



Facultad de
Ingeniería Química

“SIMULACIÓN DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE BIOETANOL CARBURANTE A PARTIR DEL ETANOL AZEOTROPICO OBTENIDO EN LA PLANTA PILOTO DE ALCOHOL DE LA FIQ-UNAP, UTILIZANDO SOFTWARE CHEMCAD, EN LA FIQ-UNAP”

TESIS

PARA OPTAR EL TÍTULO DE

INGENIERO QUIMÍCO

PRESENTADO POR LAS BACHILLERES

GLORIA CRUZ ARAUJO

CINDY MERCEDES MORA LÓPEZ

ASESOR:

ING. VICTOR GARCÍA PÉREZ

IQUITOS-PERÚ

2014

Ing. Gustavo Adolfo Malca Salas, MSc.
C.I.P.: 33284
PRESIDENTE

Ing. Juan Arturo Díaz Rengifo, Dr.
C.I.P.:71284
MIEMBRO

Ing. Oscar Alberto Vásquez Gil
C.I.P.: 77926
MIEMBRO

Ing. Víctor García Pérez
C.I.P.: 33277
ASESOR

DEDICATORIA

Con todo mi respeto, dedicación y cariño para mis padres que con gran amor, esfuerzo y sacrificio hicieron que cumpla tan anhelado sueño, por los valores éticos y morales inculcados desde mi niñez y por la confianza. A mis hermanos que siempre estuvieron ahí dándome la fuerza moral que necesitaba para seguir adelante y no dejarme vencer en el camino.

A todos los docentes quienes con sus lecciones y experiencias me formaron como persona de bien y preparada para los retos que nos pone la vida, a mi asesor por su grandioso apoyo al guiarme en la elaboración de tesis y cada etapa de mi vida universitaria y por ende a los jurados de nuestra tesis, por cada consejo sabio que nos supieron dar.

A mi tía Lulita y mi tío Carlitos (que hoy me acompaña desde el cielo) que fueron durante mi caminar universitario un gran apoyo moral, sentimental y económico; por la fuerza que me dieron día a día para seguir luchando y quedarme en medio caminar.

GLORIA CRUZ ARAUJO

Dedico esta tesis a mis padres, porque creyeron en mí y porque me sacaron adelante, dándome ejemplos dignos de superación y entrega, porque en gran parte gracias a ustedes, hoy puedo ver alcanzada mi meta, ya que siempre estuvieron impulsándome en los momentos más difíciles de mi carrera, y porque el orgullo que sienten por mí, fue lo que me hizo ir hasta el final.

Dedico esta tesis a todos que los docentes, que con toda dedicación me brindaron de sus conocimientos, a mi asesor por haberme guiado en la elaboración de mi tesis y así poder cumplir una mis metas.

CINDY M. MORA LÓPEZ.

AGRADECIMIENTO

Esta tesis, si bien ha requerido de esfuerzo y mucha dedicación por parte de los autores y su asesor de tesis, no hubiese sido posible su finalización sin la cooperación desinteresada de todas y cada una de las personas que a continuación citaré y muchas de las cuales han sido un soporte muy fuerte en momentos difíciles.

Primero y antes que nada, dar gracias a Dios, por estar con nosotros en cada paso que damos, por fortalecer nuestros corazones e iluminar nuestras mentes y por haber puesto en nuestro camino a aquellas personas que han sido nuestro soporte y compañía durante todo el periodo de estudio.

Agradecer hoy y siempre a nuestras familias porque sé que procuran nuestro bienestar, y nos dan la fortaleza necesaria para seguir adelante.

ÍNDICE

	Pág.
Dedicatoria	iii
Agradecimientos	v
Índice	vi
Resumen	x
I. INTRODUCCIÓN	1
II. ANTECEDENTES	3
III. JUSTIFICACIÓN	7
IV. OBJETIVOS	10
4.1. OBJETIVO GENERAL	10
4.2. OBJETIVOS ESPEPCÍFICOS	10

CAPÍTULO I

FUNDAMENTO TEÓRICO

1.1.	Producción de bioetanol en el mundo	11
1.2.	Producción de bioetanol en el Perú	14
1.2.1.	Fundamentos en el proceso de producción de bioetanol	16
1.2.2.	Bioetanol a partir de la caña de azúcar	17
1.2.2.1.	Ventajas	18
1.2.2.2.	Especificaciones del bioetanol obtenido	21
1.2.3.	Bioetanol a partir de almidones	22
1.2.4.	Bioetanol a partir de sustancias lignocelulósicas	25

CAPÍTULO II

SIMULACIÓN DE PROCESOS

2.1.	Simulación de procesos	27
2.2.	Aplicación de la simulación de procesos	27
2.3.	Simuladores comerciales de procesos	30
2.4.	Limitaciones	31
2.5.	Definición del problema	32
2.6.	Importancia de la termodinámica en la simulación de procesos	32
2.7.	Modelamiento matemático del proceso	34
2.8.	Organización de las ecuaciones	34
2.9.	Computación	35
2.10.	Métodos numéricos	35
2.11.	Programación	36
2.12.	Interpretación de los resultados	36

CAPÍTULO III

MODELADO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

3.1.	Modelamiento matemático	38
3.2.	Modelamiento matemático generalizado de una columna	39
3.2.1.	Balance de materia y energía	40
3.4.	Modelos de columnas y etapas	41
3.5.	Métodos cortos de diseño y optimización de columnas	43
3.6.	Métodos de diseño para sistemas binarios	44
3.7.	Distribución de componentes	44
3.8.	Número de etapas de equilibrio	45
3.8.1.	Método de McCabe-Thiele	45
3.8.2..	La ecuación de Smoker	45
3.9..	Destilación de multicomponentes	48

3.10.	Método de Hengstebeck	48
3.10.1.	Método de convergencia	50
3.10.2.	Número mínimo de etapas	51
3.10.3.	Reflujo mínimo	53
3.10.4.	Correlaciones entre etapas y reflujo	54
3.10.5	Ubicación de la etapa de alimentación	56

CAPÍTULO IV

DESTILACIÓN AZEOTRÓPICA HETEROGÉNEA

4.1.	Descripción	58
4.2.	Explicación de la destilación azeotrópica heterogénea	58

CAPÍTULO V

SIMULACIÓN EN ESTADO ESTABLE

5.1	Condiciones de la Materia Prima	62
5.2.	Proceso de deshidratación	62
5.3	Proceso de deshidratación de etanol por destilación azeotrópica heterogénea	62
5.4.	Software de simulación Chemcad	64
5.5.	Construcción de la secuencia	65
5.6	Diagrama de flujo: Selección de equipos e interconexión	65
5.7	Construcción del diagrama de flujo simulado	66
5.8.	Parámetros de los equipos	68
5.9.	Solvente empleado	69
5.10.	Descripción de la simulación	69

CAPÍTULO VI

RESULTADOS OBTENIDOS

6.1.	Análisis del rendimiento de producción	71
------	--	----

6.1.1.	Balance de materia en la columna 01	71
6.1.2.	Balance de materia en la columna 02	73
6.1.3.	Balance de materia en el separador de fases	75
6.1.4.	Balance de materia en la columna 04	76
6.2.	Análisis de viabilidad de producción	77
6.2.1.	Balance de energía en la columna 01	77
6.3.	Análisis de costos	78

CONCLUSIONES

RECOMENDACIONES

GLOSARIO

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ANEXO

RESUMEN

SIMULACIÓN DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE BIOETANOL CARBURANTE A PARTIR DEL ETANOL AZEOTRÓPICO OBTENIDO EN LA PLANTA PILOTO DE ALCOHOL DE LA FIQ-UNAP, UTILIZANDO SOFTWARE CHEMCAD, EN LA FIQ-UNAP

Autores:

**Gloria Cruz Araujo
Cindy Mercedes Mora López**

Asesor: Ing. Víctor García Pérez

El objetivo del proyecto trabajo, es simular el proceso de obtención de bioetanol carburante a partir del etanol azeotrópico obtenido en la planta piloto de alcohol de la FIQ-UNAP, utilizando software Chemcad.

En el primer capítulo, se efectúa una exposición del fundamento teórico, comenzando por la producción de bioetanol en el mundo, los principales países productores de este biocombustible, así como también la producción en el Perú; además se presenta los fundamentos en el proceso de producción de bioetanol, a partir de diferentes materia primas (sustancias azucaradas, amiláceas, lignocelulósicas); las ventajas ambientales de su uso.

En el Capítulo II, explicamos la simulación de procesos, el entendimiento claro de los fundamentos ingenieriles, habilidades del modelado; así como la aplicación y la importancia de la simulación de procesos, la forma como esta herramienta contribuye a optimizar los procesos, la reducción de los costos operativos en una planta química; básicamente la importancia que tiene la termodinámica, métodos numéricos, elección del modelo termodinámico en la simulación de procesos químicos.

En el Capítulo III, efectuamos el modelado de la columna de destilación, considerando inicialmente una columna de destilación binaria, posteriormente una columna de destilación multicomponente, en ambos casos comenzando por el balance de materia y energía, tanto en la sección de rectificación como en la sección de agotamiento y; empleando métodos cortos y optimización de columnas.

En el Capítulo IV, explicamos la destilación azeotrópica heterogénea, la forma como actúa el agente empleado, formando un azeótropo ternario heterogéneo, con punto de ebullición mínimo y, formación de dos fases, una fase orgánica que retorna a la columna y la fase acuosa, que es enviada a la tercera columna, donde se va a formar nuevamente el azeótropo binario (agua-etanol), que es recirculado a la columna azeotrópica; es en esta columna donde se obtiene por la base el producto principal que es el etanol.

En el capítulo V, efectuamos la simulación en estado estable, teniendo como materia prima, el producto obtenido en la planta piloto (etanol azeotrópico), y como agente arrastrador el n-pentano; describimos el proceso de deshidratación, empleamos el software de simulación Chemcad, construimos el diagrama de flujo simulado, ingresamos los parámetros de operación en las corrientes de alimentación y en cada equipo del diagrama de flujo simulado, describimos el proceso de simulación y, ejecutamos la simulación.

En el capítulo VI, encontramos los resultados obtenidos de acuerdo a los objetivos planteados: en análisis de rendimiento tenemos como resultado el 99.97% de etanol recuperado de acuerdo a la alimentación, con un flujo molar por hora de 241.85 lb; también tenemos el análisis de viabilidad como análisis de costos.

También se presentan las conclusiones y recomendaciones del estudio, al igual que la bibliografía empleada.

I. INTRODUCCIÓN

El bioetanol, es un combustible, que está destinado a crecer con muchas consideraciones y extrema cautela. En el balance ofrece promesas y posibilidades en un mundo cada vez más exigente energética y ambientalmente, es utilizado en motores de combustión interna, como sustituto parcial de la gasolina.

El motor a gasolina funciona por el principio del autoencendido o autoignición, en el que la mezcla aire-combustible arde por la gran temperatura alcanzada en la cámara de compresión, por lo que no es necesaria la chispa como en los motores de explosión.

En cuanto el combustible gasolina contacta con el aire que se encuentra a gran temperatura, comienza a elevarse su temperatura, formándose vapor alrededor de cada una de las gotas. El aire circundante se enfría y toma calor de la masa de aire comprimido, transmitiéndolo nuevamente a la gota de combustible que vuelve a calentarse hasta alcanzar su temperatura de inflamación. Cuando esto ocurre, comienza la combustión y el calor producido se pasa a toda la masa de aire y combustible restante, produciéndose su inflamación.

El tiempo que transcurre entre la entrada de las primeras gotas y el inicio de la combustión se llama retardo a la inflamación, el cual representa el tiempo de giro del cigüeñal que transcurre entre el comienzo de la inyección y la inflamación del combustible.

Durante este periodo se está inyectando combustible de forma continua.

Este fenómeno produce un picado particular, parecido a la detonación en los motores de gasolina, que aumenta a medida que lo hace el retardo a la inflamación.

Para reducir este fenómeno es necesario que la combustión se inicie con el menor intervalo de tiempo respecto a la inyección, por lo que se usa un combustible con un alto grado de octanaje así como una buena pulverización del mismo, con relaciones de compresión elevadas y cámaras de alta turbulencia.

Debido a lo anterior, existe una mayor demanda de combustible fósil (petróleo) para satisfacer la demanda que el mercado necesita, sumado a esto las posibilidades de una crisis energética en el mundo, han impulsado desde hace algunos años, la investigación científica para sustituir los productos derivados del petróleo por otros de la misma características que provengan de fuentes renovables, encontrándose en el año 1965 un combustible con similares propiedades a la gasolina, pero obtenido a partir de una fuente distinta, al cual se le denominó bioetanol.

El bioetanol es hoy en día una de las energías de transición de mayor importancia a nivel mundial. Es un biocombustible sintético líquido que se obtiene a partir de sustancias azucaradas, amiláceas y lignocelulósicas mediante procesos industriales de fermentación, sacarificación-fermentación, hidrólisis y se aplica en la preparación de sustitutos totales o parciales de la gasolina.

El bioetanol presenta ciertas características específicas en lo que respecta al funcionamiento de un motor de combustión interna:

1. No requiere hacer modificaciones en el motor para que funcione con bioetanol.
2. Presenta un número de octano más alto que la gasolina.
3. Un litro de bioetanol puede llegar a reemplazar entre 0.8 y 0.85 litros de gasolina de petróleo con relación a su poder calorífico que aporta al sistema del motor, esto es debido a que su poder calorífico es entre 5 y 10% menor.
4. Utilizar bioetanol, reduce en un 12% la cantidad de dióxido de carbono que emite un motor a la atmósfera, en comparación al funcionamiento del mismo utilizando gasolina como combustible. **CERPA, M. (2012)**

Este reto, nos obliga a trabajar de modo más intenso, buscando espacios, insumos y procedimientos que hagan esta alternativa, más viable social y económicamente.

El presente trabajo, pretende introducir al lector interesado en una visión general sobre la posibilidad de obtener este biocombustible a nivel virtual, que posteriormente puede ser llevado a escala piloto, industrial, a partir de la caña de azúcar, con sus ventajas y oportunidades, pero también, con los obstáculos y amenazas aún existentes. **CERPA, M. (2012)**

Los datos para la simulación, se obtendrán del trabajo de tesis “Estudio de PreFactibilidad para la Instalación de una planta industrial de bioetanol a partir de la caña de azúcar en la región Loreto. Facultad de Ingeniería Química, Universidad Nacional de la Amazonia Peruana. **TELLO W., Pablo Y OTROS (2013)**

II. ANTECEDENTES

En la actualidad, se están buscando nuevos productos bioenergéticos, que no compitan con los alimentos, llamándolos biocombustibles de segunda generación, todo esto con la finalidad de reducir la emisión de gases de efecto invernadero y, al mismo tiempo minimizar los subproductos, optimizando la energía.

Ante este orden de cosas, la Ingeniería Química, busca alternativas a la solución de estos nuevos retos de la industria; teniendo como una de las mejores herramientas que se posee a la simulación de procesos, que es una técnica que nos permite evaluar en forma rápida un proceso con base en una representación del mismo mediante modelos matemáticos, además nos permite diseñar, caracterizar, optimizar y monitorear el funcionamiento de una planta química.

La ventaja que presenta la simulación de procesos es debido a que a partir de datos reales (los que se utilizaran para obtener un modelo matemático si no existe

y/o validar los resultados obtenidos al resolver el modelo o la simulación en sí) se pueden obtener información que permitirán el análisis, la síntesis y la optimización, además no se requiere una gran cantidad de experimentos (lo que incrementa el costo y desestabiliza la operación de cualquier planta de proceso) ya que si el modelo utilizado es el adecuado, la reproducibilidad de resultados es excelente.

La simulación desde el punto de vista de la ingeniería química es la solución de las ecuaciones de balance de materia y energía para procesos químicos en estado estacionario o dinámico. Así como del dimensionamiento y la obtención de costos de los equipos involucrados en un proceso. Por último el efectuar la evaluación preliminar del proceso. **LLERENA, Tony (2009)**

Sin lugar a dudas, la aparición del computador y el desarrollo de la informática han influido de manera importante sobre la sociedad de fin de siglo en diversas áreas. En el campo de la educación, el computador se ha convertido en una herramienta indispensable por diferentes razones: permite el manejo fácil y eficiente de la información, brinda la capacidad de desarrollar trabajos de diversa índole hábilmente, permite mayor interacción entre el usuario y la información, etc. En la simulación de procesos, el computador tiene la mayor relevancia, pues es el medio para poder implementar los modelos matemáticos y hallar soluciones satisfactoriamente. Lo anterior hace que sea el instrumento esencial en el desarrollo de este trabajo, que en esencia es un *software*, que además de ser un simulador para el cálculo de torres de destilación por etapas, es un tutor de la operación.

Es sabido que en la simulación convergen diversas corrientes del saber, como es el análisis de los métodos numéricos para la solución de ecuaciones tanto algebraicas como diferenciales, el modelado de procesos, operaciones unitarias y fenómenos de transporte, estimación de propiedades fisicoquímicas. **DÍAZ DE LOS RÍOS, Manuel, (1998)**

Los simuladores se pueden clasificar en; a) Simuladores en estado estacionario (las propiedades de reactivos, productos o mezclas no varían con el tiempo) o Simuladores en estado dinámico (las propiedades varían con el tiempo); b) Simuladores de uso específico (los elaborados para una operación unitaria específica y un determinado rango de operación, ejemplo Madsed, Reformación, FCC, etc.) o Simuladores de uso general (contienen en su estructura varias operaciones unitarias las cuales pueden ser interrelacionados entre sí para simular un proceso, ejemplo Aspen, Hysys, Chemcad, PRO II, etc.).

En los 80's surgieron las compañías elaboradoras de software, que desarrollaban paquetes de simulación para su comercialización, pero con la desventaja de que la entrada y la salida de la información eran rígidas y se presentaban en forma de listado de difícil interpretación. A finales de los 80's se inició el desarrollo de paquetes de simulación interactivos (Chemad, Microchess, Hysys, Aspen, etc.) y su comercialización marcó el comienzo de un uso más intensivo y generalizado en la industria y en las universidades. A partir de 1991 se inicia la comercialización de paquetes de simulación dinámica y de integración de energía.

EL BIOETANOL EN LA REGIÓN LORETO

En la región Loreto, no existe producción de bioetanol, a pesar que el mercado de este producto, estaría asegurado, como es la Refinería Iquitos

Los primeros estudios de simulación se realizaron a mediados del siglo XX, empleando computadoras análogas; los procesos simulados en aquella época, iban desde la destilación por lotes y reactores químicos, hasta corrientes de alimentación en intercambiadores de calor. La programación y configuración de las computadoras análogas eran labores que demandaban numerosas horas de trabajo y adicionalmente, estos equipos demandaban un constante mantenimiento. Las limitaciones computacionales que presentaban estas computadoras, redujo la cantidad de ecuaciones diferenciales que podían resolverse, por ejemplo, para la simulación de columnas de destilación, que pueden poseer más de cien ecuaciones diferenciales ordinarias, se requerían centros de cómputo de gran tamaño, porque en estos equipos, para lograr

duplicar la capacidad de procesamiento es necesario duplicar su tamaño, y por tanto, el costo de la simulación era descomunal; a pesar de esto, la gran mayoría de las empresas petroquímicas de la época, invirtieron grandes sumas de dinero en equipos y personal especializado, para realizar simulaciones de procesos, puesto que las ganancias debido a las mejoras en diseño y control justificaban los altos costos de la inversión. **DÍAZ DE LOS RÍOS, Manuel, (1998)**

En nuestro país, la simulación de procesos, era vista como una herramienta que debía ser enseñada y puesta en práctica, solo en los últimos años de universidad. En la actualidad, se plantea la idea de que los simuladores deben convertirse en una ayuda pedagógica desde los primeros años de la educación profesional en ingeniería química, permitiendo que los estudiantes aprendan la teoría no únicamente de forma inductiva, sino también, de forma deductiva, al experimentar con el simulador. Por esta razón, mientras en los cursos de diseño de procesos se aprovechan verdaderamente las ventajas computacionales con que se cuenta hoy en día, utilizando simuladores de procesos, en la mayoría de los cursos aún se usan métodos empleados, hace más de 60 años basados en algoritmos y normas heurísticas.

En nuestra región existen trabajos a nivel de tesis en simulación y, estudios a nivel de prefactibilidad en la Facultad de Ingeniería Química como son:

Optimización de parámetros de operación de equipos, sistemas de generación y transporte de energía en la Refinería Iquitos. **CORNEJO, Miguel, (2006)**

Tesis: Modelado y Simulación de la Planta Piloto de Alcohol de la Facultad de Ingeniería Química, Universidad Nacional de la Amazonía Peruana; el objetivo de este trabajo, fue simular en las condiciones actuales la planta de alcohol, el software utilizado fue el Chemcad, versión 5.3. **LLERENA GONZALES, Tony (2009)**

Tesis: “Modelado y Simulación de reactor químico con convección forzada”, en la Facultad de Ingeniería Química, Universidad Nacional de la Amazonía Peruana, para este trabajo se utilizó el software Chemcad versión 5.3, el objetivo fue simular un reactor químico en condiciones dinámicas. **NOLORBE MORENO, José (2011)**

Tesis: Estudio de Prefactibilidad para la Instalación de una planta industrial de bioetanol a partir de la caña de azúcar en la Región Loreto. Facultad de Ingeniería Química, Universidad Nacional de la Amazonía Peruana. **TELLO W., Pablo Y OTROS (2013)**

Es decir en nuestra región, no se tiene antecedente de trabajos sobre Simulación del proceso de obtención de bioetanol a partir de la caña de azúcar, ni de otra materia prima, solamente existe trabajo de tesis a nivel de Estudio de Prefactibilidad.

III. JUSTIFICACIÓN

El desarrollo del presente trabajo se justifica por lo siguiente:

1. Actualmente la importancia en el uso de los biocombustibles a nivel mundial, se incrementa, debido a que el bioetanol es un compuesto oxigenado, por lo que al ser combustionado en los motores de combustión interna, disminuye la emisión de gases de efecto invernadero, que están deteriorando el medio ambiente; por lo que el uso del bioetanol contribuye al mejoramiento de la calidad del aire y disminuye la emisión de dióxido de carbono, uno de los principales gases de efecto invernadero.
2. La utilización de Software de simulación, como el simulador CHEMCAD, permite realizar estimados de producción, si se lleva el proceso a nivel industrial.

3. La ventaja que presenta la simulación en un proceso productivo, es debido que a partir de datos reales (los que se utilizarán para obtener un modelo matemático si no existe y/o validar los resultados obtenidos al resolver el modelo o la simulación en sí) se pueden obtener información que permitirán el análisis, la síntesis y la optimización, además no se requiere una gran cantidad de experimentos (lo que incrementa el costo y desestabiliza la operación de cualquier planta de proceso) ya que si el modelo utilizado es el adecuado, la reproducibilidad de resultados es excelente. El reto del desarrollo tecnológico para el desarrollo de nuevos procesos y mejora de los existentes fue la principal motivación para el desarrollo de la simulación de procesos.

4. El presente trabajo, permitirá promover en docentes y estudiantes, el uso de herramientas virtuales con tecnología moderna, para la elaboración y aplicación de Software en las diferentes ramas de la ingeniería de procesos químicos.

5. La importancia de la simulación de procesos, radica en lo siguiente:
 - ✓ Es una de las más grandes herramientas de la ingeniería química, la cual se utiliza para representar un proceso mediante otro que lo hace mucho más simple y entendible.

 - ✓ La Simulación es una de las herramientas más importantes y más interdisciplinarias. El usuario define la estructura del sistema que quiere simular. Una corrida del programa de simulación correspondiente le dice cuál será el comportamiento dinámico de su empresa o de la máquina que está diseñando. Así podemos ver los pronósticos para la demanda y utilidad de nuestro producto, o ver cuando un mecanismo pueda fallar en las condiciones adversas del ambiente donde funcionará.

- ✓ Cabe mencionar la creciente importancia de la Simulación en la Investigación de operaciones y en sus aplicaciones industriales. En los países altamente desarrollados la simulación es una herramienta principal en los procesos de toma de decisiones, en el manejo de empresas y la planeación de la producción. Los modelos a simular se convierten en la plataforma mínima a desarrollar sustentablemente, al disminuir el riesgo, adelantarse a la competencia, pero sobre todo se justifica al maximizar los recursos con un cliente satisfecho en los niveles de calidad y servicio. Un Modelo puede simular el comportamiento financiero, mide el impacto de las decisiones operativas que se reflejan en la tasa de retorno de la inversión, Predice el efecto de una decisión en el largo plazo, el azar tiene cabida en función de efectos externos de un evento fuera de control de la empresa.

La Simulación hoy en día es cada vez más amigable para el usuario, que no tiene que ser un especialista en computación para poder hacer uso de ella y poder tener un pronóstico sobre un tema determinado.

Algunas utilidades concretas que proporciona la simulación de procesos.

1. Mejora la competitividad detectando ineficiencias motivada por la descoordinación entre secciones de una misma planta.
2. Anticipa lo que pasaría si cambiáramos variables como unidades a fabricar, operarios, maquinas, etc.
3. Informa de los costos reales por artículo, valorando el impacto real de cada lote dentro del total a fabricar.
4. Mejorará la competitividad de los egresados de la Facultad de Ingeniería Química.

El diagrama de flujo simulado, empleando la tecnología de la destilación azeotrópica, teniendo como materia prima el producto obtenido en la planta piloto de alcohol (bioetanol de 96.4 % en volumen), es aplicable para lograr la deshidratación y obtener un producto carburante, si se invertiría en la compra de equipos de esta tecnología, tomando como base el presente trabajo.

Por todo lo expuesto, creemos que se justifica el desarrollo del presente trabajo.

IV. OBJETIVOS

5.1 OBJETIVO GENERAL

Simular el proceso de obtención de bioetanol carburante a partir del etanol azeotrópico obtenido en la planta piloto de alcohol de la Facultad De Ingeniería Química De La Universidad Nacional De La Amazonia Peruana, utilizando software chemcad., en la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Nacional de la Amazonía Peruana.

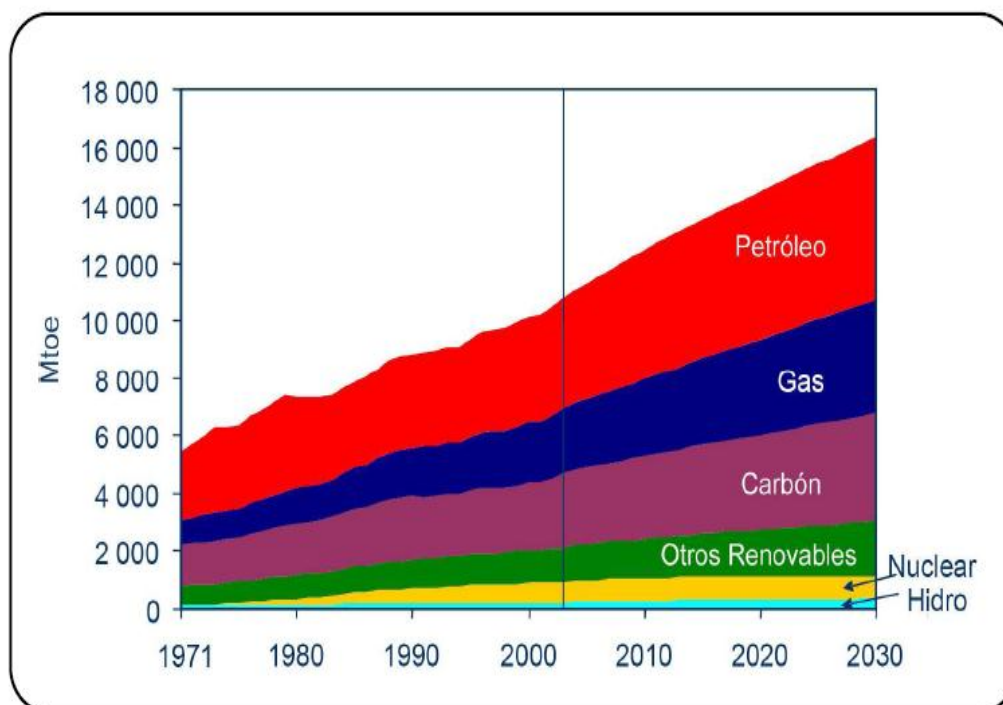
5.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

1. Determinar por medio de la simulación, el rendimiento en la producción de bioetanol, a partir del etanol azeotrópico obtenido en la planta piloto de alcohol, empleando el simulador Chemcad Versión.
2. Realizar un análisis de producción de la viabilidad de llevar a cabo la producción de este biocombustible.
3. Estimar el costo de los equipos a emplear en forma virtual, en la deshidratación del bioetanol carburante obtenido.

CAPÍTULO I FUNDAMENTO TEÓRICO

1.1. Producción de bioetanol en el mundo

Las necesidades energéticas del mundo presentan un aumento sostenido en las últimas décadas. La mayoría de los analistas coinciden en que el desarrollo de los países está ligado a un aumento en su demanda de energía. En la figura 1.1 se muestra la demanda mundial de los distintos tipos de energía primaria.



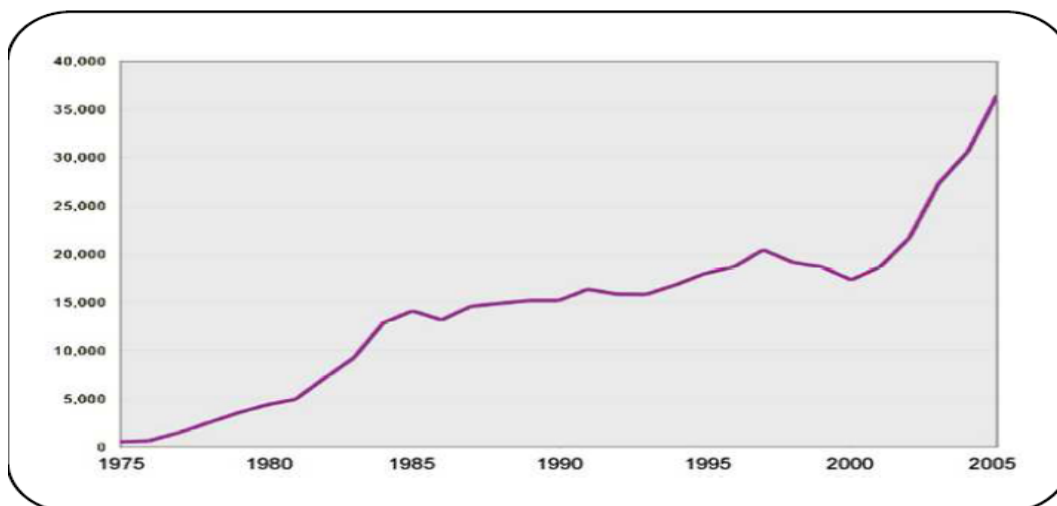
Fuente: International Energy Agency, (2012)

Figura 1.1. Demanda mundial de energía primaria

Se observa en la gráfica anterior que el petróleo es la fuente energética más utilizada en los últimos 30 años. Así mismo, las fuentes de energía renovables ocupan un papel cada vez más importante. Se distinguen en la gráfica como fuentes renovables la energía nuclear, la Hídrica y otras, en esta última clasificación se encuentran los biocombustibles, además de las formas de energía eólica y solar.

La obtención de etanol por fermentación de azúcares es el método clásico para producir bebidas alcohólicas, sin embargo, se hace cada vez más frecuente la generación del alcohol por este método para su uso como biocombustible. La producción en el mundo del bioetanol ha evolucionado positivamente en los últimos años, su producción creció un 19% en 2005, alcanzando 36,5 mil millones de litros. En la figura 1.2. se observa la curva que representa la generación de etanol en los últimos años.

Los principales productores de este biocombustible en el mundo son Brasil y Estados Unidos, con un 35,8% y 33,1% del mercado total. Brasil es conocido por utilizar como materia prima la caña de azúcar, mientras que Estados Unidos enfoca sus procesos a la utilización de maíz



Fuente: Worldwatch Institute, (2012)

Figura 1.2. Producción mundial de etanol (millones de litros)

En la figura 1.3. se observa cómo se divide la producción de etanol entre los diferentes países del mundo.

El origen del etanol como combustible parte de muy lejos, de los orígenes de los actuales coches y su implantación inicial parte desde los Estados Unidos. Cuando HENRY FORD hizo su primer diseño de su automóvil modelo T en 1908,

esperaba que el combustible de mayor uso fuera el etanol, fabricado a partir de fuentes renovables. De 1920 a 1924, la Standard Oil Company comercializó un 25% de etanol en la gasolina vendida en el área de Baltimore pero los altos precios del maíz, combinados con dificultades en el almacenamiento y transporte, hicieron concluir el proyecto. A finales de la década de 1920 y durante los 30 se hicieron subsecuentes esfuerzos para reavivar un programa de combustible con etanol, basado en legislación federal y estatal, particularmente en el Cinturón Maicero de los Estados Unidos, pero sin éxito. **CERPA, M. (2012)**

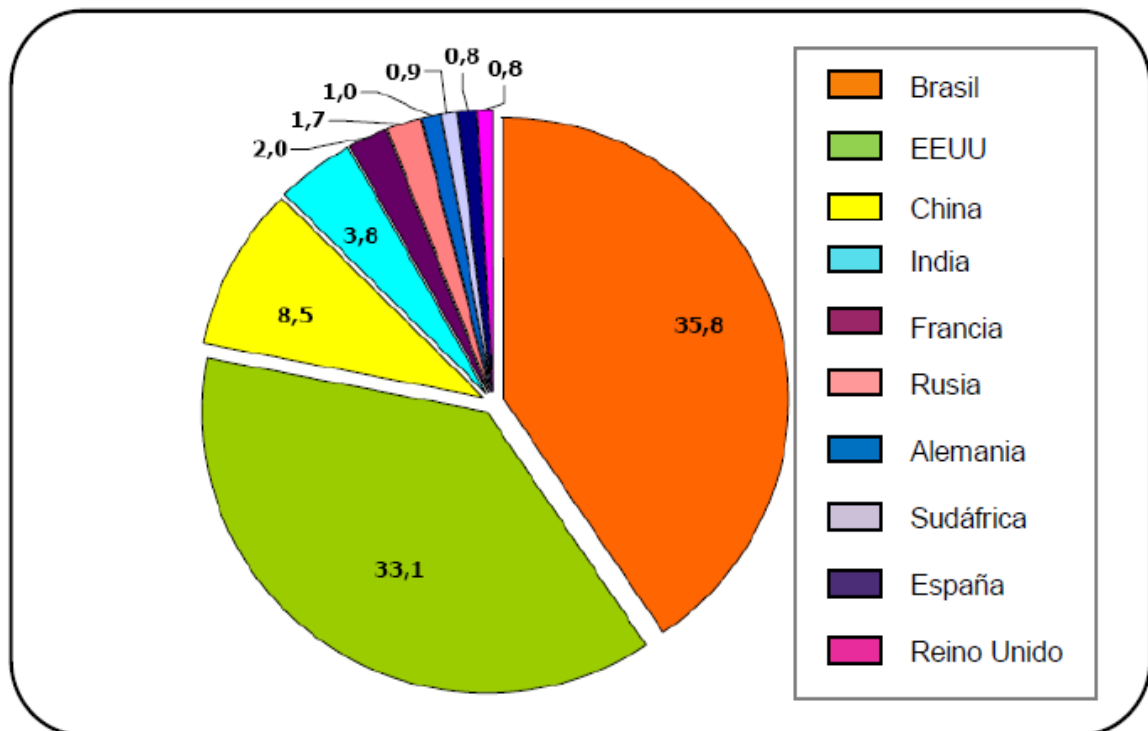


Figura 1.3. Principales países productores de Etanol en el mundo (%)

Fuente: Worldwatch Institute

Entonces, Henry Ford y varios expertos unieron fuerzas para promover el uso del etanol; se construyó una planta de fermentación en Atchison, Kansas, para fabricar 38.000 litros diarios de etanol, específicamente para combustible de motores. Durante los 30, más de 2.000 estaciones de servicio en el Medio Oeste vendieron este etanol hecho de maíz y que llamaron "gasohol". Los bajos precios del petróleo llevaron al cierre de la planta de producción de etanol en los 40,

llevándose consigo el negocio de los granjeros americanos; el gasohol fue reemplazado por el petróleo.

1.2. Producción de bioetanol en el Perú

La empresa Maple de Perú en el mes de Setiembre 2010, anunció que recibió US\$61 millones de un total de US\$121 millones otorgado por la Corporación Andina de Fomento (CAF) para financiar un nuevo proyecto de biocombustibles.

MAPLE S.R.L., (2010)

Maple Etanol desarrollará la construcción y operación de un complejo agroindustrial con capacidad para producir 35 millones de galones de bioetanol al año derivado de la caña de azúcar, destinado principalmente al mercado europeo. La iniciativa total abarca una inversión de US\$254,5M, de los cuales la propia empresa aportará US\$105,5 M. **MAPLE S.R.L., (2010)**

El alcance del proyecto comprende el desarrollo de aproximadamente 10,700 hectáreas propias para la producción de caña de azúcar y las facilidades industriales necesarias para la fabricación de etanol. Se desarrollará también una planta co-generadora de 37,5 MW que utilizará el bagazo, subproducto del proceso de molienda de caña, como fuente de energía. **MAPLE S.R.L., (2010)**

Adicionalmente a los US\$65 millones, el proyecto cuenta con el financiamiento del Banco Interamericano de Desarrollo (BID) y el Banco de Desarrollo Empresarial Holandés (FMO), así como del banco comercial Interbank, cada uno aportando US\$25 millones **MAPLE S.R.L., (2010)**

Se estima que la ejecución del proyecto generará aproximadamente 1,000 empleos durante la fase de construcción y 500 empleos permanentes en la fase operacional, además de incrementar la demanda local por servicios de transporte, seguridad, alimentos y otros.

Maple Energy anunció la venta de etanol para combustible en el mercado peruano como parte de un proyecto de US\$275 millones para la construcción de una

planta de combustible de etanol basado en azúcar en Piura. **AGENCIA PERUANA DE NOTICIAS, (2012).**

En lo que se refiere a antecedentes legales, podemos decir lo siguiente:

En el Perú, la ley N° 28054, de Promoción del Mercado de Biocombustibles, otorga Marco Legal, para la producción y comercialización de biocombustibles. A partir de esta ley se aprobó el Reglamento para la comercialización, donde se establece en el **REGLAMENTO DE LA LEY N° 28054 - LEY DE PROMOCIÓN DEL MERCADO DE BIOCOMBUSTIBLES, Título II, DE LA PROMOCIÓN DE LOS BIOCOMBUSTIBLES, CAPÍTULO I, PORCENTAJE Y CRONOGRAMA DE APLICACIÓN Y USO DEL ALCOHOL CARBURANTE Y BIODIESEL, CAPÍTULO I, PORCENTAJE Y CRONOGRAMA DE APLICACIÓN Y USO DEL ALCOHOL CARBURANTE Y BIODIESEL; Artículo 6.- Porcentaje de mezcla – gasolinas. MINCETUR, (2005):**

El porcentaje de Alcohol Carburante en las gasolinas que se comercialicen en el país será de 7,8 (siete coma ocho) por ciento. Las mezclas que contengan 92,2% de gasolina y 7,8% de Alcohol Carburante se denominan gasolinas ecológicas según grado de octanaje: 97E, 95E, 90E y 84E. **MINCETUR, (2005)**

En el Perú la producción de etanol se destina principalmente a la elaboración de bebidas, así como en la industria química y cosméticos.

En el 2003 la producción de alcohol rectificado ascendió a 30,4 millones de litros, creciendo ligeramente (2%) en comparación al año anterior. El alcohol rectificado es un alcohol más puro, que generalmente se obtiene en un segundo proceso de destilación.

Las destilerías peruanas no elaboran alcohol anhidro etanol-combustible, cuya utilización es como carburante en la mezcla de gasolina con alcohol.

Cabe destacar que con la actual capacidad de producción de las destilerías locales no se podría abastecer en el corto plazo la demanda externa de etanol, ante ello se requiere de nuevas inversiones para abastecer en el largo plazo el mercado exterior

1.2.1. Fundamentos en el proceso de producción de bioetanol

La vía fermentativa de producción de etanol, es hoy competitiva porque es sostenible y se trabaja fundamentalmente en la búsqueda de materias primas baratas, que sustituyan a las tradicionales materias azucaradas, como melazas, productos intermedios de la producción de azúcar y jugos de frutas, a la vez que se busca una mayor eficiencia en los procesos de fermentación, recuperación y purificación del alcohol producido.

A nivel mundial el etanol ha adquirido un gran valor por la posibilidad de su uso como combustible, ya sea mezclado con gasolina o con petróleo y sobre todo porque es una fuente renovable de energía. Su mezcla con los productos anteriores proporciona un combustible de mejor calidad, más limpio.

El aumento de la producción de etanol en el mundo ha estado aparejado con el desarrollo de nuevas tecnologías que permiten obtener etanol a partir de residuos de madera, de desechos sólidos y de todos los materiales que contengan celulosa y hemicelulosa, lo que permite revalorizar los desechos de varias industrias convirtiéndolos en materia prima para la obtención de etanol.

El interés por el uso de materiales lignocelulósicos como materia prima en procesos de transformación por microorganismos es importante desde hace ya varias décadas. Entre las razones fundamentales por tal interés se tienen:

- ✓ La materia lignocelulósica es el subproducto agroindustrial de mayor abundancia.
- ✓ Es una fuente de materia prima renovable, por constituir una parte estructural en el reino vegetal.

- ✓ Sus tres mayores constituyentes (celulosa, hemicelulosa y lignina) encuentran aplicaciones prácticas apreciables. La celulosa se utiliza por ejemplo para la obtención de etanol y biomasa; la hemicelulosa como fuente de etanol y/o biomasa y la lignina como fuente de combustible, adhesivo, etc.

1.2.2. Bioetanol a partir de la caña de azúcar

Después del proceso de molienda, el jugo de caña pasa por las siguientes etapas:

a. Clarificación y Filtrado.

El jugo proveniente de la molienda, se precalienta para facilitar su paso por el regulador de densidad y evitar al mismo tiempo la formación de microorganismos, posteriormente se añade ayudante de floculación óxido de calcio, con el fin de favorecer la formación de flóculos y así retirar por precipitación los sólidos suspendidos y algunas sustancias como sales de cal y material proteico, que son nocivos en la fermentación y aumentan los problemas de incrustaciones en la destilación.

b. Fermentación y absorción de CO₂.

➤ En esta unidad se efectúa, por acción biológica de la levadura (*Saccharomyces cerevisiae*), Dos operaciones principalmente se llevan a cabo, la hidrólisis de la sacarosa en glucosa y fructosa, y la fermentación de la glucosa y un parte de la fructosa en etanol y dióxido de carbono. Se ha seleccionado el proceso de fermentación continua reactores tipo tanque agitado (CSTR) en serie, con recirculación de la Levadura (*Saccharomyces cerevisiae*), el cual presenta las siguientes ventajas: Eliminación de la limpieza de cada fermentador a la finalización de cada ciclo, lo cual permite facilidad de operación, eliminación del desecho de agua de lavado, y por tanto un menor tamaño de la Planta de tratamiento de efluentes. Facilita el control del proceso, y en consecuencia, mejor calidad y características más uniformes del mosto fermentado, flexibilizando la operación en lo que concierne a cambios en concentración de levadura, grado, tiempo de fermentación, etc.

c. Separación y Deshidratación.

➤ La destilación y la adsorción con tamices moleculares se usan para recuperar el etanol del caldo de fermentación produciéndose etanol a 99.65% en peso de pureza. La destilación se lleva a cabo en dos columnas, la primera remueve el CO₂ disuelto (que es enviado a la torre de absorción) y la mayoría del agua obteniéndose una mezcla con 50% en peso de etanol, en esta columna se alimenta junto al caldo de fermentación el etanol recuperado en la absorción proveniente de los gases de fermentación. La segunda columna concentra el etanol hasta una composición cercana a la azeotrópica de 91% en peso.

El agua restante es removida de la mezcla mediante adsorción en fase vapor en dos lechos de tamices moleculares, el producto de la regeneración de los tamices es recirculado a la segunda columna de destilación. El destilado de ésta columna es sobrecalentado a 116°C para poder ser ingresado a los tamices moleculares. La adsorción opera a 1.7 atm mientras que la regeneración se lleva a un vacío de 0.14 atm, el ciclo completo que comprende presurización, adsorción, despresurización y desorción dura alrededor de 10 min.

1.2.2.1. Ventajas

- ✓ Al ser renovable, biodegradable y de ser producido localmente, el Bioetanol permite disminuir la dependencia del petróleo, lo que mejora la seguridad energética de los países. Esto es aún más importante para los países con balanza deficitaria de petróleo como en el Perú, dado que la mayoría de producción de petróleo se encuentra en zonas de alta inestabilidad política, como el Medio Oriente, y que la tendencia de los precios es continuar aumentando o manteniéndose elevados.

- ✓ El octanaje del Bioetanol es de 113 y se quema mejor a altas compresiones que la gasolina, por lo que da más poder a los motores.

- ✓ El Bioetanol actúa como un anticongelante en los motores, mejorando el arranque del motor en frío y previniendo el congelamiento.
- ✓ Debido a que el Bioetanol proviene principalmente de productos agrícolas, el desarrollo de la agricultura local tiene gran impacto en las zonas rurales y agrícolas del país. Para la producción de Bioetanol en la región se emplearían nuevas áreas para producir estos cultivos y eso significa nuevas oportunidades para los agricultores para diversificar los mismos. **CERPA, M., (2012)**
- ✓ El Bioetanol, al ser un oxigenante de las gasolinas, mejora su octanaje de manera considerable, lo que ayuda a descontaminar nuestras ciudades y a reducir los gases causantes del efecto invernadero. **CERPA, M., (2012)**
- ✓ El Bioetanol de caña de azúcar tiene un merecido destaque entre los biocombustibles, debido a su elevado rendimiento fotosintético, y debido al proceso de gran eficiencia, capaz de convertir la caña de azúcar en Bioetanol. Este combustible puede reducir de manera significativa los gases de efecto invernadero, cuando es comparado con el derivado fósil de aplicación similar (gasolina). Por lo tanto, se trata de una importante alternativa energética para intentar impedir el calentamiento global, uno de los más impactantes cambios climáticos.
- ✓ El uso del Bioetanol, como sustituto de los combustibles fósiles, ha demostrado ser una alternativa viable, capaz de mitigar las emisiones de dióxido de carbono. Este beneficio resulta evidente, cuando se realiza un balance más amplio, considerando todo el ciclo de producción y uso del combustible de fuente renovable, comparando con el combustible de fuente no renovable del mismo equivalente energético. **CERPA, M., (2012)**
- ✓ Un estudio publicado, realizado con el objetivo de demostrar el balance de las emisiones de gas carbónico en la producción de Bioetanol, a partir de caña de azúcar, Tabla N^o1 consideró necesarias 12.5 toneladas de caña para el suministro de 1 000 litros de Bioetanol. **CERPA, M., (2012)**

- ✓ La misma cantidad de CO₂ absorbida en la fotosíntesis es liberada como CO₂ fotosintético, debido a la existencia de un ciclo cerrado de carbono, o sea que son liberados 7 464 kg de dióxido de carbono/1000 litros de Bioetanol. Esta liberación ocurre durante la cosecha y el transporte (2 852 kg-38.2%), para el traslado de equipos y vehículos durante la fabricación del etanol y para la generación de energía para la molienda, calentamiento y fermentación (3 092kg-41.4%), y en el uso de los 1,000 litros de etanol producidos (1 520 kg-20.4%).

- ✓ Conforme lo que muestra la Tabla 1, hay un consumo líquido de 309 kg de CO₂ /1 000 litros de Bioetanol producidos, entre tanto, para el mismo equivalente energético en gasolina, el consumo de CO₂ fósil es de 3 009 kg, lo que equivale a una reducción del 90% en las emisiones de carbono cuando se utiliza Bioetanol.

- ✓ Conforme lo muestran los estudios podrá ser evitada la emisión de 12.6 millones de toneladas de CO₂ equivalentes considerando el Bioetanol, bagazo y energía eléctrica excedente, a cada 100 millones de toneladas de caña destinadas a la producción de los biocombustibles. Esta reducción en las emisiones también es observada por otras fuentes de Bioetanol, sin embargo en menor extensión que el Bioetanol de caña de azúcar (90%), o sea: Bioetanol de maíz (emisiones evitadas de 30-38% comparadas con la gasolina), etanol de remolacha (35-56%) y etanol de yuca (63%), Además de la reducción de gases de efecto invernadero, hay un beneficio ambiental debido a la dilución de compuestos tóxicos presentes en los derivados fósiles y prácticamente ausentes en los biocombustibles, como el azufre, benceno y otros compuestos aromáticos. **DÍAZ DE LOS RÍOS, Manuel (1998)**

1.2.2.2. Especificaciones del bioetanol obtenido

Tabla N° 1. Especificaciones Técnicas para el Bioetanol anhidro.

Características	Unidad	Método		Límite mínimo	Límite máximo
Contenido de alcohol	% m/m	EC/2870/2000- Método I		98.7	
Contenido de alcoholes superiores	% m/m	EC/2870/2000- Método III			2
Contenido de metanol	% m/m	EC/2870/2000- Método III			1
Contenido de cloruros inorgánicos	mg/l	EN 15484 o EN 15492			20.00
Contenido de aguas	% m/m	EN 15489			0.30
Contenido de cobre	mg/kg	EN 15488			0.10
Acidez Total	% m/m	EN 15491			0.007
Apariencia		Visual	Claro y brillante		
Contenido de fósforo	mg/l	EN 15487			0.50
Contenido de residuos secos	mg/100 ml	EC/2870/2000- Método II			10.00
Contenido de sulfato	mg/kg	EN 15485 o EN 15486			10.00

Fuente: Normas técnicas Peruana EN 15376.

Tabla N° 2 Especificaciones Técnicas para el Bioetanol combustible.

Características	Unidades	Métodos	Resultados	Límite Mínimo	Límite Máximo
Contenido de Etanol	% vol	ASTM D 5501		95.2	
Contenido de metanol	% vol	ASTM D 5501			0.5
Contenido de Gomas	mg/100ml	ASTM D 381			5
Contenido de aguas	% w/w	ASTM D 1064			0.3
Cloruro inorgánico	mg/l	ASTM D 7328		8	10
Contenido de cobre	mg/kg	ASTM D 1688			0.1
Acidez Total	% masa	ASTM D 1613			0.007
Apariencia	No aplica	Visual	Claro y Brillante		
PH	No aplica	ASTM D 6423		6.5	9
Contenido de Azufre	ppm	ASTM D 5453			30
Sulfato total	mg/l	ASTM D 7328			4
Contenido Desnaturalizado	% vol	Por diferencia		2	3

Fuente: Norma técnica Peruana NTP 321.126.2009

1.2.3. Procesos de fabricación del bioetanol a partir de almidones

Recolección, recepción, almacenamiento y pesada de la Materia Prima.

La materia prima recepcionada en la planta industrial estará constituida por mazorcas de maíz, procedentes de los campos de cultivo, las cuales serán pesadas en una balanza de plataforma.

En las regiones en las que se cosecha el grano a gran escala, gran parte del maíz se deja secar hasta los cuatro meses, para venderlo desgranado por quintales.

El maíz se recoge por pilas sin descascarar en el campo y es transportado en costales y almacenado en sitios especiales de madera y palma, llamados pañol.

Molienda

- ✓ Industrialmente existen dos tipos de molienda para la producción de etanol a partir de maíz, la molienda en húmedo y la molienda en seco. Los rendimientos alcanzados son 419,4 – 460,6 l/ton de maíz en plantas de molienda en seco y 403,1 l/ton con molienda húmeda. En los procesos con molienda en húmedo la mayoría del consumo energético es debido a otros productos diferentes al etanol, mientras que con molienda en seco se considera que todo el consumo de energía es debido a la producción de etanol carburante aunque mucha esté asociada con la producción de DDGS.

DÍAZ DE LOS RÍOS, Manuel (1998)

En Norte América, la tecnología que más se ha desarrollado y la más utilizada es la molienda en seco, que aunque genera subproductos de menor valor agregado, tiene un mayor rendimiento, menor costo de capital y requiere menos operarios.

Molienda en húmedo

En este proceso el grano debe separarse en sus componentes, almidón, fibra, gluten, germen y aceite, los cuales se convierten en subproductos de alto valor agregado. En la producción de etanol por molienda en húmedo se emplea solamente el almidón y no el grano entero como sucede en el proceso en seco, lo que es una ventaja, sin embargo debe tenerse en cuenta que la recuperación del almidón en este proceso no es de un 100%.

Molienda en seco

- ✓ El proceso de molienda en seco comprende la limpieza y molienda del grano hasta un polvo fino, comprendido entre 1/8 y 3/16 de pulgada, que luego pasa a hidrólisis. En él no se fracciona el grano en sus componentes, por lo que todos los nutrientes (proteína, grasa, minerales y vitaminas) quedan dentro del proceso y pueden ser concentrados en granos secos de destilería, un subproducto utilizado para alimento animal; el cual generalmente se conoce como DDG (Dried distillers grain) cuando se presenta en forma seca o como DDGs (Dried distillers grain with solubles) cuando involucra los granos solubles. **DÍAZ DE LOS RÍOS, Manuel (1998)**

Hidrólisis

La hidrólisis de almidón se lleva a cabo mediante procesos ácidos o enzimáticos. Los primeros fueron ampliamente usados hasta los años 60 cuando se dio la inmersión de las enzimas en este campo, introduciéndose primero la amiloglucosidasa en la parte de sacarificación y luego la α -amilasa en la licuefacción. Son muchas las ventajas obtenidas con el proceso enzimático y es por ello que hoy es la opción técnica más adecuada en la hidrólisis de almidón, abarcando un 30% del mercado mundial de enzimas; entre dichas ventajas están: un mejor control de la reacción, mayor especificidad en el tipo de productos obtenidos, eliminación de subproductos de oxidación, menores requerimientos

energéticos, rendimientos superiores al 95% y menores tiempos de reacción.

Licuefacción

- ✓ En este paso se fraccionan las cadenas de amilosa y amilopectina en oligosacáridos de menor peso molecular (dextrinas intermedias), que van desde maltosas hasta maltopentosas principalmente. Anteriormente en la licuefacción se empleaban α -amilasas de *Bacillus subtilis* que a pesar de operar a altas temperaturas requerían de un etapa previa de enfriamiento, actualmente existen α -amilasas de *Bacillus licheniformis* que permiten efectuar la gelatinización y la licuefacción simultáneamente. **DÍAZ DE LOS RÍOS, Manuel (1998)**

Sacarificación

- ✓ Los procesos enzimáticos para la producción de glucosa requieren de una segunda etapa después de la licuefacción del almidón, para hidrolizar a glucosa las dextrinas formadas por la α -amilasa. Este paso se lleva a cabo en tanques agitados por lotes, con amiloglucosidasa o glucoamilasa, y se ha propuesto su uso combinado con la enzima desramificante pululanasa para acelerar la hidrólisis de los enlaces α 1-6. Para la producción de etanol se emplea la combinación de la sacarificación y la fermentación en un solo paso, SSF. **(DÍAZ DE LOS RÍOS, Manuel (1998))**, reduciendo tiempo, nivel de enzima, costos energéticos, de capital y operacionales. Varias modificaciones se han hecho a este proceso encontrándose diferentes rendimientos de acuerdo al tipo de molienda utilizado, por ejemplo, para la molienda en húmedo se usa un sistema en cascada, mientras que para la molienda en seco los mejores rendimientos se logran al usar un proceso de sacarificación y fermentación simultáneo con propagación de levadura

Fermentación

Las tecnologías y equipos requeridos para la fermentación son muy similares para las diferentes materias primas. Los procesos a partir de azúcar (caña de azúcar) y

almidón (maíz y trigo) son actualmente los de mayor aplicación a escala comercial y pueden llevarse a cabo de tres modos: Lotes, lotes alimentados o en continuo. Dentro de estos modos los reactores batch siguen siendo la tecnología de fermentación más utilizada, aunque particularmente en Brasil los que mayor aplicación han encontrado son los de lotes alimentados gracias a que con estos se logran altos rendimientos al incrementar progresivamente la concentración de levadura.

La concentración del etanol en el caldo de salida del fermentador es generalmente de 9% en peso (12% en volumen).

Destilación azeotrópica

Para la deshidratación de la mezcla azeotrópica etanol-agua se usa ampliamente esta tecnología, con agentes como benceno, pentano, ciclohexano y dietil-eter. Sin embargo su alto costo de capital, sus altos requerimientos energéticos, su gran sensibilidad a impurezas en la alimentación y el uso de químicos tóxicos como el benceno, ha causado su eliminación en las plantas modernas de etanol y su reemplazo en las ya existentes.

1.2.4. Procesos de fabricación del bioetanol a partir de sustancias lignocelulósicas

La degradación de celulosa, lignocelulosa y hemicelulosa a azúcares se soporta en el desarrollo de tres tecnologías como son: hidrólisis ácida concentrada, hidrólisis ácida diluida e hidrólisis enzimática.

Hidrólisis ácida concentrada

Este proceso se basa en la descristalización ácida de la celulosa seguida por una hidrólisis ácida diluida de los azúcares. En él se lleva a cabo un pretratamiento con ácido diluido, cuyo objetivo inicial es remover la hemicelulosa antes de la descristalización y la hidrólisis de la celulosa, ya que los azúcares hemicelulósicos

no son fermentables.

Después del tratamiento la biomasa es secada para concentrar el ácido absorbido antes de la adición del ácido sulfúrico concentrado, el ácido concentrado, rompe los enlaces de hidrógeno entre las cadenas de celulosa, dejándolas en un estado completamente amorfo. Cuando la celulosa se ha descristalizado

CAPÍTULO II

SIMULACIÓN DE PROCESOS

2.1. Simulación de Procesos

Técnica para evaluar en forma rápida un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. El desarrollo de competencia en simulación de procesos requiere que el ingeniero adopte las siguientes habilidades. **CORNEJO, Miguel (2006):**

1. Entendimiento Claro de los Fundamentos Ingenieriles. El ingeniero debe estar familiarizado con el sistema físico y sus mecanismos para ser capaz de simular inteligentemente un proceso real y evaluar esa simulación. Los procesos no pueden ser vistos como una caja negra.

2. Habilidades de Modelado. El ingeniero tiene que ser capaz de desarrollar un conjunto de relaciones matemáticas que describan adecuadamente el comportamiento significativo del proceso.

3. Habilidades Computacionales. Se deben obtener soluciones rápidas y baratas para la simulación de procesos. El ingeniero debe ser capaz de escoger y usar la herramienta computacional apropiada. Para problemas reales, la herramienta de interés es usualmente la computadora digital.

2.2. Aplicación de la Simulación de Procesos

Debido a que la simulación recae dentro de una aproximación científica a la ingeniería y no en una aproximación empírica, ha servido para simular procesos en áreas interdisciplinarias tales como ingeniería biológica e ingeniería ambiental. Los ingenieros han encontrado que la simulación ha sido capaz de hacer contribuciones significativas a la sociedad a través de simulaciones exitosas de sistemas biológicos y ambientales. Los esfuerzos futuros caerán en el modelamiento de sistemas políticos y sociales.

La variedad de aplicaciones de los simuladores de procesos es muy grande, anteriormente sólo los usaban ingenieros que diseñaban procesos, ahora manejan simuladores los ingenieros ambientales, ingenieros de proceso y hasta ingenieros de planta en su lugar de trabajo; ingenieros con poca o ninguna instrucción de programación pueden modelar procesos complejos.

En principio, la simulación de procesos puede ser útil en todas las etapas del desarrollo de un proyecto industrial. En las diferentes etapas de un proyecto, puede haber necesidad de realizar simulaciones con diferentes niveles de sofisticación. La simulación de procesos puede usarse en las siguientes etapas de desarrollo de un proyecto industrial:

1. Investigación y Desarrollo. Una simulación sencilla puede usarse para probar la factibilidad técnica y económica del proyecto.

2. Etapa crítica en la toma de decisiones. Se prueban diferentes alternativas de proceso y condiciones de operación y se toman decisiones. Cuando un proceso es económicamente atractivo, se deben probar diferentes alternativas de tamaño y localización de la planta industrial y determinar condiciones de operación óptima.

3. Planta Piloto. Simulación con modelos más sofisticados para obtener mejores estimaciones de las condiciones de operación a escala industrial. Las simulaciones son una forma razonable de extrapolar la ejecución y escalamiento de los procesos. Incorporando mecanismos fundamentales en la simulación de procesos, la ejecución de los sistemas puede ser predicha en regiones de operaciones nuevas y diferentes.

4. Diseño. La simulación proporciona todos los datos de proceso requeridos para el diseño detallado de los diferentes equipos.

5. Simulación de plantas existentes. Puede ser muy útil cuando es necesario cambiar las condiciones de operación, o cuando se quiere sustituir materias primas.

6. Deseabilidad Económica. Para propósitos de diseño, es usualmente barato usar técnicas de simulación incorporando datos fundamentales del laboratorio en el modelo matemático que puedan servir para construir plantas piloto de diferentes tamaños.

7. Caracterización del Proceso. Es una forma conveniente de investigar los efectos de los parámetros del sistema y las perturbaciones del proceso en operación. Usualmente es muy fácil desarrollar aproximaciones alternativas de operación y evaluar esas alternativas con un modelo matemático en lugar de hacerlo por métodos experimentales.

Para verificar los resultados de la simulación usualmente algunos experimentos son realizados, pero solamente los experimentos realmente críticos son necesarios.

8. Entendimiento del comportamiento y mecanismos significativos del proceso. Planteando rigurosamente los modelos matemáticos, el ingeniero aprende mucho acerca del proceso que está siendo simulado. Para obtener una simulación exitosa, se deben describir cualitativamente los mecanismos significativos del proceso. Resolviendo el modelo, relaciones útiles entre el proceso y las variables del equipo son reveladas y pueden observarse fácilmente.

La simulación de procesos químicos es una herramienta moderna que se ha hecho indispensable para la solución adecuada de los problemas de proceso. Permite efectuar el análisis de plantas químicas en operación y llevar a cabo las siguientes tareas, las cuales son comunes en las diversas ramas de la industria química:

1. Detección de cuellos de botella en la producción.

2. Predicción de los efectos de cambios en las condiciones de operación y capacidad de la planta.
3. Optimización de las variables de operación.
4. Optimización del proceso cuando cambian las características de los insumos y/o las condiciones económicas del mercado.
5. Análisis de nuevos procesos para nuevos productos.
6. Evaluación de alternativas de proceso para reducir el consumo de energía.
7. Análisis de condiciones críticas de operación.
8. Transformación de un proceso para desarrollar otras materias primas.
9. Análisis de factibilidad y viabilidad de nuevos procesos.
10. Optimización del proceso para minimizar la producción de desechos y contaminantes.
11. Entrenamiento de operadores e ingenieros de proceso.
12. Investigación de la factibilidad de automatización de un proceso, etc.

2.3. Simuladores Comerciales de Procesos

Existe una gran variedad de simuladores comerciales de procesos, algunos de los cuales son poderosas herramientas de cálculo en procesos industriales, con enormes bases de datos y un fuerte respaldo de bibliotecas para cálculos de equipos y bibliotecas de modelos para cálculos termodinámicos, que le dan al simulador la ventaja de una gran versatilidad. Algunos de estos simuladores de procesos de propósitos generales son. **FELDER, R. M. Y ROUSSEAU, R. W. (1996):**

1. Aspen Plus y Speedup (de Aspen Technology, USA)
2. Pro II (de Simulations Sciences, USA)
3. Hysys (de Hyprotech, Canadá)
4. Chemcad (de Chemstations, USA)
5. Design II (de WinSim Inc., USA), etc.
6. SuperPro Designer

La mayoría de ellos son simuladores de procesos en estado estable, que pueden expandirse a la simulación de procesos en estado transitorio (simulación dinámica) con la adición de un módulo (el módulo dinámico) que se obtiene por separado.

Un aspecto muy importante en los simuladores de procesos, es la disponibilidad de los diferentes equipos usados en la industria de procesos, así como la disponibilidad de propiedades termodinámicas y de transporte de las corrientes del proceso. Las propiedades son fundamentales para efectuar los balances de materia y energía al grado de que si se tuvieran buenos datos o buenas correlaciones para las propiedades, entonces los resultados de la simulación serían altamente confiables.

Los simuladores modernos deben permitir la selección de los modelos de propiedades termodinámicos adecuados para la naturaleza de los componentes químicos, estado de agregación y condiciones de operación.

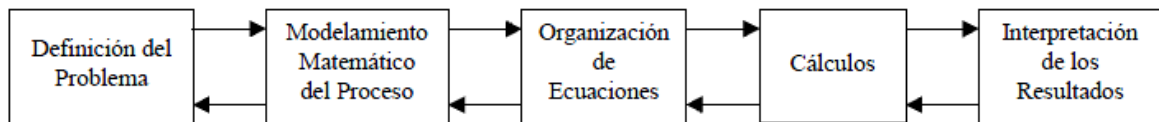
2.4. Limitaciones

Hay algunas limitaciones definidas de la simulación de procesos de las cuales el ingeniero debe estar consciente. Estas incluyen las siguientes:

1. Falta de buenos datos y falta de conocimiento de mecanismos del proceso, el éxito de la simulación de procesos depende fuertemente de la información básica que el ingeniero tiene disponible.
2. El carácter de las herramientas computacionales, hay ciertos tipos de conjuntos de ecuaciones que todavía poseen grandes dificultades para ser resueltos por los métodos numéricos. Estos incluyen algunas ecuaciones algebraicas no lineales y ciertas ecuaciones diferenciales ordinarias y parciales no lineales.
3. El peligro de olvidar la suposiciones hechas en el modelado del proceso, esto puede conducir a poner mucho (o poco) énfasis en ciertos resultados.

La estrategia general para la simulación de procesos complejos sigue una ruta bien definida que consiste de los pasos de sentido común dados en el diagrama de bloques acompañante. Note que la información viaja en ambas direcciones, indicando la naturaleza adaptativa del desarrollo de alguna simulación exitosa.

ESTRATEGIA PARA SIMULAR PROCESOS⁽¹⁴⁾



2.5. Definición del Problema

Esta es una fase muy importante de una simulación exitosa pero desafortunadamente hay muy pocas reglas generales y precisas que se apliquen. La clave real a la definición del problema es un ingeniero imaginativo. Lo que se requiere es un pensamiento creativo basado en entrenamiento ingenieril. El ingeniero debe gastar suficiente tiempo en este aspecto del problema antes de proceder. Una buena definición del problema viene de responder las siguientes preguntas:

1. ¿Qué quiero encontrar?
2. ¿Cuáles son las consecuencias importantes del estudio?
3. ¿Por qué se hará este trabajo?
4. ¿Qué esfuerzos ingenieriles se requerirán?
5. ¿Cuánto tiempo tomará el trabajo?

2.6. Importancia de la termodinámica en la simulación de procesos

La aplicación de la termodinámica a los modelos de simulación ha permitido avanzar a la industria de proceso en el diseño de nuevas plantas y en la operación de las existentes.

La elección del correcto conjunto de ecuaciones que puedan representar las propiedades físicas y termodinámicas y el equilibrio de las fases fluidas se denota como etapa crítica para el éxito del proyecto de simulación.

A falta de un modelo termodinámico universal, se han proporcionado unas instrucciones genéricas para la elección de las ecuaciones.

En cualquier caso, el éxito en la modelización y simulación de procesos depende críticamente de la correcta descripción de las propiedades físicas y del comportamiento de las fases de los sistemas químicos objeto de estudio. La selección del modelo de propiedades físicas va a ser una parte extraordinariamente importante del proyecto de simulación y acostumbra a ser menospreciada por los principiantes, pudiendo llegar a causar numerosos problemas de simulación en etapas posteriores del proyecto.

Elección del modelo Termodinámico. PRAUSNITZ, J. Y OTROS (2000)

Los resultados obtenidos de una simulación de procesos nunca podrán ser mejores que los datos de partida, especialmente los datos termodinámicos.

En la simulación de procesos que aún lleva el concepto, si los datos de partida ya son malos, peores van a ser los resultados

Todo en una simulación de procesos, desde el balance de materia a los caudales molares, a las propiedades de transporte, a la separación obtenible en las columnas, depende de la precisión de los datos termodinámicos usados.

Los datos necesarios para estimar los parámetros de un modelo termodinámico simple son pocos y acostumbran a estar disponibles. Por ejemplo, si se conocen la temperatura crítica y la presión crítica de los componentes puros, se pueden estimar los parámetros de una ecuación cúbica de estado simple. Incluso si las propiedades críticas se desconocieran, podrían ser estimadas a partir de una presión de vapor y de una densidad del líquido.

Los métodos de contribución de grupos necesitan incluso menos información: simplemente la estructura química de las moléculas. En cualquier caso, las estimaciones nunca podrán ser tan exactas como las mediciones experimentales.

2.7. Modelamiento Matemático del Proceso

Después de haber definido el problema, el ingeniero está listo para escribir las ecuaciones de balance y relaciones mecánicas apropiadas para el proceso. Los experimentos críticos de laboratorio (en caso de haberlos) deben ser diseñados y ejecutados para determinar mecanismos desconocidos y parámetros del modelo. Las decisiones deben hacerse sobre los efectos importantes y sobre los que pueden despreciarse. Un análisis de orden de magnitud ayuda a simplificar estas decisiones críticas. Es imperativo que el ingeniero este consciente y no sobrestime ni olvide las suposiciones hechas en el desarrollo del modelo matemático.

El modelamiento matemático de los procesos se obtiene de aplicar las leyes de conservación, además de aplicar relaciones adicionales de todas las áreas afines con la ingeniería de procesos (termodinámica, cinética, etc.). Estas relaciones se expresan como:

1. Ecuaciones de balance global de material.
2. Ecuaciones de balance de material para un componente en particular.
3. Ecuación de balance de energía.
4. Ecuaciones de balance de momentum.
5. Relaciones de equilibrio.
6. Otras relaciones.

2.8. Organización de las Ecuaciones

Una vez que las relaciones matemáticas se han obtenido, tienen que ser arregladas en una estrategia de solución, eso es, se tienen que tomar decisiones

sobre cuál variable debe ser resuelta con cuál relación. Para problemas pequeños, comúnmente llevamos este trabajo rutinariamente sin mucho esfuerzo mental. Sin embargo, para problemas grandes se debe tener precaución. Se recomienda arreglar las ecuaciones en una tabla de ocurrencias o en un diagrama de bloques de flujo de información. Estas herramientas son útiles para propósitos de organización e ilustran las interrelaciones entre ecuaciones-variables. También las ecuaciones serán arregladas tal que la estrategia de solución sea paralela a la relación lógica de causa y efecto del sistema físico. Este ordenamiento natural de las ecuaciones usualmente tiende a estrategias de soluciones estables y eficientes.

2.9. Computación

Para obtener soluciones a problemas de simulación de procesos, el ingeniero tiene disponible varios niveles de cálculos - que van desde soluciones por inspección hasta soluciones analíticas y soluciones por computadora de alta velocidad. Debido a la complejidad y la no-linealidad de problemas de simulación de procesos, la mayoría de soluciones requieren la solución por computadora digital de alta velocidad. Las computadoras digitales son particularmente útiles para resolver problemas que involucran manipulaciones numéricas. Para ello es necesario saber programar y conocer los métodos numéricos de solución matemática de ecuaciones.

2.10. Métodos Numéricos. PRAUSNITZ, J. Y OTROS (2000)

Los métodos numéricos para la solución de conjuntos de ecuaciones algebraicas, diferenciales ordinarias, diferenciales parciales y métodos de optimización son necesarios. De esta manera, el esfuerzo debe enfocarse en usar el mejor método de solución disponible para el conjunto de ecuaciones obtenidas en el modelamiento. Dentro de los métodos se tienen:

1. Solución analítica. Problemas sencillos (problemas lineales)
2. Solución numérica. Problemas de alta dificultad (problemas no-lineales)

3. Solución de Ecuaciones (bisección, falsa posición, secante, Newton, etc.)
4. Algebra lineal (eliminación Gaussiana, Gauss-Seidel, Jacobi, etc.)
5. Métodos de regresión
6. Integración numérica (trapecio, Simpson, Romberg, cuadratura Gaussiana, etc.)
7. Solución numérica de EDO (Euler, Runge-Kutta, Heun, etc.)
8. Solución numérica de EDP (separación de variables, métodos espectrales, diferencias finitas, etc.)
9. Optimización (simplex, sección dorada, gradiente, Newton, etc.)

2.11. Programación

Algunos lenguajes de programación son diseñados para uso científico y también tienen excelentes capacidades lógicas; esto es, son usados fuertemente por ingenieros de proceso experimentados. Para facilitar el esfuerzo de la programación, al usar métodos numéricos, se han escrito subrutinas científicas generalizadas. Muchas de estas subrutinas científicas se pueden encontrar publicadas en páginas web de internet, en forma libre o bien en venta. Un conjunto (libre) particularmente útil y bien documentado es la librería IMSL, la cual está disponible para computadoras personales y estaciones de trabajo. Un conjunto de subrutinas en venta son las del "Numerical Recipes", las cuales se encuentran disponibles para diferentes lenguajes de programación, como Matlab.

Cuando no se tienen disponibles estas rutinas, es necesario programarlas. Para ello se pueden usar los lenguajes de programación, tales como: Fortran, C (o C++), Matlab, Math-Cad, etc.

2.12. Interpretación de Resultados

El beneficio real de la simulación de procesos recae en la interpretación inteligente de los resultados por parte del ingeniero. En este punto, el ingeniero debe acertar cuando el modelo es una representación válida del proceso actual o cuando éste necesita revisión y actualización. El ingeniero debe asegurarse que

los resultados sean razonables. Se deben tomar decisiones sobre el proceso simulado, se obtengan o no los objetivos establecidos en la definición del problema. También, se investigarán alternativas razonables en un esfuerzo para mejorar la ejecución del proceso.

CAPÍTULO III

MODELADO DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

3.1. Modelamiento matemático

El modelamiento matemático es el proceso de creación de una representación matemática de algún fenómeno en razón de conseguir un mejor entendimiento del fenómeno. Es un proceso en el cual se cambia la observación con el establecimiento simbólico. Durante la construcción de un modelo, el modelista deberá decidir qué factores serán relevantes para el fenómeno y cuales podrán dejar de enfatizarse.

En la construcción de un modelo matemático, un proceso real es reducido a sus bases esenciales, y el esquema resultante es descrito por un formulismo matemático seleccionado de acuerdo a la complejidad del proceso.

Es importante que un modelo deberá representar con suficiente exactitud las propiedades cuantitativas y cualitativas del fenómeno; en otras palabras, el modelo deberá adaptarse adecuadamente al proceso real. Para verificar esta necesidad, las observaciones hechas sobre el fenómeno deberán compararse con las predicciones derivadas del modelo bajo idénticas condiciones. Entonces un modelo matemático de un fenómeno (proceso) químico real es una descripción matemática combinando las observaciones experimentales y estableciendo relaciones entre las variables de proceso.

El objetivo final de un modelo matemático es la predicción del comportamiento del proceso y recomendar los debidos sistemas de control.

3.2. Modelamiento matemático generalizado de una columna de destilación

ETAPA SIMPLE DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN

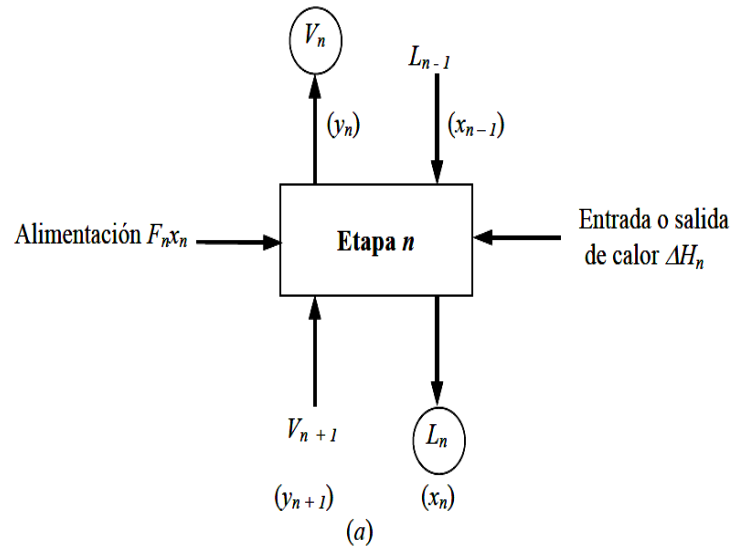
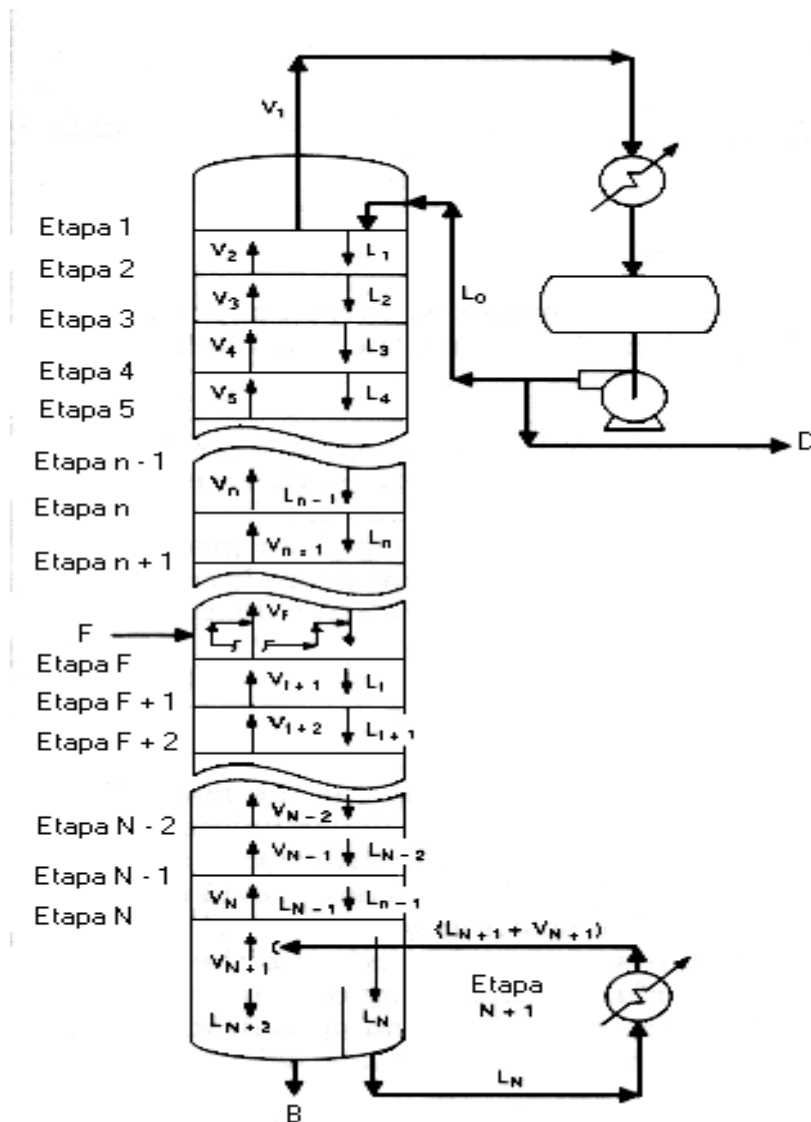


Fig. 3.1a Modelo de etapa de fraccionamiento. (a) una etapa; (b) fraccionador⁽²⁰⁾.

ETAPAS MÚLTIPLES DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN. HOLLAND, Ch. D. (1998)



Etapas múltiples (Fig. 3.1b). Las Ecs. (3.1) a (3.4) se aplican a cada etapa. Una solución rigurosa resuelve simultáneamente estas ecuaciones para cada etapa y cada componente. Las ecuaciones pueden simplificarse y resolverse por procedimientos analíticos cortos.

3.2.1. Balances de materia y energía

Para una etapa de destilación simple binaria (Fig. 3.1 a) se aplican las siguientes ecuaciones:

Balance total de materia

$$(3.1)$$

$$F_n + V_{n+1} + L_{n-1} = V_n + L_n$$

Balance por componente

$$F_n Z_n + V_{n+1} Y_{n+1} + L_{n-1} X_{n-1} = V_n Y_n + L_n x_n \quad (3.2)$$

Balance de energía

$$\Delta H_n + F_n H_{f,n} + V_{n+1} H_{v,n+1} + L_{n-1} H_{L,n-1} = V_n H_{v,n} + L_n H_{L,n} \quad (3.3)$$

Relación de equilibrio

$$y_n = K x_n \quad (3.4)$$

En destilación de múltiple componentes de j componentes, hay $j - 1$ balances de componentes y $j - 1$ ecuaciones que describen las relaciones de equilibrio.

3.4. Modelos de columna y etapas

Modelo de columna. Un método riguroso describe una columna como un grupo de ecuaciones y resolver estas ecuaciones para calcular condiciones de operación de la columna. Todos los flujos son expresados usualmente en términos de moles/hora. También cuando es ejecutado un cálculo riguroso, usualmente se especifica lo siguiente:

- ✓ Velocidad, composición, y condición de cada alimentación
- ✓ Número de etapas en la columna
- ✓ La etapa para cada alimentación, producto, intercambio de calor, y bombeo
- ✓ Especificaciones de la separación
- ✓ Perfil de presión en la columna.
- ✓ Los cálculos de diseño y operación de la columna se presentan al estado estacionario.

Por ejemplo, que entra a la columna y que sale

$$\Sigma (\text{flujos molares de alimentación}) = \Sigma (\text{flujos molares de producto})$$

Σ (de moles de los componentes en la alimentación) = Σ (de moles de los componentes en los productos)

Entalpía de la alimentación + calor adicionado = entalpías de los productos + calor removido

ETAPA PARA FRACCIONAMIENTO RIGUROSO. HOLLAND, Ch. D. (1998)⁽²⁰⁾

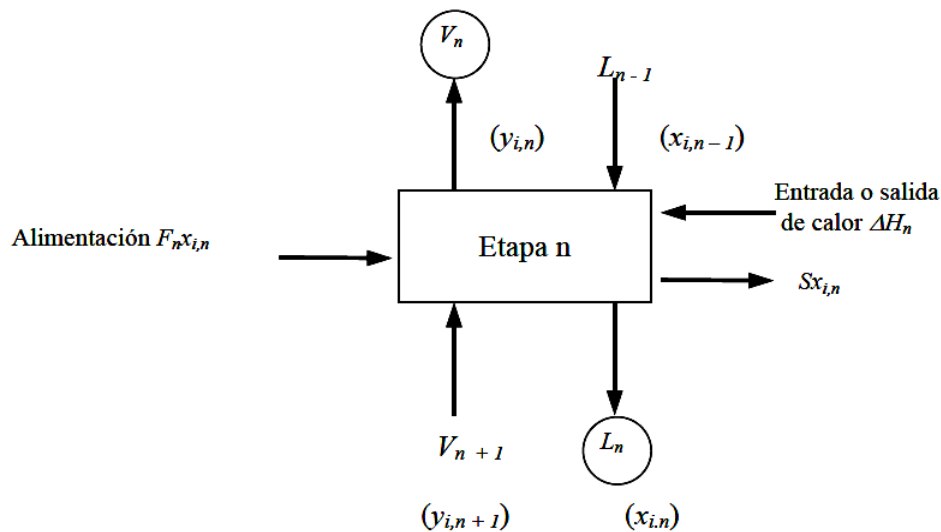


Fig. 3.2. Modelo de etapa de fraccionamiento para diseño riguroso

La estructura general para un problema de destilación en el cálculo etapa por etapa comprende

1. Relación de equilibrio

$$y_{i,n} = K_{i,n} x_{i,n} \tag{3.5}$$

2. Balance de materiales en torno a la etapa n

Balance total de materia

$$F_n + V_{n+1} + L_{n-1} = V_n + L_n - S_n \tag{3.6}$$

Balance por componente

$$F_n Z_{i,n} + V_{n+1} y_{i,n+1} + L_{n-1} x_{i,n-1} = V_n y_{i,n} + L_n x_{i,n} + S_n x_{i,n} \quad (3.7)$$

3. Balance de energía

$$\Delta H_n + F_n H_{f,n} + V_{n+1} H_{v,n+1} + L_{n-1} H_{L,n-1} = V_n H_{v,n} + L_n H_{L,n} \quad (3.8)$$

4. Restricciones inherentes a las fracciones molares

$$\sum x_{i,n} = 1 \quad (3.9)$$

$$\sum y_{i,n} = 1 \quad (3.10)$$

Los pasos básicos para un procedimiento rigurosos de solución serán

1. Especificación del problema; una especificación completa es esencial para los métodos por computador.
2. Selección de valores para las variables de iteración; por ejemplo, temperatura estimada de las etapas, y flujos de líquido y vapor (perfiles de temperatura de la columna y flujos).
3. Un procedimiento de cálculo para la solución de las ecuaciones de etapas.
4. Un procedimiento para la selección de nuevos valores para las variables de iteración para conjunto de cálculos supuestos.
5. Un procedimiento para verificar la convergencia; para verificar si se ha conseguido una solución satisfactoria.

3.5. Métodos cortos de diseño y optimización de columnas

El proceso de diseño de una columna especifica la separación, y ajusta la presión de la columna, reflujo, etapas, y punto de alimentación. Esto en su turno produce los flujos internos y las cargas del rehervidor y condensador. Este capítulo se orientará a las principales consideraciones del proceso de diseño de columnas. La

columna se optimiza durante el proceso de diseño, y muchas veces después, durante la operación.

El proceso de diseño de columnas se efectúa por etapas. Los métodos cortos proporcionan un punto de partida para los cálculos rigurosos. Los cálculos rigurosos refinan el diseño y completan la optimización de la columna.

3.6. Métodos de diseño para sistemas binarios

Un buen entendimiento de las ecuaciones desarrolladas para sistemas binarios es esencial para el entendimiento de procesos de destilación.

Aun cuando los sistemas binarios son usualmente considerados separadamente, los métodos de diseño desarrollados para sistemas de múltiple componentes pueden obviamente también usarse para sistemas binarios. Con mezclas binarias fijando la composición de un componente se fija la composición del otro, y no son usualmente necesarios procesos iterativos para determinar los requerimientos de etapas y reflujo: normalmente se usan métodos gráficos simples.

3.7. Distribución de Componentes (Balance de Materiales)

El balance de materiales en una columna de multicomponentes es simple y se puede hacer sobre la base del balance total y un balance parcial con lo cual se tiene:

Balance total (molar)

$$F = D + B \quad (3.11)$$

Balance parcial (molar)

$$Fx_{fi} = Dx_{di} + Bx_{bi} \quad (3.12)$$

Al hacer el diseño de la columna generalmente se tiene como dato F y x_{fi} , y la separación se hace para obtener un producto ya sea en el tope o el fondo con una composición especificada ya sea x_{di} o x_{bi} . Para un sistema binario conociendo la

fracción molar de un componente automáticamente se conoce del otro componente de ya que la suma de las dos fracciones debe dar la unidad.

Con estas consideraciones el balance de materiales en un sistema binario es simple.

3.8. Número de etapas de equilibrio

3.8.1. Método de McCabe-Thiele

Este método puede ser usado para el diseño de columnas con alimentaciones múltiples. Los flujos de vapor y líquido en la sección entre la alimentación y los puntos de salida son calculados y las líneas de balance de materiales dibujadas en cada sección.

El método de McCabe –Thiele no se puede usar cuando no se puede asumir la condición de flujo equimolar. Las líneas de balance de materiales no son rectas en este caso y no pueden dibujarse. Alternativamente se puede usar el método riguroso de Ponchon Savarit. Pero en los presentes días raramente se puede optar por un método gráfico riguroso ya que cuando el método de McCabe-Thiele no es suficientemente adecuado se puede usar un programa por computador.

3.8.2. La Ecuación de Smoker. CHEMCAD User Guide Tech Inc. (2006)

Smoker (1938) derivó una ecuación analítica que puede ser usada para determinar el número de etapas cuando la volatilidad relativa es constante. Aunque este método puede ser usado para cualquier problema para el cual las volatilidades relativas en las secciones de rectificación y agotamiento se puedan tomar como constantes, esto es particularmente provechoso para problemas donde la volatilidad relativa es baja, por ejemplo, en la separación de isómeros de puntos de ebullición cercanos. Si la volatilidad relativa es cercana a la unidad, el número de etapas debe ser muy grande y es impracticable dibujar un diagrama de McCabe –Thiele

La derivación de la ecuación es bosquejada a continuación

Derivación de las ecuaciones

Una línea recta de balance de materiales puede expresarse por la ecuación

$$y = sx + c \quad (3.13)$$

y en términos de la volatilidad relativa, los valores de equilibrio de y están dados por:

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (3.14)$$

Eliminando y de estas ecuaciones da una ecuación cuadrática en x:

$$s(\alpha - 1)x^2 + [s + b(\alpha - 1) - \alpha]x + b = 0 \quad (3.15)$$

Para cualquier problema particular de destilación la Ec. 3.15 tendrá solamente una raíz real k entre 0 y 1

$$s(\alpha - 1)k^2 + [s + b(\alpha - 1) - \alpha]k + b = 0 \quad (3.16)$$

k es el valor de la ordenada x en el punto donde las líneas de balance de materiales extendidas cortan a la curva de equilibrio. Smoker demostró que el número de etapas requerido es dado por la ecuación

$$N = \log \left[\frac{x_0^*(1 - \beta x_n^*)}{x_n^*(1 - \beta x_0^*)} \right] / \log \left(\frac{\alpha}{SC^2} \right) \quad (3.17)$$

Donde:

$$\beta = \frac{SC(\alpha - 1)}{\alpha - SC^2} \quad (3.18)$$

N = número de etapas requerido para efectuar la separación representada por el cambio de concentración de

$$x_n^* \text{ a } x_0^*; \quad x^* = (x - k) \text{ y } x_0^* > x_n^*$$

S = pendiente de la línea de balance de materiales entre x_n^* y x_0^*

α = volatilidad relativa, asumida constante sobre x_n^* a x_0^*

Sección de Rectificación

$$x_0^* = x_D - k \quad (3.19)$$

$$x_n^* = z_F - k \quad (3.20)$$

$$S = \frac{R}{R + 1} \quad (3.21)$$

$$B = \frac{x_D}{R + 1} \quad (3.22)$$

Sección de Agotamiento

$$x_0^* = z_F - k \quad (3.23)$$

$$x_n^* = x_B - k \quad (3.24)$$

$$S = \frac{Rz_F + x_D - (R + 1)x_B}{(R + 1)(z_F - x_B)} \quad (3.25)$$

$$b = \frac{(z_F - x_D)x_B}{(R + 1)(z_F - x_B)} \quad (3.26)$$

Si la corriente de alimentación no está a su punto de burbujeo, z_F es reemplazado por el valor de x en la intersección de las líneas de balance de materiales, dado por:

$$z_F^* = \frac{b + z_F/(q - 1)}{\frac{q}{q - 1} - S} \quad (3.27)$$

3.9. Destilación de multicomponentes: consideraciones generales

El problema del balance de materiales, la determinación del número de etapas y los requerimientos de reflujo para destilación de múltiple componentes es mucho más complejo que para mezclas de sistemas binarios. Con una mezcla de múltiple componentes, fijando la composición de un componente no se determina automáticamente la composición de otro componente y la temperatura de la etapa. También cuando la alimentación contiene más que dos componentes no es posible especificar la composición completa de los productos del tope y del fondo independientemente. La separación entre los productos del tope y del fondo se especifica estableciendo límites sobre las composiciones de los dos componentes claves entre los cuales se desea hacer la separación.

Algunos de los métodos cortos más usados, los cuales pueden usarse para estimar los requerimientos de etapas y reflujo sin la ayuda de computadoras, son dados en esta sección. La mayoría de métodos cortos fueron desarrollados para el diseño de columnas de separación para sistemas de hidrocarburos en la industria del petróleo y petroquímica, y deben tomarse precauciones cuando se extienden a otros sistemas. Estos usualmente se basan en la suposición de volatilidad relativa constante, y podrían no ser usados para sistemas severamente no ideales.

3.10. Método de Hengstebeck

Para cualquier componente i , tomando como base el modelo de etapa de equilibrio dado en la Fig. 3.1, la composición de balance de materiales y las relaciones de equilibrio pueden escribirse en términos de los flujos molares de los componentes individuales en lugar de la composición del componente:

$$l_{n+1,i} = l_{n,i} + d_i \quad (3.28)$$

$$v_{n,i} = K_{n,i} \frac{V}{L} l_{n,i} \quad (3.29)$$

Para la sección de agotamiento

$$l'_{n+1,i} = v'_{n,i} + b_i \quad (3.30)$$

$$v'_{n,i} = K_{n,i} \frac{V'}{L'} l'_{n,i} \quad (3.31)$$

Donde:

$l_{n,i}$ = flujo molar líquido de cualquier componente i desde la etapa n ,

$v_{n,i}$ = flujo molar vapor de cualquier componente i desde la etapa n ,

d_i = flujo molar de cualquier componente i en el destilado,

b_i = flujo molar de cualquier componente i en los fondos,

$K_{n,i}$ = valor- K para el componente i en la etapa n .

V y L son los flujos molares totales, asumidos constantes.

Para reducir el sistema de múltiple componentes a un sistema binario equivalente es necesario estimar los flujos de los componentes claves a través de la columna. Hengstebeck hizo uso del hecho que en una destilación típica el flujo de cada uno de los componentes ligeros no claves se aproximan a ser constantes en la sección de rectificación; y los flujos de cada uno de los componentes pesados no claves se aproximan a ser constantes en la sección de agotamiento. Colocando los flujos de los componentes no claves iguales al flujo límite de cada uno en cada sección, permite estimar los flujos combinados de los componentes claves.

Sección de rectificación

$$L_s = L + \sum l_i \quad (3.32)$$

$$V_s = V + \sum v_i \quad (3.33)$$

Sección de agotamiento

$$L'_s = L' + \sum l'_i \quad (3.34)$$

$$V'_s = V' + \sum v'_i \quad (3.35)$$

Donde:

V_e y L_e son los flujos combinados, estimados de los claves l_i y v_i son los flujos limitantes en el líquido y en el vapor de los componentes más ligeros que los claves en la sección de rectificación, l'_i y v'_i son los flujos limitantes en el líquido y en el vapor de los componentes más pesados que los claves en la sección de agotamiento.

El método usado para estimar los flujos límites es dado por las ecuaciones:

$$l_i = \frac{d_i}{\alpha_i - 1} \quad (3.36)$$

$$v_i = l_i + d_i \quad (3.37)$$

$$v'_i = \frac{\alpha_i b_i}{\alpha_{LK} - \alpha_i} \quad (3.38)$$

$$l'_i = v'_i + b_i \quad (3.39)$$

Donde:

α_i = volatilidad relativa del componente i , con relación al clave pesado (HK)

α_{LK} = volatilidad relativa del clave ligero (LK) con relación al clave pesado.

La estimación de los flujos de los componentes claves combinados. Posibilitan dibujar las líneas de balance de materiales para el sistema binario equivalente. La línea de equilibrio se dibuja asumiendo volatilidad relativa para el clave ligero constante.

3.10.1. Método de Convergencia. FAIRES, V. M. (1992)

Holland (1981) propuso un método riguroso para diseño de columnas de destilación. Una de las aplicaciones de este método es para determinar la distribución correcta de los componentes no claves.

La distribución correcta se determina:

1. Definiendo una cantidad Θ donde

$$d'_i \frac{F_{zi}}{1 + \left(\frac{b_i}{d_i}\right)\Theta} \quad (3.40)$$

Donde los valores de $d' i$ son tales que satisfacen $\sum d' i = D$ especificado

2. Del balance de materiales

$$b_i + d_i = z_i \quad (3.41)$$

$$d_i = \frac{f_i}{1 + \left(\frac{b_i}{d_i}\right)} \quad (3.42)$$

Comparando las Ecs. (3.41) y (3.42) se muestra que

$$b'_i = \Theta \left(\frac{b_i}{d_i}\right) d'_i \quad (3.43)$$

Debería encontrarse un valor de Θ mediante la solución de la siguiente ecuación no lineal, donde D es la cantidad especificada de destilado

$$D - \sum \frac{f_i}{1 + \left(\frac{b_i}{d_i}\right)\Theta} = 0 \quad (3.44)$$

4. Los valores de (b_i/d_i) y Θ son usados en la Ecs. (4.40) y (4.42) para evaluar las cantidades finales correctas de los componentes: $d' i$ y $b' i$.

3.10.2. Número mínimo de etapas

La ecuación de Fenske (Fenske, 1932) puede usarse para estimar el número mínimo de etapas requeridas a reflujo total. Esta ecuación aplicada a un sistema de múltiple componentes se puede escribir como:

$$\left[\frac{x_i}{x_r} \right]_D = \alpha_{i/r}^{N_m} \left[\frac{x_i}{x_r} \right]_B \quad (3.45)$$

donde

$\left[\frac{x_i}{x_r} \right]$ = relación de concentraciones de cualquier componente i a la concentración de un componente de referencia r , y los sufijos D y B denotan el destilado (tope) (D) y el fondo (B)

N_m = número mínimo de etapas a reflujo total, incluyendo el rehervidor

$\alpha_{i/r}$ = volatilidad relativa promedio del componente i con respecto al componente de referencia

Normalmente la separación requerida se especifica en términos de los componentes claves, y la Ec. 3.45 puede ser rearmada para dar un estimado del número de etapas.

$$N_m = \frac{\ln S}{\ln \left(\frac{\alpha_{LK}}{HK} \right) \alpha_v} \quad (3.46)$$

Donde S está dada por:

$$S = \left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \quad (3.47)$$

Donde $\alpha_{(LK/HK)av}$ es la volatilidad relativa promedio del clave ligero con respecto al clave pesado, y x_{LK} , x_{HK} son las concentraciones de los claves ligero y pesado. La volatilidad relativa se toma como la media geométrica de los valores a las temperaturas del tope y el fondo de la columna. Para calcular estas temperaturas se deben hacer estimados iniciales de las composiciones, así el cálculo del número mínimo de etapas por la ecuación de Fenske es un procedimiento de prueba y error. Si hay una gran diferencia entre las volatilidades relativas del tope y del fondo de la columna, el uso del valor promedio en la ecuación de Fenske se estimará un número de etapas menor al requerido. En este caso un mejor estimado puede hacerse calculando el número de etapas en la sección de rectificación y agotamiento separadamente, tomando la concentración de la

alimentación como la concentración base para la sección de rectificación y como la concentración del tope para la sección de agotamiento, y estimando la volatilidad relativa promedio separadamente para cada sección. Este procedimiento también dará un estimado de la ubicación del punto de alimentación.

3.10.3. Reflujo mínimo

Método de Underwood. FAIRES, V. M. (1992). Underwood (1948) derivó ecuaciones para estimar la relación de reflujo mínimo para destilación de múltiple componentes. Este método resuelve una ecuación la cual relaciona la composición de la alimentación, la condición térmica de la alimentación, y la volatilidad relativa a la temperatura promedio de la columna para un factor θ este factor es sustituido en una segunda ecuación la cual relaciona el reflujo mínimo a la volatilidad relativa y la composición del destilado. El método asume volatilidad relativa constante a la temperatura promedio de la columna y flujos molares constantes. Este método da aproximaciones de ingeniería razonables para sistemas que se aproximan a la idealidad. El método de Underwood ha sido tradicionalmente el más popular para determinación del reflujo mínimo. El método es:

1. Encontrar θ (el cual debe estar entre los valores de las volatilidades relativas de los componentes claves) por un método de prueba y error usando la ecuación:

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (3.48)$$

Donde:

α_i = volatilidad relativa del componente i con respecto a algún componente de referencia, usualmente el clave pesado

$x_{i,F}$ = concentración del componente i en la alimentación y q depende de la condición de la alimentación

2. Reemplazar θ en la siguiente ecuación para calcular $(L/D)_m = R_m$

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} \quad (3.49)$$

donde

R_m = relación mínima de reflujo

$x_{i,D}$ = concentración del componente i en el tope a reflujo mínimo

En la derivación de las ecuaciones (3.48) y (3.49) las volatilidades relativas son tomadas como constantes. Podría usarse el promedio geométrico de los valores estimados de las temperaturas del tope y del fondo. Esto requiere un estimado de las composiciones del tope y del fondo. Aun cuando las composiciones deberían ser estrictamente las dadas para reflujo mínimo, se pueden usar los valores determinados a reflujo total, de la ecuación de Fenske.

3.10.4. Relaciones entre etapas y reflujo

Las relaciones más populares entre reflujo y etapas son las de Gilliland y Erbar y Maddox. Muchos diseñistas recomiendan ambas, algunos prefieren Gilliland, mientras que otros prefieren Erbar y Maddox. La correlación de Erbar y Maddox es considerada más exacta, especialmente a bajas relaciones de reflujo, sin embargo, la exactitud de la correlación de Gilliland para métodos cortos de cálculo es usualmente satisfactoria. Las dos correlaciones son consistentes con la ecuación de Fenske y el método de Underwood.

Correlación de Gilliland (Fig. 3.3). Esta gráfica correlaciona el reflujo y las etapas por

$$X = \frac{R - R_m}{R + 1} \quad (3.50)$$

$$Y = \frac{N - N_m}{N + 1} \quad (3.51)$$

Cuando $R = R_m$, $X = 0$, y Y se aproxima a la unidad. Cuando $N = N_m$, $Y = 0$, y X se aproxima a la unidad. La curva entonces se extiende desde la coordenada (0,1) a reflujo mínimo hasta (1,0) a reflujo total.

CORRELACIÓN DE GILLILANDURVA⁽¹⁰⁾

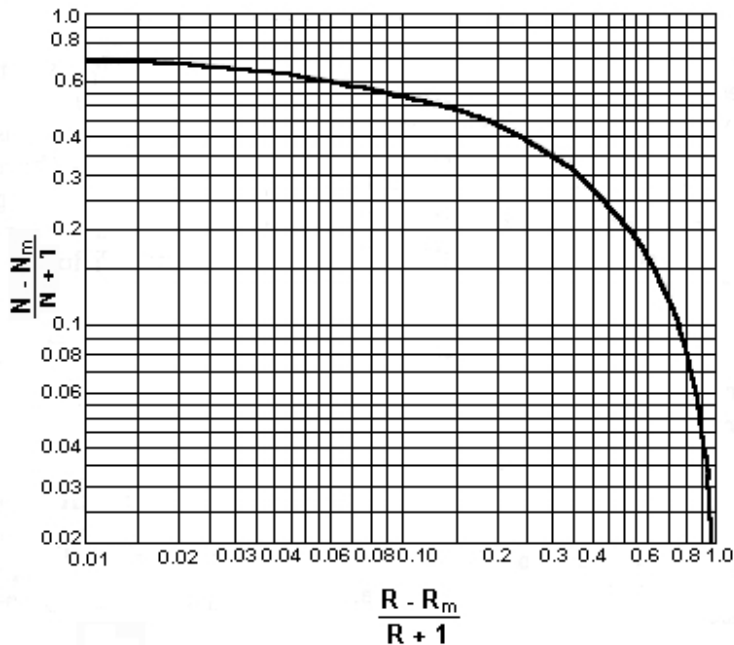


Fig. 3.3 Curva que relaciona el Reflujo y Número de Etapas

Gilliland usó el método de Fenske para determinar las etapas mínimas y su método para computar el reflujo mínimo. Sin embargo, se ha demostrado que el método de Underwood para reflujo mínimo también puede ser usado.

Ecuaciones numéricas de Gilliland. Desde que Gilliland derivó su correlación original, varios autores han desarrollado ecuaciones numéricas para representarla. Sin embargo la que más se aproxima es la Ecuación de McCormick, dada por las relaciones:

$$Y = 1 - X^B \tag{3.52}$$

$$B = 0.105 \log X + 0.44 \tag{3.53}$$

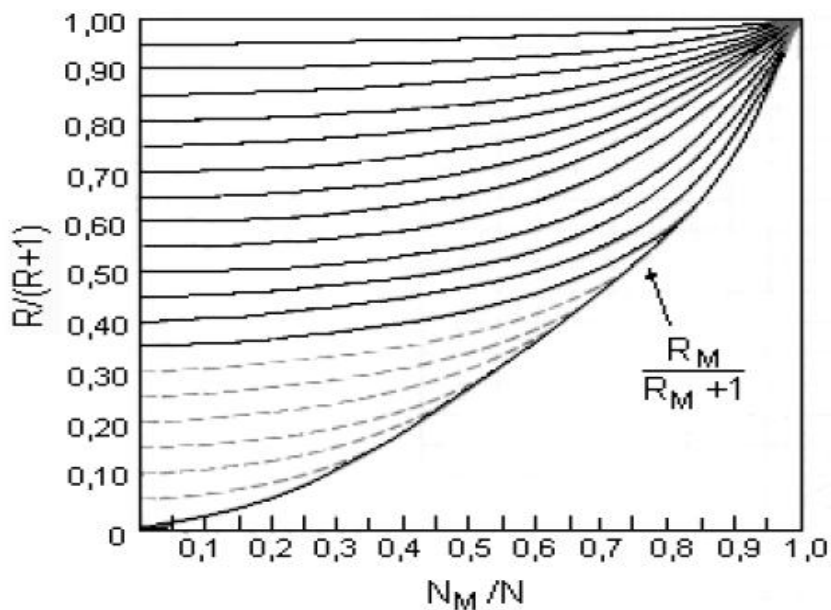
$$X = \frac{R - R_m}{R + 1} \tag{3.54}$$

$$Y = \frac{N - N_m}{N + 1} \tag{3.55}$$

Correlación de Erbar – Maddox (Fig. 3.4). Este método usa una gráfica de $R/(R + 1)$ contra N_m/N , con $R_m/(R_m + 1)$ como el parámetro. Cuando $R = R_m$ el eje x se hace cero. Por consiguiente, el eje y del diagrama representa las condiciones de reflujo mínimo. Cuando $N = N_m$, ambas coordenadas x y y se vuelven la unidad. La Fig. 3.4, está basada en una alimentación a su punto de burbuja. Para otros tipos de alimentación se usa la siguiente correlación:

$$V_u = V_K + \frac{(1 - D/F)(H_{F,u} - H_{F,K})}{Q_c/L_0}$$

En la correlación de Erbar – Maddox, el número mínimo de etapas se calcula por el método de Winn y el reflujo mínimo por el método de Underwood, pero también puede usarse el método de Fenske para las etapas mínimas.



CORRELACIÓN DE ERBAR – MADDOX⁽¹⁰⁾

Fig. 3.4. Relaciones entre Reflujos

3.10.5. Ubicación de la etapa de alimentación

Una limitación del método de Erbar – Maddox y similares métodos empíricos, es que ellos no dan la ubicación del punto de alimentación.

Ecuación de Fenske

Un estimado puede hacerse usando la ecuación de Fenske para calcular el número de etapas en las secciones de rectificación y agotamiento separadamente, pero esto requiere un estimado de la temperatura del punto de alimentación.

$$N_{m,s} = \ln S_s / \ln \alpha_s \quad (3.56)$$

Donde:

$$S_s = \frac{z_{LK} x_{B,HK}}{z_{HK} x_{B,LK}} \quad (3.57)$$

donde α_s es la volatilidad relativa promedio del clave ligero en la sección del fondo. El número de platos actuales en la sección del fondo es estimado de

$$\frac{N_s}{N_{m,s}} = \frac{N}{N_m} \quad (3.58)$$

Ecuación de Kirkbride

Una aproximación alternativa es usar la ecuación empírica dada por Kirkbride

$$\frac{N_R}{N_S} = \left(\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{z_{HK}}{z_{LK}} \right) \left(\frac{x_{B,LK}}{x_{D,HK}} \right)^2 \right)^{0.206} \quad (3.59)$$

Donde:

N_R = número de etapas sobre el punto de alimentación, incluyendo cualquier condensador parcial.

N_S = número de etapas por debajo de la alimentación. Incluyendo al rehervidor.

B = flujo molar de los productos del fondo.

D = flujo molar de los productos del tope.

z_{HK} = concentración del clave pesado en la alimentación.

z_{LK} = concentración del clave ligero en la alimentación.

$x_{D,HK}$ = concentración del clave pesado en los productos del tope

$x_{B,LK}$ = concentración del clave ligero en los productos del fondo.

CAPÍTULO IV

DESTILACIÓN AZEOTRÓPICA HETEROGÉNEA

4.1. Descripción

La destilación azeotrópica heterogénea es un proceso ampliamente practicado para la deshidratación de una gran cantidad de sustancias, como son: el ácido acético, cloroformo, etanol, y otros alcoholes de mayor grado. Esta técnica consiste en separar los componentes que están más cerca a sus puntos de ebullición, añadiendo un tercer componente al cual se le denomina agente arrastrador y va a hervir con temperatura de ebullición mínima.

Un azeótropo ternario es el que normalmente lleva el agua a la parte superior de la columna y deja los productos libres de agua en la parte inferior. En la parte superior se formará dos fases líquidas: La fase orgánica o fase enriquecida, la cual será refluida mientras que la fase acuosa será decantada.

4.2. Explicación de la destilación azeotrópica heterogénea

1. La característica principal de la destilación azeotrópica heterogénea es que los agentes arrastradores y las composiciones de vapor que está en la parte superior, genera una línea líquido-líquido el cual ocupa una de las regiones de destilación, dividiéndolas en dos regiones que contenga los dos componentes para ser separadas. Para ello cada columna debe estar provista de alimentación en las diferentes regiones de destilación, esto se debe a que en el condensador debe existir dos fases líquidas y también necesitamos hacer recircular la fase orgánica mientras se decanta la fase acuosa.
2. Las regiones de destilación en las mezclas homogéneas no pueden ser atravesadas por curvas residuales, y que para todos los propósitos prácticos no pueden ser atravesadas por el perfil de la composición líquida en el estado

estacionario en una columna de destilación. Por ello, para mantener los dos componentes puros, los cuales se encuentran en las dos diferentes regiones de destilación, es necesario tener dos alimentaciones (uno para cada región) y dos columnas de destilación

3. El destilado y los productos de la parte inferior (cola) deben permanecer en la misma curva residual.
4. La alimentación, el destilado y los productos de cola deben permanecer en la misma línea del balance de materia. Toda alimentación a la columna (reflujo, composición y el proceso de alimentación) debe dirigirse a la parte superior de esta.
5. La composición de los gases de vapor que dejan la parte superior no deben estar cerca necesariamente cerca al azeótropo ternario.
6. La columna debe ser operada de tal manera que solo exista una fase líquida en las etapas del proceso. El condensador debe ser operado en la región heterogénea, esto significa que el vapor que viene de la parte superior debe estar en equilibrio con una sola fase líquida, pero que debe condensarse a dos fases líquidas. Esto reduce la selección de las composiciones de vapor considerablemente y que solo puede lograrse mediante la manipulación cuidadosa de las condiciones de operación del condensador asimismo a la mezcla del decantador orgánico y las fases acuosas en el reflujo.
7. Para obtener un punto de ebullición mínimo en los sistemas azeotrópicos Heterogéneos, se puede agregar agua al decantador de tal manera que se cambie la composición general en la región de dos fases líquidas o también se puede disminuir la temperatura del condensador para ampliar lo suficiente a la región de las dos fases líquidas para abarcar la composición del destilado.

8. Es importante notar que sobre el punto de ebullición líquido no es simplemente una curva binodal a una determinada temperatura, sino la proyección de la superficie de ebullición líquida en el plano de la base de composición. Esto es importante porque la composición líquida en equilibrio de la parte superior de la columna debe permanecer fuera del punto de ebullición líquido. Se considera que no es suficiente mantener fuera al diagrama recto del condensado heterogéneo.
9. La composición de las dos fases líquidas generadas en el condensador deben ser tomadas de las líneas de enlace en el diagrama recto calculado a partir de las condiciones del condensador más no las condiciones de la parte superior
10. Las proporciones relativas de las dos fases líquidas en el condensador, conocido como "Q", está dada por la regla de la palanca.
11. La composición del vapor en el equilibrio con un punto líquido en la curva de residuos debe permanecer en la tangente de la curva residual. Para los sistemas homogéneos cada curva de residuos tiene un vapor asociado a la curva de evaporización y que están relacionados mediante la condición de tangencia. Sin embargo, en la región homogénea solo hay una curva de evaporación (línea de vapor); por ello, la composición del vapor en equilibrio en un punto en la curva de residuo heterogénea permanece en la intersección de la tangente entre la curva de residuos y la línea de vapor.
12. Note que en la región de dos fases líquido, la línea del vapor permanece muy cerca de la región de destilación heterogénea. No obstante, ambas curvas coinciden solo cuando la región de destilación es lineal. Para otros casos, la curva del vapor debe permanecer en la parte convexa de la región de destilación (como se indica en la condición de tangencia).
13. Todas las composiciones líquidas que permanecen en la ebullición líquida producirán un equilibrio entre las composiciones del vapor en la línea del vapor.

14. A medida que la composición líquida se aleja de la ebullición líquida (en la región homogénea), las composiciones de vapor en equilibrio correspondiente se alejan de la línea del vapor. Sin embargo, el cambio en la superficie del vapor en cualquier punto de la línea de vapor es normalmente bastante empinada

15. Dentro de ciertos rangos de las especificaciones de la columna en los sistemas de destilación azeotrópica heterogénea se muestran múltiples estados estacionarios. Si estos estados estacionarios se encuentran entre ellos demasiado próximos causan frecuentemente comportamientos errados en la columna, lo cual hace más difícil de controlarla.

16. Muchos sistemas de destilación azeotrópica muestran una alta sensibilidad a pequeños cambios en las condiciones de operación. Cabe mencionar algunas de ella.

17. Los pequeños cambios producidos en los productos de residuo pueden cambiar considerablemente la temperatura de la columna y los requerimientos para el agente arrastrador.

18. Los pequeños cambios en la relación del reflujo pueden cambiar drásticamente la temperatura.

19. Las pequeñas fluctuaciones en la presión puede mover la composición del producto de cabeza fuera de la región heterogénea de forma que se causa un error en la columna.

20. Las pequeñas pérdidas en la interface del decantador puede causar a que toda la secuencia de la columna se detenga

CAPÍTULO V: SIMULACIÓN EN ESTADO ESTABLE

5.1. Condiciones de la materia prima

La materia prima a utilizar, será el alcohol obtenido en la planta piloto de alcohol, es a partir del jugo de caña, de acuerdo al siguiente procedimiento:

Con las condiciones que se operan en la columna, se llega como producto final a la obtención de etanol, con una concentración de 85% en peso (96.4 % en volumen), materia prima que servirá para alimentar al sistema virtual, para luego ejecutar la simulación y obtener un alcohol anhidro.

5.2. Proceso de deshidratación

En este capítulo se explicará el proceso de destilación azeotrópica heterogénea. Se describe la simulación del proceso de producción de etanol en estado estable y el equipo que integra la secuencia.

También se discute cómo se seleccionó el modelo de equilibrio de fases utilizado en la simulación de acuerdo a un análisis de datos experimentales del comportamiento de la mezcla ternaria Etanol - Agua - Pentano y los problemas inherentes a la implementación y simulación de procesos complejos, tales como: la multiplicidad de estados y la alta sensibilidad a pequeñas perturbaciones en la presión y temperatura de operación.

5.3. Proceso de deshidratación de etanol por destilación azeotrópica heterogénea.

Los orígenes de este proceso se remontan a más de un siglo cuando fue necesaria la producción de etanol de alta pureza. El etanol es ampliamente producido por el proceso de fermentación. Una mezcla típica obtenida por fermentación contiene concentraciones muy bajas de etanol, de 4% molar a un 6% molar.

Si esta mezcla se alimenta a una columna de destilación, columna 1, que opere a presión atmosférica, se puede producir agua de alta pureza, pero el etanol

destilado no puede alcanzar una concentración superior a 89.99% molar, esto ocurre por la presencia de un azeótropo en la mezcla etanol-agua.

El n-pentano trabaja como un separador ligero que al evaporarse se lleva al agua con él, gracias a miscibilidad parcial que existe entre ellos. Por esto, el n-pentano vuelve al agua muy volátil.

El etanol sale por la parte baja de la columna, a pesar de que el agua es más pesada, el punto de ebullición normal del etanol es de 173 °F, mientras el del agua es de 212 ° F.

El vapor que sale de la columna es una mezcla ternaria, compuesta por agua, etanol y n-pentano. Cuando esta se condensa, la repulsión entre las moléculas de agua y las moléculas orgánicas del pentano es tan grande que se forman dos fases líquidas.

En la secuencia se alimenta con una mezcla cercana al azeótropo de etanol-agua, con un concentración de 84% mol de etanol y 16% mol de agua.

Los productos que deseamos obtener de este proceso es agua que se obtendrá en la parte baja del separador flash, otro producto que obtendremos es etanol de alta pureza, en la parte baja de la columna.

Como se mencionó en el capítulo 1, la alimentación y el etanol se encuentran en regiones diferentes del diagrama ternario, al existir una frontera de destilación entre ellos, por lo tanto no se puede alcanzar la separación en una columna de destilación simple, por esta razón se agrega un decantador que nos ayudara a cruzar la frontera y la segunda columna para alcanzar la pureza de etanol deseada.

El funcionamiento es el siguiente:

- Se alimenta al proceso una mezcla de etanol-agua al 84% mol de etanol, en la columna de destilación existe una concentración alta de n-pentano, esto provoca que el agua sea muy volátil.

- El etanol de alta pureza es obtenido en la parte baja de la columna, el vapor destilado es una mezcla ternaria que está muy cerca del punto azeotrópico ternario, esta mezcla es enviada al separador de fases.

En el decantador se producen dos fases, una acuosa y otra orgánica, esta última es recirculada a la columna de destilación (va por la parte superior del separador). La fase acuosa, con altas concentraciones de etanol y agua, es obtenida en el separador flash y, es recirculada a la columna de destilación.

Aproximadamente un 86.31% molar de la corriente de recirculación, proveniente del separador flash, es n-pentano, 12.36 % molar de etanol y, 1.3 % de agua; recirculan a la columna de destilación

En el separador flash, se producen 03 corrientes, la corriente que sale por el tope, la corriente de recirculación (descrito líneas arriba), la corriente que sale por el fondo, cuya composición molar es: 0.5 % de pentano, 25.37 % de etanol y 74.08 % de agua.

5.4. Software de simulación CHEMCAD.

Chemcad, es el sistema de simulación de estado estable, que puede ser utilizado para el modelado de una gran variedad de procesos industriales, incluyendo procesos químicos, petroquímicos y refinerías.

Chemcad incluye una amplia librería de modelos de unidades de operación que permiten una fácil interconexión para construir modelos de proceso personalizados.

Chemcad, está orientado a la industria de procesos, Química y Petroquímica, es el simulador que posiblemente sea uno de los más extendidos en la industria.

Para implementar este proceso propuesto en la suite de simulación de Chemcad, es necesario saber manejar cuatro componentes:

1. Orientado al diseño y simulación de procesos en estado estable.
2. Orientado a la simulación dinámica de procesos, así como el control del mismo.

3. Para la predicción del equilibrio de fases.
4. Para desarrollar modelos del equipo que integra un proceso y aplicarlos a la simulación, optimización y control de procesos continuos, por lotes o semi-continuos.

5.5. Construcción de la secuencia.

El proceso está compuesto de:

1. Líneas de ingreso y salida

Las columnas de destilación a utilizar serán las columnas SCDS., que permiten:

- ✓ Cálculos rigurosos de equilibrio Líquido – Vapor
 - ✓ Puede ser utilizada para modelos en el estado estacionario o dinámicos
 - ✓ Permite simular procesos de destilación reactiva
 - ✓ Son columnas adecuadas para coeficientes de actividad en modelos VLE (equilibrio Líquido – Vapor)
2. 01 columnas de destilación (donde se alimenta la mezcla azeotrópica y el n-pentano).
 3. 01 Columna, donde se forma el heteroazeótropo ternario y, por la parte inferior se obtiene el etanol carburante.
 4. 01 Columna, por la parte superior circula la fase orgánica y por la parte inferior se obtiene agua como subproducto.
 5. 01 separador (se forma dos fases, la fase orgánica que recircula a la segunda columna y la fase acuosa que es alimentado a la tercera columna.

5.6. DIAGRAMA DE FLUJO: Selección de equipo e interconexión.

1. Primero, seleccionamos el ingreso.

- Línea de ingreso (color rojo).

- Línea de salida (color púrpura).

Líneas de Ingreso (alimentación) y Salida (producto). **FELDER, R. M. Y ROUSSEAU, R. W. (1986)**

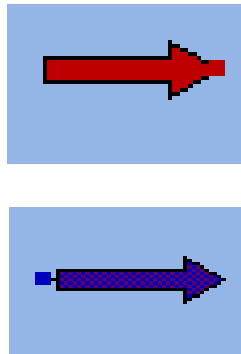
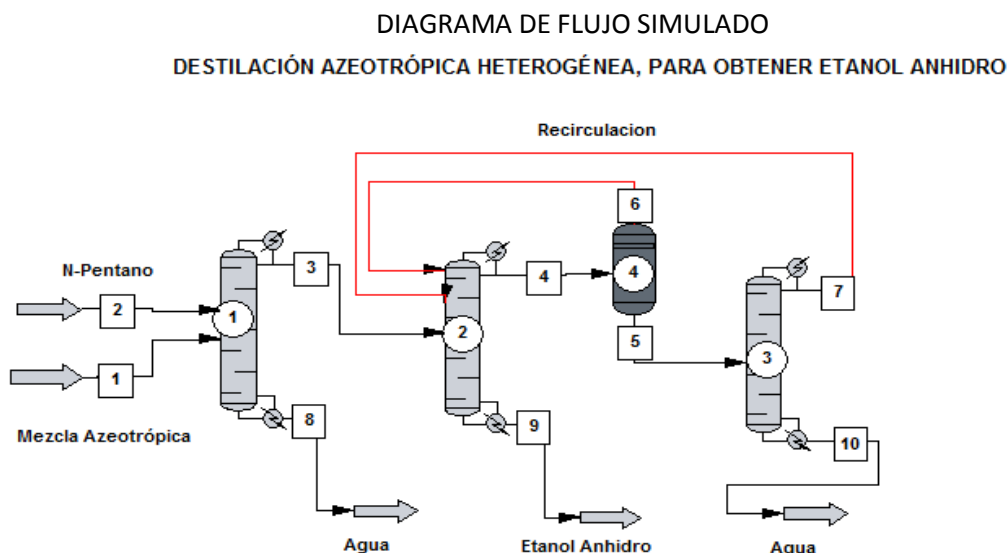


Fig. 5.1. Color Rojo: Alimentación, Color Morado: Producto

2. Columnas de destilación.

Se utilizarán columnas del modelo “SCDS”, para la simulación de todo tipo de operaciones de separación vapor-liquido de múltiples fases, estas operaciones incluyen: Destilación ordinaria, Absorción, Stripping, destilación Azeotrópica y extractiva.

5.7. Construcción del diagrama de flujo simulado



Fuente: Grupo de Trabajo

Flash		Cancel	OK
Stream No.	2		
Stream Name			
Temp F	154		
Pres psia	50		
Vapor Fraction	0		
Enthalpy MMBtu/h	-0.02139234		
Total flow	0.3		
Total flow unit	lbmol/h		
Comp unit	lbmol/h		
Water	0		
Ethanol	0		
N-Pentane	0.3		

Parámetros de las corrientes de alimentación: Mezcla Azeotrópica

Flash		Cancel	OK
Stream No.	1		
Stream Name	Mezcla Azeot		
Temp F	110		
Pres psia	50		
Vapor Fraction	0		
Enthalpy MMBtu/h	-33.60901		
Total flow	282.602		
Total flow unit	lbmol/h		
Comp unit	lbmol/h		
Water	40.582		
Ethanol	242.02		
N-Pentane	0		

Parámetros de las corrientes de alimentación: N-Pentano

5.8. Parámetros de los equipos:

Parámetros de la Columna de Destilación 01

Equipo: Columna de destilación 01	
Número de Platos	30
Alimentación de la corriente 01 (Mezcla Azeotrópica)	Plato N° 01
Alimentación de la corriente 02 (N-Pentano)	Plato N° 15
Temperatura del destilado	91° F
Composición fraccional de etanol en la base	0.001

Fuente: Grupo de trabajo

Parámetros de la Columna Azeotrópica

Equipo: Columna de destilación 02 (Columna azeotrópica)	
Número de Platos	35
Alimentación proveniente de la columna 01	Plato N° 03
Alimentación proveniente del separador	Plato N° 01
Alimentación proveniente de la columna 03 separador	Plato N° 02
Relación de Reflujo	15
Composición de etanol en la base	0.999

Fuente: Grupo de trabajo

Parámetros de la Columna de destilación 03

Equipo: Columna de destilación 03	
Número de Platos	30
Alimentación proveniente del separador de fases	Plato N° 02
Relación de Reflujo	9.999
Composición fraccional de agua en la base	0.999

Fuente: Grupo de trabajo

Parámetros del equipo: separador de Fases

Equipo: Separador de fases	
Fracción mol de vapor	0.001
Presión	14.5 psia

Fuente: Grupo de trabajo

5.9. Solvente empleado

El solvente escogido para realizar la simulación de la deshidratación, fue el pentano normal:

Tiene un bajo punto de ebullición comparado con el agua y el etanol, por eso hay formación de azeótropo ternario heterogéneo, es decir existe la presencia de dos fases (fase orgánica y la fase acuosa).

5.10. Descripción de la Simulación

Para realizar la simulación y obtener etanol carburante, con una concentración superior al 99.9 % de etanol, se realizó la construcción del diagrama de flujo simulado, empleando 03 columnas de destilación; la primera columna es la que se alimenta la mezcla azeotrópica, en etapas distintas, siempre considerando que la alimentación azeotrópica, debe estar por debajo de la alimentación del pentano, el producto de base de esta columna, está constituido en elevadas concentración de agua, y por la parte superior (donde se forma el azeótropo ternario heterogéneo), que es alimentado al separador de fases (fase orgánica y fase acuosa), la fase orgánica, recircula a la segunda columna, por el plato superior, mientras que la fase acuosa es alimentada a la tercera columna; por la parte superior de esta columna, hay formación del azeótropo binario (agua-etanol), que es recirculada a la columna N° 2, en el plato superior, mientras que por la base de la columna, se obtiene agua casi pura.

Para realizar el proceso de simulación, se empleó el modelo termodinámico NRTL, por ser el modelo que mejor correlaciona los datos empleados en el simulador, es decir con los datos empleados, el sistema converge.

Cuando se emplearon etapas por debajo del número establecido finalmente en la columna azeotrópica (35 platos o etapas), manteniendo las etapas de alimentación de las corrientes provenientes tanto de la columna 1, así como las corrientes de recirculación (tanto la fase orgánica proveniente del separador como la corriente de reflujo azeotrópico (agua-etanol), proveniente de la columna 03, , no se obtiene la concentración deseada de etanol, que debe estar por encima del 99.5% para ser considerado como carburante.

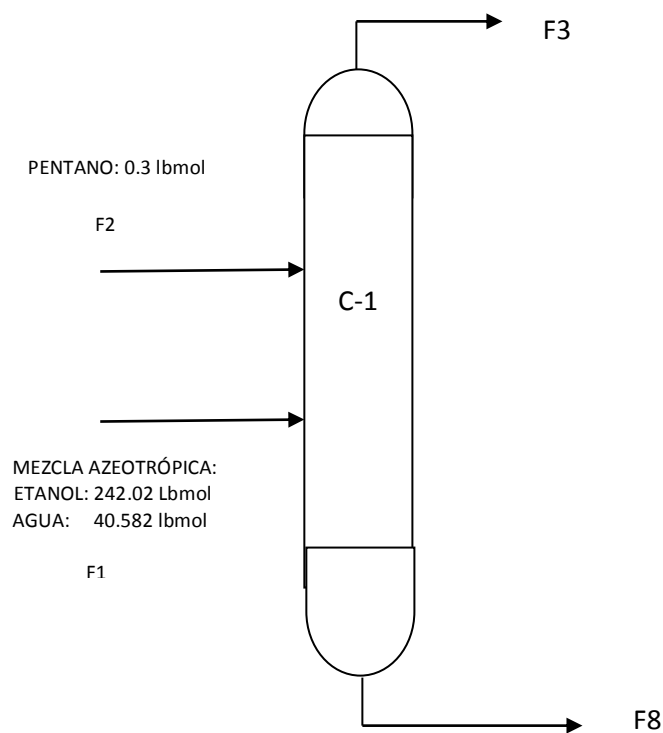
Con respecto a las relaciones de reflujo, podemos decir que en las columnas 02 y 03, las relaciones de reflujo, son elevadas, cuando se disminuye esta relación, disminuye la concentración de etanol carburante en la base de la columna 02, así como también disminuye la concentración de agua en la base de las columnas 01 y 03, por lo que estas relaciones de reflujo, debe tener valores altos, por encima de 8, pero estas altas relaciones de reflujo, incrementan los consumos energéticos del proceso.

CAPÍTULO VI: RESULTADOS OBTENIDOS

6.1 Rendimiento en la producción de bioetanol

Se determinó el rendimiento de la producción de bioetanol a partir del etanol azeotrópico, llegándose a obtener un rendimiento de 99.9 % de etanol, con una concentración de 99.95 % en peso de acuerdo al balance de materia realizado.

6.1.1. Balance de materia en la Columna 01



Equipo: Columna de destilación 01	
Número de Platos	30
Alimentación de la corriente 01 (Mezcla Azeotrópica)	Plato N° 01
Alimentación de la corriente 02 (N-Pentano)	Plato N° 15
Temperatura del destilado	91° F
Composición fraccional de agua en el tope	0.1
Composición fraccional de agua en la base de la columna	0.99

Fuente: Grupo de trabajo

Aplicamos la ecuación general del balance de materia:

$$E + P - S - C = A$$

Donde:

E: Entrada de la alimentación al sistema

P: Producción

S: Salida de productos del sistema

C: Consumo

A: Acumulación

Como el proceso es estable, es flujo continuo, régimen permanente, por lo que no existe acumulación, además no existe formación de nuevos productos, ni consumo; la ecuación general del balance de materia se reduce a $E = S$.

Realizamos 02 balances (balance total y balance parcial, con respecto al etanol)

Balance Total:

$$F_1 + F_2 = F_3 + F_8 \quad (a)$$

Donde:

F_1 : Mezcla azeotrópica, compuesta por:

Etanol: 242.02 lbmol (85.64% mol)

Agua: 40.582 lbmol (14.36 % mol)

F_2 : N-pentano: 0.3 lbmol

$$282.602 + 0.3 = F_3 + F_8$$

De la ecuación anterior: $F_3 = 282.902 - F_8$ (b)

Balance Parcial de agua:

$$282.602 * 0.1436 = 0.1(282.902 - F_8)$$

Resolviendo:

$$F_8 = 13.6727 \text{ lbmol}$$

$$F_3 = 269.2293 \text{ lbmol}$$

Composición de la corriente F_3

Agua: 0.1

Pentano: 0.00114

Etanol: 0.8988

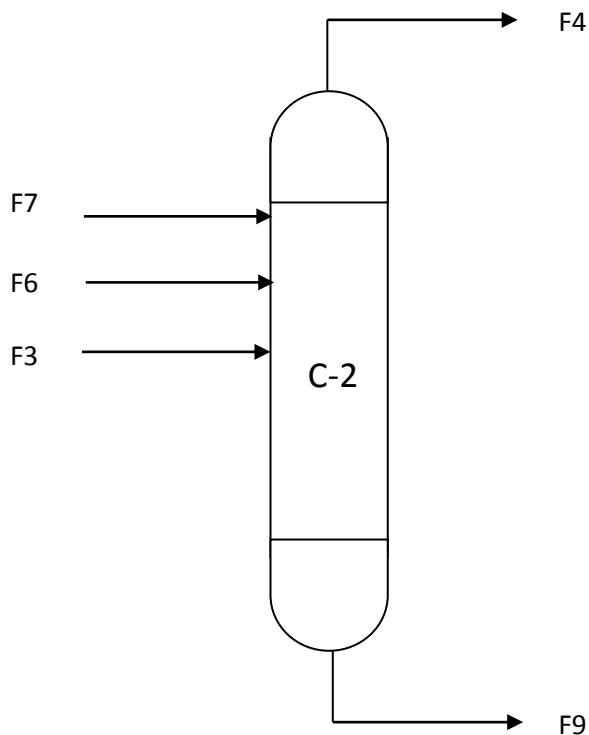
Composición de la corriente F_8

Agua: 0.999

Pentano: 0.00

Etanol: 0.001

6.1.2. Balance de materia en la columna N° 02 (columna azeotrópica)



Composición de las corrientes:

Corriente : F3	Corriente: F6	Corriente: F7
Agua : 0.1	Agua : 0.11	Agua : 0.001
Pentano : 0.00114	Pentano: 0.00	pentano: 0.990
Etanol : 0.8988	Etanol : 0.89	Etanol : 0.009

Corriente: F4 (corriente de azeótropo ternario)

Agua : 0.053
Pentano : 0.972
Etanol : 0.020

Corriente: F9 (corriente del producto: Etanol)

Agua : 0.0001
Pentano : 0.000
Etanol : 0.999

Existen 03 productos, por lo tanto existirán 03 balances independientes y 01 balance dependiente, que es el balance total:

Balance Total (balance dependiente)

$$F3 + F6 + F7 = F4 + F9$$

$$269.2293 + F6 + F7 = F4 + F9$$

Balances Parciales (balances independientes)

Agua:

$$0.1 * F3 + 0.11 * F4 + 0.001 * F7 = 0.053 * F4 + 0.001 * F9$$

Pentano:

$$0.0014 * F3 + 0.99 * F7 = 0.972 * F4$$

Etanol:

$$0.8988 * F3 + 0.89 * F6 + 0.009 * F7 = 0.020 * F4 + 0.999 * F9$$

Reemplazando datos y desarrollando, tenemos

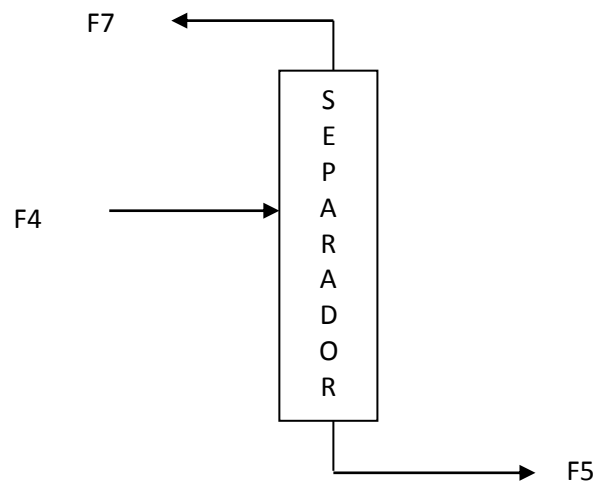
$$F6 = 45.436$$

$$F7 = 30.854$$

$$F4 = 103.665$$

$$F9 = 241.850$$

6.1.3. Balance de materia en el separador de fases



En este separador de fases, se forman dos fases:

Corriente F7: Fase orgánica

Corriente F5: Fase acuosa

Conocemos las composiciones de las corrientes:

Corriente: F4

Agua : 0.053

Pentano: 0.972

Etanol : 0.020

Corriente: F5

Agua : 0.51

Pentano: 0.00

Etanol : 0.49

Corriente: F7

Agua : 0.001

pentano: 0.990

Etanol : 0.009

Balance Total:

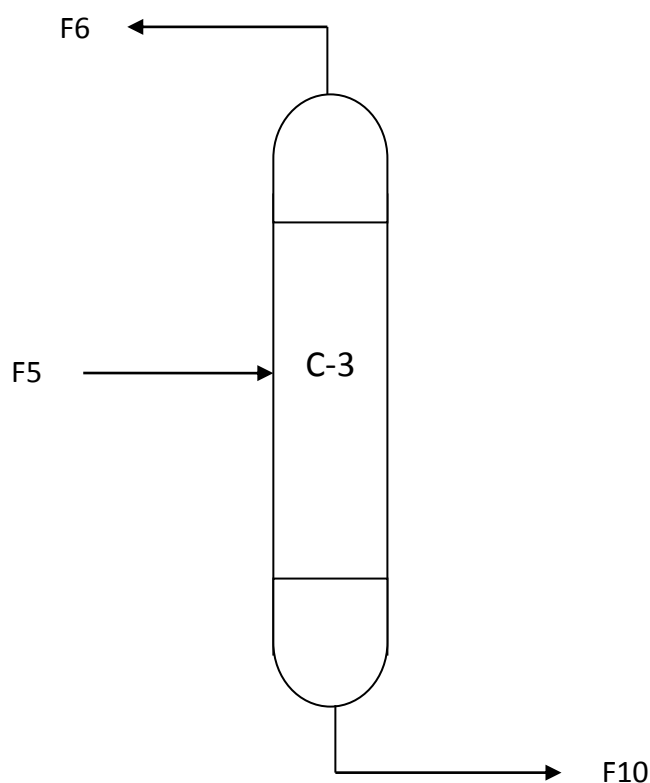
$$F4 = F5 + F7$$

Como conocemos la corriente F4, calculamos la corriente F5

$$F5 = F4 - F7 = 103.665 - 30.854 = 72.811 \text{ lbmol}$$

$$F5 = 72.811 \text{ lbmol}$$

6.1.4. Balance de materia en la columna 04 (recuperador de etanol)



Conocemos las cantidades de las corrientes F5 y F6, por lo que aplicando un balance total, por diferencia, calculamos la corriente F10; que está compuesto casi en un 100% de agua.

$$F10 = F5 - F6$$

$$F10 = 72.811 - 45.436$$

$$F10 = 30.375 \text{ lbmol}$$

Balance de Materia Total en el sistema

ENTRADA (lbmol/hr)		SALIDA (lbmol/hr)	
Agua	40.582	Agua	40.580
N-Pentano	0.3	N-pentano	0.3
Etanol	242.02	Etanol	242.02
TOTAL	282.902		282.900

6.2 Análisis de viabilidad de la producción

El análisis de producción de la viabilidad de llevar a cabo la producción de este combustible, es posible empleando la técnica de la destilación azeotrópica heterogénea, solo que el inconveniente, es la formación de azeótropo ternario con mínimo punto de ebullición (agua-etanol-pentano), por lo que cuando se emplea este método, es necesario adicionar una columna más, totalizando 03 columnas, lo que lógicamente incrementarían los costos iniciales de inversión y, en la etapa de ejecución, se incrementarían los costos operativos y los costos de mantenimiento de las columnas. Tomando como un punto de referencia para este análisis el balance de energía realizado.

6.2.1 Balance de Energía en la columna 01

Para realizar el balance de energía en columnas de destilación, se desprecian varias energías como son: Energía Cinética, Energía potencial, etc; por lo que el balance de energía se reduce a: Calor Ingresado=Calor Saliente.

Entalpía de los componentes de la alimentación:

Agua : -129.8615 KJ/lbmol

Pentano : -78.68 KJ/lbmol

Etanol : - 126.22 KJ/lbmol

Calor que ingresa en la Columna 01: Corrientes F1 y F2

$$(242.02 \text{ lbmol}) * (-126.22 \text{ KJ/lbmol}) + (40.582 \text{ lbmol}) * (-129.85 \text{ KJ/lbmol}) + (0.3 \text{ lbmol}) * (-78.68) = -35840.934 \text{ KJ}$$

Calor que Ingresas: -35840.934 KJ

Calor que sale de la Columna 01: Corrientes F3 y F8

$$(269.2293 * 0.1) * (-129 - 86) + (269.2293 * 0.00114) * (-78.68) + (269.2293 * 0.8898) * (-126.22)$$

Calor que sale de la corriente F3 = - 34063.35 KJ

$$(13.6727 * 0.999) * (-129 - 86) + 0.00 + (13.6727 * 0.001) * (-78.68)$$

Calor que sale de la corriente F8 = - 1774.8369 KJ

Calor Total a la salida de la Columna 01: -34063.35 – 1774.8369 = - 35838.1869 KJ

Como se puede notar $Q1 + Q2 = 0$ (aproximadamente)

6.3 Análisis de los costos de equipos

Al evaluar los costos de los equipos, se tiene como resultado lo siguiente:

Equipo	Costo (US\$)
Columna N°01	30,000.00
Columna N°02	30,000.00
Columna N°03	30,000.00
Separador de Fases	8,500.00
	98,500.00

Fuente: Van Duyne, (2001). Diseño de Procesos para la Industria.

CONCLUSIONES

1. Se empleó destilación azeotrópica heterogénea, empleando n-pentano como solvente
2. Elaboramos el diagrama de flujo simulado, consistente de tres columnas: Columna de alimentación de la mezcla azeotrópica, columna azeotrópica y columna recuperadora de azeótropo binario, además se utilizó 01 separador de fases (fase orgánica y fase acuosa).
3. Las características de la materia prima fueron: La materia prima a separar fue el etanol azeotrópico cuya composición es de 88.9 % de etanol y 11 % de agua, como solvente se empleó n-pentano, su fórmula molecular es C_5H_{12} , punto de ebullición es de $36.5^{\circ}C$, es un líquido incoloro, cuya presión de vapor es de 1.58×10^{-4} mm Hg.
4. Elaboramos el diagrama de flujo.
5. Una vez elaborado el diagrama de flujo simulado, insertamos los datos en las corrientes de alimentación, así como en los diferentes equipos, para posteriormente ejecutar la simulación.
6. Después de varias iteraciones, el sistema llega a converger con los datos insertados en cada corriente de alimentación y equipo, lográndose un 99.98 % porcentaje de recuperación de etanol alimentado, con una concentración de 99.947 fracción mol de etanol, con un flujo de 241.9 lbmol/hr.

RECOMENDACIONES

1. El programa puede ser utilizado para los diferentes cursos que se dictan en el área de Ingeniería, transporte de fluidos, transferencia de calor, transferencia de masa (destilación binaria, destilación de multicomponentes, absorción de gases, extracción líquido-líquido, extracción líquido-sólido, etc.).
2. El software Chemcad, no es un paquete informático sofisticado, por su versatilidad y diferentes aplicaciones, por lo que se recomienda su uso permanente, especialmente en la simulación de procesos químicos, con el fin de diseñar, modificar, monitorear; procesos existentes o procesos químicos nuevos para obtener un determinado producto.
3. Realizar simulaciones para deshidratar etanol, empleando otros solventes orgánicos
4. En cuanto a requisitos previos, es recomendable tener una base sólida en Operaciones Unitarias, Termodinámica del equilibrio, Fundamentos de Química-Física. Para el uso del simulador comercial CHEMCAD, es recomendable que el alumno tenga un buen conocimiento de un nivel mínimo de informática a nivel de usuario.
5. Incorporar las nuevas tecnologías de innovación docente en la impartición de las enseñanzas de nivel medio y superior.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. AGENCIA PERUANA DE NOTICIAS, (2012).Maple Energy inicia venta de etanol en mercado peruano.
2. Beckley, (2005), “Comparación de secuencias de deshidratación de etanol por destilación extractiva por benceno”, Información tecnológica- Vol. 16, núm. 5, Pág.: 35-42.
3. Cardona (2005): “Simulación de los procesos de obtención de etanol a partir de caña de azúcar y maíz”, Universidad Nacional de Colombia sede Manizales, Colombia.
4. Cerpa (2012): “Producción del etanol anhidro como aditivo para la gasolina a partir de la caña de azúcar de la región del río Huallaga”, Universidad de Valladolid, Valladolid, España.
5. Chemcad User Guide, Tech Inc., Septiembre de 2006
6. Chemstations Inc (2009), The User Guide Chemcad 6.2. Houston, Texas 77042, U.S.A.
7. CORNEJO (2006): Optimización de parámetros de operación de equipos, sistemas de generación y transporte de energía en la Refinería Iquitos.
8. Díaz De Los Rios (1998). Simulación de Procesos en Ingeniería Química. Editorial Reverté. México
9. Faires (1992). “Termodinámica”, UTEHA, S.A. de C.V.
10. Felder y Rousseau (1986) “Principios Elementales de los Procesos Químicos”, Addison-Wesley Iberoamericana S.A.
11. Holland (1998). “Fundamentos de destilación de mezclas multicomponentes”, Editorial Limusa, S.A. de C.V.

12. LLERENA (2009): Simulación de la Planta Piloto de Alcohol de la Facultad de Ingeniería Química-UNAP
13. MAPLE. SRL.(2010): *(Proyectos de Asuntos Agrarios.*
14. MINCETUR (2005). Reglamento de la Ley de promoción de Biocombustibles
15. Mortaheb and Kosuge (2004). Simulation and optimization of heterogeneous azeotropic distillation process with a rate-based model. *Chemical Engineering and Processing*, 43:317–326.
16. NOLORBE (2011): Modelado y Simulación de Reactor Químico con convección forzada. Tesis. Facultad de Ingeniería Química-UNAP
17. Prausnitz, Lichtenthaler and Gomes (2000). *Termodinámica molecular de los equilibrios de fases.* Prentice Hall.
18. Ríos (2005). “Modelos Termodinámicos para el Equilibrio Vapor – Líquido @ Bajas Presiones”. En: *Scientia et Technica*, Pereira: Universidad Tecnológica, N° 13, II
19. Smith, Ness and Abbott (1996). *Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química.* McGraw Hill.
20. Tello y Otros: (2013): Instalación de Planta Industrial a nivel de Prefactibilidad para producir bioetanol combustible de caña de azúcar, en la Región Loreto. Facultad de Ingeniería Química, Universidad Nacional de la Amazonía peruana.
21. Treybal (1981). *Mass Transfer Operations.* McGraw Hill.
22. Van Duyne (2001), *Manual de Procesos para la Industria.* Ed. McGraw Hill
23. Zavaleta (2003). “*El Perú exportará etanol a EE.UU. y Japón en el 2005*”. *Diario El Comercio*, Sección Economía y Negocios, B-1, (Jueves, 03 de Abril), Lima, Perú.

ANEXO

GLOSARIO DE TÉRMINOS

Azeotrópico: Es una mezcla líquida de dos o más compuestos químicos que hierven a temperatura constante y que se comportan como si estuviesen formadas por un solo componente.

Biocombustible: Es una mezcla de sustancias orgánicas que se utiliza como combustible en los motores de combustión interna. Deriva de la biomasa, materia orgánica originada en un proceso biológico, espontáneo o provocado, utilizable como fuente de energía.

Bioetanol: Es un biocombustible obtenido por la fermentación de la materia orgánica y la biomasa rica en hidratos de carbono (azúcares). Las principales materias primas para producir bio-etanol son cereales, orujo, alimentos ricos en almidón y cultivos de azúcar (por ejemplo, la caña de azúcar).

Deshidratación: Es la alteración de agua y sales minerales en el plasma de un cuerpo. Puede producirse por estar en una situación de mucho calor (sobre todo si hay mucha humedad), ejercicio intenso, falta de bebida o una combinación de estos factores.

Destilación: Es la operación de separar, mediante vaporización y condensación en los diferentes componentes líquidos, sólidos disueltos en líquidos o gases licuados de una mezcla, aprovechando los diferentes puntos de ebullición de cada una de las sustancias ya que el punto de ebullición es una propiedad intensiva de cada sustancia, es decir, no varía en función de la masa o el volumen, aunque sí en función de la presión.

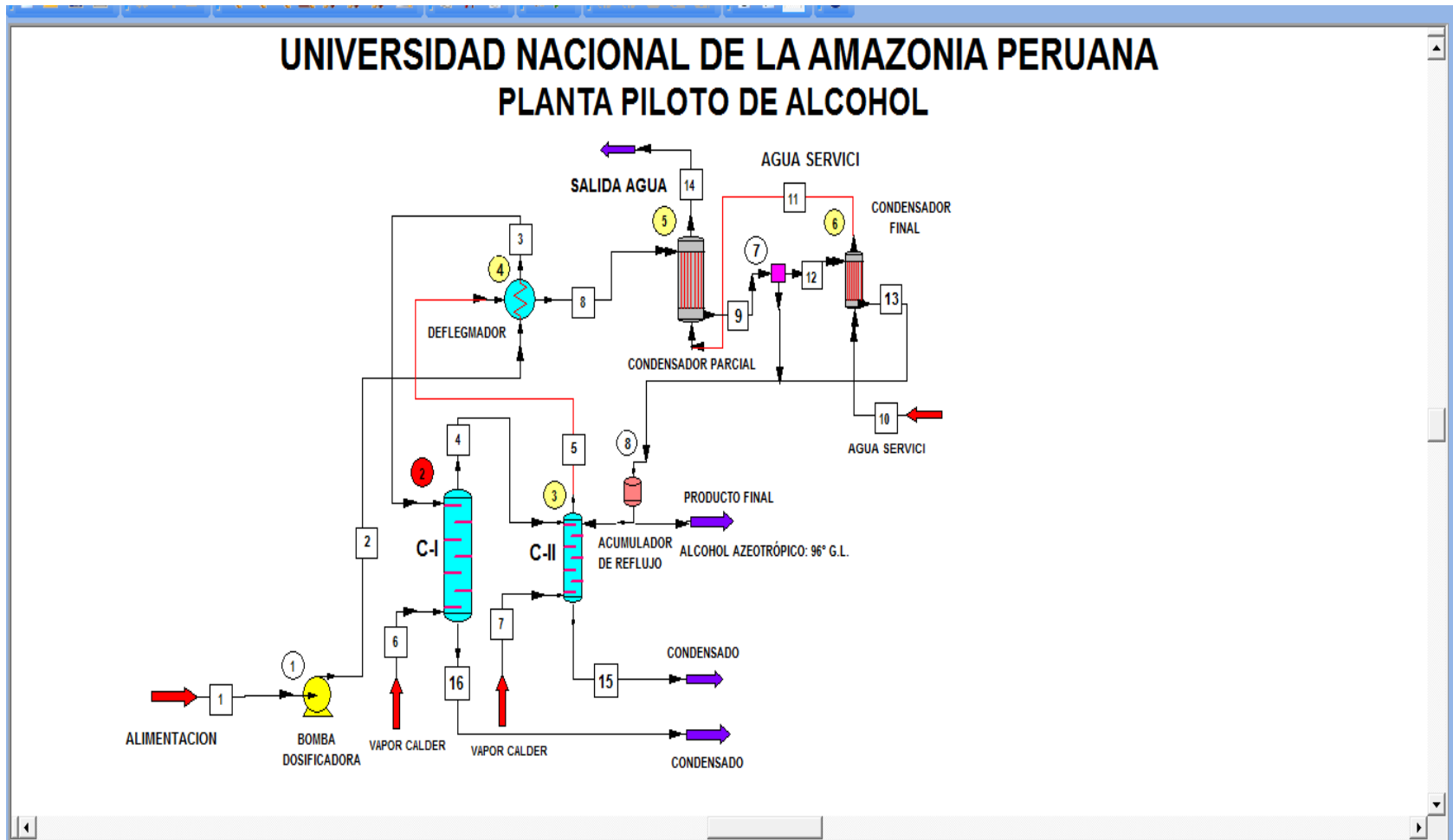
Heterogénea: es aquella que posee una composición no uniforme en la cual se pueden distinguir a simple vista sus componentes y está formada por dos o más sustancias, físicamente distintas, distribuidas en forma desigual.

Modelamiento Matemático: El modelamiento matemático es el proceso de creación de una representación matemática de algún fenómeno en razón de conseguir un mejor entendimiento del fenómeno.

Simulación: Es el artificio contextual que referencia la investigación de una hipótesis o un conjunto de hipótesis de trabajo utilizando modelos.

Solventes: Es el medio disolvente de una solución; normalmente es el componente de una solución presente en mayor cantidad.

Los disolventes forman parte de múltiples aplicaciones: adhesivos, componentes en las pinturas, productos farmacéuticos, para la elaboración de materiales sintéticos, etc.



UNIVERSIDAD NACIONAL DE LA AMAZONIA PERUANA PLANTA PILOTO DE ALCOHOL

