos para la adquisición de equipos faltantes, realización de proyectos y mantenimiento general en el LOU.

### **Objetivos específicos.**

Para cumplir con el objetivo general se han definido los siguientes objetivos particulares.

- ✓ Revisar el sistema de calentamiento de la columna de destilación empacada, mediante pruebas experimentales con la finalidad de poder determinar la máxima temperatura desarrollada por dicho equipo.
- ✓ Definir con base a las temperaturas de ebullición los diferentes compuestos, que podrían ser separados en dicho equipo, para su reutilización.
- ✓ Rehabilitar dicha columna para contribuir a la disminución de residuos mediante la recuperación de solventes de las diferentes facultades e instituciones de la UAEM, generando al mismo tiempo beneficios económicos para el LOU.

# ***CAPITULO 1: MARCO TEORICO.***



# 1. MARCO TEORICO.

## 1.1 Columnas de separación

La destilación es la operación que permite separar los componentes de una mezcla de dos o más líquidos, mediante una evaporación parcial de la mezcla misma y de la subsiguiente recuperación del vapor y del líquido restante. (Martínez, P. J. 2004)

Existen dos tipos de destilación, en continuo y en lotes (Batch).

## 1.2 Destilación en continuo

Descripción del proceso

La diferencia de volatilidad en la separación de mezclas líquidas será la principal diferencia entre los compuestos. A mayor volatilidad relativa la separación será más fácil. El vapor circula hacia arriba en la columna y el líquido hacia abajo en contracorriente, al ponerse en contacto el líquido con el vapor en los platos o el empaque parte del condensado volverá a la cabeza de la columna, esto proporciona circulación del líquido por encima del punto de alimentación, a esto se le conoce como reflujo. Otra parte del líquido de la base de la columna se evapora en el reboiler y vuelve a la misma para generar circulación de vapor.

Por debajo de la alimentación se eliminan los compuestos más volátiles y a esto se le conoce como sección de agotamiento. En la parte superior a la alimentación se le conoce como sección de enriquecimiento o sección de rectificación, debido a que la concentración de los compuestos más volátiles aumenta. (Towler, G., & Sinnott, R. K. 2019).

## 1.3 Consideraciones de reflujo.

La razón de reflujo está representada por R y se define como:

$$R = \frac{\text{caudal devuelto como reflujo}}{\text{caudal superior del producto destilado}} \quad (1)$$

De la razón de reflujo utilizada dependerá el número de etapas requerida para la separación. Es importante considerar que la razón de reflujo efectiva aumentara con el vapor condensado dentro de la columna. Esto debido a las fugas de calor a través de las paredes. Por esto es importante diseñar una columna bien aislada para reducir estas pérdidas de calor y normalmente no será necesario considerarlas en el aumento de caudal en el diseño.

## 1.4 Reflujos.

**Reflujo total:** no existe alimentación ni recolección de producto, esto indica entonces que todo el condensado regresa a la columna como reflujo. Lo más común en las columnas es comenzar sin eliminación de producto y solo operar a reflujo total, esto es necesario al menos hasta alcanzar condiciones estacionarias.

**Reflujo mínimo:** “A medida que se reduce la razón de reflujo, se producirá un “Punto de pinzamiento” en el que la separación solo se alcanza con un numero infinito de etapas”.

**Razón de reflujo optima:** “la razón de reflujo a la práctica se encuentra en algún lugar entre el mínimo para la separación especifica y el reflujo total”. El diseño se debe de optimizar con un costo mínimo. Para disminuir el número de etapas se debe aumentar el reflujo, sin embargo, aumentara el requerimiento de servicios y por ende los costos de operación. “la razón de reflujo optima será aquella que ofrezca el costo total anualizado más bajo o el mejor valor actual neto”. (Towler, G., & Sinnott, R. K. 2019).

## 1.5 Localización del punto de alimentación.

El número de etapas requeridas se verá afectado por la localización del punto de alimentación, se recomienda a la hora de diseñar la columna dejar al menos dos o tres boquillas cercanas al punto principal calculado de alimentación, esta consideración se hace debido a si se realiza a posteriori un cambio en la composición de la mezcla o

inclusive en la misma columna se desea destilar una mezcla distinta de componentes (Towler, G., & Sinnott, R. K. 2019).

## **1.6 Selección de la presión de la columna.**

El objetivo de la primera consideración para la selección de la presión de operación de la columna es lograr una temperatura de punto de rocío del destilado mayor a la obtenida por el agua de refrigeración, “la temperatura máxima, verano, de agua de enfriamiento generalmente se toma como 30 °C”. por lo tanto, se desea obtener una temperatura mayor, para esto es posible utilizar presiones elevadas o trabajar en condiciones de vacío para reducir las temperaturas de operación, esto conlleva una consideración especial para cuando se destilan, materiales sensibles al calor, gracias al vacío se reducen considerablemente el riesgo de inflamabilidad o exceso de presión que pudiera causar algún accidente. (Badger, W. L., & Banchero, J. T. 1981).

## **1.7 Factores que afectan el proceso de evaporación.**

Otro aspecto importante para considerar en el proceso de destilación son las propiedades físicas y químicas de la solución en particular que se está concentrando y del vapor que se separa, tienen un efecto para tener en cuenta a la hora de hacer la elección del tipo de evaporador que se utilizara y sobre la presión y temperatura a la que se operara el proceso. las siguientes propiedades son las que afectan de forma directa los métodos de procesamiento.

**Concentración del líquido:** generalmente la alimentación del líquido es bastante diluida, entonces su viscosidad será baja, muy similar a la del agua y esto conlleva a realizar operaciones con coeficientes de calor bastante altos. Conforme avanza la evaporación su viscosidad puede elevarse considerablemente y esto supone la disminución del coeficiente de transferencia de calor, para contrarrestar esta situación, es importante una buena recirculación o agitación para evitar la disminución del coeficiente.

**Solubilidad:** conforme aumenta la temperatura la solubilidad del soluto aumenta considerablemente y esto podría ocasionar la formación de cristales, esto limita la concentración máxima que puede alcanzarse por evaporación.

**Sensibilidad térmica de los materiales:** la mayoría de los productos son sensibles a temperatura y esta puede ocasionar la degradación de estos. Debe ser considerado el tiempo de exposición a cierta temperatura si esta es capaz de ocasionar degradación.

**Formación de espumas:** algunos de los materiales constituidos por algunas soluciones, pueden formar espumas durante el calentamiento, agitación o recirculación. Esta espuma puede ser arrastrada por el vapor que sale del equipo y podría generar pérdidas de material.

**Presión y temperatura:** la presión del sistema va a influir en la temperatura de ebullición de la solución, cuanto mayor sea la presión mayor será el punto de ebullición. La solución a esta situación es operar a presiones por debajo de 1 atm, para esto es necesario aplicar vacío al sistema.

**Formación de incrustaciones y materiales de construcción:** las incrustaciones son materiales sólidos depositados sobre las superficies de calentamiento, esto lo pueden ocasionar ciertas soluciones, y se forman debido a los productos de descomposición o por disminución de solubilidad. Esto puede causar reducción del coeficiente de transferencia de calor, esto requeriría una limpieza del equipo. Otro aspecto importante es la elección correcta de los materiales utilizados para la construcción del equipo, el aspecto más importante a considerar es prevenir y evitar la corrosión del equipo. (Badger, W. L., & Banchemo, J. T. 1981).

**Zona superior:** denominada zona de enriquecimiento contiene un relleno estructurado sobre un soporte colocado por encima de un colector de líquido. En la parte superior del empaque se encuentra el distribuidor de líquido de reflujo y la salida de vapor al condensador.

**Zona intermedia:** se encuentra entre las dos zonas de alimentación, con un empaque con disposición al azar de sus elementos.

**Zona inferior:** denominada zona de agotamiento, esta contiene un empaque estructurado sobre un soporte, sobre el que fluye hacia abajo el producto de fondo y el reflujo de vapor va hacia arriba. (Towler, G., & Sinnott, R. K. 2019).

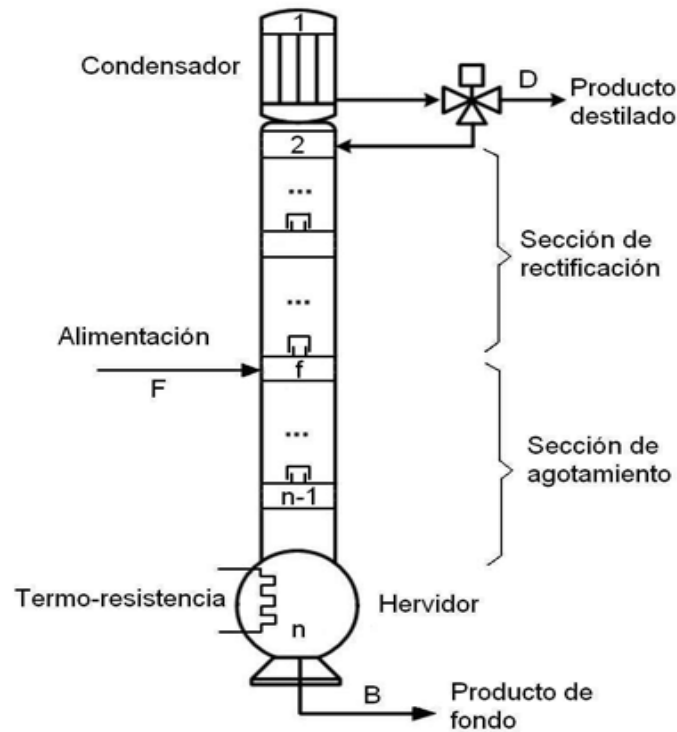


Figura 1.1. Zonas de una columna de destilación.

## 1.8 Punto de rocío y punto de burbuja.

El cálculo de las temperaturas de punto de rocío y de burbuja son necesarios para estimar la etapa, y la temperatura del condensador.

Cuando el vapor de agua se condensa, se alcanza el punto de rocío.

El punto de burbuja se da en el momento en el que se alcanza la temperatura a la que se comienzan a formar burbujas como fenómeno de ebullición en el fluido. (Martínez Santiago, 2012)

La temperatura a la que se dan estos fenómenos se puede calcular a partir del equilibrio líquido-vapor. En condiciones constantes de equilibrio se han definido las siguientes ecuaciones: (Martínez, E. M. L., & Lira, L. L. C. 2008)

$$\text{Punto de burbuja } \sum y_i = \sum K_i x_i = 1 \quad ( 2 )$$

$$\text{Punto de rocío } \sum x_i = \sum \frac{y_i}{K_i} = 1 \quad ( 3 )$$

Donde:

$K_i$ : Constante de equilibrio para el componente  $i$

$x_i$ : Fracción molar del componente  $i$

$y_i$ : Fracción molar del componente  $i$

### 1.9 Cálculos del equilibrio de vaporización súbita (flash).

Para este proceso la alimentación se separa en una corriente de alimentación en equilibrio de vapor y líquido. La composición de las corrientes varía según la cantidad de alimentación evaporada. Los cálculos de vaporización súbita son necesarios para establecer la condición de la alimentación para la columna de destilación y también puede ser empleada para determinar el caudal de vapor del condensador.

La destilación flash se usa comúnmente para la separación de compuestos ligeros del alimento. El uso más común es previo al inicio del proceso principal en la columna.

Balance de materia para cualquier componente  $i$

$$Fz_i = Vy_i + Lx_i \quad ( 4 )$$

Balance de energía, para entalpías totales de las corrientes:

$$Fh_f = VH + Lh$$

Donde:

$F$ : Alimentación de la solución a extraer. ( 5 )

$V$ : Caudal molar de vapor por unidad de tiempo.

$L$ : Caudal del líquido, moles por unidad de tiempo.

$H$ : entalpia especifica de la fase vapor.

$h$ : entalpia especifica de la fase liquida.

$h_f$ : entalpia especifica de la corriente de alimentación.

$z_i$ : fracción molar del componente  $i$  en la corriente de alimentación.

$y_i$ : fracción molar del componente  $i$

$x_i$ : Fracción molar del componente  $i$

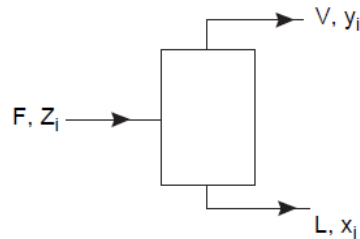


Figura 1.1. Diagrama de destilación flash.

Si suponemos términos constantes de equilibrio liquido-vapor la ecuación (Fzi) se puede simplificar a una forma más simple:

$$\begin{aligned} Fz_i &= Vy_i + Lx_i \\ &= Lx_i \left[ \frac{V}{L} (K_i + 1) \right] \end{aligned} \quad (6)$$

De la que:

$$L = \sum_i \frac{Fz_i}{\left[ \frac{VK_i}{L} + 1 \right]} \quad (7)$$

Y de forma similar:

$$V = \sum_i \frac{Fz_i}{\left[ \frac{L}{VK_i} + 1 \right]} \quad (8)$$

Cuando un grupo contiene caudales del vapor y el líquido, se vuelven de suma importancia en el proceso de separación las constantes de equilibrio, esto se divide en los siguientes grupos.

Primero el grupo  $L/VK_i$ , se conoce como factor de absorción  $A_i$ , es la razón de cualquier componente en la corriente líquida con los moles en la corriente de vapor.

Después el grupo  $VK_i/V$ , se le conoce como factor de desorción  $S_i$ , siendo este el valor recíproco del factor de absorción. (McCabe et al., 1991).

## 1.10 Métodos de diseño para sistemas binarios.

“la destilación de mezclas binarias en un problema relativamente sencillo”, en una mezcla binaria al conocer el valor de la composición de un componente, por descarte se conoce el valor de la otra composición. Con los métodos gráficos desarrollados en los años 1920, se puede determinar los requerimientos de la etapa y el reflujo. Pero es importante señalar que estos métodos en la práctica son poco comunes de emplear, ya que casi ningún proceso de destilación industrial se requiere separar mezclas binarias, sin embargo, se hace mención. Actualmente el uso de software de simulación de procesos ha logrado relegar y volver obsoletos los métodos gráficos. (Towler, G., & Sinnott, R. K. 2019).

## 1.11 Ecuaciones básicas.

Durante la etapa básica para el análisis de sistemas binarios el primero en obtener y aplicar las ecuaciones fue Sorel (1899).

### 1.11.1 Balance de materia:

Balance global

$$V_{n+1} = L_n + D \quad (9)$$



Donde  $D$  es el caudal del destilado, y para cada compuesto:

$$V_{n+1}y_{n+1} = L_n x_n + Dx_d \quad (10)$$

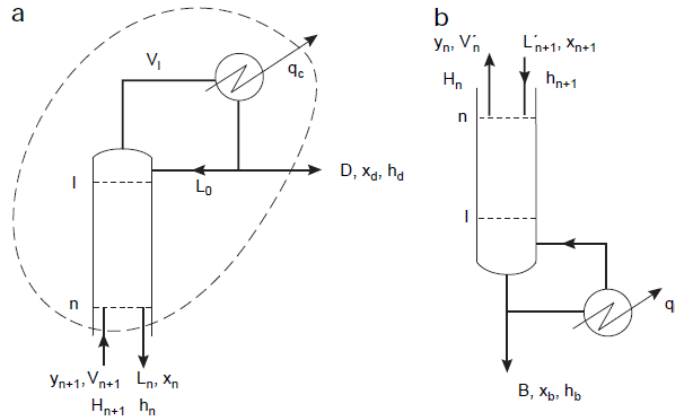


Figura 1.2. Circulaciones y composiciones de la columna. (a) por encima de la alimentación. (b) por debajo de la alimentación.

### 1.11.2 Balance de energía.

Entalpía global de la corriente

$$V_{n+1}H_{n+1} = L_n h_n + Dh_d + q_c \quad (11)$$

Donde  $q_c$  es el calor eliminado del condensador.

De las ecuaciones de balance de materia tenemos:

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{L_n + D} x_n + \frac{D}{L_n + D} x_d \quad (12)$$

La combinación de las ecuaciones 11 y 12.

$$V_{n+1}H_{n+1} = (L_n + D)H_{n+1} = L_n h_n + Dh_d + q_c \quad (13)$$

Para la sección de agotamiento se pueden escribir ec. Análogas:

$$x_{n+1} = \frac{V'_n}{V'_n + B} \gamma_n + \frac{B}{V'_n + B} x_b \quad ( 14 )$$

y

$$L'_{n+1} h_{n+1} = (V'_n + B) h_{n+1} = V'_n H_n + B h_b - q_b \quad ( 15 )$$

Donde B es el caudal de residuo.

### 1.12 Método grafico simplificado.

Para este caso se considera una destilación de mezclas binarias, los dos componentes a separar son parecidos desde un punto de vista físico - químico y sus mezclas tienen comportamientos cercanos a la idealidad. se debe verificar el caudal de líquido descendente ( $L_n$ ), así como de vapor ascendente ( $V_n$ ), estas deberán permanecer constantes en la zona de enriquecimiento. De igual forma en la zona de agotamiento los correspondientes de líquido ascendente ( $L_m$ ) y vapor descendente.

Balance de materia global en el volumen de control (1):

$$V_n = L_n + D \quad ( 16 )$$

Balance de materia del componente volátil en el volumen de control (1):

$$V_n \cdot y_n = L_n x_n + D z_D \quad ( 17 )$$

Análogamente en el volumen de control (2):

$$L_m = V_m + R \quad ( 18 )$$

$$L_m x_m = V_m y_m + R x_R \quad ( 19 )$$

**Donde:**

$y_n$ : fracción molar fracción molar del componente más volátil en la corriente vapor ascendente  $V_n$ , del sector de enriquecimiento.

$x_n$ : ídem del componente mas volátil en la fase liquida descendente  $L_n$ , del sector de enriquecimiento.

$y_m$ : ídem del componente más volátil en la fase vapor ascendente  $v_m$ , del sector de agotamiento.

$x_m$ : ídem del componente más volátil en la fase liquida descendente  $L_m$ , del sector de agotamiento.

$Z_D$ : fracción molar del componente mas volátil en la corriente de destilado D.

$x_R$ : ídem del componente mas volátil en la corriente residuo R.

A continuación, se presentan las ecuaciones de la recta operativa de enriquecimiento y agotamiento. (Martínez, P. J. 2004).

Ecuación de la recta operativa de enriquecimiento:

$$y_n = \frac{L_n}{L_n + D} x_n + \frac{D}{L_n + D} Z_D \quad ( 20 )$$

Ecuación de la recta operativa de agotamiento:

$$y_m = \frac{L_m}{L_m - R} x_n - \frac{R}{L_m - R} x_R \quad ( 21 )$$

**Recta operativa de enriquecimiento.**

$$\text{Pendiente: } \frac{L_n}{L_n+D} < 1 \quad ( 22 )$$

$$\text{Ordenada en el origen: } \frac{D}{L_n+D} z_D \quad ( 23 )$$

$$\text{Corta a la diagonal en } y = x = z_D \quad ( 24 )$$

### **Recta operativa de agotamiento.**

$$\text{Pendiente: } \frac{L_m}{L_m+R} > 1 \quad ( 25 )$$

$$\text{Ordenada en el origen: } -\frac{R}{L_m-R} x_R \quad ( 26 )$$

$$\text{Corta a la diagonal en } y = x = x_R \quad ( 27 )$$

## **1.13 Método McCabe-Thiele.**

Pasos para desarrollar el método.

Dibujar la curva de equilibrio liquido-vapor a partir de los datos disponibles a la presión de operación de la columna.

$$y = \frac{\alpha x}{(1 + (\alpha - 1)x)} \quad ( 28 )$$

Donde  $\alpha$  es la volatilidad relativa promedio geométrica del compuesto más volátil con respecto al compuesto más pesado. Generalmente es más cómodo, y menos confuso, usar escalas iguales para los ejes de x, y de y.

Realizar un balance de materia sobre la columna para determinar las composiciones de la cabeza y el pie de la columna,  $x_d$  y  $x_b$ , a partir de los datos dados.

Las rectas de operación de enriquecimiento y agotamiento cruzan la diagonal a  $x_d$  y  $x_b$ , respectivamente; se deben marcar estos puntos en el diagrama.

En el punto de intersección de las dos rectas de operación depende de la condición de la fase de alimentación. Se le llama recta  $q$ , a la línea donde ocurre la intersección, se determina de la siguiente manera:

Calcular el valor de la razón  $q$  dada por:

$$q = \frac{\text{calor para vaporizar 1 mol de alimento}}{\text{calor molar latente del alimento}} \quad (29)$$

Se dibuja la línea  $q$ , pendiente =  $q/(q - 1)$ , cortando la diagonal en  $z_f$  (composición de alimento).

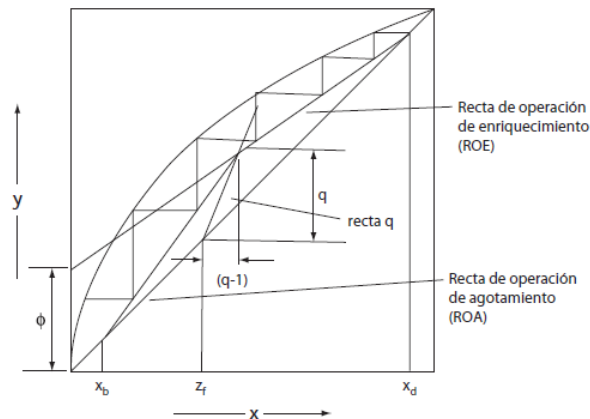


Figura 1.3 Diagrama McCabe – Thiele

Se selecciona la razón de reflujo para determinar el punto donde la recta de operación de enriquecimiento extendida corta al eje  $y$ :

$$\phi = \frac{xd}{1 + R} \quad ( 30 )$$

Dibujar en la recta de operación de enriquecimiento (ROE), desde  $x_d$  en la diagonal hasta  $\phi$ .

Dibujar en la recta de operación de agotamiento (ROA), desde  $x_b$  en la diagonal hasta el punto de intersección de la recta de operación de enriquecimiento y la línea  $q$ .

Empezar en  $x_d$  o  $x_b$ , hacer los escalones entre la curva de equilibrio y las rectas de operación que corresponden al número de etapas.

Nota: el punto de alimentación se suele localizar en la etapa más cercana a la intersección de las rectas de operación.

Si se usa un condensador parcial, actúa como etapa de equilibrio; sin embargo, cuando se diseña una columna no es un punto importante el tener en cuenta este aspecto y restarlo al número de etapas estimado. No tener en cuenta la caldera como una etapa se puede considerar un margen de diseño adicional.

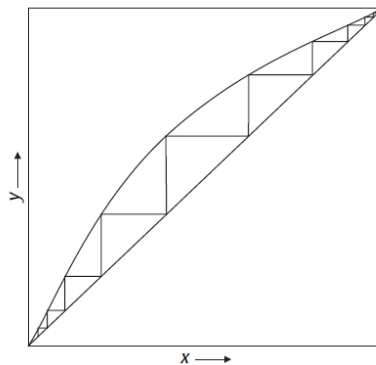


Figura 1.4 Reflujo total.

Se puede observar a partir de la ecuación 30 y la Figura 1.4, que a medida que  $R$  aumenta,  $\phi$  disminuye, hasta que alcanza el límite donde  $\phi = 0$  y ambas rectas se

superponen a la diagonal, como en la figura 1.5. esto es la condición de reflujo total, en la que se necesita un número mínimo de etapas para la separación.

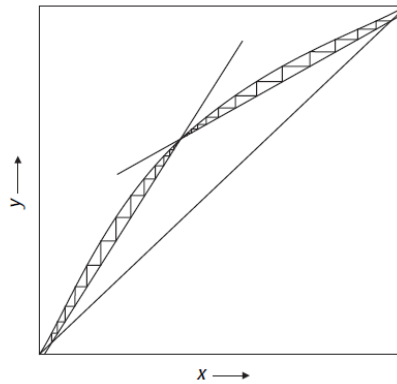


Figura 1.5 Reflujo mínimo.

De forma similar, cuando  $R$  disminuye, la intersección entre las rectas de operación se aleja de la diagonal hasta que alcanza la línea del equilibrio, como se muestra en la figura 1.6, esta es la condición de reflujo mínimo. Si disminuye aún más la razón de reflujo, entonces no será factible la intersección de las líneas de operación.

También se puede observar que a reflujo mínimo el espacio entre las rectas de operación y el equilibrio se hace muy pequeño en el punto de intersección, que se conoce como condiciones de “pinzamiento”. Se requieren un número infinito de platos a reflujo mínimo debido a estos puntos de pinzamiento, como se puede ver en la figura 6. los puntos de pinzamiento a menudo también ocurren cuando la volatilidad relativa de la mezcla no es constante, particularmente cuando se forman o casi se forman azeótropos. Los puntos de pinzamiento también se pueden producir en la parte superior y en la inferior de la columna si se requieren unas especificaciones de pureza muy elevadas. También se pueden encontrar puntos de pinzamiento en destilación multicomponentes y se visualizan de forma fácil como regiones donde los perfiles de composición varían solo muy ligeramente de una etapa a otra.

Cuando se produce un punto de pinzamiento, generalmente la solución es aumentar el reflujo o bien cambiar la presión de la columna para obtener un equilibrio más favorable.

La eficacia de las etapas de contacto reales se puede explicar por la reducción de la altura de los pasos en el diagrama de McCabe – Thiele, (véase la figura 1.7).

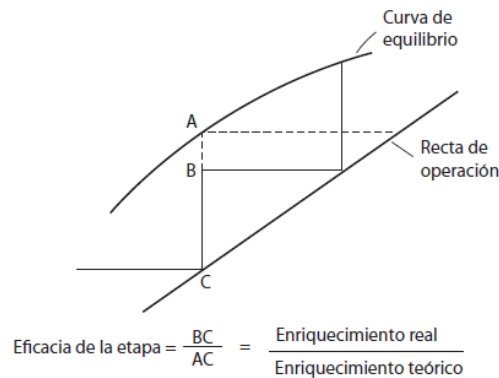


Figura 1.6 Eficiencia de la etapa.

Este método se puede utilizar para el diseño de columnas con corrientes laterales y alimentaciones múltiples. Se calculan los caudales del vapor y del líquido en las secciones entre la alimentación y los puntos de salida y se dibujan las líneas de operación para cada sección. (Zafrilla *et al.*, 2012)

### 1.14 Método Ponchon – Savarit.

Este método gráfico relaciona de una forma rigurosa todas las variables que intervienen en el cálculo para la columna de rectificación, teniendo en cuenta las variables de las entalpías en función de la composición, tanto del líquido como del vapor.

Para aplicaciones del método a sistemas binarios se necesita el diagrama entalpia-composición de las mezclas, en un rango de temperaturas que abarque las mezclas formadas por ambas fases (líquido y vapor), a la presión de destilación, que, en un principio como primera aproximación, se supondrá constante en toda la columna. (en la figura 8, se presenta un diagrama de este tipo). La curva superior corresponde a la variación de entalpia de vapor saturado frente a la composición, y separa el diagrama



las zonas correspondientes a vapor (V) y a líquido más vapor (V+L). por su parte la curva inferior representa la variación de la entalpia del líquido saturado en función de la composición y delimita las regiones de líquido más vapor (L+V) y del líquido (L). (Seader et al. 2010)

En la figura 1.8, se ha representado también una recta de equilibrio o recta de reparto, que une los puntos a y b, que representan respectivamente dos fases en equilibrio (líquido y vapor). Entonces el punto c de la zona L+V se desdobra en dos fases cuyas composiciones y entalpias vendrán dadas por las coordenadas de los puntos a y b.

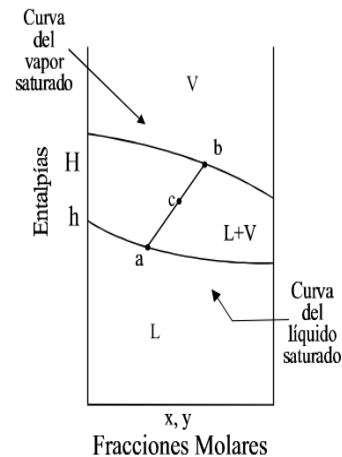


Figura 1.7 Diagrama de equilibrio entalpia – composición

El método Ponchon – Savarit, comienza el cálculo a partir de la composición del vapor que sale de la base de la columna.

Las relaciones de equilibrio, para relacionar el vapor que sale de un piso,  $V(j, k)$ , con el líquido en equilibrio con él, que sale del mismo piso,  $L(j, k)$ .

Los balances de materia y entalpia entre cada piso y la cabeza de la columna (entorno similar al marcado con trazo discontinuo en la figura 1.9) para relacionar las corrientes que se cruzan entre dos etapas consecutivas:  $L(j-1, k)$  y  $V(j, k)$ .

Por tanto, con objeto de relacionar la composición de una corriente de vapor con la del líquido que desciende del piso superior se realizara un balance de materia entre el piso  $j$  de una zona  $k$  y el condensador (línea punteada de la figura 1.9):

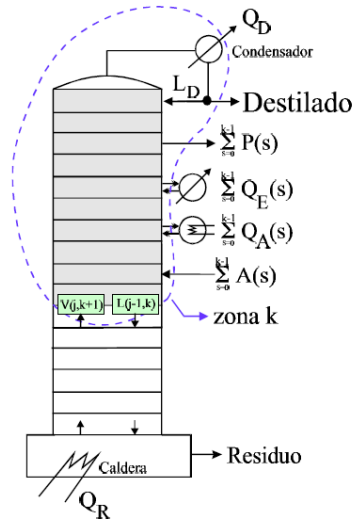


Figura 1.8 Columna de rectificación general

$$V(j, k) + \sum_{s=0}^{k-1} A(s) = L(j-1, k) + \sum_{s=0}^{k-1} P(s) + D \quad (31)$$

Donde  $V(j,k)$  es el caudal (masico o molar) del vapor que abandona el piso  $j$  de la zona  $k$ ,  $L(j-1, k)$  es el caudal de líquido que abandona el piso  $j-1$  de la zona  $k$ , y  $D$  es el caudal de destilado.

### 1.15 Desarrollo del método.

Una vez que se ha fijado la posición de todos los polos, se inicia el cálculo piso a piso de la columna, generalmente desde la parte superior de esta. El diagrama de entalpia – composición y la evaluación del cálculo para el caso de una columna de rectificación sencilla y un sistema binario, cada punto  $L(j-1, k)$  se une con el polo correspondiente al sector  $k$  en que se encuentra dicho piso  $j-1$ , y la intersección de esta recta con la curva

entalpía – composición del vapor saturado proporcional de  $V(i,j,k)$ . A continuación, y mediante la línea de equilibrio correspondiente se localiza  $L(j,k)$ , en la curva entalpía – composición del líquido saturado. Esta secuencia se repite para todos los pisos ( $j=1,2,\dots,n$ ) comenzando en el punto  $L_0$ . Dado por  $X_D(i)$  y  $h_D$  (composición y entalpía de destilado, que coincide con la composición y entalpía del vapor que sale del primer piso de la columna) y hasta que nos encontramos con un líquido que entre dentro de la zona de influencia del polo de alimentación, momento en el que se utiliza el polo de alimentación.  $\Delta_c(k)$ . Para determinar el vapor que sale del siguiente piso de la columna  $V'(a, k + 1)$  que corresponde al primer piso del sector  $k+1$ . A continuación se sigue el mismo procedimiento descrito, pero utilizando el polo  $\Delta(k + 1)$  como punto de partida de las diferentes rectas operativas de este sector, hasta llegar al siguiente cambio de sector o en el caso de que ya se esté en el último sector de la columna, hasta que se alcance una composición de la fase líquida menor o igual que  $X_R(i)$ , momento en el cual se da por finalizado el cálculo. (Reyes Labarta, J. A. R. L. 1998).

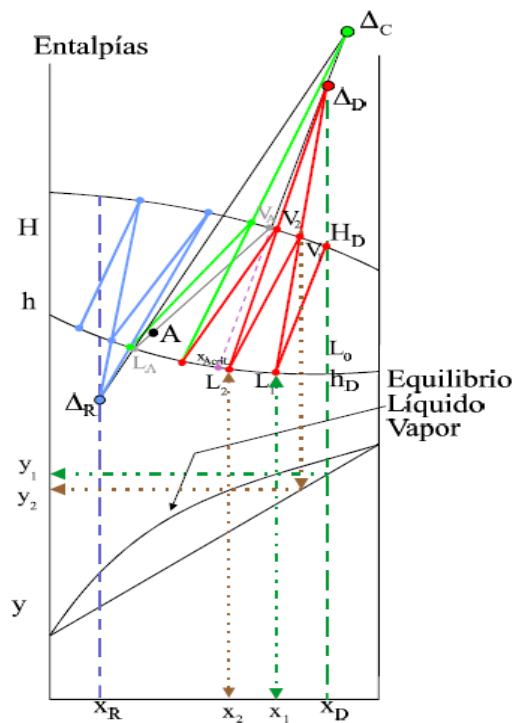


Figura 1.9 Desarrollo del método Ponchon y Savarit para una columna sencilla

## **1.16 Destilación en columna empacada.**

### **1.16.1 Diseño de una columna empacada.**

Los métodos para la estimación de la altura de sección activa de dispositivos de contacto diferencial en contracorriente, para columnas empacadas, columnas de rocío, entre otros, todos estos métodos se basan en expresiones de velocidad que representan la transferencia de materia en un punto de la interfase líquido-gas y en los balances de materia que relacionan los cambios de composición global en las dos fases en circulación. Las expresiones de velocidad se basan en los principios de la transferencia de masa entre fases. (Towler, G., & Sinnott, R. K. 2019).

### **1.16.2 Columna empacada.**

Las columnas empacadas son utilizadas para la destilación, absorción de gases y extracción líquido – líquido. En el contacto líquido – gas en una columna de lecho de relleno es continuo y no por fases como si lo es en una columna de platos. El líquido desciende por la superficie del relleno de la columna y el gas o vapor asciende en contracorriente por la columna entre la zona empacada. En algunas columnas de absorción de gases se usa la circulación en co-corriente.

¿De qué depende el rendimiento de una columna empacada?

Depende principalmente de que se mantenga una buena distribución del líquido y del gas a través del lecho del empaque, y esta es un aspecto importante en el diseño de columnas empacadas. (Towler, G., & Sinnott, R. K. 2019).

### **1.16.3 Elección entre platos o empaque.**

la única forma de hacer la elección correcta entre columna de platos o empaque es realizando los cálculos de costos de cada diseño, sin embargo, la elección también se puede realizar en base a la experiencia considerando las ventajas y desventajas principales de cada tipo, se mencionan a continuación:

La principal ventaja en el diseño de la columna de platos es el hecho de que se puede diseñar con un intervalo más amplio de manipulación de corrientes y entradas y salidas de gas y líquido.

Las columnas empacadas no son adecuadas para caudales de líquido muy bajos.

La eficacia de un plato se puede predecir con mayor certeza que el término equivalente para el empaque (HETP o HTU).

Las columnas de platos se pueden diseñar con mayor seguridad que las columnas empacadas. Siempre queda alguna duda de si se podrá lograr una buena distribución del líquido a través de la columna empacadas bajo todas las condiciones y requerimientos de operación, principalmente en las columnas grandes.

En la columna de platos se pueden instalar serpentines, por lo que facilita el enfriamiento requerido por la columna.

En las columnas de platos también es más fácil realizar las extracciones laterales.

La limpieza es más fácil en la columna de platos, esto tomará más importancia si el líquido provoca incrustaciones, o contiene sólidos.

En columnas con diámetros pequeños puede ser más económico usar empaque y reemplazar el mismo cada que sea necesario.

Para líquidos corrosivos generalmente será más económica una columna empacada con respecto a una de platos.

El líquido retenido es considerablemente menor en una columna empacada que en una de platos. Esto será importante para la reducción de inventario de líquidos inflamables o tóxicos. Esto principalmente por razones de seguridad.

Las columnas empacadas son más adecuadas para la manipulación en los que se tiene formación de espumas.

La caída de presión por etapa de equilibrio (HETE) puede ser menor para empaques y el empaque se deberá tomar en consideración a la hora de diseñar columnas a vacío.

El empaque deberá ser siempre considerado para columnas de diámetro pequeño, se toma como punto máximo 0.6 m o 60 cm. Esto debido a que la instalación de los platos puede ser más complicada. (Towler, G., & Sinnott, R. K. 2019).

#### **1.16.4 Procedimiento para el diseño de columnas empacadas.**

Pasos por seguir para el diseño de una columna empacada.

Seleccionar tipo y tamaño del empaque.

Determinar la altura de la columna, que se requiere para alcanzar la separación especificada.

Determinar el diámetro de la columna (capacidad), para manipular los caudales del líquido y vapor.

Seleccionar y diseñar las características internas de la columna, soporte de empaque, distribuidor de líquido y redistribuidores. (Towler, G., & Sinnott, R. K. 2019).

#### **1.17 Tipos de empaque.**

Los requisitos principales del empaque son:

Proporcionar un área superficial grande; un área interfacial elevada entre el gas y el líquido

Tener una estructura abierta; baja resistencia a la circulación del gas.

Promover la distribución uniforme del líquido en la superficie del empaque.

Promover una circulación uniforme del gas o vapor transversalmente a través de la columna.

Para satisfacer estos requerimientos se han desarrollado muchos tipos y formas diversas de empaques. Se pueden dividir en dos grandes clases:

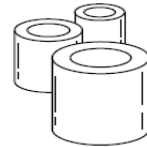
Empaques con geometría triangular, tales como anillos apilados, mallas y rellenos estructurados patentados.

Empaques aleatorios, tales como, anillos, sillas y formas patentadas. Estos se introducen en la columna y su distribución es aleatoria y de ahí el nombre de estos empaques.

Las mallas tienen estructura abierta y se usan cuando la velocidad del gas vapor será elevada, en donde es esencial una baja caída de presión. (Towler, G., & Sinnott, R. K. 2019).

### 1.18 Empaques aleatorios.

**Anillos Raschig:** es uno de los tipos de empaque más antiguo y aun son usados.



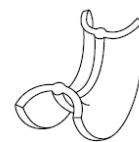
**Anillos Pall:** el diseño es básicamente el de Raschig, en los que las aberturas están hechas por franjas plegadas de la superficie dentro del anillo, esto aumenta el área libre y mejora considerablemente las características de distribución del líquido.



**Sillas Berl:** se desarrollaron para ofrecer una distribución del líquido mejorada comparado con los anillos Raschig.



**Sillas INTALOX:** su forma las hace de fácil fabricación con respecto a las sillas Berl.



**Empaque SUPER INTALOX y HY-PAK**, se pueden considerar tipos mejorados del anillo Pall y la silla INTALOX, respectivamente.



Los empaques de tipo silla y anillo están disponibles en gran variedad de materiales; cerámicos, metálicos, plásticos y carbono. Los anillos metálicos y de plástico son más eficientes con respecto a los anillos cerámicos, esto por la posibilidad de hacer las paredes más delgadas. (Kister, H. Z. 1990).

Los anillos Raschig son más económicos por unidad de volumen con respecto a los anillos Pall o sillas, pero tienen en contra ser menos eficientes y el costo total de la columna será generalmente mayor si se seleccionan anillos Raschig. Para columnas nuevas la elección más común es entre anillos Pall o Berl o sillas INTALOX.

La elección del tipo de material dependerá de las propiedades químicas y físicas de los fluidos y de la temperatura de operación. Los empaques cerámicos son mejores ante compuestos corrosivos, pero estos mismos no pueden ser utilizados con alcalinos fuertes. Los empaques de plástico son atacados por algunos disolventes orgánicos y solo se puede usar a temperaturas moderadas, por ello no son adecuados para columnas de destilación. Cuando la columna opera en condiciones inestables se deberán usar anillos metálicos, ya que por ejemplo los empaques cerámicos suelen romperse fácilmente.



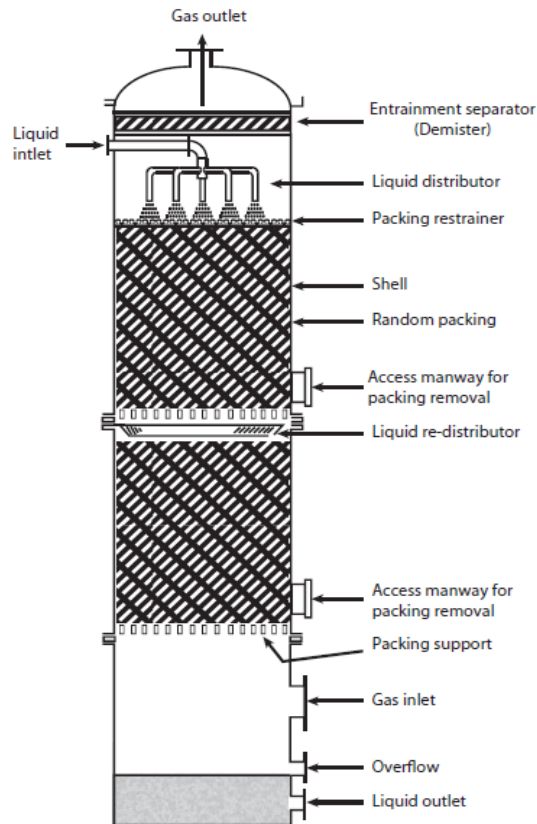


Figura 1.10 Diseño típico de columna empacada. (Theodore et al., 2017)

### 1.19 Tamaño del empaque.

Para la elección del tamaño adecuado del empaque se toman ciertas consideraciones, se considera que se deberá usar el tamaño más grande de empaque que sea adecuado para el tamaño de la columna (por encima de los 50 mm). Los tamaños más pequeños tienen un costo mayor con respecto a los más grandes.

Por encima de los 50 mm el costo por metro cubico generalmente no compensa la menos eficacia de transferencia de masa. Sin embargo, usar un tamaño demasiado grande en una columna pequeña puede provocar una mala distribución del líquido. (Towler, G., & Sinnott, R. K. 2019).

## **1.20 Empaque estructurado.**

En este tipo de relleno sin duda la deficiencia es la de la homogeneidad, y esto se vuelve incontrolable al ser un empaque aleatorio, esto provoca una mala distribución del líquido que afecta en forma negativa la eficiencia en la transferencia de masa.

Debido a la problemática presentada por los empaques aleatorios, se han desarrollado diversas ideas para dar solución a la misma. Una de las primeras fue implementar el uso de una lámina concéntrica o enrollada, encajando está perfectamente en el casco del cilindro de la columna. Sin embargo, todas estas estructuras fallaron en columnas de gran diámetro debido a la mezcla lateral de gas y líquido era pobre.

Un avance importante fue el desarrollo de la chapa ondulada. Por la empresa Sulzer a mediados de la década de los 60s. en esta laminas corrugadas se ensamblan paralelos en dirección vertical con inclinaciones alternas de las ondulaciones de las hojas adyacentes, este mostro una gran mejora en la mezcla lateral del líquido, paralelo a las hojas, pero suprimido verticalmente con respecto a las hojas, esto conlleva a que la orientación de las hojas se cambia en la siguiente capa (aproximadamente 210 mm de altura por 90°). Para mejorar la mezcla lateral del líquido en todas las direcciones. (Towler, G., & Sinnott, R. K. 2019).

## **1.21 Azeótropos.**

En una columna de destilación sin formación de azeótropo el vapor se vuelve cada vez más rico en el componente más volátil. En una mezcla azeotrópica no se produce un aumento constante en la concentración, debido al azeótropo formado, y este no puede ser separado por destilación directa. (Kister, H. Z. 1990).

Es importante destacar que, en esta selección de componentes a destilar, no se forma azeótropo, por lo tanto, este apartado no es de mayor importancia para este caso particular.

## **1.22 Destilación a vacío.**

La destilación a vacío se utiliza cuando los compuestos sufren degradación térmica a temperaturas elevadas, al emplear vacío para el proceso de destilación se logra esta reducción de temperatura y se evita de esta manera evitar sufrir alguna degradación térmica en el compuesto. Sin embargo, un inconveniente o complicación con la destilación a vacío es el hecho de que es más costosa que la destilación con vapor, pero para compuestos que son miscibles en agua es necesario hacerlo a vacío debido a que la introducción de agua puede generar problemas tales como la formación de azeótropos.

Generalmente el vacío es generado con el uso de una bomba de vacío o con un sistema de eyección en el producto de cabeza de la columna.

Razones por las que los costos de aplicar vacío son elevados:

A baja presión disminuye la presión de vapor, por ello se aumenta el diámetro de la columna.

La columna debe de estar diseñada para soportar una presión externa. Se requiere de paredes más gruesas para recipientes sujetos a presión externa.

Se requieren precauciones de seguridad e inspecciones adicionales para asegurarse que no puede entrar aire al equipo.

Las columnas a vacío necesitan una caída de presión por plato baja, debido a esto es necesario usar alturas bajas en los rebosaderos para las columnas de platos, que conducen a una eficacia de etapa baja y por consecuencia la necesidad de más platos es por esto por lo que para trabajar a vacío se suele preferir trabajar con columna empacada sobre la columna de platos. (Gomis, 1999).

## **1.23 Destilación con vapor de agua.**

En esta destilación el vapor de agua es introducido en la columna para disminuir la presión parcial de los compuestos volátiles. La destilación con vapor de agua es

utilizada para la destilación de productos sensibles al calor y para compuestos con un punto de ebullición elevado. También es una alternativa a la destilación con vacío. Pero una característica indispensable para esta destilación los productos deben ser inmiscibles con el agua. Se puede inyectar el vapor de agua vivo directamente a la base de la columna, o se puede generar vapor de agua dando calor directamente o de forma externa.

El procedimiento de diseño para columnas empleando destilaciones con vapor de agua es esencialmente el mismo que para las columnas convencionales, teniendo en cuenta la presencia del agua en el vapor. El uso de este tipo de destilación con vapor es usado en gran parte en la extracción de aceites esenciales de las plantas. (Towler, G., & Sinnott, R. K. 2019).

### **1.24 Destilación reactiva.**

El nombre a este tipo de destilación es dado debido a que en el proceso se llevan a cabo la reacción química y la separación de los productos en una sola unidad de operación. Llevar a cabo la reacción junto a la separación y purificación del producto por destilación, da como resultado las siguientes ventajas:

Supera las restricciones del equilibrio químico, ya que el producto se retira a medida que se forma

Se logra un ahorro en la energía, ya que se puede usar el calor de la reacción para la destilación.

Se logra una importante reducción en los costos capitales, ya que el proceso se lleva a cabo en una sola unidad de proceso.

Sin embargo, un problema con la destilación reactiva es la complejidad por las iteraciones entre los procesos de separación y reacción. (Towler, G., & Sinnott, R. K. 2019).

## ***CAPÍTULO 2: DESARROLLO EXPERIMENTAL.***

## 2. DESARROLLO EXPERIMENTAL

### 2.1 Tipo de empaque utilizado en este proceso.

El empaque empleado son anillos Raschig de media pulgada, los cuales están elaborados de borosilicato (vidrio), por la marca QVF.

### 2.2 Mezcla utilizada en el proceso.

La mezcla binaria seleccionada para utilizar durante este proceso fue, acetona – agua.

Cabe destacar la diferencia de los puntos de ebullición de cada componente, la acetona tiene un punto de ebullición de 52°C, mientras que el agua considerando la altitud de Chamilpa Morelos se encuentra en 96°C, existe una diferencia de 44°C, con lo cual las condiciones para la destilación son favorables.

Las propiedades de cada una de las anteriores se especifican al detalle en las tablas del **anexo 2**.

### 2.3 Método McCabe – Thiele.

Es un procedimiento gráfico para obtener los platos teóricos requeridos, para lograr un grado específico de separación.

Las suposiciones hechas en este método son:

- ❖ Calor molar constante de vaporización.
- ❖ Sin pérdidas de calor.
- ❖ Sin calor de mezcla.

Para la sección de enriquecimiento se tiene.

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1}x_n + \frac{x_D}{R+1} \quad ( 32 )$$

Para la sección de empobrecimiento se tiene.

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{L_m - W} x_m - \frac{W x_W}{L_m - W} \quad ( 33 )$$

### 2.3.1 Procedimiento paso a paso para obtener los platos teóricos:

1. Al realizar balances de materia globales y por componente, se evaluarán los términos  $D$ ,  $W$ ,  $L$ , etc.
2. Dibujar la curva de equilibrio y la diagonal con la ayuda de los datos  $x - y$  dados. Si se da la volatilidad relativa, genere los datos  $x - y$ .
3. Dibujar la línea de operación de la sección de enriquecimiento a través de un punto  $P(x_D, x_D)$  en la diagonal y con una intersección igual a:

$$\frac{x_D}{R + 1} \quad ( 34 )$$

4. Dibujar la línea de operación de la sección de empobrecimiento a través de un punto  $M(x_W, x_W)$  en la diagonal y con una pendiente igual a:

$$\frac{L_m}{L_m - W} \quad ( 35 )$$

5. Comenzando desde el punto  $(x_D, x_D)$  en la diagonal, dibujar una línea horizontal para encontrar la curva de equilibrio en un punto " $\alpha$ ". Dejar caer una vertical desde el punto " $\alpha$ " para encontrar la línea de operación en el punto **1**.
6. Proceder de esta manera, es decir, construyendo triángulos (que representan las etapas) entre la curva de equilibrio y la línea operativa de la sección enriquecida, hasta estar por encima del punto de intersección de las dos líneas operativas. Una vez que cruzado este punto de intersección, construir los triángulos entre la curva de equilibrio y la línea de operación de la sección de empobrecimiento
7. Proceder de la misma manera hasta que alcancemos exactamente o cubramos el punto  $M(x_W, x_W)$ .
8. Contar los triángulos construidos entre  $x_D$  y  $x_W$ . Cada triángulo en el diagrama  $x - y$  representa un plato teórico.

9. Si el número de triángulos construidos es " $n$ ", entonces " $n$ " representa el número teórico de platos, incluido el Reboiler (dado que el vapor y el líquido que salen del Reboiler están en equilibrio, el Reboiler es equivalente a una placa teórica) y  $n - 1$  representa el número de platos teóricos en la columna para lograr el grado deseado de separación.

### 2.3.2 Limitaciones del Método McCabe-Thiele:

- ❖ No se utiliza cuando la volatilidad relativa es menor que 1.3 o mayor que 5.
- ❖ No se utiliza cuando se requieren más de 25 etapas teóricas
- ❖ No se utiliza cuando la relación de reflujo de funcionamiento es inferior a 1.1 veces la relación de reflujo mínima.

Plato de alimentación y línea de alimentación

- ❖ El plato en la que se introduce la alimentación se denomina plato de alimentación.

La alimentación a la columna se puede introducir como:

- ❖ Un líquido frío
- ❖ Un líquido en su punto de burbuja (líquido saturado)
- ❖ Parcialmente vaporizada (parte vapor y parte líquido)
- ❖ A vapor saturado en su punto de rocío
- ❖ Vapor sobrecalentado.

La condición de la alimentación introducida en el plato de alimentación altera los caudales de fase.

- ❖ La introducción de la alimentación como líquido frío y líquido en su punto de burbuja aumenta el caudal de líquido en la sección de extracción (empobrecimiento).
- ❖ La alimentación parcialmente vaporizada aumenta el caudal de vapor en la sección de rectificación y también el caudal de líquido en la sección de extracción.
- ❖ La alimentación como vapor saturado y vapor sobrecalentado aumenta el caudal de vapor en la sección de rectificación.



Los caudales de fase dentro y fuera de la placa de alimentación para diversas condiciones de alimentación se muestran esquemáticamente en la figura.

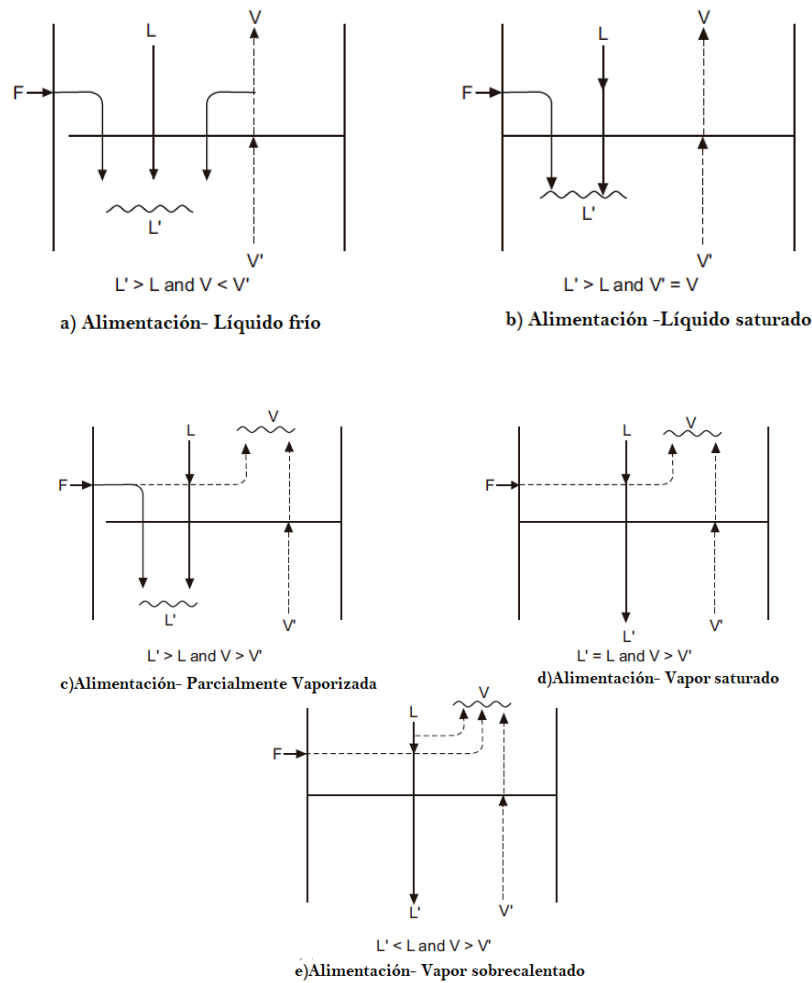


Figura 2.1 Flujo a través del plato de alimentación para diversas condiciones de alimentación.

$$L' = L_m \quad (36)$$

$$V' = V_m \quad (37)$$

$$L = L_n \quad (38)$$

$$V = V_n \quad (39)$$

Los caudales de fase se muestran en función del hecho de que el líquido de la columna siempre está en su punto de burbuja y el vapor siempre está en su punto de rocío.

Para calcular el cambio en los caudales de fase mediante la introducción de alimentación, se introduce un factor " $q$ ".

La constante " $q$ " es una medida de la condición térmica de la alimentación y se define como el número de moles de líquido saturado que resulta en la sección de separación para cada mol de alimentación introducido. El diagrama de la figura muestra la relación entre flujos por arriba y por abajo de la entrada de alimentación.

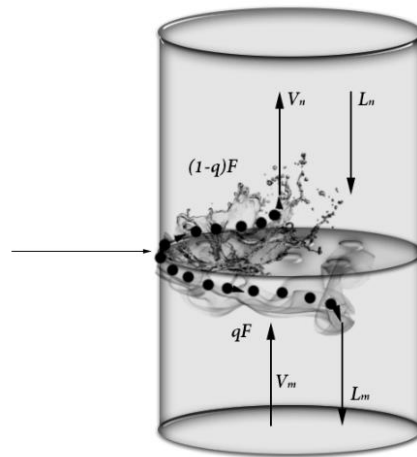


Figura 2.2 Relación entre los flujos por encima y por debajo de la entrada de alimentación.

Por lo tanto, para una alimentación  $F$ , se obtendrá:

$$L_m = L_n + qF \quad (40)$$

$$V_n = V_m + (1 - q)F \quad (41)$$

Cuando la alimentación es en parte líquida y en parte vapor:

$q$  = Es la fracción líquida de la alimentación

Los valores de  $q$  para diversas condiciones térmicas de la alimentación son:

Líquido subenfriado:  $q > 1$

Líquido saturado:  $q = 1$

Alimentación parcialmente vaporizada (parcialmente evaporado, es decir, mezcla vapor-líquido):  $0 < q < 1$

Alimentación- Vapor saturado:  $q = 0$

Alimentación- Vapor sobrecalentado:  $q < 0$

El valor de  $q$  para cualquier condición de alimentación particular se puede calcular a partir de:

$$q = \frac{\text{Calor necesario p/ vaporizar 1 mol de alimentación en las condiciones de entrada}}{\text{Calor latente molar de Vaporización de la alimentación}} \quad (42)$$

Si la alimentación entra en su punto de ebullición, el numerador es igual al denominador y  $q = 1.0$ . La ecuación puede escribirse en términos de entalpías:

$$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L} = \frac{C_{P,V}(T_F - T_b)}{\lambda} \quad (43)$$

Donde.

$H_V$  : Es la entalpía de la alimentación al punto de rocío,

$H_L$  : Es la entalpía de la alimentación al punto de ebullición (punto de burbuja)

$H_F$ : Es la entalpía de la alimentación en condiciones de entrada.

El punto de intersección de las ecuaciones de líneas de operación de enriquecimiento y de empobrecimiento en una gráfica  $x - y$  se obtiene como sigue.

$$V_n y = L_n x + D x_D \quad (44)$$

$$V_m y = L_m x - W x_W \quad (45)$$

Donde los valores de  $y$  y  $x$  dan el punto de intersección de las dos líneas de operación.

$$(V_m - V_n)y = (L_m - L_n)x - (Dx_D + Wx_W) \quad (46)$$

Al sustituir las ecuaciones y reordenar:

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} \quad (47)$$

Esta igualdad es expresión de la línea  $q$  y la localización de la intersección de ambas líneas de operación.

Estableciendo que  $y = x$  en la ecuación, la intersección de la ecuación de la línea  $q$  con la línea de  $45^\circ$  es  $y = x = x_F$  donde  $x_F$  es la composición total de la alimentación.

En la figura graficar la línea  $q$  para las diversas condiciones de alimentación señaladas en la propia figura. La pendiente de la línea  $q$  es:

$$\text{Pendiente de } q = \frac{q}{q-1} \quad (48)$$

Por ejemplo, como se muestra en la figura para el líquido por debajo de su punto de ebullición,  $q > 1$ , y la pendiente es  $> 1.0$

Se grafican las líneas de enriquecimiento y de operación para el caso de una alimentación de parte líquido y parte vapor, y las dos líneas se intersecan en la línea  $q$ .

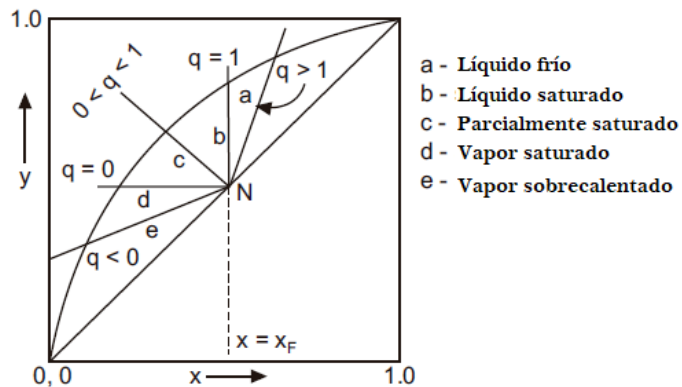


Figura 2.3 Efecto de la condición de alimentación en la línea de alimentación.

Nota:

Un método conveniente para localizar la línea de operación de empobrecimiento consiste en graficar primero la línea de operación de enriquecimiento y la línea de alimentación  $q$ .

Después, se traza la línea de empobrecimiento entre la intersección de la línea de alimentación  $q$  y la línea de operación de enriquecimiento y el punto  $y = x = x_w$

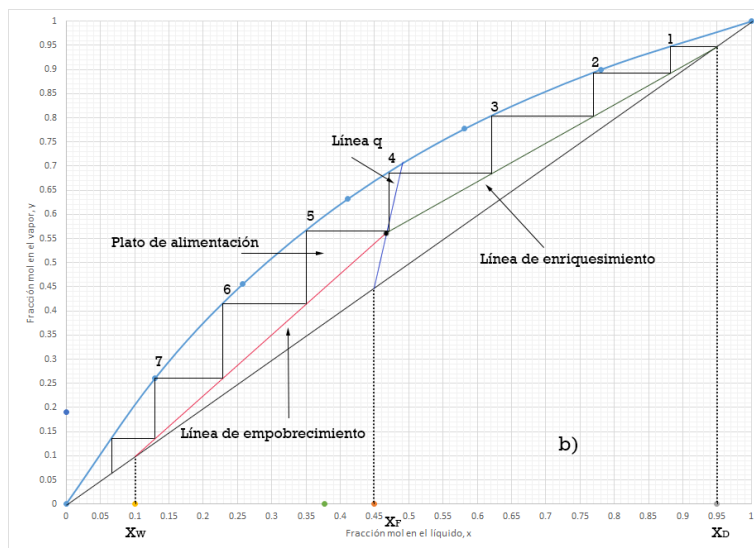


Figura 2.4 Método para escalar el número de platos teóricos y localización del plato de alimentación.

- a) Localización inapropiada de la alimentación en el plato 6
- b) Localización apropiada de la alimentación en el plato 5 para obtener el número mínimo de etapas.

## 2.4 Ley de Raoult modificada.

Cuando se desea obtener de forma aproximada los datos completos de presión de vapor para una disolución a partir únicamente de una sola observación experimental, se logran frecuentemente buenos resultados con una forma modificada de la ley de Raoult

$$PK = p_i \gamma_i \quad (49)$$

$$K = \frac{p_i \gamma_i}{P} \quad (50)$$

Donde:

$K$  = Presión de vapor relativa

$\gamma_i$  = Coeficiente que depende del modelo a utilizar

$P$  = Presión total del sistema

Fracción molar de vapor

$$y_i = Kx_i \quad (51)$$

Como calcular la presión de cualquier lugar

$$p = 1013.25(1 - 0.0000225577xH)^{5.2559} \quad (52)$$

Donde:

$p$  = Presión del lugar en *mbar*

$H$  = Altura sobre el nivel del mar del lugar en *m*

$$1\text{mbar} = 0.00098692329983261 \text{ atm} \quad (53)$$

A nivel del mar se tiene que:

$$p = 1013.25(1 - 0.0000225577(0 \text{ m}))^{5.2559} = 1013.25 \text{ mbar} \quad (54)$$

$$p = (1013.25 \text{ mbar}) \left( \frac{0.00098692329983261 \text{ atm}}{1 \text{ mbar}} \right) = 1 \text{ atm} \quad ( 55 )$$

### 2.4.1 Correlaciones para coeficientes de actividad de fase líquida.

Los coeficientes de actividad en fase líquida  $\gamma_i$  juegan un papel vital en la formulación gamma/phi del equilibrio Líquido-Vapor. Están directamente relacionados con el exceso de energía de Gibbs. En general,  $G^E/RT$  es una función de  $T$ ,  $P$  y *composición*, pero para líquidos a presiones bajas a moderadas es una función muy débil de  $P$ . Por lo tanto, su dependencia de la presión generalmente se descuida, y para aplicaciones a  $T$  constante, el exceso de la energía de Gibbs se trata solo en función de la composición:

$$\frac{G^E}{RT} = g(x_1, x_2, \dots, x_n) \quad ( 56 )$$

### 2.4.2 Modelo de Margules

$$\frac{G^E}{RT} = (A_{21}x_1 + A_{12}x_2)x_1x_2 \quad ( 57 )$$

$$\ln \gamma_1 = x_2^2 [A_{12} + 2(A_{21} - A_{12})x_1] \quad ( 58 )$$

$$\ln \gamma_2 = x_1^2 [A_{21} + 2(A_{12} - A_{21})x_2] \quad ( 59 )$$

Para las condiciones limitantes de la dilución infinita, implican:

$$\ln \gamma_1^\infty = A_{12} \quad ( 60 )$$

$$\ln \gamma_2^\infty = A_{21} \quad ( 61 )$$

### 2.4.3 Modelo de Van Laar

$$\frac{G^E}{x_1 x_2 RT} = \frac{A_{12} A_{21}}{A_{12} x_1 + A_{21} x_2} \quad (62)$$

$$\ln \gamma_1 = A_{12} \left( 1 + \frac{A_{12} x_1}{A_{21} x_2} \right)^{-2} \quad (63)$$

$$\ln \gamma_2 = A_{21} \left( 1 + \frac{A_{21} x_2}{A_{12} x_1} \right)^{-2} \quad (64)$$

### Forma de resolución 2

$$\ln \gamma_1 = A_{12} \left( 1 + \frac{A_{21} x_2}{A_{12} x_1 + A_{21} x_2} \right)^2 \quad (65)$$

$$\ln \gamma_2 = A_{21} \left( 1 + \frac{A_{12} x_1}{A_{12} x_1 + A_{21} x_2} \right)^2 \quad (66)$$

Para las condiciones limitantes de la dilución infinita, implican:

$$\ln \gamma_1^\infty = A_{12} \quad (67)$$

$$\ln \gamma_2^\infty = A_{21} \quad (68)$$

## 2.5 Modelos de composición local.

Los desarrollos teóricos en la termodinámica molecular del comportamiento de la solución líquida a menudo se basan en el concepto de composición local.

Dentro de una solución líquida, se supone que las composiciones locales, diferentes de la composición de la mezcla global, representan el orden de corto alcance y las orientaciones moleculares no aleatorias que resultan de las diferencias en el tamaño molecular y las fuerzas intermoleculares.



El concepto fue introducido por G.M. Wilson en 1964 con la publicación de un modelo de comportamiento de solución conocido como la ecuación de Wilson.

El éxito de esta ecuación en la correlación de los datos de equilibrio líquido-vapor impulsó el desarrollo de modelos alternativos de composición local, especialmente la ecuación NRTL de Renon y Prausnitz y la ecuación UNIQUAC de Abrams y Prausnitz.

Otro desarrollo significativo, basado en la ecuación UNIQUAC, es el método UNIFAC, en el que los coeficientes de actividad se calculan a partir de las contribuciones de los diversos grupos que forman las moléculas de una solución.

#### Modelo de Wilson

Al igual que las ecuaciones de Margules y Van Laar, la ecuación de Wilson contiene solo dos parámetros para un sistema binario ( $\Lambda_{12}$  y  $\Lambda_{21}$ ). Está escrita:

$$\frac{G^E}{RT} = -x_1 \ln(x_1 + x_2 \Lambda_{12}) - x_2 \ln(x_2 + x_1 \Lambda_{21}) \quad (69)$$

$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + x_2 \Lambda_{12}) + x_2 \left( \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + x_2 \Lambda_{12}} - \frac{\Lambda_{21}}{x_2 + x_1 \Lambda_{21}} \right) \quad (70)$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + x_1 \Lambda_{21}) - x_1 \left( \frac{\Lambda_{12}}{x_1 + x_2 \Lambda_{12}} - \frac{\Lambda_{21}}{x_2 + x_1 \Lambda_{21}} \right) \quad (71)$$

Para dilución infinita, estas ecuaciones se convierten en:

$$\ln \gamma_1^\infty = -\ln \Lambda_{12} + 1 - \Lambda_{21} \quad (72)$$

$$\ln \gamma_2^\infty = -\ln \Lambda_{21} + 1 - \Lambda_{12} \quad (73)$$

## 2.6 Modelo NRTL (Non-Random Two Liquids)

Determinación de los coeficientes de actividad

Ecuación NRTL:

$$\frac{G^E}{x_1 x_2 RT} = \frac{G_{21} \tau_{21}}{x_1 + x_2 G_{21}} + \frac{G_{12} \tau_{12}}{x_2 + x_1 G_{12}} \quad (74)$$

$$\ln(\gamma_1) = x_2^2 \left[ \tau_{21} \left( \frac{G_{21}}{x_1 + x_2 G_{21}} \right)^2 + \frac{\tau_{12} G_{12}}{(x_2 + x_1 G_{12})^2} \right] \quad (75)$$

$$\ln(\gamma_2) = x_1^2 \left[ \tau_{12} \left( \frac{G_{12}}{x_2 + x_1 G_{12}} \right)^2 + \frac{\tau_{21} G_{21}}{(x_1 + x_2 G_{21})^2} \right] \quad (76)$$

Donde:

$$\tau_{21} = \frac{b_{21}}{RT} \quad \tau_{12} = \frac{b_{12}}{RT} \quad (77)$$

$$G_{12} = e^{-\alpha \tau_{12}} \quad G_{21} = e^{-\alpha \tau_{21}} \quad (78)$$

Donde:

$b$  y  $\alpha$  = Son específicos para cada mezcla y se pueden encontrar en tablas

Mezcla acetona-agua

## 2.7 Ecuación de Antoine

$$\log P (\text{mm Hg}) = A - \frac{B}{T + C} \quad (79)$$

Tabla 2.1. Constantes de Antoine para acetona y agua.

Nombre	Constantes		
	A	B	C
Acetona	7.11714	1210.595	229.664
Agua	8.07131	1730.63	233.426

Tabla 2.2. Valores NRTL necesarios para la ecuación de Antoine.

Mezcla	NRTL		
	$b_{12}$	$b_{21}$	$\alpha$
Acetona (1) - Agua (2)	631.05	1197.41	0.5343

Para realizar los cálculos para este modelo no ideal se investigó la altitud sobre el nivel del mar promedio de Cuernavaca, la cual está a 1550 m sobre el nivel del mar.

Calculando la presión:

$$p = 1013.25(1 - 0.0000225577xH)^{5.2559} \quad (80)$$

A una altura de 1550 metros, se tiene que:

$$p = 1013.25(1 - 0.0000225577(1550 \text{ m}))^{5.2559} = 840.38413 \text{ mbar} \quad (81)$$

$$p = (840.38413 \text{ mbar}) \left( \frac{0.00098692329983261 \text{ atm}}{1 \text{ mbar}} \right) = 0.84 \text{ atm} \quad (82)$$

$$p = \approx 0.8 \text{ atm} \quad (83)$$

$$p = (0.84 \text{ atm}) \left( \frac{760 \text{ mm Hg}}{1 \text{ atm}} \right) = 638.5 \text{ mm Hg} \quad (84)$$

Ahora esta presión es la que se usará en el sistema. Como el cálculo es iterativo se propone una temperatura para calcular la presión para la acetona y para el agua

$$T = 93.8857029959572 \text{ } ^\circ\text{C} \quad ( 85 )$$

$$P = 10^{A - \frac{B}{T+C}} \quad ( 86 )$$

Para la acetona

$$P = 10^{7.11714 - \frac{1210.595}{93.8857029959572 \text{ } ^\circ\text{C} + 229.664}} \quad ( 87 )$$

$$P = 2374.299912 \text{ mm Hg} \quad ( 88 )$$

Para el agua

$$P = 10^{8.07131 - \frac{1730.63}{93.8857029959572 \text{ } ^\circ\text{C} + 233.426}} \quad ( 89 )$$

$$P = 640 \text{ mm Hg} \quad ( 90 )$$

Calcular los valores para la mezcla acetona-agua con los parámetros

$$T = 93.8857029959572 \text{ } ^\circ\text{C} + 273.15 = 367.035703 \text{ K} \quad ( 91 )$$

$$R = 1.9872 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \quad ( 92 )$$

$$b_{21} = 631.05 \quad ( 93 )$$

$$b_{12} = 1197.41 \quad ( 94 )$$

$$\alpha = 0.5343 \quad (95)$$

Sustituyendo en las ecuaciones se tiene:

$$\tau_{21} = \frac{b_{21}}{RT} = \frac{631.05}{\left(1.9872 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}}\right) (367.035703 \text{ K})} = 1.6469695 \quad (96)$$

$$\tau_{12} = \frac{b_{12}}{RT} = \frac{1197.41}{\left(1.9872 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}}\right) (367.035703 \text{ K})} = 0.86519476 \quad (97)$$

$$G_{12} = e^{-\alpha\tau_{12}} = e^{-(0.5343)(0.86519476)} = 0.62985001 \quad (98)$$

$$G_{21} = e^{-\alpha\tau_{21}} = e^{-(0.5343)(1.6469695)} = 0.415963119 \quad (99)$$

Calcular ahora los coeficientes de la mezcla acetona-agua, los valores de  $x_1$  y  $x_2$  son propuestos en base al cálculo anterior.

$$\ln(\gamma_1) = x_2^2 \left[ \tau_{21} \left( \frac{G_{21}}{x_1 + x_2 G_{21}} \right)^2 + \frac{\tau_{12} G_{12}}{(x_2 + x_1 G_{12})^2} \right] \quad (100)$$

$$\gamma_1 = e^{x_2^2 \left[ \tau_{21} \left( \frac{G_{21}}{x_1 + x_2 G_{21}} \right)^2 + \frac{\tau_{12} G_{12}}{(x_2 + x_1 G_{12})^2} \right]} \quad (101)$$

$$\begin{aligned} \gamma_1 &= e^{(1)^2 \left[ (1.6469695) \left( \frac{0.415963119}{0+(1)(0.415963119)} \right)^2 + \frac{(0.86519476)(0.62985001)}{(1+(0)(0.62985001))^2} \right]} \\ &= 8.9052401 \end{aligned} \quad (102)$$

$$\ln(\gamma_2) = x_1^2 \left[ \tau_{12} \left( \frac{G_{12}}{x_2 + x_1 G_{12}} \right)^2 + \frac{\tau_{21} G_{21}}{(x_1 + x_2 G_{21})^2} \right] \quad (103)$$

$$\gamma_2 = e^{x_1^2 \left[ \tau_{12} \left( \frac{G_{12}}{x_2 + x_1 G_{12}} \right)^2 + \frac{\tau_{21} G_{21}}{(x_1 + x_2 G_{21})^2} \right]} \quad (104)$$

$$\gamma_2 = e^{(0)^2 \left[ (0.86519476) \left( \frac{0.62985001}{1 + (0)(0.62985001)} \right)^2 + \frac{(1.6469695)(0.415963119)}{(0 + (1)(0.415963119))^2} \right]} = 1 \quad (105)$$

Usando la Ley de Raoult modificada.

$$PK = p_i \gamma_i \quad (106)$$

$$K = \frac{p_i \gamma_i}{P} \quad (107)$$

$$K_1 = \frac{p_{acetona} \cdot \gamma_1}{P} = \frac{(2374.299912 \text{ mm Hg})(8.9052401)}{640 \text{ mm Hg}} = 34.77584011 \quad (108)$$

$$K_2 = \frac{p_{acetona} \cdot \gamma_2}{P} = \frac{(608 \text{ mm Hg})(1)}{640 \text{ mm Hg}} = 1 \quad (109)$$

Calcular la fracción molar de vapor.

$$y_i = K x_i \quad (110)$$

$$y_1 = K_1 x_1 = (34.77584011)(0) = 0 \quad (111)$$

$$y_2 = K_2 x_2 = (1)(1) = 1 \quad (112)$$

Para asegurar que la temperatura propuesta esta correcta se procede a comprobarlo, para que todo funcione correctamente la suma de ambas fracciones molares del vapor debe ser igual a 1.

$$\sum y_i = y_1 + y_2 = 0 + 1 = 1 \quad ( 113 )$$

Como se puede observar la temperatura propuesta es correcta, el resto de los cálculos se resume en las tablas mostradas en el anexo 3.

# ***CAPÍTULO 3: RESULTADOS Y DISCUSIÓN.***

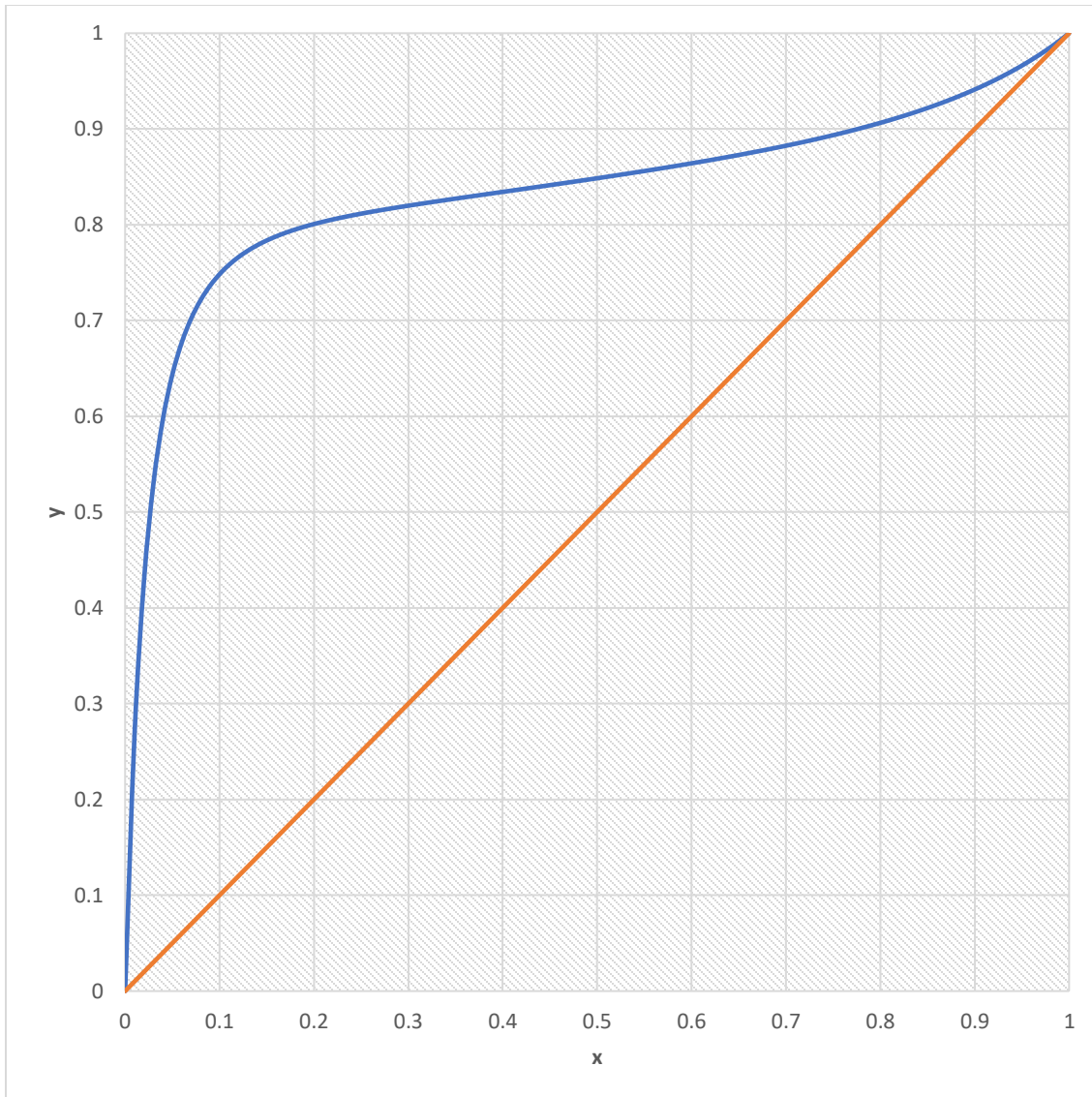


### 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN.

Con la ayuda del software de Excel, se llevó a cabo los cálculos específicos de este proyecto los cuales son descritos a continuación.

Tabla 3.1. Datos para obtener la curva de equilibrio para obtener el número de platos teóricos.

x	y	x	y	x	y	x	y
0	0	0.31	0.82147628	0.62	0.86754789	0.93	0.95536256
0.01	0.2682235	0.32	0.82296979	0.63	0.86928886	0.94	0.96062103
0.02	0.42870098	0.33	0.82443845	0.64	0.87106313	0.95	0.96619462
0.03	0.52987983	0.34	0.8258871	0.65	0.87287296	0.96	0.97211367
0.04	0.59701224	0.35	0.82731988	0.66	0.87472076	0.97	0.97841238
0.05	0.64360831	0.36	0.8287404	0.67	0.87660911	0.98	0.98512941
0.06	0.67721318	0.37	0.83015177	0.68	0.87854077	0.99	0.99230862
0.07	0.70224237	0.38	0.83155674	0.69	0.88051867	1	1
0.08	0.72139805	0.39	0.83295768	0.7	0.88254595		
0.09	0.73640236	0.4	0.83435675	0.71	0.88462601		
0.1	0.74839292	0.41	0.83575582	0.72	0.88676244		
0.11	0.75814536	0.42	0.83715661	0.73	0.88895913		
0.12	0.76620319	0.43	0.83856069	0.74	0.89122023		
0.13	0.77295664	0.44	0.83996949	0.75	0.89355024		
0.14	0.77869178	0.45	0.84138434	0.76	0.89595395		
0.15	0.78362228	0.46	0.84280653	0.77	0.89843656		
0.16	0.78791037	0.47	0.84423724	0.78	0.90100367		
0.17	0.79168097	0.48	0.84567768	0.79	0.90366132		
0.18	0.79503153	0.49	0.84712898	0.8	0.90641605		
0.19	0.79803892	0.5	0.8485923	0.81	0.90927494		
0.2	0.80076439	0.51	0.8500688	0.82	0.91224569		
0.21	0.8032572	0.52	0.85155964	0.83	0.91533664		
0.22	0.80555725	0.53	0.85306603	0.84	0.91855691		
0.23	0.80769713	0.54	0.85458921	0.85	0.92191641		
0.24	0.80970358	0.55	0.85613046	0.86	0.925426		
0.25	0.81159873	0.56	0.85769114	0.87	0.92909758		
0.26	0.81340094	0.57	0.85927266	0.88	0.9329442		
0.27	0.81512553	0.58	0.8608765	0.89	0.93698025		
0.28	0.81678536	0.59	0.86250423	0.9	0.94122158		
0.29	0.81839124	0.6	0.86415751	0.91	0.94568573		
0.3	0.8199523	0.61	0.86583811	0.92	0.95039217		



Gráfica 1: Curva de equilibrio de  $x$  vs  $y$ .

### 3.1 Datos del proceso en la alimentación

$$F = 50 \text{ kg} \quad ( 114 )$$

$$x_F = 0.5 \quad ( 115 )$$

Datos del proceso en la alimentación

$$D = 20 \text{ kg} \quad ( 116 )$$

$$x_D = 0.94 \quad ( 117 )$$

Datos del proceso en la alimentación

$$W = 30 \text{ kg} \quad ( 118 )$$

Realizar un balance por componente

$$Fx_F = Dx_D + Wx_W \quad ( 119 )$$

$$x_W = \frac{Fx_F - Dx_D}{W} = \frac{(50 \text{ kg})(0.5) - (20)(0.94)}{30} = 0.21 \quad ( 120 )$$

### 3.2 Datos del proceso en el condensador

$$V = L + D \quad ( 121 )$$

$$R = \frac{L}{D} \quad ( 122 )$$

$$L = RD = (2)(20 \text{ kg}) = 40 \text{ kg} \quad ( 123 )$$

$$V = 40 \text{ kg} + 20 \text{ kg} = 60 \text{ kg} \quad ( 124 )$$

### 3.3 Datos del proceso en el calentador.

$$V' = V - (1 - q)F \quad ( 125 )$$

$$V' = 60 \text{ kg} - (1 - 1)(50 \text{ kg}) = 60 \text{ kg} \quad ( 126 )$$

$$L' = L + qF = 40 \text{ kg} + (1)(50 \text{ kg}) = 90 \text{ kg} \quad ( 127 )$$

Calcular el punto de intersección de las líneas de operación.

$$y_{n+1} = \frac{R}{R + 1}x_n + \frac{x_D}{R + 1} \quad ( 128 )$$

$$y_{n+1} = m_1x + b_1 \quad ( 129 )$$

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{L_m - W}x_m - \frac{W x_W}{L_m - W} \quad ( 130 )$$

$$y_{m+1} = m_2x + b_2 \quad ( 131 )$$

Igualar y despejar  $x$ :

$$y_{n+1} = y_{m+1} \quad ( 132 )$$

Entonces:

$$m_1x + b_1 = m_2x + b_2 \quad (133)$$

$$m_1x - m_2x = b_2 - b_1 \quad (134)$$

$$(m_1 - m_2)x = b_2 - b_1 \quad (135)$$

$$x = \frac{b_2 - b_1}{m_1 - m_2} = \frac{\left(-\frac{W x_W}{L' - W}\right) - \left(\frac{x_D}{R + 1}\right)}{\left(\frac{R}{R + 1}\right) - \left(\frac{L'}{L' - W}\right)} \quad (136)$$

$$x = \frac{(-1) \left[ \frac{(40 \text{ kg})(0.39)}{70 \text{ kg} - 40 \text{ kg}} \right] - \left( \frac{0.94}{2 + 1} \right)}{\left( \frac{2}{2 + 1} \right) - \left( \frac{70 \text{ kg}}{70 \text{ kg} - 40 \text{ kg}} \right)} = 0.50001467 \quad (137)$$

**A partir de este valor calcular las líneas de operación**

Para la sección de enriquecimiento.

$$y_{n+1} = \frac{R}{R + 1} x_n + \frac{x_D}{R + 1}$$

Tabla 3.2. Datos para la sección de enriquecimiento.

x	y
0.94	0.94
0.50001467	0.64667644

Para la sección de empobrecimiento.

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{L_m - W} x_m - \frac{W x_W}{L_m - W}$$

Tabla 3.3. Datos para la sección de empobrecimiento.

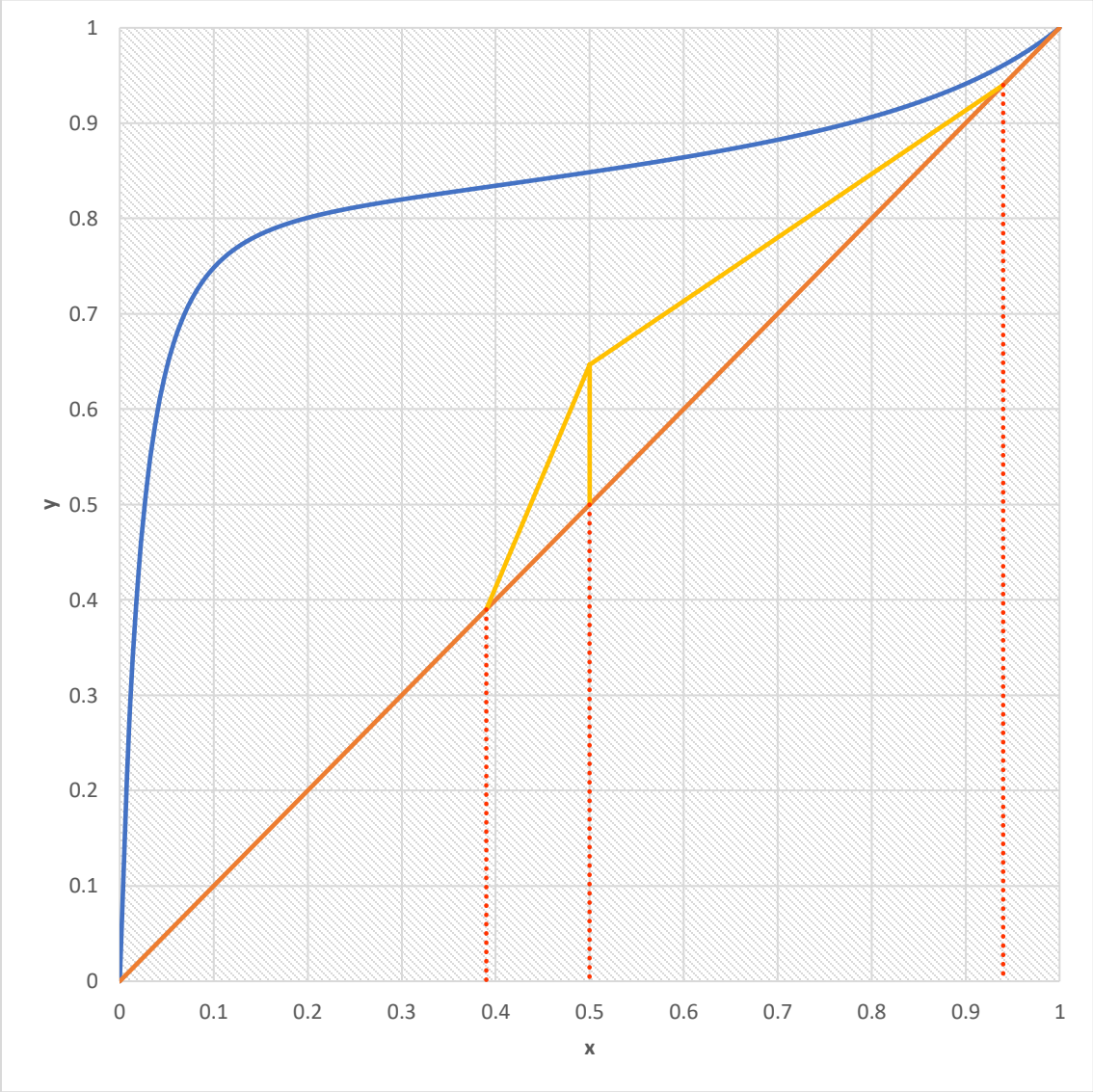
x	y
0.21	0.21
0.465740748	0.60049383

Para la sección de alimentación.

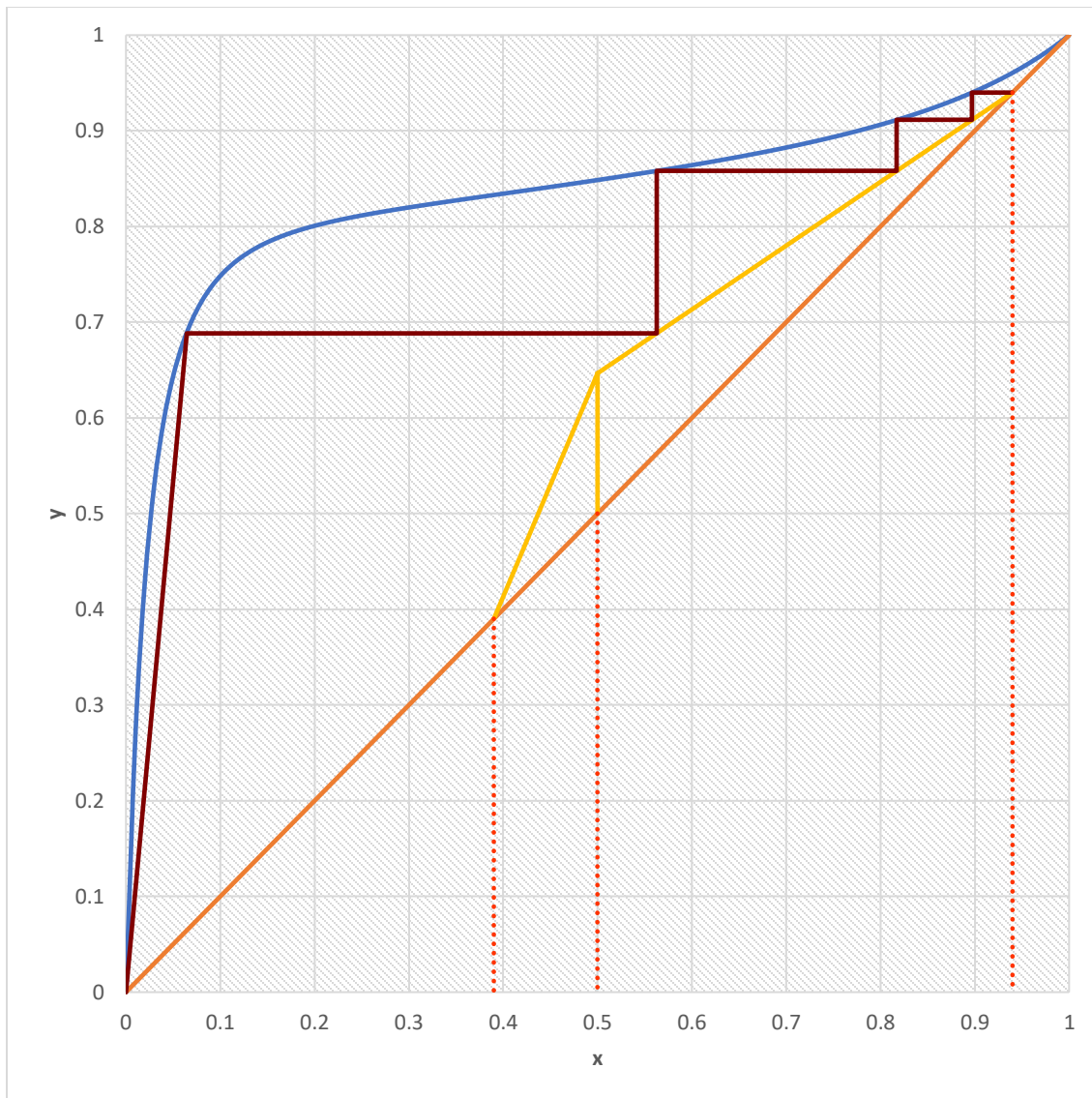
$$y = \frac{q}{q - 1} x - \frac{x_F}{q - 1} \quad ( 138 )$$

Tabla 3.4. Datos para la sección de alimentación.

x	y
0.5	0.5
0.50001467	0.64667644



Gráfica 2: Líneas de operación.



Gráfica 3: Etapas teóricas por el método McCabe – Thiele.

El resultado del cálculo da en total 3 etapas



### **3.4 Eficiencias del plato.**

La relación entre el rendimiento de las placas teóricas/ideales y reales se expresa en términos de eficiencia de los platos. Los tipos de eficiencia de placa son:

1. Eficiencia general de la placa/eficiencia general de la columna.
2. Eficiencia Murphree
3. Eficiencia puntual/local.

La eficiencia general de los platos es la relación entre el número de platos (etapas) ideales o teóricos necesarios para producir una separación determinada en toda la columna y el número de platos reales necesarios para efectuar la misma separación. Si la eficiencia general es del 60 % y se requieren 12 placas ideales, entonces las placas reales necesarias son  $12/0.60 = 20$ .

### **3.5 Eficiencia de la placa Murphree.**

Se aplica a un plato individual en una columna y se define como el cambio real en la composición promedio logrado por un plato dado dividido por el cambio en la composición promedio si el vapor que sale del plato estuviera en equilibrio con el líquido que sale del plato.

La eficiencia puntual se define de la misma manera que la eficiencia de la placa de Murphree, pero se aplica a una única ubicación en una placa determinada.

#### **3.5.1 Eficiencia del plato.**

El diseñador se preocupa por las etapas de contacto reales, no por la etapa de equilibrio teórico supuesta por conveniencia en el análisis matemático de procesos de múltiples etapas. Rara vez se alcanzará el equilibrio en un escenario real.

El concepto de eficiencia de etapa se utiliza para vincular el desempeño de las etapas de contacto prácticas con la etapa de equilibrio teórico.

Se utilizan tres definiciones principales de eficiencia:

1. Eficiencia de la placa de Murphree, definida en términos de las composiciones de vapor por:

$$E_{mV} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_e - y_{n+1}} \quad ( 139 )$$

Donde:

$y_e$ : Es la composición del vapor que estaría en equilibrio con el líquido que sale del plato. La eficiencia de la placa de Murphree es la relación entre la separación real lograda y la que se lograría en una etapa de equilibrio.

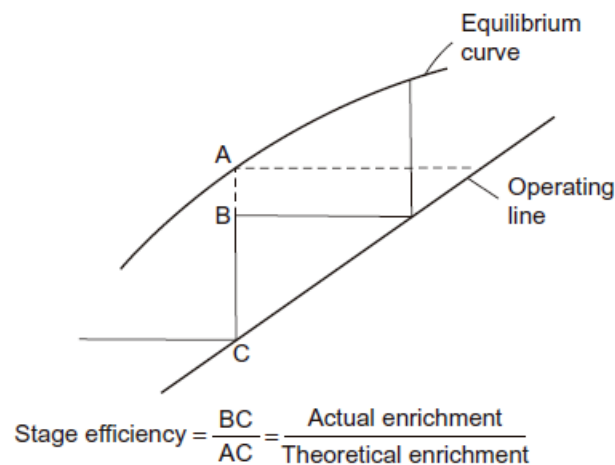


Figura 3.1 Eficiencia de la etapa.

En esta definición de eficiencia, se considera que la corriente de líquido y vapor está perfectamente mezclada; las composiciones en la ecuación anterior son los valores de composición promedio de las corrientes. Eficiencia Puntual (eficiencia puntual de Murphree).

Si las composiciones de vapor y líquido se toman en un punto del plato, la ecuación anterior da la eficiencia local o puntual,  $E_{mV}$ .

### 3.6 Eficiencia general de la columna.

A veces esto se denomina de manera confusa eficiencia general de la placa.

$$E_o = \frac{\text{Numero de platos ideales}}{\text{Numero de platos reales}} \quad (140)$$

Se necesitará una estimación de la eficiencia general de la columna cuando el método de diseño utilizado proporcione una estimación del número de etapas ideales necesarias para la separación.

En algunos métodos, las eficiencias de las placas de Murphree pueden incorporarse al procedimiento de cálculo del número de etapas y determinarse directamente el número de etapas reales.

Para la situación idealizada donde las líneas de operación y de equilibrio son rectas, la eficiencia general de la columna y la eficiencia del plato de Murphree están relacionadas mediante una ecuación derivada de Lewis:

$$E_o = \frac{\log \left[ 1 + E_{mV} \left( \frac{mV}{L} - 1 \right) \right]}{\log \left( \frac{mV}{L} \right)} \quad (141)$$

Dónde:

$m$  = Es la pendiente de la recta de equilibrio

$V$  = Es el caudal molar del vapor

$L$  = Es el caudal molar del líquido

La ecuación anterior no es de mucha utilidad práctica en destilación, ya que las pendientes de las líneas de operación y de equilibrio variarán a lo largo de la columna.

Se puede utilizar dividiendo la columna en secciones y calculando las pendientes de cada sección. Para la mayoría de los propósitos prácticos, siempre que la eficiencia del plato no varíe demasiado, un promedio simple de la eficiencia del plato calculado en la parte superior, inferior y en los puntos de alimentación de la columna será suficientemente preciso.

Predicción de la eficiencia de la placa.

Siempre que sea posible, las eficiencias de las placas utilizadas en el diseño deben basarse en valores medidos para sistemas similares obtenidos en columnas de tamaño completo.

No existe un método completamente satisfactorio para predecir la eficiencia de las placas a partir de las propiedades físicas del sistema y los parámetros de diseño de las placas; sin embargo, los métodos dados en esta sección se pueden utilizar para hacer una estimación aproximada cuando no se dispone de valores experimentales confiables. También se pueden utilizar para extrapolar datos obtenidos de columnas experimentales a pequeña escala. Si las propiedades del sistema son inusuales, siempre se debe obtener la confirmación experimental de los valores predichos. Se ha demostrado que la pequeña columna de placa de tamiz de vidrio, a escala de laboratorio, desarrollada por Oldershaw (1941) proporciona valores fiables para el aumento de escala.

El uso de columnas Oldershaw se describe en artículos de Swanson y Gester (1962), Veatch et al. (1960) y Fair et al. (1983).

Las eficiencias de las placas y de las columnas en general estarán normalmente entre el 30% y el 80% y, como guía aproximada, se puede suponer una cifra del 70% para los diseños preliminares. Las eficiencias serán menores para las destilaciones al vacío, ya que se utilizan alturas de vertedero bajas para mantener pequeña la caída de presión.

### 3.7 Calcular los platos reales

Cuando se aplica la eficiencia en toda la columna, es necesario reemplazar la curva de equilibrio por la curva de equilibrio real, que se calcula de la siguiente manera:

$$y_{Real} = x_A + E_M(y - y_A) \quad ( 142 )$$

Donde:

$y_{Real}$  = Valores de  $y$  en la curva de equilibrio Real

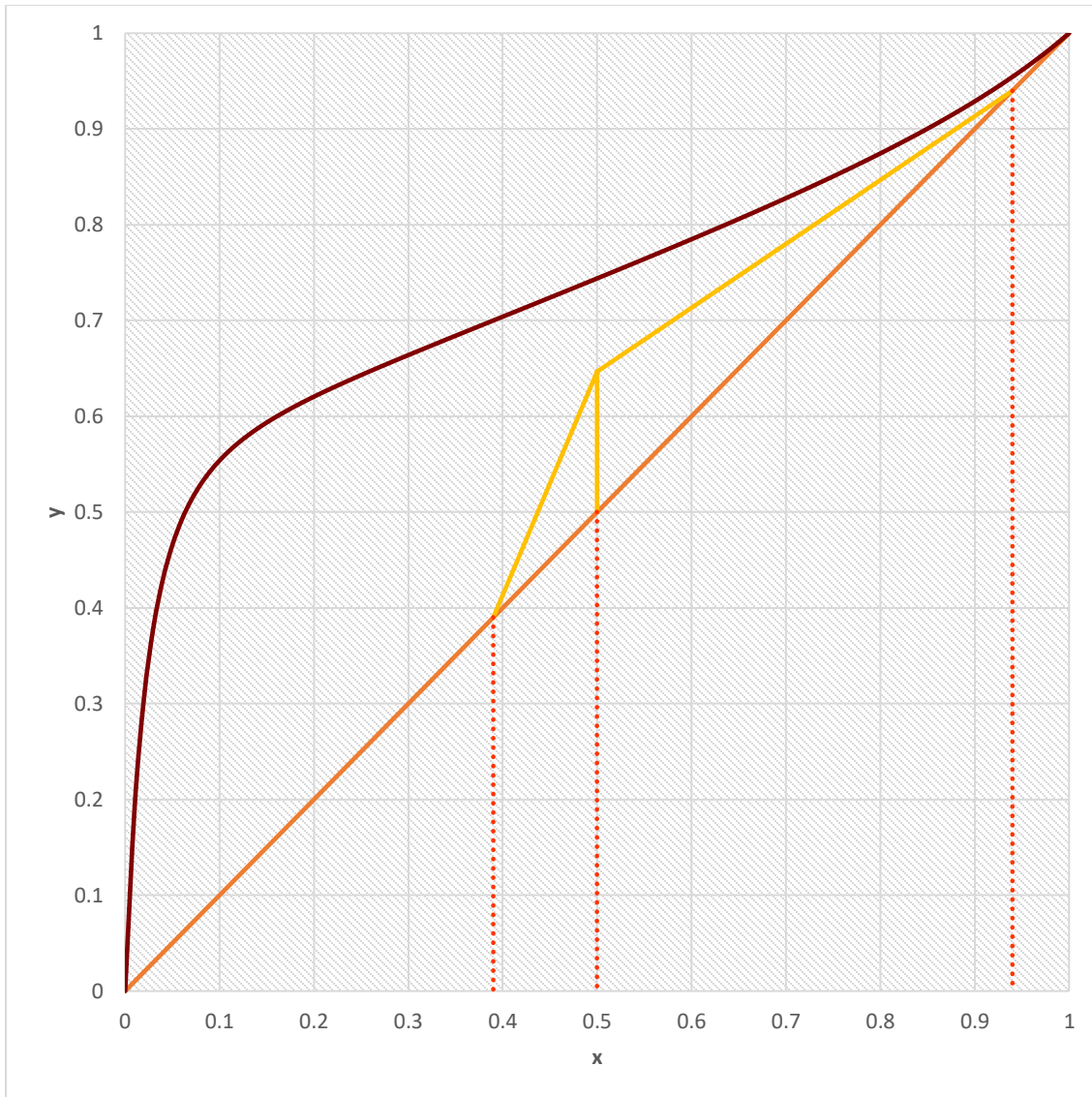
$x_A$  = Valores de  $x$  en la línea de  $45^\circ$

$y$  = Valores de  $y$  de la curva de equilibrio

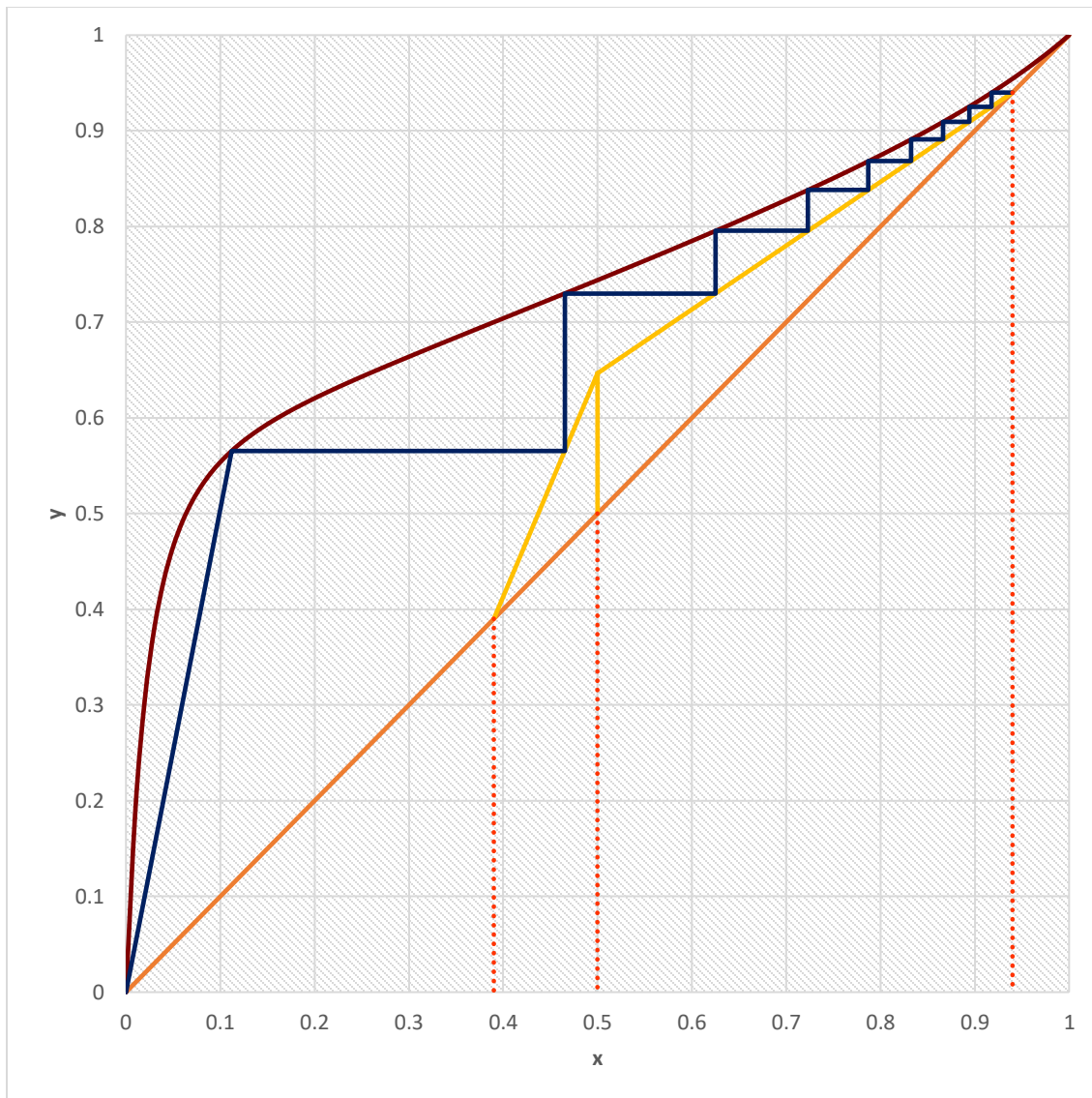
$y_A$  = Valores de  $y$  en la línea de  $45^\circ$

Tabla 3.5. Datos para recalculer la curva de equilibrio para obtener el número de platos reales.

x	y	y real	x	y	y real	x	y	y real
0	0	0	0.36	0.8287	0.6881	0.72	0.8868	0.8367
0.01	0.2682	0.1908	0.37	0.8302	0.6921	0.73	0.8890	0.8413
0.02	0.4287	0.3061	0.38	0.8316	0.6961	0.74	0.8912	0.8459
0.03	0.5299	0.3799	0.39	0.8330	0.7001	0.75	0.8936	0.8505
0.04	0.5970	0.4299	0.4	0.8344	0.7040	0.76	0.8960	0.8552
0.05	0.6436	0.4655	0.41	0.8358	0.7080	0.77	0.8984	0.8599
0.06	0.6772	0.4920	0.42	0.8372	0.7120	0.78	0.9010	0.8647
0.07	0.7022	0.5126	0.43	0.8386	0.7160	0.79	0.9037	0.8696
0.08	0.7214	0.5290	0.44	0.8400	0.7200	0.8	0.9064	0.8745
0.09	0.7364	0.5425	0.45	0.8414	0.7240	0.81	0.9093	0.8795
0.1	0.7484	0.5539	0.46	0.8428	0.7280	0.82	0.9122	0.8846
0.11	0.7581	0.5637	0.47	0.8442	0.7320	0.83	0.9153	0.8897
0.12	0.7662	0.5723	0.48	0.8457	0.7360	0.84	0.9186	0.8950
0.13	0.7730	0.5801	0.49	0.8471	0.7400	0.85	0.9219	0.9003
0.14	0.7787	0.5871	0.5	0.8486	0.7440	0.86	0.9254	0.9058
0.15	0.7836	0.5935	0.51	0.8501	0.7480	0.87	0.9291	0.9114
0.16	0.7879	0.5995	0.52	0.8516	0.7521	0.88	0.9329	0.9171
0.17	0.7917	0.6052	0.53	0.8531	0.7561	0.89	0.9370	0.9229
0.18	0.7950	0.6105	0.54	0.8546	0.7602	0.9	0.9412	0.9289
0.19	0.7980	0.6156	0.55	0.8561	0.7643	0.91	0.9457	0.9350
0.2	0.8008	0.6205	0.56	0.8577	0.7684	0.92	0.9504	0.9413
0.21	0.8033	0.6253	0.57	0.8593	0.7725	0.93	0.9554	0.9478
0.22	0.8056	0.6299	0.58	0.8609	0.7766	0.94	0.9606	0.9544
0.23	0.8077	0.6344	0.59	0.8625	0.7808	0.95	0.9662	0.9613
0.24	0.8097	0.6388	0.6	0.8642	0.7849	0.96	0.9721	0.9685
0.25	0.8116	0.6431	0.61	0.8658	0.7891	0.97	0.9784	0.9759
0.26	0.8134	0.6474	0.62	0.8675	0.7933	0.98	0.9851	0.9836
0.27	0.8151	0.6516	0.63	0.8693	0.7975	0.99	0.9923	0.9916
0.28	0.8168	0.6557	0.64	0.8711	0.8017	1	1.0000	1.0000
0.29	0.8184	0.6599	0.65	0.8729	0.8060			
0.3	0.8200	0.6640	0.66	0.8747	0.8103			
0.31	0.8215	0.6680	0.67	0.8766	0.8146			
0.32	0.8230	0.6721	0.68	0.8785	0.8190			
0.33	0.8244	0.6761	0.69	0.8805	0.8234			
0.34	0.8259	0.6801	0.7	0.8825	0.8278			
0.35	0.8273	0.6841	0.71	0.8846	0.8322			



Gráfica 4: Curva de equilibrio para número de etapas reales.



Gráfica 5: Numero de etapas reales.

Con lo anterior se obtienen 8 etapas reales.



### 3.8 Cálculo de la altura del empaque.

Por tanto, la altura del empaque  $z$  en  $m$  necesaria para realizar la separación dada es:

$$z = n(HETP) \quad (143)$$

$$z = 1.5 \text{ m} \quad (144)$$

$$n = 8 \text{ etapas} \quad (145)$$

$$HETP = \frac{1.5 \text{ m}}{8} = 0.1875 \text{ m} \left( \frac{100 \text{ cm}}{1 \text{ m}} \right) = 18.75 \text{ cm} \quad (146)$$

Para una torre de platos, la  $AEPT$  puede definirse como:

$$HETP = \frac{T}{E_M} \quad (147)$$

Donde:

$E_0$  = Es la eficiencia general del plato

$T$  = Es el espacio entre platos, cuyo valor varía:

De aproximadamente  $0.3 \text{ m}$  para una torre de diámetro cercano a  $0.5 \text{ m}$

De  $0.6 \text{ m}$  para una torre con diámetro de  $1.0 \text{ m}$ ,

Alrededor de  $0.8 \text{ m}$  ( $2.6 \text{ ft}$ ) para torres mucho más grandes, con diámetro superior a  $4 \text{ m}$ .

### 3.9 Calcular el espacio entre platos.

$$T = (E_m)(HETP) = (0.7)(18.75 \text{ cm}) = 13.125 \text{ cm} \quad (148)$$

# ***CAPITULO 4: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES***

#### **4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.**

Se realizó la rehabilitación de la columna de destilación empacada con anillos raschig, para poder realizar la separación de mezclas de bajo punto de ebullición, para esta tesis se logró de forma satisfactoria la separación de la mezcla acetona – agua.

Si bien desde el comienzo con la limpieza de la columna era notorio las diversas fallas y detalles que afectaban el correcto funcionamiento de esta columna, conforme se fue avanzando y requiriendo revisar más apartados de la misma, fueron saliendo cada vez más detalles que tuvieron que ser solucionados para poder operar y destilar en esta columna.

Se lograron desarrollar las condiciones mínimas necesarias para la correcta operación de esta columna de destilación empacada, sin embargo, la revisión del sistema de calentamiento fue realizada mediante pruebas experimentales con la finalidad de determinar su operación adecuada, con estas pruebas se concluye que no está funcionando a su máxima capacidad y la temperatura máxima para destilación deberá de estar alrededor de los 100°C, también se debe de considerar que el tiempo para desarrollar esta condición de temperatura será elevado, cercano a las 2 horas, lo cual para una práctica de laboratorio o desarrollar cualquier actividad ya es un tiempo a considerar.

Con la información anterior obtenida mediante experimentación, la recomendación es enfocarse en separaciones de mezclas con punto de ebullición entre los 40 y 80 °C.

Rehabilitada la columna de destilación empacada se asegura la operación de dicho equipo con la finalidad de disminuir los desechos generados. Mediante la recuperación de los solventes utilizados tanto en las facultades como en los centros de investigación de la UAEM, logrando beneficios para el LOU.

Con este trabajo se ha cumplido el objetivo de poder generar diversos beneficios y recursos para el LOU. Con el funcionamiento de la columna se podrán realizar varias actividades, en la Facultad de Ciencias Químicas e Ingeniería (FCQeI), así como en los diversos laboratorios y centros de investigación de la UAEM, se generan cada día residuos en los procesos y prácticas que se realizan, con la columna funcionando

correctamente se puede realizar la recuperación de diversos reactivos. Con esta práctica implementada de una forma correcta se podrían generar diversos beneficios para el LOU.

Además, en el ámbito académico se podrá realizar la elaboración de prácticas de laboratorio en las cuales los principales beneficiados son los estudiantes de la carrera de ingeniería química, con esta implementación podrán observar el funcionamiento de este proceso de separación, ya que hasta ahora solo se ve de forma teórica y de esta forma el conocimiento y entendimiento del proceso es limitado a la imaginación y algunos recursos audiovisuales. Sin embargo, existe ahora la posibilidad de tener de forma tangible y experimental. Esto proporciona un avance significativo en el nivel de aprendizaje de un proceso muy utilizado en la industria.

El presente proyecto realizado genera nuevas posibilidades de mejora, avance y desarrollo en el LOU, sin embargo, es importante darle continuidad ya que existe mucho potencial en este proyecto.

La importancia del desarrollo del laboratorio, así como de los estudiantes debe de ser la principal finalidad para alcanzar la excelencia académica de nuestros futuros ingenieros químicos.

## RECOMENDACIONES.

1. Con base en los resultados obtenidos, se propone operar la columna de destilación empacada con la finalidad de recuperar solventes utilizados en nuestra propia facultad, así como en las diferentes facultades, institutos y laboratorios de la universidad, generando los ingresos monetarios necesarios para la adquisición de equipos faltantes, poder llevar a cabo diferentes proyectos y el mantenimiento adecuado al LOU.
2. Se recomienda, la instalación de una torre de enfriamiento para contar con este servicio en la columna de destilación empacada, la cual servirá para dar servicio a los diferentes equipos que requieren este servicio.
3. Revisar el sistema de calentamiento de la columna, ya que debido al tiempo de adquisición del equipo no se ha dado mantenimiento adecuado y es necesario realizarlo para tener dicho equipo en condiciones óptimas de operación.
4. Debido a que la instrumentación instalada no está operando, se recomienda cambiar la instrumentación que se tiene por un PLC.
5. Se recomienda la instalación de recirculación externa para lograr una mayor pureza en el destilado, en el anexo 5, se incluye el PFD, en el diagrama se agrega la bomba y la tubería para realizar el reflujo externo, necesario para mejorar la pureza y calidad del destilado.
6. Instalar un sistema de carga de la olla.
7. Realizar un análisis técnico del costo beneficio para operar la columna.

## ***REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS***

## 5. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.

1. Towler, G., & Sinnott, R. K. (2019). Diseño en ingeniería química: Serie Ingeniería Química Coulson & Richardson. Reverte.
2. Theodore, L., Dupont, R. R., & Ganesan, K. (2017). Unit Operations in Environmental Engineering.
3. Reyes Labarta, J. A. R. L. (1998). Diseño de columnas de rectificación y extracción multicomponente. Cálculo del reflujo mínimo [Tesis de Doctorado]. Universidad de Alicante.
4. Seader, J. D., Henley, E. J., & Roper, D. K. (2010). Separation Process Principles with Applications using Process Simulators. Wiley.
5. Martínez, P. J. (2004). Operaciones de separación en ingeniería. PRENTICE HALL.
6. Barderas, A. V. (1986). Problemas de balance de materia y energía en la industria alimentaria (1.a ed.). LIMUSA S.A. de C.V.
7. Martínez, E. M. L., & Lira, L. L. C. (2008). Cálculo de la Temperatura de Punto de Rocío a Diferentes Valores de Presión. Centro Nacional de Metrología.
8. Stichlmair, J. G., Klein, H., & Rehfeldt, S. (2021). Distillation: Principles and Practice. John Wiley & Sons.
9. Diwekar, U. (2014). Batch Processing.
10. Perry, R. R., Green, D. W., & Maloney, J. (2001). Manual del ingeniero químico.
11. Badger, W. L., & Banchofer, J. T. (1981b). *Introducción a la ingeniería química*.
12. King, C. J. (2013). *Separation processes: Second Edition*. Courier Corporation.
13. Kister, H. Z. (1990). *Distillation operation*. Mechanical Engineering.
14. Martínez Santiago, I. M. S. (2012). *Calculo de la temperatura de punto de burbuja* [Investigacion]. Universidad Autonoma Del Carmen.
15. McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1991). *Operaciones unitarias en ingeniería química*.
16. Gomis, A. M. (1999). *Introducción a las operaciones de separación: Contacto Continuo*.

17. Zafrilla, J. M. & G., Moros, A. S., & García, J. L. (2012). *Cálculo de operaciones de separación por etapas*.



# ***ANEXOS***

## **6. ANEXOS.**

### **6.1 Descripción del procedimiento de carga y operación de la columna.**

Para cargar la mezcla se siguió la siguiente metodología.

1. Realizar limpieza interna de la olla por cualquier impureza que pueda estar presente.
2. Conectar los 3 alimentadores de energía de la resistencia.
3. Verificar que la válvula de descarga este cerrada.
4. Con la ayuda de una manguera de  $\frac{3}{4}$  de pulgada, se inserta en el orificio superior del costado de la olla de calentamiento.
5. Después de esto se procede a verter la mezcla dentro de la olla con la ayuda de un embudo.
6. Después de que se termine la mezcla se retira la manguera y se cierra el orificio.
7. Se encienden los alimentadores de la resistencia, los 3 a máxima potencia.
8. Se monitorea la temperatura y antes de que llegue al punto de ebullición de la acetona se apagan dos alimentadores dejando trabajar uno solo a su máxima potencia.
9. En cuanto el vapor llega la parte superior de la sección empacada, se abre la alimentación del agua de enfriamiento a los condensadores.
10. Se monitorea la temperatura, mientras se mantenga constante y continúe destilando es buena señal.
11. En el momento en el que deje de destilar la temperatura comenzara a subir, en este momento es necesario desactivar el único alimentador a la resistencia.
12. En cuanto deje de llegar vapor a los condensadores se cierra la alimentación de agua de enfriamiento.
13. Se recolecta el destilado y se muestrea
14. Se deja enfriar los residuos restantes en la olla y se retiran de la misma mediante la válvula de descarga
15. Se deberá lavar la columna de destilación empacada y se deja limpia.

## 6.2 Tablas de propiedades de los componentes de la mezcla.

### Caracterización del Agua

Tabla A.1. Propiedades físico – químicas del agua.

Estado físico	Líquido
Aspecto	Claro incoloro
Olor	Inodoro
Punto de ebullición	100°C
Inflamabilidad	No aplica
Densidad	1.00 g/cm <sup>3</sup>
Formula molecular	H <sub>2</sub> O
Peso molecular	18 g/mol

### Caracterización de la Acetona.

Tabla A.2. Propiedades físico – químicas de la acetona.

Estado físico	Líquido
Color	Incoloro
Olor	Dulce
Punto de fusión	-95°C
Punto de ebullición	55°C
Punto de inflamación	-18°C (copa cerrada)
Presión de vapor	24.7kPa a 20°C
Densidad	0.784 a 0.79 g/cm <sup>3</sup> (20°C)
Temperatura de autoignición	540 °C
Viscosidad	0.33 mPa*s (a 20°C)
Inflamabilidad	Muy alta

### 6.3 Tablas de Excel NRTL

A continuación, se agregan las tablas de cálculo desarrolladas con ayuda del software Excel.

T °C	x1	x2	P Ace mm Hg	P agua mm Hg	τ <sub>12</sub>	τ <sub>21</sub>	G <sub>12</sub>	G <sub>21</sub>	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	K1	K2	γ <sub>1</sub>	γ <sub>2</sub>	Σγ <sub>i</sub>
93.885703	0	1	2374.299112	608.0000	0.86519476	1.64169695	0.62985001	0.415963119	8.9052401	1	33.0370481	0.95	0	0.95	0.95
85.9460883	0.01	0.99	1911.658297	449.2191	0.88432422	1.67799487	0.62344519	0.407973663	8.53080755	1.00043434	25.48123285	0.70220977	0.25481233	0.69518767	0.95
79.9505563	0.02	0.98	1611.139947	353.8218	0.89933975	1.70648667	0.61846342	0.401810044	8.08899914	1.00174322	20.36329633	0.55381028	0.40726593	0.54273407	0.95
75.4130251	0.03	0.97	1409.218029	293.5259	0.91104472	1.72780141	0.61460683	0.397069019	7.62046588	1.00390893	16.77952798	0.46042697	0.50338584	0.44661416	0.95
71.9414554	0.04	0.96	1268.537915	253.4785	0.92021222	1.74609189	0.61160454	0.393396646	7.15357888	1.00689234	14.17904069	0.39878997	0.56716163	0.38283837	0.95
69.2480368	0.05	0.95	1167.174566	225.6881	0.9274509	1.75982724	0.60924365	0.390520156	6.70531832	1.01064549	12.22855782	0.35639169	0.61142789	0.33857211	0.95
67.1278933	0.06	0.94	1091.954304	205.6717	0.9332295	1.77079206	0.6073655	0.388238981	6.28453668	1.01511882	10.722542	0.32622072	0.64335252	0.30664748	0.95
65.4356643	0.07	0.93	1034.699135	190.7966	0.93789372	1.77964237	0.60585378	0.386407442	5.89492766	1.02026476	9.530432115	0.30416102	0.66713025	0.28286975	0.95
64.0673294	0.08	0.92	990.1558911	179.4469	0.94169943	1.78686366	0.60462309	0.384919424	5.53713336	1.02603939	8.566601896	0.28768679	0.68532815	0.26467185	0.95
62.9474593	0.09	0.91	954.83909	170.5904	0.94483715	1.79281746	0.6036103	0.383696897	5.21009988	1.03240297	7.773135986	0.27518435	0.69958224	0.25041776	0.95
62.0205537	0.1	0.9	926.3670518	163.5440	0.94745008	1.79777545	0.60276819	0.382681808	4.91190718	1.03932001	7.109732767	0.26558525	0.71097328	0.23902672	0.95
61.2451827	0.11	0.89	903.0691376	157.8415	0.94964696	1.801944	0.60206109	0.381830426	4.64026061	1.04675906	6.547618975	0.25815945	0.72023809	0.22976191	0.95
60.5899971	0.12	0.88	883.7460733	153.1559	0.95151127	1.80548151	0.6016167	0.381109414	4.39277333	1.05469236	6.065775288	0.25239428	0.72789303	0.22210697	0.95
60.0309772	0.13	0.87	867.5192993	149.2522	0.95310774	1.80851079	0.60094885	0.380493069	4.16712198	1.06309556	5.648529287	0.24792091	0.73430881	0.21569119	0.95
59.5495094	0.14	0.86	853.733637	145.9584	0.95448703	1.81112799	0.60056014	0.379961372	3.96112675	1.07194735	5.28397992	0.24446839	0.73975719	0.21024281	0.95
59.1310213	0.15	0.85	841.8927958	143.1461	0.95568915	1.813409	0.60012056	0.379498579	3.77278716	1.08122915	4.962941134	0.24183392	0.74444117	0.20555883	0.95
58.7639987	0.16	0.84	831.6156467	140.7178	0.95674593	1.81541422	0.5997818	0.379092231	3.60029231	1.09092485	4.678217838	0.23986327	0.74851485	0.20148515	0.95
58.4392691	0.17	0.83	822.6059476	138.5986	0.95768288	1.81719208	0.59948162	0.378732273	3.44201707	1.10102057	4.42409952	0.23843744	0.75209692	0.19799308	0.95
58.149471	0.18	0.82	814.6309801	136.7306	0.9585206	1.81878163	0.59921336	0.378410752	3.29651081	1.11150443	4.195999741	0.23746347	0.75527995	0.19472005	0.95
57.8886576	0.19	0.81	807.5662121	135.0677	0.95927578	1.82021459	0.59897163	0.378121142	3.16248284	1.12236638	3.990194594	0.23686793	0.75813697	0.19186303	0.95
57.6519967	0.2	0.8	801.0841111	133.5739	0.95996206	1.8215168	0.59875204	0.377858148	3.03878672	1.13359804	3.803630869	0.23659228	0.76072617	0.18927383	0.95
57.4355409	0.21	0.79	795.2458674	132.2199	0.96059061	1.82270946	0.59855099	0.377617438	2.92440482	1.14519253	3.633782577	0.23658944	0.76309434	0.18690566	0.95
57.2360509	0.22	0.78	789.8951895	130.9825	0.96117063	1.82381003	0.59836553	0.377395451	2.81843382	1.15714443	3.478542684	0.23682129	0.76527939	0.18472061	0.95
57.0508573	0.23	0.77	784.9359664	129.8426	0.9617097	1.82485291	0.5981932	0.377189251	2.72007136	1.1694496	3.336140303	0.23726599	0.76731227	0.18268773	0.95
56.8777526	0.24	0.76	780.3568072	128.7848	0.96221413	1.82579907	0.598032	0.376996403	2.62860406	1.18210513	3.205076676	0.23787502	0.7692184	0.1807816	0.95
56.7149051	0.25	0.75	776.0519433	127.7964	0.96268916	1.82669142	0.59788024	0.376814887	2.54339691	1.1951093	3.084075175	0.23864161	0.77101879	0.17898211	0.95
56.5607908	0.26	0.74	771.9953413	126.8670	0.96313914	1.82754526	0.59773651	0.376643022	2.46388379	1.20846146	2.972041891	0.23955285	0.77273089	0.17726911	0.95
56.4141389	0.27	0.73	768.1508271	125.9879	0.96356772	1.82835849	0.59759965	0.376479401	2.3895929	1.22216202	2.868034285	0.24059006	0.77436926	0.17563074	0.95
56.2738872	0.28	0.72	764.4884359	125.1521	0.96397796	1.82913692	0.59746867	0.376322852	2.31997137	1.2362124	2.771236052	0.24174154	0.77594609	0.17405391	0.95
56.1391465	0.29	0.71	760.9828642	124.3536	0.96437241	1.82988537	0.59734277	0.376172391	2.25471511	1.25061502	2.680936815	0.24229764	0.77747168	0.17252832	0.95

Figura 6.1 Tabla de cálculos desarrollados en Excel (parte 1)

56.0091715	0.3	0.7	757.613486	123.5875	0.96475321	1.83060794	0.59722124	0.376027191	2.19342715	1.26537323	2.596515604	0.24435046	0.77895468	0.17104532	0.95
55.8833362	0.31	0.69	754.3627361	122.8496	0.96512217	1.83130804	0.59710352	0.37588656	2.13578085	1.28049132	2.517427317	0.24579352	0.78040247	0.16959753	0.95
55.761115	0.32	0.68	751.215976	122.1365	0.9654808	1.83198854	0.59698981	0.375749915	2.0848209	1.29597453	2.443191567	0.24732162	0.7818213	0.1681787	0.95
55.6420658	0.33	0.67	748.1609255	121.4454	0.96583038	1.83265187	0.59687762	0.375616767	2.0302656	1.31182899	2.373383426	0.24893055	0.78312653	0.16678347	0.95
55.5258164	0.34	0.66	745.187269	120.7737	0.96617199	1.83330006	0.59676869	0.375486703	1.98189169	1.32806177	2.307625714	0.25061706	0.78459274	0.16540726	0.95
55.4120536	0.35	0.65	742.2863298	120.1195	0.96650652	1.83399343	0.59666203	0.375359375	1.93614346	1.34468084	2.245582536	0.25237863	0.78595389	0.16404611	0.95
55.3005136	0.36	0.64	739.4508003	119.4809	0.96683474	1.83455762	0.59655741	0.375234492	1.89228431	1.36169513	2.186953832	0.25421347	0.78730338	0.16269662	0.95
55.1909741	0.37	0.63	736.6745169	118.8567	0.96715729	1.83516966	0.59645461	0.375111806	1.85175578	1.37911448	2.131470772	0.25612034	0.78864419	0.16135581	0.95
55.0832472	0.38	0.62	733.9522724	118.2455	0.9674471	1.83577196	0.59635346	0.37499111	1.8127561	1.39649971	2.078891841	0.25809855	0.7897989	0.1600211	0.95
54.9771746	0.39	0.61	731.2796581	117.6464	0.96778747	1.83636541	0.59625381	0.374872228	1.77573608	1.41521262	2.028999489	0.26014787	0.7913098	0.1586902	0.95
54.8726223	0.4	0.6	728.6529324	117.0583	0.96809593	1.83695072	0.59615555	0.374755011	1.7405025	1.43391601	1.981597272	0.26226849	0.79263891	0.15736109	0.95
54.7694766	0.41	0.59	726.0698907	116.4807	0.96840045	1.83752853	0.59605856	0.374639334	1.70695193	1.45307371	1.936507384	0.26446097	0.79396803	0.15603197	0.95
54.6676408	0.42	0.58	723.5248619	115.9128	0.96870128	1.83809935	0.59596276	0.37452509	1.67497197	1.47270063	1.893568531	0.26672624	0.79529878	0.15470122	0.95
54.5670323	0.43	0.57	721.0184991	115.3540	0.96899867	1.83866364	0.59586807	0.374412187	1.64445975	1.49281277	1.852634086	0.26906551	0.79663266	0.15336734	0.95
54.4675802	0.44	0.56	718.5476422	114.8039	0.96929282	1.83922179	0.59577443	0.374300547	1.61532102	1.51342731	1.813570486	0.27148033	0.79797101	0.15202899	0.95
54.3692229	0.45	0.55	716.1106713	114.2621	0.96958391	1.83977413	0.59568178	0.374190102	1.58746934	1.5345626	1.776255837	0.2739725	0.79931513	0.15068487	0.95
54.2719067	0.46	0.54	713.7059763	113.7282	0.96987208	1.84032095	0.59559007	0.374080793	1.56082533	1.55623825	1.740578693	0.27654908	0.8006662	0.1493338	0.95
54.1755841	0.47	0.53	711.332166	113.2019	0.97015749	1.8408625	0.59549925	0.373972567	1.53531602	1.57847518	1.706436983	0.27919739	0.80202538	0.14797462	0.95
54.080212	0.48	0.52	708.9879839	112.6828	0.97044024	1.84139902	0.59540929	0.373865378	1.5108743	1.60129568	1.67373707	0.28193501	0.80339379	0.14660621	0.95

52.4863039	0.66	0.34	670.7130997	104.3038	0.97519031	1.85041221	0.59390008	0.372069266	1.2014129	2.1478485	1.259067763	0.35004493	0.83098472	0.11901528	0.95
52.4022763	0.67	0.33	668.7420274	103.8773	0.97544201	1.85088982	0.59382022	0.371974331	1.18953203	2.18852775	1.242953222	0.35521619	0.83277866	0.11722134	0.95
52.31845	0.68	0.32	666.7802831	103.4533	0.97569324	1.85136652	0.59374051	0.3718796	1.17807743	2.2306925	1.227373132	0.36058209	0.83461373	0.11538627	0.95
52.2347798	0.69	0.31	664.8267705	103.0316	0.97594413	1.85184259	0.59366093	0.37178502	1.16703681	2.27442437	1.212308307	0.36615248	0.83649273	0.11350272	0.95
52.1512204	0.7	0.3	662.8804065	102.6119	0.97619482	1.85231827	0.59358142	0.371690541	1.15639894	2.31981052	1.197740938	0.37193781	0.83841866	0.11158134	0.95
52.0677273	0.71	0.29	660.94013	102.1940	0.97644544	1.85279381	0.59350194	0.371596112	1.14615357	2.36694409	1.183654518	0.37794928	0.84039471	0.10960529	0.95
51.9842569	0.72	0.28	659.0049126	101.7777	0.97669612	1.85326947	0.59342245	0.371501685	1.1362914	2.4159247	1.170033775	0.38419887	0.84242432	0.10757568	0.95
51.900767	0.73	0.27	657.0737687	101.3627	0.97694699	1.85374549	0.59334292	0.371407211	1.12680401	2.46685896	1.156864618	0.39069937	0.84451117	0.10548883	0.95
51.8172175	0.74	0.26	655.1457693	100.9489	0.97719816	1.85422209	0.59326329	0.371312645	1.1176838	2.51986103	1.144134085	0.39746453	0.84665922	0.10334078	0.95
51.733571	0.75	0.25	653.2200551	100.5361	0.97744976	1.85469949	0.59318355	0.371217945	1.10892399	2.5750533	1.131830299	0.4045091	0.84887272	0.10112728	0.95
51.6497933	0.76	0.24	651.2958529	100.1241	0.97770188	1.85517788	0.59310365	0.371123071	1.10051854	2.63256701	1.119942436	0.41184895	0.85115625	0.09884375	0.95
51.5658546	0.77	0.23	649.3724928	99.7127	0.97795461	1.85565744	0.59302356	0.371027991	1.09246211	2.69254309	1.108460692	0.41950116	0.85351473	0.09648527	0.95
51.4817301	0.78	0.22	647.4494279	99.3019	0.97820804	1.85613832	0.59294327	0.370932675	1.08475006	2.75513294	1.097376263	0.42748416	0.85595349	0.09404651	0.95
51.3974013	0.79	0.21	645.5262559	98.8915	0.97846221	1.85662061	0.59286275	0.370837102	1.07737841	2.82049936	1.086681331	0.43581785	0.85847825	0.09152175	0.95
51.3128566	0.8	0.2	643.6027436	98.4815	0.97871716	1.85710438	0.59278199	0.37074126	1.07034378	2.88881759	1.076369056	0.44452378	0.86109524	0.08890476	0.95
51.2280933	0.81	0.19	641.6788534	98.0720	0.97897291	1.85758966	0.592701	0.370645145	1.06364341	2.96027638	1.066433573	0.45362529	0.86381119	0.08618881	0.95
51.1431185	0.82	0.18	639.7547744	97.6629	0.97922943	1.85807641	0.59261977	0.370548764	1.05727511	3.03507925	1.056870004	0.46314776	0.86663314	0.0833666	0.95
51.0579509	0.83	0.17	637.8309552	97.2543	0.97948667	1.85856451	0.59253832	0.37045214	1.05123725	3.11344586	1.04767447	0.47311876	0.86956981	0.08043019	0.95
50.9726226	0.84	0.16	635.9081424	96.8464	0.97974453	1.8590538	0.59245669	0.370355307	1.04552874	3.19561345	1.038844119	0.48356837	0.87262906	0.07737094	0.95
50.8871813	0.85	0.15	633.987423	96.4395	0.98000287	1.85954399	0.59237492	0.37025832	1.040149	3.28183857	1.03037716	0.49452943	0.87526209	0.07417941	0.95
50.8016922	0.86	0.14	632.0702719	96.0338	0.98026149	1.86003471	0.59229307	0.370161254	1.03509798	3.37239883	1.022272906	0.50603786	0.8791547	0.0708453	0.95
50.7162413	0.87	0.13	630.1586062	95.6297	0.98052012	1.86052548	0.59221123	0.370064205	1.03037612	3.46759498	1.014531839	0.51813308	0.8826427	0.0673573	0.95
50.6309377	0.88	0.12	628.2548462	95.2278	0.98077845	1.86101565	0.59212949	0.369967297	1.02598434	3.56775315	1.007155675	0.53085839	0.88629699	0.06370301	0.95
50.5459175	0.89	0.11	626.3619848	94.8287	0.98103606	1.86150446	0.592048	0.369870686	1.02192404	3.67322729	1.000147457	0.54426148	0.89013124	0.05986876	0.95
50.4613473	0.9	0.1	624.4836664	94.4331	0.98129244	1.86199093	0.59196691	0.369774561	1.01819711	3.78440193	0.993511665	0.55839502	0.8941605	0.0558395	0.95
50.3774291	0.91	0.09	622.6242776	94.0420	0.98154697	1.8624739	0.59188641	0.369679152	1.01480587	3.90169523	0.987254335	0.57331728	0.89840144	0.05159856	0.95
50.2944046	0.92	0.08	620.7890507	93.6563	0.98179892	1.86295198	0.59180673	0.369584735	1.01175313	4.02556234	0.981383224	0.58909293	0.90287257	0.04712743	0.95
50.2125622	0.93	0.07	618.9841838	93.2776	0.98204741	1.86342349	0.59172816	0.369491638	1.00904212	4.15649914	0.975907987	0.60579389	0.90759443	0.04240557	0.95
50.1322425	0.94	0.06	617.2169793	92.9071	0.9822914	1.86388465	0.59165103	0.369400251	1.00676554	4.29504631	0.970840399	0.62350041	0.91258998	0.03741002	0.95
50.0538472	0.95	0.05	615.4960056	92.5467	0.98252966	1.86433855	0.59157571	0.36931103	1.00466055	4.44179395	0.966194616	0.64230229	0.91788489	0.03211511	0.95
49.9778476	0.96	0.04	613.831286	92.1985	0.98276075	1.86477705	0.59150268	0.369224516	1.00299872	4.59738656	0.961987489	0.66230027	0.92350799	0.02649201	0.95
49.9047953	0.97	0.03	612.234521	91.8649	0.98298299	1.86519873	0.59143245	0.369141338	1.00169608	4.76252857	0.958238933	0.68360782	0.92949177	0.02050823	0.95
49.8353351	0.98	0.02	610.7193513	91.5486	0.98319438	1.86559895	0.59136565	0.369062231	1.00075808	4.93799044	0.954972386	0.7063531	0.93587294	0.01412706	0.95
49.7702191	0.99	0.01	609.3016705	91.2529	0.98339264	1.86597604	0.59130301	0.368988057	1.00019662	5.12461529	0.952215339	0.73068143	0.94269319	0.00730681	0.95
49.7103249	1	0	607.999998	90.9817	0.98357507	1.8663222	0.59124538	0.368919818	1	5.32332613	0.949999997	0.75675822	0.95	0	0.95

Figura 6.3. Tabla de cálculos desarrollados en Excel (parte 1)

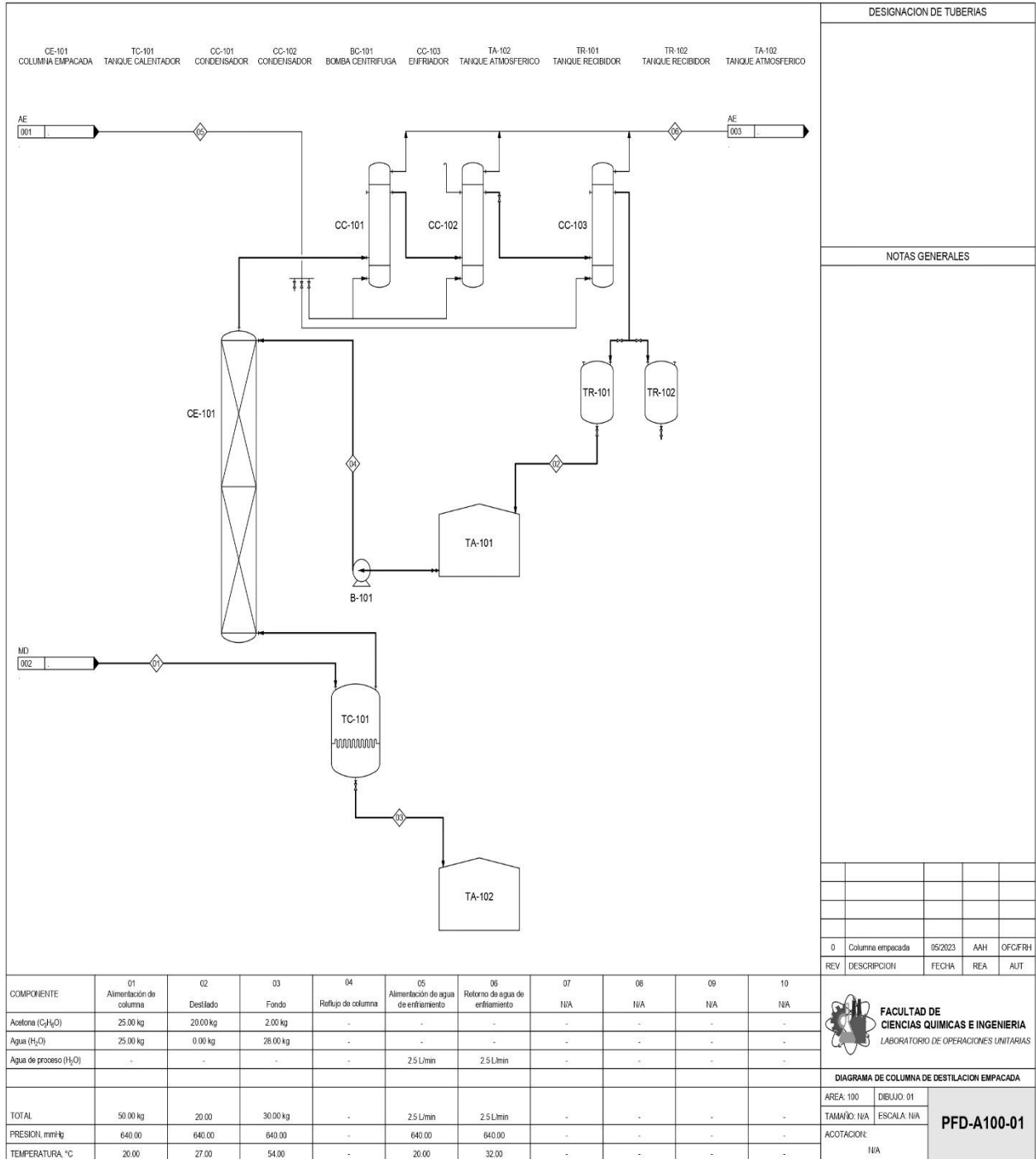


**6.4 Fotografía de la columna de destilación empacada en la que se trabajó durante este proceso.**



*Figura 6.4. Columna de destilación empacada utilizada para la tesis.*

# 6.5 Diagrama PFD



## 6.6 Índice de figuras.

Figura 1.1. Diagrama de destilación flash.....	13
Figura 1.2. Circulaciones y composiciones de la columna. (a) por encima de la alimentación. (b) por debajo de la alimentación. ....	15
Figura 1.3 Diagrama McCabe – Thiele .....	19
Figura 1.4 Reflujo total. ....	20
Figura 1.5 Reflujo mínimo. ....	21
Figura 1.6 Eficiencia de la etapa.....	22
Figura 1.7 Diagrama de equilibrio entalpia – composición.....	23
Figura 1.8 Columna de rectificación general .....	24
Figura 1.9 Desarrollo del método Ponchon y Savarit para una columna sencilla .....	25
Figura 1.10 Diseño típico de columna empacada. (Theodore et al., 2017)	31
Figura 2.1 Flujo a través del plato de alimentación para diversas condiciones de alimentación. ....	39
Figura 2.2 Relación entre los flujos por encima y por debajo de la entrada de alimentación.....	40
Figura 2.3 Efecto de la condición de alimentación en la línea de alimentación.....	42
Figura 2.4 Método para escalonar el número de platos teóricos y localización del plato de alimentación.....	43
Figura 3.1 Eficiencia de la etapa.....	64
Figura 6.1 Tabla de cálculos desarrollados en Excel (parte 1).....	III
Figura 6.2. Tabla de cálculos desarrollados en Excel (parte 2).....	III
Figura 6.3. Tabla de cálculos desarrollados en Excel (parte 1).....	IV
Figura 6.4. Columna de destilación empacada utilizada para la tesis. ....	V



## 6.7 Índice de graficas.

Gráfica 1: Curva de equilibrio de x vs y.....	56
Gráfica 2: Líneas de operación. ....	61
Gráfica 3: Etapas teóricas por el método McCabe – Thiele.....	62
Gráfica 4: Curva de equilibrio para número de etapas reales.....	69
Gráfica 5: Numero de etapas reales. ....	70



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DEL  
ESTADO DE MORELOS



Facultad de Ciencias  
Químicas e Ingeniería

## FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS e INGENIERÍA

Programas educativos de calidad reconocidos por CIEES, CACEI y CONACYT  
SGI certificado en la norma ISO 9001:2015 e ISO 21001:2018

FORMA T4  
NOMBRAMIENTO COMITÉ REVISOR

Cuernavaca, Mor., a 19 de octubre de 2023

**DR. JOSÉ LUIS GUTIÉRREZ DÍAZ**  
**DR. ORLANDO FUENTES CASTAÑEDA**  
**DR. FABIAN JESÚS RENDÓN HERNÁNDEZ**  
**DRA. FERNANDA MORALES GUZMÁN**  
**MTRA. ANGÉLICA GALINDO FLORES**  
**P R E S E N T E**

Me permito comunicarles que han sido designados integrantes del **COMITÉ REVISOR** de la TESIS titulada:

Rehabilitación y acondicionamiento del sistema de separación para mezclas de bajo punto de ebullición para el LOU.

Dirigida por el **DR. ORLANDO FUENTES CASTAÑEDA** y **DR. FABIÁN JESÚS RENDÓN HERNÁNDEZ**.

Que presenta (el) o (la) **C. ADOLFO ARCE HERNÁNDEZ**, del programa educativo de la **LICENCIATURA en INGENIERÍA QUÍMICA**

ATENTAMENTE  
*Por una humanidad culta*

**DRA. VIRIDIANA AYDEÉ LEÓN HERNÁNDEZ**  
**DIRECTORA**

Se anexa firma electrónica

### D I C T A M E N

**DRA. VIRIDIANA AYDEÉ LEÓN HERNÁNDEZ**  
**DIRECTORA DE LA FCQeI**  
**P R E S E N T E**

En respuesta a su amable solicitud para emitir DICTÁMEN sobre el trabajo que se menciona, me permito informarle que nuestro voto es:

VOTO	NOMBRE
Aprobatorio	<b>DR. JOSÉ LUIS GUTIÉRREZ DÍAZ</b>
Aprobatorio	<b>DR. ORLANDO FUENTES CASTAÑEDA</b>
Aprobatorio	<b>DR. FABIAN JESÚS RENDÓN HERNÁNDEZ</b>
Aprobatorio	<b>DRA. FERNANDA MORALES GUZMÁN</b>
Aprobatorio	<b>MTRA. ANGÉLICA GALINDO FLORES</b>

Se anexan firmas electrónicas de cada revisor, en las cuales se incluye la fecha y hora que se ha emitido el voto aprobatorio.

VALH/fmg



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DEL  
ESTADO DE MORELOS

Se expide el presente documento firmado electrónicamente de conformidad con el ACUERDO GENERAL PARA LA CONTINUIDAD DEL FUNCIONAMIENTO DE LA UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DEL ESTADO DE MORELOS DURANTE LA EMERGENCIA SANITARIA PROVOCADA POR EL VIRUS SARS-COV2 (COVID-19) emitido el 27 de abril del 2020.

El presente documento cuenta con la firma electrónica UAEM del funcionario universitario competente, amparada por un certificado vigente a la fecha de su elaboración y es válido de conformidad con los LINEAMIENTOS EN MATERIA DE FIRMA ELECTRÓNICA PARA LA UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE ESTADO DE MORELOS emitidos el 13 de noviembre del 2019 mediante circular No. 32.

### Sello electrónico

**VIRIDIANA AYDEE LEON HERNANDEZ** | Fecha:2023-10-20 15:00:40 | Firmante

XvRgyWWaaMY1gsJpTkX1xGKC reptqLAQtTJ+Cs0j4stem2en5FITi/ujG8SqCUI+n9uLyWw+QDySf52bo09mC1gZNNpr1jaqJeytuwAuKHgelygP+H5faleY46aEPOpiNasmOLt9RHJFEbVbpre8ZPhVW38g6llwkioT4SeSIM0dKFv5YokEl3sFlf9uQB3Zo/MGcnc9YAo4vmrBL7VWvNa0K6G9Rkr4SgNwNLetNjv+ons77hpraBQRvzPWPA6KE/hw1pF7OU8cqqx8lz0psjwlqiltHTpT5Z4CKqouUhgD3i7PzdHz5fUodxHYO+mRgefulNplwElQFtOgKg==

Puede verificar la autenticidad del documento en la siguiente dirección electrónica o escaneando el código QR ingresando la siguiente clave:



[RAy2hSdq6](#)

<https://efirma.uaem.mx/noRepudio/22cyKKy8qNGw9YPYaGW6J0yGmQfYOHNy>





UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DEL  
ESTADO DE MORELOS

Se expide el presente documento firmado electrónicamente de conformidad con el ACUERDO GENERAL PARA LA CONTINUIDAD DEL FUNCIONAMIENTO DE LA UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DEL ESTADO DE MORELOS DURANTE LA EMERGENCIA SANITARIA PROVOCADA POR EL VIRUS SARS-COV2 (COVID-19) emitido el 27 de abril del 2020.

El presente documento cuenta con la firma electrónica UAEM del funcionario universitario competente, amparada por un certificado vigente a la fecha de su elaboración y es válido de conformidad con los LINEAMIENTOS EN MATERIA DE FIRMA ELECTRÓNICA PARA LA UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE ESTADO DE MORELOS emitidos el 13 de noviembre del 2019 mediante circular No. 32.

### Sello electrónico

**JOSE LUIS GUTIERREZ DIAZ | Fecha:2023-10-26 12:39:16 | Firmante**

esDG6TjAxo0PejmJofzmn4PpjHwM4bZQcBW9V8VAdLBBAkIRu3rzGA1MGvaWKPRHWltpMF0gNgDjvBi8kFVwQHx73Xa7ZGkXb3QrRcvCXfOuzuAXfpiQZUY3bfKIUXLaYqe8T/st1UTYhAX1jT2EnTqkdkbA054xOsoeh8sclQUPHmjnu16KKxp0i9cfcc53I3zU7CyMvV1I0ivhk9buTF97toQVChG0yyMqyVlhorgMwWg2Q3y/zFOoHL7aJvnqOLKpjhdNGBrvG4X8vQSeDadc0c+i2KHnA/MwCaiKlq34ARoRtQKRlhNuhAhDucZPbLbm5u52BCCzUV4ZNHQ==

**FABIAN JESUS RENDON HERNANDEZ | Fecha:2023-10-26 16:20:02 | Firmante**

mq1Rysa0QllheicHk5FEFD3G39I8+MAJ/y5RahrK82DRDU1I0vaMBmpqQdbuqCT89fZjycZ98XIQihdZVu6gCrnTkN0QevXMZLqlaQt25RhJnPh/ukBcnV01bGTO+K33s+I2fQBr8IsHHCd2aVMdWPuCBKIBWDAyhJM5lk3dKer8blUjLoRphDFNs+4SOUdiNuVcwR/ZhHv0H4e5fW+aXF4uVPisiNTXOYO07Iw29SogJ0Z8J/rq9nqeXTsyZ18RNELiBL70G4jLw8XDn+P9OIP2wofIT6NxbfsW31G+XhpwEYV1rjkph6G0d6VTjGOUd1gKbqBbBtx0RZHPpUwg==

**ANGELICA GALINDO FLORES | Fecha:2023-10-26 17:11:55 | Firmante**

ukZs8HvOGxTetli7zeHff72xcTS4wXC1OkfhkZtzFP/PIAWTvzbCUvLoZTlhtFXGNT//m6WBA7SII6y/NBu0TLgtAGZqTD6sBdU/O/Ehayo0O4XTLXGd7nTjwianSjx6Lmb7LcxBJXhgmtP2WD2Ua4dJao3JSyFXb+X0XDtbzBXylf9pPG3hYQKe2dc2XZk92A3S1Egzm6I9TSw5+ejvPX82kmGv4G/fzS9YKcClqHLyCzYsBkLqedotNjxD7/tYEaaQTTbSbFDAJcBDPJEO+wlbdWPEwH7OchQZM7240va5OmvdTPEyX3+94hsl5hS8kh9Jp+bOqmYjD20BzaQ==

**ORLANDO FUENTES CASTAÑEDA | Fecha:2023-10-27 15:31:06 | Firmante**

qL/PRQ3RtgkR8jTCeGsUszprGtA2oMmAR+w8Vv35YVKZ3OGM4UoA00UD7otLSTzs6gQYSkltLcjizyZYLQ2sSL3n8Iurp8Td0EObby9EaS8KF84S0nT9Lv++6Jizv1a+0BIfGlo1sZvkTfDRenNxe4fUmYdbjZX9esxn3RDVdLGNw0E+pHEE/cQRiX8DDKe6tYXw8u7x7j/OteRh6Qx2nBiz8WA9H4IwUSDf698aDa8tkD5t8gQYoPys9ItOKTmcPqx+bgTYaOICShWJ2wqlcCaOmSPMtr+5JqwJvPgW4cvbDYe9DHmARItXrdJUiAOOIc/fujaS32cdQWXMEDbA==

**FERNANDA MORALES GUZMAN | Fecha:2023-11-07 10:32:25 | Firmante**

IAC85beTb9MIO79+k281gD/7pAt4dbkvUVWRM0fjsASznW8p/82XA0duNiowzmvFTOmYw8+BJPKR2VHcPPN/KmvoZX/pCITBKellPwJUkaDZrd1wcAH/U7DbcnUsW5J+BdW06CfWCEuDKwYXKSkbMC+SX5SqKOLhCuP79IxcdP/XTUJIm/pyG0qzGnMSJEjrdP/E5cEDAkaNxuKG4RjeEjcGcbzgwUcgTomf22+k3yWyulyN38UK2m29FnDK4Lk8lJvIG6XfCtr487zNhw97fCQTIxbPLQLSaDJPT72673H5bFsuKxEZRq+YbCscrmxUYtYar2toma1JlI24VMYQ==

Puede verificar la autenticidad del documento en la siguiente dirección electrónica o escaneando el código QR ingresando la siguiente clave:



M3Akf9uQm

<https://efirma.uaem.mx/noRepudio/1QxvrlvBAYCrAwgpNwC2o16AZLS4ZS63>

