

T
663.16
Ll5

NO SALE A
DOMICILIO
2

Universidad Nacional de la Amazonia Peruana

PROGRAMA ACADEMICO DE INGENIERIA QUIMICA

**“Modelado y Simulación del Sistema
de Destilación de la Planta Piloto de
Alcohol de la Facultad de Ingeniería
Química”**

TESIS



PRESENTADO POR

TONY REY LLERENA GONZALES

DAN ELIAS CASAS TELLO

**Para optar el titulo de:
INGENIERO QUIMICO**

ASESOR: ING. Víctor García Pérez

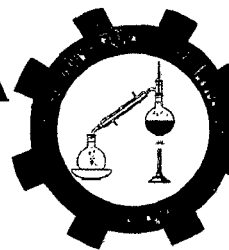
IQUITOS- PERU

DONADO POR:
TONY REY LLERENA GONZALES y otros
Iquitos, 18 de 05 de 2011

2009



**UNIVERSIDAD NACIONAL DE LA AMAZONIA
PERUANA**



FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA

TESIS

**“Modelado y Simulación del Sistema de
Destilación de la Planta Piloto de Alcohol de
la Facultad de Ingeniería Química”**

PRESENTADO POR


**TONY REY LLERENA GONZALES
DAN ELIAS CASAS TELLO**

**Para optar el titulo de:
INGENIERO QUIMICO**

Siendo los Jurados:


ING. ARTURO DÍAZ RENGIFO, Dr.
PRESIDENTE


ING. OSWALDO MIRANDA GONZÁLES, Mgr.
MIEMBRO

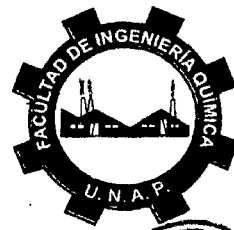

ING. CARLOS ARÉVALO TORRES
MIEMBRO

**IQUITOS- PERU
2009**



Universidad Nacional de la Amazonía Peruana
Facultad de Ingeniería Química

Avda. Freyre 616, Tel. (65)24 3665, Fax (65) 234101-
 Ap. Postal 611 - Iquitos - Perú
 E-mail: quimicaunapiquitos@edu.pe



ACTA DE SUSTENTACION

En Iquitos a los veintisiete días del mes de febrero del año dos mil nueve, el Jurado nombrado por la Facultad de Ingeniería Química e integrado por los señores docentes que a continuación indico, dio inicio al acto siendo las 5.45 p.m.

Ing° JUAN ARTURO DÍAZ RENGIFO, Dr.
 Ing° CARLOS ARÉVALO TORRES
 Ing° OSWALDO MIRANDA GONZÁLES, Mgr

Presidente
 Miembro
 Miembro

Se constituyeron en el Auditorio de la Facultad de Ingeniería Química, para escuchar la Sustentación Pública de la Tesis Titulada: " **MODELADO Y SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE DISTALACIÓN DE LA PLANTA PILOTO DE ALCOHOL DE LA FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA**" que presentan los bachilleres: **TONY REY LLERENA GONZÁLES** y **DAN ELÍAS CASAS TELLO**, para optar el Título de Ingeniero Químico que otorga la universidad de acuerdo a la LEY 23733 y el Estatuto.

Después de haber escuchado con mucha atención y formuladas las preguntas necesarias, éstas fueron respondidas en forma

El Jurado después de las deliberaciones correspondientes en privado llegó a las conclusiones siguientes:

- 1° La Tesis ha sido aprobada por unanimidad con calificaciones de excelente
- 2° Observaciones no se aplican

Siendo las 7.15 se dio por terminado el acto felicitando a los sustentantes por su exposición

ING° JUAN ARTURO DÍAZ RENGIFO, Dr.
 Presidente

ING° CARLOS ARÉVALO TORRES
 Miembro

ING° OSWALDO MIRANDA GONZÁLES, Mgr.
 Miembro

Agradecimiento

A MIS PADRES:

Señora, Ermith Gonzales Fonseca.

Señor, Antonio Llerena Gomez.

A quienes debo mi vivir y la formación estricta de mi vida por los caminos de la moral y el estudio.

Tony Ll.

Agradecimiento

A mis padres, que saben como olfatear mi vida por el camino de la verdad.

A mis hermanos quienes me dieron su apoyo incondicional en todo momento.

Dan C.

Dedicatoria

A MI FAMILIA:

Como evidencia del cariño que tengo hacia ustedes. Por sus apoyo incondicional que me brindaron en todo momento, siendo posible la culminación de mi carrera profesional.

Tony Ll.

Dedicatoria

A mis hermanos, como prueba del cariño hacia ustedes.

Dan C.

ÍNDICE DE CONTENIDO

	Pag.
CAPITULO I	
1. INTRODUCCION	
1.1. Problema a investigar	01
1.2. Alcances del estudio	02
CAPITULO II	
2. MARCO TEÓRICO	
2.1. Fundamentos del modelado en Columnas de Destilación	03
2.2. Proceso de destilación	03
2.3. Leyes fundamentales del modelado de destilación	06
2.3.1. Balance de materia de un sistema	06
2.3.2. Balance de componentes de una mezcla de un sistema	08
2.3.3. Balance de volumen de un sistema	09
2.3.4. Balance de energía de un sistema	10
2.3.5. Principio de Bernoulli	16
2.3.6. Relaciones de Equilibrio Térmico	17
2.4. Columnas de Destilación	18
2.4.1. Presión de vapor	19
2.4.2. Presión parcial	19
2.4.3. Punto de rocío	19
2.4.4. Punto de burbuja	19
2.4.5. Absorción	19
2.4.6. Desorción	20
2.4.7. Difusión	20
2.4.8. Azeótropos	20
2.4.9. Zona de rectificación	21
2.4.10. Zona de agotamiento	21
2.4.11. Destilación de un sistema binario	21
2.5. Principio de destilación	22
2.5.1. Volatilidad relativa	22

2.5.2. Equilibrio líquido-vapor. Ebullición y presión de vapor	23
2.5.3. El diagrama del punto de ebullición	24
2.5.4. Curva de equilibrio líquido-vapor (VLE)	25
2.5.5. Vaporización de una mezcla	28
2.5.6. Ecuación de Wilson	29
2.5.7. Ley de Raoult y Dalton	32
2.5.8. Comportamiento de los componentes en la vaporización de una mezcla	33
2.6. Intercambiadores de calor	35
2.7. Condensadores	36
2.8. Bomba dosificadora	37

CAPITULO III

3. OBJETIVOS

3.1. Objetivos Generales	39
3.2. Objetivos Específicos	39

CAPITULO IV

4. JUSTIFICACION

4.1. Justificación de la investigación	40
--	----

CAPITULO V

5. HIPOTESIS

5.1. Hipótesis Principal	41
5.2. Hipótesis Derivadas	41

CAPITULO VI

6. MODELO DE INVESTIGACION	42
----------------------------	----

CAPITULO VII

7. INGENIERIA DE PROCESO EN LA PLANTA PILOTO

7.1. Proceso de destilación del Alcohol en la Planta Piloto	43
7.2. Balance de materia del Alcohol en la Planta Piloto	44
7.2.1. Balance de materia en el precalentador	45

7.2.2.	Balance de materia en el condensador parcial	46
7.2.3.	Balance de materia en el condensador total	46
7.2.4.	Balance de materia en la columna I	47
7.2.5.	Balance de materia de la columna II	48
7.3.	Ecuaciones Principales de destilación	49
7.3.1.	Modelo matemático	50
7.3.2.	Relaciones algebraicas del modelo	52
7.3.3.	Desarrollo de las principales ecuaciones del modelo	54
7.4.	Modelo de una columna de destilación binaria	56
7.5.	Descripción del modelo	58
7.6.	Utilización de software CHEMCAD 5.1.3.	59
7.7.	Resumen de las variables del modelo	60
7.8.	Variables definidas como entradas de los datos característicos	61
7.9.	Variables definidas como entradas variables del sistema	61
7.10.	Variables de control	62
7.11.	Variables caracterizadas como entradas constantes del sistema	62
7.12.	Variables definidas como entradas de las condiciones iniciales	62
7.13.	Variables de estado	62
7.14.	Variables calculadas por una ecuación lineal	63
7.15.	Variables calculadas por medio de elección	63
7.16.	Alarmas del sistema	63
7.17.	Variables obligadas a definir en el modelo	63
7.18.	Ecuaciones de estado del modelo	63
7.19.	Operacionalización de las variables	64

CAPITULO VIII

8. RESULTADOS APLICANDO EL SOFTWARE

8.1.	Simulación de una columna de destilación binaria de la Planta Piloto de Alcohol	65
8.2.	Planteamiento del problema	68
8.2.1.	Ventanas y graficas de la simulación	68

CAPITULO IX

9. DISCUSION

- 9.1. Validación y confiabilidad del software SYMSI REY-08 93
- 9.1.1. Validación del software SYMSI REY – 08 93

CAPITULO X

10. CONCLUSIONES

- 10.1. Conclusiones Generales 94
- 10.2. Conclusiones Especificas 94

CAPITULO XI

- 11. RECOMENDACIONES 95

CAPITULO XII

- 12. REFERENCIA BIBLIOGRAFICAS 96

ANEXOS.

- ANEXO 1.1.: MANUAL DE USO DEL SOFTWARE "SYMSI REY – 08". 99
- ANEXO 1.2.: ETAPAS Y DESCRIPCIONES DE LOS COMANDOS DE UNA SIMULACIÓN. 111
- ANEXO 1.3.: EVALUACIÓN ECONÓMICA 146

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

1.1. Problema a investigar

La Facultad de Ingeniería Química de Universidad Nacional de la Amazonia Peruana cuenta en su infraestructura con una Planta Piloto de Alcohol para producir alcohol de 60°GL el mismo que al ser rectificada se logre alcanzar un alcohol de 90 - 95°GL. En el proceso se desarrolla una operación básica de la ingeniería, la cual es la: destilación, las columnas y las líneas de flujo estén equipada con instrumentos para controlar y regular determinados parámetros como la temperatura, presión, flujo de vapor y flujo del destilado. El objetivo básico de los controles es para obtener un producto modelado de automatización.

La Destilación se define como la separación física de una mezcla en dos o más fracciones que tienen diferentes puntos de ebullición. Esta operación es la más empleada e importante en las refinerías e industrias químicas. Lo que ocasiona que una gran parte de la energía usada en estas empresas es consumida en los procesos de destilación [8].

Simular un proceso por medio de un software, hace posible comparar un proceso virtual con un proceso real en situaciones donde es imposible realizar por sus altos costos operativos y lo impracticable que resultaría. 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. [10].

En la literatura encontramos técnicas de control, optimización e inteligencia artificial para columnas de destilación de multicomponentes. La aplicación de un control inteligente para llevar el sistema a las condiciones deseadas o requeridas. También se puede encontrar métodos de optimización para reducir los costos por capital de los productos destilados, entre otros [2].

Para que un modelo represente un proceso de destilación industrial, se calcula las variables importantes que intervienen en el proceso de forma general y precisa. Para esto el modelo incluirá balances de masa y energía para cada etapa o plato así también fórmulas y leyes que estén validadas en la física moderna y los cálculos hidrodinámicos y termodinámicos.

Para el proyecto en mención, se utilizara como soporte el programa de simulación Chemcad 5.1.3. que opera con lógica amigable y es capaz de realizar soluciones de problemas en ingeniería. Siendo descritas SYMSI, como "Modelado y Simulación del Sistema de la Planta Piloto de Alcohol" y REY, por la autenticidad de los autores; como referencia del "08" del año presente realizado, denominándolo la patente del software como "SYMSI REY-08".

Por lo tanto, el problema de investigación queda definido mediante la siguiente interrogante: **¿En que medida, el desarrollo de un modelado y simulación del sistema de destilación de la Planta Piloto de alcohol de la Facultad de Ingeniería Química permitirá predecir los resultados en un proceso real?**

1.2. Alcances del estudio

La principal aportación de esta tesis es diseñar un modelo de un sistema de destilación binaria para alcohol, que simule el comportamiento de las variables termodinámicas más importantes en una columna de destilación. El modelo desarrollado para el sistema de destilación se formuló para casos generales y puede adaptarse a cualquier columna de destilación que trabaje con platos de rectificación y agotamiento.

El presente trabajo de investigación (tesis), puede ser usado por docentes y estudiantes de ciencias e ingeniería para un mejor sistema de aprendizaje de la asignatura tales como Procesos y Operaciones Básicas de la Ingeniería.

CAPITULO II

MARCO TEÓRICO

2.1. Fundamentos del modelado en Columnas de Destilación

En este capítulo se describirán los procesos fundamentales y las relaciones que intervienen en los cálculos de la destilación de múltiples componentes. Para tal caso describiremos físicamente la columna de destilación donde se aplicara el estudio del proceso de separación así como establecer el equilibrio líquido - vapor mediante la transferencia de masa.

2.2. Proceso de destilación

La operación de destilación consiste en separar los compuestos de la mezcla que tiene 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 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.

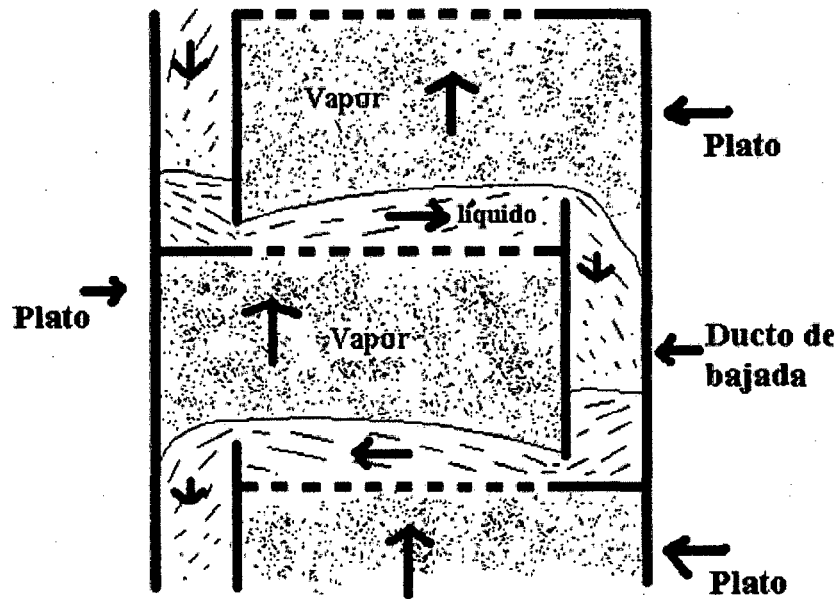


Figura 2.1.- Interior de una columna equipada por platos.

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[7].

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. [7].

Una columna de destilación consiste en una columna 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 dos fases. El contacto de las dos fases en general se lleva a cabo en los platos internos que contiene la columna de destilación.

En condiciones normales de operación, una cierta cantidad de líquido se aloja en cada plato y existen dispositivos internos para que los vapores ascendentes pasen a través del líquido y hagan contacto con él [6]. El líquido descendente fluye del plato superior a través de un ducto de bajada, pasando al siguiente plato inferior como se muestra en la figura 2.1.

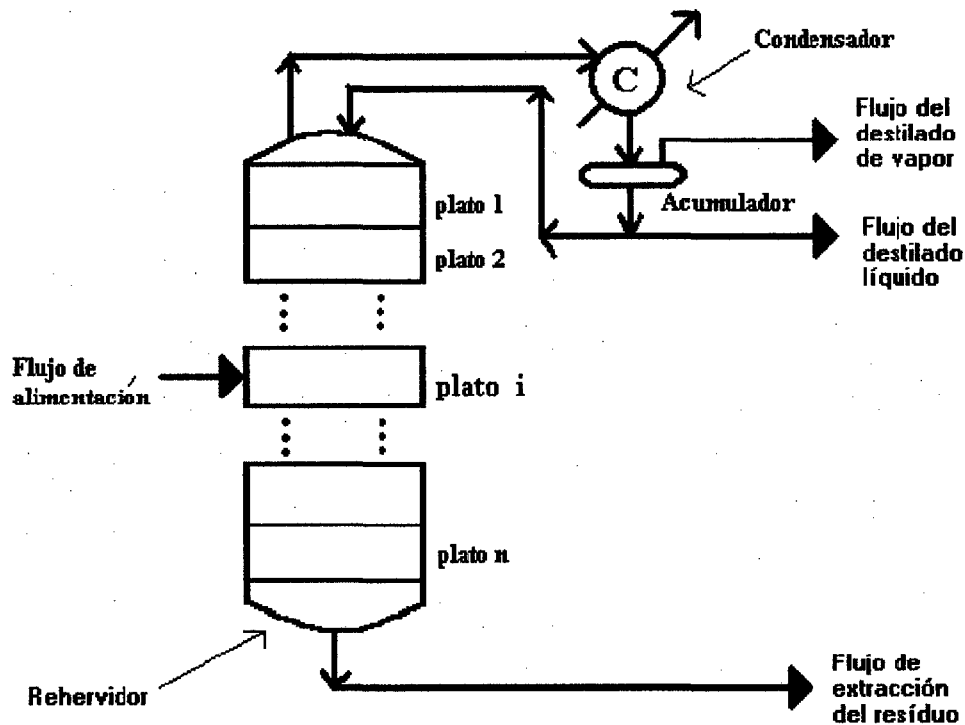


Figura 2.2.- Esquema de una columna de destilación de n platos, un condensador y un rehervidor.

En la figura 2.2. se muestra un esquema de una columna de destilación binaria típica (dos componentes en la mezcla). El flujo de alimentación entra al plato i, por medio de un conducto. El líquido empieza a deslizarse de los 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, obteniéndose así dos mezclas

con diferentes puntos de ebullición en 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 de 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 mezcla que salga del último plato. A esta mezcla se le conoce como mezcla ligera (destilado) y mezcla pesada (residuo) respectivamente [10].

Como en la figura 2.2. el condensado de los vapores pasa a un depósito o acumulador. Este depósito tiene como se observa dos salidas. Una salida para extraer el destilado de vapor y otra para el destilado líquido. Si no existe la salida de vapor, entonces se dice que el condensador es total. De la salida líquida una parte o la totalidad del líquido contenido en el acumulador se hace retornar a la torre (reflujo) para así ayudar a corregir y a aumentar la fracción molar de los productos que se extraen de la torre. Estos flujos serán controlados por llaves mecánicas o en su mayoría por dispositivos mecánicos manejados por un simple controlador [10].

2.3. Leyes fundamentales del modelado de destilación

Cuando se diseña un nuevo proceso o se analiza uno ya existente, deben tomarse en cuenta ciertas restricciones impuestas por la naturaleza, que esta en función de los equipos instalados, de los controles de superficie y el área de distribución. Así mismo se discutirá de otras leyes fundamentales que servirán como base para la obtención del modelo matemático de la Torre de Destilación.

2.3.1. Balance de materia de un sistema

El balance de materia constituye una aplicación de la ley de conservación de masa, es decir la masa no puede ser creada ni destruida, tal como se indica:

$$\begin{pmatrix} \text{la masa} \\ \text{que se encuentra} \\ \text{en el sistema} \\ \text{en el tiempo 0} \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} \text{la masa} \\ \text{que entra} \\ \text{al sistema} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \text{la masa} \\ \text{que estará} \\ \text{en el sistema} \\ \text{en el tiempo T} \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} \text{la masa} \\ \text{que sale} \\ \text{del sistema} \end{pmatrix}$$

$$M(0) + \int_0^T m_{Ent}(t) dt = M(T) + \int_0^T m_{Sal}(t) dt \quad (2.1)$$

Por lo tanto:

$$\begin{pmatrix} \text{la masa} \\ \text{que estará} \\ \text{en el sistema} \\ \text{en el tiempo T} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \text{la masa} \\ \text{que entra} \\ \text{al sistema} \end{pmatrix} - \begin{pmatrix} \text{la masa} \\ \text{que sale} \\ \text{del sistema} \end{pmatrix} + \begin{pmatrix} \text{la masa} \\ \text{que se encuentra} \\ \text{en el sistema} \\ \text{en el tiempo 0} \end{pmatrix}$$

$$M(T) = \int_0^T [m_{Ent}(t) - m_{Sal}(t)] dt + M(0) \quad (2.2)$$

Haciendo un reacomodado de las ecuaciones anteriores se tiene:

$$\begin{pmatrix} \text{la masa} \\ \text{que estará} \\ \text{en el sistema} \\ \text{en el tiempo T} \end{pmatrix} - \begin{pmatrix} \text{la masa} \\ \text{que se encuentra} \\ \text{en el sistema} \\ \text{en el tiempo 0} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \text{la masa} \\ \text{que entra} \\ \text{al sistema} \end{pmatrix} - \begin{pmatrix} \text{la masa} \\ \text{que sale} \\ \text{del sistema} \end{pmatrix}$$

$$M(T) - M(0) = \int_0^T m_{Ent}(t) dt - \int_0^T m_{Sal}(t) dt \quad (2.3)$$

Usando el término de derivada:

$$\begin{pmatrix} \text{Cambio} \\ \text{de masa} \\ \text{en un intervalo} \\ \text{de tiempo } t \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} \text{la masa que} \\ \text{entra al sistema} \\ \text{en un intervalo} \\ \text{de tiempo } t \end{pmatrix} - \begin{pmatrix} \text{la masa que} \\ \text{sale del sistema} \\ \text{en un intervalo} \\ \text{de tiempo } t \end{pmatrix}$$

$$\frac{dM(t)}{dt} = m_{Em}(t) - m_{Sal}(t) \quad (2.4)$$

quedando esta última ecuación como el balance de materia total para un sistema abierto. Ecuación que utilizaremos en el resto del trabajo.

2.3.2. Balance de componentes de una mezcla de un sistema

Cuando hablamos de una mezcla nos referimos a un conjunto de sustancias puras. Estas son aquellas cuyas moléculas son todas iguales. Un componente de una mezcla se le llama 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:

$$M = \sum_{j=1}^{NC} m_j \quad (2.5)$$

donde NC es el número de componentes o compuestos que conforman la mezcla o sustancia. 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.

$$X_j = \frac{m_j}{M} \quad (2.6)$$

De estas últimas ecuaciones se deduce que:

$$\sum_{j=1}^{NC} X_j = 1 \quad (\text{fracción molar}) \quad (2.7)$$

El balance se resume:

$$\left(\begin{array}{l} \text{la masa del} \\ \text{componente } j \\ \text{que se encuentra} \\ \text{en el tiempo } 0 \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{la masa del} \\ \text{componente } j \\ \text{que entra} \\ \text{al sistema} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{razón de formación} \\ \text{componente } j \\ \text{en la} \\ \text{reacción química} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{la masa del} \\ \text{componente } j \\ \text{que estará} \\ \text{en el tiempo } T \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{la masa del} \\ \text{componente } j \\ \text{que sale} \\ \text{del sistema} \end{array} \right)$$

Tomando en cuenta que en la columna de destilación no existe ninguna reacción química se llega a la siguiente ecuación:

$$\frac{dm_j(t)}{dt} = \frac{d(M(t)X_j)}{dt} = (m_j(t))_{Ent} - (m_j(t))_{Sal} \quad (2.8)$$

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 todas las masas de cada componente es igual a la masa total, ecuación del balance de masa.

2.3.3. Balance de volumen de un sistema

Balance de volumen en un sistema:

$$\left(\begin{array}{l} \text{el volumen} \\ \text{de la masa} \\ \text{que se encuentra} \\ \text{en el tiempo } 0 \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{el flujo} \\ \text{volumétrico} \\ \text{que entra} \\ \text{al sistema} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{el volumen} \\ \text{de la masa} \\ \text{que estará} \\ \text{en el tiempo } T \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{el flujo} \\ \text{volumétrico} \\ \text{que sale} \\ \text{del sistema} \end{array} \right)$$

$$V^{Vol}(0) + \int_0^T V_{Ent}^{Vol}(t) dt = V^{Vol}(T) + \int_0^T V_{Sal}^{Vol}(t) dt \quad (2.9)$$

por lo tanto:

$$\frac{dV^{Vol}(t)}{dt} = V_{Ent}^{Vol}(t) - V_{Sal}^{Vol}(t) \quad (2.10)$$

Esta última ecuación representa el cambio de volumen en un sistema para un tiempo dado. Ecuación que utilizaremos en el resto del trabajo.

2.3.4. Balance de energía de un sistema

La primera ley de la termodinámica establece que la energía del universo es constante. En consecuencia la cantidad total de energía que entra menos la que sale el sistema debe ser igual a la acumulación de energía dentro del sistema. [5]:

$$\left(\begin{array}{l} \text{entrada de energía} \\ \text{al sistema por} \\ \text{unidad tiempo} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{la energía} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{energía dentro} \\ \text{del sistema} \\ \text{en } T \end{array} \right) + \left(\begin{array}{l} \text{la energía} \\ \text{que sale} \\ \text{del sistema} \end{array} \right)$$

Al considerar todas las formas de energía que entran y salen del sistema, se debe tener en cuenta, las equivalencias de energía correspondientes a la cantidad neta de calor absorbido por el sistema y el trabajo neto hecho por el sistema. Los términos calor y trabajo son energías en tránsito.

$$E(0) + \int_0^T E_{Ent}(t) dt = E(T) + \int_0^T E_{Sal}(t) dt \quad (2.11)$$

por lo tanto:

$$\frac{dE(t)}{dt} = E_{Ent}(t) - E_{Sal}(t) \quad (2.12)$$

Componentes de la energía:

1. Energía Cinética: Energía desarrollada por los movimientos 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:

$$E_c = \frac{Mv^2}{2} \quad (2.13)$$

donde v es la velocidad de la masa.

2. Energía Potencial: Energía desarrollada por la posición del sistema en un campo potencial (como el campo gravitacional o el campo electromagnético), o debido a la configuración del sistema con alguna configuración de equilibrio (por ejemplo la extensión de un resorte). La energía potencial gravitacional de un objeto de masa M es:

$$E_p = Mgz \quad (2.14)$$

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

$g = (9.8066 \text{ m/sg}^2)$ es la aceleración de la gravedad en la Tierra a nivel del mar.

3. Energía Interna: La materia esta 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 [5].

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 aumentara 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 este. Siempre que el vapor se condense, esta misma cantidad de energía potencial interna será expulsada.

La suma de estas energías se llama energía interna. 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:

$$U = Mu \quad (2.15)$$

u = (Cal/kg) representa la energía interna específica.

Supongamos que el sistema de un proceso es cerrado, lo que significa que no hay transferencia de masa a través de sus fronteras mientras se efectúa el proceso. La energía puede transferirse entre un sistema y sus alrededores en dos formas:

1. Como calor, o energía que fluye como resultado de una diferencia de temperaturas entre el sistema y sus alrededores. La dirección del flujo es siempre de mayor a menor temperatura. El calor se define como positivo cuando se transfiere al sistema desde sus alrededores.

2.- Como trabajo, o energía que fluye en respuesta a cualquier cambio que no sea una diferencia de temperatura, como una fuerza, un torque o un voltaje. El trabajo se define como positivo cuando los alrededores realizan trabajo sobre el sistema.

Los términos calor y trabajo, se refieren solo a la energía que se esta transfiriendo: se puede hablar de calor o de trabajo añadido a un sistema o extraído del mismo, pero no tiene sentido hablar de que un sistema posee o contiene calor o trabajo.

Para un sistema continuo de trabajo neto W realizado sobre un sistema abierto por sus alrededores puede escribirse como:

$$W = W_c + W_f \quad (2.16)$$

donde:

W_e = Trabajo externo, o el trabajo hecho sobre el fluido del proceso por una parte móvil dentro del sistema (por ejemplo una bomba de rotor).

W_f = Trabajo de fluido, o el trabajo hecho por el fluido a la entrada del sistema menos el trabajo hecho sobre el fluido a la salida del sistema.

$$W_e = W_{Ent} - W_{Sal} \quad (2.17)$$

El trabajo que realiza el fluido que entra al sistema es:

$$W_{Ent} = P_{Ent} \bar{V}_{Ent} \quad (2.18)$$

donde:

$v_{Ent} = (m^2/sg)$ es la velocidad del flujo volumétrico de entrada.

$P_{Ent} = (kg/m.sg^2)$ es la presión con la que llega el fluido al sistema.

Considerando la definición del volumen específico:

$$\bar{V}_{Ent} = m_{Ent} \bar{V}_{Ent} \quad (2.19)$$

donde:

$v_{Ent} = (m^3/kg)$ es el volumen específico de la mezcla o sustancia que entra al sistema.

$m_{Ent} = (kg/sg)$ es la flujo másico que entra al sistema.

$$W_{Ent} = P_{Ent} (m_{Ent} \bar{V}_{Ent}) \quad (2.20)$$

Utilizando el mismo método el trabajo que sustrae el fluido a la salida del sistema es:

$$W_{Sal} = P_{Sal} \bar{V}_{Sal} \quad (2.21)$$

$$W_{Sal} = P_{Sal} (m_{Sal} \bar{V}_{Sal}) \quad (2.22)$$

donde:

$v_{Sal} = (m^3/sg)$ es la velocidad del flujo volumétrico de salida.

$V_{Sal} = (m^3/kg)$ es el volumen específico de la mezcla o sustancia que entra al sistema.

$m_{Sal} = (kg/sg)$ es el flujo másico que sale del sistema.

$P_{Sal} = (kg/m.sg^2)$ es la presión con la que sale el fluido del sistema.

Tomando en consideración el análisis anterior, el balance de energía para un sistema abierto se representa de la siguiente forma:

$$\frac{dE(t)}{dt} = E_{Ent}(t) - E_{Sal}(t) + W(t) + Q(t) \quad (2.23)$$

o en forma mas general:

$$\frac{dE(t)}{dt} = (E_C(t) + E_p(t) + U(t))_{Ent} - (E_C(t) + E_p(t) + U(t))_{Sal} + W(t) + Q(t) \quad (2.24)$$

donde:

$E_C(t)$ = es la energía cinética que trae el flujo de entrada o de salida.

$E_p(t)$ = es la energía potencial que aporta o extrae el flujo de entrada o de salida al sistema.

$U(t)$ = es la energía interna que contiene el flujo de entrada o de salida.

$W(t)$ = es el trabajo neto aplicado o extraído del sistema.

$Q(t)$ = es el calor agregado o sustraído del sistema.

Tomando las definiciones de cada tipo de energía la última ecuación quedaría:

$$\frac{dE(t)}{dt} = \left(\frac{mv^2}{2} + mgz + mu\right)_{Ent} - \left(\frac{mv^2}{2} + mgz + mu\right)_{Sal} + W(t) + Q(t) \quad (2.25)$$

acomodando:

$$\frac{dE(t)}{dt} = \sum_{j=1}^{NF_e} m_j \left(\frac{v_j^2}{2} + gz_j + u_j\right) - \sum_{j=1}^{NF_s} m_j \left(\frac{v_j^2}{2} + gz_j + u_j\right) + W(t) + Q(t) \quad (2.26)$$

donde:

NF_e = es el número de flujos que entran al sistema.

NF_s = es el número de flujos que salen del sistema.

Sustituyendo las ecuaciones 1.22 y 1.23 en 1.26, se tiene:

$$\frac{dE(t)}{dt} = \sum_{j=1}^{NF_e} m_j \left(\frac{v_j^2}{2} + gz_j + u_j\right) - \sum_{j=1}^{NF_s} m_j \left(\frac{v_j^2}{2} + gz_j + u_j\right) + (P_{Ent} (m_{Ent} \bar{V}_{Ent}) - P_{Sal} (m_{Sal} \bar{V}_{Sal}) + W_e(t)) + Q(t) \quad (2.27)$$

Reordenando tenemos:

$$\frac{dE(t)}{dt} = \sum_{j=1}^{NF_e} m_j \left(\frac{v_j^2}{2} + gz_j + u_j + P_j \bar{V}_j\right) - \sum_{j=1}^{NF_s} m_j \left(\frac{v_j^2}{2} + gz_j + u_j + P_j \bar{V}_j\right) + W_e(t) + Q(t) \quad (2.28)$$

Tomando como definición de entalpía la siguiente expresión:

$$H = (U + P\bar{v})$$

El balance de energía para un sistema abierto se representaría con la siguiente ecuación:

$$\frac{dE(t)}{dt} = \sum_{j=1}^{NFe} m_j \left(\frac{v_j^2}{2} + gz_j + h_j \right) - \sum_{j=1}^{NFe} m_j \left(\frac{v_j^2}{2} + gz_j + h_j \right) + W_e(t) + Q(t) \quad (2.29)$$

quedando esta última ecuación como el balance de energía total de un sistema, ecuación que utilizaremos en el resto del trabajo.

2.3.5. Principio 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 el balance de energía interna:

$$\frac{dE_i(t)}{dt} = \frac{dMU(t)}{dt} = \sum_{j=1}^{NFe} m_j (u_j + P_j \bar{V}_j) - \sum_{j=1}^{NFe} m_j (u_j + P_j \bar{V}_j) + Q(t) - \beta_A(t) \quad (2.30)$$

Para un balance de energía cinética y potencial:

$$\frac{dE_c(t)}{dt} + \frac{dE_p(t)}{dt} = \sum_{j=1}^{NFe} m_j \left(\frac{v_j^2}{2} + gz_j + P_j \bar{V}_j \right) - \sum_{j=1}^{NFe} m_j \left(\frac{v_j^2}{2} + gz_j + P_j \bar{V}_j \right) + W_e(t) - \beta_f(t) \quad (2.31)$$

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 [5].

$$\sum_{j=1}^{NF_e} m_j \left(\frac{v_j^2}{2} + gz_j + P_j \bar{V}_j \right) + W_e(t) = \sum_{j=1}^{NF_e} m_j \left(\frac{v_j^2}{2} + gz_j + P_j \bar{V}_j \right) + \beta_f(t) \quad (2.32)$$

Como no se aporta energía mecánica al sistema y solo se habla de dos flujos uno de entrada F_e y uno de salida F_s , la anterior ecuación se transforma en el teorema de Bernoulli. Esto es:

$$\left(\frac{(v_{F_e})^2}{2} + gz_{F_e} + P_{F_e} \bar{V}_{F_e} \right) = \left(\frac{(v_{F_s})^2}{2} + gz_{F_s} + P_{F_s} \bar{V}_{F_s} \right) + \left(\frac{\beta_f(t)}{M} \right) \quad (2.33)$$

Esta expresión suele llamarse por conveniencia Principio de Bernoulli para el flujo de fluido incomprensible y se cumple con gran aproximación [15].

2.3.6. Relaciones de equilibrio térmico

Se dice que una mezcla de dos fases (líquido y vapor) esta en equilibrio térmico si se satisfacen las siguientes condiciones [8]:

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

$$T^L = T^V \quad (2.34)$$

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

$$P^L = P^V \quad (2.35)$$

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

$$u^L = u^V \quad (2.36)$$

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. El vapor en equilibrio con su líquido debe estar saturado.

2.4. Columna de destilación

Una columna de destilación es un equipo industrial utilizado para realizar el proceso de destilación. Se trata de un depósito cilíndrico de un diámetro y una altura que depende del volumen de producto que se quiere destilar y la pureza que se quiere conseguir como producto. Se introduce energía en el fondo mediante vapor o algún otro elemento compresor y se genera una circulación de producto en el interior de la columna [14].

En el interior hay una distribución de reboses comúnmente llamados "platos". En estos platos es donde se realiza la separación de los componentes, combinando por un lado el flujo líquido que por gravedad se precipita hacia abajo, con el vapor que sube desde el fondo de la columna. En cada uno de los platos se genera un estado de equilibrio de energía y concentración de componentes, entre el flujo de líquido y el flujo de gas. De forma general los términos gas y vapor se emplean indistintamente, pero en las operaciones de refinación, normalmente la palabra gas se aplica a aquellos fluidos que son difíciles de condensar, mientras que la palabra vapor se aplica a los fluidos que pueden ser condensados a temperaturas ordinarias. Los productos obtenidos por destilación están generalmente en estado de vapor o líquido. El calor es sumamente importante para el proceso de destilación, es el medio con el cual se alcanza la temperatura necesaria para que se realice la destilación. La unidad del calor usada en la industria de refinación es el BTU, que es la cantidad de calor necesaria para elevar 1 °F la temperatura de una libra de agua [14].

2.4.1. Presión de vapor

La presión vapor de la mezcla, es la presión ejercida por la molécula de vapor desprendida de un líquido, sobre la superficie del mismo, en un recipiente cerrado a una determinada temperatura. Cuando el número de moléculas que escapa del líquido como vapor es igual al número de moléculas que se convierten de vapor a líquido, existe un estado de equilibrio líquido-vapor y la presión de vapor toma el nombre de tensión de vapor.

2.4.2. Presión parcial

La presión parcial de un componente "i", es una parte de la presión total. Mientras la presión total es ejercida por las moléculas de todos los componentes presentes en el vapor; la presión parcial de "i" corresponde a la presión ejercida sólo por la molécula del componente "i" presentes en el vapor.

2.4.3. Punto de rocío

Se llama punto de rocío a la temperatura a la cual una mezcla de vapor empieza a condensarse a una presión dada. Es decir es la temperatura a la que se forma la primera gota de líquido.

2.4.4. Punto de burbuja

Se denomina punto de burbuja a la temperatura a la cual una mezcla de líquido empieza a pasar al estado de vapor a una presión dada. Es decir es la temperatura a la que se forma la primera burbuja de vapor.

2.4.5. Absorción

Es una operación de transferencia de masa de vapor a líquido, mediante el cual uno o más componentes del vapor pasan a la corriente líquida, para

ello es necesario un adecuado contacto entre las corrientes líquido-vapor. En una columna de destilación en la parte superior, con respecto al plato de alimentación, se da la absorción entre los vapores ascendentes y las corrientes de reflujo.

2.4.6. Desorción

Es una operación de transferencia de masa de líquido a vapor, mediante el cual uno o más componentes del líquido pasan a la corriente de vapor, para ellos es necesario un adecuado contacto entre las corrientes líquido-vapor.

En una columna de destilación, en la parte inferior con respecto al plato de alimentación, se da la desorción entre la corriente líquida descendente y los vapores de fondos ascendentes (ya sea vapor de agua, o vapor del producto de fondos obtenidos mediante un rehervidor).

2.4.7. Difusión

Fenómeno por el cual un componente o sustancia pasa de una fase a otra debido a la diferencia de concentración (de dicho componente) existente entre las fases presentes (gradiente de concentración).

2.4.8. Azeótropos

Cuando las presiones de vapor de dos componentes de una mezcla no están muy alejadas entre sí, y hierven a la misma temperatura, se dice que los componentes forman una mezcla azeotrópica, éste tipo de soluciones no pueden separarse por completo mediante los métodos ordinarios de destilación, puesto que la volatilidad relativa es 1.

Un azeótropo, es una mezcla de componentes cuyo punto de ebullición se comporta como de una sustancia pura (punto de ebullición constante). La composición del vapor producido es la misma que la del líquido residual. Se

utilizan métodos de destilación especiales para realizar separaciones azeotrópicas [14].

2.4.9. Zona de rectificación

Llamada también zona de enriquecimiento o absorción (ver figura 2.3). En una columna de destilación se llama así a la sección que se encuentra en la parte superior al plato de alimentación. Los vapores que se elevan en ésta sección, se lavan con el líquido descendente para eliminar o absorber el componente menos volátil, de tal forma que los vapores que salen por el tope de la columna están constituidos por los vapores de los componentes más volátiles (más ligeros).

2.4.10. Zona de agotamiento

Llamada también zona de stripping o zona de desorción. En una columna de destilación se llama así a la sección que se encuentra en la parte inferior al plato de alimentación (ver figura 2.3). En ésta sección las corrientes líquidas se desorben de los componentes más volátiles (más ligeros) mediante vapor que se produce en el fondo por la evaporación parcial del líquido de fondo mediante un rehervidor. También se puede usar vapor sobrecalentado que se inyecta en el fondo de la columna en vez de utilizar un rehervidor [17].

2.4.11. Destilación de un sistema binario

Se llama así cuando la destilación se realiza a una mezcla de sólo dos componentes diferentes, de tal forma que en una columna de destilación se logra una separación del componente más volátil (más ligero) que se recupera por el tope. Mientras que el componente menos volátil (más pesado) se obtiene por el fondo de la columna.



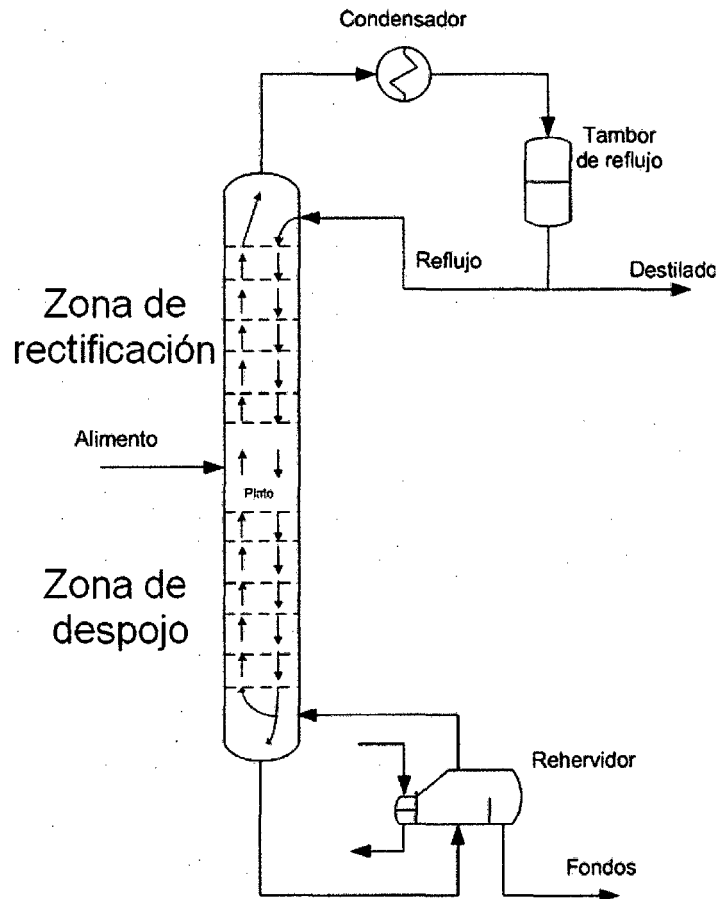


Figura 2.3.- Esquema de una columna de destilación con sus zonas, un condensador y un rehervidor.

2.5. Principio de destilación

La separación de componentes de una mezcla líquida vía la destilación depende de las diferencias en los puntos de ebullición de los componentes individuales. También, dependiendo de las concentraciones de los componentes presentes, la mezcla líquida tendrá diversas características del punto ebullición. Por lo tanto, los procesos destiladores dependen de las características de la presión del vapor de mezclas líquidas.

2.5.1. Volatilidad relativa

La volatilidad relativa es una medida de las diferencias en volatilidad entre 2 componentes, y por lo tanto su punto de ebullición indica que tan fácil o

difícil será una separación particular. La volatilidad relativa del componente "i" con respecto al componente "j" se define como.

y_i = fracción molar del componente 'i' en el vapor.
 x_i = fracción molar del componente 'i' en el líquido.

$$\alpha_{ij} = \frac{\left(\frac{y_i}{x_i}\right)}{\left(\frac{y_j}{x_j}\right)}$$

Así si la volatilidad relativa entre 2 componentes está muy cerca a uno, es una indicación que tienen características muy similares de presión del vapor. Esto significa que tienen puntos de ebullición muy similares y por lo tanto, será difícil de separar los dos componentes vía la destilación.

Un componente A es más volátil que otro componente B, si la tensión de vapor de A es mayor que la de B a la misma temperatura. Por ejemplo, Si las tensiones de vapor a 124 °C del octano y el heptano respectivamente (en mmHg) son 729 y 1528, y debido a que el heptano es más volátil que el octano, la volatilidad relativa entre ambos componentes será:

$$\alpha = 1528/729 = 2.096$$

Debido a que el resultado 2.096 es mayor que 1, una mezcla líquida heptano y octano, podría separarse por destilación ordinaria. En términos estrictos, la volatilidad relativa es función de la temperatura; sin embargo, para algunas mezclas permanece prácticamente constante en el intervalo normal de operación.

2.5.2. Equilibrio líquido – vapor. Ebullición y presión de vapor

La presión de vapor de un líquido a una temperatura particular es la presión de equilibrio ejercida por las moléculas que salen y que se incorporan de la

superficie líquida. Aquí están algunos puntos importantes con respecto a la presión del vapor:

- La entrada de energía, eleva la presión del vapor.
- La presión del vapor se relaciona con la ebullición.
- Un líquido hierve, cuando su presión del vapor iguala al circundante.
- La facilidad con la cual un líquido hierve depende de su volatilidad.
- Líquidos con altas presión de vapor, hervirá a temperaturas bajas.
- El punto de ebullición de una mezcla líquida depende de las cantidades relativas de los componentes en la mezcla.

La destilación ocurre debido a las diferencias de volatilidad de los componentes en la mezcla líquida.

2.5.3. El diagrama del punto de ebullición

El diagrama del punto de ebullición demuestra cómo las composiciones del equilibrio de los componentes en una mezcla líquida varían con temperatura en una presión fija. Considere un ejemplo de una mezcla líquida que contiene 2 componentes (A y B) una mezcla binaria, de la figura 2.4.

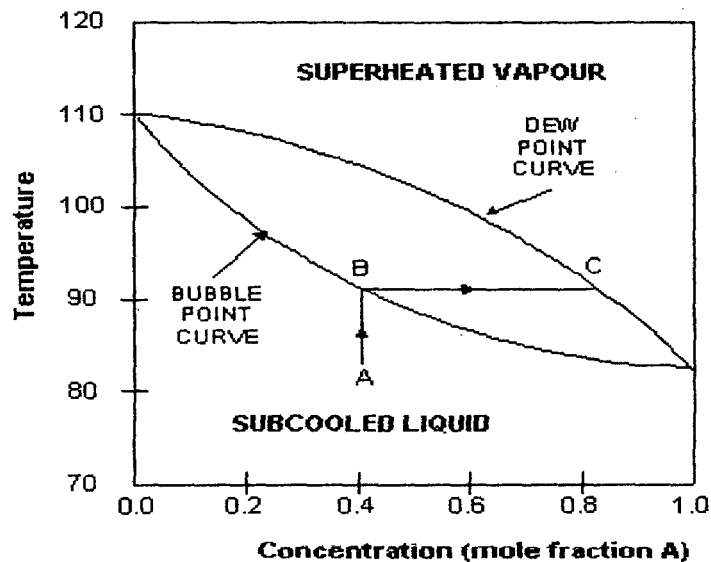


Figura 2.4.- Esquema del diagrama siguiente de punto de ebullición.

El punto de ebullición de A en el cual la fracción molar de A es 1. El punto de ebullición de B en el cual la fracción molar de A es 0. En este ejemplo, A es el componente más volátil y por lo tanto tiene un punto de ebullición más bajo que la curva superior de B. La curva de arriba en el diagrama se llama la curva del punto de rocío mientras que la más baja se llama la curva del punto burbuja.

El punto de rocío es la temperatura en la cual el vapor saturado comienza a condensar. El punto de burbuja es la temperatura en la cual el líquido comienza a hervir.

La región sobre la curva del punto de condensación, muestra la composición del equilibrio del vapor sobrecalentado, mientras que la región debajo de la curva del punto de burbuja muestra la composición del equilibrio de líquido subenfriado.

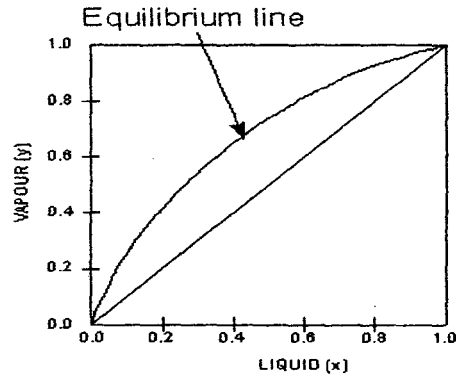
Por ejemplo, cuando el líquido subenfriado con la fracción molar de A = 0.4 (punto A) se calienta, esta concentración se queda constante hasta que alcanza el punto de burbuja (punto B), cuando comienza a hervir. Los vapores desarrollados durante la ebullición tienen la composición del equilibrio dada por el punto C, aproximadamente 0,8 fracción molar de A este es aproximadamente 50% más rico en A que el líquido original.

Esta diferencia entre las composiciones del líquido y del vapor es la base para las operaciones de destilación. Las columnas de destilación son diseñadas basados sobre las propiedades del punto de ebullición de los componentes en la mezcla a ser separado. Así los tamaños, particularmente la altura, de columnas de destilación son determinados por los datos del equilibrio líquido – vapor (VLE) para las mezclas [14].

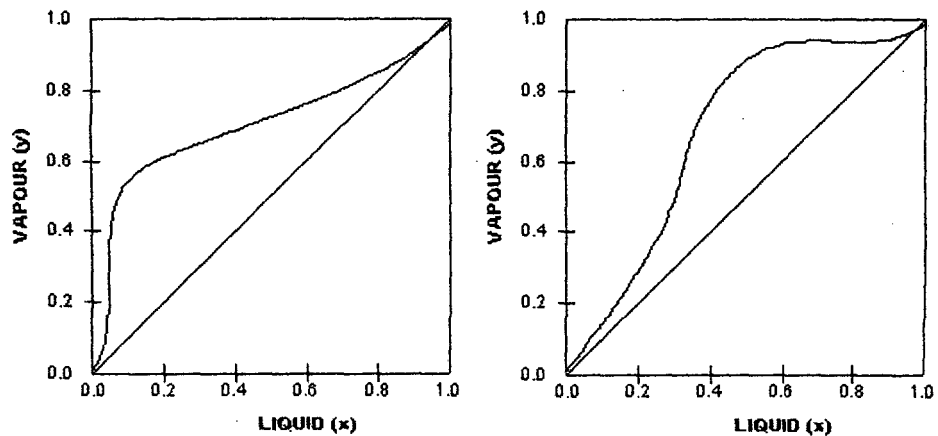
2.5.4. Curva de equilibrio líquido – vapor (VLE)

Los datos a presión constantes VLE se obtienen de diagramas del punto ebullición. Los datos de VLE de mezclas binarias se presentan a menudo

como diagramas, según lo demostrado en la figura. El diagrama de VLE expresa el punto burbuja y el punto de rocío de una mezcla binaria a presión constante. La línea curvada se llama la línea del equilibrio y describe las composiciones del líquido y del vapor en equilibrio en una cierta presión fija.

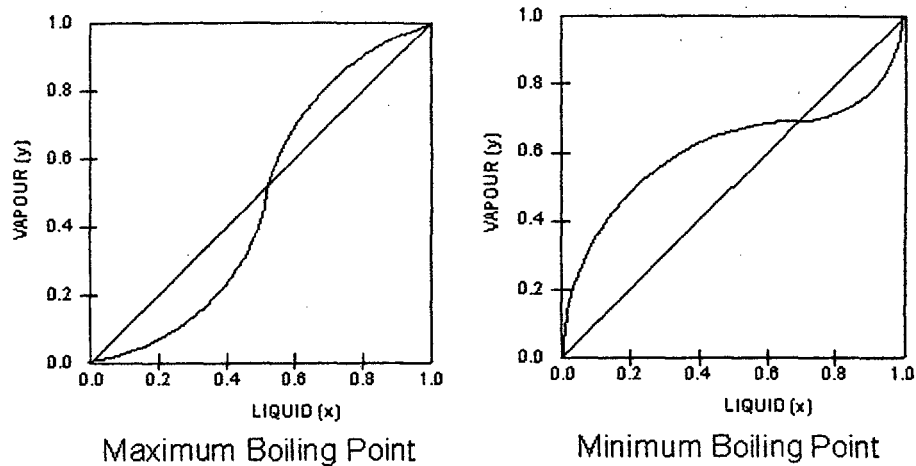


Este diagrama particular de VLE muestra una mezcla binaria que tenga un equilibrio uniforme líquido – vapor que sea relativamente fácil de separarse. Los dos diagramas siguientes de VLE por otra parte, son representaciones de sistemas no-ideales que presentarán separaciones más difíciles. Podemos decir esto por las formas de las curvas representadas.



Las curvas más intrigantes de VLE son generadas por los sistemas azeotrópicos. Un azeótropo es una mezcla líquida que cuando está vaporizada, produce la misma composición que el líquido. Los dos

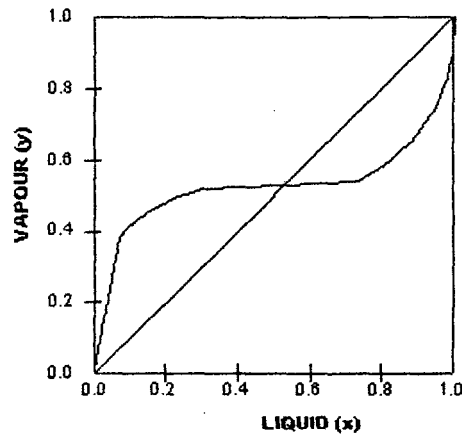
diagramas de VLE, demuestran dos diversos sistemas azeotropicos, uno con un punto de ebullición mínimo y uno con un punto de ebullición máximo. En ambos diagramas, la curva de equilibrio cruza las líneas diagonales, y éstos son los puntos azeotropicos donde ocurren los azeótropos. En otras palabras los sistemas azeotropicos dan lugar a los diagramas de VLE donde la curva de equilibrio cruza las diagonales.



Observe las formas de las líneas respectivas de equilibrio con respecto a las líneas diagonales que bisecan los diagramas de VLE.

Ambos diagramas sin embargo, fueron obtenidos de sistemas azeotropicos homogéneos. Un azeótropo que contiene una fase líquida en contacto con el vapor se llama azeótropo homogéneo. Un azeótropo homogéneo no se puede separar por la destilación convencional. Sin embargo, la destilación al vacío se puede utilizar como las presiones son más bajas se puede cambiar la posición del punto azéotropico alternativamente, se puede agregar una sustancia adicional para cambiar la posición del punto azéotropico a una posición más favorable. Cuando este componente adicional aparece en cantidades apreciables en el tope de la columna, la operación se llama destilación azéotropica. Cuando el componente adicional aparece sobre todo en el fondo de la columna, la operación se llama destilación extractiva.

La siguiente curva de VLE también es generada por un sistema azéotropico, en este caso un azeótropo heterogéneo. Los azeótropos heterogéneos se pueden identificar por la porción 'dispareja' de la curva en el diagrama del equilibrio. Pueden ser separados por 2 columnas de destilación estas son dos fases líquidas en las que la composición de la sustancia son ampliamente diferentes. Las fases se pueden separar usando tanques que se colocan bajo condiciones apropiadas.



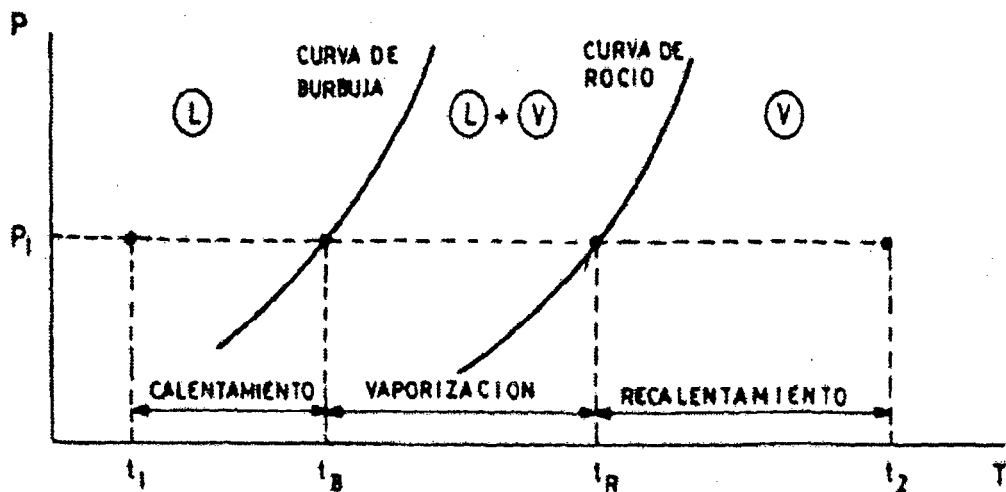
Según lo mencionado, se diseñan las columnas de destilación usando los datos de VLE para las mezclas que se separarán. Las características del equilibrio líquido – vapor (indicadas por la forma de la curva de equilibrio) de la mezcla se determinarán el número de etapas, y por lo tanto el número de bandejas, requerido para la separación. Esto es ilustrada claramente aplicando el método de McCabe-Thiele para diseñar una columna binaria [14].

2.5.5. Vaporización de una mezcla

La vaporización de una mezcla, en condiciones de presión constante, se produciría con un aumento progresivo de la temperatura. La composición de las 2 fases (líquido y vapor) cambia también conforme aumenta la temperatura.

- Inicialmente todos los componentes de la mezcla están en estado líquido (P_1, t_1).
- Al aplicar calor aparecerá la primera burbuja de vapor (P_1, t_B) este punto lo denominamos punto de burbuja y a la temperatura de burbuja (t_B) para la presión dada (P_1).
- Con el Δt aumenta progresivamente la fase vapor y disminuye la líquida hasta que a la temperatura t_R se vaporiza la última gota líquida, por ello la denominamos temperatura de rocío y al punto (P_1, t_R), punto de rocío.
- Una vez que todo el producto está en forma de vapor, una mayor aportación de calor aumenta su temperatura (t_2) (siempre $p = \text{cte} = P_1$); en esa circunstancia el vapor está recalentado.

A cada valor de "P" le corresponde una temperatura de burbuja y de rocío con lo que queda definida por tanto una curva de burbuja y una curva de rocío.



En la condensación el efecto es idéntico pero en sentido inverso.

2.5.6. Ecuación de Wilson

Las mezclas de moléculas polares auto asociadas a la Clase II (Alcoholes, ácidos, fenoles, aminas primarias y secundarias, oximas, compuesto de nitrógeno con grupos de nitro y nitrilo con átomos de hidrogeno, amoniaco,

hidracina, fluoruro de hidrogeno y cianuro de hidrogeno) con moléculas no polares tales como hidrocarburos Clase V (Hidrocarburos, disulfuro de carbono, sulfuros, mercaptanos) pueden exhibir una desviación positiva (por ejemplo la mezcla etanol + n-heptano).

En la mayoría de las mezclas de este tipo la ecuación de Van Laar funciona muy bien en un entorno de $x=0.1$ a 0.9 . Fuera de este la exactitud se deteriora bastante y los coeficientes de actividad para el etanol son bajos. Un problema mas serio aún es que con estas mezclas altamente no ideales la ecuación Van Laar puede predecir erróneamente la separación de la mezcla en dos fases. Para tratar con estas clases de mezclas, en 1964 Wilson propuso la ecuación que lleva su nombre y que ha recibido gran aceptación debido a su capacidad de manejar sistemas miscibles fuertemente no ideales. En la ecuación de Wilson se toman en cuenta los efectos de las diferencias de tamaño y fuerzas de atracción de las moléculas de las distintas especies mediante un tratamiento basado en el concepto de composición local. Este difiere radicalmente del concepto clásico de composición global en un aspecto clave. Para el concepto clásico la composición de la mezcla es uniforme puesto que las especies se difunden mutuamente hasta alcanzar una distribución al azar. Nótese que no se hace ninguna distinción entre las moléculas, a pesar de que se pueden encontrar agrupadas en forma asimétrica. Por ejemplo, supongamos tener una mezcla equimolecular de dos especies químicas que identificamos como 1 y 2, la fracción molar global de cada especie química es 0.5. Sin embargo tomando un sector determinado de la mezcla podemos observar que las moléculas tienden a agruparse.

Analizando la zona interior al círculo observamos que las moléculas de la Clase I (Agua, glicerina, alcoholes que contengan grupos amina, hidroxilaminas, hidroxiacidos y aminas en general) están en minoría, de modo que la composición local en esta zona es distinta a la global, a pesar de que la muestra considerada contiene igual cantidad de moléculas de ambas clases. La fracción de volumen local propuesta por Wilson es

fracción de la temperatura y de las energías de interacción, como se observa en la ecuación siguiente.

$$\bar{\Phi} = \frac{v_i^L x_i \exp(-\lambda_i/(RT))}{\sum_{j=1}^{NC} v_j^L x_j \exp(-\lambda_j/(RT))} \quad (2.37)$$

donde λ representa la energía de interacción, siendo $\lambda_{ij} = \lambda_{ji}$ pero $\lambda_{ij} \neq \lambda_{ji}$.

Utilizando estos parámetros para los cálculos de interacción binaria Λ_{12} y Λ_{21} obtenemos:

$$\Lambda_{12} = \frac{v_2^L}{v_1^L} \exp\left[1 - \frac{\lambda_{12} - \lambda_{21}}{RT}\right] \quad (2.38)$$

$$\Lambda_{21} = \frac{v_1^L}{v_2^L} \exp\left[1 - \frac{\lambda_{21} - \lambda_{12}}{RT}\right] \quad (2.39)$$

De tal modo, la discrepancia de energía libre molar de gibbs se puede expresar:

$$\frac{G^E}{RT} = -x_1 \ln(x_1 + \Lambda_{12}x_2) - x_2 \ln(x_2 + \Lambda_{21}x_1) \quad (2.40)$$

En base a esta ecuación y del modo acostumbrado se obtiene la ecuación de Wilson para los coeficientes de actividad de los componentes de una mezcla en la fase líquida. Para una mezcla binaria, se puede usar coeficientes a dilución infinita. En este caso, la ecuación de Wilson se transforma del siguiente modo.

$$\ln \gamma_1^\alpha = 1 - \ln \Lambda_{12} - \Lambda_{21} \quad (2.41)$$

$$\ln \gamma_2^\alpha = 1 - \ln \Lambda_{21} - \Lambda_{12} \quad (2.42)$$

Se requiere un procedimiento iterativo para obtener Λ_{12} y Λ_{21} . Si las temperaturas correspondientes no son cercanas o iguales, se deben usar estimaciones de volúmenes molares de componentes puros de mezclas líquidas. Este método es más engorroso e igual de inexacto que los basados en métodos de contribución de grupos.

2.5.7. Leyes de Raoult y Dalton

Hemos descrito anteriormente la vaporización de una mezcla según las fases formadas; vamos a considerar el comportamiento de sus componentes.

Supongamos para ello una mezcla de 2 componentes A y B siendo B "más ligero" y "más volátil" que A (entendiendo por volatilidad la facilidad de vaporización).

También vimos que la vaporización de un líquido comienza a la temperatura en la que su presión de vapor se iguala la presión exterior. El comportamiento de las mezclas en este sentido viene definido por 2 leyes.

Ley de Raoult: "En una mezcla líquida, la presión de vapor de un componente es igual a la presión de vapor de dicho componente puro, a la misma temperatura, multiplicada por la fracción molar del mismo en la mezcla".

$$p_A = x_A \mu_A$$

p_A = presión de vapor A en mezcla líquida

x_A = fracción molar de A

μ_A = presión de vapor de A puro

La presión de vapor total de la mezcla será igual a la suma de presiones de vapor parciales de ambos componentes, es decir:

$$\pi_A = \pi_A + \pi_B = x_A \mu_A + \pi_B \mu_B$$

Ley de Dalton: "En una mezcla gaseosa, la presión parcial de un componente es igual a la presión total que ejerce la mezcla multiplicada por la fracción molar de dicho componente en la misma".

$$P_A = Y_A \cdot P$$

Siendo: P_A = presión parcial de A en mezcla gaseosa
 Y_A = fracción molar de A
 P = presión total ejercida por la mezcla.

La presión total ejercida por la mezcla será igual a la suma de las presiones parciales de sus componentes.

$$P = P_A + P_B$$

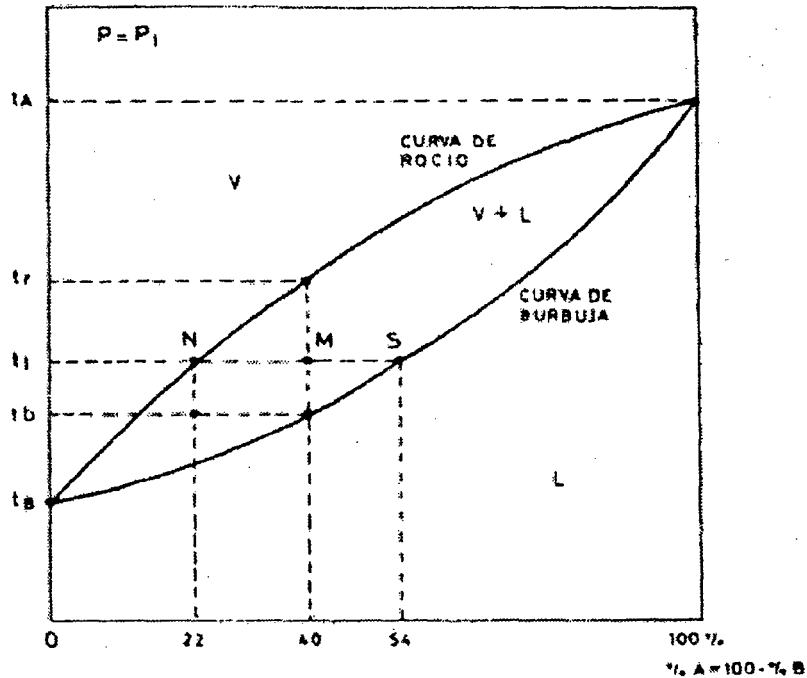
Ambas leyes reflejan el comportamiento de mezclas "ideales"; sin embargo, a bajas presiones el comportamiento de las mezclas reales es parecido al ideal.

Entendemos, en ambos casos, por "fracción molar" el cociente entre el número de moles del componente dividido por el número de moles de la mezcla.

2.5.8. Comportamiento de los componentes en la vaporización de una mezcla

La composición, en cada momento, de la mezcla de A y B en función de la temperatura se representa, para una presión fija, en los "diagramas de ebullición". Supongamos una mezcla líquida formada por un 40% (molar) de A y un 60% de B a una $P = \text{Cte.} = P_1$

Suponemos también, que "B" es más ligero que "A".



- Al aumentar "t" llegamos a "tb" (temperatura de burbuja) y comenzará la vaporización de la mezcla.
- En un instante cualquiera de esta vaporización (punto M) habrá gas y líquido a temperatura "t1".

La composición del gas viene dada por el punto de corte de la recta "t1-M" con la curva de rocío (punto N), ya que ese gas está en equilibrio con el líquido y por tanto, sus características son las de su curva de rocío a esa temperatura. Su composición será: 22% de A. y 78% de B.

La composición del líquido, por el mismo motivo, estará en el punto S de su curva de burbuja y será: 54% de A y 46% de B.

Si seguimos aumentando "t", alcanzaremos la vaporización total de la mezcla, esto se producirá a la temperatura de rocío (t_r).

Del análisis del diagrama se pueden obtener las siguientes conclusiones:

"Toda mezcla tiene temperaturas de burbuja y rocío comprendidas entre las temperaturas de ebullición de los componentes A y B puros"

En efecto, según diagrama:

- Temperatura de ebullición de A puro = t_A (100% de A).
- Temperatura de ebullición de B puro = t_B (0% A = 100% B).
- Para cualquier mezcla ocurrirá que $t_B < t_b < t_r < t_A$.

En cualquier zona de equilibrio líquido mas vapor, ocurrirá que el vapor es siempre más rico en el componente más volátil (en este caso el B) y por tanto, el líquido es más rico en el componente más pesado (A). Este es el principio básico en el que se apoya la teoría de destilación.

2.6. Intercambiadores de calor

Elemento que añade energía de un fluido caliente a frío, en las cuales se incluye una corriente de energía que represente al fluido calorífico requerido para el enfriamiento o calentamiento de corriente de materia. El grado con el cual los líquidos sean agresivos con los metales y los materiales determina generalmente la selección de los precalentadores de placa y de los refrigeradores de productos.

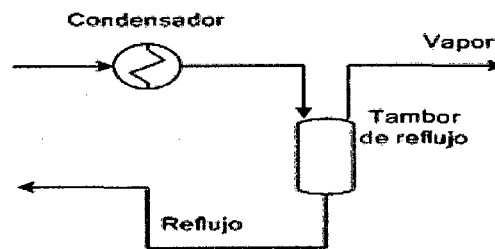
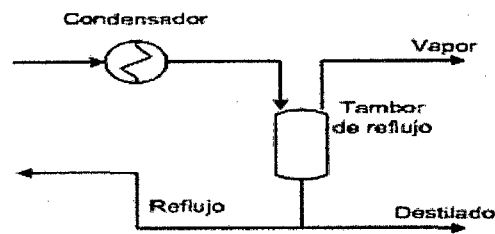
Si los fluidos no son muy agresivos hacia los materiales, un intercambiador de calor de placa es un precalentador eficiente puesto que se puede lograr una temperatura cercana a la deseada. Se puede agregar economía usando el calor de los productos de tope y de fondos para todo precalentamiento necesario. Mientras que las unidades del tipo placa se pueden proveer de juntas de fluorocarbono, los duties más agresivos se manejan normalmente en un número de intercambiadores tubulares dispuestos en serie para generar una buena diferencia de temperatura en promedio. El uso de unidades tubulares múltiples es más costoso que un

solo intercambiador de calor de placa pero es inevitable para ciertas soluciones tales como compuestos aromáticos [14].

2.7. Condensadores

Los condensadores de las columnas de destilación son de diseño de coraza y tubo, el proceso tiene la posibilidad de condensar por el lado de los tubos o de la coraza. Pero desde el punto de vista de proceso, la condensación sobre el lado de la coraza es preferible puesto que es menor el subenfriamiento de condensado y se requiere una menor caída de presión. Estos factores son importantes en el duties de vacío. Además con agua de enfriamiento por el lado de la coraza. Las incrustaciones pueden ser removidas fácilmente. La condensación sobre el lado del tubo, por otra parte, puede ser más ventajosa siempre que las características del fluido del proceso dicten el uso de materiales más costosos, se esquematiza en la figura 2.5. [14].

Condensación Parcial



Condensación Total

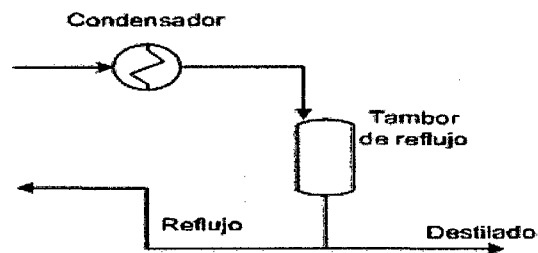


Figura 2.5.- Esquema de condensadores parcial y total.

Un condensador se escribe cuando todo el vapor alimentado es completamente transformado en líquido. De la misma manera, se denomina un rehervidor si todo el líquido alimentado es convertido en vapor. Un condensador es un dispositivo práctico, mientras que un rehervidor total no lo es. La vaporización completa, generalmente, produce problemas de ensuciamiento en los tubos del rehervidor, debido a la deposición de impurezas de componentes de alta temperatura de ebullición.

2.8. Bomba dosificadora

Equipo para convertir la energía mecánica externa en energía hidráulica de un líquido, a fin de moverlo de un punto a otro. Su función es convertir la cabeza de velocidad generada por el impulsor en energía de presión. Las

bombas centrífugas se especifican generalmente por que son confiables y pueden proporcionar el head necesario y la capacidad volumétrica [15].

En este capítulo se describieron los principios fundamentales y las relaciones que interviene en los cálculos de la destilación de componentes múltiples, partiendo de sus principios básicos. También se describió físicamente la columna de destilación así como todos los elementos que la componen. Definiendo las variables más importantes las cuales se utilizaran para el desarrollo de la tesis.

CAPITULO III

OBJETIVOS

5.1. Objetivo General

- Establecer un modelo de simulación mediante un sistema operativo computarizado destinado al Sistema de Destilación de la Planta Piloto de Alcohol de la Facultad de Ingeniería Química de la UNAP.

3.2. Objetivos Específicos

- Elaborar un software con las siglas "SYMSI REY – 08" para simular un sistema de destilación binaria, el mismo que será desarrollado por los responsables del trabajo.
- Establecer un modelo convergente con datos y especificaciones técnicas de los equipos usados en la Planta Piloto de Alcohol.
- Realizar simulaciones comparativas con parámetros o variables de operación reales de la Planta Piloto de Alcohol.

CAPITULO IV

JUSTIFICACIÓN

4.1. Justificación de la investigación

El presente trabajo de tesis se justifica por que en la actualidad la Planta Piloto de Alcohol que tiene más de veinte años de instalado, hasta la fecha continua igual, es decir no hubo un adelanto acorde con el avance de la tecnología; por esta razón este trabajo se justifica por las siguientes razones:

- En base a la operación actual que se ejecuta en el proceso para obtener alcohol, se hace necesario aplicar tecnología para optimizar y minimizar costos operativos, aplicando un software que permitirá modelar y simular el actual proceso.
- El aporte de los investigadores es de presentar el uso de este software utilizado en los proceso de industrias química con la finalidad de establecer parámetros y variables de operación tendientes a la búsqueda de un producto de calidad.
- Promover en los docentes y estudiantes, el uso de herramientas virtuales como tecnología moderna, para la elaboración y aplicación de software en las diferentes ramas de la ingeniería.
- Contribuir como material didáctico para la enseñanza aprendizaje de la asignatura de ingeniería en Procesos y Operaciones Básicas de la Ingeniería en la Facultad de Ingeniería Química de la UNAP.

CAPITULO V

HIPÓTESIS

5.1. Hipótesis Principal

- Los efectos de la aplicación de un programa software, será altamente significativa en el modelado y simulado de la columna de destilación de la Planta Piloto de Alcohol; la misma que servirá de soporte en las asignaturas de Ingeniería en Procesos y Operaciones Básicas.

5.2. Hipótesis Derivadas

- Los efectos de un programa software antes de su aplicación tendrá un resultado observado debido a que los resultados pueden no ser tomados en cuenta en el resultado del producto final.
- Los efectos de un programa software en la estrategia de su aplicación tendrán un resultado alto debido a que su función esta diseñado para la alimentación de datos, no solamente para buscar variables intensivas sino para establecer las variables termodinámicas.
- El modelado y la simulación de la Planta Piloto de Alcohol, tendrá una convergencia correcta para considerarla valida para el sistema de destilación.
- Se considera que no existen cambios químicos y orgánicos en los componentes a transformar en el sistema de destilación.

CAPITULO VI

MODELO DE INVESTIGACION

Con el presente trabajo de Investigación, se busca establecer datos correlacionados, que servirán como punto de arranque para el futuro modelado de la planta, la mismo que tendrá por finalidad establecer diseños no solamente de operación sino de variables críticas.

En ese sentido el modelo de Investigación esta clasificado como Descriptivo Correlacional, las que a su vez proporcionaran información para llevar acabo estudios explicativos que generan un sentido de entendimiento estructurado.

CAPITULO VII

INGENIERIA DE PROCESO EN LA PLANTA PILOTO

En esta sección explicaremos en detalle los mecanismos de operación que se dan en la planta para obtener un producto final, el cual es el alcohol de 60°GL.

7.1. Proceso de destilación del Alcohol en la Planta Piloto

El orujo fermentado con una concentración de 10,5 – 12,0% de etanol y 5,5–7,5 de grados Brix es bombeado continuamente a los tubos del precalentador. Este equipo junto a los demás condensadores que se encuentran en la misma línea. El vapor ingresa por el casco y por los tubos orujo a ser calentado [21].

El orujo calentado ingresa por el plato superior de la primera columna de destilación. Esta columna consta de 13 platos cada plato tiene dos borboteadores, entre cada dos platos adyacentes hay una abertura de limpieza y dos mirillas de inspección e iluminación, con las boquillas necesarias y entre ellas cuatro grifos toma muestras con los cuales es posible tomar muestras de fases de líquidos de los platos I, III, V y XIII como producto de fondo de la columna, la bazuza conducidas a una de las cubas de fermentación vacía, y el agua de luter proveniente de la segunda columna de función similar [21].

La segunda columna consta de 18 platos y no lleva incorporado abertura de limpieza entre los platos, ya que la fase líquida es exenta de contaminaciones sólidas. La calefacción de ambas columnas tiene lugar por vía directa con vapor, cuya presión se mide mediante un manómetro manual. Los vapores de la segunda columna se condensan parcialmente en el precalentador, este primer reflujo contiene menos alcohol que el vapor, de modo que su regreso se conduce al plato XIII, a través del rotámetro medidor. Los vapores restantes pasan al condensador total cuya superficie es de 2 m². Una parte de la precipitación se hace pasar por el rotámetro

medidor en forma de reflujo al plano superior, mientras que la parte restante prosigue su trayectoria como producto final, llegando al enfriador de condensación y después de pasar la probeta se conduce como producto a los depósitos [21].

7.2. Balance de materia del Alcohol en la Planta Piloto

Datos tomados en tiempo real de una corrida en la Planta Piloto

A. Datos experimentales: Después de establecer el estado estacionario se ha obtenido los siguientes datos:

A: Del caldero

1. Vapor saturado que entrega el caldero: 59,88 kg/h.
2. Presión del caldero (Manométrica): 1,5 kg/cm².

B: Masa de orujo para el proceso

3. Masa del orujo a ser destilado: 243,52 kg.
4. Temperatura del orujo para ser destilado: 30°C.
5. Composición del orujo dosificado: 10,2% de etanol y 89,8% de agua.

C: En la columna de destilación

6. Temperatura del orujo dosificado en la columna I: 37,5°C.
7. Promedio de la temperatura de la bazofia y del agua de luter: 100°C.
8. Temperatura de vapor que sale de la Columna II: 91°C.
9. Temperatura del líquido que refluye del intercambiador: 87°C.
10. Flujo másico del líquido que se refluye del intercambiador: 12Kg/h.
11. Temperatura del líquido que se refluye del condensador: 32°C.
12. Caudal volumétrico del líquido que refluye del condensador: 55 lt/h.

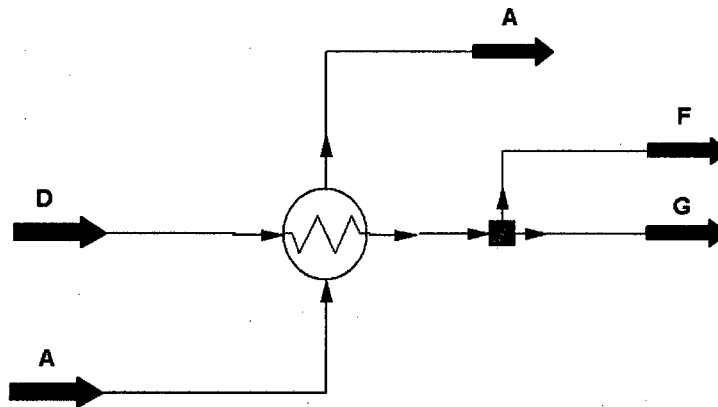
D: Del producto

13. Concentración del etanol saliente: 62,16% de concentración.
14. Caudal del alcohol saliente: 23 lt/h.
15. Densidad del alcohol saliente a 30°C: 0,908 kg/lt.

B. Determinación del caudal de masa del orujo.

Porcentaje molar: 4,22 mol% = 10,12% en peso.
 Temperatura: 30°C.
 Masa de orujo 243,52 kg
 Peso molecular del etanol: 46 gr-mol.
 Peso molecular del agua: 18 gr-mol.

7.2.1. Balance de materia en el precalentador



A: Flujo del orujo a ser calentado, va al tope de la Columna I: 243,52 kg/h.
 D: Viene del tope de la Columna II: 82,29 kg/h.
 F: Va como vapor al condensador parcial: 70,29 kg/h.
 G: Va como reflujo: 12 kg/h.

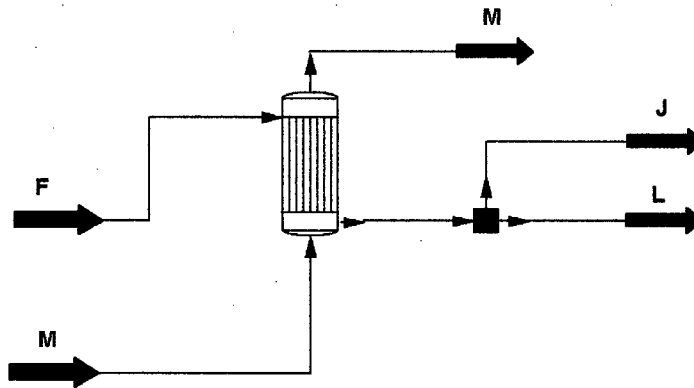
Balance:

$$A + D = F + G + A$$

$$243,52 + 82,29 = 70,29 + 12 + 24,52$$

$$82,29 \text{ kg/h} = 82,29 \text{ kg/h}$$

7.2.2. Balance de materia en el condensador parcial



F: Viene como vapor del intercambiador: 70,29 kg/h.

J: Va al condensador total: 20,9 kg/h.

L: Va como reflujo: 49,39 kg/h.

M: Agua de enfriamiento: 42 kg/h.

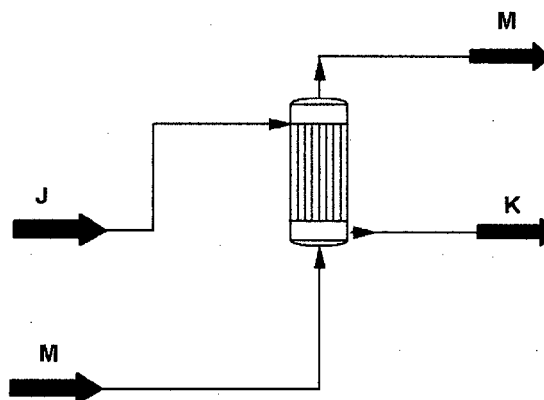
Balance:

$$F + M = J + L + M$$

$$70,29 + 42 = 20,9 + 49,39 + 42$$

$$70,29 \text{ kg/h} = 70,29 \text{ kg/h}$$

7.2.3. Balance de materia en el condensador total



J: Viene del condensador parcial: 20,9 kg/h.

K: Producto final: 20,9 kg/h.

M: Agua de enfriamiento: 42 kg/h.

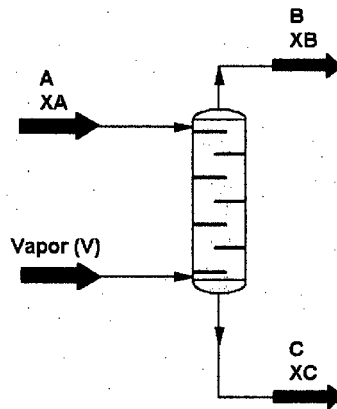
Balance:

$$J + M = K + M$$

$$20,9 + 42 = 20,9 + 42$$

$$20,9 \text{ kg/h} = 20,9 \text{ kg/h}$$

7.2.4. Balance de materia en la columna I



A: Alimentación a la columna I: 243,52 kg/h.

X_A : Concentración del alcohol en la alimentación: 10,12% en peso.

B: Vapor del alcohol.

X_B : Concentración de alcohol en la corriente B: 35,0% en peso.

C: Bazofia: 220 kg/h.

X_C : Concentración del alcohol en la bazofia: 1,46% en peso.

V: Vapor que ingresa a la columna I.

Cálculo de la corriente B y la cantidad de vapor que ingresa a la columna I.

$$A + \text{Vapor} = B + C \quad (01)$$

Considerando al alcohol etílico como el componente mas volátil.

$$A.X_A = B.X_B + C.X_C \quad (02)$$

Remplazando valores:

$$(243,52)(0,1012) = B(0,35) + (220)(0,0146)$$

$$B = 61,23 \text{ kg/h}$$

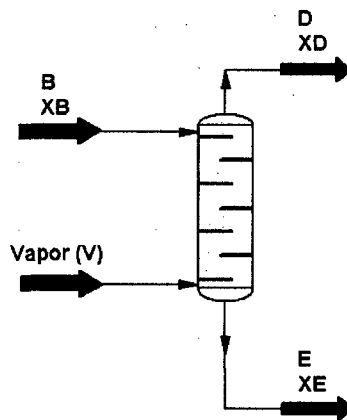
Remplazando este valor en la ecuación (01)

$$\text{Vapor} = B + C - A$$

$$\text{Vapor} = 61,23 + 220 - 243,52$$

$$\text{Vapor} = 37,71 \text{ kg/h}$$

7.2.5. Balance de materia de la columna II



B: alimentación a la columna II: 61,23 kg/h.

X_B : Concentración de la alimentación: 35% en peso.

D: Producto destilado: 20,9 kg/h.

X_D : Concentración del producto destilado: 62,16% en peso.

E: Agua de luter: 62,5 kg/h.

V: Vapor que ingresa a la columna II.

X_E : Concentración de alcohol agua de lutter.

Calculo de la cantidad de vapor que ingresa a la columna y la concentración de alcohol en el agua de lutter.

$$B + \text{Vapor} = D + E \quad (03)$$

Considerando al componente mas volátil (alcohol etílico)

$$B.X_B = D.X_D + E.X_E \quad (04)$$

$$(61,25)(0,35) = (20,9)(0,6216) + (62,5)(X_E)$$

$$X_E = 0,1350$$

Cantidad de vapor que ingresa a la columna II, despejando la ecuación (03)

$$\text{Vapor} = D + E - B$$

$$\text{Vapor} = 20,9 + 62,5 - 61,23$$

$$\text{Vapor} = 22,17 \text{ kg/h.}$$

7.3. Ecuaciones principales del proceso de destilación

Se estudia la destilación en forma simplificada para reducir el problema a su forma más elemental, de tal manera que la estructura básica de las ecuaciones se puedan observar con claridad, y así poder comprender los conceptos básicos que intervienen 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.

7.3.1. Modelo matemático

El modelo matemático desarrollado debe representar el comportamiento dinámico del proceso real. Debe llegarse a un compromiso entre la exactitud en el planteamiento del modelo y la similitud entre las respuestas del mismo y del proceso, en función de los medios disponibles para la resolución del modelo.

Debido a la complejidad que representa un modelo completo de proceso, y se comprender los conceptos básicos de modelado de destilación, se establecieron las siguientes:

1. Se considera que en cada plato la transferencia de materia entre las fases líquida y vapor se produce instantáneamente. Es decir, un cambio en la composición X (líquido) se traduce en un cambio Y (vapor) relacionadas por una condición de equilibrio.
2. Se ignora la dinámica de los procesos puramente hidrodinámicos. Esto 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 líquido en cada plato es mucho más grande que el de las variaciones en las fracciones molares en el tiempo.
3. Se considera nula la acumulación de materia bajo la forma de vapor (capacidad molar del vapor igual a cero).
4. Se supone que todos los flujos de entrada y de salida de la columna se encuentran en estado líquido.
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 (agua – etanol) 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 7.1.

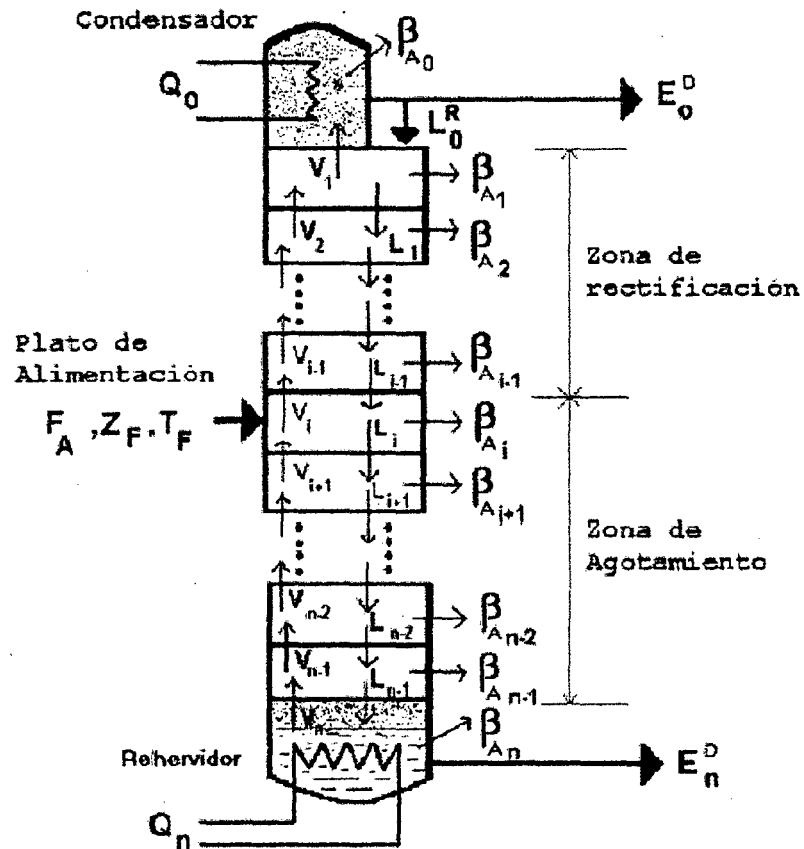


Figura 7.1.- Esquema general de la columna de destilación que se usará en el modelo.

Supóngase que al instante "t" en el plano i existe un volumen líquido neto. Si la densidad media es $\rho(x)$ se tiene que la masa es igual a:

$$M_i(t) = V_i^{Vol}(t) \rho_i(x) \quad (7.1)$$

El cálculo del volumen $V_i^{Vol}(t)$ depende principalmente de tres factores:

- Las variables dimensionales.
 - El régimen: caudal del líquido, velocidad de vapor en la superficie, proporción de burbujas en el líquido, proporción de gotas sobre la superficie líquida.
 - Las del producto: viscosidad de la mezcla, tensión superficial, densidad.
- Se observa entonces que el cálculo preciso de estas variables complicaría los algoritmos de simulación, ya que no se dispone de relaciones cuantitativas entre diferentes variables. Por lo tanto para resolver este problema se prefirió considerar el volumen constante en cada plato y dejarlo como un parámetro más a ajustar [10].

7.3.2. Relaciones algebraicas del modelo

Antes de establecer las ecuaciones dinámicas del modelo de la columna se mencionaran primero ciertas funciones algebraicas que se emplearan para su modelado.

A partir de la curva de equilibrio para una mezcla agua – etanol, se puede obtener un modelo de regresión polinomial, la relación entre la temperatura de ebullición (a la presión atmosférica), y a la fracción molar líquida del metanol es la siguiente:

$$T = T(x) = 94.86 - 81.72x + 96.78x^2 - 45.88x^3 \quad (7.2)$$

También en la literatura es posible obtener una expresión aproximada de la capacidad calorífica en función a la fracción molar líquida del metanol:

$$C^{Cal} = C^{Cal}(x) = 18.4 + 6.4x - 5.8x^2 \quad (7.3)$$

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

$$h(x) = C^{Cal}(x)T(x) \quad (7.4)$$

sustituyendo las dos variables resulta:

$$h = h(x) = 266.104x^5 - 854.956x^4 + 249.176x^3 + 707.556x^2 - 896.544x + 1745.42 \quad (7.5)$$

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

$$H = H(x, y) = h(x) + L^C(x, y) \quad (7.6)$$

donde:

$$L^C = L^C(x, y) = 10750 - 10.57T(x) - y(x)(1100 + 8.93T(x)) \quad (7.7)$$

A partir del concepto de volatilidad relativa, que relaciona el grado de volatilidad de una sustancia con respecto a otra de referencia, se puede obtener la función como sigue:

$$Y = Y(x) = \frac{\alpha(x)x}{1 + (\alpha(x) - 1)x} \quad (7.8)$$

La volatilidad relativa $\alpha(x)$ no es una constante sino que depende de la temperatura para una presión dada. Como esta temperatura es la de equilibrio, se puede utilizar una expresión polinomial como la siguiente:

$$\alpha(x) = a_n X^n + a_{n-1} X^{n-1} + a_{n-2} X^{n-2} + \dots + a_0 \quad (7.9)$$

que de igual forma fue obtenida en la literatura para la mezcla como sigue:

$$\alpha = \alpha(x) = 7.8 - 1.63x + 6.87x^2 \quad (7.10)$$

La densidad ρ de la mezcla agua – etanol se puede calcular mediante la siguiente formula:

$$\rho = \rho(x) = \frac{7.35x + 18}{(14x + 18)^2} \quad (7.11)$$

7.3.3. Desarrollo de las principales ecuaciones del modelo

En seguida se mostrara 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 al diseño esquemático de la columna (figura 7.1.), se divide el estudio en 4 zonas:

- a). Platos de agotamiento o de rectificación
- b). Plato de alimentación
- c). Intercambiador
- d). Condensadores

a) Plato de agotamiento o rectificación.

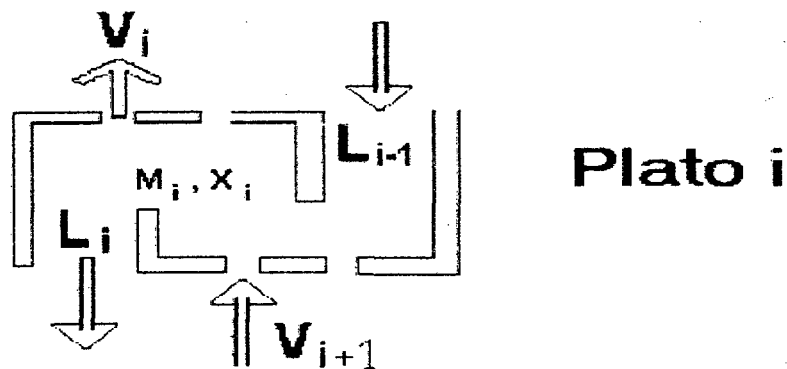


Figura 7.2.- Esquema general de un plato de agotamiento o rectificación de una torre de destilación binaria.

En la figura 7.2. se muestra los flujos asociados al plato i. Utilizando los balances explicados en el capítulo anterior y considerando la hipótesis de partida se tienen los siguientes balances:

Balance de masa

$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i-1} - L_i + V_{i+1} - V_i \quad (7.12)$$

Balance por componente

$$\frac{d(M_i X_i)}{dt} = L_{i-1} X_{i-1} - L_i X_i + V_{i+1} Y_{i+1} - V_i Y_i \quad (7.13)$$

Balance de energía

$$\frac{d(M_i h_i)}{dt} = L_{i-1} h_{i-1} - L_i h_i + V_{i+1} H_{i+1} - V_i H_i - \beta_{Ai} \quad (7.14)$$

β_{Ai} son las pérdidas adiabáticas que se tienen en el sistema, en el cual se esta hablando del calor que es transmitido al medio ambiente por el contacto físico con él. Estas deberán ser calculadas dependiendo del material, de las dimensiones físicas de los platos, de la temperatura ambiental y otros en general. Por lo tanto son datos que dependerán directamente de las características físicas de la columna y del lugar de trabajo. Regularmente son consideradas como nulas.

b) Plato de alimentación

En la figura 7.3. se muestra el esquema general de un plato de alimentación. Este plato se caracteriza por la entrada del exterior de un flujo a la temperatura de ebullición. Este flujo se le llama Flujo de Alimentación F_A . Se supone que la composición Z_F de los componentes y la temperatura T_F son conocidas.

Balance de masa

$$\frac{d(M_i)}{dt} = L_{i-1} - L_i + V_{i+1} - V_i + F_A \quad (7.15)$$

Balance por componente

$$\frac{d(M_i X_i)}{dt} = L_{i-1} X_{i-1} - L_i X_i + V_{i+1} Y_{i+1} - V_i Y_i + F_A Z_F \quad (7.16)$$

Balance de Energía

$$\frac{d(M_i h_i)}{dt} = L_{i-1} h_{i-1} - L_i h_i + V_{i+1} H_{i+1} - V_i H_i + F_A h_F - \beta_A \quad (7.17)$$

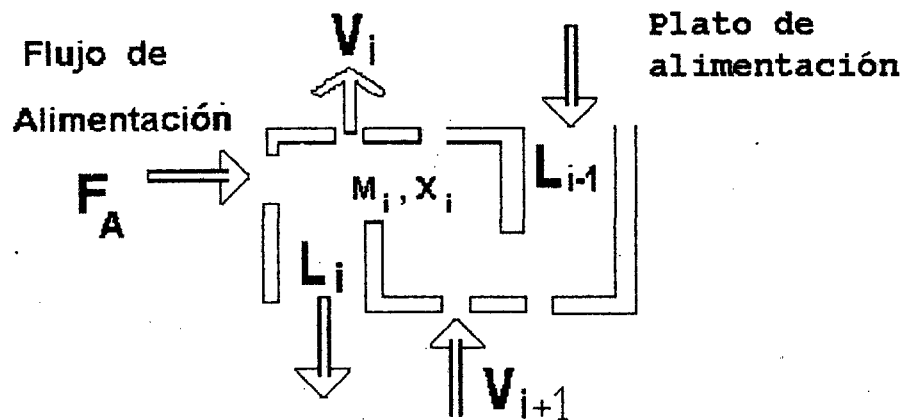


Figura 7.3.- Esquema general de un plato de alimentación para una torre de destilación binaria.

7.4. Modelado de una columna de destilación

Se considera como entradas del sistema a las siguientes variables:

- Flujo de alimentación.
- Composición de los componentes de la mezcla de alimentación en porcentaje del total.
- Pérdidas de energía que se tiene en el sistema.

- Caída de temperatura en el flujo de salida del intercambiador de calor y condensadores.
- Temperatura de entrada de flujo a las columnas de destilación.

Por medio de las variables de control se simula el proceso de destilación esencial.

- El control de la potencia de calentamiento entregado por las columnas de destilación.
- El control del reflujo en porcentaje.

Se considera como salidas del sistema a las siguientes variables:

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

El modelo matemático de la columna de destilación binaria se basa en las siguientes hipótesis:

1. Se considera que cada plato y para cada instante de equilibrio térmico ideal par las dos fases (líquido vapor).
2. Se ignora la dinámica de los procesos puramente hidrodinámicos.
3. Se considera la acumulación de materia bajo la forma de vapor.
4. Presión constante en cada plato.
5. Se considera la mezcla de trabajo ideal.
6. Se considera que cada plato tiene el 100% de eficiencia.
7. Existe solo un condensador y es de tipo total situado en la parte más alta de la torre.
8. Existe solo un intercambiador de calor por contracorriente situado en la parte alta de la torre.
9. Líquido y vapor que salen de cada plato son variables en el tiempo, pero para cada paso de integración son constantes.

10. Se supone que los líquidos de entrada y de salida de la torre se encuentran en estado líquido.

11. Se usaran regresiones polinomiales para definir las siguientes variables: Temperatura de la fase líquida de la mezcla en equilibrio constante con la fase de vapor a una presión de 1 atm.

12. El modelo se basara en el esquema general de la columna de destilación.

13. Las ecuaciones dinámicas del sistema describen la variación que se tienen en la composición de los componentes que forman la mezcla líquido para cada instante dado.

14. 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.

7.5. Descripción del modelo

Los pasos a seguir para hacer simuladores secuencial-modulares como Chemcad 5.1.3. son muy parecidos a los que un ingeniero utiliza para hacer cálculos de ingeniería a mano o usando una calculadora sencilla; pero con la gran diferencia que los cálculos iterativos necesarios para hallar las soluciones métodos algorítmicos de operaciones unitarias o de balance de masa y energía son realizados rápidamente por el simulador. Lo que le permite ensayar otras posibilidades de diseño u operación en tiempo récord y con la garantía de incurrir en un menor número de errores humanos.

En la figura 7.4., se puede observar un diagrama con los pasos mínimos necesarios para realizar simulaciones con un simulador secuencial-modular como Chemcad 5.1.3. Estos pasos incluyen: seleccionar las sustancias puras o definidas por el usuario, dibujar el diagrama de simulación, seleccionar un método termodinámico apropiado, introducir los datos de flujos de las corrientes de entrada, introducir los parámetros de diseño o evaluación de las operaciones unitarias o métodos de cálculo requeridos, hacer ajustes adicionales (usando controladores u otros artificios de

simulación) y la parte más importante de la simulación: interpretar los resultados.

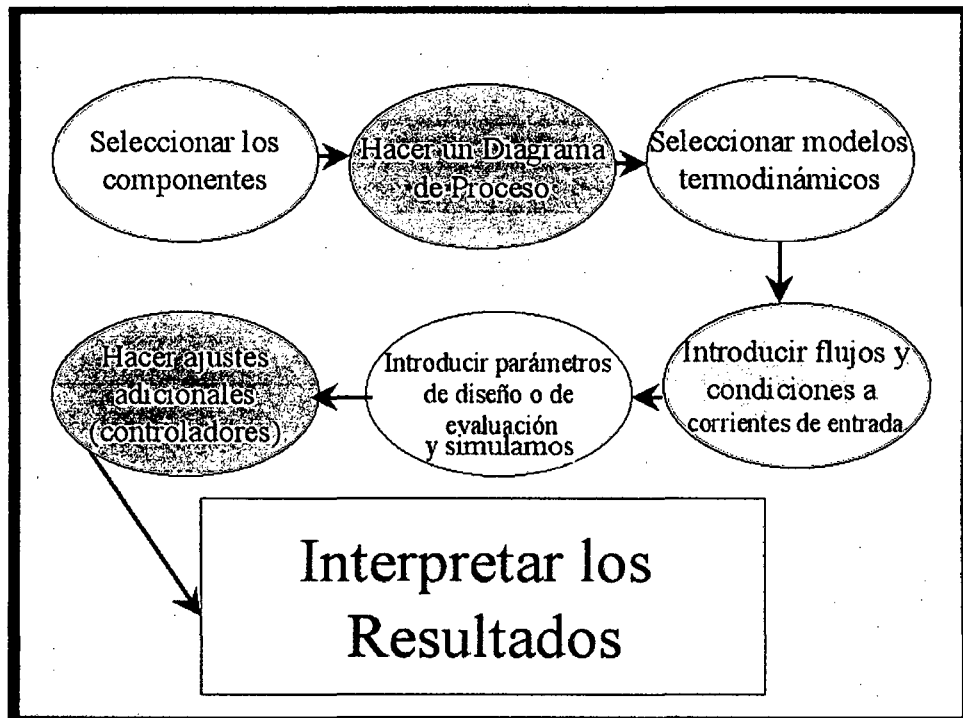


Figura 7.4.- Metodología para simular procesos en un simulador secuencial-modular.

7.6. Utilización del programa CHEMCAD 5.1.3

Los requisitos básicos para instalar el Chemcad 5.1.3. en una computadora para Windows, en que debe tener ventanas instaladas:

Compatible con Windows Vista, Windows 95, Windows 98, y el Windows NT

4.0. Revisar los permisos del hardware de su máquina:

- La computadora debe ser un Pentium o procesador más rápido. Mientras el programa funcionará con 486 sistemas basados, será muy lenta.
- La computadora debería tener como mínimo 32 MEGABYTE de memoria (64 MEGABYTE si fuera una máquina de Windows NT).
- La computadora debería tener como mínimo 50-150 MB de espacio de la unidad de disco duro disponible.

- Mientras que el programa Chemcad 5.1.3. único en Windows pesa alrededor de 50 MEGABYTE, siendo este el espacio requerido para alojar todo el programa de simulaciones construida.
- Si la computadora usa Windows NT, usted debe poner en bitácora y adentro con privilegios del administrador para instalar a Chemcad 5.1.3.

Chemcad 5.1.3. es utilizado para estudiar y calcular cargas de calores, requerimientos de energía, equilibrios químicos y de fases, el comportamiento de equipos complejos como torres multi-etapas, balances de masa, dimensionamiento de equipos, entre otros cálculos.

Para realizar cálculos de equilibrio líquido-vapor, Chemcad 5.1.3. cuenta con más de 45 opciones termodinámicas que permiten modelar sistemas complejos y desviados de la idealidad como: petróleo, gas natural, químicos comunes, químicos desviados de la realidad (mezclas azeotrópicas), metanol, aminas, fluoruro de hidrógeno, etc.

7.7. Resumen de las variables del modelo

La simulación, es la herramienta que el ingeniero químico utiliza para interpretar los diagramas de proceso, para localizar problemas operacionales y predecir el comportamiento de los procesos. El corazón del análisis es el modelo matemático, un conjunto de ecuaciones que relacionan variables del proceso, como temperatura, presión, flujo, composición de las corrientes con el área superficial, posición de las válvulas, configuración geométrica, etc.

El simulador de procesos resuelve las variables desconocidas a partir de las conocidas o parámetros de diseños deseados. Hay muchos niveles de análisis. En orden ascendente de complejidad, se cuentan: balances de materia, balances de materia y energía, dimensionamiento de equipos, análisis de costos. Se agregan ecuaciones adicionales y los algoritmos de solución de ecuaciones se hacen cada vez más complicados.

Afortunadamente, la mayoría de los procesos químicos envuelven equipos de proceso convencionales como: intercambiadores de calor, bombas, columnas de destilación de absorción, etc. Para estas unidades de proceso, las ecuaciones no difieren entre los diferentes procesos químicos. Las propiedades de las sustancias, las constantes químicas sí cambian, pero no las ecuaciones.

Por ende, preparar uno o más algoritmos de solución es posible para cada unidad de proceso para resolver los balances de materia y energía, y para estimar costos y dimensiones de equipos. Una librería de subrutinas o modelos puede ser escrita en FORTRAN, MS C, MS Visual Basic para automatizar esos algoritmos de solución que constituyen el corazón del simulador de procesos.

Los diagramas de procesos reales, son diferentes a los diagramas de simulación. La simulación representa un modelo matemático del proceso y rara vez coincide con la configuración gráfica del diagrama de proceso. Comúnmente se utilizan artificios de simulación para representar el modelo real, o para manipular variables y así obtener las respuestas que el usuario requiere.

7.8. 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.

7.9. Variables definidas como entradas variables del sistema

Las entradas variables del sistema son los datos reales de la mezcla que entran 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 plus ya sea decimal u otro que aproxime la variable a la realidad del proceso.

7.10. Variables de control

Las variables de control son aquellas que se utilizan para aplicar cualquier tipo de control que nos lleve de las condiciones reales del sistema a las condiciones deseadas u óptimas. Ya que los modelos no incluyen ningún tipo de control, estas variables se tendrán que manipular manualmente. Estas variables son de mucha importancia ya que manipular la energía interna del sistema como también los flujos que existen en la torre de destilación.

7.11. Variables caracterizadas como entradas constantes del sistema

Las entradas constantes del sistema son aquellas constantes universales necesarias para el cálculo de ciertas variables. Utilizando las medidas estándares internacionales (Kilogramo (kg), metro (m), segundo (sg), grados Kelvin (°K)).

7.12. Variables definidas como entradas de las condiciones iniciales

Las condiciones iniciales del sistema son las características en las que se encuentran la torre des destilación cuando se empieza a simular o en tiempo 0.

7.13. Variables de estado

Las variables de estado son las que describen al sistema en un tiempo dado y se calculan mediante las ecuaciones dinámicas del sistema. Por lo tanto estas son las que realmente rigen al sistema y fueron obtenidas mediante balance de masa y de energía del sistema.

7.14. Variables calculadas por una ecuación lineal

Estas ecuaciones dependen directamente de las variables de estado, y son las que rigen las condiciones del sistema en un momento dado. El cálculo de estas variables se rige por una sola ecuación lineal.

7.15. Variables calculadas por medio de elección

Estas ecuaciones dependen directamente de las variables de estado, y son las que rigen las condiciones del sistema en un momento dado. La ecuación del cálculo de esta variable dependerá directamente del valor puntual de las variables de estado. Esto se hace por el problema de división entre cero que pueda tener una ecuación.

7.16. Alarmas del sistema

Estas variables son de suma importancia ya que nos indica que la simulación de la torre que el sistema esta fuera de las condiciones reales en las que debe trabajar. Y se debe al manejo de flujos grandes de entrada en una torre de destilación con características físicas pequeñas.

7.17. Variables obligadas a definir en el modelo

Como el modelo maneja ecuaciones generales para cada plato de destilación, se deben definir las siguientes variables ya que en la realidad no existen pero las ecuaciones las tienen y es solo por la definición que se le dio a la misma variable.

7.18. Ecuaciones de estado del modelo

El modelo de la columna de destilación multicomponentes descrito están relacionadas entre si para calcular las variables mas importantes del proceso para cada paso de integración.

7.19. Operacionalización de las variables

VARIABLES	DEFINICION CONCEPTUAL	INDICADOR	DEFINICION OPERACIONAL	ESCALA Y TIPO DE VARIABLE
INDEPENDIENTE: -Software SYMSI REY-08.	-Paquete informático de carácter riguroso usado en los procesos de destilación.	-De característica coherente y funcional para operar variables termodinámicas.	-Determinar variables termodinámicas críticas según datos de destilación.	Escala: Cuantitativo y/o Cualitativo. Tipo: Entalpía, Volumen específico, calidad.
DEPENDIENTE: -Columna de Destilación.	- Produce alcohol de 60°GL, el mismo que al ser rectificado alcanza un alcohol de mayor grado.	-La concentración del alcohol de 90-95°GL.	-Se realiza las operaciones de transferencia de calor y balance de materia y energía.	Escala: Flujo másico y concentración de materia prima. Tipo: Cuantitativo.

CAPITULO VIII

RESULTADOS APLICANDO EL SOFTWARE

8.1. Simulación de la columna de destilación de la Planta Piloto de Alcohol

El modelo fue simulado en un programa llamado Chemcad 5.1.3. Se utilizó este simulador por su afinidad con las ecuaciones termodinámicas, pudiéndose modificar variables en cualquier momento de la simulación. Uno puede modificar cualquier dato de entrada al mismo tiempo que se está realizando la simulación, sin tener que detenerla para cambiar un dato. Punto importante para poder alterar las variables de control en el momento requerido dependiendo del componente y las condiciones deseadas, sin que tenga la necesidad de modelar un tipo de control.

En la figura 8.1., se muestra la planta piloto de alcohol de forma general del sistema simulado en Chemcad 5.1.3. Se observa en el Cuadro 8.1, datos de planta proporcionada por los ingenieros regentes [21]. En el Cuadro 8.2, se encuentran los resultados de producción de la planta piloto de alcohol cuando ya ha sido simulada, siendo la salida del sistema, como son los flujos de composición molares del producto.

Cuadro 8.1: Ingreso de Alimentación.

<i>Stream No.</i>	1
<i>Name</i>	ALIMENTACION
-- Overall --	
<i>Molar flow kmol/h</i>	12.7393
<i>Mass flow kg/h</i>	241.6048
<i>Temp C</i>	30.0000
<i>Pres kg/cm2</i>	2.0000
<i>Enth MJ/h</i>	-3631.1
<i>Entropy MJ/C/h</i>	-2.141
<i>Average mol wt</i>	18.9653
<i>Std liq liter/hr</i>	246.7299
<i>Std vap 0 C liter/h</i>	285534.6648
<i>Vpres kg/cm2</i>	0.063
<i>Component std liq volume fractions</i>	
<i>Water</i>	0.898800
<i>Ethanol</i>	0.101200

Cuadro 8.2: Resultados de los productos.

<i>Stream No.</i>	3	5	15
<i>Name</i>	TOPE COL. I	TOPE COL. II	PRODUCTO FIN
-- Overall --			
<i>Molar flow kmol/h</i>	3.0107	0.7624	0.7624
<i>Mass flow kg/h</i>	61.5015	20.9852	20.9852
<i>Temp C</i>	99.0420	92.2391	30.0000
<i>Pres kg/cm2</i>	1.5332	1.5332	0.4382
<i>Enth MJ/h</i>	-840.14	-210.90	-215.35
<i>Entropy MJ/C/h</i>	-0.4848	-0.1575	-0.1722
<i>Average mol wt</i>	20.4277	27.5253	27.5253
<i>Std liq liter/hr</i>	64.5632	24.0348	24.0348
<i>Std vap 0 C liter/h</i>	67480.7115	17088.0676	17088.0676
<i>Vpres kg/cm2</i>	1.533	1.533	0.100
<i>Component std liq volume fractions</i>			
<i>Water</i>	0.767949	0.377786	0.377786
<i>Ethanol</i>	0.232051	0.622214	0.622214

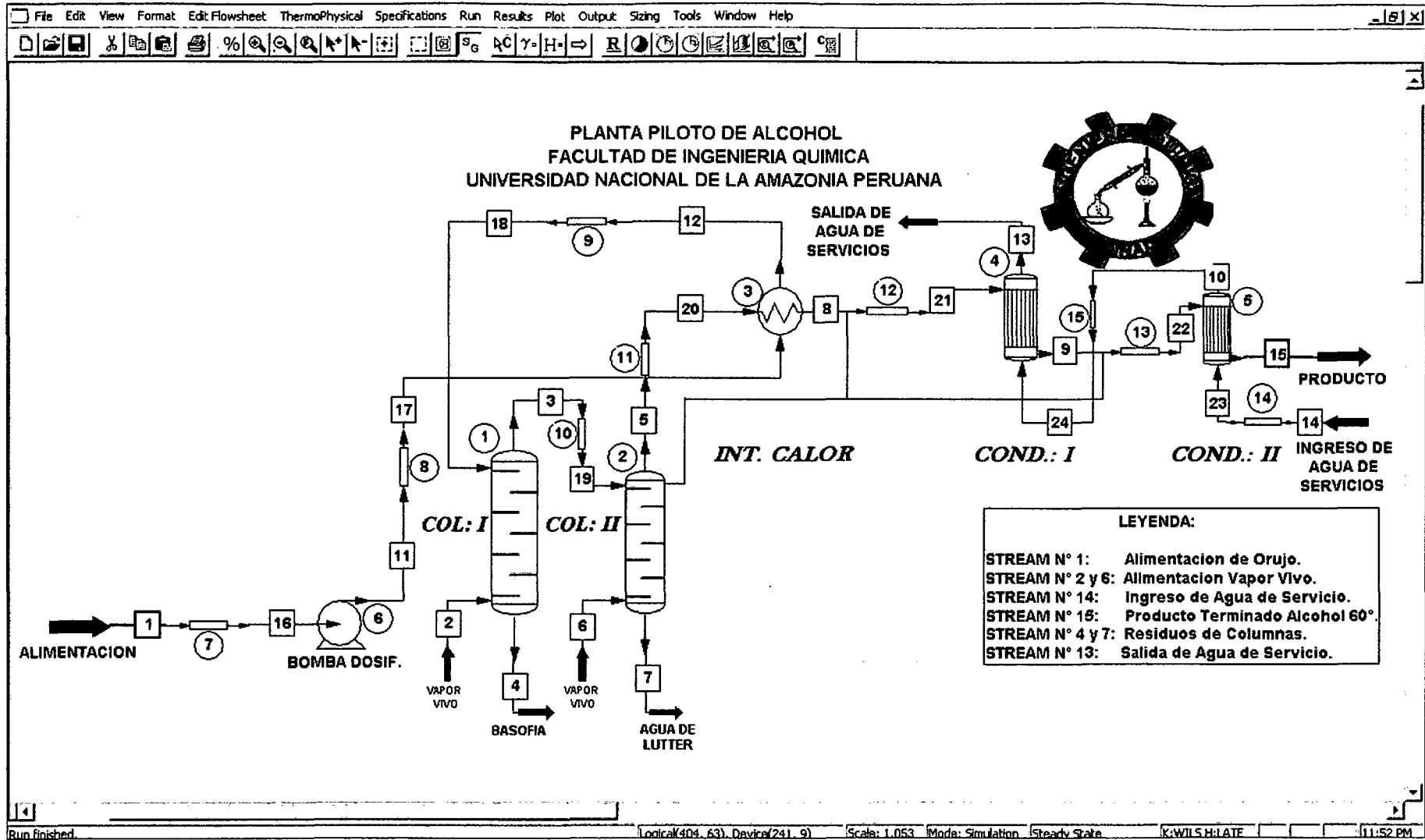


Figura 8.1.- Diagrama de la planta Piloto de Alcohol simulado.

8.2. Planteamiento del problema

Lo que se da en la columna de destilación de la Planta Piloto de alcohol es una mezcla binaria Etanol - Agua, la misma que al someter la operación de destilación se puede describir de forma explícita los datos de entrada que se indica en el Cuadro 8.3, siguiente:

Cuadro 8.3: Datos de entrada al sistema.

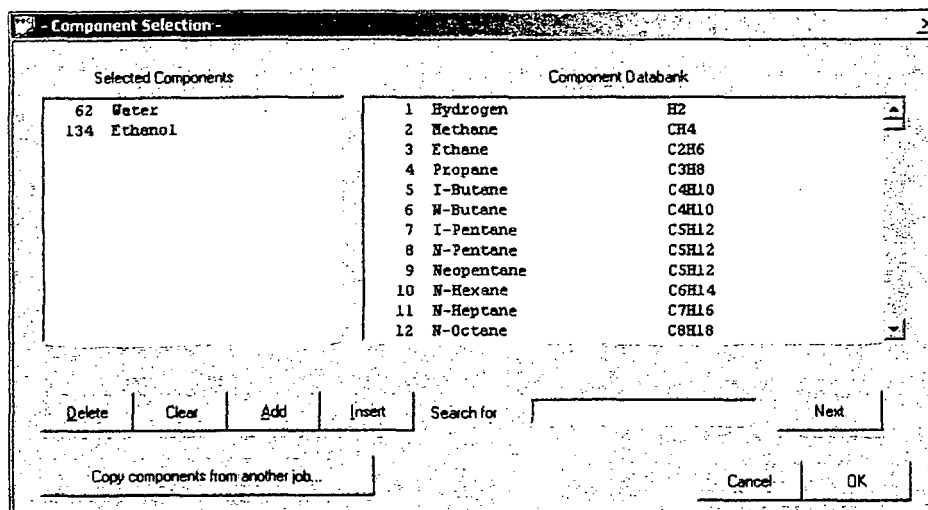
ORUJO	Masa, Kg	243.52
	Temperatura, °C	30
Pureza (Conc.) del Orujo	Etanol	10.12%
	Agua	89.88%
Columna I	N° Platos	13
	Plato Alimentación	1
Columna II	N° Platos	18
	Plato Alimentación	12
Vapor Vivo	Caudal, Kg/h	59.88
	Presión, Kg/cm ²	1.5

[Fuente: Laboratorio de Alcohol de la FIQ – UNAP].

Sin embargo cabe mencionar para contestar la pregunta **¿En que medida, el desarrollo de un modelado y simulación del sistema de destilación de la Planta Piloto de alcohol de la Facultad de Ingeniería Química permitirá predecir los resultados en un proceso real?** Es decir que efecto produjo el software.

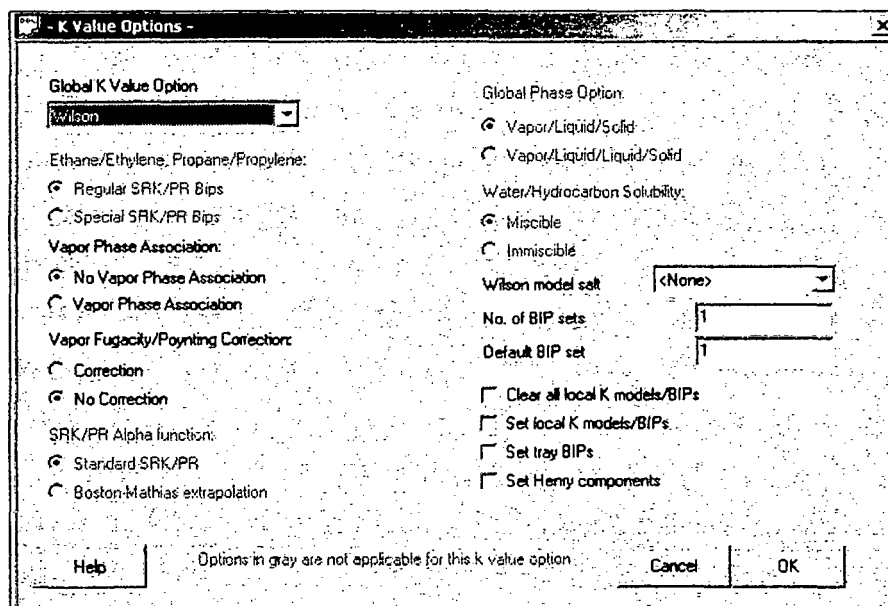
8.2.1. Ventanas y graficas de las simulaciones

- El software en su desarrollo genera ventanas y graficas. Así tenemos la ventana 8.1., señala la selección de los componentes.

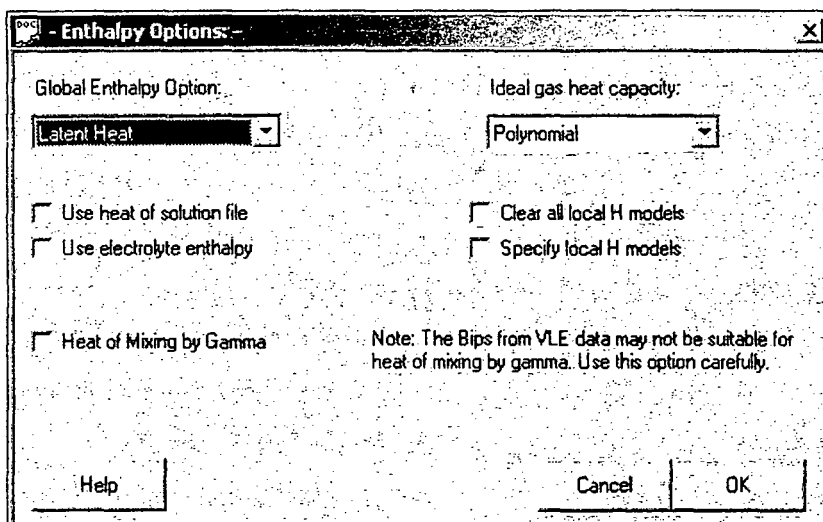


Ventana 8.1.- Definición de Selección de los Componentes.

- También se señala la selección termodinámica aplicando el modelo de WILSON, básicamente significa seleccionar un método o un modelo para calcular el equilibrio de fases líquido – vapor (llamado opción de K-value) (o vapor-liquido-liquido) y seleccionar un método para calcular el balance de calor LATENT HEAT (llamado opción enthalpy). Según se indica en a ventana 8.2. y 8.3.



Ventana 8.2.- Definición de la Opción del Modelo Termodinámica.



Ventana 8.3.- Definición de la Opción de la Entalpía.

- Flujos de alimentación. Para el proceso de operación, es necesario tener en cuenta los flujos de alimentación que es necesario señalar.

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Planta Piloto de Alcohol FIQ_UNAP_03 Date: 12/09/2008 Time: 10:46:29

Stream No.	1	2	6	14
Name	ALIMENTACION	VAPOR CALDER	VAPOR CALDER	AGUA SERVICI
-- Overall --				
Molar flow kmol/h	12.7393	2.0933	1.2306	2.3314
Mass flow kg/h	241.6048	37.7100	22.1700	42.0000
Temp C	30.0000	127.2582	127.2582	24.0000
Pres kg/cm2	2.0000	2.5332	2.5332	1.5000
Vapor mole fraction	0.0000	1.000	1.000	0.0000
Enth MJ/h	-3631.1	-499.23	-293.50	-666.24
Tc C	362.9345	374.2000	374.2000	374.2000
Pc kg/cm2	202.5407	225.5431	225.5431	225.5431
Std. sp gr. wtr = 1	0.980	1.001	1.001	1.001
Std. sp gr. air = 1	0.655	0.622	0.622	0.622
Degree API	12.8710	9.8949	9.8949	9.8949
Average mol wt	18.9653	18.0150	18.0150	18.0150
Actual dens kg/m3	973.2486	1.3680	1.3680	996.9548
Actual vol liter/h	248.2457	27565.0710	16205.7189	42.1283
Std liq liter/hr	246.7299	37.7161	22.1736	42.0068
Std vap 0 C liter/h	285534.6648	46917.4925	27583.1579	52254.9657
-- Vapor only --				
Molar flow kmol/h		2.0933	1.2306	
Mass flow kg/h		37.7100	22.1700	
Average mol wt		18.0150	18.0150	
Actual dens kg/m3		1.3680	1.3680	
Actual vol liter/h		27565.0710	16205.7189	
Std liq liter/hr		37.7161	22.1736	
Std vap 0 C liter/h		46917.4925	27583.1579	
Cp J/kmol-K		34334.5175	34334.5175	
Z factor		0.9828	0.9828	
Visc Pa-sec		1.328e-005	1.328e-005	
Th cond W/m-K		0.0273	0.0273	
-- Liquid only --				
Molar flow kmol/h	12.7393			2.3314
Mass flow kg/h	241.6048			42.0000
Average mol wt	18.9653			18.0150
Actual dens kg/m3	973.2486			996.9548
Actual vol liter/hr	248.2457			42.1283
Std liq liter/hr	246.7299			42.0068

Std vap 0 C liter/h	285534.6648	52254.9657
Cp J/kmol-K	76647.3668	75428.1153
Z factor	0.0020	0.0014
Visc Pa-sec	0.0008334	0.0009435
Th cond W/m-K	0.5437	0.6048
Surf tens N/m	0.0640	0.0723

Edit Streams					
Flash	Comp List			Cancel	OK
Stream No.	1	2	6	14	
Stream Name	ALIMENTACION	VAPOR CALDER	VAPOR CALDER	AGUA SERVICIO	
Temp C	30	127.2582	127.2582	24	
Pres kg/cm2	2	2.53323	2.53323	1.5	
Vapor Fraction	0	1	1	0	
Enthalpy MJ/h	-3631.13	-499.2308	-293.5017	-666.243	
Total flow	241.6048	37.71608	22.17	42	
Total flow unit	kg/h	std. l/h	kg/h	kg/h	
Comp unit	liqvol frac	liqvol frac	weight frac	liqvol frac	
Water	0.8988	1	1	1	
Ethanol	0.1012	0	0	0	

Ventana 8.4.- Especificación de los Streams de alimentaciones al sistema.

Stream No.	1
Name	ALIMENTACION
- - Overall - -	
Molar flow kmol/h	12.7393
Mass flow kg/h	241.6048
Temp C	30.0000
Pres kg/cm2	2.0000
Enth MJ/h	-3631.1
Entropy MJ/C/h	-2.141
Average mol wt	18.9653
Std liq liter/hr	246.7299
Std vap 0 C liter/h	285534.6924
Vpres kg/cm2	0.063
Component std liq volume fractions	
Water	0.898800
Ethanol	0.101200

Ventana 8.5.- Tabla de Descripción de las variables de Alimentación.

- De los cambio de fracción de vapor, podemos ver que el punto de rocío mas alto de la alimentación esta a 362,5°C.

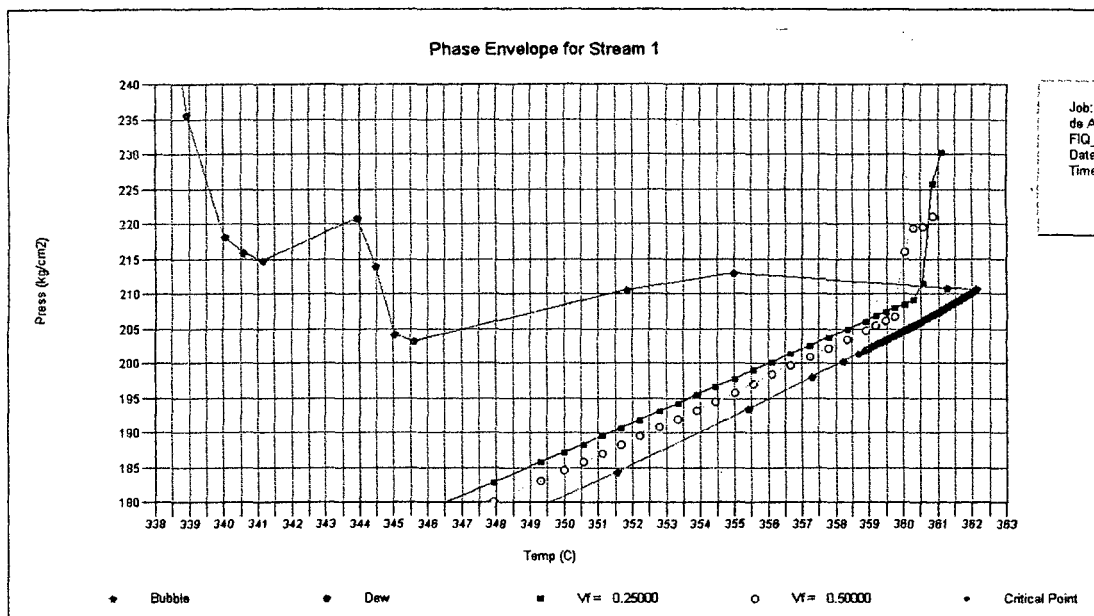


Figura 8.2.- Grafica del Punto de Roció, para la alimentación.

- De los cambio de fracción de vapor, podemos ver que el punto de roció mas alto del producto esta a 287°C.

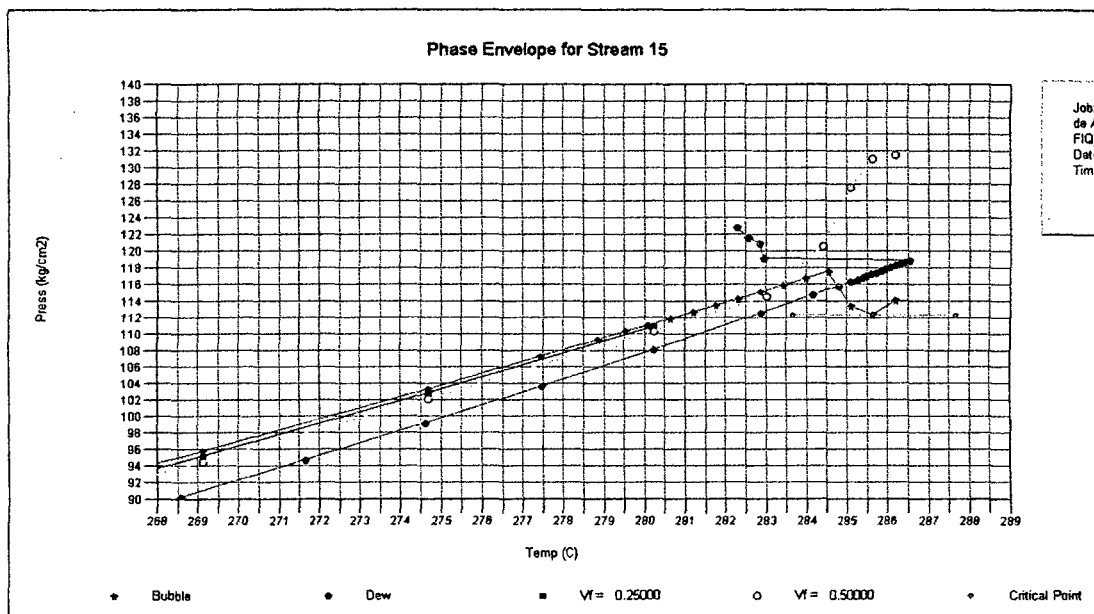


Figura 8.3.- Grafica del Punto de Roció, del producto.

Phase Envelope for Stream 15 (PRODUCTO)

No.	Temp	Press	Vfrac	Zv	Zl
		C	kg/cm2		
1	124.667	5.558	0.00000	0.885	0.013
2	130.223	6.478	0.00000	0.886	0.011
3	135.778	7.513	0.00000	0.886	0.011
4	141.334	8.672	0.00000	0.886	0.011
5	146.889	9.966	0.00000	0.886	0.011
6	152.445	11.404	0.00000	0.886	0.011
7	158.001	12.998	0.00000	0.886	0.011
8	163.556	14.757	0.00000	0.886	0.011
9	169.112	16.694	0.00000	0.886	0.011
10	174.667	18.819	0.00000	0.886	0.011
11	180.223	21.144	0.00000	0.886	0.011
12	185.778	23.682	0.00000	0.886	0.011
13	191.334	26.443	0.00000	0.886	0.011
14	196.889	29.441	0.00000	0.886	0.011
15	202.445	32.688	0.00000	0.886	0.011
16	208.001	36.197	0.00000	0.886	0.011
17	213.556	39.981	0.00000	0.886	0.011
18	219.112	44.052	0.00000	0.886	0.011
19	224.667	48.424	0.00000	0.886	0.011
20	230.223	53.110	0.00000	0.886	0.011
21	235.778	58.123	0.00000	0.886	0.011
22	241.334	63.475	0.00000	0.886	0.011
23	246.889	69.179	0.00000	0.886	0.011
24	252.445	75.246	0.00000	0.886	0.011
25	258.001	81.688	0.00000	0.886	0.011
26	263.556	88.512	0.00000	0.886	0.011
27	269.112	95.723	0.00000	0.886	0.011
28	274.667	103.314	0.00000	0.886	0.011
29	277.445	107.245	0.00000	0.886	0.011
30	278.834	109.241	0.00000	0.886	0.011
31	279.528	110.247	0.00000	0.886	0.011
32	280.084	111.056	0.00000	0.886	0.011
33	280.639	111.868	0.00000	0.886	0.011
34	281.195	112.683	0.00000	0.886	0.011
35	281.751	113.487	0.00000	0.886	0.011
36	282.306	114.311	0.00000	0.886	0.011
37	282.862	115.113	0.00000	0.886	0.011
38	283.417	115.915	0.00000	0.886	0.011
39	283.973	116.762	0.00000	0.886	0.011
40	284.528	117.579	0.00000	0.886	0.011
41	285.084	113.384	0.00000	0.886	0.011
42	285.639	112.262	0.00000	0.886	0.011
43	286.195	114.056	0.00000	0.886	0.011
1	162.065	9.911	0.99999	0.930	0.008
2	176.711	14.371	0.99999	0.896	0.011
3	188.074	18.831	0.99999	0.858	0.014
4	197.460	23.291	0.99999	0.817	0.018
5	205.510	27.751	0.99999	0.843	0.021
6	212.591	32.211	0.99999	0.824	0.024
7	218.932	36.671	0.99999	0.806	0.028
8	224.687	41.131	0.99999	0.787	0.032
9	229.968	45.591	0.99999	0.769	0.036
10	234.856	50.051	0.99999	0.751	0.040
11	239.413	54.511	0.99999	0.733	0.044
12	243.689	58.971	0.99999	0.715	0.049
13	247.724	63.431	0.99999	0.696	0.054
14	251.558	67.891	0.99999	0.678	0.059
15	255.217	72.350	0.99999	0.659	0.066
16	258.729	76.810	0.99999	0.640	0.073
17	262.117	81.270	0.99999	0.621	0.082
18	265.394	85.730	0.99999	0.602	0.092
19	268.561	90.190	0.99999	0.582	0.103
20	271.625	94.650	0.99999	0.561	0.115
21	274.588	99.110	0.99999	0.539	0.128
22	277.451	103.570	0.99999	0.516	0.142
23	280.213	108.030	0.99999	0.491	0.158

24	282.872	112.490	0.99999	0.462	0.176
25	284.159	114.720	0.99999	0.446	0.191
26	284.786	115.835	0.99999	0.437	0.199
27	285.101	116.393	0.99999	0.432	0.204
28	285.258	116.671	0.99999	0.430	0.207
29	285.376	116.882	0.99999	0.428	0.209
30	285.493	117.093	0.99999	0.426	0.211
31	285.609	117.304	0.99999	0.425	0.212
32	285.724	117.515	0.99999	0.423	0.214
33	285.840	117.726	0.99999	0.421	0.215
34	285.954	117.937	0.99999	0.419	0.217
35	286.069	118.148	0.99999	0.416	0.218
36	286.183	118.359	0.99999	0.414	0.220
37	286.296	118.570	0.99999	0.412	0.222
38	286.409	118.781	0.99999	0.410	0.224
39	286.521	118.991	0.99999	0.408	0.226
40	282.926	119.202	0.99999	0.405	0.229
1	282.835	121.013	0.99999	0.405	0.229
2	282.557	121.697	0.99999	0.405	0.229
3	282.280	122.914	0.99999	0.405	0.229
4	282.002	124.143	0.99999	0.405	0.229
5	281.724	128.201	0.99999	0.405	0.229
6	281.446	131.044	0.99999	0.405	0.229
7	281.168	134.426	0.99999	0.405	0.229
8	280.891	138.345	0.99999	0.405	0.229
9	280.613	142.803	0.99999	0.405	0.229
10	280.335	147.799	0.99999	0.405	0.229
11	280.057	153.333	0.99999	0.405	0.229
12	279.502	166.016	0.99999	0.405	0.229
13	278.946	180.851	0.99999	0.405	0.229
14	278.391	197.839	0.99999	0.405	0.229
15	277.835	216.979	0.99999	0.405	0.229
16	277.280	238.272	0.99999	0.405	0.229
17	276.724	261.717	0.99999	0.405	0.229
18	276.168	287.314	0.99999	0.405	0.229
19	275.613	315.064	0.99999	0.405	0.229
20	275.057	344.967	0.99999	0.405	0.229
21	274.502	377.022	0.99999	0.405	0.229
22	273.946	411.230	0.99999	0.405	0.229
23	273.391	447.590	0.99999	0.405	0.229
24	272.835	486.102	0.99999	0.405	0.229
1	124.667	5.714	0.25000	0.885	0.012
2	130.223	6.623	0.25000	0.885	0.012
3	135.778	7.642	0.25000	0.885	0.012
4	141.334	8.782	0.25000	0.885	0.012
5	146.889	10.055	0.25000	0.885	0.012
6	152.445	11.470	0.25000	0.885	0.012
7	158.001	13.037	0.25000	0.885	0.012
8	163.556	14.768	0.25000	0.885	0.012
9	169.112	16.674	0.25000	0.885	0.012
10	174.667	18.766	0.25000	0.885	0.012
11	180.223	21.057	0.25000	0.885	0.012
12	185.778	23.557	0.25000	0.885	0.012
13	191.334	26.280	0.25000	0.885	0.012
14	196.889	29.238	0.25000	0.885	0.012
15	202.445	32.445	0.25000	0.885	0.012
16	208.001	35.912	0.25000	0.885	0.012
17	213.556	39.654	0.25000	0.885	0.012
18	219.112	43.684	0.25000	0.885	0.012
19	224.667	48.014	0.25000	0.885	0.012
20	230.223	52.659	0.25000	0.885	0.012
21	235.778	57.637	0.25000	0.885	0.012
22	241.334	62.956	0.25000	0.885	0.012
23	246.889	68.633	0.25000	0.885	0.012
24	252.445	74.681	0.25000	0.885	0.012
25	258.001	81.112	0.25000	0.885	0.012
26	263.556	87.940	0.25000	0.885	0.012
27	269.112	95.175	0.25000	0.885	0.012
28	274.667	102.823	0.25000	0.885	0.012
29	280.223	110.870	0.25000	0.885	0.012
1	124.667	6.455	0.50000	0.886	0.011
2	130.223	7.624	0.50000	0.886	0.011
3	135.778	8.931	0.50000	0.886	0.011
4	141.334	10.370	0.50000	0.886	0.011
5	146.889	11.920	0.50000	0.886	0.011
6	152.445	13.537	0.50000	0.886	0.011
7	158.001	15.133	0.50000	0.886	0.011

8	163.556	16.614	0.50000	0.886	0.011
9	169.112	18.033	0.50000	0.886	0.011
10	174.667	19.664	0.50000	0.886	0.011
11	180.223	21.611	0.50000	0.886	0.011
12	185.778	23.857	0.50000	0.886	0.011
13	191.334	26.383	0.50000	0.886	0.011
14	196.889	29.180	0.50000	0.886	0.011
15	202.445	32.251	0.50000	0.886	0.011
16	208.001	35.603	0.50000	0.886	0.011
17	213.556	39.243	0.50000	0.886	0.011
18	219.112	43.183	0.50000	0.886	0.011
19	224.667	47.430	0.50000	0.886	0.011
20	230.223	52.013	0.50000	0.886	0.011
21	235.778	56.931	0.50000	0.886	0.011
22	241.334	62.203	0.50000	0.886	0.011
23	246.889	67.844	0.50000	0.886	0.011
24	252.445	73.869	0.50000	0.886	0.011
25	258.001	80.294	0.50000	0.886	0.011
26	263.556	87.136	0.50000	0.886	0.011
27	269.112	94.410	0.50000	0.886	0.011
28	274.667	102.135	0.50000	0.886	0.011
29	280.223	110.324	0.50000	0.886	0.011
30	283.001	114.563	0.50000	0.886	0.011
31	284.389	120.649	0.50000	0.886	0.011
32	285.084	127.680	0.50000	0.886	0.011
33	285.639	131.085	0.50000	0.886	0.011
34	286.195	131.527	0.50000	0.886	0.011

Tc = 285.639 C Pc = 112.262 kg/cm2 Zc = 0.506

- FIGURAS REPRESENTATIVAS

El diagrama de Composición de Líquido – vapor vs Presión. Representa el comportamiento de los componentes en la vaporización de una mezcla, en función de la presión se representa, para una temperatura fija.

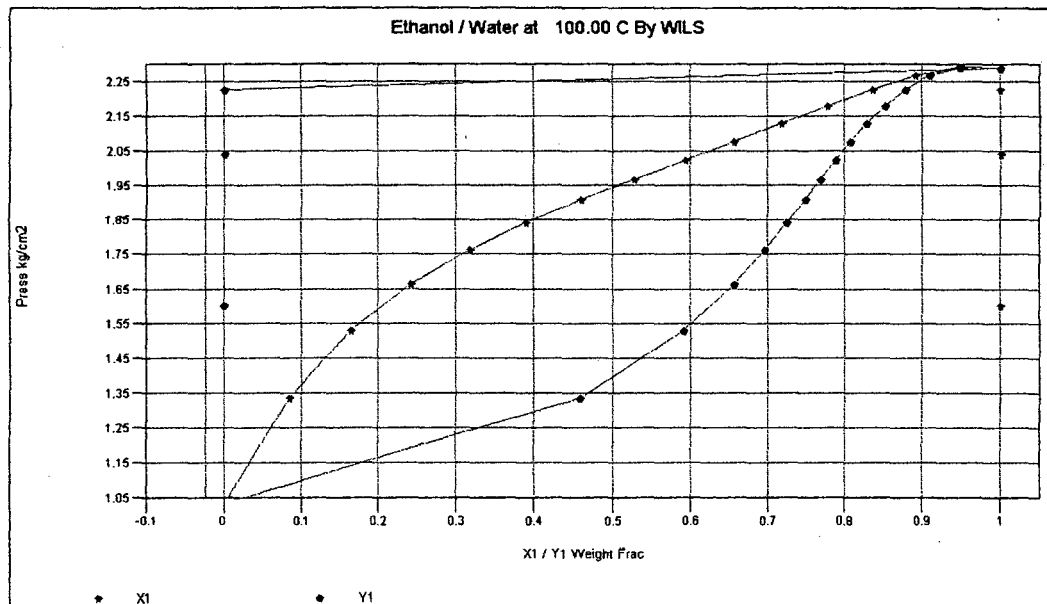


Figura 8.4.- Grafica de composición de liquido vapor en función de la presión.

- En este diagrama de composición de líquido vs. Vapor, muestra una mezcla binaria representando un sistema no – ideal que representaran separaciones mas difíciles, podemos decir esto por la forma de la curva.

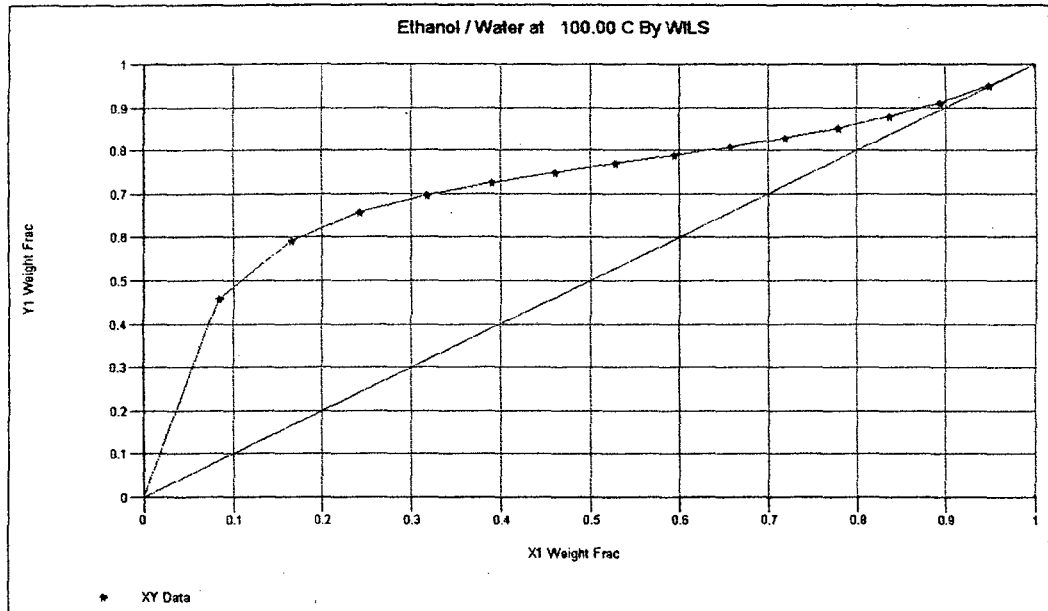


Figura 8.5.- Grafica de composición liquido vapor.

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Planta Piloto de Alcohol FIQ_UNAP_02 Date: 12/02/2008 Time: 09:29:54

XY data for Ethanol / Water

Wilson parameters: 276.760 975.490

T Deg C	P kg/cm2	Mass Fractions					
		X1	Y1	Gamma1	Gamma2	Phi1	Phi2
100.000	1.033	0.00000	0.00000	5.398	1.000	1.000	1.000
100.000	1.333	0.08369	0.45813	4.197	1.004	1.000	1.000
100.000	1.528	0.16438	0.59159	3.379	1.016	1.000	1.000
100.000	1.663	0.24223	0.65659	2.797	1.036	1.000	1.000
100.000	1.763	0.31739	0.69662	2.368	1.062	1.000	1.000
100.000	1.842	0.38999	0.72533	2.044	1.096	1.000	1.000
100.000	1.909	0.46017	0.74844	1.794	1.139	1.000	1.000
100.000	1.968	0.52803	0.76886	1.597	1.190	1.000	1.000
100.000	2.024	0.59371	0.78832	1.441	1.253	1.000	1.000
100.000	2.077	0.65729	0.80804	1.317	1.329	1.000	1.000
100.000	2.128	0.71888	0.82906	1.218	1.422	1.000	1.000
100.000	2.179	0.77858	0.85239	1.139	1.537	1.000	1.000
100.000	2.226	0.83645	0.87923	1.079	1.680	1.000	1.000
100.000	2.266	0.89260	0.91112	1.036	1.861	1.000	1.000
100.000	2.292	0.94709	0.95025	1.009	2.095	1.000	1.000
100.000	2.289	1.00000	1.00000	1.000	2.406	1.000	1.000
100.000	2.226	1.00000	-0.00002	1.011	2.831	1.000	1.000
100.000	2.042	1.00000	-0.00001	1.047	3.436	1.000	1.000
100.000	1.602	1.00000	-0.00001	1.120	4.341	1.000	1.000
100.000	0.590	1.00000	-0.00003	1.249	5.785	1.000	1.000
100.000	630.067	1.00000	-0.00000	1.475	8.296	1.000	1.000
100.000	688.622	1.00000	-0.00000	1.895	13.213	1.000	1.000
100.000	687.951	1.00000	-0.00000	2.764	24.631	1.000	1.000

100.000	687.692	1.00000	-0.00000	4.962	59.117	1.000	1.000
100.000	699.055	1.00000	-0.00000	12.925	221.281	1.000	1.000
100.000	649.171	1.00000	-0.00000	72.489	2031.282	1.000	1.000
100.000	0.866	1.00000	-0.02417	2998.067	183467.000	1.000	1.000

- Especificación de la bomba dosificador.

Ventana 8.6.- Descripción de las Especificaciones de la bomba dosificadora.

- Especificaciones de las columnas de destilación.

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Planta Piloto de Alcohol FIQ_UNAP_02 Date: 12/02/2008 Time: 09:33:18

Scds Rigorous Distillation Summary

Equip. No.	1	2
Name	COL: I	COL: II
No. of stages	13	18
1st feed stage	1	12
2nd feed stage	13	18
Condenser mode	6	6
Condenser spec.	0.0860	0.3390
Cond. comp i	2	2
Reboiler mode	6	6
Reboiler spec.	0.0146	0.0001
Rebl. comp i	2	2
Colm press drop (kg/cm2)	0.3515	0.3515
Est. dist. rate (kmol/h)	100.0000	100.0000
Est. reflux rate (kmol/h)	100.0000	100.0000
Est. stage 1 T C	65.5556	65.5556
Est. bottom T C	121.1110	121.1110
Top pressure kg/cm2	1.5332	1.5332
Cond duty MJ/h	-24.6465	-31.3508

Reblr duty MJ/h	12.1751	-15.4244
Initial flag	1	1
Reflux mole kmol/h	11.9055	0.0156
Reflux ratio	3.9544	0.0205
Reflux mass kg/h	243.2018	0.4307
Column diameter m	0.3048	0.3048
Tray space m	0.6096	0.6096
Thickness (top) in	0.0625	0.0625
Thickness (bot) in	0.3750	0.3750
Install factor	1.0000	1.0000
Column purchase \$	47857	69620
Column installed \$	47857	69620
Cost estimation flag	1	1
Shell weight kg	297	427
Cost of shell \$	17156	27106
Cost of trays \$	7084	8412
Platform & ladder \$	2441	3297
No of sections	1	1
Total purchase \$	47857	69620
Total installed \$	47857	69620
No of passes (S1)	1	0
Weir side width in	1.7500	
Weir height in	2.0000	
System factor	1.0000	

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Planta Piloto de Alcohol FIO_UNAP_01 Date: 12/01/2008 Time: 11:27:54

Calculation mode : Sequential
Flash algorithm : Normal

Equipment Calculation Sequence
7 14 6 8 1 10 2 11 3 9 12 4 13 5 15

Equipment Recycle Sequence
1 10 2 11 3 9 -4 13 5 15

Recycle Cut Streams
18 24

Recycle Convergence Method: Direct Substitution

Max. loop iterations 40

Recycle Convergence Tolerance

Flow rate	1.000E-003
Temperature	1.000E-003
Pressure	1.000E-003
Enthalpy	1.000E-003
Vapor frac.	1.000E-003

Recycle calculation has converged.

Overall Mass Balance	kmol/h		kg/h	
	Input	Output	Input	Output
Water	17.963	17.963	323.605	323.605
Ethanol	0.432	0.432	19.880	19.880
Total	18.395	18.395	343.485	343.485

- Especificación de Columna I.

SCDS Distillation Column -

General | Specifications | Convergence | Cost Estimation 1 | Cost Estimation 2

General Model Parameters ID: 1

Condenser type: 0 Total or none

Subcooled delta T: C

Top pressure: 1.53323 kg/cm2

Cond press drop: kg/cm2

Colm press drop: 0.351535 kg/cm2

Reflux pump out: kg/cm2

Bottom pump out: kg/cm2

No. of stages: 13

Feed stages:

Feed tray for stream 18 1

Feed tray for stream 2 13

Simulation model: Regular VLE model

For condenser with decant:

Upper layer fraction to decant (alpha):

Lower layer fraction to decant (beta):

Check here for reactive distillation

Stage efficiency:

Top stage:

Last stage:

Optional three phase control:

Use local three phase model

Three phase stage from:

Three phase stage to:

Help Cancel OK

Ventana 8.7.- Descripción General de la Columna I.

SCDS Distillation Column -

General | Specifications | Convergence | Cost Estimation 1 | Cost Estimation 2

Heat and Material Balance Specifications ID: 1

Condenser mode: Specification

6 Distillate component mole fraction 0.086

Select reboiler mode: Specification

6 Bottom component mole fraction 0.0146

Component: 2 Ethanol

Component: 2 Ethanol

Optional Tray Specification

Adjust the specification for: 0 None

until the: 0 Tray Tray

Variable: 0 None

Phase: 0 Liquid

is equal to a specified value of:

Help Cancel OK

Ventana 8.8.- Descripción de Especificación de la Columna I.

SCDS Distillation Column - [X]

General | Specifications | **Convergence** | Cost Estimation 1 | Cost Estimation 2

Estimates and Convergence Parameters ID: 1

General estimates		Convergence	
Dist. rate	100 kmol/h	Iterations	
Reflux rate	100 kmol/h	Initial flag	1 Reload column profile
Temperature estimates		Tolerance	
T top	65.5556 C	Damping factor	
T bottom	121.111 C	Thermosyphon reboiler	
T 2		Vapor fraction	
T N-1		Trace flag	
Side product estimations		Tray efficiency profile	0 No efficiency profile
Stage	Estimated flowrate	Calculated results	
		Condenser duty	24.6465 MJ/h
		Reboiler duty	12.1751 MJ/h
		Reflux mole	11.9065 kmol/h
		Reflux mass	243.202 kg/h
		Reflux ratio	3.95438

Help [Cancel] [OK]

Ventana 8.9.- Descripción de la Convergencia de la Columna I.

- Grafica de comportamiento de los componentes de cortes a temperatura vs. Los platos de la columna I.

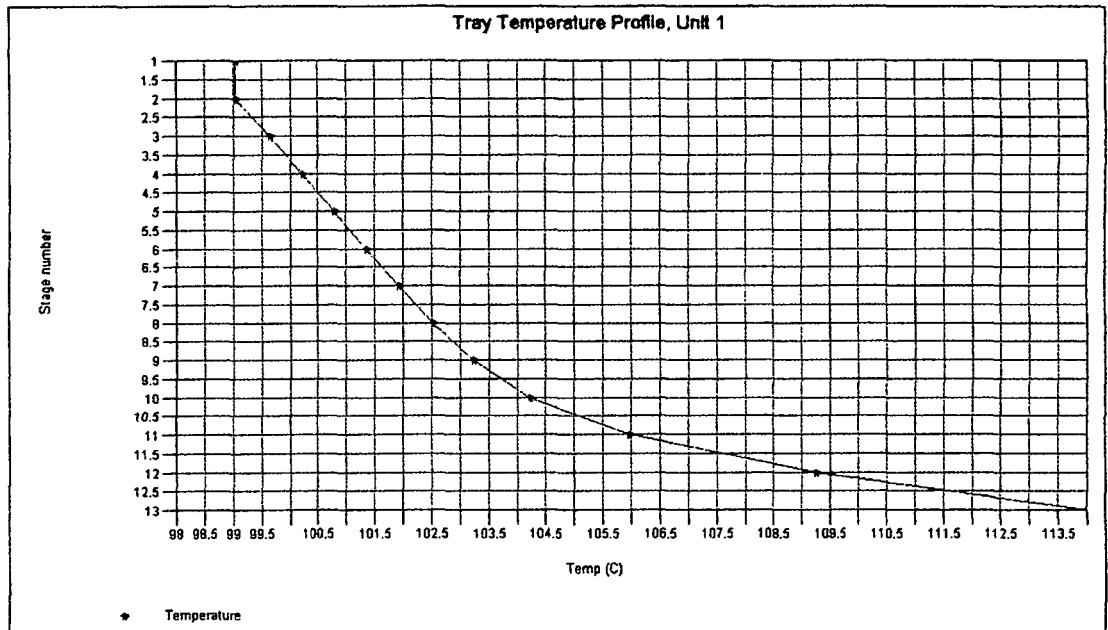


Figura 8.6.- Grafica del comportamiento de cortes de Columna I.

- Grafica de comportamiento de total de vapor a Kmol/h vs. Los platos de la columna I.

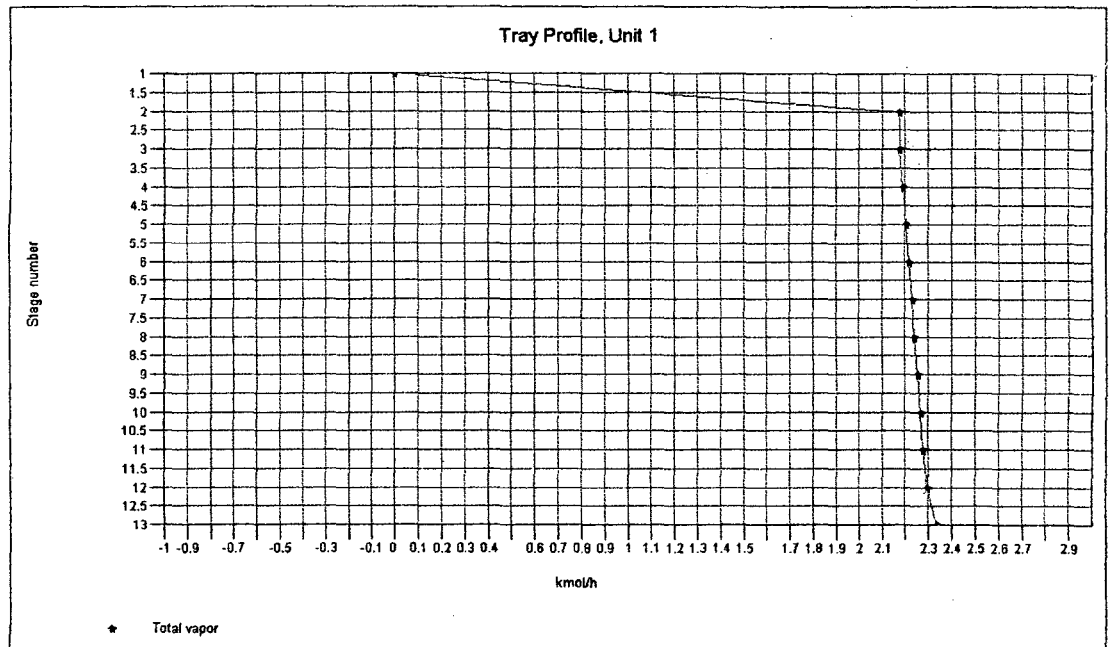


Figura 8.7.- Grafica del molar vaporizado por platos.

- Grafica de comportamiento de total de líquido kmol/h vs. Los platos de la columna I.

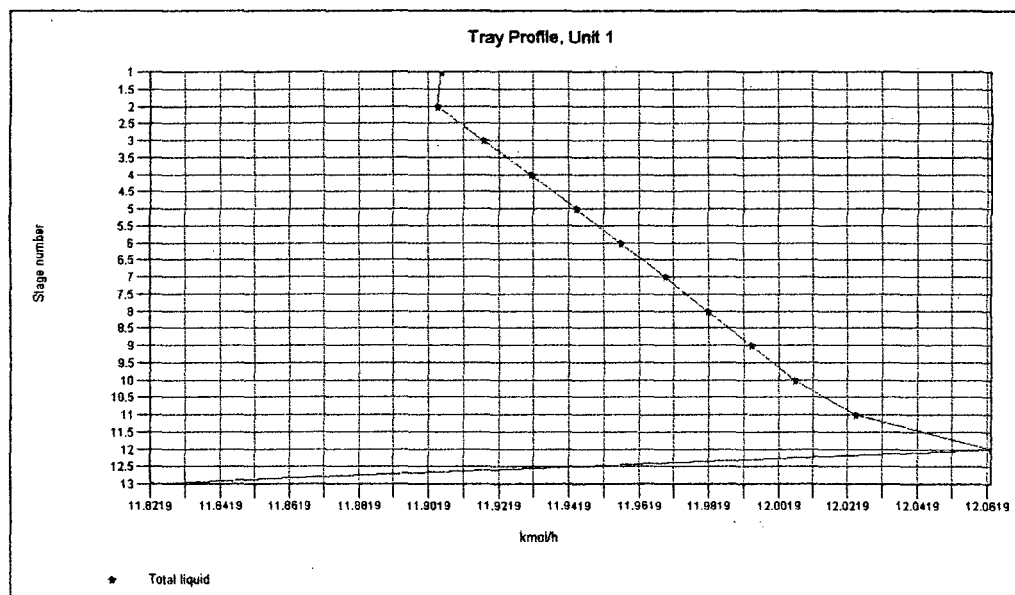


Figura 8.8.- Grafica del mol liquido acumulado por plato.

- Grafica de comportamiento de temperatura del tope de la columna I vs. La presión.

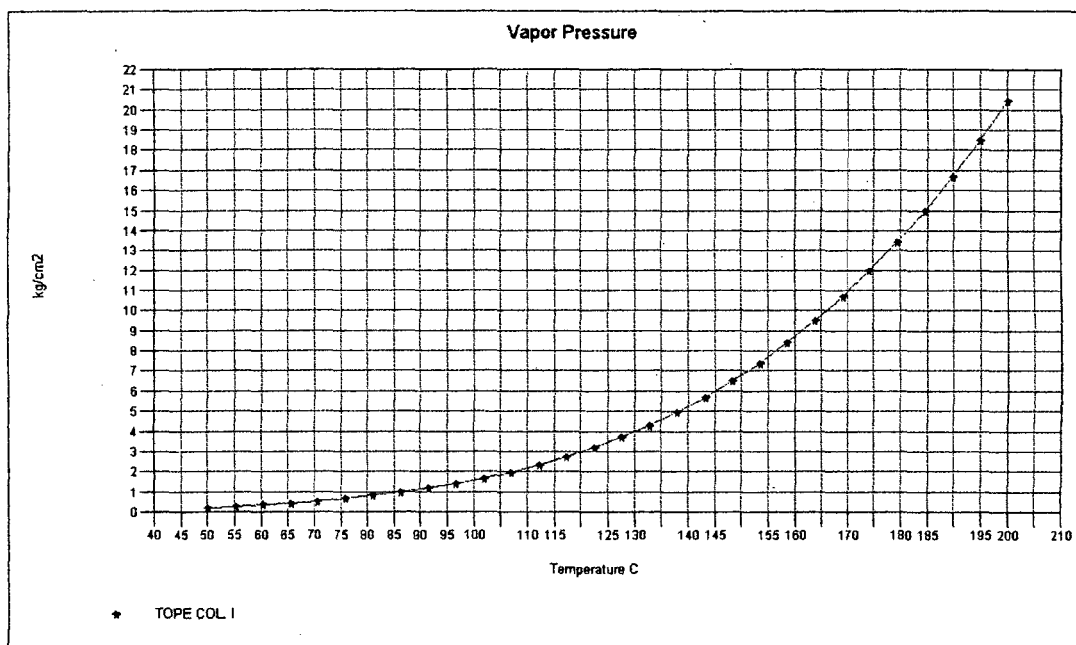


Figura 8.9.- Grafica de temperatura del tope de la Columna I.

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Planta Piloto de Alcohol FIQ_UNAP_01 Date: 12/01/2008 Time: 11:23:32

Unit type : SCDS Unit name: COL: I Eqp # 1

Stage #	Temperature (C)	Pressure (kg/cm ²)	Y/X	
1	99.04	1.53		
	Vap kmol/h	Liq kmol/h		
Water	0.00000	10.88165	0.00000	
Ethanol	0.00000	1.02388	0.00000	
Total kmol/h	0.0000	11.9055		
2	99.05	1.53		
	Vap kmol/h	Liq kmol/h		
Water	1.32565	10.88121	0.66621	
Ethanol	0.85128	1.02307	4.55014	
Total kmol/h	2.1769	11.9043		
3	99.64	1.57		
	Vap kmol/h	Liq kmol/h		
Water	1.32520	10.88970	0.66660	
Ethanol	0.85047	1.02795	4.53195	
Total kmol/h	2.1757	11.9177		
4	100.21	1.60		
	Vap kmol/h	Liq kmol/h		
Water	1.33369	10.89817	0.66699	
Ethanol	0.85535	1.03267	4.51441	
Total kmol/h	2.1890	11.9308		
5	100.79	1.63		
	Vap kmol/h	Liq kmol/h		
Water	1.34216	10.90680	0.66740	
Ethanol	0.86007	1.03705	4.49795	
Total kmol/h	2.2022	11.9438		
6	101.35	1.66		

		Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water		1.35078	10.91601	0.66790
Ethanol		0.86445	1.04058	4.48386
Total kmol/h		2.2152	11.9566	
Stage #	7	101.92 C	1.69 kg/cm2	
		Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water		1.35999	10.92739	0.66861
Ethanol		0.86798	1.04184	4.47576
Total kmol/h		2.2280	11.9692	
Stage #	8	102.52 C	1.72 kg/cm2	
		Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water		1.37138	10.94522	0.67001
Ethanol		0.86924	1.03646	4.48473
Total kmol/h		2.2406	11.9817	
Stage #	9	103.22 C	1.76 kg/cm2	
		Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water		1.38921	10.98161	0.67342
Ethanol		0.86386	1.01232	4.54268
Total kmol/h		2.2531	11.9939	
Stage #	10	104.21 C	1.79 kg/cm2	
		Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water		1.42559	11.06736	0.68272
Ethanol		0.83972	0.93919	4.73884
Total kmol/h		2.2653	12.0065	
Stage #	11	105.97 C	1.82 kg/cm2	
		Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water		1.51135	11.26004	0.70849
Ethanol		0.76659	0.76397	5.29659
Total kmol/h		2.2779	12.0240	
Stage #	12	109.25 C	1.85 kg/cm2	
		Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water		1.70403	11.59248	0.77250
Ethanol		0.59137	0.47050	6.60540
Total kmol/h		2.2954	12.0630	
Stage #	13	114.00 C	1.88 kg/cm2	
		Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water		2.03647	11.64927	0.88531
Ethanol		0.29790	0.17260	8.74067
Total kmol/h		2.3344	11.8219	

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Planta Piloto de Alcohol FIQ_UNAP_02 Date: 12/04/2008 Time: 09:13:23

Unit type : SCDS Unit name: COL: I Eqp # 1

Stg	Temp C	Pres kg/cm2	* Net Flows *		Feeds kmol/h	Product kmol/h	Duties MJ/h
			Liquid kmol/h	Vapor kmol/h			
1	99.0	1.53	11.91		12.74	3.01	-24.65
2	99.0	1.53	11.90	2.18			
3	99.6	1.57	11.92	2.18			
4	100.2	1.60	11.93	2.19			
5	100.8	1.63	11.94	2.20			
6	101.4	1.66	11.96	2.22			
7	101.9	1.69	11.97	2.23			
8	102.5	1.72	11.98	2.24			
9	103.2	1.76	11.99	2.25			
10	104.2	1.79	12.01	2.27			
11	106.0	1.82	12.02	2.28			
12	109.2	1.85	12.06	2.30			
13	114.0	1.88		2.33	2.09	11.82	12.18

Mole Reflux ratio 3.954

- Especificación de Columna II:

SCDS Distillation Column - ID: 2

General | Specifications | Convergence | Cost Estimation 1 | Cost Estimation 2

General Model Parameters

Condenser type: 0 Total or none

Subcooled delta T: C

Top pressure: 1.53323 kg/cm2

Cond press drop: kg/cm2

Colm press drop: 0.351535 kg/cm2

Reflux pump out: kg/cm2

Bottom pump out: kg/cm2

No. of stages: 18

Feed stages:

Feed tray for stream 19: 12

Feed tray for stream 6: 18

Simulation model: Regular VLE model

For condenser with decant:

Upper layer fraction to decant (alpha):

Lower layer fraction to decant (beta):

Check here for reactive distillation

Stage efficiency:

Top stage:

Last stage:

Optional three phase control:

Use local three phase model

Three phase stage from:

Three phase stage to:

Help | Cancel | OK

Ventana 8.10.- Descripción General de la Columna II.

SCDS Distillation Column - ID: 2

General | Specifications | Convergence | Cost Estimation 1 | Cost Estimation 2

Heat and Material Balance Specifications

Condenser mode: 6 Distillate component mole fraction

Specification: 0.339

Component: 2 Ethanol

Select reboiler mode: 6 Bottom component mole fraction

Specification: 0.000135

Component: 2 Ethanol

Optional Tray Specification:

Adjust the specification for: 0. None

until the: 0. Tray - Tray

Variable: 0 = None

Phase: 0. Liquid

is equal to a specified value of:

Help | Cancel | OK

Ventana 8.11.- Descripción de Especificación de la Columna II.

SCDS Distillation Column -

General Specifications Convergence Cost Estimation 1 Cost Estimation 2

Estimates and Convergence Parameters ID: 2

General estimates

Dist. rate: 100 kmol/h
 Reflux rate: 100 kmol/h

Temperature estimates

T top: 65.9566 C
 T bottom: 121.111 C
 T 2: C
 T N - 1: C

Side product estimations

Stage	Estimated flowrate	Unit
		kmol/h
		kmol/h
		kmol/h
		kmol/h

Convergence

Iterations:
 Initial flag: 1 Reload column profile
 Tolerance:
 Damping factor:

Thermosyphon reboiler

Vapor fraction:
 Trace flag:
 Tray efficiency profile: 0 No efficiency profile

Calculated results

Condenser duty: -31.3508 MJ/h
 Reboiler duty: -15.4244 MJ/h
 Reflux mole: 0.0156467 kmol/h
 Reflux mass: 0.430679 kg/h
 Reflux ratio: 0.020523

Help Cancel OK

Ventana 8.12.- Descripción de la Convergencia de la Columna II.

- Grafica de comportamiento de los componentes de cortes a temperatura vs. Los platos de la columna II.

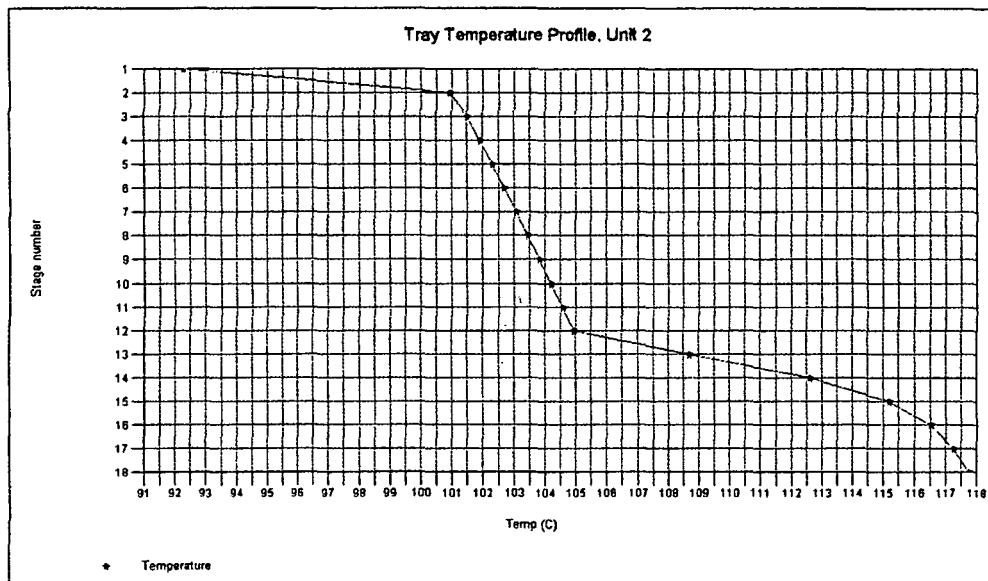


Figura 8.10.- Grafica del comportamiento de cortes de Columna II.

- Grafica de comportamiento de total de vapor kmol/h vs. Los platos de la columna II.

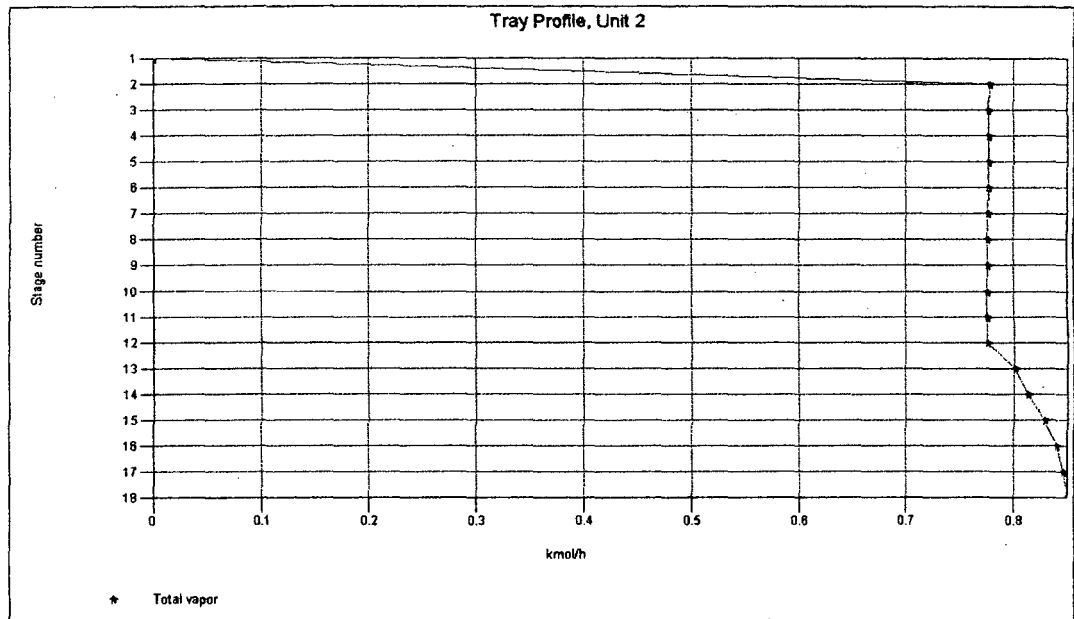


Figura 8.11.- Grafica del molar vaporizado por platos.

- Grafica de comportamiento de total de liquido kmol/h vs. Los platos de la columna II.

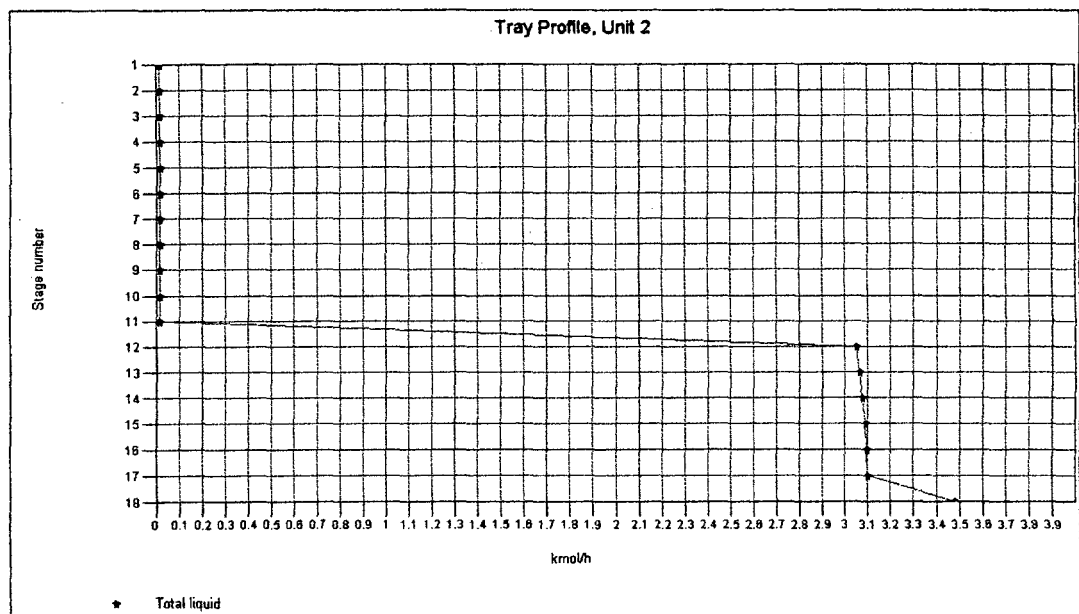


Figura 8.12.- Grafica del mol liquido acumulado por plato.

- Grafica de comportamiento de temperatura del tope de la columna II vs. La presión.

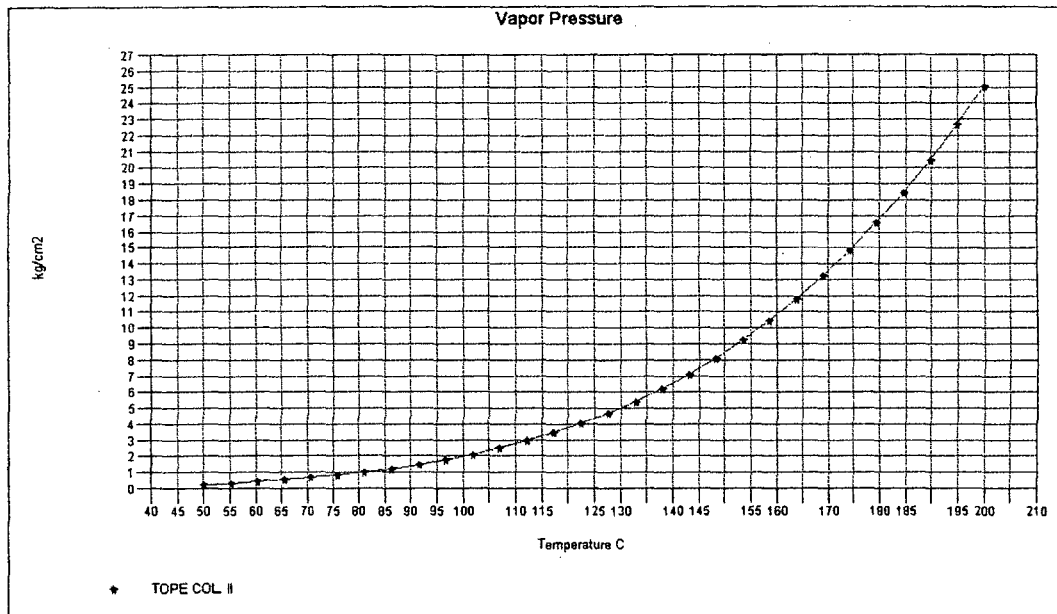


Figura 8.13.- Grafica de temperatura del tope de la Columna II.

CHEMCAD 5.1.3

Job Name: Planta Piloto de Alcohol FIQ_UNAP_02 Date: 12/04/2008 Time: 09:07:59

Unit type : SCDS Unit name: COL: II Eqp # 2

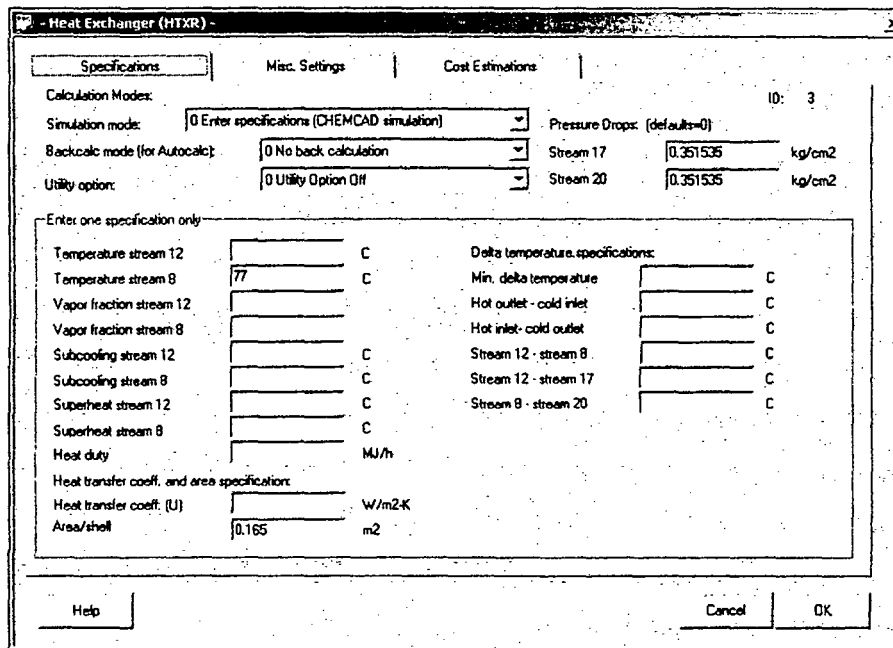
Stage #	1	92.24 C	1.53 kg/cm ²	
		Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water		0.00000	0.01034	0.00000
Ethanol		0.00000	0.00530	0.00000
Total kmol/h		0.0000	0.0156	
Stage #	2	100.90 C	1.53 kg/cm ²	
		Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water		0.51429	0.01416	0.70484
Ethanol		0.26376	0.00094	5.45045
Total kmol/h		0.7780	0.0151	
Stage #	3	101.50 C	1.56 kg/cm ²	
		Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water		0.51810	0.01392	0.70918
Ethanol		0.25939	0.00089	5.52721
Total kmol/h		0.7775	0.0148	
Stage #	4	101.90 C	1.58 kg/cm ²	
		Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water		0.51787	0.01366	0.70927
Ethanol		0.25935	0.00088	5.50990
Total kmol/h		0.7772	0.0145	
Stage #	5	102.29 C	1.60 kg/cm ²	
		Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water		0.51760	0.01339	0.70932
Ethanol		0.25933	0.00087	5.49217
Total kmol/h		0.7769	0.0143	
Stage #	6	102.68 C	1.62 kg/cm ²	
		Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water		0.51733	0.01313	0.70937

Ethanol	0.25932	0.00085	5.47469
Total kmol/h	0.7767	0.0140	
Stage # 7	103.07 C	1.64 kg/cm2	
	Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water	0.51707	0.01287	0.70942
Ethanol	0.25931	0.00084	5.45745
Total kmol/h	0.7764	0.0137	
Stage # 8	103.45 C	1.67 kg/cm2	
	Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water	0.51682	0.01262	0.70948
Ethanol	0.25929	0.00083	5.44047
Total kmol/h	0.7761	0.0134	
Stage # 9	103.82 C	1.69 kg/cm2	
	Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water	0.51656	0.01234	0.70953
Ethanol	0.25928	0.00081	5.42372
Total kmol/h	0.7758	0.0131	
Stage # 10	104.19 C	1.71 kg/cm2	
	Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water	0.51628	0.01209	0.70957
Ethanol	0.25926	0.00080	5.40703
Total kmol/h	0.7755	0.0129	
Stage # 11	104.56 C	1.73 kg/cm2	
	Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water	0.51603	0.01184	0.70962
Ethanol	0.25925	0.00078	5.39072
Total kmol/h	0.7753	0.0126	
Stage # 12	104.93 C	1.75 kg/cm2	
	Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water	0.51578	2.85968	0.70968
Ethanol	0.25924	0.18978	5.37459
Total kmol/h	0.7750	3.0495	
Stage # 13	108.69 C	1.77 kg/cm2	
	Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water	0.61182	2.95770	0.79029
Ethanol	0.18932	0.10300	7.02214
Total kmol/h	0.8011	3.0607	
Stage # 14	112.59 C	1.80 kg/cm2	
	Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water	0.70984	3.03217	0.88645
Ethanol	0.10253	0.04391	8.84109
Total kmol/h	0.8124	3.0761	
Stage # 15	115.17 C	1.82 kg/cm2	
	Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water	0.78432	3.07138	0.95250
Ethanol	0.04344	0.01615	10.03126
Total kmol/h	0.8278	3.0875	
Stage # 16	116.51 C	1.84 kg/cm2	
	Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water	0.82353	3.08841	0.98305
Ethanol	0.01568	0.00548	10.55900
Total kmol/h	0.8392	3.0939	
Stage # 17	117.25 C	1.86 kg/cm2	
	Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water	0.84055	3.09580	0.99463
Ethanol	0.00501	0.00171	10.74351
Total kmol/h	0.8456	3.0975	
Stage # 18	117.74 C	1.88 kg/cm2	
	Vap kmol/h	Liq kmol/h	Y/X
Water	0.84795	3.47850	0.99868
Ethanol	0.00124	0.00047	10.79351
Total kmol/h	0.8492	3.4790	

Stg	Temp C	Pres kg/cm2	* Net Flows *		Feeds kmol/h	Product kmol/h	Duties MJ/h
			Liquid kmol/h	Vapor kmol/h			
1	92.2	1.53	0.02			0.76	-31.35
2	100.9	1.53	0.02	0.78			
3	101.5	1.56	0.01	0.78			
4	101.9	1.58	0.01	0.78			
5	102.3	1.60	0.01	0.78			
6	102.7	1.62	0.01	0.78			
7	103.1	1.64	0.01	0.78			
8	103.4	1.67	0.01	0.78			
9	103.8	1.69	0.01	0.78			
10	104.2	1.71	0.01	0.78			
11	104.6	1.73	0.01	0.78			
12	104.9	1.75	3.05	0.78	3.01		
13	108.7	1.77	3.06	0.80			
14	112.6	1.80	3.08	0.81			
15	115.2	1.82	3.09	0.83			
16	116.5	1.84	3.09	0.84			
17	117.2	1.86	3.10	0.85			
18	117.7	1.88		0.85	1.23	3.48	-15.42

Mole Reflux ratio 0.021

- Especificación de Intercambiador de calor:



Ventana 8.13.- Descripciones de Especificaciones del Intercambiador de Calor.

Heat Exchanger (HTXR) - ID: 3

Specifications | Misc. Settings | Cost Estimations

Type: 0 Counter current

P1 out specified: kg/cm2

P2 out specified: kg/cm2

For evaporator utility side operating temp.:

Util operating T: C

No. of Zones:

Shells in Series:

No. of SS Passes:

No. of TS Passes:

Calculated Results:

Calc Ht Duty	6.94195	MJ/h	Pinch Flag	
LMTD (End points)	50.8208	C	W/L LMTD	C
LMTD Corr Factor	1		Area (Zone analysis)	m2
Calc U	229.947	W/m2K	Str1 Pout	4.25779 kg/cm2
Calc Area (per Shell)	0.185	m2	Str2 Pout	1.14132 kg/cm2

For more comprehensive heat exchanger design and rating, please contact us regarding our CC-Therm program.

Help | Cancel | OK

Ventana 8.14.- Descripción de Estimación de los Cálculos de Resultados del Intercambiador de Calor.

- Especificación de condensador parcial:

Heat Exchanger (HTXR) - ID: 4

Specifications | Misc. Settings | Cost Estimations

Calculation Modes:

Simulation mode: 0 Enter specifications (CHEMCAD simulation)

Backcalc mode (for Autocalc): 0 No back calculation

Utility option: 0 Utility Option Off

Pressure Drops: (default=0)

Stream 24: 0.351535 kg/cm2

Stream 21: 0.351535 kg/cm2

Enter one specification only:

Temperature stream 13		C	Delta temperature specifications:		C
Temperature stream 9	32	C	Min. delta temperature		C
Vapor fraction stream 13			Hot outlet - cold inlet		C
Vapor fraction stream 9			Hot inlet - cold outlet		C
Subcooling stream 13		C	Stream 13 - stream 9		C
Subcooling stream 9		C	Stream 13 - stream 24		C
Superheat stream 13		C	Stream 9 - stream 21		C
Superheat stream 9		C			
Heat duty		MJ/h			

Heat transfer coeff. and area specification:

Heat transfer coeff. (U): W/m2K

Area/shell: 0.28 m2

Help | Cancel | OK

Ventana 8.15.- Descripción de Especificaciones del Condensador Parcial.

Heat Exchanger (HTXR) -

Specifications Misc. Settings Cost Estimations ID: 4

Type:

P1 out specified kg/cm² No. of Zones

P2 out specified kg/cm² Shells in Series

For evaporator utility side operating temp: C No. of SS Passes

Util operating T C No. of TS Passes

Calculated Results

Calc HI Duty	<input type="text" value="3.1698"/>	MJ/h	Pinch Flag	<input type="text"/>
LMTD (End points)	<input type="text" value="17.3476"/>	C	WT LMTD	<input type="text"/> C
LMTD Corr Factor	<input type="text" value="1"/>		Area (Zone analysis)	<input type="text"/> m ²
Calc U	<input type="text" value="181.272"/>	W/m ² K	Str1 Pout	<input type="text" value="0.497737"/> kg/cm ²
Calc Area (per Shell)	<input type="text" value="0.28"/>	m ²	Str2 Pout	<input type="text" value="0.789786"/> kg/cm ²

For more comprehensive heat exchanger design and rating, please contact us regarding our CC-Therm program.

Help Cancel OK

Ventana 8.16.- Descripción de la Estimación de los Cálculos de Resultados del Condensador Parcial.

- Especificación del condensador total:

Heat Exchanger (HTXR) -

Specifications Misc. Settings Cost Estimations ID: 5

Calculation Modes

Simulation mode: Pressure Drops: (default=0)

Backcalc mode (for Autocalc): Stream 23 kg/cm²

Utility option: Stream 22 kg/cm²

Enter one specification only

Temperature stream 10	<input type="text"/>	C	Delta temperature specifications:	<input type="text"/>	C
Temperature stream 15	<input type="text" value="30"/>	C	Min. delta temperature	<input type="text"/>	C
Vapor fraction stream 10	<input type="text"/>		Hot outlet - cold inlet	<input type="text"/>	C
Vapor fraction stream 15	<input type="text"/>		Hot inlet - cold outlet	<input type="text"/>	C
Subcooling stream 10	<input type="text"/>	C	Stream 10 - stream 15	<input type="text"/>	C
Subcooling stream 15	<input type="text"/>	C	Stream 10 - stream 23	<input type="text"/>	C
Superheat stream 10	<input type="text"/>	C	Stream 15 - stream 22	<input type="text"/>	C
Superheat stream 15	<input type="text"/>	C			
Heat duty	<input type="text"/>	MJ/h			
Heat transfer coeff. and area specification:					
Heat transfer coeff. (U)	<input type="text"/>	W/m ² K			
Area/shell	<input type="text" value="0.1"/>	m ²			

Help Cancel OK

Ventana 8.17.- Descripción de Especificación del Condensador Total.

Heat Exchanger (HTDR) - ID: 5

Specifications	Misc. Settings	Cost Estimations
Type: 0 Counter current		
P1 out specified	kg/cm2	No. of Zones
P2 out specified	kg/cm2	Shells in Series
For evaporator utility side operating temp:		No. of SS Passes
Util operating T	C	No. of TS Passes

Calculated Results					
Calc HI Duty	0.135213	MJ/h	Pinch Flag		
LMTD (End points)	6.59633	C	Wt. LMTD		C
LMTD Corr Factor	1		Area (Zone analysis)		m2
Calc U	56.9393	W/m2-K	Str1 Pout	0.843354	kg/cm2
Calc Area (per Shell)	0.1	m2	Str2 Pout	0.438248	kg/cm2

For more comprehensive heat exchanger design and rating, please contact us regarding our CC-Therm program.

Help Cancel OK

Ventana 8.18.- Descripción de la Estimación de los Cálculos de Resultados del Condensador Total.

En este capítulo se describe el proceso de la simulación de destilación usando el modelo físico-matemático de las columnas de destilación que utiliza una mezcla agua – etanol como alimentación.

CAPITULO IX

DISCUSION

9.1. Validación y confiabilidad del Software SYMSI REY-08

Las soluciones exactas se pueden encontrar empleando el algoritmo adecuado para el caso de destilación, siguiendo modelos matemáticos que faciliten soluciones a lo largo de todo el dominio de las variables de búsqueda.

El modelo elaborado permite resolver una amplia variedad de problemas de diseño y por lo tanto, resulta ser eficiente para el sistema en particular que se considera. Para que el modelo, trabaje de modo eficiente, se compara con datos experimentales reales obtenido de corridas de planta que se realizaron como practicas pre-profesionales [21].

9.1.1. Validación del Software SYMSI REY – 08

Para contrastar el modelo matemático elaborado del Sistema de Destilación en la Planta Piloto de Alcohol, se realizó una corrida simulada en blanco con aplicación del software; y los resultados obtenidos fueron: 21.17 Kg/h de etanol al 62.22%. Este dato es comparado con la data experimental en corrida real siendo de 20,9 Kg/h de etanol al 62.16%. Entonces el software aplicado tiene una desviación de 1.29% lo que significa que la exactitud del software representa el 98.71%, y este resultado es aceptable y confiable para aplicar el proceso de simulación.

CORRIENTES	VARIABLES	UND.	CORRIDA	SIMULADA	DESV.%
Materia Prima	Flujo	Kg/h	243,52	243,52	0,00
	Conc. del Etanol	%	10,12	10,12	0,00
	Densidad	Kg/lt	0,99	0,99	0,00
Productos	Flujo	Kg/h	20,90	21,17	(1,29)
	Conc. del Etanol	%	62,16	62,22	(0,10)
	Densidad	Kg/lt	0,91	0,91	0,00

CAPITULO X

CONCLUSIONES

10.1. Conclusiones Generales

- El Presente estudio de investigación permite concluir y afirmar que es factible y posible la instalación del software, y cumplió con el objetivo general, que es realizar un modelo para simular el sistema de destilación de la Planta Piloto de Alcohol de la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Nacional de la Amazonia Peruana.

10.2. Conclusiones Especificas

- El software denomina SYMSI REY -08, permite simular una operación de destilación obteniendo resultado satisfactorio de 98.71% de exactitud, siendo confiable dado que se logro obtener comparaciones cercanas con los resultados experimentales de corridas que se realizan en la planta piloto.
- La aplicación del software no solamente converge con orujo de caña de de azúcar utilizada como materia prima en la destilación, sino también es un software poli funcional para transferencia de calor y transporte de fluido.
- El modelo matemático obtenido es valida y comparativa, dado que los resultados de la simulación mostrados, puede representar el comportamiento de las variables más importante del proceso real.

CAPITULO XI

RECOMENDACIONES

1. Se recomienda a los docentes del área de Ingeniería de Facultad de Ingeniería Química, la aplicación del software SYMSI REY-08, como herramienta de trabajo.
2. Con el presente estudio de investigación realizado se recomienda también darle un uso múltiple al software SYMSI REY-08, por su versatilidad en la convergencia.
3. El software en mención puede ser mejorado acorde con los trabajos que se podrán realizar en las plantas, previa coordinación y puesta en conocimiento de los responsables de diseño dado que representa patrimonio de los investigadores.
4. El software no es un paquete informático sofisticado, por su versatilidad en su uso; por lo que se recomienda darle un uso permanente.

CAPITULO XII

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1]. **Faires, V. M.**, "*Termodinámica*", Unión Tipográfica Editorial Hispano-Americana, S.A.de C.V., 1992.
- [2]. **Neglia, G.**, "*Medición y Control de Procesos*", Centro de Investigación y Desarrollo", Lima – Perú, 1996.
- [3]. **Perry, Jhon**, "*Manual del Ingeniero Químico*", Unión Tipográfica Editorial Hispano Americano., Printed in México 1982.
- [4]. **Klaus Erich Schmitz**. "*Modelado y Simulación de una Torre de Destilación Multicomponentes.*", 1995.
- [5]. **Rojo, O. y Alonso M.**, "*Física, Mecánica y Termodinámica*", Fondo Educativo Interamericano, S.A., 1989, pp. 353-354.
- [6]. **Schmitz, K. A. y Medina, P. R.**, "*Prototipo de una torre de enfriamiento para el área térmica*", Editorial Puebla S.A., 1995.
- [7]. **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 1992.
- [8]. **Reza, C. G.**, "*Flujo de Fluidos en Válvulas, Accesorios y Tuberías CRANE*", McGraw-Hill, 1993.
- [9]. **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.

- [10]. **Holland, Ch. D.**, "*Fundamentos de Destilación de Mezclas Multicomponentes*", Editorial Limosa, S.A. de C.V. 1998.
- [11]. **Nacif, José.** "*Ingeniería de Control Automático*", Costa Amic Editores S.A., México., 1997.
- [12]. **Baumeister, T., Avallone, E. A. y Baumeister III, T.**, "*Manual del Ingeniero Mecánico*", McGraw-Hill, 1993, Vol I, II, III.
- [13]. **Deutsch, David J.**, "*Microcomputer Programs for Chemical Engineer*", Mc Gram – Hill Publicaciones Co. Ne York 1994.
- [14]. **Felder, R. M. y Rousseau, R. W.**, "*Principios Elementales de los Procesos Químicos*", Addison-Wesley Iberoamericana S.A., 1996.
- [15]. **Foust, A.S., Wenzel, L.A., Clump, Cw., Lovis, M. y Andersen, L.B.**, "*Principios de Operaciones Unitarias*", Compañia Editorial Continental S.A., México, 1990.
- [16]. **Hernández R. Y Fernández C.**, "*Metodología de la Investigación*", Segunda Edición. Impreso en México, 1998.
- [17]. **Kister, H. Z.**, "*Distillation Design*", McGraw-Hill, Inc., 1992.
- [18]. **Matvéev, A. N.**, "*Física Molecular*", Editorial MIR Moscú, 1991.
- [19]. **Flores Aguilar, E.**, "*Estabilización de Emulsiones alimentarias*", Editorial ANR, Lima - Perú, 2006.
- [20]. **Chemstations Inc.**, "*CHEMCAD*", Versión 5, Houston - U.S.A., 1999.
- [21]. **Vela T. y Chiroque C.**, "*Mejoras en el Diseño de la Planta Piloto de Alcohol*", Iquitos – Perú, 1993.

ANEXOS

ANEXO 1.1.

MANUAL

USO DEL SOFTWARE "SYMSI REY - 08".

Elaborado

Llerena G., Tony R.
Casas T., Dan E.

Revisado

Ing. Garcia P., Víctor.



INTRODUCCION.

El propósito de este manual es brindar al usuario los conocimientos básicos para el manejo del Software SYMSI REY- 08, como herramienta del diseño y evaluación del proceso de la Planta Piloto de Alcohol de la Facultad de Ingeniería Química de la UNAP.

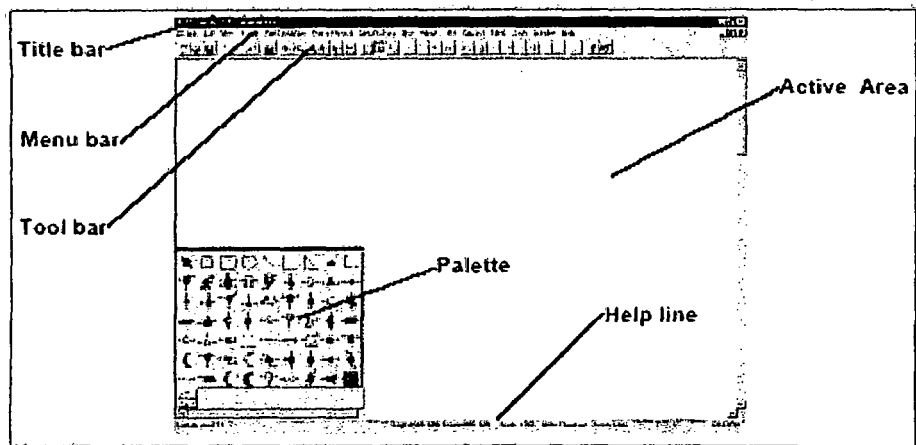
El manual ha sido pensado para aplicaciones académicas de procesos y operaciones básicas de la Ingeniería, y los ejemplos proporcionados corresponden a casos reales desarrollados, describiendo el procedimiento para realizar las simulaciones a diferentes condiciones de operación utilizando el modelo desarrollado del Software SYMSI REY – 08.

El usuario deberá estar familiarizado con los conceptos básicos y de manejo de fluidos, transferencia de calor y de masa, operaciones unitarias y diseño de equipos. Igualmente se considera que tiene conocimientos prácticos de las operaciones básicas de la ingeniería.

DESCRIPCIONES.

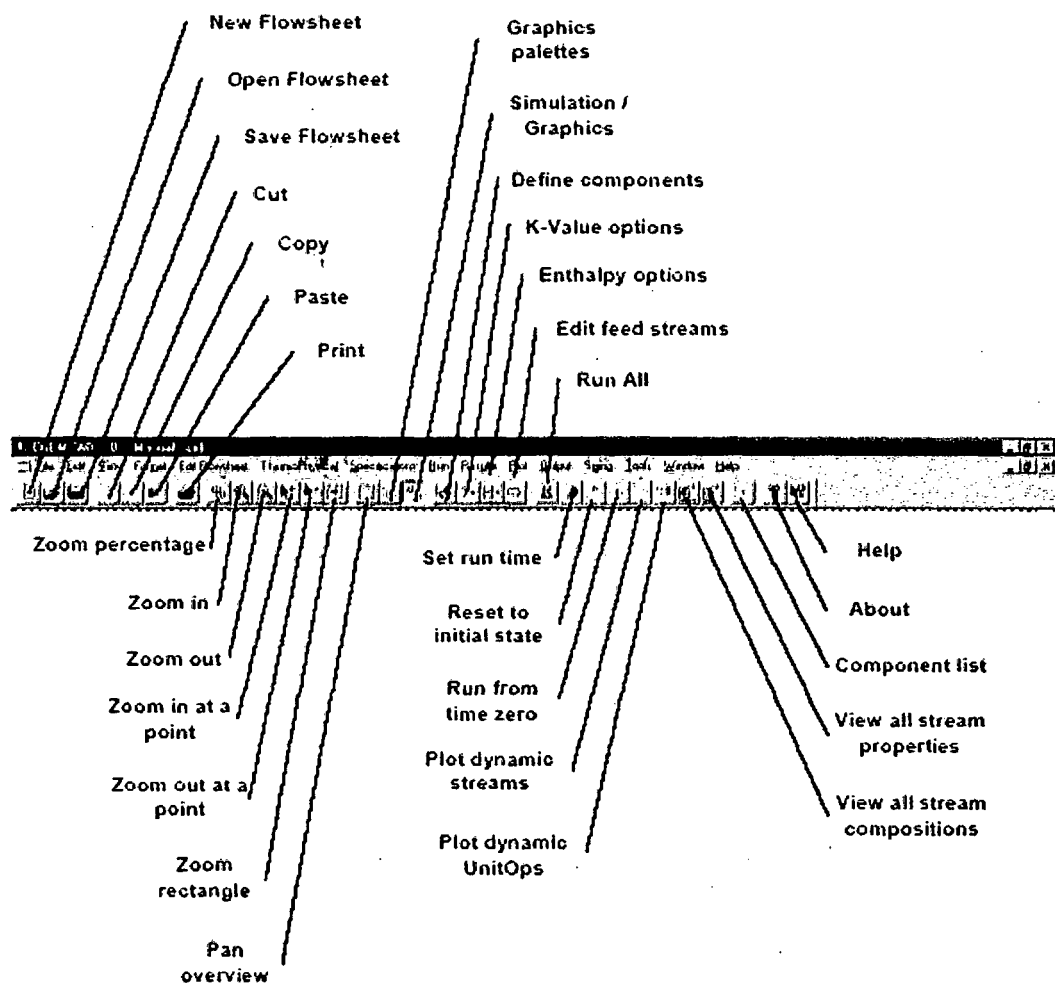
El programa Chemcad 5.1.3. es compatible con Windows 95, Windows 98, Windows Vista y el Windows NT 4.0., con una computadora Pentium I o más rápida. 32 MB RAM de memoria (64 MB RAM para una maquina de Windows NT). 150 mínimos MB de espacio en la unidad de disco duro disponible.

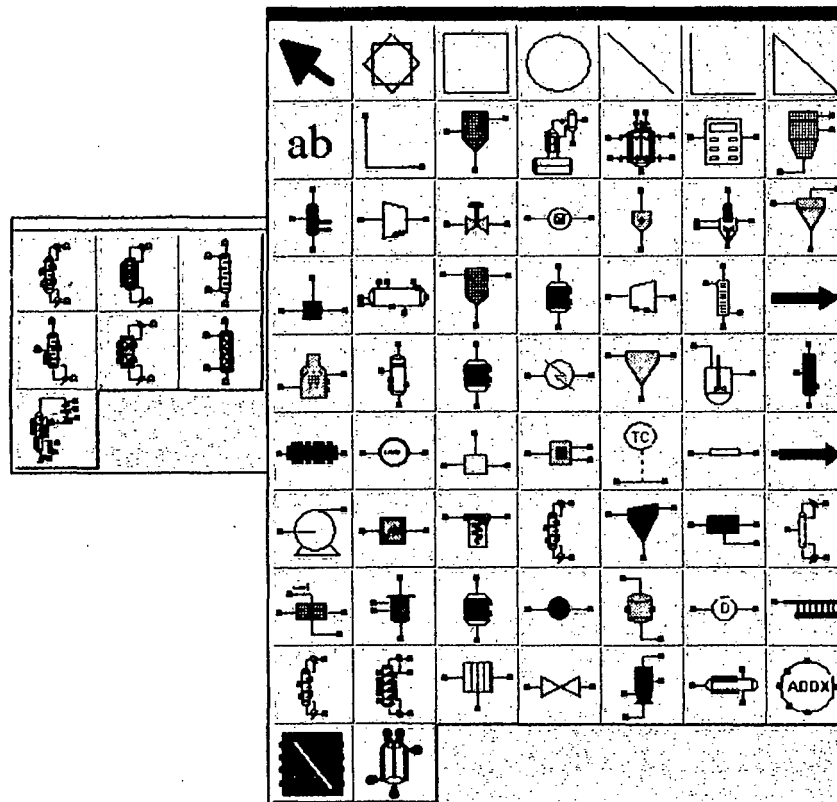
La **Barra de menús**, es seguida por la **Barra de herramientas**. Debajo esta el **Área Activa**. Dentro del **Área Activa** esta la **Palette Principal** que provee las herramientas primarias para diseñar el diagrama de proceso (flowsheet).



USING THE TOOL BAR BUTTONS

The Tool Bar buttons are shown below.



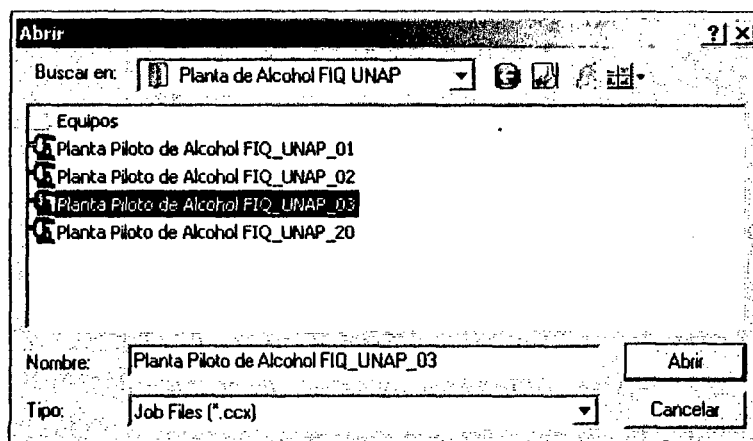


- File** Para la administración de archivos y control de impresión.
- Edit** Para modificar aspectos diversos del flowsheet y su presentación. Las funciones de edición incluyen a *Redraw, Undo, Redo, Cut, Copy, Paste, Delete, Flip* y *Rotate* entre otros.
- View** Para cambiar la barra de herramientas, barra de estado y paleta. También posibilita al usuario hacer modificaciones de la cuadrícula y de la paleta.
- Format** Para la selección de unidades de ingeniería y hacer cambios gráficos.
- ThermoPhysical** Para seleccionar componentes, definir K-value, enthalpy y seleccionar métodos de propiedades de transporte, editando detabank, especificar componentes sólidos y editar BIPs.
- Specifications** Para entrar, editar, y modificar flujos y datos de ingresos de unidades de operación. Esto también

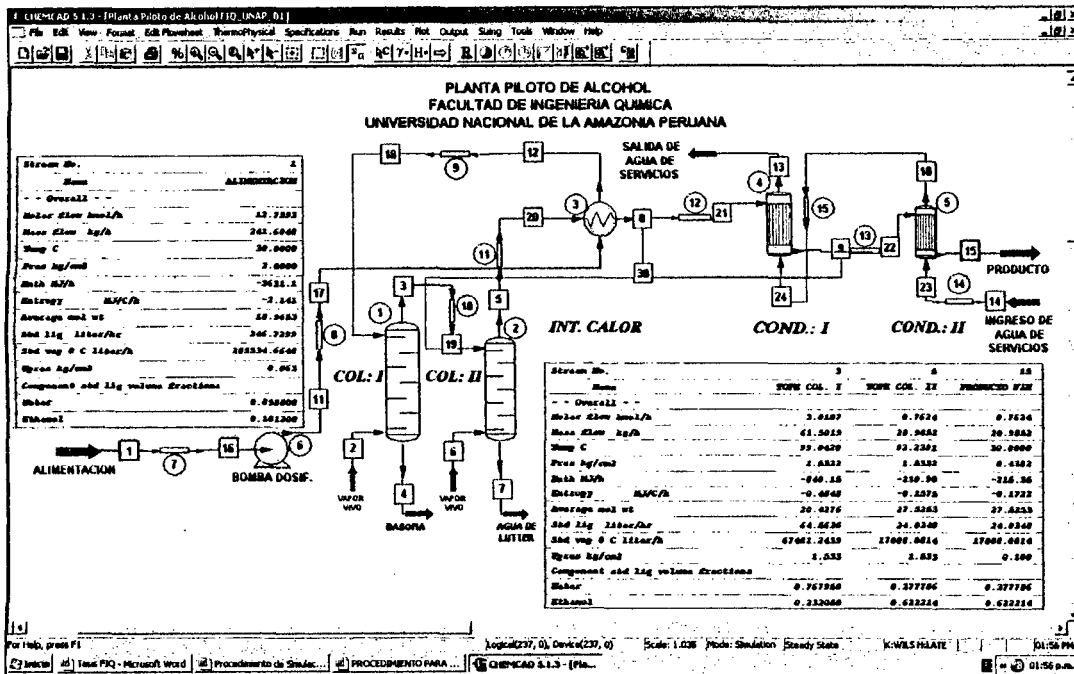
	puede hacerse dando un doble clic sobre el flujo o UnitOp en el flowsheet directamente.
Run	Para poner a funcionar la simulación y los estudios e sensibilidad, así como también para órdenes decisivas de cálculo.
Results	Para mirar resultados.
Plot	Para mostrar los resultados calculados gráficamente.
Output	Para preparar reportes y diagramas de flujos (PFD's).
Sizing	Para evaluar el funcionamiento y calcular la dimensión de diversos equipos.
Tools	Herramienta para funciones diversas asociadas con la simulación. Esto incluyen regresión de datos, cálculo de CO2 – predicción de de sólidos e hidratos, cálculo TOD/COD, y otros.
Window	Para arreglar ventanas y despliegue de iconos.
Help	Para invocar el sistema de ayuda CHEMCAD.

INGRESOS AL PROGRAMA CHEMCAD 5.X.

1. Abrir el programa Chemcad 5.1.X.
2. Hacer clic en la carpeta Open de la barra de menú.



En la carpeta "Plana de Alcohol FIQ UNAP" hay un directorio con el nombre "Planta Piloto Alcohol FIQ_UNAP" en cuyo interior se encuentran las simulaciones realizadas. A partir de estas simulaciones pueden realizar cualquier modificación y/o cambio de condiciones operativas.



El modelo presentado puede realizar simulaciones en condiciones estables de producción, siendo probada con cargas desde 160 hasta 700 kg/h. El diseño de la simulación consta de dos ingresos en la alimentación, así tenemos:

- Feed de Etanol.
- Feed de Agua.

Edit Streams	
Flash	Comp List
Stream No.	1
Stream Name	ALIMENTACION
Temp C	30
Pres kg/cm2	2
Vapor Fraction	0
Enthalpy MJ/h	-3631.13
Total flow	241.6047
Total flow unit	kg/h
Comp unit	liqvol frac
Water	0.8988
Ethanol	0.1012

PROCEDIMIENTO PARA VARIACION DE PARAMETROS EN LA SIMULACION DE LA PLANTA PILOTO DE ALCOHOL.

La simulación presentada tiene muchas posibilidades de modificación, a fin de facilitar su uso indicaremos las principales, que deberán ser tomadas como referenciales ante alguna eventualidad y/o cambio en el proceso de refinación.

Recomendaciones para llevar a cabo la simulación:

- Toda variación +/- debe realizarse en pequeños incrementos.
- Si la variación es respecto a la carga, % de mezcla o calidad y/o de productos realizarlas una a la vez, y proceder a simular.
- De preferencia no realizar muchas modificaciones en simultáneo antes de realizar una nueva simulación, pues se corre el riesgo de perder la convergencia.
- Observar los reportes de rendimientos, calidad y parámetros operativos luego de cada simulación, a fin de ubicar los limitantes de unidades existentes.
- El hecho de lograr la convergencia no significa que es un resultado correcto, es solo una solución, se debe analizar los resultados de calidad, rendimientos y capacidades de unidades existentes antes de validar ese resultado. Seguir probando otras soluciones, y determinar su rango de soluciones.

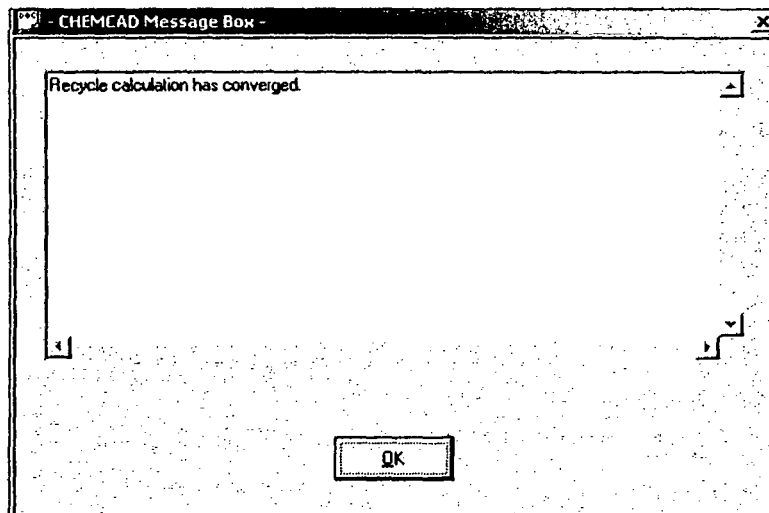
CARGA A PROCESAR. VARIACION DE CARGA Y/O PORCENTAJE DE MEZCLA.

El paso a seguir es ingresar a la opción del menú: Specifications – Select Streams, Número de streams de alimentación.

Como observamos esta opción nos permite ingresar los flujos de las cargas en la simulación (ID 1, 2, 6 y 14), verificar su respectivo ID al momento de realizar la modificación. Solo variar el Total flow rate.

Stream No.	1	2	6	14
Stream Name	ALIMENTACION	VAPOR CALDER	VAPOR CALDER	AGUA SERVICI
Temp C	30	127.2582	127.2582	24
Pres kg/cm2	2	2.53323	2.53323	1.5
Vapor Fraction	0	1	1	0
Enthalpy MJ/h	-3631.13	-499.2308	-293.5017	-666.243
Total flow	241.6047	37.71608	22.17	42
Total flow unit	kg/h	std. l/h	kg/h	kg/h
Comp unit	kgvol frac	kgvol frac	weight frac	kgvol frac
Water	0.8988	1	1	1
Ethanol	0.1012	0	0	0

Es recomendable realizar las variaciones o incrementos una línea a la vez y que sean moderados, luego proceder a simular todo el modelo. Detener el incremento de carga si no se logra la convergencia, observar mensaje del simulador y revisar todos los reportes para determinar cual es el problema a corregir o limitante encontrado.



Limitantes probables durante la simulación:

- Flujo de Tope de ambas columnas, en diálogos variar P de tope Main Column, T de reflujo en Condenser Specification.

SCDS Distillation Column

General | Specifications | Convergence | Cost Estimation 1 | Cost Estimation 2

Estimates and Convergence Parameters ID: 2

General estimates

Dist. rate: 100 kmol/h
 Reflux rate: 100 kmol/h

Temperature estimates

T top: 65.5666 C
 T bottom: 121.111 C
 T 2: C
 T N-1: C

Side product estimations

Stage	Estimated flowrate	Unit
		kmol/h
		kmol/h
		kmol/h
		kmol/h

Convergence

Iterations:
 Initial flag: 1 Reload column profile
 Tolerance:
 Damping factor:

Thermosyphon reboiler

Vapor fraction:
 Trace flag:
 Tray efficiency profile: 0 No efficiency profile

Calculated results

Condenser duty: -31,3509 MJ/h
 Reboiler duty: -15,4248 MJ/h
 Reflux mole: 0,0156436 kmol/h
 Reflux mass: 0,430757 kg/h
 Reflux ratio: 0,0205267

Help Cancel OK

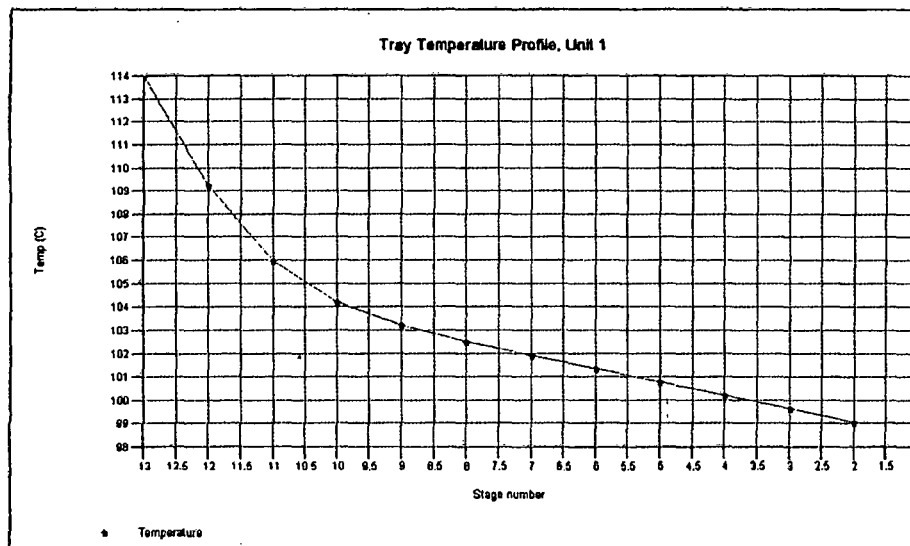
Se observar el duty de tope, en las corridas de planta realizadas se observa el duty en 31,3509 MJ/h, esto nos indica un limitante de capacidad de enfriamiento de tope, al ir bajando la presión este duty irá incrementándose.

ANALISIS DE RESULTADOS

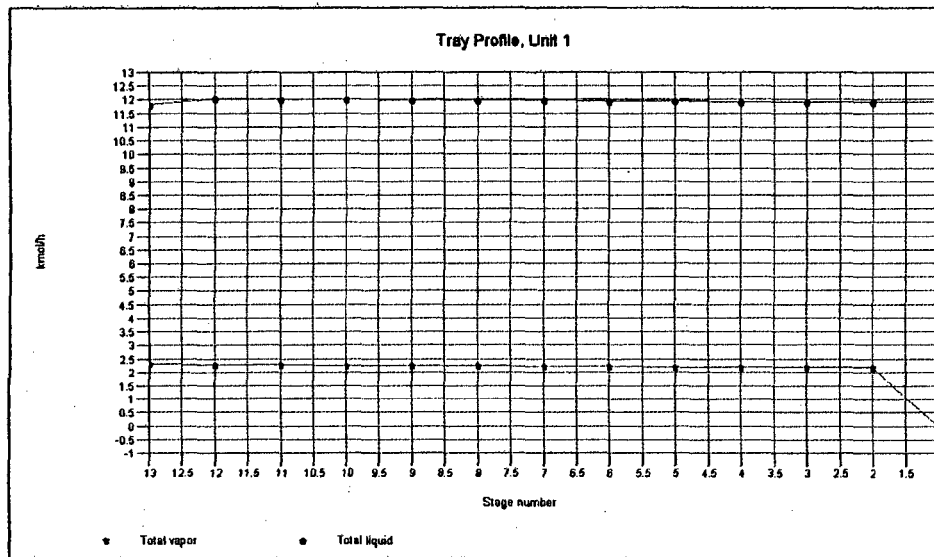
ANALISIS DE CHARTS

Debemos analizar por lo menos los siguientes Charts de la simulación:

- Perfil de temperaturas de las columnas. Menú Plot – Tower profiles.



- Perfil L-V de la UDP. Menú Plot – Tower profiles.

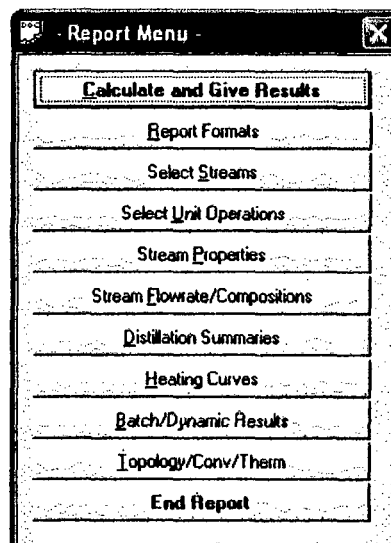


ANALISIS DE OTROS REPORTES

Los reportes que por lo menos deben ser revisados en el Menú Results son los siguientes:

- Stream compositions
- Stream properties
- Unit ops
- Tower profiles

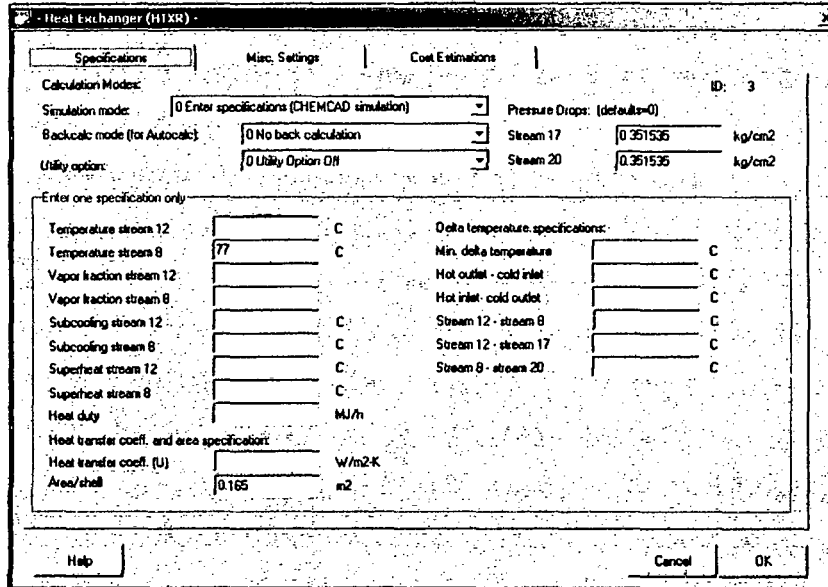
Adicionalmente podemos llevar estos reportes a excell: Menú Output – Report – Report format – Excell (.CSV file) – Calculate and Give Results



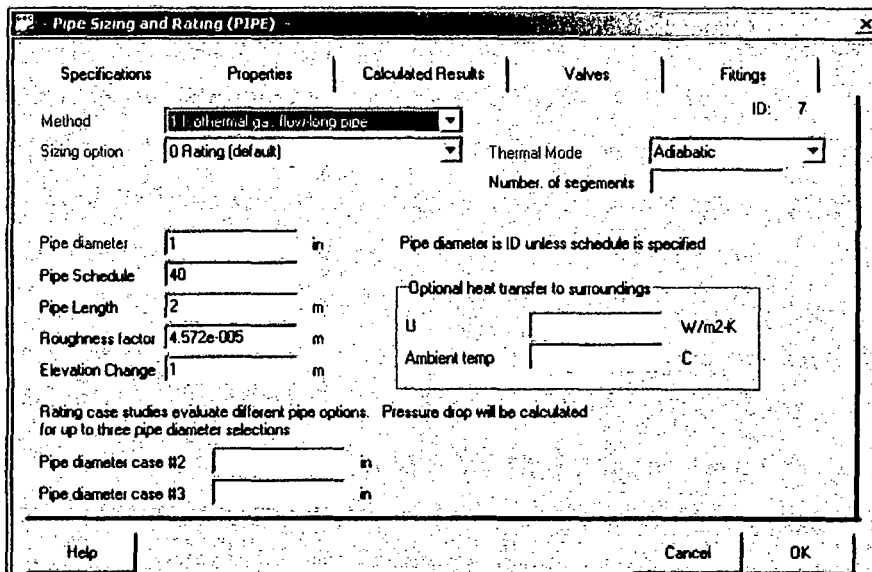
ANALISIS DE OTRAS UNIDADES DE PROCESO

INTERCAMBIADORES DE CALOR

Los coeficientes de transferencia de calor en el simulador son función de su geometría y/o configuración y toman en cuenta los factores de ensuciamiento actual.



TUBERIAS



Specifications	Properties	Calculated Results	Valves	Fittings
Pressure drop	0.0977044	kg/cm2		ID: 7
Output press.	1.9023	kg/cm2	E length of fittings	1.09728 m
DP/100 ft, psi	0.0531256		Total E length	3.09728 m
Flow region			Max Gas Glow	kg/h
DP friction	0.000379549	kg/cm2	Case study #2	
DP elevation	0.0973249	kg/cm2	P2 drop	kg/cm2
DP acceleration		kg/cm2	DP2/100 ft, psi	
Reynolds # vap			Velocity 2	m/sec
Reynolds # liq	3848.16		Flow region 2	
Fric fact liq	0.0430096		Case study #3	
Fric fact vap			P3 drop	kg/cm2
Avg density	973.249	kg/m3	DP3/100 ft, psi	
Velocity/sec	0.1236	m/sec	Velocity 3	m/sec
Min. velocity	0.133633	m/sec	Flow region 3	

Help Cancel OK

Lo principal a observar en la opción Calculated Results es: Velocity/sec y Pressure drop.

BOMBAS

Specifications	Cost Estimation
	ID: 6
Output pressure	kg/cm2
Pressure increase	3 kg/cm2
Efficiency	0.95
Calculated results:	
Calculated power	0.0369122 kW
Calculated Pout	4.9023 kg/cm2
Head	30.8246 m
Vol. flow rate	248.246 ltr/hr





Help Cancel OK


En el diálogo actualizar cuando se hagan corridas en planta Output pressure, y con la curva de la bomba actualizar Efficiency.



ANEXO 1.2.

ETAPAS Y DESCRIPCIONES DE LOS COMANDOS DE UNA SIMULACIÓN.

De manera detallada se debe proceder de la siguiente forma:



Seleccionar los componentes: Después de abrir y darle nombre al nuevo archivo de CHEMCAD, éste es el siguiente paso hacia la simulación. Al abrir el nuevo archivo CHEMCAD recibe al usuario con la paleta de operaciones unitarias. Para poder seleccionar los componentes, ésta debe ser cerrada presionando el botón  (Simulation/Graphic) en la barra de herramientas o presionando la opción "Run Simulation" del menú principal. Para abrir la selección de Componentes se debe presionar el botón  o seleccionar la opción "Component List" del menú "ThermoPhysical". En el campo "Search for" se debe escribir la fórmula de la sustancia, su nombre en inglés (usando de manera opcional el botón  "Next" para sustancias con nombres compuestos) o su número de identificación en la base de datos de CHEMCAD. Una vez identificada la sustancia, debe ser agregada a la lista de sustancias de la simulación haciendo doble clic sobre la sustancia o presionando el botón  "Add". Una vez completada la selección de las sustancias a utilizar en la simulación se debe presionar el botón "OK" para hacer que CHEMCAD descargue la base de datos de las sustancias puras seleccionadas. Si se desea hacer una simulación utilizando pseudo-componentes basados en una curva de destilación de un crudo o la base de datos de crudos de CHEMCAD, debe seleccionar la opción "Distillation Curves" del menú "ThermoPhysical" e indicar el número de las corrientes a caracterizar, los métodos de modelaje deseados, los rangos y número de pseudo-componentes a utilizar, etc. Una vez cargadas las curvas de destilación y otras propiedades y/o curvas, CHEMCAD generará los pseudo-componentes que imitarán el comportamiento y las propiedades de la corriente de petróleo o derivado que se simula.


Para hacer el diagrama o modificarlo el modo de CHEMCAD debe encontrarse o ser cambiado a Gráficos. Para ello, se debe utilizar el botón  (Simulation/Graphic). Luego de ser presionado aparecerá la paleta de operaciones unitarias.


Colocar las flechas de alimentación y productos: Los iconos imprescindibles son las flechas de alimentación  de color rojo y las flechas de productos  de color púrpura. Todas las corrientes que no sean internas del diagrama de proceso deben utilizar una de estas flechas en el diagrama de simulación de CHEMCAD.

Agregar las operaciones unitarias al diagrama de simulación: El usuario debe navegar con el puntero del ratón sobre la paleta de operaciones unitarias y al encontrar la operación unitaria que desea agregar, debe presionar el icono del equipo. Luego debe hacer un clic sobre el área de trabajo. Este procedimiento se repite hasta completar los equipos necesarios.

Unir las operaciones unitarias con corrientes: Las flechas de alimentación, productos y todas las operaciones unitarias del diagrama deben ser conectadas por corrientes. Para ello se presiona en la paleta de operaciones unitarias el

botón de corrientes  "Stream". Luego en el área de trabajo se debe acercar el cursor del ratón al extremo derecho de las flechas de alimentación y operaciones unitarias hasta que un botón  rojo se ilumine. Al iluminarse el botón rojo del equipo, se debe presionar el botón del ratón y desplazar el cursor hacia la operación unitaria o flecha de productos en la que se desea que esta corriente descargue su flujo. Al acercarse a la operación unitaria se encenderá

un botón  azul del lado izquierdo del equipo o flecha de producto y aparecerá el mensaje "IN-LET". Esto indica que se debe presionar el botón del ratón para conectar la corriente al equipo. Este procedimiento se repite hasta que todas las flechas y equipos estén conectados.

Pasar a modo de simulación: Al finalizar de construir el diagrama de Simulación, se debe pasar al modo de "Simulation" nuevamente para seguir con el proceso. Para ello, se debe presionar el botón  ("Simulation/Graphic") en la barra de herramientas o presionando la opción "Run Simulation" en el menú principal.


Seleccionar el método termodinámico: La exactitud, confiabilidad y reproducibilidad de los resultados de una simulación son extremadamente dependientes del modelo termodinámico utilizado en el cálculo.

Una de las grandes ventajas de CHEMCAD es poder ensayar diferentes métodos termodinámicos para un mismo sistema y utilizar esta herramienta para interpretar los resultados y sus posibles variantes, dependiendo de los ensayos.

Dependiendo de cada aplicación, CHEMCAD tiene un modelo que mejor se adapta al sistema o proceso del usuario. Con el uso constante de CHEMCAD, el usuario generalmente desarrolla una predilección hacia los modelos termodinámicos que mejor se adaptan a los datos experimentales u observados en los procesos.

Sin embargo, CHEMCAD ofrece una guía para seleccionar el método más apropiado; pero esto no excluye la responsabilidad del usuario de utilizar el más adecuado. Tomando en cuenta que los nuevos usuarios de CHEMCAD podrían no estar familiarizados con la oferta de modelos disponibles en CHEMCAD, se presenta a continuación una pequeña guía de selección para brindar algunos criterios de selección para este proceso. En la tabla siguiente se presenta un resumen de los métodos termodinámicos disponibles en CHEMCAD, su uso y propiedades físicas necesarias.

Para seleccionar un método termodinámico, CHEMCAD le ofrece un asistente que se activa la primera vez que se cargan las sustancias que intervienen en la simulación. Luego que se le indica al asistente los rangos de temperatura y

presión que serán las condiciones de borde, el asistente o "Wizard" le ofrecerá una recomendación que usted podrá cambiar posteriormente. Para cambiar la recomendación del asistente se debe seleccionar la opción "K-values" del menú "Thermophysical" o presionando el botón  en la barra de herramientas.

Método valor-K	Tipo de Modelo	Aplicaciones Típicas	Datos Físicos requeridos
ACTX	Actividad		
ADDK	Agregado por el usuario	Ajustados a modelo únicos, conocidos por el usuario	
Amine	Empírico	Remoción de gases ácidos (DEA, MEA)	
API SRK	Ecuación de Estado	Hidrocarburos	Tc, Pc, Ω , algunas veces kij
BWRS	Ecuación de Estado	Hidrocarburos livianos (procesos criogénicos)	Tc, Pc, Ω , algunas veces kij
ESD	Ecuación de Estado	Polímeros y químicos con	
ESSO		Hidrocarburos pesados (asfaltos), recomendado para destilación al vacío	Tb, K
Florry-Huggins	Actividad	Polímeros	Vi, K
GMAC(Chien-Null)	Actividad	Mezclas Polares, Equilibrio Líquido-Vapor, Líquido-Líquido-Vapor	
Grayson-Stread	Ecuación de Estado empírico	Hidrocarburos (procesos de refinación)	Tc, Pc, Ω , δ
Henry's Law	Empírico	Gases livianos no condensables. Sistemas ideales	Coefficientes de PV de la ecuación
HRNM Modified Wilson	Actividad	Sistemas de alcoholes, Equilibrio Líquido-Vapor, Líquido-Líquido-Vapor	Vi, coeficientes de PV de la ecuación, Coeficientes de Interacción binaria
Ideal Vapor Pressure	Ideal		Coefficientes de la ecuación VP
K-table	Datos del usuario		Pr, Ki .t.Temp.
Margules	Actividad	Mezclas polares, Equilibrio Líquido-Vapor, Líquido-Líquido-Vapor	Coefficientes de PV de la ecuación
Modified	Actividad	Mezclas polares, Equilibrio Líquido-	Grupos UNIFAC,

UNIFAC		Vapor, Líquido-Líquido-Vapor	Coefficientes de interacción binaria, coeficientes de PV de la ecuación
MSRK	Ecuación de Estado	Químicos (modificación del método SRK para considerar sustancias polares)	Tc, Pc, m, n
NRTL	Actividad	Mezclas polares, Equilibrio Líquido-Vapor, Líquido-Líquido-Vapor	Coefficientes de PV de la ecuación y parámetros de interacción binaria
Peng-Robinson	Ecuación de Estado	Hidrocarburos y químicos no polares	Tc, Pc, Ω , algunas veces kij
Polinomial K	Datos del usuario		Pr, Ki.v.Temp.
PPAQ	Datos del usuario	Sistemas acuosos de electrolitos. Operaciones gas-líquido de NH ₃ , CO ₂ , HCl	Presión parcial v. Temperatura y Concentración. Los archivos de los sistemas NH ₃ -H ₂ O, HCl-H ₂ O, ya están cargados en CHEMCAD.
PSRK	Ecuación de Estado y Actividad	Químicos	Tc, Pc, Ω , grupos UNIFAC
Regular Solution	Actividad	Hidrocarburos	V _i , δ
SAFT	Ecuación de Estado	Polímeros	Tc, Pc, Vs, SFs, DE/k, propiedades de los polímeros y algunas veces coeficientes de interacción binaria
Sour Water	Empírico	Gases ácidos disueltos en agua (H ₂ S, CO ₂ , NH ₃)	
SRK	Ecuación de Estado	Hidrocarburos	Tc, Pc, Ω , algunas veces kij
TEG Dehydration	Empírico	Remoción de agua de hidrocarburos	
T.K. Wilson	Actividad	Mezclas polares, Equilibrio Líquido-Vapor, Líquido-Líquido-Vapor	V _i , coeficientes de PV de la ecuación, coeficientes de interacción binaria

TSRK	Ecuación de Estado	Gases livianos disueltos en metanol0	$T_c, P_c, \Omega, k_{ij}, c_{ij}$
UNIFAC	Actividad	Mezclas polares, Equilibrio Líquido-Vapor, Líquido-Líquido-Vapor	Grupos UNIFAC, coeficientes de PV de la ecuación
UNIFAC Polymers	Actividad	Polímeros	V_i, C_i , grupos UNIFAC
UNIQUAC	Actividad	Mezclas polares, Equilibrio Líquido-Vapor, Líquido-Líquido-Vapor	q, r , coeficientes de PV de la ecuación, coeficientes de interacción binaria
UNIQUAC/ UNIFAC	Actividad	Mezclas polares, Equilibrio Líquido-Vapor, Líquido-Líquido-Vapor	q, r , coeficientes de PV de la ecuación, coeficientes de interacción binaria
UNIFAC LLE	Actividad	Equilibrio, Líquido-Líquido	Grupos UNIFAC, coeficientes de PV de la ecuación
VAN LAAR	Actividad	Mezclas polares, Equilibrio Líquido-Vapor	Coefficientes de VP de la ecuación, coeficientes de interacción binaria
WILSON	Actividad	Mezclas polares, Equilibrio Líquido-Vapor.	V_i , coeficientes de VP de la ecuación, coeficientes de interacción binaria

Tabla de los Modelos termodinámicos disponibles en CHEMCAD

Leyenda:

T_c = Temperatura crítica

V_c = Volumen crítico

q = Parámetro de superficie

δ = Parámetro de solubilidad

V_i = Volumen molar del líquido

k_{ij} = Parámetros de Interacción Binaria para la ecuación de estado

T_b = Punto de ebullición normal

P_r = Presión de referencia

V_s = Volumen característico de SAFT

DE/k = Energía de distribución de SAFT

P_c = Presión crítica

Ω = Factor acéntrico

r = Parámetro de volumen

K = Factor de Watson-Nelson

m, n = Parámetros MSRK

C_w = Tercer parámetro de para HRNM Wilson

PV = Presión de vapor

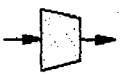
SFs = Factor de forma de SAFT

C_i = Parámetro para UNIFAC de Polímeros

Especificar las Operaciones Unitarias en CHEMCAD: CHEMCAD cuenta con más de 40 operaciones unidades de cálculo que no sólo son motores de cálculo que representan operaciones unitarias reales, sino también otras operaciones unitarias ficticias que facilitan los procesos de cálculo del usuario. Generalmente las operaciones unitarias de CHEMCAD tienen más de un modo de cálculo para permitir realizar evaluaciones y diseños basados en diferentes parámetros o expectativas.

Para especificar las operaciones unitarias, el usuario debe hacer doble clic sobre el icono de cada equipo; luego se desplegarán las pantallas en las que podrá navegar con la ayuda del ratón. Para introducir los datos en los campos de las operaciones unitarias, el usuario debe hacer un (01) clic sobre el espacio de la información a introducir.

En la tabla siguiente se presentan las operaciones unitarias en CHEMCAD, con los datos a introducir según sus métodos de cálculo y resultados obtenidos para cada aplicación.



Nombre e Icono	Aplicaciones y Topología mínima (número de corrientes a conectar)	Modos de Operación y Datos a Introducir	Resultados
COMP 	Módulo de compresión de una corriente gaseosa de proceso.	0: (Diseño) se especifica la presión* de salida deseada y la eficiencia. Modo de diseño. No acepta ser parte de la incógnita de una red de tuberías. Los nodos conectados deben cerrar o abrir la red.	Calcula la potencia del equipo, Cp/Cv real y el ideal.


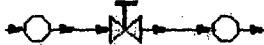
* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

1 Entrada, 1 Salida.	1: (Evaluación) se especifica la potencia* y la eficiencia. No acepta ser parte de la incógnita de una red de tuberías. Los nodos conectados deben cerrar o abrir la red.	Calcula la presión de salida, Cp/Cv real y el ideal.
	2: (Diseño) se especifica el cociente de la Presión de Salida/Presión de entrada. No acepta ser parte de la incógnita de una red de tuberías. Los nodos conectados deben cerrar o abrir la red.	Calcula la presión de salida, la potencia, Cp/Cv real y el ideal.
	3: (Evaluación): Se especifica la potencia observada* y la presión de salida*. No acepta ser parte de la incógnita de una red de tuberías. Los nodos conectados deben cerrar o abrir la red.	Calcula la eficiencia del equipo como una fracción de "0" a 1.
	4: (Diseño) Se especifica la potencia observada*, la presión de salida* y la eficiencia. Debe cambiarse el algoritmo de convergencia a AutoCalc *** o formar parte de una red con nodos en el modo "Flow set by UnitOp".	Calcula el flujo de la corriente de entrada.
	5: (Evaluación) Se especifica el número líneas de velocidades, las velocidades, los datos de cada curva (flujo volumétrico, cabezal de salida o presión). Se puede utilizar sin nodos conectados o formando parte de una red con nodos en el modo "Flow set by UnitOp).	Calcula el punto de operación del equipo: presión de salida, eficiencia, potencia.



* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

*** Autocalc es un método antiguo utilizado en CHEMCAD para resolver incógnitas de corrientes. Con el uso de la operación unitaria "nodo" y los controladores se obtienen soluciones más rápidamente y con mayor confiabilidad.

<p>CONT</p> 	<p>Artificio de simulación para ajustar variables. 1 Entrada, 1 Salida.</p>	<p>Controler Off: Desconecta todas sus funciones, no realiza ningún ajuste</p>	<p>Se desea liberar la manipulación de variables y permitir el cálculo estándar.</p>
		<p>Feed-Forward: Copia una variable a un equipo o corriente de alimentación a otro equipo u otra corriente de alimentación</p>	<p>La variable copiada sujeta a posibles modificaciones realizadas por un operador matemático</p>
		<p>Feed-Backward: Ajusta una variable que según la simulación es un dato de operación del equipo o una variable de una corriente de alimentación</p>	<p>La variable ajustada en el equipo o corriente de alimentación a las expectativas del usuario</p>
<p>CSEP</p> 	<p>Separador de Componentes Es un equipo tipo caja negra. 1 Entrada, 1 Salida.</p>	<p>0: se especifica el grado de remoción de cada componente como una fracción de "0" a 1. Puede ajustar las variables de temperatura* y presión* si se especifican para las corrientes "Top Stream" y "Bottom Stream".</p>	<p>Calcula el flujo composiciones, temperaturas y presiones de las corrientes de salida.</p>
		<p>1: se especifica el grado de remoción de cada componente como flujos molares. Puede ajustar las variables de temperatura y presión si se especifican para las corrientes "Top Stream" y "Bottom Stream".</p>	<p>Calcula el flujo composiciones, temperaturas y presiones de las corrientes de salida.</p>


		2: Opcionalmente se pueden ajustar las variables de temperatura* y presión* si se especifican para las corrientes "Top Stream" y "Bottom Stream".	Calcula el flujo composiciones, temperaturas y presiones de las corrientes de salida (Requiere el uso de electrolitos y no acepta electrolitos como especies verdaderas).
CVAL 	Válvula de Control. 1 Entrada, 1 Salida.	En el modo "Fix valve position, adjust flow rate", el equipo debe formar parte de un ramal de una red hidráulica y por ello, estar entre dos nodos en los que el flujo es la incógnita como se muestra en la imagen.  Se deben especificar las dimensiones de la válvula o calcularlas previamente utilizando la herramienta de diseño del menú Sizing-Control/ Control Valve.	Calcula el flujo por el ramal de la red.
		En el modo "Fix Flow rate, adjust valve position", el equipo debe estar conectado a equipos de proceso distintos a los nodos hidráulicos. Se debe especificar las dimensiones de la válvula y presión de salida del equipo.	Calcula la abertura de la válvula de control, copia el flujo alimentado y la presión especificada a la corriente de salida.
		En el modo "Fix Flow, valve position, calc Pout", el equipo debe estar conectado a equipos de proceso distintos a los nodos hidráulicos. Se debe especificar las dimensiones de la válvula y la abertura de la válvula como un porcentaje.	Calcula la presión de salida, copia el flujo alimentado y la presión calculada a la corriente de salida.
DIVI	Divisor de corrientes (sin calcular el flujo)	0: Se especifica la separación como una fracción de la unidad (de "0" a 1).	Calcula los flujos de las corrientes de salida.

* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

	en la red de tuberías). Por lo menos 1	1: Se especifica el flujo molar de cada corriente	Calcula los flujos de las corrientes de salida.
	Entrada y 2 Salidas.	2: Se especifica el flujo de las corrientes de salida. Debe cambiarse el algoritmo de convergencia a AutoCalc***.	Calcula los flujos de la corriente de entrada.
		3: Se especifica el flujo másico de cada corriente de salida.	Calcula los flujos de las corrientes de salida.
		4: Se especifican los flujos de las corrientes de salida en unidades de ingeniería de preferencia del usuario (volumen de líquidos y gases, flujo másico en diferentes unidades de masa y molar a las del perfil de la simulación.	Calcula los flujos de las corrientes de salida.
<p>EREA</p> 	Reactor de reacciones en equilibrio. 1 Entrada, 1 Salida.	Se especifican el número de reacciones en equilibrio, la caída de presión *, el modo térmico de cálculo, el tipo de reacciones (en paralelo o en serie), la constante de equilibrio y los coeficientes estequiométricos, el calor de reacción* (si se desea especificar uno diferente al calculado por CHEMCAD). En la pestaña "More Specifications", se deben introducir el número de reacciones en equilibrio, su constante de equilibrio, los coeficientes estequiométricos.	Calcula los flujos de cada componente en la corriente de salida, la temperatura (en casos diferentes al de operación isotérmica y la presión de salida.

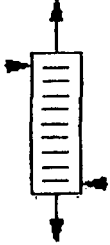
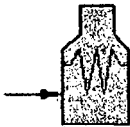
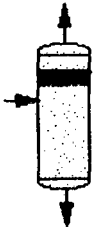
*** Autocalc es un método antiguo utilizado en CHEMCAD para resolver incógnitas de corrientes. Con el uso de la operación unitaria "nodo" y los controladores se obtienen soluciones más rápidamente y con mayor confiabilidad.

* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

EXPN 	Módulo de Expansión.	1	0: Se especifica la presión de salida deseada* y la eficiencia. Modo de diseño.	Calcula la potencia del equipo, Cp/Cv real y el ideal.
	Entrada,	1	No acepta ser parte de la incógnita de una red de tuberías. Los nodos conectados deben cerrar o abrir la red.	
	Salida.			
			1: Se especifica la potencia* y la eficiencia. No acepta ser parte de la incógnita de una red de tuberías. Los nodos conectados deben cerrar o abrir la red.	Calcula la presión de salida, Cp/Cv real y el ideal.
			2: Se especifica el cociente de la Presión de Salida/Presión de entrada. No acepta ser parte de la incógnita de una red de tuberías. Los nodos conectados deben cerrar o abrir la red.	Calcula la presión de salida, la potencia, Cp/Cv real y el ideal.
		3: Se especifica la potencia observada* y la presión de salida*. No acepta ser parte de la incógnita de una red de tuberías. Los nodos conectados deben cerrar o abrir la red.	Calcula la eficiencia del equipo como una fracción de "0" a 1.	
		4: Se especifica la potencia observada*, la presión de salida* y la eficiencia. Debe cambiarse el algoritmo de convergencia a AutoCalc *** o formar parte de una red con nodos en el modo "Flow set by UnitOp).	Calcula el flujo de la corriente de entrada.	
EXTR	Extractor Líquido-Líquido continuo.	2	Se introducen el número de etapas ideales, la presión en el tope de la columna*, la caída de presión*, el número de la etapa ideal en la que se alimenta cada corriente de entrada. Se debe	Calcula los flujos de la corriente liviana y la pesada, las presiones y temperaturas
	Entradas,	2		
	Salidas.			

*** Autocalc es un método antiguo utilizado en CHEMCAD para resolver incógnitas de corrientes. Con el uso de la operación unitaria "nodo" y los controladores se obtienen soluciones más rápidamente y con mayor confiabilidad.


* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

		<p>seleccionar un método termodinámico capaz de predecir el equilibrio líquido-líquido.</p>	
<p>FIRE</p> 	<p>Horno calentado por combustión de gases. 1 Entrada, 1 Salida.</p>	<p>Se introduce obligatoriamente la Temperatura de salida* y la caída de presión*. Opcionalmente, se puede introducir el valor calorífico del combustible y su flujo, así como la eficiencia térmica general.</p>	<p>Calcula el calor absorbido y el consumo de combustible. Opcionalmente, con el uso de un controlador que fije el consumo de combustible como una función de la eficiencia, se puede calcular la eficiencia térmica indirectamente.</p>
<p>FLAS</p> 	<p>Separación instantánea de fases. 1 Entrada, 2 Salidas. Para simular separaciones de gas-liq-liq se requieren: 1 Entrada, 3 Salidas.</p>	<p>0: No se hace ninguna especificación (Se utiliza la temperatura y presión de la alimentación para calcular la separación instantánea). Para simular separaciones de gas-líquido-líquido se requiere utilizar un método termodinámico que tome en cuenta el equilibrio líquido-líquido. 1: Se especifica la fracción de vapor y la presión de operación*. Para simular separaciones de gas-líquido-líquido se requiere utilizar un método termodinámico que tome en cuenta el equilibrio líquido-líquido.</p>	<p>Calcula el flujo de cada una de las corrientes y la condición termodinámica basado en la temperatura y presión de la mezcla que se alimenta Calcula el flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica y el calor requerido.</p>


* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

		2: Se especifica la temperatura* y la presión de operación*. Para simular separaciones de gas-líquido-líquido se requiere utilizar un método termodinámico que tome en cuenta el equilibrio líquido-líquido.	Calcula el flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica y el calor requerido.
		3: Se especifica la temperatura y el calor suministrado. Para simular separaciones de gas-líquido-líquido se requiere utilizar un método termodinámico que tome en cuenta el equilibrio líquido-líquido.	Calcula el flujo de cada una de las corrientes de salida, y la condición termodinámica de las corrientes de salida.
		4: Se especifica la fracción de vapor y la temperatura de operación. Para simular separaciones de gas-líquido-líquido se requiere utilizar un método termodinámico que tome en cuenta el equilibrio líquido-líquido.	Calcula el flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica y el calor requerido.
		5: Se especifica la presión y el calor suministrado. Para simular separaciones de gas-líquido-líquido se requiere utilizar un método termodinámico que tome en cuenta el equilibrio líquido-líquido.	Calcula el flujo de cada una de las corrientes de salida, y la condición termodinámica de las corrientes de salida.
		6: Se especifica la presión. Para simular separaciones de gas-líquido-líquido se requiere utilizar un método termodinámico que tome en cuenta el equilibrio líquido-líquido.	Suponiendo una operación isentrópica, calcula el flujo de cada una de las corrientes de salida, y la condición termodinámica de las corrientes de salida.

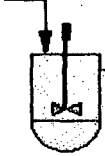
		7: Se especifica la temperatura. Para simular separaciones de gas-líquido-líquido se requiere utilizar un método termodinámico que tome en cuenta el equilibrio líquido-líquido.	Suponiendo una operación isentrópica, calcula el flujo de cada una de las corrientes de salida, y la condición termodinámica de las corrientes de salida.
		8: Se especifica la presión. Para simular separaciones de gas-líquido-líquido se requiere utilizar un método termodinámico que tome en cuenta el equilibrio líquido-líquido.	Encontrando el punto de rocío del agua, calcula a esas condiciones el flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica de las corrientes de salida y el calor requerido.
		9: Se especifica la temperatura. Para simular separaciones de gas-líquido-líquido se requiere utilizar un método termodinámico que tome en cuenta el equilibrio líquido-líquido.	Encontrando el punto de rocío del agua, calcula a esas condiciones el flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica de las corrientes de salida y el calor requerido.

<p>GIBS</p> 	<p>Reactor Gibbs, para modelar termodinámicamente las reacciones químicas espontáneas. 1</p> <p>Entrada, 1</p> <p>Salida.</p>	<p>El reactor Gibbs utiliza las energías de Gibbs y las minimiza para encontrar las posibles reacciones, hacer el balance de masa y de energía. Si se desea excluir alguna sustancia, se debe especificar como inerte en la pestaña "Inerts". Sólo se utilizarán en la predicción las sustancias que estén incluidas en la lista de componentes y que no se especifiquen como inertes. Para sustancias agregadas por el usuario y pseudo-componentes, el usuario debe introducir sus energías libres de Gibbs para participar en el cálculo del reactor.</p>	<p>Este modelo da excelentes resultados para incineradores y mechurrios.</p>
		<p>Modo Térmico "Adiabatic": se hace clic sobre la opción "Adiabatic". Se debe introducir los coeficientes del balanceo de la reacción química (los reactantes llevan signo negativo y los productos positivo)</p>	<p>Calcula el flujo de cada componente en la corriente de salida, la temperatura y el calor requerido.</p>
		<p>Modo Térmico "Isothermal": se especifica la temperatura de operación*. Se debe introducir los coeficientes del balanceo de la reacción química (los reactantes llevan signo negativo y los productos positivo).</p>	<p>Calcula el flujo de cada componente en la corriente de salida y el calor requerido.</p>
		<p>Modo Térmico "Heat Duty": se especifica el calor liberado por un equipo de enfriamiento* del reactor (con signo negativo) o absorbido por un equipo de calentamiento del (con signo positivo). Se debe introducir los coeficientes del balanceo de la reacción química (los reactantes llevan signo negativo y los productos positivo).</p>	<p>Calcula el flujo de cada componente en la corriente de salida y la temperatura de la corriente de salida.</p>
HTXR	Equipos de Intercambio de Calor.	Se debe hacer una especificación que se puede seleccionar de las siguientes: temperatura de una de las corrientes de	Calcula las temperaturas de salida, el calor intercambiado,

* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

	<p>1 Entrada, 1 Salida. Modelo de doble lado: 2 Entradas, 2 Salidas.</p>	<p>salida*, fracciones de vapor de una de las corrientes de salida, los grados de sobre enfriamiento o sobre calentamiento de las corrientes, el calor intercambiado, ϕ el coeficiente de transferencia de calor más el área del intercambiador *.</p> <p>Opcionalmente, se puede indicar el número de equipos en serie, de pasos en los tubos y en la carcasa.</p>	<p>el coeficiente de transferencia de calor (si se especifica el área de intercambio de calor)**.</p>
---	--	---	---



** Para un análisis más detallado de diseños y evaluaciones de intercambiadores de calor, se recomienda utilizar CC-THERM que trabaja de forma integrada en las simulaciones de CHEMCAD.

<p>KREA</p> 	<p>Reacciones con modelaje cinético.</p> <p>1 Entrada, 1 Salida.</p>	<p>Modo "Specify Volume" (Evaluación): Se selecciona este modo al hacer clic sobre la frase "Specify Volume", se indica el número de reacciones a incluir, el tipo de reactor (Flujo Pistón o de Mezcla Completa), el volumen del reactor*, la fase en la que ocurre la reacción, el tipo de modelo cinético a usar ("standard" en formato de la ecuación de Arrhenius o "User Specified"), el modelo térmico (si se utiliza el modelo isotérmico se debe especificar la temperatura*.</p> <p>Luego de hacer clic en esta primera pantalla, aparecerán las pantallas de especificación de las reacciones en las que se debe indicar: las variables de la ecuación de Arrhenius (si se usa el formato estándar) o se introducirá la expresión de velocidad de reacción en términos del usuario utilizando la herramienta que aparecerá para introducir la expresión, los valores estequiométricos de cada reactante y producto de las reacciones (a los reactantes se le debe asignar un signo negativo y a los productos uno positivo).</p>	<p>La distribución de los productos y reactantes en las corrientes de salida, la temperatura de salida, el calor absorbido o liberado y el calor de reacción.</p>
---	--	---	---

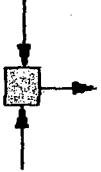

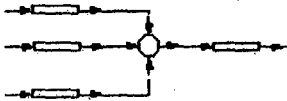
* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

		<p>Modo "Specify Conversion" (Diseño): Se selecciona este modo al hacer clic sobre la frase "Specify Conversion", se indica el número de reacciones a incluir, el tipo de reactor (Flujo Pistón o de Mezcla Completa), el grado de conversión deseada (como una fracción de "0" a 1), se selecciona el componente sobre el que se basa este grado de conversión, la fase en la que ocurre la reacción, el tipo de modelo cinético a usar ("standard" en formato de la ecuación de Arrhenius o "User Specified"), el modelo térmico (si se utiliza el modelo isotérmico se debe especificar la temperatura*.</p> <p>Luego de hacer clic en esta primera pantalla, aparecerán las pantallas de especificación de las reacciones en las que se debe indicar: las variables de la ecuación de Arrhenius (si se usa el formato estándar) o se introducirá la expresión de velocidad de reacción en términos del usuario utilizando la herramienta que aparecerá para introducir la expresión, los valores estequiométricos de cada reactante y producto de las reacciones (a los reactantes se le debe asignar un signo negativo y a los productos uno positivo).</p>	<p>La distribución de los productos y reactantes en las corrientes de salida, la temperatura de salida, el calor absorbido o liberado y el calor de reacción.</p>
LLVF	Módulo de separación de tres fases (gas-líquido-líquido)**.	1: Se especifica la temperatura y la presión de operación. Se requiere utilizar un método termodinámico que tome en cuenta el equilibrio líquido-líquido.	Calcula el flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica y el calor requerido.

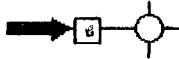
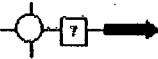
** La unidad de evaporación instantánea puede realizar todos los cálculos de esta unidad si el método termodinámico modela el equilibrio líquido-líquido. El equipo LLVF activa automáticamente los cálculos de equilibrio líquido-líquido en este equipo solamente si el modelo termodinámico permite ambas opciones.

	1 Entrada, 3 Salidas.	2: Se especifica la fracción de vapor y la presión de operación*. Para simular separaciones de gas-líquido-líquido se requiere utilizar un método termodinámico que tome en cuenta el equilibrio líquido-líquido.	Calcula el flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica y el calor requerido.
		3: Se especifica la presión* y el calor suministrado *. Para simular separaciones de gas-líquido-líquido se requiere utilizar un método termodinámico que tome en cuenta el equilibrio líquido-líquido.	Calcula el flujo de cada una de las corrientes de salida, y la condición termodinámica de las corrientes de salida.
		4: Se especifica la fracción de vapor y la temperatura de operación*. Para simular separaciones de gas-líquido-líquido se requiere utilizar un método termodinámico que tome en cuenta el equilibrio líquido-líquido.	Calcula el flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica y el calor requerido.
LNGH 	Equipo de intercambio de calor de múltiples corrientes. Entrada, 1 Salida.	Se debe hacer una especificación para cada corriente de entrada a excepción de una; de las cuales el usuario puede seleccionar: temperatura de una de las corrientes de salida*, fracciones de vapor de una de las corrientes de salida, los grados de sobre enfriamiento o sobre calentamiento de las corrientes*, el calor intercambiado*. (N° de corrientes - 1=N° de corrientes a especificar)	Calcula la temperaturas de salida de la corriente no especificada y el calor intercambiado.
MIXE	Mezclador de	Se especifica la presión de salida*. Si el	Calcula los flujos de las

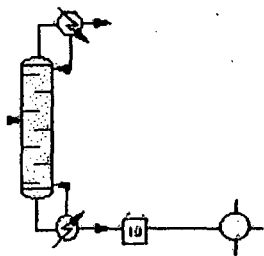
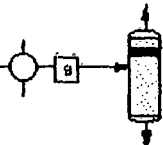
* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

	<p>corrientes. 2 Entradas, 1 Salida.</p>	<p>algoritmo de convergencia se encuentra en AutoCalc***, se pueden calcular las presiones de las corrientes de entrada haciendo esta selección en el equipo.</p>	<p>corrientes de salida y si no se especifica la presión de salida, se asume la menor presión de las corrientes de entrada al equipo como la de salida.</p>
<p>NODE</p> 	<p>Módulo de punto de presión en una red hidráulica. 1 Entrada, 1 Salida.</p>	<p>El nodo representa cualquier punto extremo de una red hidráulica (un tanque, la descarga a la atmósfera o a un equipo con una presión determinada, mechurrios, etc.) y también debe ser colocado antes y después de cada equipo que forme parte de una red hidráulica (tuberías con accesorios, etc).</p> <p>Para toda la red hidráulica se deben hacer tantas especificaciones como nodos extremos haya, entre las cuales al menos una (01) debe ser de presión.</p> <p>Si el nodo es interno no se debe hacer especificación alguna. Un nodo Interno se muestra en la siguiente figura:</p>  <p>En las figuras siguientes se muestran las posibles ubicaciones de un nodo extremo de una red hidráulica y sus especificaciones:</p>	


*** Autocalc es un método antiguo utilizado en CHEMCAD para resolver incógnitas de corrientes. Con el uso de la operación unitaria "nodo" y los controladores se obtienen soluciones más rápidamente y con mayor confiabilidad.

		<p>Alimentación de la red:</p>  <p>Opción A: Se especifica el nodo como "Fixed Pressure", se introduce la presión* y la corriente de alimentación se especifica (N°6 en el diagrama) como "Free Inlet".</p> <p>Opción B: Se especifica el nodo como "Variable Pressure" y se fija el flujo de la corriente de alimentación(N°6 en el diagrama) como "Use current stream rate" o fijando el flujo con una selección del tipo "Fixed Rate".</p>	<p>Calcula las presiones, temperaturas y flujos de la red.</p>
		<p>Descarga de la red:</p>  <p>Opción A: Se especifica el nodo como "Fixed Pressure", se introduce la presión* y la corriente de descarga se especifica (N°7 en el diagrama) como "Free Outlet".</p> <p>Opción B: Se especifica el nodo como "Variable Pressure" y se fija el flujo de la corriente de descarga(N°7 en el diagrama) fijando el flujo con una selección del tipo "Fixed Rate".</p>	<p>Calcula las presiones, temperaturas y flujos de la red.</p>


* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

		<p>Apertura de la red luego de una simulación de equipos de procesos:</p>  <p>Se especifica el nodo como "Variable Pressure" y se fija el flujo de la corriente de alimentación (N°10 en el diagrama) como "Use current stream rate" o fijando el flujo con una selección del tipo "Fixed Rate".</p>	<p>Calcula las presiones, temperaturas y flujos de la red.</p>
		<p>Descarga de la red a una simulación de los equipos de procesos:</p>  <p>Opción A: Se especifica el nodo como "Fixed Pressure", se introduce la presión* y la corriente de descarga se especifica (N°9 en el diagrama) como "Free Outlet". Opción B: Se especifica el nodo como "Variable Pressure" y se fija el flujo de la corriente de descarga (N°9 en el diagrama) fijando el flujo con una selección del tipo "Fixed Rate".</p>	<p>Calcula las presiones, temperaturas y flujos de la red.</p>

* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

<p>PGEN</p> 	<p>Generador de Fases, múltiples cálculos de evaporación instantánea.</p> <p>1 Entrada, 2 Salidas.</p>	<p>1: Se especifican los extremos del rango de fracción de vapor y presión de operación, y el número de puntos a calcular.</p>	<p>En el reporte de la simulación se puede obtener el cálculo del flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica y el calor requerido en el rango especificado.</p>
		<p>2: Se especifican los extremos del rango de temperatura y la presión de operación y el número de puntos a calcular.</p>	<p>En el reporte de la simulación se puede obtener el cálculo del flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica y el calor requerido en el rango especificado.</p>
		<p>3: Se especifican los extremos del rango de temperatura y el número de puntos a calcular.</p>	<p>En el reporte de la simulación se puede obtener el cálculo del flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica y el calor requerido en el rango especificado.</p>
		<p>4: Se especifican los extremos de la fracción de vapor, temperatura de operación y el número de puntos a calcular</p>	<p>En el reporte de la simulación se puede obtener el cálculo del flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica y el calor requerido en el rango especificado.</p>

		<p>5: Se especifican los extremos del rango de presiones y el número de puntos a calcular.</p>	<p>En el reporte de la simulación se puede obtener el cálculo del flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica y el calor requerido en el rango especificado.</p>
		<p>6: Se especifican los extremos del rango de presiones y el número de puntos a calcular.</p>	<p>En el reporte de la simulación se puede obtener el cálculo del flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica y el calor requerido en el rango especificado.</p>
		<p>7: Se especifican los extremos del rango de temperaturas y el número de puntos a calcular.</p>	<p>En el reporte de la simulación se puede obtener el cálculo del flujo de cada una de las corrientes de salida, la condición termodinámica y el calor requerido en el rango especificado.</p>

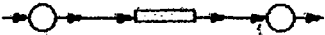
PIPE 	Diseño de líneas y Cálculo de caídas de presión. Entrada, 1 Salida, 1	Sizing Option 0 (Evaluación): se selecciona un método de flujo acorde al tipo de flujo en la tubería, se introduce el diámetro*, el Schedule si se desea, la longitud de la tubería*, el material o directamente la rugosidad si se desea utilizar un valor diferente al de la base de datos. En las pestañas "Valve" y "Fittings" se introduce el número de accesorios presentes en el tramo de tubería.	Calcula la presión de salida de la corriente, y para el equipo y sus accesorios: la caída de presión, la velocidad del fluido, el número de Reynolds, el factor de fricción.
		Sizing Option 1 (Diseño): se selecciona un método de flujo acorde al tipo de flujo en la tubería, se introduce el Schedule si se desea, la longitud de la tubería*, el material o directamente la rugosidad si se desea utilizar un valor diferente al de la base de datos.	Calcula la presión de salida de la corriente, y para el equipo y sus accesorios: el diámetro, la caída de presión, la velocidad del fluido, el número de Reynolds, el factor de fricción.
		Sizing Option 2 (Diseño): se selecciona un método de flujo acorde al tipo de flujo en la tubería, se introduce la caída de presión por cada 100 pies de tubería deseada, Schedule si es conveniente, la longitud de la tubería*, el material o directamente la rugosidad si se desea utilizar un valor diferente al de la base de datos.	Calcula la presión de salida de la corriente, y para el equipo y sus accesorios: el diámetro, la caída de presión, la velocidad del fluido, el número de Reynolds, el factor de fricción.

* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".


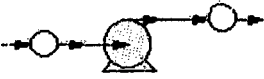
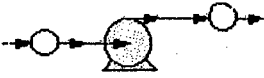
		<p>Sizing Option 3 (Diseño): se selecciona un método de flujo acorde al tipo de flujo en la tubería, se introduce el Schedule si se desea, la longitud de la tubería*, el material o directamente la rugosidad si se desea utilizar un valor diferente al de la base de datos.</p>	<p>Calcula la presión de salida de la corriente, y para el equipo y sus accesorios: el diámetro, la caída de presión, la velocidad del fluido, el número de Reynolds, el factor de fricción.</p>
		<p>Sizing Option 4 : se selecciona un método de flujo acorde al tipo de flujo en la tubería, se introduce el diámetro, el Schedule si se desea, la longitud de la tubería*, el material o directamente la rugosidad si se desea utilizar un valor diferente al de la base de datos. En las pestañas "Valve" y "Fittings" se introduce el número de accesorios presentes en el tramo de tubería. Debe cambiarse el algoritmo de convergencia a AutoCalc ***.</p>	<p>Calcula la presión de la corriente de entrada, y para el equipo y sus accesorios: el diámetro, la caída de presión, la velocidad del fluido, el número de Reynolds, el factor de fricción.</p>


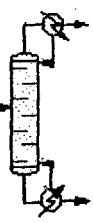
* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

*** Autocalc es un método antiguo utilizado en CHEMCAD para resolver incógnitas de corrientes. Con el uso de la operación unitaria "nodo" y los controladores se obtienen soluciones más rápidamente y con mayor confiabilidad.

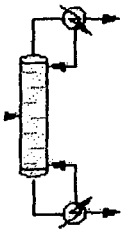
		<p>Sizing Option 5 (Cálculo de redes de tuberías): se selecciona un método de flujo acorde al tipo de flujo en la tubería, se introduce el diámetro, el Schedule si se desea, la longitud de la tubería*, el material o directamente la rugosidad si se desea utilizar un valor diferente al de la base de datos. En las pestañas "Valve" y "Fittings" se introduce el número de accesorios presentes en el tramo de tubería. En este modo de cálculo, es requisito indispensable que la tubería esté conectada a dos nodos (aguas arriba y aguas abajo) como muestra la figura:</p> 	<p>Calcula la presión de la corriente de entrada o salida, y para el equipo y sus accesorios: el diámetro, la longitud equivalente, la caída de presión, la velocidad del fluido, el número de Reynolds, el factor de fricción.</p>
		<p>Sizing Option 6 (Diseño): se selecciona un método de flujo acorde al tipo de flujo en la tubería, se especifica la velocidad de diseño, el Schedule si se desea, la longitud de la tubería*, el material o directamente la rugosidad si se desea utilizar un valor diferente al de la base de datos.</p>	<p>Calcula la presión de salida de la corriente, y para el equipo y sus accesorios: el diámetro, la caída de presión, la velocidad del fluido, el número de Reynolds, el factor de fricción.</p>


* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

PUMP 	Bomba de líquidos. 1 Entrada, 1 Salida	Modo "Specify outlet pressure": se introduce la presión de salida deseada y opcionalmente la eficiencia del equipo. Si la bomba se encuentra entre dos nodos como en la figura,  (ambos nodos cerrando sus respectivas redes), el nodo aguas abajo le asignará la presión de salida.	Calcula la potencia de la bomba, el cabezal de descarga y el flujo volumétrico.
		Modo "Specify pressure increase": se introduce el aumento de presión de salida deseada y opcionalmente la eficiencia del equipo. Si la bomba se encuentra entre dos nodos como en la figura,  (ambos nodos cerrando sus respectivas redes), el nodo aguas abajo le asignará la presión de salida a la bomba para hacer sus cálculos.	Calcula la potencia de la bomba, el cabezal de descarga y el flujo volumétrico.
		Modo "Enter characteristic eqn": se introduce la función de presión de descarga vs. caudal y opcionalmente la eficiencia del equipo.	Calcula el flujo por el ramal de la red o la presión de salida, la potencia de la bomba, el cabezal de descarga.
		Modo "Specify performance curve": se especifica la velocidad de la bomba y el número de curvas de operación deseadas. Al hacer clic en "OK" aparecerá una tabla para cargar la curva de la bomba.	Calcula el flujo por el ramal de la red o la presión de salida, la potencia de la bomba, el cabezal de descarga.
REAC	Reactor Estequiomé-	Haciendo clic sobre uno de los modelos térmico se selecciona el modo térmico (en	Calcula el flujo de cada componente en la

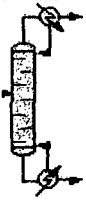
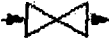

	<p>trico. 1 Entrada, 1 Salida</p>	<p>caso de seleccionar el modo "Isothermal" se debe especificar la temperatura de operación*).</p> <p>También se debe introducir una conversión como un valor de "0" a 1, y especificar el reactivo límite en la opción "Key Component".</p> <p>Es necesario introducir los coeficientes estequiométricos de la reacción. Para ello, a los reactantes se les asigna un signo negativo y a los productos un signo positivo.</p>	<p>corriente de salida, la temperatura y el calor requerido.</p>
<p>SCDS</p> 	<p>Módulo de equilibrio de múltiples etapas (fraccionado-res, absorbido-res, despojado-res). 1 Entrada, 2 Salidas</p>	<p>En la pestaña "General" se especifica el número de etapas o de segmentos, la presión en el tope de la columna, la caída de presión, el tipo de condensador utilizado, y el número de la etapa en que es alimentada cada corriente. Se debe seleccionar un método de simulación: el método "Regular VLE model" supone etapas ideales, los métodos "packed column mass transfer" y "Tray column mass transfer" utilizan un método rigurosos y por ello hacer clic en "OK" aparecerá una nueva pantalla para introducir las características de la geometría del equipo.</p> <p>En la pestaña "Specifications" se introducen las expectativas de diseño o los parámetros de operación para el condensador y el rehervidor.</p> <p>Los modelos de transferencia de masa de esta columna SCDS no deben ser usados con el método termodinámico de</p>	<p>Calcula el flujo por de cada componente en las corrientes de salida, las temperaturas y presiones. Genera perfiles de temperatura y de las propiedades físicas de las etapas sustancias. Calcula los calores del condensador y del rehervidor.</p>

* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

<p>SHOR</p> 	<p>Módulo de diseño y evaluación de columnas con una alimentación y dos productos. 1 Entrada, 2 Salidas</p>	<p>electrolitos.</p> <p>Modo 1 (Evaluación): se especifica la presión del tope de la columna y la caída de presión, el número de etapas ideales, la relación de reflujo, se selecciona un componente liviano (Light key component) y un componente pesado (Heavy key component), se especifica un grado de remoción del componente pesado. (Esta columna no debe ser usada para operaciones con azeótropos). Para CHEMCAD la etapa N°1 es el condensador (en caso de existir) y el resto de las etapas son numeradas de arriba hacia abajo.</p> <p>Modo 2 (Diseño): se especifica la presión del tope de la columna y la caída de presión, el factor de reflujo sobre reflujo mínimo, se selecciona un componente liviano (Light key component) y un componente pesado (Heavy key component), se especifica un grado de remoción del componente pesado. (Esta columna no debe ser usada para operaciones con azeótropos). Para CHEMCAD la etapa N°1 es el condensador (en caso de existir) y el resto de las etapas son numeradas de arriba hacia abajo.</p>	<p>Calcula la etapa de alimentación, el número mínimo de etapas ideales, el calor del rehervidor y del condensador.</p> <p>Calcula la etapa de alimentación, el número de etapas, el calor del rehervidor y del condensador, el número mínimo de etapas.</p>
---	---	--	--

		<p>Modo 3 (Diseño): se especifica la presión del tope de la columna y la caída de presión, el factor de reflujo sobre reflujo mínimo, se selecciona un componente liviano (Light key component) y un componente pesado (Heavy key component), se especifica un grado de remoción del componente liviano y pesado. (Esta columna no debe ser usada para operaciones con azeótropos). Para CHEMCAD la etapa N°1 es el condensador (en caso de existir) y el resto de las etapas son numeradas de arriba hacia abajo.</p>	<p>Calcula la etapa de alimentación, el número de etapas necesaria para la separación, el calor del rehervidor y del condensador, el número mínimo de etapas.</p>
<p>SREF</p> 	<p>Modulo de referencia.</p>	<p>1</p>	<p>No realiza ningún cálculo.</p>
	<p>Entrada, Salida</p>	<p>1</p> <p>Puede ser usado para transferir información de las corrientes de flujos internos de columnas o de cualquier corriente del diagrama de simulación.</p> <p>0: Se debe especificar una corriente de destino pero invisible para el cálculo de la simulación.</p> <p>1: Se identifica una corriente del diagrama de proceso como la fuente y una corriente del diagrama de proceso como destino (la corriente destino debe estar conectada a una flecha de alimentación, de lo contrario habrá conflictos en la simulación). Opcionalmente se puede especificar el flujo o un factor para la corriente destino.</p>	

		2: SREF debe ser colocado inmediatamente aguas debajo de la columna. Se especifica el número de la columna (TPLS, TOWR, SCDS), el número de la etapa, la fase de la etapa (líquido o gas) que se desea obtener, el número de la corriente destino (la corriente destino debe estar conectada a una flecha de alimentación, de lo contrario habrá conflictos en la simulación). Opcionalmente se puede especificar el flujo o un factor para la corriente destino.	Calcula las propiedades y condiciones de la corriente de destino.
		3: Se especifica el número del intercambiador de calor, el número de la corriente que alimentará el calor a la columna (esta corriente no debe contener ningún flujo de componentes) y se selecciona la opción "Transfer stream enthalpy only".	Transfiere el calor de un intercambiador de calor a una corriente que alimenta a una columna (TPLS, TOWR, SCDS).
		4: SREF debe ser colocado inmediatamente aguas debajo de la columna (TPLS), se especifica el número de la columna fuente, el número del pumparound a copiar, y el de la corriente destino, se selecciona la opción transferir todas las propiedades de la corriente a la corriente destino.	Calcula las propiedades y condiciones de la corriente de destino.
		5: Se especifica el número de la corriente que se copiará como alimentación en la carga de la columna de destilación por lotes y el número asignado a la columna (para utilizar esta columna el usuario debe tener licencia de CC-BATCH) y el número de la etapa.	Calcula las propiedades y condiciones de la carga de la columna de destilación por lotes.
TOWR	Módulo de diseño y evaluación de columnas con	En la pestaña "General" se especifica el número de etapas ideales, la presión en el tope de la columna, la caída de presión, el tipo de condensador utilizado, y el número	Calcula el flujo por de cada componente en las corrientes de salida, las temperaturas y

	<p>una alimentación y dos productos.</p> <p>1 Entrada, 2 Salidas</p>	<p>de la etapa en que es alimentada cada corriente. En la pestaña "Specifications" se introducen las expectativas de diseño o los parámetros de operación para el condensador y el rehervidor.</p>	<p>presiones. Genera perfiles de temperatura y de las propiedades físicas de las etapas. Calcula los calores del condensador y del rehervidor.</p>
<p>VALV</p> 	<p>Reducción de presión.</p> <p>1 Entrada, 1 Salida.</p>	<p>Se especifican cualquiera de las opciones disponibles: presión de salida*, la caída de presión*, la temperatura del punto de burbuja* o de rocío*.</p> <p>Opcionalmente se puede seleccionar el cuadro de válvula cerrada.</p>	<p>Calcula la presión de la corriente de salida.</p> <p>La corriente de salida no tendrá flujo de materia alguno.</p>
<p>TPLS</p> 	<p>Destilación y absorción de fracciones con equipos laterales.</p> <p>1 Entrada, 2 Salidas.</p>	<p>Esta unidad tiene un algoritmo de convergencia optimizado para columnas complejas con corrientes laterales, equipos de bombeo, de intercambio de calor y de destilación que trabajan en conjunto con la unidad fraccionadora principal.</p> <p>En la pestaña "Tower Configuration" se especifican los equipos principales conectados y corrientes de retiro adicionales a las clásicas del condensador y el del rehervidor.</p> <p>En la pestaña "Main Column" se especifican el número de etapas, la presión del tope de la columna y de la caída de presión, el flujo de vapor (el agua ya debe existir en la lista de componentes de la simulación). También se debe especificar en qué número de etapa es alimentada cada corriente. Esta unidad numera las corrientes de entrada del tope</p>	<p>Calcula el flujo por de cada componente en las corrientes de salida del posible decantación de agua, las temperaturas y presiones. Genera perfiles de temperatura y de las propiedades físicas de las etapas. Calcula los calores del condensador, de intercambiadores, de pumparounds, del rehervidor.</p>

* Si se desea cambiar las unidades sin modificar el perfil principal de la simulación, el usuario puede llamar el convertidor de unidades en línea presionando la tecla "F6", introduciendo el valor en el campo correspondiente, se presiona la tecla "Enter" y luego se hace clic en "OK".

		<p>(#1) hacia la inferior (# n).</p> <p>En las pestañas "Condenser" y "Reboiler", se debe indicar si existe un condensador y/o rehervidor y de qué tipo es. Se debe hacer al menos una especificación de todas las posibilidades.</p> <p>Las pestañas "Side Strippers", "Pumparounds", "Side Exchangers", "Side Products", estarán activadas en el caso de que se haya indicado su presencia en la pestaña y aparecerán tantas pantallas de especificaciones como equipos existan. Para cada equipo, se debe indicar el número de las etapas involucradas y hacer una especificación dentro la oferta (en caso de existir corrientes de retiro directas o a través de despojadores se debe incluir previamente la corriente en el diagrama de simulación.</p> <p>Opcionalmente y con el uso de la pestaña "Stage specifications" el usuario puede dejar libre alguna (s) especificación(es) en los equipos y satisfacer los grados de libertad haciendo alguna especificación en las etapas (una herramienta muy útil para modelos de destilaciones al vacío).</p> <p>En la pestaña "Convergence Parameters" se pueden modificar los puntos iniciales de las iteraciones y así como otras variables importantes de la convergencia como por ejemplo, el número de iteraciones máximos (por defecto la unidad TPLS hace hasta 40 iteraciones).</p> <p>Utilizando la pestaña "Estimations" se le puede dar al modelo buenas estimaciones como punto de partida para las iteraciones como por ejemplo: temperaturas de algunas etapas, etc.</p>	
--	--	---	--

ANEXO 1.3.
EVALUACIÓN ECONÓMICA

El presente trabajo de investigación se desarrollo teniendo como patrón el clasificador por objeto de gasto 2009, elaborado por el Ministerio de Hacienda. Las partidas correspondientes se señalan como muestra en el cuadro siguiente, y comprende las especificaciones del gasto realizado durante la elaboración del proyecto de tesis. A continuación se describe los gastos específicos, (se usa el clasificador por objeto de gasto del 2009. Ministerio de Hacienda).

PRESUPUESTO (De acuerdo al clasificador por Objeto de Gasto 2009)

PARTIDAS	ESPECIFICA DEL GASTO	Cantidad	P.Unitario	Total S/.
22200	VIÁTICOS Y ASIGNACIONES			480,00
22110	Gastos de movilidad al interior del país (meses)	6	80,00	480,00
30000	MATERIALES Y SUMINISTROS			761,80
32100	Papel Bond A4 80 Gr. (Millar)	3	25,00	75,00
32200	Papel Bulki (Millar)	2	15,00	30,00
39500	Tintas de Impresión (unidades)	4	121,00	484,00
39500	Folder de Manila (unidades)	16	1,20	19,20
39500	Lapiceros (unidades)	12	0,50	6,00
39500	Lápices A3 (unidades)	6	1,80	10,80
39500	Corrector (unidades)	2	2,50	5,00
39500	Fotocopias (unidades)	1080	0,10	108,00
39500	Pilas (pares)	3	5,00	15,00
39500	CD (unidades)	4	2,20	8,80
86000	PATENTES			8250,00
86100	Programa Chemcad 5.1.3.	1	8250,00	8250,00
25000	SERVICIOS DE CONSULTORÍA PROFESIONAL			3800,00
25800	Asesoría Técnica-Científica	1	3800,00	3800,00
21000	OTROS SERVICIOS DE TERCEROS			988,00
21200	Procesamiento automático de datos	2	120,00	240,00
21600	Rollo de Cámara Fotográfica (unidades)	2	12,00	24,00
21600	Servicio de Internet y otros (consumo/mes)	18	3,00	54,00
23400	Otros Alquiler (Data Show)	1	100,00	100,00
25600	Anillados (unidades)	6	15,00	90,00
25600	Impresiones de ejemplares (unidades)	8	60,00	480,00
TOTAL S/.				14279,80

RESUMEN

PARTIDAS	ESPECÍFICAS DEL GASTO	SOLES S/.
22200	Viáticos y Asignaciones	480,00
30000	Materiales y suministros	761,80
86000	Patentes	8250,00
25000	Servicio de Consultoría Profesional	3800,00
21000	Otros Servicios de Terceros	988,00
	TOTAL	14.279,80

El presente trabajo de investigación representa un costo total de S/ 14.279,80 Nuevos Soles. Cabe mencionar que el costo del software SYMSI REY-08 elaborado tiene un valor de de US\$ 8.000,00 Dólares Americanos.