

REPÚBLICA DE CUBA
MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO
FACULTAD DE METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA METALÚRGICA

TRABAJO DE DIPLOMA



**TÍTULO: MODELACIÓN TEÓRICA FÍSICO-MATEMÁTICA DE LA
COLUMNA DE DESTILACIÓN MULTICOMPONENTE**

AUTOR: KIEN NGUYEN BA

TUTORES: Dr.C. DANIEL GUZMÁN DEL RÍO

Dr.C. MERCEDES SOSA MARTINEZ

“AÑO 50 DE LA REVOLUCIÓN”

2008

PENSAMIENTO

“No hay nada más valioso que la Independencia, la Libertad”

HO CHI MINH

“Estudiar, estudiar más, estudiar siempre”

VLADIMIR ILICH LENIN

DEDICATORIA

A mi querida patria
A mis queridos padres
A mis queridas hermanas
A mis familiares
A la memoria de mi amiga Thanh

El Autor.

AGRADECIMIENTOS

A mis tutores *Dr.C. Daniel Guzmán Del Río* y *Dr.C. Mercedes Sosa Martínez* por su empeño científico-metodológico en este trabajo.

A mis queridos profesores *Dr.C. Eulicer Fernández Marresma* y *Dr.C. Antonio Chang Cardona* por su valiosa ayuda en todos los momentos.

Al Decano *Dr.C Alberto Turro Breffe* por haberme apoyado muchísimo en el cumplimiento de mi plan de estudio.

Al Rector *Dr.C.Alfredo L.Coello Velázquez* por sus oportunos señalamientos.

Al *Dr. C. José Israel Rodríguez Domínguez* por enseñarme a ser más maduro en la vida profesional.

A mis Hermanos *Minh Nguyen Ngoc* y *Tu Le Manh* por su apoyo y ánimo en todos momentos difíciles.

A todos los profesores del Departamento de Metalurgia por haberme ayudado en todos momentos difíciles de mis estudios.

También mi agradecimiento a todos los profesores y trabajadores del ISMMM por hacerme sentir en familia.

Mis sinceros agradecimientos, muchas gracias.

El autor.

RESUMEN

En este trabajo se hizo un estudio de la columna de destilación para poder obtener un modelo matemático general que describa las interrelaciones entre las variables más importantes que rigen un proceso de destilación. En el capítulo 2 se estudió una columna de destilación binaria en forma simplificada para que pueda ver la estructura básica de las ecuaciones que intervienen en el modelo. En el capítulo 3 se obtuvo el modelo de una columna de destilación multicomponente que tengan multi-reflujos y multi-intercambiadores de calor. Dicho modelo fue obtenido por medio de balances de masa y energía, como también ciertas relaciones hidrodinámicas.

ABSTRACT

In this work a study of the distillation column was made to be able to obtain a general mathematical model that describes the interrelations among the most important variables that govern a distillation process. In the chapter 2 a column of binary distillation was studied in simplified form so that we can see the basic structure of the equations that they intervene in the model. In the chapter 3 was found the model of a column of distillation multi-component that has multi-refluxes and multi-exchanger of heat. This model was obtained by means of balances of mass and energy, as well as certain hydrodynamic relationships.

INDICE

	Pág.
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I. Marco Teórico – Metodológico de la Investigación	
1.1. Introducción	4
1.2. Estado del arte	4
1.3. Fundamentos de la modelación matemática de las columnas de destilación	5
1.3.1. Leyes fundamentales de la modelación matemática de destilación	8
1.3.1.1. Balance de materia de un sistema	8
1.3.1.2. Balance de componentes de una mezcla de un sistema	8
1.3.1.3. Balance de volumen de un sistema	9
1.3.1.4. Balance de energía de un sistema	10
1.3.1.5. Gases ideales	13
1.3.1.6. Relaciones de equilibrio	14
1.4. Conclusiones	14
CAPÍTULO II. Modelación del proceso de destilación binaria	
2.1. Introducción	15
2.2. Ecuaciones principales del proceso de destilación binaria	15
2.2.1. Hipótesis a considerar	16
2.2.2. Relaciones algebraicas del modelo	18
2.2.3. Desarrollo de las principales ecuaciones del modelo	20
2.3. Modelo de una columna de destilación	29
2.4. Conclusiones	34
CAPITULO III. Destilación multicomponente	
3.1. Introducción	
3.2. Balance de Masa	35
3.2.1. Balances de masa para el estado líquido	36
3.2.2. Balances de masa para el estado gaseoso	42
3.3. Análisis de los fluidos de la torre	44
3.4. Cálculo de los flujos gaseosos	50
3.5. Balance de energía	54
3.5.1. Análisis de las propiedades caloríficas del sistema	55
3.5.2. Pérdidas de energía en el sistema	57
3.6. Cálculos de los reflujo, bombas, e intercambiadores de calor	60
3.6.1. Caracterización de los reflujo	61
3.6.2. Cálculo de los reflujo sin intercambiadores de calor	61

3.6.3. Cálculo de los reflujos con rehervidores	62
3.6.4. Cálculo de los reflujos con condensadores	63
3.7. Variables de adaptabilidad del modelo	64
3.8. Descripción del modelo	65
3.9. Resumen de las variables del modelo	67
3.9.1. Variables definidas como entradas de los datos característicos	67
3.9.2. Variables definidas como entradas del sistema	69
3.10. Ecuaciones de estado	70
3.11. Conclusiones	71
CAPÍTULO IV. APORTES, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	
4.1. Aportes	72
4.2. Conclusiones	74
4.3. Recomendaciones	75
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	76
ANEXOS	

INTRODUCCIÓN

La destilación es la operación que incluye la evaporación parcial de la mezcla a separar y la condensación sucesiva de los gases formados, efectuada una o varias veces. Como resultado de la condensación se obtiene un líquido cuya composición se distingue con la mezcla inicial (Kasatkin, A.G., 1985). Esta operación es la más empleada en las refinerías de petróleo, industrias metalúrgicas y químicas. Por lo tanto una gran parte de la energía usada en estas fábricas es consumida por los procesos de destilación.

Simular un proceso por medio de una computadora hace posible la experimentación controlada en situaciones donde experimentos serían imprácticos o prohibitivos por el costo. Las funciones de un modelo matemático son generalmente consideradas como las de predicción y comparación para que de una manera lógica se puedan pronosticar ciertos resultados.

Cualquier planta de destilación puede ser manipulada por medio de una planta controladora para mejorar las respuestas del proceso. Esto se hace por medio de un dispositivo o controlador que hace llegar una retroalimentación a las entradas del sistema. Para el caso de la destilación podría ser una mejora en la pureza de los elementos o compuestos a destilar.

En la actualidad en la literatura se pueden encontrar técnicas de control, optimización e inteligencia artificial para columnas de destilación multicomponente. Un caso puede ser la aplicación de un identificador neuronal para la representación del sistema (Steck, J., 1991). Otro puede ser la aplicación de un control inteligente para poder llevar el sistema a las condiciones deseadas o requeridas (Musch, H.E., 1994). También se puede encontrar métodos de optimización para reducir los costos por capital de los productos destilados (Becerra, V.M., 1994) entre otros.

Para poder diseñar ó probar cualquier técnica de las antes mencionadas, se necesita tener un generador de señales reales (planta) para analizar las simulaciones o resultados del proceso. Por lo tanto el primer paso de vital importancia es encontrar un modelo matemático que describa el comportamiento de las columnas de destilación existentes.

Para que un modelo matemático pueda representar un proceso de destilación industrial lo más aproximado posible, se necesita calcular las variables más importantes que intervienen en el proceso de una forma general y precisa. Para esto el modelo deberá incluir balances de masa y energía para cada etapa o plato así como también fórmulas y leyes que estén validadas en la física moderna para los cálculos hidrodinámicos y termodinámicos.

Se han propuesto numerosos métodos para el modelado y simulación de procesos de separación en arreglos de múltiples etapas. En la mayoría de ellos deben utilizarse algoritmos computacionales ya que involucran sistemas de ecuaciones de elevada dimensión. El modelo matemático se desarrolla a partir de los balances de materia y energía y de las relaciones de equilibrio, pudiéndose complicar tanto como se desee, incluyendo términos como eficiencia de etapa, caídas de presión, reacciones químicas, mezclado en los platos, etc.

En general, la complejidad que plantean los modelos que contemplan efectos de mezclado, pérdidas de calor a través de las paredes y caídas de presión, entre otros factores, hacen dificultosa la resolución. Por esta razón se han propuesto modelos simplificados en mayor o menor grado.

Según se conoce, para modelar cualquier sistema, entre ellos los equipos de separación de mezclas multicomponentes, los ingenieros recurren a un modelo. También se sabe que pueden existir, para el mismo fenómeno a describir, varios modelos, según el conjunto de hipótesis y la estrategia de modelado seleccionada.

En efecto, tradicionalmente a una columna de destilación o cualquier equipo de separación multicomponente se le asocia a una cascada de etapas. En otros términos, los modelos tradicionales involucran *naturalmente* el concepto de etapas, que si bien parecen corresponderse aceptablemente a un equipo de bandejas o platos, no podemos afirmar lo mismo acerca de la alternativa tecnológica que emplea rellenos, cualquiera sea su tipo. Aquí el problema es que las corrientes de líquido y vapor fluyen en contracorriente intercambiando calor y materia en forma continua, no a tramos como lo impone el concepto de etapas, ya sean teóricas o afectadas por una eficiencia de separación (Warren, 1988). Por lo tanto, para este caso, el concepto de etapas no parece el más natural, y no pocos problemas han creado en el diseño de ciertos equipos el tratar de hacer corresponder los resultados de los modelos existentes (en la mayoría discretos o por etapas) con la realidad del sistema de relleno a utilizar en la columna. Esta situación puede explicarse en función de lo arraigado que históricamente se encontraba el concepto de etapas, en el momento de la aparición de la alternativa tecnológica basada en rellenos.

El problema científico del presente trabajo: *Está dado en que existen hoy en día una gran variedad de diseño de columnas de destilación y es necesario encontrar un modelo matemático que pueda adaptarse a cualquier condición de trabajo. Por lo tanto*

se necesita que sea para casos generales y no incluya restricciones en el número de platos, tipos de mezclas a destilar, número de componentes de la mezcla, las medidas físicas de la torre, cantidad, longitud y dirección de los reflujos internos, lugar y tipos de intercambiadores de calor, entre otros.

El objetivo del presente trabajo es: Modelar teóricamente las columnas de destilación binaria y multicomponente.

Para lograr el objetivo del trabajo fueron planteados los siguientes **objetivos específicos:**

- ✓ Revisar el estado del arte de la modelación matemática en el campo de la ingeniería química y propiamente de las columnas de destilación
- ✓ Establecer las principales características de los sistemas de destilación
- ✓ Realizar un análisis de las principales variables de un sistema de destilación
- ✓ Obtener el modelo matemático de una columna de destilación binaria
- ✓ Obtener el modelo matemático de una columna de destilación multicomponente

La hipótesis científica del trabajo parte del hecho de que: Con la caracterización adecuada de las columnas de destilación es factible conformar modelos matemáticos, que permitan describir el comportamiento e interrelación de los principales parámetros en la destilación binaria y multicomponente.

Los **métodos de investigación** utilizados son los siguientes:

1. Método de investigación bibliográfica que reporta la modelación matemática de las columnas de destilación.
2. Método de investigación teórica para caracterizar el objeto de estudio así como sus principales variables.
3. Método de la modelación matemática de las columnas de destilación basado en los principios físico-químicos.

Los **resultados esperados** del trabajo son los siguientes:

1. Lograr comprender los aspectos esenciales de la modelación matemática en la ingeniería.
2. Obtener el modelo matemático de una columna de destilación binaria.
3. Obtener el modelo matemático de una columna de destilación multicomponente.

CAPÍTULO I

Marco Teórico-Metodológico de la investigación

1.1. Introducción

El marco teórico-metodológico como parte importante en la caracterización del objeto de estudio permite detectar de forma preliminar las diferentes características e interacciones que existen entre los múltiples elementos vinculados presentes en la investigación a realizar.

El objetivo del presente capítulo es establecer el Marco Teórico - Metodológico de la Investigación, a partir del análisis de los trabajos precedentes, la metodología seguida para su ejecución así como la base teórica que sustenta la investigación de la modelación de las columnas de destilación.

1.2. Estado de arte

Una investigación científica de acuerdo a lo planteado por Aróstegui, J. M. y otros en 1975, en cualquier área del conocimiento debe siempre estar sustentada por una investigación empírica y por una investigación teórica, de ahí que sea necesario utilizar los métodos que caracterizan a cada una de ellas para desarrollar científicamente las mismas a partir de una clara caracterización del objeto, del planteamiento del problema, los objetivos, la hipótesis y las tareas.

Para desarrollar la investigación fueron consultados diferentes trabajos y estudios, orientando la revisión bibliográfica en dos líneas fundamentales; por una parte, la información relacionada con el enfoque teórico y metodológico del estudio a realizar y por otra, los trabajos que sobre el tema de la modelación matemática de las columnas de destilación.

En 1832, Coffey fue uno de los primeros en fabricar alambiques comerciales o destiladores para la producción de alcohol utilizando solamente sus principios fundamentales. Fue hasta 1893, que Sorel, Rayleigh y Lewis empezaron con el estudio sistemático de las columnas de destilación. Estos primeros estudios fueron resueltos manualmente por medio de algoritmos cortos y soluciones gráficas.

Con la introducción de la computadora digital y el desarrollo del control en las cuatro últimas décadas se han realizado estudios más profundos sobre la dinámica de sistemas de destilación. Uno de los primeros en formalizar un algoritmo matemático en un computador fue Peiser en 1962. Otros estudios importantes fueron los de

Rosenbrock en 1960, Rademaker y Rijnsbrock en 1975. Estas personas se consideran los pioneros en la investigación del modelado dinámico, estabilidad, algoritmos de control y posibles soluciones del proceso de destilación.

En la década de los años 70, Rademaker escribió un artículo sobre la dinámica y control de columnas de destilación con 300 referencias citadas antes de 1973. En este libro presentó un excelente material describiendo los balances de masa y de energía para cada plato o etapa.

En la década de los noventa Kister (1990) presentó un libro sobre el modelado y control del proceso de destilación haciendo comentarios importantes en su implementación por la gran experiencia que tenía en el proceso. Skogestad en 1992 presentó una recopilación de la literatura existente, comentando la importancia de trabajar con modelos complejos y validados para la obtención de resultados eficientes.

En la actualidad existen publicados diferentes modelos basándose en diferentes teorías e hipótesis sobre la relación de equilibrio que debe existir entre las dos fases existentes. Se puede mencionar Fleischer y Prett en 1981, Cho y Joseph en 1984, Benallou, Seborg, Mellichamp y Kinoshita en 1986, Choe y Juyben y Kapoor y McAvoy en 1987, Medina Andrade y Rocha Uribe en 1996. La desventaja de utilizar estos modelos es que no están generalizados en la relación de equilibrio para el tipo de mezcla a utilizar y no utilizan multi-reflujos internos y multi-intercambiadores de calor.

1.3. Fundamentos de la modelación matemática de las columnas de destilación

El objetivo general de la destilación (Holman, 1988) consiste en separar los compuestos que tienen diferentes presiones de vapor a una determinada temperatura. La destilación, se refiere a la separación física de una mezcla líquida en dos o más fracciones que tienen distintos puntos de ebullición.

Si se calienta una mezcla líquida de dos materiales volátiles, el vapor que se separa tendrá una mayor fracción molar del material de menor punto de ebullición. Y así mismo el líquido tendrá una fracción molar mayor del material de mayor punto de ebullición. Considerando a la inversa, si se enfría un vapor caliente, el material de mayor punto de ebullición tiende a condensarse en mayor proporción que el material de menor punto de ebullición.

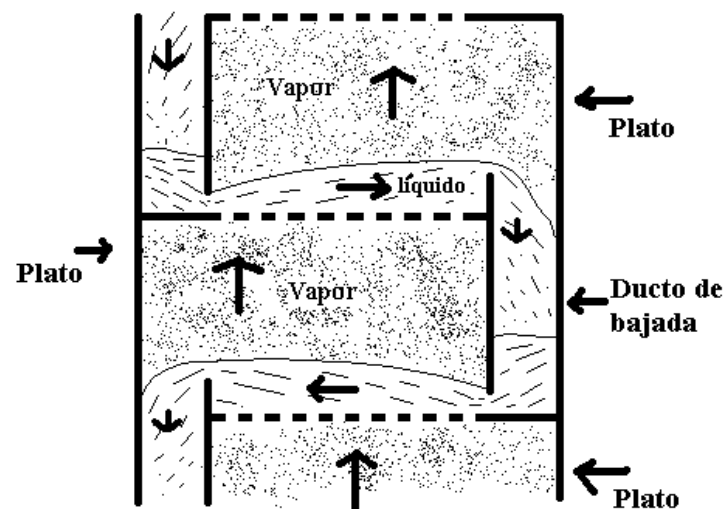


Figura 1.1. Interior de una columna de destilación con platos perforados.

El objetivo de la destilación es separar, mediante vaporización, una mezcla líquida de sustancias volátiles miscibles en sus componentes individuales, o bien, en algunos casos, en grupos de componentes. La destilación se puede realizar en la práctica siguiendo dos métodos fundamentales. El primero se basa en la producción de un vapor mediante la ebullición de la mezcla líquida que se desea separar, procediendo posteriormente a la condensación del vapor sin que nada del líquido retorne al rehervidor y se ponga en contacto con el vapor. El segundo método se basa en el retorno de parte del condensado al destilador, en condiciones tales que el líquido que desciende se pone en contacto con el vapor que va hacia el condensador. Estos dos métodos pueden ser llevados a cabo en forma continua o discontinua. En este trabajo se tomarán en cuenta los métodos continuos y los que utilizan retornos de líquidos por ser los procesos más utilizados por la industria.

Una columna de destilación consiste en un recipiente vertical con suficiente altura para que en su espacio interior hagan contacto las corrientes de vapor y el líquido con el propósito de que se efectúe una transferencia de masa entre las dos fases. Si bien el contacto de las dos fases en general se lleva a cabo mediante una serie de platos.

En condiciones normales de operación, una cierta cantidad de líquido se aloja en cada plato y existen dispositivos internos (empaques, válvulas o cachuchas) para que los vapores ascendentes pasen a través del líquido y hagan contacto con él. El líquido descendiente fluye del plato superior a través de un ducto de bajada, pasando al siguiente plato inferior como se muestra en la figura 1.1.

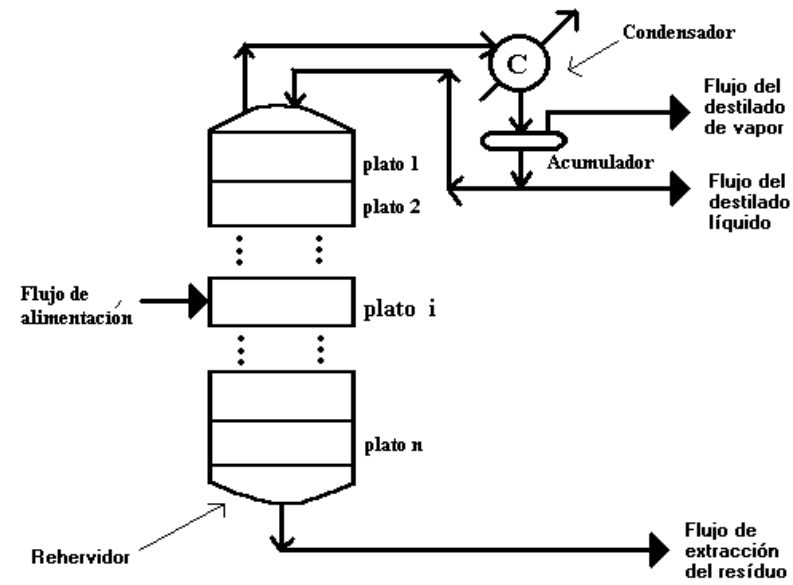


Figura 1.2. Esquema de una columna de destilación de n platos, un condensador y un rehervidor

En la figura 1.2 se muestra un esquema de una columna de destilación binaria típica (2 componentes en la mezcla). El flujo de alimentación entra en el plato i por medio de un conducto. El líquido empieza a deslizarse de platos superiores a inferiores dentro de la columna. Esta a su vez contiene un flujo de vapor en contra de la dirección del líquido teniendo así una transferencia de materia dando como resultado la evaporación del componente más ligero y la condensación del componente más pesado. Esta transferencia se efectúa en cada plato, obteniendo así dos mezclas con diferentes puntos de ebullición en la parte inicial y final de la torre de enfriamiento. El flujo de vapor que atraviesa la torre de destilación es producido por el calentamiento de la mezcla que se encuentra en el plato del fondo (plato n) por medio de un intercambiador de calor (rehervidor). Este flujo llega al plato del domo (plato #1) pasando directamente por un condensador obteniendo la mezcla en forma líquida. Esta mezcla tendrá que tener menor punto de ebullición que la que salga en el último plato. A estas se les conoce como mezcla ligera (destilado) y pesada (residuo) respectivamente.

En la actualidad se han construido columnas de destilación de 35 cm hasta 103 metros de altura, éstas últimas llegan a alcanzar hasta 3 metros de diámetro. Las presiones regulares de trabajo alcanzan cifras que varían de 0.02 atm hasta 35 atm correspondientemente.

1.3.1. Leyes fundamentales de la modelación matemática de destilación

1.3.1.1. Balance de masa de un sistema

La ley de la conservación de la masa expresa que la masa es indestructible, a lo cual no se debe vincular la condición de que no ocurran procesos nucleares. En una reacción química, la masa de productos es la misma que la de los reactivos. En un sistema cerrado la masa permanece constante. En un sistema abierto, podemos decir que durante cualquier unidad particular de tiempo (Warren, 1988):

(La masa que se encuentra en el tiempo 0) + (La masa que entra al sistema) = (La masa que se encuentra en el tiempo t) + (La masa que sale del sistema), como se muestra en las expresiones (1.1-1.4):

$$M(0) + \int_0^t m_{ent}(t) dt = M(t) + \int_0^t m_{sal}(t) dt \quad (1.1)$$

$$M(t) = \int_0^t [m_{ent}(t) - m_{sal}(t)] dt + M(0) \quad (1.2)$$

$$M(t) - M(0) = \int_0^t [m_{ent}(t) - m_{sal}(t)] dt \quad (1.3)$$

$$\frac{dM(t)}{dt} = m_{ent}(t) - m_{sal}(t) \quad (1.4)$$

La ecuación (1.4) se utiliza para el resto del trabajo.

1.3.1.2. Balance de componentes de una mezcla de un sistema

Cuando se habla de una mezcla se refiere a un conjunto de sustancias puras. Estas son aquellas cuyas moléculas son todas iguales. Un componente de una mezcla se le llama a un cuerpo o sustancia pura. Por lo tanto la masa total M de una mezcla es igual a la suma de las masas de cada componente m_j que lo forma. Esto es:

$$M = \sum_{j=1}^{NC} m_j \quad (1.5)$$

Donde NC es número de componentes o compuestos de la mezcla.

La composición x_j de un componente de una mezcla o solución es el porcentaje puntual que contiene la masa de ese elemento y se obtiene dividiendo la masa del componente entre la masa total.

$$x_j = \frac{m_j}{M} \quad (1.6)$$

$$\sum_{j=1}^{NC} x_j = 1 \quad (1.7)$$

$$\frac{dm_j(t)}{dt} = \frac{d(M(t) * x_j)}{dt} = (m_j(t))_{ent} - (m_j(t))_{sal} \quad (1.8)$$

Ecuación que se utilizará en el resto del trabajo. Un punto importante a tocar que solo se tiene n-1 ecuaciones independientes, por que la suma de toda la masa de cada componente es igual a la masa total, ecuación del balance de masa.

1.3.1.3. Balance de volumen de un sistema

Considerando que los líquidos son incompresibles se tiene el siguiente balance (William, L.L., 1996):

(El volumen de la masa que se encuentra en el tiempo 0) + (El flujo volumétrico que entra al sistema) = (El volumen de la masa que se encuentra en el tiempo t) + (El flujo volumétrico que sale del sistema):

$$V^{vol}(0) + \int_0^t V_{ent}^{vol}(t) dt = V^{vol}(t) + \int_0^t V_{sal}^{ent} dt \quad (1.9)$$

$$\frac{dV^{vol}(t)}{dt} = V_{ent}^{vol}(t) - V_{sal}^{vol}(t) \quad (1.10)$$

1.3.1.4. Balance de energía de un sistema

La energía es inherente a la materia. Por energía indicamos algo que aparece en muchas formas, las cuales se relacionan entre si por el hecho de que se puede hacer la conversión de una forma de energía a otra. El principio que gobierna todos los cálculos de balance de energía es la ley de la conservación de la energía, que establece que la energía no se puede crear ni destruirse. Esa ley se conoce también como la primera ley de la termodinámica. De manera similar a los balances mencionados anteriormente se tiene la siguiente expresión (William, L.L., 1996):

(La energía que se encuentra en el tiempo 0) + (La energía que entra al sistema) = (La energía que se encuentra en el tiempo t) + (La energía que sale del sistema):

$$E(0) + \int_0^t E_{ent}(t) dt = E(t) + \int_0^t E_{sal}(t) dt \quad (1.11)$$

Por lo tanto:

$$\frac{dE(t)}{dt} = E_{ent}(t) - E_{sal}(t) \quad (1.12)$$

1. Energía cinética:

Es la energía debida al movimiento del sistema como un todo con respecto a algún marco de referencia (usualmente la superficie de la Tierra). La energía cinética de un objeto de masa M que se mueve a una velocidad v con respecto a la superficie de la Tierra es (Felder, R.M., 1986):

$$E_c = \frac{M * v^2}{2} \quad (1.13)$$

Donde v es la velocidad de la masa.

2. Energía potencial

Es la energía debida a la posición del sistema en un campo potencial (como el campo gravitacional o el campo electromagnético), o debida a la configuración del sistema con alguna configuración de equilibrio. La energía potencial gravitacional de un objeto de masa M es (Felder, R.M., 1986):

$$E_p = M * g * z \quad (1.14)$$

Donde:

$z(m)$: es la altura del objeto por encima del plano de referencia en el que E_p se define arbitrariamente como cero.

$g = 9.81(m/s^2)$: es la aceleración de la gravedad en la Tierra a nivel del mar

3. Energía interna

La materia está compuesta de un agregado de moléculas que se están moviendo continuamente, pero al azar. Como las moléculas tienen masa, tienen energía cinética y energía potencial análogas a la de un cuerpo tangible en movimiento en la Tierra (Felder, R.M., 1986).

La energía interna cinética total se origina principalmente por el movimiento de translación de las moléculas, el movimiento de rotación de las moléculas y del movimiento de vibración de los átomos dentro de las moléculas.

El cambio de energía interna potencial resulta de una fuerza de atracción entre las moléculas que cambian de posición unas respecto a otras. Como una ilustración de tal cambio, un kilogramo de agua se evapora completamente a la presión atmosférica a la temperatura de ebullición. El volumen aumentará 1600 veces. Para separar estas moléculas obrando contra sus fuerzas de atracción, se requiere gran cantidad de

energía, la cual es retenida por el vapor como parte de la energía almacenada por éste. Siempre que el vapor se condense, esta misma cantidad de energía potencial interna será expulsada.

La suma de estas energías se llama energía interna¹. No se sabe como hallar la cantidad absoluta de energía interna, sin embargo, lo que se necesita es el cambio o variación de la misma. Por encima de un dato de referencia conveniente, la energía interna se representa de la siguiente forma:

$$U = M * u \quad (1.15)$$

Donde:

$u(\text{cal} / \text{kg})$: Es la energía interna especificada

La ecuación de balance de energía general para un sistema abierto se representaría en la siguiente forma:

$$\frac{dE(t)}{dt} = E_{ent}(t) - E_{sal}(t) + W(t) + Q(t) \quad (1.16)$$

Donde:

$E_{ent}(t)$: Es la energía de entrada del sistema

$E_{sal}(t)$: Es la energía de salida del sistema

$W(t)$: Es el trabajo neto aplicado o extraído del sistema

$Q(t)$: Es el calor agregado o sustraído del sistema

4. La ecuación de Bernoulli

Un movimiento de un fluido está regulado por el principio de conservación de la energía y este hecho fue reconocido por primera vez por el físico suizo Daniel Bernoulli (1700-1782).

Como se sabe que la energía tiene tres componentes, el balance de la energía total de un sistema descrita anteriormente se puede derivar en los siguientes dos balances:

Para un balance de energía interna:

$$\frac{dE_i(t)}{dt} = \frac{d(M * U(t))}{dt} = \sum_{j=1}^{NF_{ent}} (m_j * (u_j + P_j * \bar{V}_j)) - \sum_{j=1}^{NF_{sal}} (m_j * (u_j + P_j * \bar{V}_j)) + Q(t) - \beta_A(t) \quad (1.17)$$

Cuando se analiza un sistema en solo dos puntos de referencia, no se considera la acumulación de masa. Por lo tanto la ley de la conservación de la energía cinética y potencial se transforma en la ecuación de energía mecánica para fluidos (Felder, R.M., 1986).

$$\sum_{j=1}^{NF_{ent}} \left(m_j * \left(\frac{v_j^2}{2} + g * z_j + P_j * \bar{V}_j \right) \right) + W_e(t) = \sum_{j=1}^{NF_{sal}} \left(m_j * \left(\frac{v_j^2}{2} + g * z_j + P_j * \bar{V}_j \right) \right) + \beta_f(t) \quad (1.18)$$

Cuando no se aporta energía mecánica al sistema y solo se habla de dos flujos uno de entrada F_{ent} y uno de salida F_{sal} , la anterior ecuación se transforma en el teorema de Bernoulli. Esto es:

$$\left(\frac{v_{F_{ent}}^2}{2} + g * z_{F_{ent}} + P_{F_{ent}} * \bar{V}_{F_{ent}} \right) = \left(\frac{v_{F_{sal}}^2}{2} + g * z_{F_{sal}} + P_{F_{sal}} * \bar{V}_{F_{sal}} \right) + \left(\frac{\beta_f(t)}{M} \right) \quad (1.19)$$

Esta expresión suele llamarse por conveniencia Principio de Bernoulli para el flujo de fluidos incompresibles (Reza, C.G., 1993) y se cumple con gran aproximación.

1.3.1.5. Gases ideales

Para resolver la mayoría de los problemas que involucran los gases, se necesita una expresión que relacione el volumen específico, la temperatura y la presión, de manera que cuando se conozcan cualquiera de estas dos cantidades se pueda calcular la tercera. Una ecuación que relaciona la cantidad de masa de vapor, el volumen que ocupa, la temperatura y presión del gas se llama ecuación de estado. La ecuación de estado más sencilla es la ley del gas ideal, que es adecuada para realizar muchos cálculos en ingeniería para una amplia gama de condiciones. Sin embargo, a altas presiones y bajas temperaturas todos los gases se desvían del comportamiento ideal, y se necesitan ecuaciones de estado más complicadas para describir sus relaciones. La ley del gas ideal tiene un error del 1% o menos, si el volumen molar es mayor de 5 litros/mol para gases diatómicos, y 20 litros/mol para otros gases. La ecuación de estado para los gases ideales esta regida por la ecuación Clapeyron-Mendeleiev y es la siguiente (Matvéev, A.N., 1981):

$$P * V = n * K * T \quad (1.20)$$

A medida que la temperatura de un gas disminuye la ley del gas ideal proporciona una descripción cada vez más deficiente del comportamiento del gas, y resulta necesario considerar las docenas de ecuaciones de estado que existen. Una manera de representar el comportamiento PVT de los gases reales es utilizando ecuaciones de

estado que contienen de 2 a 17 constantes, cuyos valores difieren para distintos gases. Eckert Egon y Hlaváček Vladimir proporcionan un resumen de estas ecuaciones y sugerencias acerca de como usarlas.

1.3.1.6. Relaciones de equilibrio

Se dice que una mezcla de dos fases (líquido y vapor) está en equilibrio térmico si se satisfacen las siguientes condiciones (Felder, R.M., 1986):

1. La temperatura T^V de la fase de vapor es igual a la temperatura T^L de la fase líquida.

$$T^L = T^V \quad (1.21)$$

2. La presión de vapor P^V de la fase de vapor es igual a la presión P^L de la fase líquida.

$$P^L = P^V \quad (1.22)$$

3. La energía interna u^V de la fase de vapor es igual a la energía interna u^L de la fase líquida.

$$u^L = u^V \quad (1.23)$$

4. La tendencia de cada componente de escapar de la fase líquida a la fase de vapor es exactamente igual a la tendencia a escapar de la fase de vapor a la fase líquida.

5. Un gas en equilibrio con un líquido debe estar saturado con ese líquido.

1.4. Conclusiones

- Se describen los principios fundamentales y las relaciones que intervienen en los cálculos de la destilación de componentes múltiples.
- Se describe físicamente la columna de destilación así como todos los elementos que la componen.
- Se definen las variables más importantes que intervienen en el proceso de destilación, las cuales se utilizarán para el desarrollo del trabajo.

CAPÍTULO II

Modelación matemática del proceso de destilación binaria

2.1. Introducción

En este capítulo se muestra el modelo matemático de una columna de destilación binaria, con el fin de describir el comportamiento físico de los elementos más importantes que conforman la misma. Es importante señalar que el modelo tiene restricciones que no se considerarán en la modelación de la torre de destilación multicomponente en el presente trabajo. El objetivo de estudiar el caso binario en forma simplificada es para reducir el problema a su forma más elemental, de tal manera que la estructura básica de las ecuaciones se pueda observar con claridad, así poder comprender los conceptos básicos que intervienen en el proceso de destilación.

En este capítulo se presenta el modelo matemático de una columna de destilación binaria con las zonas de rectificación y agotamiento. El cual está conformado por un condensador total, una zona de rectificación conformada por un número de platos finitos donde se hace llegar un reflujo controlado del condensador, un plato de alimentación donde se introduce una mezcla binaria a una temperatura igual al punto de ebullición del elemento más volátil, una zona de agotamiento y un rehervidor.

2.2. Ecuaciones principales del proceso de destilación binaria

El objetivo de esta sección es representar la estructura básica de las ecuaciones que relacionen las variables más importantes que intervienen en la columna de destilación binaria, así poder comprender los conceptos básicos que rigen en el proceso de destilación. El modelo implica un grado de libertad representado por un conjunto considerable de parámetros de adaptación, los cuales permiten reproducir el comportamiento del proceso en los diferentes rangos de funcionamiento.

2.2.1. Hipótesis a considerar

Debido a la complejidad que representa un modelo completo, se establecieron las siguientes hipótesis:

1. Se considera que en cada plato la transferencia de materia entre la fase líquida y la fase de vapor se produce instantáneamente. Es decir, un cambio en la composición de líquido x (de componente más volátil) se traduce un cambio de composición de vapor y (de componente más volátil) relacionada por una condición de equilibrio.

2. Se ignora de los procesos puramente hidrodinámicos. Este concierne sobre todo, a la evolución en el tiempo del volumen líquido en cada plato. Se considera que la velocidad de establecimiento del nuevo volumen en cada plato es mucho más grande que el de las variaciones en las fracciones molares con el tiempo.
3. Se supone que todos los flujos de entrada y salida de una columna de la columna se encuentran en estado líquido.
4. Se considera nula la acumulación de materia bajo la forma de vapor (capacidad molar de vapor igual a cero).
5. Se considera un condensador total, con la hipótesis de que el líquido que sale de él está a una temperatura inferior a la temperatura de ebullición.
6. Se considera que la presión en cada plato es constante.
7. Se considera que la mezcla de trabajo es ideal.
8. Se considera que cada plato tiene el 100% de eficiencia.
9. El modelo se basará en el esquema general de la columna de destilación mostrada en la figura 2.1.

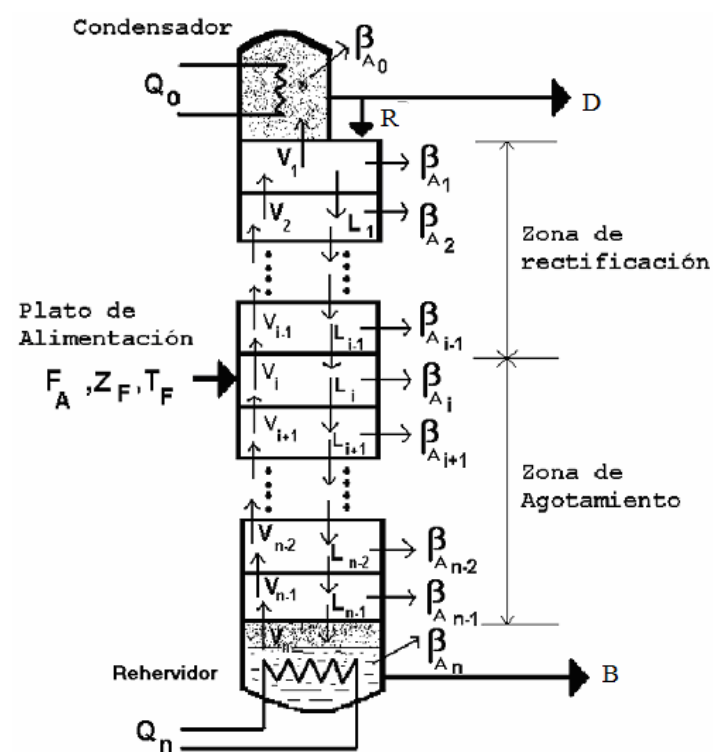


Figura 2.1. Esquema general de la columna de destilación binaria que se usará en el modelo.

Supóngase que al 'instante t' en el plato i existe un volumen de líquido neto. Se tiene que:

$$M_i(t) = V^{vol}(t) * \rho(x) \quad (2.1)$$

Donde:

$M_i(t)$: Es la masa de líquido en el plato i, kg

$V^{vol}(t)$: Volumen de líquido neto en el plato i , m^3

$\rho(x)$: Es la densidad media de líquido en plato i , kg / m^3

El cálculo del volumen $V^{vol}(t)$ depende principalmente 3 factores:

- Las variables dimensionales: características geométricas de los platos, distancia entre los platos, conformación geométrica de los vertederos y el ducto de bajada.
- Las variables de régimen: caudal de líquido, velocidad del vapor en la superficie, proporción de burbujas en el líquido, proporción de gotas sobre la superficie líquida.
- Las variables del producto: viscosidad de la mezcla, tensión superficial, densidad.

Se puede observar con claridad que el cálculo preciso de esa variable complicaría el algoritmo de solución del modelo, ya que no se dispone las relaciones cuantitativas entre las diferentes variables. Por lo tanto para resolver este problema se prefirió considerar el volumen constante en cada plato y dejarlo como un parámetro a ajustar.

2.2.2. Relaciones algebraicas del modelo

Antes de establecer las ecuaciones dinámicas del modelo de la columna se mencionarán primero ciertas funciones algebraicas que se emplearán para su modelación.

A partir de la curva de equilibrio para una mezcla binaria, se puede obtener un método de regresión polinomial, la relación entre la temperatura de ebullición (a la presión atmosférica), y la fracción molar líquida del componente más volátil (x) es la siguiente (Castro, 1982):

$$T = T(x) = a_0 + a_1x + a_2x^2 + a_3x^3 \quad (2.2)$$

Donde:

$a_i (i = 0...3)$: Son constantes para cada mezcla específica, para una mezcla binaria de agua-metanol: $a_0 = 94.86$ $a_1 = -81.72$ $a_2 = 96.78$ $a_3 = -45.88$

También en la literatura es posible obtener una expresión aproximada de la capacidad calorífica en función de la fracción molar líquida (x) del componente más volátil:

$$C^{cal} = C^{cal}(x) = b_0 + b_1x + b_2x^2 \quad (2.3)$$

Donde:

C^{cal} : Es la capacidad calorífica de la fase líquida, $kJ / mol * ^\circ C$

$b_i (i = 0...2)$: Son constantes para cada mezcla específica, para una mezcla binaria de agua-metanol: $b_0 = 18.4$ $b_1 = 6.4$ $b_2 = -5.8$

A partir de las ecuaciones anteriores, se permitirá calcular la entalpía de un mole de mezcla a su punto de ebullición, $h(x)$ teniendo como referencia el líquido a $0^\circ C$:

$$h(x) = C^{cal}(x)T(x) \quad (2.4)$$

Sustituyendo las dos variables resulta:

$$h(x) = c_0 + c_1x + c_2x^2 + c_3x^3 + c_4x^4 + c_5x^5 \quad (2.5)$$

Donde:

$c_i (i = 1...5)$: Son constantes para cada mezcla específica, para una mezcla binaria agua-metanol $c_0 = 1745.42$ $c_1 = -896.544$ $c_2 = 707.556$ $c_3 = 249.176$ $c_4 = -854.956$ $c_5 = 266.104$

Para la entalpía de vapor, se puede utilizar el vapor del calor latente con la temperatura de mezcla y de la entalpía líquida ya calculadas, según la expresión siguiente:

$$H = H(x, y) = h(x) + L^C(x, y) \quad (2.6)$$

$$L^C(x, y) = d_0 + d_1T(x) + d_2y(x) + d_3y(x)T(x) \quad (2.7)$$

Donde:

$d_i (i = 0...3)$: Son constantes para cada mezcla específica, para una mezcla agua-metanol $d_0 = 10750$ $d_1 = -10.57$ $d_2 = 1100$ $d_3 = 8.93$

$L^C(x, y)$: Calor latente de vapor, kJ/mol

A partir del concepto de la volatilidad relativa, que relaciona el grado de volatilidad de una sustancia con respecto a otra de referencia, se puede obtener la relación entre la fracción molar de vapor del componente más volátil (y):

$$y = y(x) = \frac{\alpha(x)x}{1 + (\alpha(x) - 1)x} \quad (2.8)$$

Puesto que a una determinada temperatura p_A, p_B tienen valores fijos, en las operaciones a temperatura constante con sistemas ideales la volatilidad relativa es constante. En muchos sistemas ideales a presión constante, $\alpha(x)$ varía sólo ligeramente con la temperatura, y con frecuencia, se puede considerar constante (Warren, 1988).

Aún que en la simulación de un sistema ideal de destilación binaria en el capítulo III se considera constante, en este modelo en forma generalizada se expresa la dependencia de la volatilidad relativa de la temperatura a una presión dada. Como esta temperatura es la de equilibrio, se puede utilizar una expresión polinomial como la siguiente:

$$\alpha(x) = e_0 + e_1x + e_2x^2 + \dots + e_{n-1}x^{n-1} + e_nx^n \quad (2.9)$$

Donde:

$e_i(0..n)$: Son constantes para cada mezcla específica, para una mezcla agua-metanol

$$e_0 = 7.8 \quad e_1 = -11.63 \quad e_2 = 6.87$$

La densidad de una mezcla binaria se puede calcular mediante la expresión:

$$\rho(x) = \frac{m_0 + m_1x + m_2x^2 + \dots + m_{n-1}x^{n-1} + m_nx^n}{l_0 + l_1x + l_2x^2 + \dots + l_{k-1}x^{k-1} + l_kx^k} \quad (2.10)$$

Donde:

$m_i(i = 0..n)$ y $l_i(i = 0..k)$ son constantes para cada mezcla específica, para la mezcla agua-

$$\text{metanol } m_0 = 18 \quad m_1 = 7.37 \quad m_3 = m_4 = \dots = m_n = 0 \quad l_0 = 324 \quad l_1 = 504 \quad l_3 = 196 \quad l_4 = l_5 = \dots = l_k = 0$$

Regímenes de funcionamiento

Existen limitaciones en las relaciones algebraicas presentadas anteriormente representando las leyes físicas en el proceso de destilación. Las cuales se mencionarán a continuación.

El valor de la temperatura determinado por la ecuación (2.2) corresponde a la temperatura de la fase líquida de la mezcla en función de la composición molar x del componente más volátil. En la práctica, los valores de la temperatura correspondientes a una fracción molar dada se alejan en cada plato del valor calculado, pues los platos no se hallan jamás en la condición de equilibrio. Esto indica que los coeficientes de la ecuación (2.2) son una buena aproximación para plantear un modelo matemático aproximado que describe una columna de destilación binaria, pero en condiciones más rigurosas debe tomarse en cuenta las condiciones de equilibrio no lineal.

De igual forma se encuentra la expresión de la volatilidad dada por la ecuación (2.9). Los coeficientes pueden servir como los parámetros de aproximación, aún que hay que tomar en cuenta que los valores de los dos conjuntos de parámetros están ligados a un mismo factor: La calidad del equilibrio alcanzado en cada plato.

Ya que las condiciones de equilibrio cambian con el régimen de funcionamiento, todos los coeficientes de las ecuaciones (2.2) y (2.9) también cambiarán. Una adaptación de estos parámetros para los diferentes regímenes de funcionamiento podría agrandar considerablemente la zona de validez del modelo.

2.2.3. Desarrollo de las principales ecuaciones del modelo

En esta sección se mostrará el conjunto de ecuaciones para cada plato y el método de cálculo de los flujos en función de las fracciones molares y de las variables de entrada. De acuerdo con al diseño esquemático de la columna (figura 2.1), se divide la columna de destilación en 4 zonas para su estudio:

- Plato de rectificación o de agotamiento
- Plato de alimentación
- Rehervidor
- condensador

Plato de rectificación o agotamiento

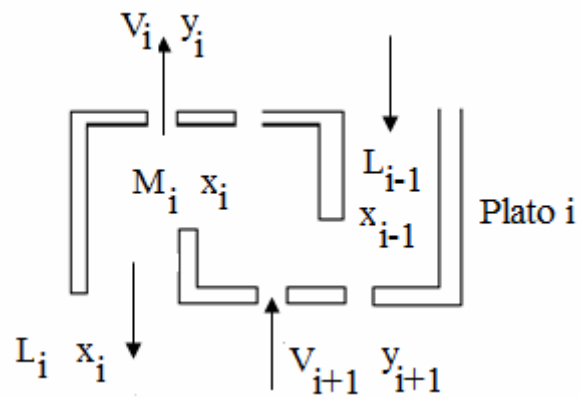


Figura 2.2. Esquema general de un plato de rectificación o agotamiento de una columna de destilación binaria

En la figura 2.2 se muestran los flujos asociados al plato i. Utilizando los balances explicados en el capítulo I y considerando la hipótesis de partida se tienen los siguientes balances:

Balance de masa

$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i-1} - L_i + V_{i+1} - V_i \quad (2.11)$$

Balance por componente

$$\frac{d(M_i x_i)}{dt} = L_{i-1} x_{i-1} - L_i x_i + V_{i+1} y_{i+1} - V_i y_i \quad (2.12)$$

Balance de energía

$$\frac{d(M_i h_i)}{dt} = L_{i-1} h_{i-1} - L_i h_i + V_{i+1} H_{i+1} - V_i H_i - \beta_{A_i} \quad (2.13)$$

β_{A_i} : Son las pérdidas de calor al medio ambiente, Estas deberán ser calculadas dependiendo del material, de las dimensiones físicas de los platos, de la temperatura del medio que la rodea. Por los tanto estos datos dependerán directamente de las características físicas de la columna y del lugar de trabajo. Regularmente son consideradas nulas.

Obtención de la primera ecuación principal para un plato de rectificación o agotamiento

Realizando la derivación parcial de la ecuación de balance por componente se tiene que:

$$\frac{d(M_i)}{dt} x_i + \frac{d(x_i)}{dt} M_i = L_{i-1} x_{i-1} - L_i x_i + V_{i+1} y_{i+1} - V_i y_i \quad (2.14)$$

Acomodando la ecuación anterior:

$$\frac{d(x_i)}{dt} M_i = L_{i-1} x_{i-1} - L_i x_i + V_{i+1} y_{i+1} - V_i y_i - \frac{d(M_i)}{dt} x_i \quad (2.15)$$

Sustituyendo la ecuación de balance de masa se obtiene:

$$\frac{d(x_i)}{dt} M_i = L_{i-1} x_{i-1} - L_i x_i + V_{i+1} y_{i+1} - V_i y_i - (L_{i-1} - L_i + V_{i+1} - V_i) x_i \quad (2.16)$$

Dividiendo entre M_i las dos partes de la ecuación anterior se obtiene:

$$\frac{d(x_i)}{dt} = \frac{L_{i-1} x_{i-1} + (V_i - V_{i+1} - L_{i-1}) x_i + V_{i+1} y_{i+1} - V_i y_i}{M_i} \quad (2.17)$$

Realizando la derivación parcial de la ecuación (2.13) se tiene que:

$$\frac{d(h_i)}{dt} M_i + \frac{d(M_i)}{dt} h_i = L_{i-1} h_{i-1} - L_i h_i + V_{i+1} H_{i+1} - V_i H_i - \beta_{A_i} \quad (2.18)$$

Sustituyendo la ecuación de balance de masa se obtiene

$$\frac{d(h_i)}{dt} M_i = L_{i-1} h_{i-1} - L_i h_i + V_{i+1} H_{i+1} - V_i H_i - \beta_{A_i} - (L_{i-1} - L_i + V_{i+1} - V_i) h_i \quad (2.19)$$

Dividiendo entre M_i las dos partes de la ecuación anterior se obtiene:

$$\frac{d(h_i)}{dt} = \frac{L_{i-1}h_{i-1} + (V_i - V_{i+1} - L_{i-1})h_i + V_{i+1}H_{i+1} - V_iH_i - \beta_{A_i}}{M_i} \quad (2.20)$$

Acomodando se obtiene:

$$\beta_{A_i} = L_{i-1}(h_{i-1} - h_i) + V_{i+1}(H_{i+1} - h_i) + V_i(h_i - H_i) - \frac{d(h_i)}{dt} M_i \quad (2.21)$$

Utilizando la regla de cadena:

$$\frac{d(h_i)}{dt} = \frac{d(h_i)}{dx_i} * \frac{d(x_i)}{dt} \quad (2.22)$$

Sustituyendo se llega a la expresión siguiente:

$$\beta_{A_i} = L_{i-1}(h_{i-1} - h_i) + V_{i+1}(H_{i+1} - h_i) + V_i(h_i - H_i) - \left(L_{i-1}x_{i-1} + (V_i - V_{i+1} - L_{i-1})x_i + V_{i+1}y_{i+1} - V_iy_i \right) \frac{d(h_i)}{dx_i} \quad (2.23)$$

Acomodando se obtiene finalmente la primera ecuación principal del modelo para plato de rectificación o agotamiento:

$$\beta_{A_i} = L_{i-1} \left(\frac{d(h_i)}{dx_i} (x_i - x_{i-1}) + (h_{i-1} - h_i) \right) + V_i \left(\frac{d(h_i)}{dx_i} (y_i - x_i) + (h_i - H_i) \right) + V_{i+1} \left(\frac{d(h_i)}{dx_i} (x_i - y_{i+1}) + (H_{i+1} - h_i) \right) \quad (2.24)$$

Obtención de la segunda ecuación principal para un plato de rectificación o agotamiento

Partiendo de la ecuación (2.1):

Derivando se tiene:

$$\frac{d(M_i)}{dt} = V_i^{vol}(t) \frac{d(\rho_i(x))}{dt} + \rho_i(x) \frac{d(V_i^{vol}(t))}{dt} \quad (2.25)$$

Por la hipótesis el volumen en cada plato es constante por lo tanto:

$$\frac{d(V_i^{vol}(t))}{dt} = 0$$

Obteniendo:

$$\frac{d(M_i)}{dt} = V_i^{vol}(t) \frac{d(\rho_i(x_i))}{dt} \quad (2.26)$$

Utilizando la regla de cadena de tiene:

$$\frac{d(M_i)}{dt} = V_i^{vol}(t) \frac{d(\rho_i(x_i))}{dx_i} * \frac{d(x_i)}{dt} \quad (2.27)$$

Sustituyendo se llega la expresión siguiente:

$$L_{i-1} - L_i + V_{i+1} - V_i = \frac{d(\rho_i(x))}{dx_i} \left(\frac{L_{i-1}x_{i-1} + (V_i - V_{i+1} - L_{i-1})x_i - V_i y_i + V_{i+1} y_{i+1}}{\rho_i(x)} \right) \quad (2.28)$$

Acomodando se obtiene finalmente la segunda ecuación principal para plato de rectificación o agotamiento:

$$L_i + L_{i-1} \left(\frac{d(\rho_i(x))}{dx_i} \frac{(x_{i-1} - x_i)}{\rho_i(x)} - 1 \right) + V_{i+1} \left(\frac{d(\rho_i(x))}{dx_i} \frac{(y_{i+1} - x_i)}{\rho_i(x)} \right) + V_i \left(\frac{d(\rho_i(x))}{dx_i} \frac{(y_i - x_i)}{\rho_i(x)} - 1 \right) = 0 \quad (2.29)$$

Ecuación importante que formará parte del modelo.

Plato de alimentación

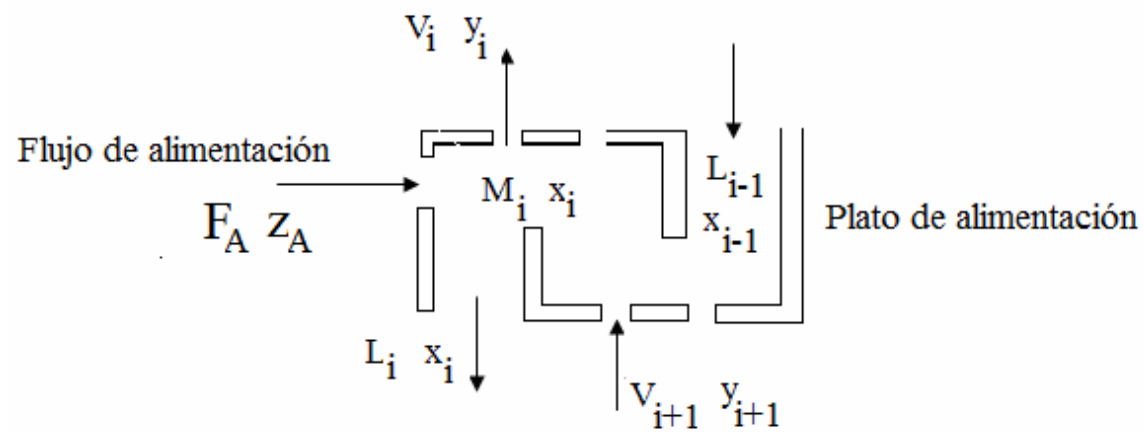


Figura 2.3. Esquema general de plato de alimentación para una columna de destilación binaria

Utilizando la metodología que se utilizó en el plato de rectificación o agotamiento se obtienen las expresiones siguientes:

Primera ecuación principal de plato de alimentación:

$$\beta_{A_i} = L_{i-1} \left(\frac{d(h_i)}{dx_i} (x_i - x_{i-1}) + (h_{i-1} - h_i) \right) + V_i \left(\frac{d(h_i)}{dx_i} (y_i - x_i) + (h_i - H_i) \right) + V_{i+1} \left(\frac{d(h_i)}{dx_i} (x_i - y_{i+1}) + (H_{i+1} - h_i) \right) - F_A \left(\frac{d(h_i)}{dx_i} (z_A - x_i) + (h_i - h_F) \right) \quad (2.30)$$

Segunda ecuación principal de plato de alimentación:

$$L_i + L_{i-1} \left(\frac{d(\rho_i(x))}{dx_i} \frac{(x_{i-1} - x_i)}{\rho_i(x)} - 1 \right) + V_{i+1} \left(\frac{d(\rho_i(x))}{dx_i} \frac{(y_{i+1} - x_i)}{\rho_i(x)} \right) + V_i \left(\frac{d(\rho_i(x))}{dx_i} \frac{(y_i - x_i)}{\rho_i(x)} - 1 \right) - F_A \left(\frac{d(\rho_i(x))}{dx_i} \frac{(z_A - x_i)}{\rho_i(x)} - 1 \right) = 0 \quad (2.31)$$

Rehervidor

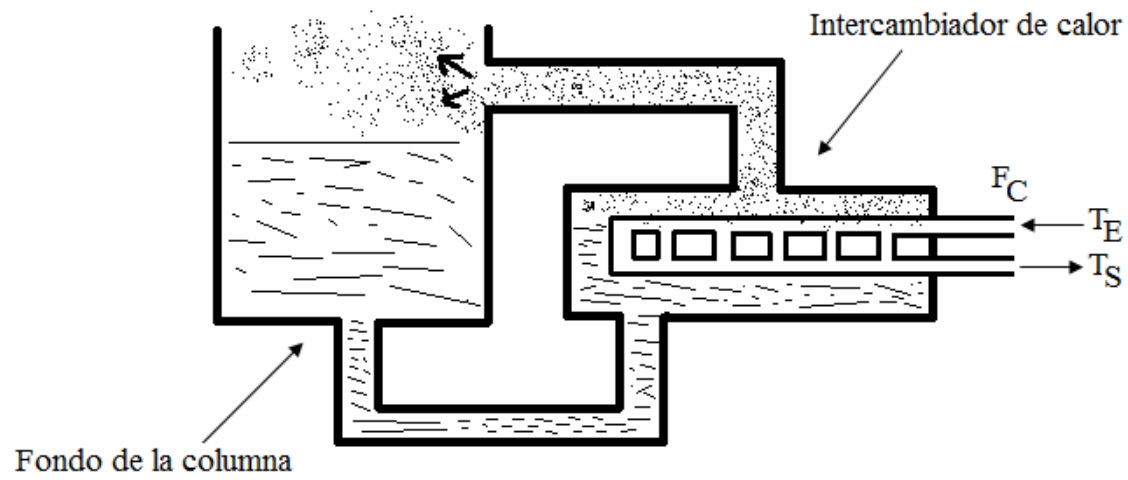


Figura 2.4. Esquema general de un intercambiador térmico a contracorriente (rehervidor)

Se tomará como ejemplo un intercambiador térmico a contracorriente. Como se muestra en la figura 2.4 dos flujos en contracorriente se ponen en contacto indirecto a diferentes temperaturas en un lapso de tiempo, por lo tanto existe un intercambio de calor entre ellos. Así que el líquido que sale del fondo de la columna entra a un intercambiador de calor por su parte baja y este se vaporiza por el intercambio de calor que se efectúa adentro.

El intercambio de calor se efectúa principalmente por conducción y convección. En el análisis se considera un intercambiador de calor térmico equivalente a todos los intercambiadores de calor por conducción. Se supone que no existe intercambio térmico con el exterior.

La cantidad de calor suministrado por el intercambiador de calor Q_n llamado también hervidor es:

$$Q_n = F_C C_P (T_E - T_S) \quad (2.32)$$

Se toma en cuenta el desarrollo que se hizo en el **anexo 1** sobre la temperatura de salida T_S del fluido de calentamiento en función del gasto de este fluido F_C con una temperatura de entrada T_E al rehervidor es:

$$T_S = (T_E - T_N) e^{-\left(\frac{K^{Const}}{F_C}\right)} + T_N \quad (2.33)$$

Donde:

F_C es el fluido de calentamiento que entra a una temperatura de T_E y sale a una temperatura de T_S , T_N es la temperatura en el rehervidor.

El coeficiente K^{const} se determina ya sea a partir de los datos experimentales o a partir de los datos de construcción del intercambiador.

El rehervidor que se utilizó para el modelo se muestra en la figura 2.4. Este se encuentra en el plato n , en el cual sus balances generales son:

Balance de masa

$$\frac{dM_n}{dt} = L_{n-1} - V_n - B \quad (2.34)$$

Balance por componente

$$\frac{d(M_n x_n)}{dt} = L_{n-1} x_{n-1} - V_n y_n - B x_n \quad (2.35)$$

Balance de energía

$$\frac{d(M_n h_n)}{dt} = L_{n-1} h_{n-1} - V_n H_n - B h_n - \beta_{A_n} + Q_n \quad (2.36)$$

Utilizando la metodología que se utilizó para el plato de rectificación o agotamiento se obtienen las siguientes expresiones para el rehervidor.

Primera ecuación principal para el rehervidor

$$\beta_{A_n} - Q_n = L_{n-1} \left(\frac{d(h_n)}{dx_n} (x_n - x_{n-1}) + (h_{n-1} - h_n) \right) + V_n \left(\frac{d(h_n)}{dx_n} (y_n - x_n) + (h_n - H_n) \right) \quad (2.37)$$

Segunda ecuación principal para el rehervidor

$$B + L_{n-1} \left(\frac{d(\rho_n(x))}{dx_n} \frac{(x_{n-1} - x_n)}{\rho_n(x)} - 1 \right) - V_n \left(\frac{d(\rho_n(x))}{dx_n} \frac{(y_n - x_n)}{\rho_n(x)} \right) = 0 \quad (2.38)$$

Condensador

El esquema del condensador se muestra en la figura 2.5. Se condensa el caso de un condensador total. Esto quiere decir que el vapor que llega es completamente transformado en líquido, independientemente del flujo de vapor que entra. Se hace la hipótesis siguiente: La temperatura del líquido que sale del condensador es inferior o igual a su temperatura de ebullición. Esta diferencia es debida al hecho de que el líquido fluye en el serpentín de refrigeración, transfiriéndole una parte de su calor sensible, antes de que salga definitivamente. Se considera esta diferencia como un parámetro suplementario al modelo.

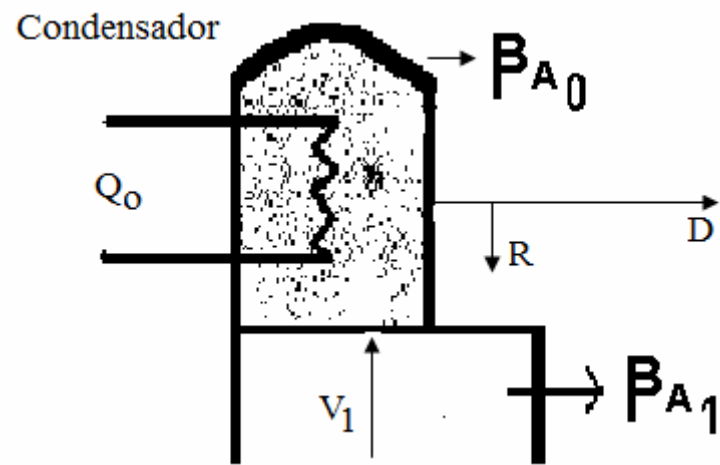


Figura 2.5. Esquema general de un condensador total

La entalpía del destilado se puede obtener mediante la expresión siguiente:

$$h_o = C^{cal}(x_o)[T(x_o) - \Delta T] \quad (2.39)$$

Partiendo de la definición de los balances se tienen las siguientes ecuaciones:

Balance de masa

$$\frac{dM_o}{dt} = V_1 - R - D \quad (2.40)$$

Balance por componente

$$\frac{d(M_o x_o)}{dt} = V_1 y_1 - R x_o - D x_o \quad (2.41)$$

Balance de energía

$$\frac{d(M_o h_o)}{dt} = V_1 H_1 - R h_o - D h_o - \beta_{A_o} + Q_o \quad (2.42)$$

Ecuación principal para el condensador

De igual forma como se ha obtenido las ecuaciones principales para cada plato, se obtiene la ecuación principal para un condensador:

$$R + D = -V_1 \left(\frac{d(\rho_o(x))}{d(x_o)} \frac{(y_o - x_o)}{\rho_o(x)} - 1 \right) \quad (2.43)$$

Donde R es el reflujo líquido que entra a la columna. El líquido total que sale del condensador será dividido en 2 flujos, $R + D$.

Los flujos de líquido a lo largo de la columna no tendrá la misma dinámica. Ellos dependerán en la mecánica de fluido de la torre. La relación rigurosa puede ser obtenida a partir de las ecuaciones hidráulicas de la torre para incluir los efectos de los flujos de vapor, las densidades, composiciones, etc. Se asumirá la relación funcional simple entre el líquido en cada plato y el flujo de líquido (William, 1996).

$$M_n = f(L_n) \quad (2.44)$$

2.3. Modelo de una columna de destilación

Se considera como entradas del sistema a las siguientes variables:

- Flujo de alimentación F_A
- Composición del componente más volátil de la mezcla de alimentación z_A

- Pérdidas al medio ambiental se tienen en cada plato β_{A_i}
- Caída de temperatura en el flujo de salida del condensador ΔT
- Temperatura de entrada del fluido de calentamiento que entra al rehervidor T_E
- Calor específico del fluido de calentamiento C_P
- Coeficiente de construcción del rehervidor K^{const}

Es posible actuar sobre el proceso de destilación esencialmente por medio de las variables de control:

- El control de la potencia de calentamiento entregada al rehervidor Q_n
- El control de reflujo R

Se considera como salidas del sistema a las siguientes variables:

- Composición x_o del producto más ligero en el flujo del destilado D que se extrae de la cabeza de la columna
- Composición x_n del mismo componente en el producto de cola que se extrae del fondo de la columna.

Las ecuaciones dinámicas del sistema que describen la variación que se tienen en la composición del componente más volátil en la mezcla binaria para cada instante dado. Estas fueron obtenidas anteriormente y son las siguientes.

Condensador (plato 0)

$$\frac{d(x_o)}{dt} = \frac{-V_1 x_o + V_1 y_1}{M_o} \quad (2.45)$$

Plato 1

$$\frac{d(x_1)}{dt} = \frac{R x_o + (V_1 - V_2 - L_1) x_1 - V_1 y_1 + V_2 y_2}{M_1} \quad (2.46)$$

Plato de rectificación j

$$\frac{d(x_j)}{dt} = \frac{L_{j-1} x_{j-1} + (V_j - V_{j+1} - L_{j-1}) x_j - V_j y_j + V_{j+1} y_{j+1}}{M_j} \quad (2.47)$$

Plato de alimentación i

$$\frac{d(x_i)}{dt} = \frac{L_{i-1}x_{i-1} + (V_i - V_{i+1} - L_{i-1})x_i - V_i y_i + V_{i+1} y_{i+1} + F_A(z_A - x_i)}{M_i} \quad (2.48)$$

Plato de agotamiento k

$$\frac{d(x_k)}{dt} = \frac{L_{k-1}x_{k-1} + (V_k - V_{k+1} - L_{k-1})x_k - V_k y_k + V_{k+1} y_{k+1}}{M_k} \quad (2.49)$$

Plato n-1

$$\frac{d(x_{n-1})}{dt} = \frac{L_{n-2}x_{n-2} + (V_n - V_n - L_{n-2})x_{n-1} - V_{n-1} y_{n-1} + V_n y_n}{M_{n-1}} \quad (2.50)$$

Rehervidor (plato n)

$$\frac{d(x_n)}{dt} = \frac{L_{n-1}x_{n-1} + (V_n - L_{n-1})x_n - V_n y_n}{M_n} \quad (2.51)$$

Para la obtención de los flujos de vapor y líquidos, así como sus extracciones de los productos se deben utilizar las ecuaciones principales para cada plato desarrolladas anteriormente.

Condensador (Plato 0)

$$R = -(\%)V_1 \left(\frac{d(\rho_o(x))}{dx_o} \frac{(y_1 - x_o)}{\rho_o(x)} - 1 \right) \quad (2.52)$$

$$R = -(1 - \%)V_1 \left(\frac{d(\rho_o(x))}{dx_o} \frac{(y_1 - x_o)}{\rho_o(x)} - 1 \right) \quad (2.53)$$

Plato 1

$$L_1 + R \left(\frac{d(\rho_1(x))}{dx_1} \frac{(x_o - x_1)}{\rho_1(x)} - 1 \right) + V_2 \left(\frac{d(\rho_1(x))}{dx_1} \frac{(y_2 - x_1)}{\rho_1(x)} - 1 \right) - V_1 \left(\frac{d(\rho_1(x))}{dx_1} \frac{(y_1 - x_1)}{\rho_1(x)} - 1 \right) = 0 \quad (2.54)$$

$$\beta_{A_1} = R \left(\frac{d(h_1)}{dx_1} (x_1 - x_o) + (h_o - h_1) \right) + V_1 \left(\frac{d(h_1)}{dx_1} (y_1 - x_1) + (h_1 - H_1) \right) + V_2 \left(\frac{d(h_1)}{dx_1} (x_1 - y_2) + (H_2 - h_1) \right) \quad (2.55)$$

Plato de rectificación j

$$L_j + L_{j-1} \left(\frac{d(\rho_j(x))}{dx_j} \frac{(x_{j-1} - x_j)}{\rho_j(x)} - 1 \right) + V_{j+1} \left(\frac{d(\rho_j(x))}{dx_j} \frac{(y_{j+1} - x_j)}{\rho_j(x)} - 1 \right) + V_i \left(\frac{d(\rho_j(x))}{dx_j} \frac{(y_j - x_j)}{\rho_j(x)} - 1 \right) = 0 \quad (2.56)$$

$$\beta_{A_j} = L_{j-1} \left(\frac{d(h_j)}{dx_j} (x_j - x_{j-1}) + (h_{j-1} - h_j) \right) + V_j \left(\frac{d(h_j)}{dx_j} (y_j - x_j) + (h_j - H_j) \right) + V_{j+1} \left(\frac{d(h_j)}{dx_j} (y_j - y_{j+1}) + (H_{j+1} - h_j) \right) \quad (2.57)$$

Plato de alimentación i

$$\beta_{A_i} = L_{i-1} \left(\frac{d(h_i)}{dx_i} (x_i - x_{i-1}) + (h_{i-1} - h_i) \right) + V_i \left(\frac{d(h_i)}{dx_i} (y_i - x_i) + (h_i - H_i) \right) + V_{i+1} \left(\frac{d(h_i)}{dx_i} (x_i - y_{i+1}) + (H_{i+1} - h_i) \right) - F_A \left(\frac{d(h_i)}{dx_i} (z_A - x_i) + (h_i - h_F) \right) \quad (2.58)$$

$$L_i + L_{i-1} \left(\frac{d(\rho_i(x))}{dx_i} \frac{(x_{i-1} - x_i)}{\rho_i(x)} - 1 \right) + V_{i+1} \left(\frac{d(\rho_i(x))}{dx_i} \frac{(y_{i+1} - x_i)}{\rho_i(x)} - 1 \right) + V_i \left(\frac{d(\rho_i(x))}{dx_i} \frac{(y_i - x_i)}{\rho_i(x)} - 1 \right) - F_A \left(\frac{d(\rho_i(x))}{dx_i} \frac{(z_A - x_i)}{\rho_i(x)} - 1 \right) = 0 \quad (2.59)$$

Plato de agotamiento k

$$\beta_{A_k} = L_{k-1} \left(\frac{d(h_k)}{dx_k} (x_k - x_{k-1}) + (h_{k-1} - h_k) \right) + V_k \left(\frac{d(h_k)}{dx_k} (y_k - x_k) + (h_k - H_k) \right) + V_{k+1} \left(\frac{d(h_k)}{dx_k} (x_k - y_{k+1}) + (H_{k+1} - h_k) \right) \quad (2.60)$$

$$L_k + L_{k-1} \left(\frac{d(\rho_k(x))}{dx_k} \frac{(x_{k-1} - x_k)}{\rho_k(x)} - 1 \right) + V_{k+1} \left(\frac{d(\rho_k(x))}{dx_k} \frac{(y_{k+1} - x_k)}{\rho_k(x)} \right) + V_k \left(\frac{d(\rho_k(x))}{dx_k} \frac{(y_k - x_k)}{\rho_k(x)} - 1 \right) = 0 \quad (2.61)$$

Plato n-1

$$\beta_{A_{n-1}} = L_{n-2} \left(\frac{d(h_{n-1})}{dx_{n-1}} (x_{n-1} - x_{n-2}) + (h_{n-2} - h_{n-1}) \right) + V_{n-1} \left(\frac{d(h_{n-1})}{dx_{n-1}} (y_{n-1} - x_{n-1}) + (h_{n-1} - H_{n-1}) \right) + V_n \left(\frac{d(h_{n-1})}{dx_{n-1}} (x_{n-1} - y_n) + (H_n - h_{n-1}) \right) \quad (2.62)$$

$$L_{n-1} + L_{n-2} \left(\frac{d(\rho_{n-1}(x))}{dx_{n-1}} \frac{(x_{n-2} - x_{n-1})}{\rho_{n-1}(x)} - 1 \right) + V_n \left(\frac{d(\rho_{n-1}(x))}{dx_{n-1}} \frac{(y_n - x_{n-1})}{\rho_{n-1}(x)} \right) + V_{n-1} \left(\frac{d(\rho_{n-1}(x))}{dx_{n-1}} \frac{(y_{n-1} - x_{n-1})}{\rho_{n-1}(x)} - 1 \right) = 0 \quad (2.63)$$

Rehervidor (Plato n)

$$\beta_{A_n} - Q_n = L_{i-1} \left(\frac{d(h_n)}{dx_n} (x_n - x_{n-1}) + (h_{n-1} - h_n) \right) + V_n \left(\frac{d(h_n)}{dx_n} (y_n - x_n) + (h_n - H_n) \right) \quad (2.64)$$

$$B + L_{n-1} \left(\frac{d(\rho_n(x))}{dx_n} \frac{(x_{n-1} - x_n)}{\rho_n(x)} - 1 \right) - V_n \left(\frac{d(\rho_n(x))}{dx_n} \frac{(y_n - x_n)}{\rho_n(x)} \right) = 0 \quad (2.65)$$

Por lo tanto se queda identificar cuales son las variables a calcular, las cuales son:

L_i $i = 0 \dots n - 1$ (un total de n variables)

V_i $i = 1 \dots n$ (un total de n variables)

D, B (un total de 2 variables)

La suma de todas ellas de un total $2(n + 1)$ variables independientes. Si se toma en cuenta que se tiene $2(n+1)$ ecuaciones linealmente independientes (ecuaciones principales del modelo) y que depende directamente de las variables de estado.

Por lo tanto las ecuaciones se pueden representar de la siguiente forma:

$$Ab = c \quad (2.66)$$

Donde A es la matriz cuadrada de $2(n+1)*2(n+1)$, c es un vector de $2(n+1)*1$ y están en función de las variables $y(x)$, $H(x)$, $h(x)$, $\rho(x)$, de los parámetros conocidos o de entrada F_A , z_A , β_A , ΔT , K^{const} , C_P , T_E y de las variables de control R , F_C . Por lo tanto A y c pueden ser calculadas si se conocen las composiciones $x(t)$ para cada instante de tiempo.

b es un vector de una columna por $2(n+1)$ filas de los líquidos y vapores que entran y salen en cada plato. Representado el vector en su forma transpuesta se tiene:

$$b = \begin{bmatrix} D & V_o & R & V_1 & L_1 & V_2 & \dots & L_{n-2} & V_{n-1} & L_{n-1} & V_n & B \end{bmatrix}$$

Debido a la complejidad del sistema de ecuaciones una solución analítica es imposible, se utiliza el método numérico iterativo, el propuesto por Thomas (Nicolás, 2000).

2.4. Conclusiones

- Se realiza un análisis detallado de las variables más importante que rigen a una columna de destilación binaria.
- Se obtiene un modelo matemático con una estructura básica muy clara partiendo de las hipótesis consideradas.

CAPÍTULO III

Destilación Multicomponente

3.1. Introducción

El objetivo de este capítulo es encontrar un modelo matemático aproximado para una columna de destilación multicomponente para casos generales que tengan multi-reflujos y multi-intercambiadores de calor. Por lo tanto el modelo deberá incluir balances de masa y energía para los estados líquido y vapor respectivamente, así como las relaciones hidrodinámicas para los fluidos que existen en la misma.

Las columnas de destilación multicomponente pueden operar en diversas condiciones, las diferencias entre un modelo binario y un modelo multicomponente son muy grandes. Estas se ponen de manifiesto a partir de mezclas de 3 componentes en adelante. Por ejemplo en el caso del petróleo que se manejan hasta 17 y en la industria del Níquel, de modo similar en las torres de destilación de amoniaco de la Empresa Ernesto Guevara de Moa se utiliza una mezcla de varios componentes. Otra diferencia es que existen más de 2 intercambiadores de calor, y estos se pueden situar en cualquier plato de la torre, los mismos deberán ser considerados como elementos periféricos que integran en el modelo. Otro punto diferente es que existen reflujos internos que van desde un plato a otro y significa que cualquier plato i podrá tener un reflujo ya sea de vapor o líquido de un plato k . Se debe generalizar de esta forma porque existen muchos tipos de torre de destilación y cada una de ellas tiene diferentes reflujos que depende directamente de la mezcla con la que trabaje.

Por todas las diferencias antes consideradas, el modelo para la torre multicomponente será mucho más complejo que el referido a la destilación binaria, por ello sería conveniente dividir el modelo a desarrollar en tres partes. Para la primera parte, se analizará la variable de masa para los dos estados correspondientes (líquido y vapor) por medio de balance de materia. Para la segunda parte se describirán las entradas y salidas de los flujos por ecuaciones lineales. Las cuales se obtendrán por medio de balances de energía y la aplicación de las leyes físicas que rigen a dichos fluidos. Ya para la última parte se analizarán los balances entálpicos para cada plato y los intercambiadores de calor.

3.2. Balances de Masa

En esta sección se describirá la masa del sistema detallando las variables más importantes que intervienen en la torre como son los flujos líquidos y de vapor que atraviesan la columna de destilación, los flujos internos, flujos de alimentación y de extracción del producto, masa de evaporación y de condensación entre otros. Para su estudio se dividió en dos partes.

1. La masa para el estado líquido
2. La masa para el estado gaseoso

3.2.1. Balances de masa para el estado líquido

En esta sección se obtendrá el cálculo de la masa de cada componente de la mezcla en estado líquido para cada uno de los platos de la torre de destilación. Estos cálculos se harán por medio de balances totales de masa de los flujos líquidos que entran y salen de cada plato.

Cálculo de la masa total líquida para una torre de destilación

De acuerdo con la ley de conservación de masa se llega al balance de masa dinámico siguiente:

$$\frac{dM(t)}{dt} = m_{ent}(t) - m_{sal}(t) \quad (3.1)$$

Partiendo del diagrama mostrado en la figura 3.1, el cambio de la masa líquida total que se encuentra dentro de una torre de destilación es la siguiente:

$$\frac{dM_T^L(t)}{dt} = \left(\sum_{i=1}^{NP} F_i^L + K^{V \rightarrow L} \right) - \left(\sum_{i=1}^{NP} E_i^L + K^{L \rightarrow V} \right) \quad (3.2)$$

Una torre de destilación está compuesta por un número finito de platos NP , la masa total líquida de la torre es igual a la suma de todas las masas líquidas de cada uno de los platos:

$$M_T^L(t) = \sum_{i=1}^{NP} M_i^L(t) \quad (3.3)$$

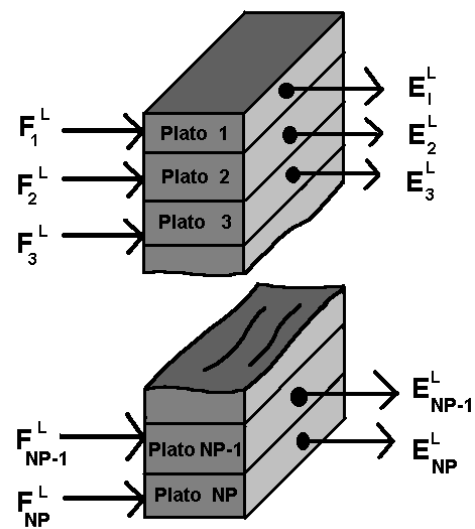


Figura 3.1. Diagrama de una torre de destilación con multi-flujos de alimentación y extracción.

Cálculo de la masa líquida para un plato

Como se muestra en la figura 3.2 cada plato está dividido en dos secciones. Por lo tanto la masa líquida que se encuentra en el plato i es igual a:

$$M_i^L(t) = M_i^{L1}(t) + M_i^{L2}(t) \quad (3.4)$$

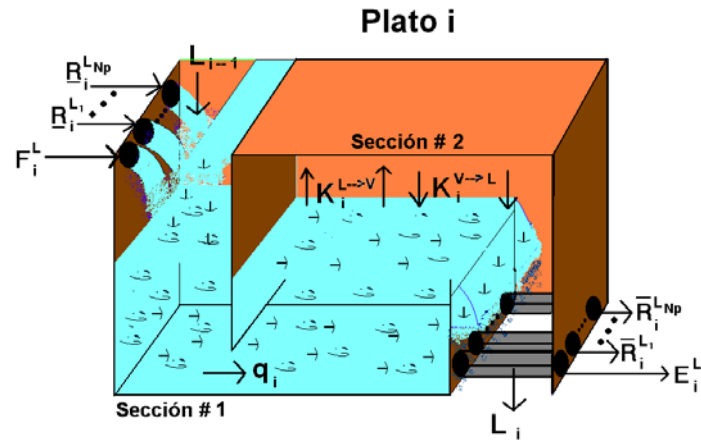


Figura 3.2. Diagrama general de un plato de destilación multicomponente para los flujos líquidos.

El balance de masa para cada sección del plato i se obtiene utilizando la figura 3.2:

Para la sección 1:

$$\frac{dM_i^{L1}(t)}{dt} = \left(L_{i-1} + F_i^L + \sum_{k=1}^{NP} R_i^{Lk} \right) - (q_i) \quad (3.5)$$

Para la sección 2:

$$\frac{dM_i^{L2}(t)}{dt} = (q_i + K_i^{V \to L}) - \left(L_i + E_i^L + \sum_{k=1}^{NP} \bar{R}_i^{Lk} + K_i^{L \to V} \right) \quad (3.6)$$

Cálculo de la masa líquida para cada componente

Partiendo del análisis del balance de componentes de una mezcla que se hizo en el capítulo 1, la variación de masa de cada componente puede ser calculada por la expresión siguiente:

$$\frac{dM_j(t)}{dt} = \frac{d(M(t) * x_j)}{dt} = (m_j(t))_{ent} - (m_j(t))_{sal} \quad (3.7)$$

Tomando en cuenta los flujos que entran y salen para la sección 1 mostrados en la figura 3.2, el cambio de masa por componente en estado líquido para la sección 1:

$$\frac{dM_{i,j}^{L1}(t)}{dt} = \frac{d(M_i^{L1} * x_{i,j}^1)}{dt} = \left(L_{i-1} * x_{i-1,j}^2 + F_i^L * z_{i,j}^L + \sum_{k=1}^{NP} R_i^{Lk} * \bar{x}_{i,j}^{Lk} \right) - (q_i * x_{i,j}^1) \quad (3.8)$$

De igual forma para la sección 2:

$$\frac{dM_{i,j}^{L2}(t)}{dt} = \frac{d(M_i^{L2} * x_{i,j}^2)}{dt} = (q_i * x_{i,j}^1 + K_{i,j}^{V \rightarrow L}) - \left(L_i * x_{i,j}^2 + E_i^L * x_{i,j}^2 + \sum_{k=1}^{NP} \bar{R}_i^{Lk} * x_{i,j}^2 + K_{i,j}^{L \rightarrow V} \right) \quad (3.9)$$

Es importante considerar para el modelo por la independencia de las ecuaciones es que la suma de cada una de las masas de cada componente es igual a la suma total de la mezcla.

$$M_i^{L1} = \sum_{j=1}^{NC} M_{i,j}^{L1} = \sum_{j=1}^{NC} M_i^{L1} * x_{i,j}^1 \quad (3.10)$$

$$M_i^{L2} = \sum_{j=1}^{NC} M_{i,j}^{L2} = \sum_{j=1}^{NC} M_i^{L2} * x_{i,j}^2 \quad (3.11)$$

De estas últimas expresiones se deduce el cálculo de la composición de cada componente de la mezcla:

$$x_{i,j}^1 = \frac{M_{i,j}^{L1}}{M_i^{L1}} \quad (3.12)$$

$$x_{i,j}^2 = \frac{M_{i,j}^{L2}}{M_i^{L2}} \quad (3.13)$$

La suma de las composiciones de los componentes de la mezcla líquida en el plato i para cada sección debe ser igual a la unidad:

$$\sum_{j=1}^{NC} x_{i,j}^1 = 1 \quad (3.14)$$

$$\sum_{j=1}^{NC} x_{i,j}^2 = 1 \quad (3.15)$$

Cálculo del volumen que ocupa la masa líquida

Partiendo del análisis del balance de volumen que se hizo en el capítulo 2, el cambio de volumen puede ser calculado a partir de la siguiente expresión:

$$\frac{dV^{Vol}(t)}{dt} = V_{ent}^{Vol}(t) - V_{sal}^{Vol}(t) \quad (3.16)$$

Para el cálculo del volumen para cada sección, la única variable que existe es la altura ya que los lados del plato siempre permanecen constantes y son datos reales de cada sistema de destilación. Por ello la expresión (3.82) puede ser expresada:

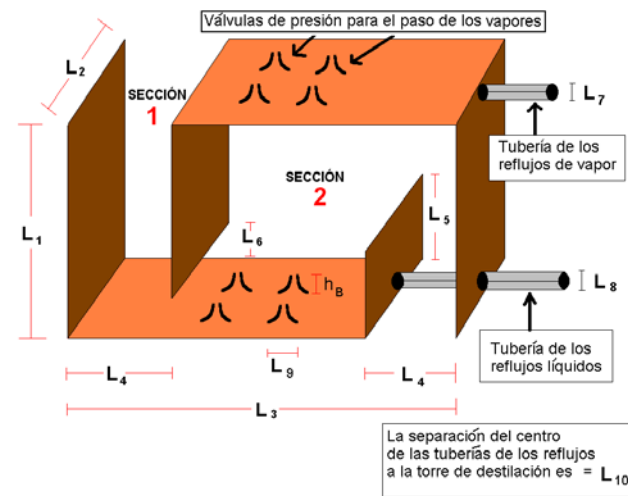


Figura 3.3. Diagrama general de las medidas longitudinales de un plato de destilación multicomponente con reflujo y válvulas de presión.

$$(largo) * (ancho) * \frac{dh(t)}{dt} = V_{ent}(t) - V_{sal}(t) \quad (3.17)$$

Considerando los flujos que entran y salen del plato i mostrados en la figura 3.3, se obtienen las siguientes expresiones:

Para la sección 1:

$$(l_2 * l_4) * \left(\frac{dh_i^{L1}(t)}{dt} \right) = \left(L_{i-1} * \bar{V}_{i-1}^{L2} + F_i^L * \bar{V}_i^L + \sum_{k=1}^{NP} R_i^{Lk} * \bar{V}_k^{L2} \right) - (q_i * \bar{V}_i^{L1}) \quad (3.18)$$

Para la sección 2:

$$(l_2 * (l_3 - 2 * l_4)) * \left(\frac{dh_i^{L2}(t)}{dt} \right) = (q_i * \bar{V}_i^{L2} + K_i^{V \rightarrow L} * \bar{V}_i^{L2}) - \left(L_i * \bar{V}_i^{L2} + E_i^L * \bar{V}_i^{L2} + \sum_{k=1}^{NP} \bar{R}_i^{Lk} * \bar{V}_i^{L2} + K_i^{L \rightarrow V} * \bar{V}_i^{L2} \right) \quad (3.19)$$

Nota importante

Es imposible físicamente que la altura ocasiona la masa líquida en el plato i sea mayor que la altura que tiene el mismo plato, por lo tanto se debe fijar ciertas restricciones para esta variable.

Si $(l_1 - h_i^{L1}) \leq 0$ o $(l_1 - h_i^{L2}) \leq 0$ sonar la alarma y decir que la torre de destilación no tiene las características físicas para los flujos líquidos que se manejan, esto se debe a que se manejan flujos grandes en lugares pequeños.

Cálculo del volumen específico para la masa líquida

El volumen específico de la mezcla es directamente proporcional al volumen que ocupa dicha mezcla e inversamente proporcional al peso de la misma.

$$\bar{V} = \frac{V}{M} \quad (3.20)$$

El volumen específico de la mezcla se puede calcular tomando las longitudes lineales de la figura 3.3:

Para la sección 1:
$$\bar{V}_i^{L1} = \frac{(l_2 * l_4) * h_i^{L1}}{M_i^{L1}} \quad (3.21)$$

Para la sección 2:
$$\bar{V}_i^{L2} = \frac{(l_2 * (l_3 - 2 * l_4)) * h_i^{L2}}{M_i^{L2}} \quad (3.22)$$

Cálculo de las masas de evaporación y condensación

La masa total que se evapora o se condensa en la torre de destilación se puede calcular a partir de la masa que se evapora y se condensa en cada plato:

$$K^{V \rightarrow L} = \sum_{i=1}^{NP} K_i^{V \rightarrow L} \quad (3.23)$$

$$K^{L \rightarrow V} = \sum_{i=1}^{NP} K_i^{L \rightarrow V} \quad (3.24)$$

De igual modo para cada plato se calcula a partir de la masa de evaporación o condensación de cada componente:

$$K_i^{V \rightarrow L} = \sum_{j=1}^{NP} K_{i,j}^{V \rightarrow L} \quad (3.25)$$

$$K_i^{L \rightarrow V} = \sum_{j=1}^{NP} K_{i,j}^{L \rightarrow V} \quad (3.26)$$

3.2.2. Balance de masa para el estado gaseoso

En esta sección se obtendrá el cálculo de la masa en estado gaseoso en la torre de destilación así como de los platos que la componen. También se analizará la masa para componente de la mezcla.

Cálculo de la masa total de vapor de la torre de destilación

El cambio de masa de vapor total que se encuentra dentro de una torre de destilación:

$$\frac{dM_T^V(t)}{dt} = \left(\sum_{i=1}^{NP} F_i^V + K^{L \rightarrow V} \right) - \left(\sum_{i=1}^{NP} E_i^V + K^{V \rightarrow L} \right) \quad (3.27)$$

$$M_T^V(t) = \sum_{i=1}^{NP} M_i^V(t) \quad (3.28)$$

Cálculo de la masa de vapor para un plato

$$\frac{dM_i^V(t)}{dt} = \left(V_{i+1} + F_i^V + \sum_{k=1}^{NP} R_k^{V_k} + K_i^{L \rightarrow V} \right) - \left(V_i + \sum_{k=i}^{NP} \bar{R}_k^{V_k} + E_i^V + K_i^{V \rightarrow L} \right) \quad (3.29)$$

Cálculo de la masa de vapor para componente

La variación de la masa de cada componente puede ser calculada a partir de un balance de masa por componente. Tomando en cuenta los flujos que entran y salen de los platos mostrados en la figura 3.4, es igual:

$$\frac{dM_{i,j}^V(t)}{dt} = \frac{d(M_i^V * y_{i,j})}{dt} = \left(V_{i+1} * y_{i+1,j} + F_i^V * z_{i,j}^V + \sum_{k=1}^{NP} R_k^{V_k} * \underline{y}_{i,j}^{\bar{R}_k^{V_k}} + K_{i,j}^{L \rightarrow V} \right) - \left(V_i * y_{i,j} + \sum_{k=i}^{NP} \bar{R}_k^{V_k} * y_{i,j} + E_i^V * y_{i,j} + K_{i,j}^{V \rightarrow L} \right) \quad (3.30)$$

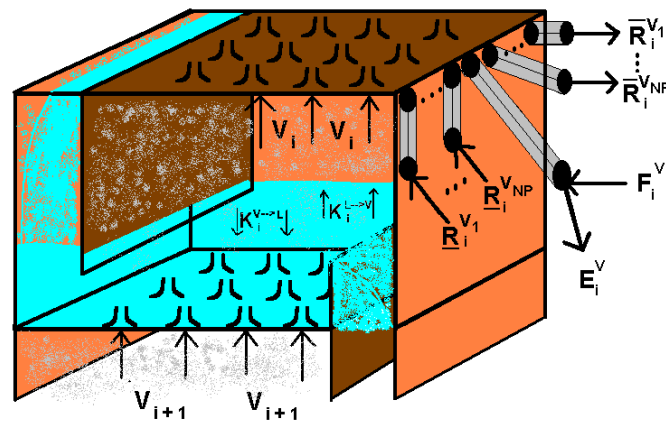


Figura 3.4. Diagrama general de un plato de destilación multicomponente para los flujos de vapor

La suma de las masas de cada componente es igual a la masa de la mezcla.

$$M_i^V = \sum_{j=1}^{NC} M_{i,j}^V = \sum_{j=1}^{NC} M_i^V * y_{i,j} \quad (3.31)$$

La composición de cada componente sería:

$$y_{i,j} = \frac{M_{i,j}^V}{M_i^V} \quad (3.32)$$

Cálculo del volumen que ocupa una masa de vapor

El cálculo del volumen de gas es poco un poco más complicado que para los líquidos por que el volumen del gas a cierta temperatura y presión puede ser más pequeño que el volumen que se tiene para dicha masa gaseosa o viceversa. Y volumen que realmente deberá ocupar una masa gaseosa sin compresión se puede obtener a partir del balance de volumen, considerando los flujos que entran y salen del plato *i* mostrados de la figura 3.4:

$$\frac{dV_i^V(t)}{dt} = \left(V_{i+1} * \bar{V}_{i+1}^V + F_i^V * \bar{V}_i^V + \sum_{k=1}^{NP} R_i^{V_k} * \bar{V}_k^V + K_i^{L \rightarrow V} * \bar{V}_i^V \right) - \left(V_i * \bar{V}_i^V + \sum_{k=i}^{NP} \bar{R}_i^{V_k} * \bar{V}_i^V + K_i^{V \rightarrow L} * \bar{V}_i^V \right) \quad (3.33)$$

Cuando el volumen del gas llega a ser superior al volumen que se puede ocupar en el plato i , el gas sufre una compresión hasta el volumen llegue a ser igual al que pueda ocupar. Este cambio afecta directamente la variable de presión y se debe a que los gases son comprensibles. Todos los gases tienen un límite de compresión, y cuando se llega a ese límite se tienen condiciones extremas o anormales de trabajo.

Nota importante

Si el volumen que se puede ocupar es menor que el volumen mínimo al que puede reducir la mezcla gaseosa comprimiéndose hasta su límite, entonces se manejarán situaciones extremas de presión. Si α es el coeficiente de compresibilidad de la mezcla gaseosa (%V).

Si $(l_2 * (l_3 - l_4)) * (l_1 - h_i^{L2}) < (\alpha * V_i^V)$ sonar la alarma y decir que la torre de destilación no tiene las características físicas para los flujos de vapor que se manejan.

Cálculo del volumen específico de la masa de vapor

Si $(l_2 * (l_3 - l_4)) * (l_1 - h_i^{L2}) > V_i^V$

$$\bar{V}_i^V = \frac{V_i^V}{M_i^V} \tag{3.34}$$

Si $(l_2 * (l_3 - l_4)) * (l_1 - h_i^{L2}) \leq V_i^V$

$$\bar{V}_i^V = \frac{(l_2 * (l_3 - l_4)) * (l_1 - h_i^{L2})}{M_i^V} \tag{3.35}$$

3.3. Análisis de los fluidos de la torre

El comportamiento hidrodinámico de los flujos de líquido y vapor dentro de la torre de destilación afecta directamente a la calidad de los productos obtenidos, por lo tanto en esta sección se analizarán algunas de sus propiedades y las leyes que los rigen. Esto es para poderlos describir en forma matemática y obtener las ecuaciones necesarias para integrarlas al modelo de la torre de destilación.

Cálculo de los flujos líquidos

En dependencia de los tipos de flujos que pueden existir en un sistema hidráulico, existen fórmulas matemáticas diferentes para describirlos. Por ello es muy importante saber que tipo de flujos se maneja. Estos tipos de flujos pueden caracterizar en dos:

- Un flujo de corriente es laminar (figura 3.5.a) cuando sus líneas de corrientes son rectas paralelas. Otra forma de identificarlo es el número de Reynolds $Re \leq 2100$.
- Un flujo de corriente es turbulento (figura 3.5.b) cuando sus líneas de corrientes no permanecen horizontales (no son rectas paralelas).

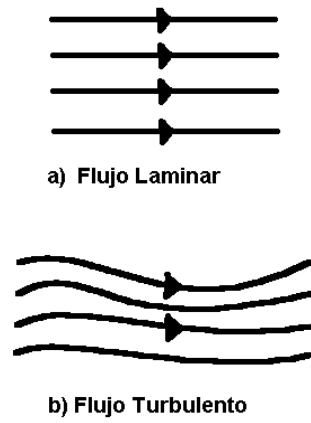


Figura 3.5. Tipos de fluidos que pueden existir en un sistema hidráulico.

Cálculo del flujo líquido entre las dos secciones

El flujo q_i es el que se desplaza entre las dos secciones del plato i y dependerá directamente la diferencia de presiones entre dichas secciones. Esto es, si la presión total en la sección 1 es mayor que la presión en la 2, deberá existir un flujo que se fluye desde la sección 1 hacia la 2 para un equilibrio de presiones. En la forma inversa si la presión de la sección 2 es mayor que la 1, el flujo se fluye en dirección contraria, por consiguiente la cantidad de masa que se desplazará entre las dos secciones estará regida por el siguiente equilibrio de presiones:

$$P_i^{T1} = P_i^{T2} \quad (3.36)$$

La presión total en el fondo de cada sección se calcula tomando como base la figura 3.2:

$$P_i^{T1} = P_{i-1} + \frac{g^* h_i^{L1}}{\bar{V}_i^{L1}} \quad (3.37)$$

$$P_i^{T2} = P_i + \frac{g^* h_i^{L2}}{\bar{V}_i^{L2}} \quad (3.38)$$

La diferencia de presiones que existe entre dos secciones sería:

$$\Delta P_i^T = P_i^{T1} - P_i^{T2} = P_{i-1} - P_i + \frac{g^* h_i^{L1}}{\bar{V}_i^{L1}} - \frac{g^* h_i^{L2}}{\bar{V}_i^{L2}} \quad (3.39)$$

Esta diferencia de presiones tiene que ser repartida en las dos secciones para llegar el estado de equilibrio que se está considerando.

$$\Delta P_i^T = \Delta P_i^1 + \Delta P_i^2 \quad (3.40)$$

Y para llegar el estado de equilibrio $\Delta P_i^1 = \Delta P_i^2$ (3.41)

La dirección de este flujo dependerá:

Si $\Delta P_i^T > 0$ el flujo q_i se fluye desde la sección 1 a la 2.

Si $\Delta P_i^T < 0$ el flujo q_i se fluye desde la sección 2 a la 1.

Si $\Delta P_i^T = 0$ el flujo $q_i = 0$ las dos secciones están en equilibrio.

Como cada sección tiene diferentes longitudes lineales y volúmenes específicos, se tienen las siguientes posibilidades:

Cuando $\Delta P_i^T > 0$, deberá fluir q_i de la sección 1 a la 2 para conseguir el equilibrio. Por lo tanto la presión que se deberá aportar el flujo q_i a la sección 2 sería:

$$\Delta P_i^2 = \frac{\Delta P_i^T}{2} \quad (3.42)$$

La presión que aporta este flujo en el fondo de la sección 2 es igual a:

$$\Delta P_i^2 = \frac{g * h_i^q}{\bar{V}_i^{L1}} \quad (3.43)$$

Además la altura proporcional h_i^q provocada por el flujo másico q_i en la sección 2 en función de las longitudes del plato y del flujo másico es igual a:

$$h_i^q = \frac{q_i * \bar{V}_i^{L1}}{(l_2 * (l_3 - 2 * l_4))} \quad (3.44)$$

Sustituyendo:

$$\frac{\Delta P_i^T}{2} = \frac{q_i * g}{(l_2 * (l_3 - 2 * l_4))} \quad (3.45)$$

Por lo tanto cuando $\Delta P_i^T > 0$ es igual a:

$$q_i = \left(\frac{(l_2 * (l_3 - 2 * l_4))}{2 * g} \right) * \Delta P_i^T \quad (3.46)$$

El resultado obtenido no es más que la masa líquida que necesita pasar de la sección 1 a la 2 para llegar al equilibrio de presiones en dichas secciones. Si se considera la unidad de tiempo en segundo y que el sistema llega su equilibrio en el tiempo T_{L1} , se obtiene el flujo másico que pasa desde sección 1 a la 2:

$$q_i = \left(\frac{(l_2 * (l_3 - 2 * l_4))}{2 * g * T_{L1}} \right) * \Delta P_i^T \quad (3.47)$$

Cuando $\Delta P_i^T < 0$ deberá fluir q_i de la sección 2 a la 1 para conseguir el equilibrio. La presión que aporta este flujo en el fondo de la sección 1 es igual a:

$$\Delta P_i^1 = \frac{g * h_i^q}{\bar{V}_i^{L2}} \quad (3.48)$$

Además la altura proporcional h_i^q provocada por el flujo másico q_i en la sección 1 en función de las longitudes del plato y del flujo másico es igual a:

$$h_i^q = \frac{q_i * \bar{V}_i^{L2}}{(l_2 * l_4)} \quad (3.49)$$

Sustituyendo:

$$\frac{\Delta P_i^T}{2} = \frac{q_i * g}{(l_2 * l_4)} \quad (3.50)$$

Por lo tanto cuando $\Delta P_i^T < 0$ es igual a:

$$q_i = - \frac{l_2 * l_4}{2 * g * T_{L1}} * \Delta P_i^T \quad (3.51)$$

El signo negativo indica que la dirección del flujo de la sección 2 a la 1 para llegar al equilibrio de presiones.

Cuando $\Delta P_i^T = 0$ no existe flujo que fluye porque las dos secciones están en equilibrio.

Cálculo de los reflujos y extracciones de la masa líquida

Los flujos \bar{R}_i^{Lk} , E_i^L son considerados como los gastos líquidos que salen del plato i, uno que servirá como reflujo que se dirige al plato k y el otro como extracción del producto. Las variables \bar{R}_i^{Lk} , E_i^L son afectadas directamente por la velocidad con que llega el flujo q_i y la presión del gas.

Para simplificar el modelo matemático se considera el mismo tipo de tubería para las extracciones como para los reflujos. Aplicando la ecuación de balance mecánico en fluidos de Bernoulli, se obtiene la siguiente expresión:

$$\left(\frac{(v_i^q)^2}{2} + g * z_i^q + P_{i-1} * \bar{V}_i^{L1} \right) = \left(\frac{(v_i^s)^2}{2} + g * z_i^s + P_i * \bar{V}_i^{L2} \right) \quad (3.52)$$

z_i^q es la altura media con la que entra el flujo q_i a la sección 2 y es igual a:

$$\text{Si } h_i^{L1} \leq l_6 \quad z_i^q = \frac{h_i^{L1}}{2} \quad (3.53)$$

$$\text{Si } l_6 < h_i^{L1} \quad z_i^q = \frac{l_6}{2} \quad (3.54)$$

v_i^q es la velocidad con la que entra el flujo q_i a la sección 2 es igual a:

$$v_i^q = \frac{q_i * \bar{V}_i^{L1}}{2 * l_2 * z_i^q} \quad (3.55)$$

z_i^s es la altura media con la que sale el flujo E_i^L o \bar{R}_i^{Lk} , y es igual a:

$$\text{Si } h_i^{L2} \leq l_7 \quad z_i^s = \frac{h_i^{L2}}{2} \quad (3.56)$$

$$\text{Si } l_7 < h_i^{L2} \quad z_i^s = \frac{l_7}{2} \quad (3.57)$$

v_i^s es la velocidad es la velocidad con la que sale el flujo E_i^L o \bar{R}_i^{Lk} de la sección 2, despejando de la expresión (3.51) se obtiene:

$$v_i^s = \sqrt{2 * \left(\frac{(v_i^q)^2}{2} + g * (z_i^q - z_i^s) + P_{i-1} * \bar{V}_i^{L1} - P_i * \bar{V}_i^{L2} \right)} \quad (3.58)$$

$$E_i^L = (\%E_i^L) * \frac{v_i^s * A^{E_i}}{\bar{V}_i^{L2}} \quad (3.59)$$

$$\bar{R}_i^{Lk} = (\%\bar{R}_i^{Lk}) * \frac{v_i^s * A^{R_i^{Lk}}}{\bar{V}_i^{L2}} \quad (3.60)$$

$A^{R_i^{Lk}}$ es el área de chorro del reflujo que sale del plato i y que se dirige al plato k Como las tuberías son cilíndricas, el área del chorro del reflujo de salida se obtiene de la siguiente forma:

$$\text{Si } 0 \leq h_i^{L2} \leq l_7 \quad A^{R_i^{Lk}} = \pi * \left(\frac{l_7}{2}\right) * \left(\frac{h_i^{L2}}{2}\right) \quad (3.61)$$

$$\text{Si } l_7 < h_i^{L2} \quad A^{R_i^{Lk}} = \pi * \left(\frac{l_7}{2}\right)^2 \quad (3.62)$$

A_i^E es el área del chorro de la extracción del producto:

$$A_i^E = A^{R_i^{Lk}} \quad (3.63)$$

Cálculo del líquido que sale de cada plato

El flujo L_i es el líquido que sale del plato i . Esta variable depende directamente de la altura del vertedero y la altura del líquido de la sección 2 del plato i . Esto es si la altura del líquido es más grande que la altura del vertedero, el líquido se derrama hasta igualar la altura. El flujo que se derrama será el flujo L_i .

$$\text{Si } h_i^{L2} \leq l_5 \quad L_i = 0 \quad (3.64)$$

$$\text{Si } h_i^{L2} > l_5 \quad L_i = \frac{l_2 * (l_3 - 2 * l_4) * (h_i^{L2} - l_5)}{\bar{V}_i^{L2}} \quad (3.65)$$

Es importante señalar que como se manejan ecuaciones y variables generales, y el flujo L_i está definido como el líquido que se derrama del plato i al plato $i+1$, existirán dos variables que no están definidas que son las siguientes:

$$L_o = L_{NP} = 0 \quad (3.66)$$

3.4. Cálculo de los flujos gaseosos

En esta sección se analizarán los flujos en forma de vapor obteniendo una ecuación lineal que describa el comportamiento del mismo.

Cálculo del vapor que sale de cada plato

V_i es el flujo gaseoso que atraviesa la torre de destilación por medio de dispositivos que permiten el paso entre los platos. Estos dispositivos pueden ser de diferentes maneras o tipos. La más usual para la industria hoy en día son las válvulas de presión. El flujo de vapor V_i que se escapa del plato i al plato $i-1$ por medio de estas válvulas. Estas tienen como peculiaridades abrirse sólo cuando la presión de vapor en el plato i es mayor que la presión de trabajo de la misma válvula P_i^* . Según la figura 3.4, las válvulas de escape solamente abrirán cuando:

$$\text{Si } (h_i^{L2} - h_B) \leq 0 \quad (P_i - P_i^*) > 0 \quad (3.67)$$

$$\text{Si } (h_i^{L2} - h_B) > 0 \quad \left(P_i - P_i^* - \frac{g^*(h_{i-1}^{L2} - h_B)}{\bar{V}_{i-1}^{L2}} \right) > 0 \quad (3.68)$$

Se considera el tiempo T_{V_i} para que el sistema llegue su equilibrio, el flujo de vapor V_i , se puede calcular a partir de la ley de los gases ideales y de la masa total de vapor de cada plato. Esto sería:

$$\text{Si } (h_i^{L2} - h_B) \leq 0 \quad (P_i - P_i^*) > 0$$

$$V_i = \left[M_i^V - \frac{(P_i^*) * (l_2 * (l_3 - l_4) * (l_1 - h_i^{L2}))}{(KT_i) * \left(\sum_{j=1}^{NC} \frac{y_{i,j}}{M_j^*} * N_A \right)} \right] * \left[\frac{1}{T_{V_i}} \right] \quad (3.69)$$

N_A : Es el número de Avogadro.

$$\text{Si } (h_i^{L2} - h_B) > 0 \quad \left(P_i - P_i^* - \frac{g^*(h_{i-1}^{L2} - h_B)}{\bar{V}_{i-1}^{L2}} \right) > 0$$

$$V_i = \left[M_i^V - \frac{\left(P_i^* + \frac{g^*(h_{i-1}^{L2} - h_B)}{\bar{V}_{i-1}^{L2}} \right) * (l_2 * (l_3 - l_4) * (l_1 - h_i^{L2}))}{(KT_i) * \left(\sum_{j=1}^{NC} \frac{y_{i,j}}{M_j^*} * N_A \right)} \right] * \left[\frac{1}{T_{V_i}} \right] \quad (3.70)$$

Ni ninguna de los anteriores se cumple:

$$V_i = 0 \quad (3.71)$$

Es importante señalar que como se manejan ecuaciones y variables generales, y el flujo V_i está definido como el flujo de vapor que se sale del plato i pasando al plato $i-1$, por eso existirá una variable que no está definida:

$$V_1 = 0 \quad (3.72)$$

Cálculos de los reflujos y extracciones de masa en forma de vapor

Los flujos \bar{R}_i^V, E_i^V son considerados como los flujos gaseosos que salen del plato i , uno que servirá como reflujo que se dirige al plato k y el otro como extracción del producto. Las variables \bar{R}_i^V, E_i^V son afectadas directamente por los flujos de vapor que entran y la presión de gas de los platos i, k .

Para simplificar el modelo matemático se considera el mismo de tipo de tubería para las extracciones como para los reflujos. Utilizando la ecuación de balance de energía mecánico de Bernoulli se obtienen las expresiones:

$$v_i^{R_k} = \sqrt{2 * \left(\frac{(v_{i-1}^V)^2}{2} + P_i * \bar{V}_i^V - P_k * \bar{V}_k^V \right)} \quad (3.73)$$

$$v_i^E = \sqrt{2 * \left(\frac{(v_{i-1}^V)^2}{2} + P_i * \bar{V}_i^V - P_k^R * \bar{V}_i^R \right)}$$

v_i^V es la velocidad con la que sale el flujo de vapor V_i :

$$v_i^V = \frac{(V_i * \bar{V}_i^V)}{(v^*) * \left(\frac{\pi * (l_9)^2}{4} \right)} \quad (3.74)$$

La extracción y los reflujos internos se obtienen de la siguiente manera:

$$\text{Si } M_i^V = 0 \quad E_i^V = \bar{R}_i^{V_k} = 0 \quad (3.75)$$

Si $M_i^V > 0$

$$\bar{R}_i^{R_k} = (\% \bar{R}_i^{R_k}) * \left(\frac{1}{\bar{V}_i^V} \right) * \left(\frac{\pi * (l_8)^2}{4} \right) * \sqrt{2 * \left(\frac{(v_{i-1}^V)^2}{2} + P_i * \bar{V}_i^V - P_k * \bar{V}_k^V \right)} \quad (3.76)$$

$$E_i^V = (\% E_i^V) * \left(\frac{1}{\bar{V}_i^V} \right) * \left(\frac{\pi * (l_8)^2}{4} \right) * \sqrt{2 * \left(\frac{(v_{i-1}^V)^2}{2} + P_i * \bar{V}_i^V - P_i^R * \bar{V}_i^R \right)} \quad (3.77)$$

Cálculo de la masa de condensación en un plato de destilación

La temperatura en la que se forma la primera burbuja de vapor cuando se calienta un líquido lentamente a presión constante, es el **punto de burbuja** del líquido. Así mismo, si se enfría lentamente una mezcla gas-líquido manteniendo una presión determinada, la temperatura a la que forma la primera gota líquida es el **punto de rocío** del vapor. El cálculo de las temperaturas de burbuja y de rocío puede ser relativamente complicado para una mezcla arbitraria de sustancias, sin embargo, si la fase líquida se comporta como una disolución ideal, los cálculos son relativamente directos.

Para diseñar una unidad de un proceso de separación, se deben conocer ciertas propiedades físicas del sistema con el que se trabaja. Antes de diseñar una columna de destilación se debe saber que tan volátil es cada componente, lo que significa conocer la presión de vapor de cada sustancia como una función de la temperatura.

La termodinámica de equilibrio de fases estudia las relaciones generales que rigen la distribución de una sustancia entre una fase gaseosa y una fase líquida. La ley de Raoult describe la relación entre la presión parcial del vapor $p_j^*(T)$ y la presión total (P_i).

$$y_i * P_i = x_j * p_j^*(T) \quad (3.78)$$

$K_{i,j}^{V \rightarrow L}$ es la masa gaseosa que condensa al líquido. Esta variable es directamente relacionada con los puntos de burbuja y los puntos de rocío, así como las presiones de trabajo. Para la torre de destilación en cada plato i siempre existen 2 fases (líquido y gas) que se encuentran siempre en contacto directo. Este contacto hace que las dos fases tiendan a un equilibrio térmico. Este equilibrio se logra por la condensación o evaporación de una parte o total de la mezcla de vapor o líquida.

Si se conoce la temperatura y la presión de trabajo de cada plato se pueden llegar las siguientes deducciones:

- La fase de vapor del componente j se encuentra como vapor sobrecalentado si cumple la siguiente expresión:

$$y_{i,j} * P_i < x_{i,j}^2 * p_{i,j}^*(T) \quad (3.79)$$

Por consiguiente la fase gaseosa del componente j no se condensará.

- La fase de vapor del componente j se encuentra como vapor saturado si cumple la siguiente expresión:

$$y_{i,j} * P_i = x_{i,j}^2 * p_{i,j}^*(T) \quad (3.80)$$

El vapor saturado de encuentra a temperatura de rocío del componente j , un aumento de presión y/o disminución de temperatura la relación anterior cambiará:

$$y_{i,j} * P_i > x_{i,j}^2 * p_{i,j}^*(T) \quad (3.81)$$

Una parte de la fase de vapor se condensará hasta establecer el equilibrio otra vez. Sustituyendo las variables $y_{i,j}$, $x_{i,j}$ se obtiene:

$$\left(\frac{M_{i,j}^V}{M_i^V} \right) * P_i > \left(\frac{M_{i,j}^{L2}}{M_i^{L2}} \right) * p_{i,j}^*(T) \quad (3.82)$$

Se sabe que $K_{i,j}^{V \rightarrow L}$ es el flujo de masa que se condensará para lograr el equilibrio.

$$\left(\frac{M_{i,j}^V - K_{i,j}^{V \rightarrow L}}{M_i^V - K_{i,j}^{V \rightarrow L}} \right) * P_i = \left(\frac{M_{i,j}^{L2} + K_{i,j}^{V \rightarrow L}}{M_i^{L2} + K_{i,j}^{V \rightarrow L}} \right) * p_{i,j}^*(T) \quad (3.83)$$

La expresión (3.83) equivale la siguiente expresión:

$$\left(\frac{p_{i,j}^*(T)}{P_i} - 1\right) * (K_{i,j}^{V \rightarrow L})^2 + \left(M_{i,j}^V - M_i^{L2} + \frac{p_{i,j}^*(T)}{P_i} * (M_{i,j}^{L2} - M_i^V)\right) * (K_{i,j}^{V \rightarrow L}) + \left(M_{i,j}^V * M_i^{L2} - \frac{p_{i,j}^*(T)}{P_i} * (M_{i,j}^{L2} * M_i^V)\right) = 0 \quad (3.84)$$

La ecuación (3.84) es una ecuación cuadrática, analizando sus posibles soluciones se tiene:

$$\text{Si } y_{i,j} * P_i \leq x_{i,j}^2 * p_{i,j}^*(T) \quad K_{i,j}^{V \rightarrow L} = 0 \quad (3.85)$$

$$\text{Si } y_{i,j} * P_i > x_{i,j}^2 * p_{i,j}^*(T) \quad K_{i,j}^{V \rightarrow L} = \left(\frac{-b + \sqrt{b^2 - 4 * a * c}}{2 * a}\right) \quad (3.86)$$

Donde:

$$a = \left(\frac{p_{i,j}^*(T)}{P_i} - 1\right) \quad (3.87)$$

$$b = \left(M_{i,j}^V - M_i^{L2} + \frac{p_{i,j}^*(T)}{P_i} * (M_{i,j}^{L2} - M_i^V)\right) \quad (3.88)$$

$$c = \left(M_{i,j}^V * M_i^{L2} - \frac{p_{i,j}^*(T)}{P_i} * (M_{i,j}^{L2} * M_i^V)\right) \quad (3.89)$$

Si se considera el tiempo $T_{V_2}(s)$ para que el sistema llegue equilibrio la ecuación (3.86) quedaría:

$$K_{i,j}^{V \rightarrow L} = \left(\frac{-b + \sqrt{b^2 - 4 * a * c}}{2 * a * T_{V_2}}\right) \quad (3.90)$$

Cálculo de las presiones de vapor de un componente

La volatilidad de una sustancia depende de la presión de vapor a una determinada temperatura. Una ecuación simple para correlacionar bien la presión de vapor y la temperatura es la **ecuación de Antoine** (Felder, 1986):

$$\log_{10} p^*(T) = A - \left(\frac{B}{T + C}\right) \quad (3.91)$$

$$p^*(T) = 10^{\left(A - \left(\frac{B}{T + C}\right)\right)} \quad (3.92)$$

3.5. Balance de Energía

Energía interna: La energía de una sustancia no incluye la energía que esta tal vez ya tenga como resultado de su posición macroscópica o de su movimiento. En lugar de ellos, el término refiere a la energía de las moléculas que forman la sustancia, las cuales se encuentran en movimiento continuo y tienen la energía cinética de traslación, con excepción de las moléculas monoatómicas que también poseen energía cinética de rotación y vibración interna. La adición de calor a la sustancia aumenta esta actividad molecular, provocando un aumento de energía interna. La energía interna de una sustancia también incluye la energía potencial resultante de las fuerzas intermoleculares (Smith y Otros, 1995).

Es importante entender claramente este concepto cuando se aplica un balance de energía desde punto de vista macroscópico en lugar a nivel atómico o molecular.

3.5.1. Análisis de las propiedades caloríficas del sistema

Aplicando la ley de conservación de energía, partiendo de balance de energía interna que se analizó en el capítulo I, se tiene:

$$\frac{d(M * U(t))}{dt} = \sum_{j=1}^{NF_{ent}} m_j * (u_j + P_j * \bar{V}_j) - \sum_{j=1}^{NF_{sal}} m_j * (u_j + P_j * \bar{V}_j) + Q(t) - \beta_A(t) \quad (3.93)$$

La energía interna se define como:

$$H = U + P * \bar{V} \quad (3.94)$$

$$\frac{d(M * U(t))}{dt} = \sum_{j=1}^{NF_{ent}} m_j * (H_j) - \sum_{j=1}^{NF_{sal}} m_j * (H_j) + Q(t) - \beta_A(t) \quad (3.95)$$

Cálculo de la energía interna líquida para la sección 1

Partiendo de la figura 4.2, 4.4 y la ecuación (3.95) se tiene:

$$\frac{d(M_i^{L1} * U_i^{L1})}{dt} = D_i = \left(L_{i-1} * H_{i-1}^{L2} + F_i^L * H_i^{FL} + \sum_{k=1}^{NP} R_i^{Lk} * H_i^{Rk} \right) - (q_i * H_i^{L1}) - M_i^{L1} * \beta_A^{L1} \quad (3.96)$$

Derivando la parte izquierda, se tiene:

$$\frac{d(M_i^{L1})}{dt} * U_i^{L1} + \frac{d(U_i^{L1})}{dt} * M_i^{L1} \quad (3.97)$$

El cambio de la energía interna líquida de la sección 1 es:

$$\frac{d(U_i^{L1})}{dt} = \left(\frac{D_i - \frac{d(M_i^{L1})}{dt} * (U_i^{L1})}{M_i^{L1}} \right) \quad (3.98)$$

Cálculo de la energía interna líquida y de vapor de la sección 2

Partiendo del balance entálpico y considerando los flujos de entrada y de salida mostrados en las figuras 3.2, 3.4 se tiene:

$$\begin{aligned} \frac{d(M_i^{L2} * U_i^{L2})}{dt} = & (q_i * H_i^{L1} + K_i^{V \rightarrow L} * H_i^V) - \\ & \left(L_i H_i^{L2} + E_i^{L2} + \sum_{k=1}^{NP} \bar{R}_i^{Lk} * H_i^{L2} + K_i^{L \rightarrow V} * H_i^{L2} \right) - M_i^{L2} * \beta_{A_i}^{L2} \end{aligned} \quad (3.99)$$

Para la fase gaseosa que se encuentra en la sección 2:

$$\begin{aligned} \frac{d(M_i^V * U_i^V)}{dt} = & \left(V_{i+1} * H_{i+1}^V + F_i^V * H_i^{FV} + \sum_{i=1}^{NP} R_i^{V_k} * H_i^{\bar{R}^k} + K_i^{L \rightarrow V} * H_i^{L2} \right) - \\ & \left(V_i * H_i^V + \sum_{k=i}^{NP} \bar{R}_i^{V_k} * H_i^V + E_i^V * H_i^V + K_i^{V \rightarrow L} * H_i^V \right) - M_i^V * \beta_{A_i}^V \end{aligned} \quad (3.100)$$

La suma de las ecuaciones (3.99), (3.100) es la energía interna total del plato i:

$$E_i = \left(\frac{d(M_i^{L2} * U_i^{L2})}{dt} + \frac{d(M_i^V * U_i^V)}{dt} \right) \quad (3.101)$$

Cuando las dos fases se encuentran en contacto directo se considera que el sistema llega a su equilibrio térmico, por lo tanto:

$$U_i^{L2} = U_i^V \quad (3.102)$$

Por lo tanto la derivada de la energía interna de vapor es igual a:

$$\frac{d(U_i^V)}{dt} = \frac{\left(E_i - \left(\frac{d(M_i^{L2})}{dt} + \frac{d(M_i^V)}{dt} \right) * U_i^V \right)}{(M_i^{L2} + M_i^V)} \quad (3.103)$$

Cálculo de la masa de evaporación de cada plato

Partiendo del balance entálpico para una fase gaseosa de un componente de una mezcla que se encuentra en la sección 2 se tiene:

(3.104)

$$\frac{d(M_{i,j}^V * U_i^V)}{dt} = \left(V_{i+1} * y_{i,j} * H_{i+1}^V + F_i^V * z_{i,j}^V * H_i^{FV} + \sum_{k=1}^{NP} R_i^{V_k} * \underline{y}_{i,j}^{\bar{R}_i^{V_k}} * H_i^{\bar{R}_i^{V_k}} + K_i^{L \rightarrow V} * H_i^{L2} \right) - \left(V_i * y_{i,j} * H_i^V + \sum_{k=i}^{NP} \bar{R}_i^{V_k} * y_{i,j} * H_i^V + E_i^V * y_{i,j} * H_i^V + K_i^{V \rightarrow L} * H_i^V \right) - M_{i,j}^V * \beta_{A_i}^V$$

$$K_{i,j}^{L \rightarrow V} = \left(\frac{F_i}{H_i^{L2}} \right) \quad (3.105)$$

Donde F_i es igual a:

$$F_i = \left(\frac{d(M_{i,j}^V)}{dt} * U_i^V + \frac{d(U_i^V)}{dt} * M_{i,j}^V \right) + \left(V_i * Y_{i,j} + \sum_{k=i}^{NP} \bar{R}_i^{V_k} * y_{i,j} + E_i^V * y_{i,j} + K_{i,j}^{V \rightarrow L} \right) * H_i^V - \left(V_{i+1} * y_{i+1,j} * H_{i+1}^V + F_i^V * z_{i,j}^V * H_i^{FV} + \sum_{k=1}^{NP} R_i^{V_k} * \underline{y}_{i,j}^{\bar{R}_i^{V_k}} * H_i^{\bar{R}_i^{V_k}} \right) + M_{i,j}^V * \beta_{A_i}^V \quad (3.106)$$

Cálculo de las entalpías de los flujos líquidos y de vapor

De la ecuación (3.94) sustituyendo las variables del modelo la entalpía para diferentes secciones son igual a:

$$H_i^{L1} = (U_i^{L1} + P_{i-1} * \bar{V}_i^{L1}) \quad (3.107)$$

$$H_i^{L2} = (U_i^{L2} + P_{i-1} * \bar{V}_i^{L2}) \quad (3.108)$$

$$H_i^V = (U_i^V + P_{i-1} * \bar{V}_i^V) \quad (3.109)$$

3.5.2. Pérdidas de energía en el sistema

Perdidas por fricción en las tuberías de reflujos

El flujo de los fluidos en las tuberías siempre está acompañado de rozamiento de las partículas entre sí y con la tubería, se tiene que existir una pérdida de presión en el sentido de flujo. La ecuación general conocida como la fórmula de Darcy (Reza, 1993):

$$\Delta P = \left(\frac{f * l * v^2}{2 * D * \bar{V}} \right) \quad (3.110)$$

Para poder utilizar la fórmula (3.111) se necesitan calcular las longitudes de las tuberías y el número de codos a 90° de los reflujos que van de un plato a otro. Estos se pueden calcular a partir de las figuras 3.6, 3.7. Por lo tanto estas variables son iguales a:

Para $i > k$:

$$D^{\bar{R}_i^{L_k}} = l_2 + l_3 - l_7 + 6 * l_{10} + l_1 * (i - k + 1) \quad (3.111)$$

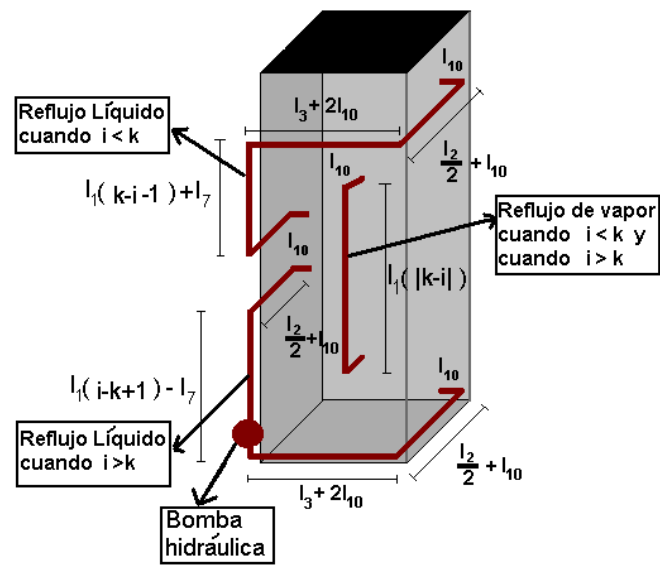


Figura 3.6. Diagrama general de las distancias de las tuberías para los reflujos internos de la torre de destilación multicomponente.

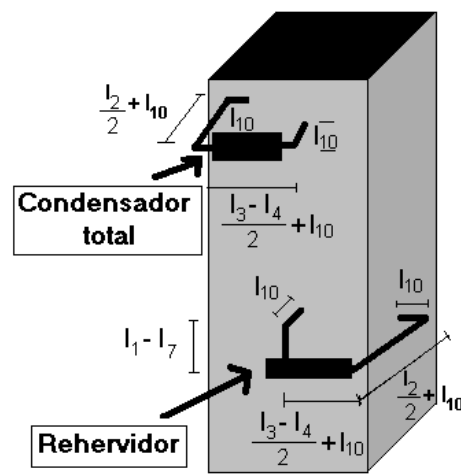


Figura 3.6. Diagrama general de las distancias de las tuberías para los intercambiadores de calor.

Para $i < k$:

$$D^{\bar{R}_i^{Lk}} = l_2 + l_3 + l_7 + 6 * l_{10} + l_1 * (k - i - 1) \quad (3.112)$$

Para $i = k$:

$$D^{\bar{R}_i^{Lk}} = l_1 - l_7 + 4 * l_{10} + \left(\frac{l_2 + l_3 - l_4}{2} \right) \quad (3.113)$$

$$D^{\bar{R}_i^{V_k}} = \left(\frac{l_2 + l_3 - l_4}{2} \right) + 4 * l_{10} \quad (3.114)$$

$$N_c^{\bar{R}_i^{Lk}} = N_c^{\bar{R}_i^{V_k}} = 3 \quad (3.115)$$

Para $i \neq k$:

$$D_{\bar{R}_i^{L_k}} = l_1 * (i - k) + 2 * l_{10} \quad (3.116)$$

$$N_c^{\bar{R}_i^{L_k}} = 5 \quad (3.117)$$

$$N_c^{\bar{R}_i^{V_k}} = 2 \quad (3.118)$$

Utilizando la fórmula (3.110) se obtienen las pérdidas de presión en las tuberías para cada reflujo:

$$\beta_{f_r}^{\bar{R}_i^{L_k}} = \left(\frac{(\beta_f^R) * (D_{\bar{R}_i^{L_k}})^2 * (\bar{R}_i^{L_k})^2 * \bar{V}_i^{L2}}{2 * (l_7) * (A^{R_i^{L_k}})} \right) \quad (3.119)$$

$$\beta_{f_r}^{\bar{R}_i^{V_k}} = \left(\frac{(\beta_f^V) * (D_{\bar{R}_i^{V_k}})^2 * (\bar{R}_i^{V_k})^2 * \bar{V}_i^V}{2 * (l_8) * \left(\frac{\pi * (l_8)^2}{4} \right)} \right) \quad (3.120)$$

Según **Greenne** (1993), la pérdida de presión en un codo de tubería es igual a:

$$\Delta P = 30 * \left(\frac{f * v^2}{2 * \bar{V}} \right) \quad (3.121)$$

Y la pérdida de presión en una llave de paso es:

$$\Delta P = 45 * \left(\frac{f * v^2}{2 * \bar{V}} \right) \quad (3.122)$$

Sustituyendo, las pérdidas de presión en los accesorios son:

$$\beta_{f_a}^{\bar{R}_i^{L_k}} = (30 * N_c^{L_k} + 45) * \left(\frac{(\beta_f^R) * (\bar{R}_i^{L_k})^2 * \bar{V}_i^{L2}}{2 * (A^{R_i^{L_k}})} \right) \quad (3.123)$$

$$\beta_{f_a}^{\bar{R}_i^{V_k}} = (30 * N_c^{V_k} + 45) * \left(\frac{(\beta_f^V) * (\bar{R}_i^{V_k})^2 * \bar{V}_i^V}{2 * \left(\frac{\pi * (l_8)^2}{4} \right)} \right) \quad (3.124)$$

Las pérdidas totales por ficción en cada reflujo interno de la torre:

$$\beta_f^{\bar{R}_i^{L_k}} = \beta_{f_r}^{\bar{R}_i^{L_k}} + \beta_{f_a}^{\bar{R}_i^{L_k}} \quad (3.125)$$

$$\beta_f^{\bar{R}_i^{V_k}} = \beta_{f_r}^{\bar{R}_i^{V_k}} + \beta_{f_a}^{\bar{R}_i^{V_k}} \quad (3.126)$$

Pérdidas al medio ambiente

Las pérdidas al medio ambiente debido a que la torre de destilación y las tuberías de los reflujo están en contacto con el medio ambiente produciendo una transferencia principalmente entre ellos. Para simplificar el modelo las pérdidas al medio ambiente se pueden calcular con la siguiente fórmula (Ricker, 1974):

$$\beta_A = (Area) * \beta_A^L * H \quad (3.127)$$

Las pérdidas al medio ambiente para los reflujo son:

$$\beta_A^{\bar{R}_i^{Lk}} = (D^{\bar{R}_i^{Lk}}) * (\pi * l_7) * (\beta_A^L) * (H_i^{L2}) \quad (3.128)$$

$$\beta_A^{\bar{R}_i^{Vk}} = (D^{\bar{R}_i^{Vk}}) * (\pi * l_8) * (\beta_A^V) * (H_i^V) \quad (3.129)$$

Las pérdidas al medio ambiente para los platos son:

$$\beta_{A_i}^{L1} = (2 * l_4 * h_i^{L1} + l_2 * h_i^{L1}) * (\beta_A^L) * (H_i^{L1}) \quad (3.130)$$

$$\beta_{A_i}^{L2} = 2 * (l_3 - 2 * l_4) * h_i^{L2} * (\beta_A^L) * (H_i^{L2}) \quad (3.131)$$

$$\beta_{A_i}^V = (2 * (l_3 - l_4) * (l_1 - h_i^{L2} + l_2 * (l_1 - h_i^{L2}))) * (\beta_A^V) * (H_i^V) \quad (3.132)$$

3.6. Cálculos de los reflujo, bombas e intercambiadores de calor

En esta sección se presenta el análisis de balance de energía mecánica y de energía calorífica para los diferentes sistemas que lo necesitan. Se analizarán detenidamente las variables más importantes que presentan en los reflujo considerando la energía mínima necesaria para las bombas e intercambiadores de calor.

3.6.1. Caracterización de los reflujo

Una torre de destilación multicomponente está compuesta por los reflujo líquidos internos.

Estos se representan con la variable \bar{R}_i^{Lk} y están definidos de la siguiente manera:

- Los reflujo líquidos \bar{R}_i^{Lk} que llevan la masa líquida del plato i al plato k. Se caracterizan por $i \neq k$.
- Los reflujo \bar{R}_i^{Lk} que se utilizan para la introducción de un intercambiador de calor al plato (rehervidor o condensador). Se caracterizan por $i = k$.

3.6.2. Cálculo de los reflujos sin intercambiador de calor

Estos reflujos refieren a los flujos que desplazan la masa líquida o en forma de vapor de un plato a otro. Como no existe intercambio de masa con el exterior se puede decir que la masa que entra es igual a la que sale, por lo tanto:

$$\underline{R}_i^{Lk} = \overline{R}_i^{Lk} \quad (3.133)$$

$$\underline{R}_i^{Vk} = \overline{R}_i^{Vk} \quad (3.134)$$

También se deduce que:

$$\underline{x}_{i,j}^{\overline{R}_i^{Lk}} = x_{i,j} \quad (3.135)$$

$$\underline{y}_{i,j}^{\overline{R}_i^{Lk}} = y_{i,j} \quad (3.136)$$

Las entalpías de los reflujos que entra se calculan de la manera siguiente:

$$H^{\overline{R}_i^{Lk}} = H_i^{L2} - \beta_A^{\overline{R}_i^{Lk}} \quad (3.137)$$

$$H^{\overline{R}_i^{Vk}} = H_i^{V2} - \beta_A^{\overline{R}_i^{Vk}} \quad (3.138)$$

Las pérdidas al medio ambiente dependerán de las características de la mezcla, de la longitud de la tubería. Cuando los reflujos se dirigen a los platos inferiores, el flujo llegará sin necesidad de ayuda de un sistema de bombeo. Pero cuando se dirigen a los platos superiores se necesita una bomba.

Partiendo de la ecuación de balance de energía mecánica, se tiene:

$$m_{Fe} * \left(\frac{v_{Fe}^2}{2} + g * z_{Fe} + P_{Fe} * \overline{V}_{Fe} \right) + W_e(t) = m_{Fs} * \left(\frac{v_{Fs}^2}{2} + g * z_{Fs} + P_{Fs} * \overline{V}_{Fs} \right) + \beta_f \quad (3.139)$$

Se supone que masa que entra es igual a la masa que sale, esto es:

$$m_{Fe} = m_{Fs} \quad (3.140)$$

$$v_{Fe} = v_{Fs} \quad (3.141)$$

Por lo tanto la capacidad mínima de bombeo que requiere el reflujo es:

$$W_i^{\overline{R}_i^{Lk}} = \overline{R}_i^{Lk} * \left(g * (i - k) * l_1 + V_i^{L2} * \left(P_{k-1} - P_i - \beta_f^{\overline{R}_i^{Lk}} \right) \right) \quad (3.142)$$

$$W_i^{\overline{R}_i^{Vk}} = \overline{R}_i^{Vk} * \left(g * (i - k) * l_1 + V_i^V * \left(P_{k-1} - P_i - \beta_f^{\overline{R}_i^{Vk}} \right) \right) \quad (3.160)$$

3.6.3. Cálculo de los reflujos con rehervidores

Estos reflujos se refieren a los flujos líquidos que salen del plato i, y se introduce en un rehervidor total, donde la masa que entra en forma líquida se transforma de vapor, como en

los reflujo no existe intercambio de masa con el exterior se dice que la masa que entra es igual a la masa que sale, por lo tanto:

$$\bar{R}_i^{V_k} = R_i^{L_k} = \bar{R}_i^{L_k} \quad (3.161)$$

$$y_{i,j}^{\bar{R}_i^{V_k}} = x_{i,j}^{L_2} \quad (3.162)$$

Partiendo de un balance entálpico se tiene que:

$$\bar{R}_i^{L_k} * H_i^{L_2} + Q_i^{Ca} = R_i^{V_k} * H_{\bar{R}_i^{V_k}} + \beta_A \bar{R}_i^{L_k} \quad (3.163)$$

Por lo tanto:

$$H_{\bar{R}_i^{V_k}} = H_i^{L_2} + \left(\frac{Q_i^{Ca} - \beta_A \bar{R}_i^{L_k}}{\bar{R}_i^{L_k}} \right) \quad (3.164)$$

Por efectos de diseño el calor mínimo que debe agregar el intercambiador de calor para que la masa líquida se transforme en vapor se logra cuando se cumple la siguiente igualdad:

$$H_{\bar{R}_i^{V_k}} = H_i^V \quad (3.165)$$

Sustituyendo en la ecuación (4.164):

$$Q_i^{Ca_m} = \bar{R}_i^{L_k} * (H_i^V - H_i^{L_2} + \beta_A \bar{R}_i^{L_k}) \quad (3.166)$$

Por lo tanto el calor que deberá suministrar el rehervidor tendrá que ser mayor o igual que el calor mínimo requerido. Esto es:

$$Q_i^{Ca} \geq Q_i^{Ca_m} \quad (3.167)$$

3.6.4. Cálculo de los reflujo con condensadores

Estos reflujo refieren al flujo en forma de vapor que sale del plato i, y se introduce en un condensador total, donde la masa que entra en forma de vapor se condensa a la forma líquida. Este flujo se devolverá a la torre al mismo plato pero ahora como reflujo líquido. Como en los reflujo no existe intercambio de masa con el exterior se deduce que la masa que entra es igual a la masa que sale, por lo tanto:

$$R_i^{L_k} = \bar{R}_i^{V_k} \quad (3.168)$$

También se puede decir que la composición de la masa no cambia, por lo tanto:

$$x_{i,j}^{\bar{R}_i^{L_k}} = y_{i,j} \quad (3.169)$$

Partiendo de un balance entálpico se tiene que:

$$\bar{R}_i^{V_k} * H_i^V = \bar{R}_i^{L_k} * H_i^{L1} + \beta_A^{V_k} + Q_i^{Co} \quad (3.170)$$

Por lo tanto:

$$H_i^{L_k} = H_i^V - \left(\frac{Q_i^{Co} + \beta_A^{V_k}}{\bar{R}_i^{V_k}} \right) \quad (3.171)$$

Para efectos de diseño el calor mínimo al que debe disminuir el intercambiador de calor para que la masa en forma en vapor se transforme en forma líquida, se cumple cuando cumple la siguiente igualdad:

$$H_i^{L_k} = H_i^{L1} \quad (3.172)$$

Sustituyendo en la ecuación (4.171) se obtiene:

$$Q_i^{Co_m} = \bar{R}_i^{V_k} * \left(H_i^V - H_i^{L1} + \beta_A^{V_k} \right) \quad (3.173)$$

El calor que deberá disminuir el condensador tendrá que ser mayor o igual que el calor mínimo requerido:

$$Q_i^{Co} \geq Q_i^{Co_m} \quad (3.174)$$

3.7. Variables de adaptabilidad del sistema

La eficiencia de una torre de destilación es la capacidad que tiene la misma de evaporar los componentes más volátiles y de condensar los componentes más pesados de una mezcla para así separarla en dos o mas fracciones. Por la gran variedad de torres de destilación que existen en el mercado hoy en día, es necesario considerar unas variables que adapten el modelo a las condiciones reales del sistema. A estas se le llamarán variables de adaptabilidad del sistema y dependen directamente del tipo de columna de destilación que se este utilizando y de las características de la mezcla a destilar. Según el tipo de equilibrio que se tenga estas variables se pueden dividir en cuatro:

- T_{V_i} : es el tiempo en el que se logra desalojar la masa para obtener la presión de trabajo de las válvulas. Esta variable depende directamente del tipo de mezcla y del plato que se este utilizando. El aumento o disminución de esta variable afectará directamente la velocidad de los flujos de vapor que pasan de un plato a otro por medio de las válvulas.

- T_{V_2} : es el tiempo en el que se logra el equilibrio térmico entre la fase líquida y de vapor en un plato de destilación. Esta variable depende directamente de la eficiencia de la misma columna. El aumento o disminución de esta variable afectará directamente la velocidad de los flujos de condensación y evaporación que se realizan en un plato de destilación.

- T_{L_1} : es el tiempo en el que se logra el equilibrio de presiones entre las dos secciones de un plato de destilación. Esta variable depende directamente del tipo de mezcla y del plato que se este utilizando. El aumento o disminución de esta variable afectará directamente la velocidad de los flujos líquidos que se encuentran en el interior de la columna de destilación.

- T_{L_2} : es el tiempo en el que se logra el desbordamiento total de la mezcla líquida que se encuentra más arriba de la altura del vertedero. Esta variable depende directamente del tipo de mezcla y de plato que se este utilizando. El aumento o disminución de esta variable afectará directamente la velocidad de los flujos de vapor que se encuentran en el interior de la columna de destilación.

Estas variables son de suma importancia para poder adaptar el modelo a las condiciones reales o deseadas. La variación de estas afecta directamente la velocidad de los flujos que se encuentran en el interior de la torre y por lo consiguiente varía la eficiencia de la columna de destilación.

3.8. Descripción del modelo

El modelo matemático sirve para simular el comportamiento de un sistema y lo usa para predecir su comportamiento futuro.

La simulación parte de las condiciones iniciales de las variables de estado, y junto con las entradas del sistema se calculan las variables internas. Estas servirán para el cálculo de las nuevas variables de estado cerrando el ciclo o algoritmo. Es importante señalar que las variables de estado dependerán directamente de las entradas del sistema y estas de los datos característicos de la torre de destilación que se este simulando.

Las variables que se manejan en el modelo se pueden clasificar en 4 tipos:

1. Las entradas del sistema

Son aquellas constantes o variables que se necesitan para caracterizar la torre de destilación

que se está simulando. Estas dependen directamente de las características físicas del sistema, las propiedades químicas de los elementos de la mezcla que se maneje, los flujos de alimentación y extracción del producto, etc.

2. Las variables de estado

Son las ecuaciones dinámicas que describen al sistema. Estas son de suma importancia porque describen ciertas variables en el tiempo y por medio de ellas se calculan las demás variables que existen en el modelo. Estas fueron obtenidas mediante balances de masa y de energía del sistema.

3. Las variables internas del modelo

Son aquellas variables que se necesitan calcular para que el modelo funcione, y son calculadas por medio de una ecuación lineal. Existirán variables que por el problema de la división por cero la ecuación con la que se calculan dependerá del valor puntual de las variables de estado. Por lo tanto las variables internas se pueden dividir en dos formas.

Variables directas: Son aquellas que se calculan por una ecuación lineal

Variables por elección: son aquellas que se representan por más de una ecuación lineal, y dependerán directamente del valor puntual de las variables de estado.

3. Salidas del sistema

Para las salidas del sistema se podrá simular cualquier variable que se quiera, siempre y cuando el propósito sea observar el comportamiento de la misma a través del tiempo. Estas se dividen en dos y son las siguientes:

Alarmas del sistema: Estas son de suma importancia porque de ellas depende que el modelo funcione correctamente ya que nos indican en la simulación de la torre cuando el sistema esta fuera de las condiciones reales de trabajo. Esto se debe al manejo de flujos grandes de entrada en una torre de destilación con características físicas pequeñas (lados y altura de los platos).

Salida del sistema: estas pueden variar dependiendo de las necesidades que se tengan porque se puede simular cada una de las variables que se manejan en el modelo. Algunas de las que se consideran más importantes son las siguientes:

- Composición de los componentes del producto destilado (fracción molar).
- Masa del producto destilado.
- La energía mínima necesaria para los intercambiadores de calor.
- La capacidad mínima requerida para las bombas hidráulicas que necesitan los reflujos que van a los intercambiadores de calor.
- La capacidad mínima requerida para las bombas hidráulicas que necesitan los reflujos que se dirigen a platos superiores.
- Las temperaturas y presiones de trabajo para cada plato.

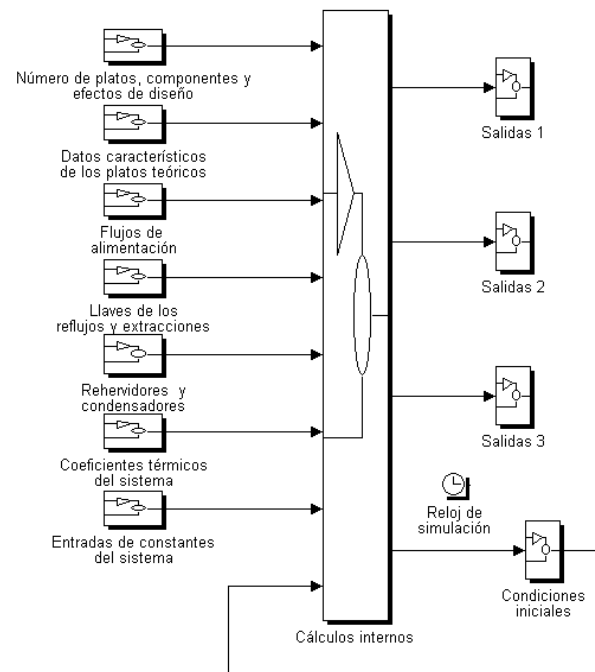


Figura 3.7. Descripción del modelo

3.9. Resumen de las variables del modelo

En esta sección se describirán cada una de las variables que se usan en el modelo multicomponente. Para describir las unidades de medida o de trabajo de cada variable se ejemplificará usando el sistema internacional (Kilogramo, metro, segundo, grados Kelvin).

3.9.1. Variables definidas como entradas de los datos característicos

Las variables definidas como entradas de los datos característicos del modelo son aquellas como su nombre lo dice que definen las características esenciales de la torre que se está destilando. Estas pueden ser desde las características físicas de la torre de destilación hasta las propiedades químicas de los elementos de la mezcla. Y son las siguientes:

A_j, B_j, C_j (unidimensionales): son las constantes de Antoine para la sustancia o componente j .

$\alpha = (0 \leq \alpha \leq 1, \text{unidimensional})$: es el coeficiente de compresibilidad de la mezcla gaseosa, y se define como el porcentaje puntual del volumen al que se puede comprimir la mezcla gaseosa

$h_B(m)$: es la altura de las válvulas de presión de los platos de destilación

$l_1(m)$: es una medida longitudinal de un plato de destilación y corresponde a la altura del plato

$l_2(m)$: es una medida longitudinal de un plato de destilación y corresponde al ancho del plato

$l_3(m)$: es una medida longitudinal de un plato de destilación y corresponde al largo del plato

$l_4(m)$: es una medida longitudinal de un plato de destilación y corresponde al largo de la sección 1 del plato

$l_5(m)$: es una medida longitudinal de un plato de destilación y corresponde a la altura del vertedero

$l_6(m)$: es una medida longitudinal de un plato de destilación y corresponde a la altura de la conexión entre las dos secciones del plato

$l_7(m)$: es una medida longitudinal de un plato de destilación y corresponde al diámetro de las tuberías de los flujos líquidos $E_i, \bar{R}_i^{L_k}$

$l_8(m)$: es una medida longitudinal de un plato de destilación y corresponde al diámetro de las tuberías de los flujos de vapor $\bar{R}_i^{V_k} = E_i^V$

$l_9(m)$: es una medida longitudinal de un plato de destilación y corresponde al diámetro de las válvulas de presión

$l_{10}(m)$: es una medida longitudinal de un plato de destilación y corresponde a la distancia de separación de la torre de destilación y las tuberías de reflujo

$M_j^*(kg/mol)$: es el peso atómico del componente j considerando si la molécula es diatómica, triatómica, etc.

NP (unidimensional): es el número de platos que conforman la torre de destilación

NC (unidimensional): es el número de componentes que conforman la mezcla total de la torre de destilación

P_i^* : es la presión de trabajo de las válvulas de vapor que se utilizan en el plato i

P_i^R : es presión del lugar a donde es llevada la extracción de vapor del plato-i

\bar{V}_i^R : es volumen específico del lugar a donde es llevada la extracción de vapor del plato-i

N_v (unidimensional): es el número de válvulas que tiene un plato teórico

β_f^R (unidimensional): es el coeficiente de fricción que se tiene en las tuberías de los reflujos

$\beta_A^L (1/m^2)$: es el coeficiente de transferencia que tiene la mezcla líquida de los platos de la torre de destilación con el medio ambiente. Y se define como el porcentaje puntual de pérdida por unidad de área cuadrada

$\beta_A^V (1/m^2)$: es el coeficiente de transferencia que tiene la mezcla gaseosa de los platos de la torre de destilación con el medio ambiente. Y se define como el porcentaje puntual de pérdida por unidad de área cuadrada

$\beta_{f_i}^{Ca} \left(\frac{kg}{m \cdot s^2} \right)$: Son las pérdidas de presión por fricción que se tienen en el rehervidor en el plato i

$\beta_{f_i}^{Co} \left(\frac{kg}{m \cdot s^2} \right)$: Son las pérdidas de presión por fricción que se tienen en el condensador en el plato i.

3.9.2. Variables definidas como entradas del sistema

Las entradas variables del sistema son los datos reales de la mezcla que entra a la torre de destilación. Como los flujos siempre son inestables en su composición, no se pueden considerar como entradas constantes. Por lo tanto a la misma entrada se le puede sumar un ruido ya sea senoidal u otro que aproxime la variable a la realidad del proceso.

$F_i^L \left(\frac{kg}{s} \right)$: es flujo de alimentación líquido que entra al plato i

$H_i^{F_L} \left(\frac{m^2}{s^2} \right)$: es la entalpía líquida con la que llega el flujo de alimentación del plato i

$H_i^{F_V} \left(\frac{m^2}{s^2} \right)$: es la entalpía de vapor con la que llega el flujo de alimentación del plato i

$\bar{V}_i^{F_L} \left(\frac{m^3}{kg} \right)$: es el volumen específico del flujo de alimentación líquido que entra al plato-i

$\bar{V}_i^{F_V} \left(\frac{m^3}{kg} \right)$: es el volumen específico del flujo de alimentación en forma que entra al plato-i

$z_{i,j}^L$ ($0 \leq z_{i,j}^L \leq 1$, *unidimensional*): es la composición de la mezcla líquida del componente j del flujo de alimentación que entra al plato i (fracción molar)

$z_{i,j}^V$ ($0 \leq z_{i,j}^V \leq 1$, *unidimensional*): es la composición de vapor del componente j del flujo de alimentación que entra al plato i (fracción molar).

3.10. Ecuaciones de estado del modelo

El modelo de la columna de destilación multicomponente descrito anterior sección está compuesta por 174 ecuaciones o igualdades, en la cual de alguna forma están relacionadas entre sí para calcular las variables más importantes del proceso para paso de integración, aún es muy complejo, estos conjunto de ecuaciones se pueden presentar en la forma matricial que describe claramente la interacción de las diferentes variables.

$$\frac{d\chi(t)}{dt} = A(t) * \chi(t) + B(t) * u(t) \quad (3.175)$$

$$y(t) = C(t) * \chi(t) \quad (3.176)$$

Donde: $\chi(t)$ es variable de estado del sistema.

$$\chi(t) = [\chi^1(t), \chi^2(t), \chi^3(t)]^T \quad (3.177)$$

$$\chi^1(t) = [h_1^{L1} \dots h_{NP}^{L1}, h_1^{L2} \dots h_{NP}^{L2}, V_1^V \dots V_{NP}^V] \quad (3.178)$$

$$\chi^2(t) = [M_{1,1}^{L1}, M_{1,2}^{L1} \dots M_{NP,NC}^{L1}, M_{1,1}^{L2} \dots M_{NP,NC}^{L2}, M_{1,1}^V \dots M_{NP,NC}^V] \quad (3.179)$$

$$\chi^3(t) = [U_1^{L1} \dots U_{NP}^{L1}, U_1^V \dots U_{NP}^V] \quad (3.180)$$

$u(t)$ es un vector de las entradas del sistema:

$$u(t) = [u^1(t), u^2(t), u^3(t), u^4(t)] \quad (3.181)$$

$$u^1(t) = [F_1^L \dots F_{NP}^L, H_1^{FL} \dots H_{NP}^{FL}, \bar{V}_1^{FL} \dots \bar{V}_{NP}^{FL}, z_{1,1}^L \dots z_{NP,NC}^L] \quad (3.182)$$

$$u^2(t) = [F_1^V \dots F_{NP}^V, H_1^{FV} \dots H_{NP}^{FV}, \bar{V}_1^{FV} \dots \bar{V}_{NP}^{FV}, z_{1,1}^V \dots z_{NP,NC}^V] \quad (3.183)$$

$$u^3(t) = [Q_1^{Ca} \dots Q_{NP}^{Ca}, \%E_1^L \dots \%E_{NP}^L, \%R_1^{L1}, \%R_1^{L2} \dots \%R_{NP}^{LNP}] \quad (3.184)$$

$$u^3(t) = [Q_1^{Co} \dots Q_{NP}^{Co}, \%E_1^V \dots \%E_{NP}^V, \%R_1^{V1}, \%R_1^{V2} \dots \%R_{NP}^{VNP}] \quad (3.185)$$

$y(t)$ es un vector de las salidas del sistema

$$y(t) = [x_{1,1}^2, x_{1,2}^2 \dots x_{NP,NC}^2, y_{1,1} \dots y_{NP,NC}]^T \quad (3.186)$$

3.11. Conclusiones

- Se realiza una descripción de las variables que se utilizan en el modelo multicomponente.
- Se detallan los reflujos internos con o sin intercambiadores de calor. Los cuales no aparecen en el modelo de la columna de destilación binaria.
- El modelo obtenido incluye las variables más importantes que rigen la destilación multicomponente, muchas de las cuales se obvian en el modelo de la columna binaria.
- Se representa el modelo multicomponente en forma matricial que describe claramente la interacción de las diferentes variables.

CAPÍTULO IV

Aportes

4.1. Aportes

4.1.1. Aporte tecnológico

El principal aporte de este trabajo fue encontrar un **modelo teórico físico-matemático aproximado** que describa el comportamiento e interacciones de las variables para casos generales que puedan adaptarse a cualquier columna de destilación que utilice mezclas con un comportamiento aproximadamente ideal.

El modelo diseñado permite la predicción y comparación de una manera lógica para pronosticar los resultados. El uso de este modelo hace posible la simulación controlada en situaciones donde experimentos directos serían imprácticos o prohibitivos por el costo. Una vez que este modelo matemático sea validado, el mismo podrá utilizarse para estudiar y predecir el comportamiento de las columnas de destilación multicomponentes en las industrias metalúrgicas y químicas. Además si se requiere la fabricación de una torre de destilación, lo más recomendable es que el diseñador realice diferentes tipos de pruebas para los rangos de funcionamiento a través de un modelo matemático, con el fin de observar y comprender el comportamiento del sistema, y llegar a tener los criterios necesarios para obtener el mejor diseño de la torre de destilación que se desee.

4.1.2. Aporte económico

El modelo obtenido después de validado y verificado puede ser utilizado para la simulación, control y optimización de las columnas de destilación tanto binarias como multicomponentes. Esto contribuye al aumento de la calidad de los productos destilados y disminuye el costo de producción de las industrias donde existen las unidades de destilación.

4.1.3. Aporte ecológico

El modelo matemático obtenido podrá utilizarse para predecir el comportamiento de las columnas de destilación cuando cambien los parámetros que las rigen sin que acudir a la experimentación de laboratorio. Esto contribuye a la disminución de la cantidad de reactivos químicos que se vierten al medio ambiente. Además el control riguroso del proceso permite disminuir el impacto ambiental causado por el vertimiento de gases contaminantes hacia la atmósfera.

CONCLUSIONES

1. Se obtiene un modelo teórico físico - matemático para una torre de destilación multicomponente con las siguientes características:
 - Es aplicable para un número de platos y componentes indefinidos en el proceso de destilación.
 - Es adaptable para las torres de destilación en dependencia de los parámetros constructivos.
 - Es aplicable para diferentes tipos de flujos de alimentación, cualquier número y lugar tanto de reflujos internos como de intercambiadores de calor.
 - El modelo incluye las pérdidas de calor al medio ambiente y por fricción.
 - El modelo contiene multi-reflujos internos y multi-intercambiadores de calor por lo que puede ser utilizado en cualquier caso.
2. El modelo obtenido utiliza para los balances de masa y energía, fórmulas conocidas y validas en la física y físico-química moderna.

RECOMENDACIONES

1. Validar el modelo teórico físico- matemático diseñado para simular el comportamiento de las columnas de destilación multicomponente en las industrias metalúrgicas y químicas.
2. Introducir otras relaciones o ecuaciones matemáticas que permitan la aplicación del modelo para cualquier tipo de gas y no sólo para aquellos con comportamientos cercanos a los gases ideales.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Baumeister, T., Avallone, E. A. y Baumeister III, T.: *Manual del Ingeniero Mecánico*. McGraw-Hill, 1993.
2. Becerra, V. M., Roberts, P. D. y Lin, J.: *Development and application of a novel algorithm for steady-state optimising control using dynamic information*. IEEE, Proceedings of the Third IEEE Conference on Control Applications (Cat. No 94CH3420-7), 1994, Vol 1, pp. 257—62.
3. Benallou, A., Seborg, D. E. y Mellichamp, D. A. :*Dynamic Copartmental Models for Separation Processes*. AIChE Journal, 1986, Vol 32 No 7, pp. 1067.
4. Castro, R. L.: *Simuladores de formación profesional en procesos industriales. Aplicación a un proceso de destilación binaria*. Tesis de maestría de la Sección de Control Automática del Cinvestav, Junio de 1982.
5. Cho, S. Y. y Joseph, B.: *Reduced-Order Models for Separation Column –III*. Computers and Chemical Engineering, 1984, Vol 8 No 2, pp. 81-90.
6. Choe, Y. S. y Juyben,W.: *Rigorous Dynamics Models of Distillation Columns*. Ind. Eng. Chem Res., 1987, Vol 26, pp. 2158-2161.
7. Dae, Y., Kurt, W., Dale, S. y Duncan, M.: *Dynamic Structural Transformations for Distillation Control Configurations*. AIChE Journal, 1990, Vol 36 No 9, pp. 1391-1402.
8. Dean, J. A.: *Lange's Handbook of Chemistry*. McGraw-Hill, Nueva York, doceava edición, 1979.
9. Dean, J. A.: *Lange's Handbook of Chemistry*. Handbook Publishers, Inc. Sandusky, Ohio, novena edición, 1956.
10. Eckert, E. y Hlaváček, V.:*Calculations of Multicomponent Distillations of Non-Ideal Mixtures by a Short-Cut Method*. Chemical Engineering Science, 1978, Vol 33, pp. 77-81.
11. Faires, V. M.: *Termodinámica*. Unión Tipográfica Editorial Hispano-Americana, S.A. de C.V., 1982.
12. Felder, R. M. y Rousseau, R. W.: *Principios Elementales de los Procesos Químicos*.

- Addison-Wesley Iberoamericana S.A., 1986.
13. Fleischer, M. T. y Prett, D. M.: *Simplified Techniques for Simulating Complex Columns*. AICHE, 1981, February, pp. 72.
 14. Gani, R., Ruiz, C. A. y Cameron, T.: *A Generalized Model for Distillation Columns—I*. Computers and Chemical Engineering, 1986, Vol 10 No 3, pp. 181-198.
 15. Greene, R. W.: *Válvulas, Selección, Uso y Mantenimiento*. Mc Graw Hill, USA, 1993.
 16. Holland, Ch. D.: *Fundamental and Modeling of Separation Processes*. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, 1975.
 17. Holland, Ch. D.: *Fundamentos de Destilación de Mezclas Multicomponentes*. Editorial Limusa, S.A. de C. V., 1988.
 18. Holman, J. P.: *Thermodynamics*. McGraw-Hill Book Company, 1988.
 19. Hooke, R. y Jeeves, T. A.: *Direct Search Solution of Numerical and Statistical Problems*. J. Assoc. Comp. Mach, 1974, Vol 8 (2).
 20. Howard, G. M.: *Unsteady State behavior of Multicomponent Distillation Column*. AICHE Journal, November 1970, Vol 16 No 6, pp. 1022.
 21. Kapoor, N. y McAvoy, T. J.: *An Analytical Approach To Approximate Dynamic Modeling of Distillation Towers*. Ind. Eng. Chem Res., 1987, Vol 26, pp. 2473-2482.
 22. Kasatkin, A.G.: *Operaciones Básicas y aparatos en la tecnología química*. Editorial Pueblo y educación, La Habana, 1986.
 23. Katsuhiko, O.: *Ingeniería de Control Moderna*. Edición Revolucionaria, La Habana, 1990.
 23. Kinoshita, M.: *Simple Model for Dynamic Simulation of Stage Separation Processes with very Volatile Components*. AICHE Journal, 1986, Vol 32 No 5, pp. 872.
 24. Kister, H. Z.: *Distillation Design*. McGraw-Hill, Inc., 1992.
 24. Lewis, W. K.: *Theory of Fractional Distillation*. Ind. Chem, 1902, pp. 552.
 25. Matvéev, A. N.: *Física Molecular*. Editorial MIR Moscú, 1981.
 26. McAvoy, T. J. y Wang, Y. H.: *Survey of Recent Distillation Control Results*. ISA Transactions, 1986, Vol 24 No 1, pp. 5.

27. Medina, A. M. y Rocha, U. A.: *Diseño de Columnas de Destilación con un Modelo en no Equilibrio*. Congreso Nacional de Química, Recolección de Información, 1996, pp. 258.
28. Musch, H. E. y Steiner, M.: *Mu-optimal advanced PID control of an industrial high purity distillation column*. IEEE, Proceedings of the Third IEEE Conference on Control Applications (Cat. No 94CH3420-7), 1994, Vol 1, pp. 281-8.
29. Naphtali, L. M. y Sandholm, D. P.: *Multicomponent Separation Calculations by Linearization*. AICHE Journal, 1971, Vol 17(1), pp. 148.
30. Peiser, A. M. y Grover, S. S.: *Dynamic Simulation of a Distillations Tower*. Chemical Engineering Progress, 1962, Vol 58 No 9, pp. 65.
31. Pozniak, A. S. y Sanchez, E. N.: *Nonlinear system approximation by neural networks error stability analysis*. Intelligent Automation and Soft Computing, 1995, Vol 1, pp. 247-258.
32. Rademaker, O. J., Rijnsdorp, J. E. y Maarleveld, A.: *Dynamics and Control of Continuous Distillation Columns*. Elsevier, Amsterdam, 1975.
33. Rayleigh, L.: *On the Distillation of Binary Mixtures*. Phil. Mag., 1902, Vol 4, pp. 452.
34. Reza, C. G.: *Flujo de Fluidos en Válvulas, Accesorios y Tuberías CRANE*. McGraw-Hill, 1993.
35. Ricker, N. L. y Greens, E. A.: *A Computational Procedure for Design Problems in Multicomponent Distillation*. AICHE Journal, 1974, Vol 20(2), pp. 238.
36. Rojo, O. y Alonso M.: *Física, Mecánica y Termodinámica*. Fondo Educativo Interamericano, S.A., 1979, pp. 353-354.
37. Rosenbrock, H. H.: *A Theorem of Dynamic Conservation for Distillation*. Trans. Instn. Chem. Engrs, 1960, Vol 38, pp. 20.
38. Rovaglio, M., Ranzi, E. y Biardi, G.: *Rigorous Dynamics and Feedforward Control Design for Distillation Processes*. AICHE Journal, 1990, Vol 36 No 4, pp. 576.

39. Schmitz, K. A. y Medina, P. R.: *Prototipo de una torre de enfriamiento para el área Térmica*. Editorial Puebla S.A., 1995.
40. Scenna, J.N. y Otros: *Modelado, simulación y optimización de procesos químicos*. Versión digital. Universidad Nacional del Litoral. Argentina. 2000.
41. Schrödinger, E.: *Statistical Thermodynamics*. Dover Publications, Inc., 1989.
42. Skogestad, S.: *Dynamics and Control of Distillation Columns*. A Critical Survey. IFAC Dynamics and Control of Chemical Reactors, 1992, pp. 11.
43. Srygley, J. M. y Holland, Ch. D.: Optimum Design of Conventional and Complex Columns. *AIChE Journal*, 1965, Vol 11(4), pp. 695.
44. Steck, J., Krishnamurthy, K., McMillin, B. y Leininger, G.: *Neural modeling and control of a distillation column*. IEEE, IJCNN-91-Seattle: International Joint on Conference Neural Networks (Cat. No 91CH3049-4), 1991, Vol 2, pp. 771-4.
45. Stewart, G.: *Protiss, Distillation Column Dynamics Modeling For Design and Operational Analysis*. Simulation Sciences, 3033 S. Parker Rd. Aurora, CO 80014.
46. Warren, L.M. y Julian, C.S.: *Operaciones Básicas de Ingeniería Química*. Edición Revolucionaria, La Habana, 1988.
47. William, L.L.: *Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers*. McGraw-Hill, US, 1999.

ANEXOS.

Anexo 1.

Desarrollo y Obtención De La Temperatura De Salida T_s Del Fluido Calentado.

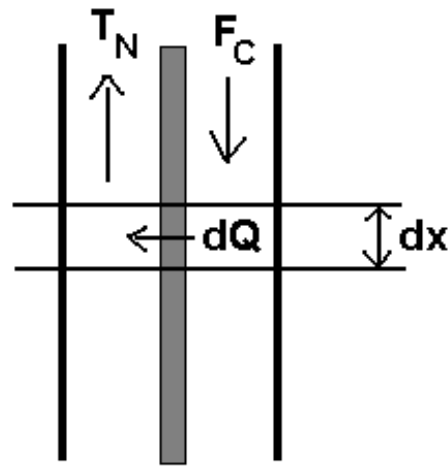


Figura 1. Corte transversal del intercambiador de contracorriente

Si se cortara transversalmente un intercambiador de calor a contracorriente y se considera una longitud dx como se muestra en la figura 8.1, el calor proporcionado por el líquido caliente será igual a (Schmitz, K. A., 1995):

$$dQ = -F_C * C_P * \frac{dT}{dx} * dx \quad (1)$$

La cantidad de calor recibido por el flujo de calor vaporizado es:

$$dQ = \frac{T - T_N}{R} = -F_C * C_P * \frac{dT}{dx} \quad (2)$$

R es la resistencia térmica equivalente del intercambiador. Las dos cantidades de calor

definidas previamente son iguales a:

$$\frac{T - T_N}{R} = -F_C * C_P * \frac{dT}{dx} \quad (3)$$

Integrando esta ecuación a lo largo del intercambiador se obtiene:

$$e^{-\frac{x-x_0}{F_C * C_P * R}} = k_1 * (T - T_N) \quad (4)$$

Cuando $x = x_o$, $T = T_E$ entonces:

$$k_1 = \frac{1}{T_e - T_N} \quad (5)$$

Cuando $x = x_F$, $T = T_s$:

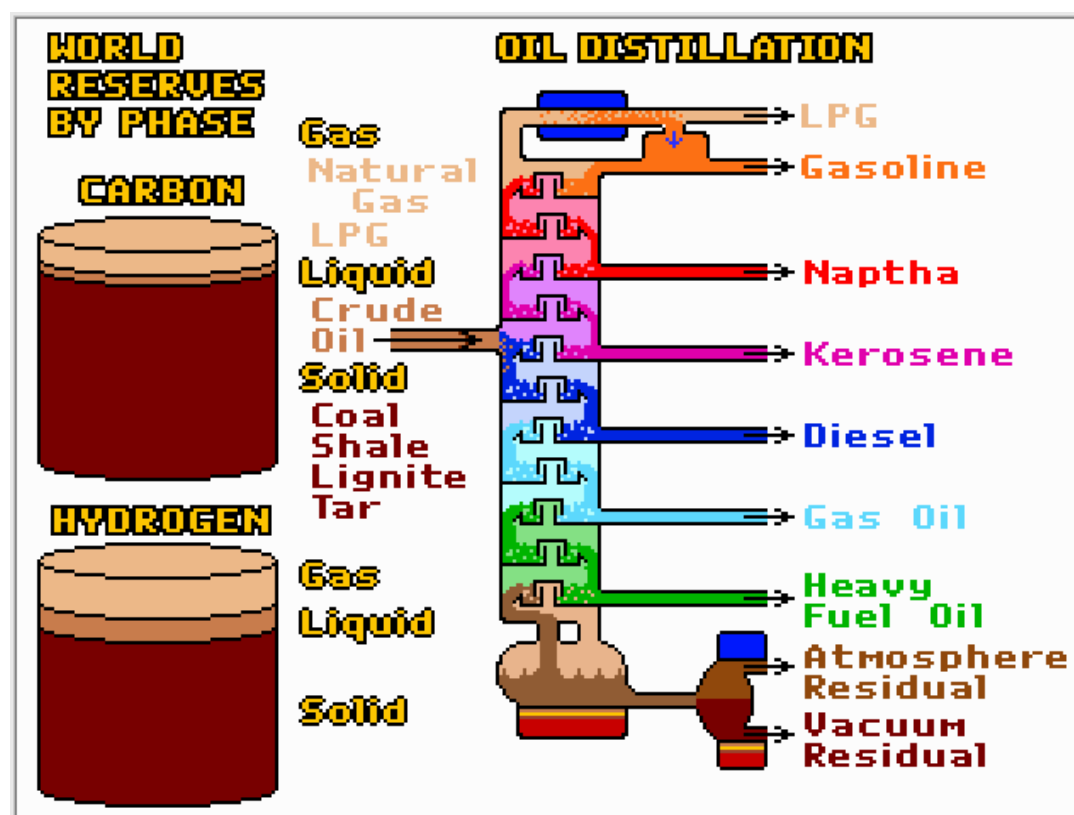
$$\frac{T_s - T_N}{T_e - T_N} = e^{-\frac{x - x_o}{F_C * C_P * R}} = e^{-\frac{k}{F_C}} \quad (6)$$

Por lo tanto la temperatura de salida T_s del fluido de calentamiento en función del gasto

de este fluido F_C y de su temperatura de entrada T_e al rehervidor es:

$$T_s = (T_e - T_N) * e^{-\frac{k}{F_C}} + T_N \quad (7)$$

El coeficiente K se determina ya sea a partir de los datos experimentales o a partir de los datos de construcción del intercambiador.



Anexo 2. Destilación de la mezcla compleja de los hidrocarburos