

Universidad de Matanzas
Facultad de Ciencias Técnicas
Departamento de Química



Trabajo de Diploma

Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico

Título: Evaluación simulada de la selección del mejor plato de alimentación a las columnas de la destilería CubaRon S.A. de Cárdenas

Autor: Cynthia Alvarez Garib

Tutor: Dr.C. Agustín Benítez Hernández

Ing. María de los Ángeles Rodríguez

Matanzas, 2018

Declaración de Autoridad

Yo, Cynthia Alvarez Garib, declaro ser el único autor de este Trabajo de Diploma y lo pongo a disposición de la Universidad de Matanzas, para hacer uso del mismo con el objetivo y finalidad que se estime conveniente.

Cynthia Alvarez Garib

Pensamiento: No debemos tener miedo a equivocarnos, hasta los planetas chocan y del caos nacen las ESTRELLAS.

Charles Chaplin

Dedicatoria

Quiero dedicarle mi tesis en primer lugar a mi Madre, que ha sido la persona que me acompaña en los buenos y malos momentos aunque sea en la distancia. Ella ha sido la responsable de mi educación y formación como ser humano, quien se ha preocupado siempre por mi bienestar a expensas del suyo. Es quien me ha aconsejado y orientado a tomar las mejores decisiones en la vida y me ha apoyado en todo incondicionalmente. A mi Padre, al que debo agradecerle en gran medida la formación profesional que poseo, ya que me apoyó y ayudó para poder estudiar esta carrera de la cual hoy me siento muy orgullosa. A mis padres les debo la vida, por ello quiero que sepan que han hecho muy buen trabajo y que haré todo lo posible para que siempre se sientan orgullosos de su hija. También a mis abuelos Lucy y Cesar, que siempre se encargaron de poner un orden en mi vida y han sido un ejemplo a seguir desde muy pequeña.

Agradecimientos:

A mi mamá, que ha sido y siempre será el motor impulsor de mi vida. Es la persona que ha estado a mi lado en los momentos en que me he caído, siempre con su mano extendida para orientarme por el buen camino. Ha sabido inculcarme los valores necesarios para convertirme en la persona que soy hoy en día. No me alcanzaría la vida para agradecerte todo lo que has hecho por mi, por eso hoy quiero decirte: gracias MIMA.

A mi padre, que gracias a él, hoy puedo decir con gran orgullo que me he convertido en Ingeniera Química. Siempre estuvo dispuesto a ayudarme en lo que me hiciera falta a lo largo de la carrera. Hoy puedo decir que me siento muy orgullosa de mi papá.

A mis abuelos, Mami y Apito, que siempre han tenido un lugar importante en mi vida. No ha habido un momento en mi vida en el que no los tenga presente con sus consejos. Son parte importante de mi, y siempre han sabido con su ternura y dedicación, guiarme por el mejor camino.

A mis amigas, Patricia León y Denise Casola. Que siempre fueron incondicionales conmigo y me ayudaron en los momentos más difíciles de mi vida. Aunque a veces tuve mis “peleas” con Patry siempre supimos llegar a un acuerdo, sobretodo porque ella siempre quiere tener la razón o eso cree. Deniss siempre fue nuestro paño de lágrimas, brindando su humilde opinión (como ella dice), y mediando entre estas dos “cabezas duras”. A ustedes dos las quiero como si fueran mis hermanas y les agradezco el haber compartido estos 5 años y espero que vengan muchos más juntas. Quiero agradecerle también a sus respectivas familias, que nos han apoyado en toda la carrera y nos han acogido para nuestros repasos.

A mis hermanos, Yaismel y Onais, que han sido un ejemplo a seguir. Con sus diferentes caracteres siempre he tomado de ellos las experiencias de vida, y no pasa un momento del día en que no los tenga presente.

A mi tutor Agustín, quien desde un inicio aceptó trabajar conmigo en este proyecto. Infinitas gracias tengo que darle por ayudarme a llevar a feliz término la realización de mi tesis. Siempre estuvo ahí para aclarar todas las dudas que en el camino aparecían, aún teniendo sus propios problemas. Considero que es

un excelente profesor y muy comprensivo, sobretodo cada vez que acudía a él porque no corría la simulación. Gracias de todo corazón.

A Mayi, que siempre estuvo dispuesta a suminístrame toda la información necesaria, no solo para la realización de la tesis sino, desde primer año de la carrera con las practicas laborales. Quiero agradecerle su tiempo y dedicación, que fueron muy valiosos para poder llevar a cabo este proyecto.

A mi pareja Brayan, que me ha apoyado y soportado en todo este largo proceso. Siempre ha estado dispuesto a ser mi paño de lágrimas y mi compañero incondicional. Gracias le doy por sus consejos y comprensión. Y aunque no se lo digo a menudo, ha sido un pilar importante en mi vida. Agradecerle también a su familia que siempre me ha apoyado, en especial a su abuelita Ramona.

A Zenia, por ser la “mama” que estuvo a mi lado para aconsejarme y apoyarme en todo momento y no descansar nunca hasta ver que me sintiera bien y saludable. A Daniela decirle que se ha convertido en la hermana menor (y celosa) que nunca tuve. Las quiero como si fueran de mi familia y les agradezco su apoyo incondicional.

A todos los profesores que a lo largo de la carrera han depositado sus conocimientos en mi para convertirme en una exitosa profesional. En especial al profe Santiago por su sinceridad y lecciones de vida, y Orozco por su paciencia y consejos.

Gracias a todos, y espero se sientan orgullosos de la persona que han formado.

Resumen

El presente trabajo se desarrolla en la destilería CubaRon S.A. de Cárdenas. En esta planta, durante los años de explotación, se han practicado modificaciones tecnológicas respecto al diseño original. Por ello en este trabajo se realiza un estudio de casos simulado para determinar el mejor plato para la alimentación en las columnas. A través de la simulación en HYSYS se determinan los puntos donde realizar los inyectos en las tres columnas de destilación. La nueva propuesta garantiza que el grado alcohólico sea, aproximadamente, 95.5% v/v.

Abstract

The present work is carried out in the CubaRon S.A. distillery of cárdenas. In this plant, during the years of exploitation, technological modifications have been practiced with respect to the original desing. This is why in this work a simulated case study is carried out to determine the best dish for the feeding in the columns. The simulation in HYSYS determines the points where to make the inyections in the three columns of distillation. The new proposal guarantees that the alcoholic degree is approximately 95,5% v/v.

Índice

Introducción.....	1
Capítulo1: Revisión bibliográfica.....	3
1.1 Destilación de alcohol.....	3
1.2 Compuestos indeseables en el alcohol etílico fino.....	5
1.2.1 Esteres.....	5
1.2.2 Aldehídos.....	5
1.2.3 Impurezas que disminuyen el tiempo de permanganato	7
1.3 Procesos de depuración y rectificación en la producción del alcohol fino A.....	8
1.3.1 Depuración	8
1.3.2 Rectificación.....	9
1.4 Requisitos del alcohol etílico fino.....	11
1.4.1 Requisitos organolépticos.....	11
1.4.2 Requisitos físicos y químicos.....	12
1.5 Columnas de destilación.....	13
1.6 Fundamentos de destilación multicomponente.....	14
1.7 Métodos de cálculo de columnas de rectificación.....	14
1.8 Simulación de procesos.....	16
1.8.1 HYSYS.....	17
1.8.2 ASPEN PLUS.....	18
1.8.3 CHEMCAD.....	18
1.8.4 SUPERPRO DESIGNER.....	19
1.9 Modelos termodinámicos.....	19
1.9.1 Modelos de ecuaciones de estado.....	19
1.9.2 Modelos de coeficientes de actividad.....	20
1.9.3 Comparación de los modelos termodinámicos basado en el concepto de composición.....	23
Conclusiones parciales.....	24
Capítulo 2: Materiales y métodos.....	25
2.1 Descripción del proceso tecnológico	25
2.2 Selección del simulador.....	27
2.3 Estrategia general para la simulación digital en HYSYS	27

2.4 Selección del modelo termodinámico	27
2.4.1 Modelos de propiedades termodinámicas.....	27
2.5 Simulación del caso de estudio.....	28
2.6 Simulación de las columnas de destilación (recuperadora, desflemadora y rectificadora).....	29
Capítulo 3: Análisis de resultados.....	30
3.1 Modelo termodinámico.....	30
3.2 Corriente de corte.....	30
3.3 Análisis del caso base.....	31
3.4 Análisis de sensibilidad	33
3.4.1 Comportamiento del grado alcohólico en el alcohol etílico fino con respecto al alcohol flema.....	33
3.5 Efecto del plato de alimentación de la columna desflemadora en el grado alcohólico del alcohol etílico fino.....	34
3.6 Efecto del plato de alimentación de la columna rectificadora en el grado alcohólico del alcohol etílico fino.....	35
3.7 Efecto del plato de alimentación de la columna recuperadora en el grado alcohólico del alcohol etílico fino.....	36
Conclusiones.....	37
Recomendaciones.....	38
Bibliografía.....	39
Anexos.....	44

Introducción

La Corporación CubaRon S.A. fue fundada en el año 1993 para la producción y comercialización de ron y licores tanto en el mercado nacional como para la exportación, contando con marcas de un alto prestigio y calidad como el Havana Club, Santiago de Cuba y Cubay. Posee una red en todo el país de plantas productoras que incluyen destilerías para la obtención de alcoholes finos.

El proceso de producción de etanol ha sido inmensamente refinado y actualizado en años recientes lo que le ha permitido mayor eficacia. Este varía ligeramente para cada uno de los tres usos principales del etanol (bebidas, industrial y combustible), pero los pasos fundamentales para su obtención son los mismos. La fermentación es el primer paso para la obtención del etanol, proceso donde los azúcares contenidos en los jugos de caña y las mieles son transformados con la ayuda de levaduras. Después, el etanol fermentado pasa a las columnas de destilación, donde a través de un proceso de evaporación los compuestos se separan y se obtiene el alcohol y la vinaza. La etapa final es la deshidratación, en la que se retira el agua del alcohol y se obtiene el etanol carburante o el etanol anhidro. La producción del etanol es considerada por algunos estudiosos como una gran alternativa para el cambio de la matriz energética, por ser clasificada como una fuente limpia y renovable de energía.

La destilación se ha practicado de una forma u de otra desde hace siglos, esta práctica era de importancia fundamental para los alquimistas, al rastrear en la historia el origen de estos, se remonta a Grecia, hacia el año 300 antes de Cristo, recogiendo aportaciones egipcias y babilónicas. Su mayor esplendor en la antigüedad parece haberse alcanzado en Alejandría entre los años 200-300 después de Cristo. Hay pruebas documentadas de que los trabajos de estos alquimistas llegaron a los árabes y los aparatos que utilizaban para la destilación son descritos por Marco Graco, en el siglo VIII, en el que puede considerarse el primer documento histórico sobre la destilación de vinos, aunque no se indica nada sobre las características del destilado obtenido. La destilación es uno de los métodos de separación más comúnmente usados en la industria química, de tal forma que para el cálculo y diseño de columnas de destilación se han

empleado diversas herramientas para determinar el número de platos y el tamaño de la columna. Dependiendo del número de componentes en la mezcla a separar, la destilación se denomina binaria o multicomponente, y se emplean diferentes métodos de cálculo. Para mezclas multicomponentes, la separación de los componentes depende de la distribución de las sustancias entre la fase gaseosa y la fase líquida; se aplica a los casos en los que todos los componentes están presentes en las dos fases.

En la destilería CubaRon S.A. ubicada en Cárdenas se han modificado, respecto al diseño original, los platos donde se realiza la alimentación, puesto que se han visto afectados los parámetros de calidad en las extracciones laterales de las columnas desflemadora y recuperadora, así como el producto final, alcohol etílico fino, que se obtiene en la columna rectificadora.

Problema: ¿Cómo identificar el mejor plato de alimentación para cada columna?

Hipótesis: Si se realiza un estudio de casos simulados se podrá determinar el mejor plato para cada alimentación.

Objetivo General: Evaluar, mediante simulación de casos de estudio, la selección del mejor plato de alimentación.

Objetivos específicos:

- Determinar, mediante una revisión bibliográfica, el simulador más adecuado para el estudio de purificación del alcohol etílico fino.
- Realizar el muestreo de los datos que definen los parámetros de calidad.
- Seleccionar el paquete termodinámico que mejor se ajusta al modelo de simulación.
- Simular las tres columnas de destilación para determinar los mejores puntos de inyectos.
- Determinar la calidad del modelo mediante el ajuste al caso base y el análisis de sensibilidad.

Capítulo 1: **Revisión Bibliográfica**

1.1 Destilación de alcohol

Según Pulido, (2016) la destilación es una técnica común para la separación de corrientes líquidas con dos o más componentes que requiere una gran demanda energética y constituye una de las operaciones unitarias más importantes en la industria química.

Olafadehan et al, (2013) plantean que la destilación es una técnica extensamente practicada para separar mezclas de especies químicas en el petróleo, gas natural, líquidos, y sustancias químicas industriales.

La destilación es una de los procesos de separación más importantes a nivel industrial, es una operación unitaria utilizada para separar sustancias mezcladas en fase líquida o estado de vapor, considerando la diferencia entre sus puntos de ebullición; este proceso consiste en la evaporación, condensación y la recolección de las fracciones de los compuestos. (González, 2008)

Frente a otras operaciones de transferencia de masa, la destilación presenta la gran ventaja de que no necesita la adición de otros componentes para efectuar la separación, como ocurre en el caso de la extracción con disolventes, con lo que no son, por tanto, necesarias posteriores etapas de separación (Mc Cabe, 2007).

Clasificación de la destilación: (Francisco, 2009)

a) De acuerdo al número de componentes:

- Binaria: 2 componentes
- Multicomponente: más de 2 componentes
- Compleja: cuando el número de componentes individuales no están identificados como componentes, pseudo-componentes.

b) De acuerdo al tipo de separación:

- Destilación flash.

- Destilación diferencial.
- Destilación por arrastre de vapor.
- Destilación fraccionada.

c) De acuerdo a su operación:

- Por lotes.
- Continua.
- Atmosférica.
- Al vacío.

Según Cruz, (2016) el alcohol etílico obtenido por vía fermentativa a partir de la caña de azúcar es de gran utilidad. Sus múltiples aplicaciones hacen que tenga una gran demanda, por lo que resulta importante el incremento de su producción de manera eficiente.

Granger, (1988) plantea que los mayores componentes de las bebidas destiladas son el alcohol etílico (C_2H_5OH) y el agua. La combinación de estas dos sustancias en una mezcla directa no produce una bebida sabrosa, aunque esto cambia al adicionarle componentes con carácter propio, y que dan aroma y sabor que hacen sumamente atractivo su consumo. Las bebidas destiladas son las descritas generalmente como aguardientes y licores; sin embargo la destilación, agrupa a la mayoría de las bebidas alcohólicas que superen los 20° de carga alcohólica.

En Cuba la materia prima es el alcohol técnico B o alcohol flema que se recibe de las destilerías del MINAZ. El alcohol técnico B se obtiene por la fermentación de las mieles de la caña de azúcar aunque en algunos países como Brasil se hace a partir del jugo directo de la caña, una vez recibida, es procesada mediante un proceso de rectificación por hidroselección en el que se eliminan las impurezas contenidas en él hasta los límites admisibles para el ser humano

obteniéndose el alcohol fino A para la fabricación de rones y licores. (González et al, 1988)

1.2 Compuestos indeseables en el alcohol etílico fino

Es de general conocimiento que hay compuestos en el etanol que desde el punto de vista químico-físico y organoléptico convienen o no para la fabricación del ron, así como otros que son necesarios que estén presentes pues aportan aromas, pero hasta ciertos límites nada más. Por tal motivo se hace imprescindible conocer la influencia de cada componente en el alcohol fino y la mejor forma de eliminar los indeseables o al menos minimizar su presencia en el alcohol etílico resultante de la destilación. (Melo et al, 1991)

1.2.1 Ésteres

Su producción en la fermentación se ve beneficiada por las altas temperaturas, aunque una gran cantidad de los mismos se forman por la acción de los alcoholes con los ácidos grasos durante la destilación, influenciada en mayor o menor medida por el tipo de material de construcción del equipamiento utilizado. Son las impurezas menos tóxicas en el alcohol fino y tienen influencia determinante en el sabor y el olor del alcohol etílico dentro de una extensa gama de tonalidades, siendo aceptable una concentración de hasta 35 mg/L de los mismos. El más importante de todos es el acetato de etilo (constituye más del 90% de los ésteres totales en el etanol) comunicando calidad de aroma hasta 10 mg/L con clara referencia sensorial a frutas.

Es necesario tener cuidado con la presencia en el alcohol fino del acetato de isoamílico o éter isoamílico que es indeseable pues recuerda la presencia del fusel, además del desagradable olor a flores del butirato de etilo, propionato de propilo, propionato de butilo, etc.

1.2.2 Aldehídos

Se forman durante la fermentación, pero no son producto del desdoblamiento de los azúcares, sino de la constante de oxidación de alcoholes primarios a aldehídos y estos después a ácidos, permitiéndose en el alcohol fino concentraciones no mayores de 12 mg/L, debido a que son impurezas no deseadas en el alcohol (aldehídos alifáticos), pues son destructores del aroma y tienen elevada toxicidad. Con una adecuada operación del sistema de rectificación, son sumamente fáciles de eliminar y es propósito en una destilería obtener el alcohol fino aún más limpio en aldehídos que el máximo permisible. Exceptuando el acetaldehído, los de bajo peso molecular suavizan el aroma, pero los aldehídos pesados de alto peso molecular proporcionan un desagradable olor a frutas y son irritantes, muy profundos y sofocantes. Dentro de estos está la acroleína o aldehído acrílico (que tiene olor fuertemente irritante y es un enérgico agente lacrimógeno), también el diacetilo, que son producidos por bacterias en la fermentación.

Según Suomalainen y Lehtonen, (1980) los ésteres forman el grupo más interesante y numéricamente mayor de compuestos aromáticos de las bebidas destiladas y aunque algunos pueden provenir de las materias primas, este origen no se considera el más importante. Su cantidad y proporciones entre los diferentes tipos, son de gran importancia para el aroma de una bebida.

Nykanen, et al (1977) plantean que en la fermentación alcohólica la proporción de los ésteres etílicos de ácidos grasos transferidos al medio, disminuyen con el aumento de la cadena carbonada. Experimentos realizados han mostrados que el nivel de ésteres en una bebida alcohólica no depende solamente de la concentración de estos, formados durante la fermentación. En presencia de levadura el nivel puede cambiar en dependencia de la temperatura, el pH, la concentración de alcohol y el tipo de levadura.

1.2.3 Impurezas que disminuyen el tiempo de permanganato

El exceso de las impurezas que a continuación se mostrarán traen consigo una gran disminución del tiempo de permanganato afectando así la calidad del producto. (Melo, et al 1991)

a) Piridinas: son muy desagradables tanto las piridinas como las pirasinas y la mayoría de ellas se eliminan junto al aceite de fusel y después en el agua de lavado. El resto suele eliminarse con la flemaza o agua de luterio, por lo cual debe limitarse y no usarse indiscriminadamente la recirculación tanto del agua de lavado como de la flemaza.

b) Ácidos grasos volátiles: a pesar de que en el alcohol procedente de la destiladora o despojadora hay presencia de más de 20 ácidos diferentes, el de mayor proporción es el ácido acético o ácido etanóico con un 95%. La existencia de estos ácidos es debido a la síntesis de aminoácidos y el crecimiento de las levaduras, proporcionándole características irritantes y desagradables al alcohol fino.

c) Metanol: las pectinas son polisacáridos complejos que acompañan a la glucosa que por acción del calor, ácidos, álcalis o fermentos se hidrolizan produciendo entre otros compuestos el metanol. Estos polisacáridos aparecen en abundancia en la remolacha, los cítricos y las manzanas; pero como la materia prima utilizada en la industria alcoholera en Cuba es la mezcla de caña, la presencia de metanol en el alcohol fino es tan pequeña, casi despreciable, que el análisis de determinación del mismo en el etanol es mediante fotocolorimetría y solamente se exige que sea no detectable su presencia.

d) Amoníaco y aminas: el amoníaco se produce posiblemente en la batición o vino fermentado por descomposición de materia orgánica que es extraído posteriormente por el vapor en la destilación. Así mismo, varios átomos de hidrógeno del amoníaco pueden ser reemplazados por grupos alquilo, por lo que se producen derivados alquilados del amoníaco, llamados aminas.

e) Impurezas azufradas: junto al grupo de alcoholes superiores, aldehídos, piridinas, metanol y aminas, son compuestos tolerables sensorialmente. Mucho

de estos compuestos como los tioalcoholes o mercaptanos y el sulfuro de hidrógeno pueden formarse debido a materias primas tratadas por sulfatación o putrefacción de las proteínas y de las levaduras, pero operacionalmente en el sistema de destilación se eliminan fácilmente por el respiro de incondensables del sistema de condensadores, junto con el amoníaco y dióxido de carbono. La presencia de estos compuestos sulfurados disminuyen grandemente el tiempo de permanganato y pueden ser detectados por el olor.

1.3 Procesos de depuración y rectificación en la producción del alcohol fino

A

1.3.1 Depuración

El objetivo principal de la depuradora es extraer la mayor cantidad posible de volátiles o cabezas (aldehídos fundamentalmente y ésteres). También es de vital importancia la eliminación en esta operación del fusel (compuesto por los tres alcoholes superiores: isobutílico, n-propílico, e isoamílico) y junto a este, de las aminas. (GEPE, 2008)

Según las impurezas que se desean eliminar pueden elegirse diversos arreglos tecnológicos. La destilación ordinaria no permite la separación de azeótropos y frecuentemente su uso no es económico para la separación de sustancias de punto de ebullición muy cercanos entre sí, debido a que el equipo y los costos de operación serían demasiado altos. Es posible encontrar algún otro líquido cuya presencia en las columnas cambie las volatilidades relativas de los componentes originales facilitando así su separación. Cuando se aplica esto la destilación puede llamarse azeotrópica, el otro líquido adicional forma un azeótropo con uno o varios componentes. La extractiva es la que más se utiliza para la mayoría de las aplicaciones industriales debido a la ventaja principal de tener más ahorro energético. Otra ventaja es que puede fijarse sin problemas la cantidad de solvente (líquido adicional) y de flujo. Esto no puede hacerse en la azeotrópica pues queda limitado por restricciones de volatilidad. Sabiendo que lo que hace variar las volatilidades de una impureza es la graduación alcohólica, para variar la concentración de etanol se utiliza una corriente de agua o como en algunos casos, flemaza o “agua de Lutero”, que es el desecho del sistema de la rectificadora y es un agua caliente con un 0,02% en peso de etanol.

Debido a la utilización del agua este tipo de destilación extractiva se denomina hidroselección. (GEPE, 2008)

La ventaja también de la hidroselección es que al entrar el alcohol crudo a un plato donde ya es baja la concentración de alcoholes, favorece la eliminación de fusel, impureza híbrida que se comporta como si fuera una impureza de tope o de cabeza, subiendo y eliminándose parcialmente en el tope de la depuradora, saliendo con los vapores de aldehídos y ésteres ligeros con una concentración alcohólica baja en el tope. (Cruz, 2016)

En un plato donde la concentración de etanol es tal que la volatilidad del fusel no es alta, se hace una extracción en fase líquida del mismo, así como algunos ésteres pesados, debido a que se acumulan en esa zona. (Cruz, 2016)

Una depuradora que no trabaje con flema o “agua de Lutero” (sin dilución), no realizara una buena depuración, pues solamente podría extraerse por el tope los volátiles (cabeza) compuestos por aldehídos principalmente y algunos ésteres (a concentraciones elevadas), pero jamás podría extraerse fusel producto a su baja volatilidad relativa a la concentración del etanol presente en el tope de dicha depuradora, además del mayor consumo energético. (GEPE, 2008)

Por tal motivo en este tipo de depuradora saldría una corriente líquida por el fondo con una graduación alcohólica aproximada entre 50 – 60 GL, rica en impurezas de cola y cargada de fusel, además de ésteres de elevada masa molecular y algunos aldehídos que no fueron separados, lo cual recargaría el trabajo de la rectificadora. (GEPE, 2008)

1.3.2 Rectificación

Según GEPE, 2008 la rectificación es la destilación fraccionada a que se somete una corriente ya sea para purificarla o para separar su constituyente. La rectificación de alcohol tiene como objetivo separar el alcohol etílico lo más puro posible y concentrarlo. Se llama destilación fraccionada porque en vez de recoger un solo producto en lo alto de la columna, se efectúan tomas intermedias a distintos platos del equipo, previamente calculados según las volatilidades relativas de los componentes para recoger en cada plato una fracción determinada de impureza. El líquido que sale por el fondo de la rectificadora es la llamada flemaza o agua de lutero con una graduación alcohólica prácticamente nula. Hacia arriba de plato en plato, aumentará la graduación alcohólica en dicha

columna hasta llegar al tope de la misma. Debido a esto, en los platos inferiores de dicha columna (graduación alcohólica baja) se podrá hacer extracciones de fusel en fase de vapor por ser alta la volatilidad del mismo. De igual modo, en platos superiores donde la concentración es alta (93 – 95 GL) se puede hacer extracciones de fusel y ésteres pesados en fase líquida, donde la volatilidad es baja, habrá menos concentración de esta impureza en fase vapor y se concentrará en mayor cantidad en fase líquida que es donde se extrae.

Por el tope altamente alcoholizado de la rectificadora saldrán en fase vapor hacia los condensadores, pequeñas cantidades de aldehídos que no fueron separados en la depuradora y salieron en el alcohol depurado que se alimenta a la rectificadora. Debido a que en los últimos platos habrá menor cantidad de aldehídos en fase líquida por su alta volatilidad, es por esa razón que de dos a tres platos por debajo del tope se hacen extracciones de alcohol de alta calidad. (Cruz, 2016)

El grado alcohólico del alcohol A debe mantenerse entre 96,0 – 96,5% v/v, preferentemente este último. Es sumamente importante lograr una rigurosidad en la operación de la rectificadora y sobre todo la estabilidad en la misma, evitando inestabilidad en el grado alcohólico del alcohol A. Es necesario mantener la concentración en el rango planteado y para lograrlo, se debe variar la alimentación a la rectificadora y no regulando la salida del alcohol A. La regulación del grado por el flujo del alcohol A se debe hacer solo durante la arrancada o cuando por causas extraordinarias el grado es inferior a 96 GL. Se hace insistencia en cuanto al grado alcohólico del alcohol A, pues por ejemplo, en un alcohol que sale de la rectificadora a 94 GL existe 30 veces más n-propanol (alcohol superior) que si el mismo alcohol se obtuviera a 96 GL. Si el grado oscila entre 94,0 - 96,5 se incrementará en el alcohol A la concentración de esterres y cuando se desalcoholice la columna rectificadora se elevara el fusel y el alcohol se pondrá amargo. Debe tenerse cuidado con la operación de los condensadores (flujos de agua, extracciones de impurezas, etc.) pues su mala operación puede acumular aldehídos en la columna, hasta el punto de tener que limpiar el equipo evaporando solución alcohólica al 5 % neutralizada con hidróxido de sodio. Debido a la constante oxidación de alcoholes a aldehídos y de estos ácidos también es de cuidado la extracción de acidez en los condensadores, pues disminuyen el tiempo de permanganato grandemente. El pH máximo del “agua

de Lutero” será aproximadamente 7,1 – 7,2. Esto es de gran importancia, debido a que si dicho pH sube indica que hay arrastre alcalino en el vapor de la caldera, formando espuma en la rectificadora y disminuye grandemente la calidad (tiempo de permanganato). (GEPE, 2008)

Es necesario destacar que en los trabajos de Griastnov et al, (1974) se indica que el componente clave en la depuración y rectificación del alcohol es un éster, el propianato de etilo, el que empeora decididamente la calidad del alcohol.

1.4 Requisitos del Alcohol Etílico Fino

1.4.1 Requisitos organolépticos

Según NC 792:2015 el alcohol etílico fino debe cumplir con los requisitos siguientes:

Aspecto: Líquido incoloro, brillante, sin sedimentos para los tipos superfino, fino y rectificado que se mantendrá tras dilución al 30% v/v con agua destilada. Los alcoholes etílicos flema podrán presentar ligera coloración amarilla y turbidez. Los alcoholes deshidratados presentan turbidez.

Olor: Característico. Irritante sin olores extraños en los tipos superfino, fino, rectificado y flema. Los alcoholes deshidratados podrán presentar olores extraños ajenos al alcohol.

Sabor: Los alcoholes superfino y fino diluidos al 30% v/v con agua destilada presentarán sabor neutral, ligero picor y nota dulce característica.

1.4.2 Requisitos físicos y químicos

Según NC 792:2015 el alcohol etílico fino debe cumplir con los requisitos establecidos en la tabla siguiente.

Tabla 1: Requisitos para el alcohol etílico fino.

Requisitos	Alcohol Etílico Fino
Grado alcohólico % v/v a 20°C (mínimo)	95.5
Tiempo de permanganato (min)	>30
Acidez total mg de ácido acético / L de AA (máximo)	15
Aldehídos mg de acetaldehído / L de AA (máximo)	12
Alcoholes superiores mg de alcoholes superiores / L de AA (máximo)	55
Éteres totales mg de acetato de etilo /L de AA (máximo)	35

Según la NC- XX, 2009 el alcohol debe cumplir con las especificaciones siguientes:

Tabla 2: Especificaciones de Calidad del Alcohol Etílico Fino

Especificaciones	Alcohol Etílico Fino
Grado alcohólico (°GL)	96.0 (mín)
Acidez Total (mg/ L A.A)	15 (máx)
Tiempo de Permanganato (min)	35 (mín)
Acetaldehído (mg/ L A.A)	3 (máx)
Acetato de etilo (mg/ L A.A)	30 (máx)
Alcoholes superiores (mg/ L A.A)	15 (máx)

En sus trabajos sobre modelación matemática del tratamiento Griastnov et al, (1974), encuentra que si se toman como variables del proceso la cantidad de carbón activo, el tiempo de contacto y el porcentaje de separación de impurezas, se llega a obtener la calidad deseada del alcohol en sus tres parámetros

fundamentales: tiempo de permanganato de 28 min, contenido de aldehídos 3 mg/L y contenido de esteres 20 mg/L.

1.5 Columnas de destilación

La columna de destilación es un dispositivo que se usa para separar los componentes de una mezcla usando las propiedades termodinámicas de los propios componentes. (Olafadehan et al, 2013)

Las columnas de destilación se clasifican de muchas formas. En cuanto a la posición, pueden colocarse en vertical, horizontal o inclinadas. La más habitual es en vertical, y es muy extraño encontrar columnas en otra posición. El motivo más usual para no poner la columna en vertical es que se requiera una altura excesiva. (Hermoso, 2013)

Según Treybal (2001) existen diferentes tipos de columnas de destilación entre las que se encuentran las siguientes:

- Torres de bandejas
- Torres de pared mojada
- Torres rociadores y cámaras rociadoras
- Torres con tabiques y bandejas regadoras
- Torres de relleno
- Torres por lotes

Las torres de bandejas son cilindros verticales en los que el líquido y el gas se ponen en contacto, en forma escalonada, en bandejas o platos. El líquido entra por la parte superior y fluye hacia abajo por gravedad en el camino descendente, fluye a través de cada bandeja y por medio de un vertedero hacia la bandeja inferior siguiente. El gas pasa hacia arriba a través de aberturas en la bandeja, luego burbujea en el líquido para formar una espuma, sale de la espuma y pasa a la bandeja inmediata superior. (Treybal, 2001)

1.6 Fundamentos de destilación multicomponente

La destilación separa los componentes de una mezcla líquida basándose en las diferencias de sus puntos de ebullición. Es el proceso básico para la industria de procesos químicos, manejando 90-95% de todas las separaciones para la recuperación y purificación del producto. La destilación se define como la separación física de una mezcla en dos o más fracciones que tienen diferentes puntos de ebullición. Esta operación es la más empleada e importante en las refinerías e industrias químicas. Lo que ocasiona que una gran parte de la energía usada en estas empresas es consumida en los procesos de destilación (Treybal , 2001).

La destilación multicomponente es la separación de mezclas con más de dos componentes. Es el proceso en el cual se aprovecha los diferentes puntos de ebullición de cada uno de los componentes para separar las mezclas. Si dos sustancias tienen el mismo punto de ebullición la destilación no podrá ser usada para separarlas.

Según Santillana, (2017) para la separación de mezclas homogéneas de fluidos se suele emplear la destilación. Sus principales ventajas son:

- Habilidad de manejar un amplio rango de capacidades y productos
- La habilidad de manejar un amplio rango de concentraciones de alimentación
- La habilidad de producir una alta pureza de productos.

1.7 Métodos de cálculo de columnas de rectificación

En la bibliografía existe un gran número de métodos iterativos para la resolución de este tipo de problemas. En general todos ellos recurren a la separación de ecuaciones, a una linealización mediante técnicas del tipo Newton-Raphson o a una combinación de ambas técnicas. Los diferentes métodos existentes pueden clasificarse en cuatro grandes grupos del modo siguiente (Kister, 1992):

- 1.-Métodos de punto de burbuja (BP). Calculan la temperatura de los pisos por resolución de la ecuación del punto de burbuja.
- 2.-Métodos de Suma de Caudales (SR). Usan los balances de energía para obtener la temperatura de los pisos.

3-Métodos de Newton 2N. Calculan la temperatura y el flujo total al mismo tiempo, pero las composiciones en un paso separado.

Estas tres clases de métodos separan las ecuaciones MESH (balances de Materia, relaciones de Equilibrio, Sumatorios de fracciones molares y balances de Entalpía) en grupos, que resuelven a través de una serie de pasos.

4-Métodos de Newton Global o de Corrección Simultánea (SC). Resuelve las ecuaciones MESH juntas.

Los métodos clásicos de cálculo etapa a etapa y ecuación a ecuación de Lewis-Matheson y de Thiele-Geddes constituyeron un primer intento de resolución de las ecuaciones MESH, pero, aunque ambos fueron ampliamente utilizados para cálculos manuales en los años siguientes a su aparición en la bibliografía, presentaron un comportamiento numéricamente inestable cuando se intentó su programación en ordenador digital, debido a sus sucesivas iteraciones. Por este motivo, el desarrollo de procedimientos adecuados de convergencia, como el llamado Método Theta (Holland, 1963) o el Método Theta Univariable (Lyster et al, 1959), han mejorado estos métodos y han sido utilizados con éxito en diferentes versiones.

Posiblemente fueron Greenstadt et al, 1958 los primeros en utilizar el método de Newton-Raphson para el cálculo de las ecuaciones MESH, resolviendo todas las ecuaciones de forma secuencial para cada etapa, primero en la sección de enriquecimiento y después en la de agotamiento, a partir de valores estimados para las composiciones en los extremos de la columna.

La utilización de malas suposiciones iniciales en la técnica de Newton-Raphson puede conducir a no alcanzar la convergencia dentro de un número razonable de iteraciones. Debería entonces seleccionarse un nuevo conjunto de suposiciones para las variables de salida y reiniciar el proceso, aunque a veces, es imposible encontrar un conjunto de suposiciones iniciales adecuado. (Benallou et al, 1986; Seferlis y Hrymak, 1994)

1.8 Simulación de procesos

La simulación es una técnica numérica para la resolución de problemas. Sus orígenes están en la teoría de muestreo estadístico y análisis de sistemas físicos probabilísticos complejos. El aspecto común de ambos es el uso de números y muestras aleatorias para aproximar soluciones. La simulación consiste básicamente en construir modelos informáticos que describen la parte esencial del comportamiento de un sistema de interés, así como en diseñar y realizar experimentos con el modelo y extraer conclusiones de sus resultados para apoyar la toma de decisiones.(Camejo et al, 2018)

Simulación, es el proceso de diseñar un modelo de un sistema real y conducir experimentos con este modelo, con el propósito de entender el comportamiento del sistema o de evaluar varias estrategias para la operación del mismo (Hernández, 2009).

Según Castillo, (2012) la simulación de procesos, ya sea a través de simuladores comerciales o cualquier lenguaje de programación, es una herramienta que proporciona innumerables facilidades a la industria química, petrolera, energética y demás, contribuyendo a convertir los objetivos de una compañía en realidad, pues una planta virtual, construida con simuladores, es la mejor forma de ahorrar dinero, tiempo, y de proteger al medio ambiente y las vidas humanas de quienes trabajan en las plantas.

Entre las aplicaciones más recientes se tienen el uso del simulador DESTIL, desarrollado en Brasil y los simuladores TERMOAZUCAR, ACOPLA, SIMFAD y SIDEL desarrollados en nuestro país. También se cuenta con aplicaciones de simuladores comerciales como HYSYS, ASPEN PLUS, CHEMCAD y SUPERPRO DESIGNER a la industria alcoholera. (Pérez, 2012)

1.8.1 HYSYS

HYSYS es un simulador de procesos de Hyprotech soportado en Windows, completamente interactivo con estructura modular no secuencial; presenta propagación de la información bidireccional y un flujo de la información parcial.

Posee un entorno de simulación modular tanto para el estado estacionario como para el régimen dinámico. Además, a partir de sus propiedades termodinámicas es capaz de realizar un análisis del medio donde se desenvuelve el proceso, para localizar las barreras de separación así como las curvas de destilación que definen al sistema de separación, y realiza un diseño moderno y económico de sistemas binarios y terciarios (ProModel, 2013). Dispone de rigurosos modelos para la evaluación de propiedades físicas y termodinámicas y de una base de datos de cerca de 1500 componentes que permiten el cálculo de propiedades de compuestos reales e hipotéticos; cuenta con un amplio conjunto de operaciones unitarias y otros utilitarios. (Lauzurique et al ,2016)

Da la facilidad de modelar la integración de procesos y utiliza modelación dinámica para la construcción del diagrama de flujo. Permite seleccionar los métodos correctos y los parámetros de interacción que mejor describen los sistemas de separación, a partir de sus propiedades termodinámicas, es capaz de realizar un análisis del medio donde se desenvuelve el proceso para localizar las barreras de separación así como las curvas de destilación que definen al sistema de separación y realiza un diseño moderno y económico de sistemas binarios y terciarios. Tiene la capacidad de predecir variables para implementar controles, puede perfeccionar el tiempo real de optimización para alcanzar mayor eficiencia operativa, así como más ganancia. Posee un sistema experto de procesos para el mantenimiento, diseño y operaciones. (Pérez, 2012)

HYSYS es una herramienta que proporciona una simulación de un sistema del cual se conocen los parámetros que lo describen. Por lo tanto es importante destacar que si bien se lo utiliza como herramienta de diseño, probando varias configuraciones del sistema para optimizarlo, es el ingeniero quien efectúa el diseño, al comparar los resultados de cada simulación.

Por otro lado, los resultados de una simulación no son siempre fiables y estos se deben analizar críticamente, ya que los mismos dependen de la calidad de los datos de entrada, que las correlaciones de las propiedades termodinámicas utilizadas sean las apropiadas, y de la adecuada elección de los niveles de complejidad o hipótesis adoptadas al seleccionar cada equipo/módulo en el diagrama de flujo de información (módulo en el simulador) versus la planta real. (Godoy et al , 2008)

1.8.2 ASPEN PLUS

El simulador **ASPEN PLUS** elaborado por Aspen Plus Technology Inc. ofrece una biblioteca completa de modelos de operaciones unitarias que permiten simular un amplio rango de procesos, desde una simple columna de destilación hasta una planta completa de producción de alcohol.

Da la facilidad de especificar cualquier número de componentes, flujos de entrada, etapas, reacciones y sus modelos pueden manejar sólidos y electrólitos. Mediante el empleo de la capacidad de optimización que posee se pueden determinar las condiciones de operación para maximizar una determinada función objetivo, sin límite en las restricciones ni en las variables a mover. Además, no solo puede mejorar los cálculos de capacidad de equipamiento o de operación, sino puede estimar el costo de inversión y evaluar la economía del proceso. (Pérez, 2012)

1.8.3 CHEMCAD

De la Chemstations Inc., **CHEMCAD** es un software para el análisis y simulación de procesos en estado estacionario, usado por aproximadamente 1000 compañías químicas líderes. Puede ser usado para el diseño y rediseño de plantas, brinda cálculos termodinámicos de equilibrio líquido-vapor y líquido-líquido, cálculos cinéticos, además de cálculos de impacto medioambiental y pérdidas de calor al ambiente. Trata procesos desde destilación (hasta 100 etapas), condensadores, rehervidores, bombas, válvulas, secadores, hasta manejo de sólidos, además de disponer de facilidades de análisis de corrientes, de seguridad y de integración de procesos mediante tecnología Pinch, así como facilidades de estimación de costos y de generación de gráficos y reportes. Posibilita la construcción del diagrama de flujo y tiene interface con hojas de cálculo y Autocad. (Pérez, 2012)

1.8.4 SUPERPRO DESIGNER

El simulador **SuperProDesigner** de la Intelligen Inc. es un conjunto de diferentes herramientas de simulación que usan la misma interfaz y solo difieren en los

modelos matemáticos o módulos de los equipos que caracterizan a cada rama industrial. Las principales cualidades que presenta están referidas a su capacidad de representar procesos continuos, batch o combinaciones de ellos, siendo un sistema muy versátil para la industria biotecnológica, farmacéutica, alimenticia, tratamiento de residuales y agua, control de medio ambiente y otras. Este sistema tiene una base de datos muy amplia para compuestos químicos. Es capaz de simular operaciones unitarias para las cuales posee una base de datos de cerca de 140 de ellas, así como realizar los cálculos de los balances de masa, energía, dimensionamiento de equipos y del impacto medio ambiental de dichos procesos. (Pérez, 2012)

1.9 Modelos termodinámicos

1.9.1 Modelos de Ecuaciones de estado:

Las ecuaciones de estado se aplican a fluidos normales (gases raros, nitrógeno, oxígeno, monóxido de carbono, hidrocarburos), CO_2 , H_2S , H_2 y a sustancias de baja polaridad aun a presiones altas, trabajan muy bien en compuestos supercríticos. Tienen varias ventajas: son continuas en la región crítica (aunque es difícil alcanzar la convergencia), son continuas en la región de dos fases y predicen el equilibrio líquido-vapor, y se pueden derivar una amplia gama de propiedades. La ecuación de estado trabaja con los mismos parámetros específicos en todo el intervalo de aplicación. Una desventaja de las Ecuaciones de estado es que no se pueden aplicar a mezclas con componentes polares, a moléculas grandes (polímeros) y electrolitos. Son muy sensibles a las reglas de mezclado y a parámetros de interacción binaria que se deben determinar de datos experimentales. (Chasoy, 2012; Barboza y Díaz , 2013)

1.9.2 Modelos de coeficiente de actividad:

El uso de los modelos de coeficiente de actividad en la fase líquida permite representar el comportamiento no ideal de mezclas (especies fuertemente polares, polímeros, electrolitos, componentes que forman enlaces de hidrógeno)

a presiones bajas. Estos modelos solamente se aplican a la fase líquida, por ello, es necesario utilizar una ecuación de estado para representar la fase vapor (virial-Hayden-O'Connell, Redlich-Kwong, etcétera). Los parámetros binarios de coeficiente de actividad son válidos únicamente en el intervalo de temperatura y presión de los datos experimentales que se usaron para estimarlos. Esta es una desventaja. Se debe tener mucho cuidado al aplicar estos modelos fuera del intervalo de validez de los parámetros, especialmente en equilibrio líquido-líquido. Si no se dispone de parámetros binarios para la mezcla se puede usar el modelo predictivo Unifac. Estos modelos se deben usar solo a bajas presiones (<10 atm). A presiones más altas (>10 atm y <20 atm) se puede utilizar una ecuación de estado válida a presiones altas para representar la fase vapor. (Chasoy, 2012; Barboza y Díaz, 2013)

La selección entre los modelos de ecuación de estado y los modelos de coeficiente de actividad, está basada en el grado de no idealidad del sistema en estudio y de las condiciones de operación. Las ecuaciones de estado se aplican a sistemas no polares o ligeramente polares en todo el intervalo de presión y los modelos de coeficiente de actividad se usan en sistemas que contienen sustancias polares a presiones bajas. (Chasoy, 2012; Barboza y Díaz, 2013)

Tres modelos usan normalmente la energía de Gibbs: WILSON, UNIQUAC, NRTL; estos son usados para correlacionar los datos termodinámicos del sistema binario etanol-agua. (Voutsas et al, 2011)

- **Modelo de Wilson**

El modelo presentado por Wilson se usa principalmente para mezclas homogéneas que presentan desviaciones positivas respecto a la idealidad. La ecuación de Wilson, además de relacionar los coeficientes de actividad en función de la composición, lo hace con la temperatura, lo que la convierte en una ventaja al momento de llevar a cabo los cálculos isobáricos donde la temperatura cambia para cada punto de equilibrio; además, permite describir el comportamiento de un sistema multicomponente a partir de los parámetros de los sistemas binarios que lo conforman, con buena precisión para los usos ingenieriles.

Este tipo de ecuación no permite representar máximos y mínimos interiores en los coeficientes de actividad y tampoco permite predecir la naturaleza inmisible del equilibrio líquido-líquido. Por esta razón, la ecuación de Wilson debe usarse solamente para sistemas líquidos que sean completamente miscibles o en los intervalos de composición de los sistemas parcialmente miscibles en los que solo haya una fase líquida. Es útil, además, para los cálculos de disoluciones de componentes polares o asociados (alcoholes) que estén disueltos en disolventes polares. (Chasoy, 2012; Barboza y Díaz , 2013)

- **Modelo NRTL (Non-Random Two- Liquids)**

La ecuación presentada por Renon y Prausnitz hace una suposición similar a la teoría cuasi química de Guggenheim y usa la teoría de dos líquidos de Scott para obtener la ecuación de energía de Gibbs de exceso. Además, introduce la idea de composición local desarrollada por Wilson en la que los múltiples tamaños moleculares y las fuerzas de interacción entre moléculas no permiten desarrollar una distribución completamente al azar de las moléculas de los componentes presentes en un sistema, generando composiciones locales.

A diferencia de la ecuación de Wilson, el modelo NRTL es aplicable al equilibrio líquido-vapor, especialmente en destilación de alcohol, y al equilibrio líquido-líquido, pero también permite describir el comportamiento de un sistema multicomponente. (Chasoy, 2012; Barboza y Díaz , 2013)

- **Modelo UNIQUAC**

Los coeficientes de actividad de las especies iónicas y moleculares pueden ser calculados utilizando el modelo UNIQUAC a partir de la energía de Gibbs. El modelo es presentado e implementado por Thomsen y Rasmussen. Este modelo está construido basado en una combinación entrópica, residual, entálpica y electrostática de Debye-Huckel. (Ghaemi, 2017)

- **Modelo UNIFAC**

UNIFAC, es uno dentro de un conjunto de métodos conocidos como métodos de contribución de grupos. Estos métodos surgieron como consecuencia de la

necesidad de hacer estimaciones de propiedades termodinámicas en casos en los que no se cuenta con ningún dato experimental. La idea sustantiva de estos métodos es que una molécula se puede considerar como la suma de todos los grupos que la integran Godoy y Rodríguez. (Chasoy, 2012; Barboza y Díaz , 2013)

- **Modelo PSRK**

La ecuación de estado PSRK (Predictive Soave Redlich Kwong), se basa en la modificación de Soave de la ecuación de estado cúbica de Redlich-Kwong con una regla de mezclado predictiva basada en el modelo UNIFAC de coeficientes de actividad. La principal ventaja de PSRK es que permite predecir el equilibrio líquido-vapor para un gran número de sistemas sin incluir nuevos parámetros, que se tendrían que (los cuales basarían su obtención en datos) obtener de datos experimentales. PSRK ha sido desarrollada desde 1991 incluyendo parámetros para gases ligeros, predicción de equilibrios líquido-vapor y solubilidades de gases, a altas y bajas temperaturas, e incluyendo sistemas con compuestos polares y mezclas asimétricas La expresión de PSRK para P es la misma de la ecuación SRK origina. (Chasoy, 2012; Barboza y Díaz , 2013)

1.9.3 Comparación de los modelos termodinámicos basado en el concepto de composición (Detcheberry et al, 2016)

Modelo termodinámico	Ventajas	Desventajas
UNIFAC	No requiere datos experimentales. Equilibrio multicomponente líquido-vapor.	No es recomendado para procesos de diseño. No es bueno para diferenciar isómeros. Es aplicable a un pobre rango de temperatura.

NRTL	Equilibrio multicomponente líquido -vapor y líquido -líquido. Es usado extensamente en procesos de diseño. Estima los datos experimentales acorde al modelo.	Gran numero de iteraciones. No estima ni el tamaño ni la forma de la molécula.
UNIQUAC	Equilibrio multicomponente líquido -vapor y líquido -líquido. Es usado extensamente en procesos de diseño. Estima los datos experimentales acorde al modelo. Estima el tamaño y la forma de la molécula acorde al modelo.	Gran numero de iteraciones.

Conclusiones parciales:

- Las columnas de destilación constituyen el principal equipo para la separación de los componentes de una mezcla.
- Existen en la actualidad diversos simuladores con los cuales es posible diseñar o evaluar un proceso o planta. En la industria alcoholera en específico podemos encontrar el simulador comercial HYSYS que ha dado buenos resultados.
- La selección del modelo termodinámico apropiado a una aplicación específica, es una decisión crucial para el éxito o el fracaso de la

simulación. Para el sistema binario etanol-agua, tres modelos pueden ser usados para correlacionar los datos termodinámicos: WILSON, UNIQUAC, NRTL.

Capítulo 2: **Materiales y Métodos**

2.1 Descripción del proceso tecnológico

En la destilería CubaRon S.A. de Cárdenas, el alcohol técnico B (alcohol flema) es la materia prima principal para la producción de alcohol fino A. Es recibido y almacenado en los tanques receptores y posteriormente bombeado hacia un calentador de tubo y coraza donde se eleva la temperatura del mismo hasta 70 °C aproximadamente, aprovechándose para ello el calor residual del agua

proveniente del primer condensador de la columna rectificadora. Una vez caliente, se inyecta a la columna desflemadora donde se produce la dilución de éste aplicando la tecnología de destilación por hidroselección para lo cual se utiliza el agua residual de la columna rectificadora (flemaza) y vapor directo.

En el tope de la columna se obtienen vapores alcohólicos de alto grado conteniendo mayormente impurezas (aldehídos), estos vapores son condensados en 3 condensadores parciales verticales: en los dos primeros la fracción condensada pasa a formar parte del reflujo que regresa a la columna desflemadora y en el tercero la fracción condensada es enviada hacia la columna recuperadora. Por el fondo de la columna desflemadora se obtiene la flema disuelta, que es enviada por bombeo a la columna rectificadora poniéndose en contacto con el vapor directo alimentado a la paila, donde a través de una nueva rectificación se obtiene en la sección del pasteurizado la producción de alcohol fino A. Los vapores alcohólicos del tope de la columna rectificadora son enviados a 5 condensadores parciales verticales. En los cuatro primeros la fracción condensada pasa completamente a formar parte del reflujo que se introduce de nuevo a la columna rectificadora y en el quinto la fracción condensada (alcohol de cabeza) es enviada hacia la columna recuperadora.

Los condensadores finales de las columnas de destilación tienen conexión con el condensador final en aras de extraer del proceso los gases incondensables con el menor volumen de pérdidas posible.

En ambas columnas se realizan extracciones laterales de impurezas con el objetivo de extraer los alcoholes superiores, ésteres, en la desflemadora y además n-propanol en la rectificadora, estas corrientes son enviadas a la columna recuperadora en la cual se recupera parte del alcohol extraído en todas las extracciones antes mencionadas que se realizan a las otras dos columnas, los vapores alcohólicos son condensados en dos condensadores parciales, la fracción condensada en el primero va la reflujo de la columna y la del segundo es la producción de alcohol D. El alcohol recuperado en la columna se obtiene por la zona de extracción ubicada tres platos por debajo del tope y es enviado a la columna desflemadora donde continúa el proceso de destilación por hidroselección, la flemaza residual se envía a zanja. En los platos intermedios

de la columna recuperadora está situada la campana de concentración del alcohol amílico de donde es extraído (anexo #1).

2.2 Selección del simulador

Para el desarrollo de la simulación en el área de destilación se selecciona HYSYS, simulador con el cual se obtienen los platos óptimos de alimentación a cada columna de destilación cumpliendo con las normas de calidad establecidas para la producción de alcohol etílico fino.

2.3 Estrategia general para la simulación digital en HYSYS:

- 1- Transformación del diagrama de flujo de producción (DFP) al diagrama de flujo de información (DFI). (anexos #1 y #2)
- 2- Determinación de la(s) corrientes de corte.
- 3- Definición de los datos de las corrientes de entrada y de corte.
- 4- Definición del orden de cálculo.

2.4 Selección del modelo termodinámico

Los criterios a tener en cuenta para una selección adecuada se basan en los siguientes pasos:

- Naturaleza de los componentes (polaridad), idealidad o no idealidad de la mezcla.
- Intervalo de composición, temperatura y presión.
- Tipo de aplicación (equilibrio líquido-vapor, equilibrio líquido-líquido, una fase etcétera).

2.4.1 Modelos de propiedades termodinámicas:

Las propiedades se calculan con ecuaciones de estado: modelos EOS, modelos de coeficiente de actividad: modelos gama y modelos especiales (correlaciones teóricas, empíricas o híbridas).

Los modelos EOS pueden representar fase líquida y vapor, mientras que los modelos gama representan solamente la fase líquida del sistema. Por esta razón, los Modelos gama se utilizan junto a una ecuación de estado para representar el vapor.

Según la búsqueda realizada, los tres modelos que representan con mayor exactitud los coeficientes de actividad son: Wilson, UNIQUAC, NRTL. Para llevar a cabo la simulación se seleccionó el modelo termodinámico de Wilson ya que estamos en presencia de un sistema (etanol-agua) que contiene sustancias polares y para representar la fase vapor se seleccionó el modelo predictivo Unifac.

2.5 Simulación del caso de estudio

Como primer paso de la simulación se crea un nuevo caso y se selecciona el paquete de fluidos. Para llevar a cabo el presente caso de estudio se seleccionó el modelo termodinámico de Wilson basado en los coeficientes de actividad y para representar la fase vapor se seleccionó el modelo predictivo Unifac.

Posteriormente se introducen los componentes y se estiman las propiedades de los mismos. Luego se va directamente al ambiente de simulación.

Una vez en el ambiente de simulación se definen las corrientes conocidas, a través de los datos experimentales obtenidos, así como las corrientes de cortes y se comienza la simulación según el orden de cálculo establecido.

2.6 Simulación de las columnas de destilación (recuperadora, desflemadora y rectificadora):

- Se define la corriente de entrada (vapor) y se asume la corriente de corte.
- Selección del módulo de la columna de destilación con condensador y sin rehervidor (vapor a cielo abierto). Se introducen el número de platos así como el orden de estos, las extracciones laterales en sus respectivos platos y su estado de agregación, los valores de la presión y temperatura tanto en el condensador como en el fondo (paila).
- En la pestaña *Design* en *Specs*, se introducen los valores de los flujos de cada extracción así como la razón de reflujo. Se verifica que los grados de libertad sean cero.

Los vapores provenientes de cada columna de destilación pasan a un condensador (en el ambiente de simulación se representa por un enfriador seguido de un tanque flash), luego estos vapores son enviados a un condensador final con conexión atmosférica. Los condensados son enviados a la columna recuperadora con el fin de aprovechar la riqueza alcohólica que poseen.

Capítulo 3: **Análisis de resultados**

En este capítulo se determina el modelo termodinámico que más se ajusta al proceso y las corrientes de corte necesaria para realizar la simulación. Se analizan los resultados obtenidos con el simulador HYSYS. Se comparan los resultados de la simulación del alcohol etílico fino con los reportados en cromatografías practicadas al producto final. Se analiza la repercusión que tiene sobre el grado alcohólico del alcohol A la variación en la composición de etanol del alcohol flema, así como la variación en el plato de alimentación a las columnas desflemadora, rectificadora y recuperadora.

3.1 Modelo termodinámico

Se comprobó la simulación con los tres modelos termodinámicos recomendados para la mezcla etanol-agua: Wilson, NRTL, UNIQUAC. Se pudo observar que con el modelo NRTL no se llega a la convergencia de ninguna columna de destilación. En cambio con los otros dos modelos se logra la simulación y se obtienen resultados más exactos con el de Wilson.

3.2 Corriente de corte:

Con la realización del diagrama de Stewart (anexo #3) se obtienen 13 ciclos con los cuales se construye la matriz de ciclos y corrientes (anexo #4) y se determina que la corriente 11 (flema disuelta) posee frecuencia mayor. Con esta corriente de corte no es posible llevar a cabo la simulación, por lo que a través del anexo #5 se determina que la combinación de corrientes que cortan todos los ciclos son: 11, 46, 39, 28, 13. Las últimas tres no necesitan de módulo de convergencia ya que son el reflujo de cada columna de destilación y estos módulos dentro del ambiente de simulación poseen su convergencia interna.

3.3 Análisis del caso base:

Después de simular las tres columnas de destilación se analizan los resultados obtenidos del alcohol etílico fino con los reportados por las cromatografías y con datos experimentales obtenidos en la fábrica. (anexo #6)

Tabla #1: Resultados de la simulación.

	Simulado	Cromatografía	Error (%)
Flujo (m ³ /h)	3,757	3,6	4,2
Grado alcohólico(% v/v)	92,0372	95,7	4
Acetaldehído	0,000159	0	0,02
Acetato de etilo	0,000001	0	~0
Acetal	0,000339	0	0,034

Metanol	0,000022	$2,12 \cdot 10^{-5}$	~0
2-butanol	0,000003	0	~0
1-propanol	0,001010	$3,58 \cdot 10^{-4}$	0,1
i-butanol	0,000185	0,0001	0,01
1-butanol	0,000005	0	~0
Alcohol isoamílico	0,000151	$3,45 \cdot 10^{-5}$	0,012

Al analizar los errores de la simulación se observa que el flujo y el grado alcohólico, 4,2% y 4% respectivamente, están por debajo de 5%, lo que no representa una amenaza a la calidad del producto final.

Los ésteres son las impurezas menos tóxicas en el alcohol fino y tienen influencia determinante en el sabor y el olor del alcohol etílico dentro de una extensa gama de tonalidades, aportando la calidad de aroma con clara referencia sensorial a frutas. El acetato de etilo es el más importante de todos los ésteres (constituye más del 90% de los ésteres totales en el etanol) por lo que resulta de gran importancia resaltar que este presenta ~0% de error.

Los aldehídos son impurezas no deseadas en el alcohol, pues son destructores del aroma y tienen elevada toxicidad, en particular el acetaldehído proporciona un desagradable olor a frutas y es irritante, muy profundo y sofocante, de ahí que es importante destacar que este componente presenta un error de simulación de 0,02%.

El metanol no representa una amenaza a la calidad del alcohol etílico fino ya que su error de simulación respecto a la cromatografía es de ~0%.

La presencia de compuestos como el alcohol isoamílico disminuyen grandemente el tiempo de permanganato y pueden ser detectados por el olor, por lo que cabe destacar que este presenta un error de 0,012%.

El resto de los componentes que conforman el alcohol fino y que en concentraciones elevadas pueden afectar el bouquet de este, poseen errores cercanos a cero.

De forma general al analizar el error de simulación respecto a la cromatografía se observa que todos los componentes están cercanos a las composiciones requeridas para el alcohol etílico fino, y el grado alcohólico y el flujo presentan errores permisibles (<5%).

3.4 Análisis de sensibilidad:

Con la realización de este análisis se determina cómo reacciona la simulación ante cambios en el sistema.

3.4.1 Comportamiento del grado alcohólico en el alcohol etílico fino con respecto al alcohol flema:

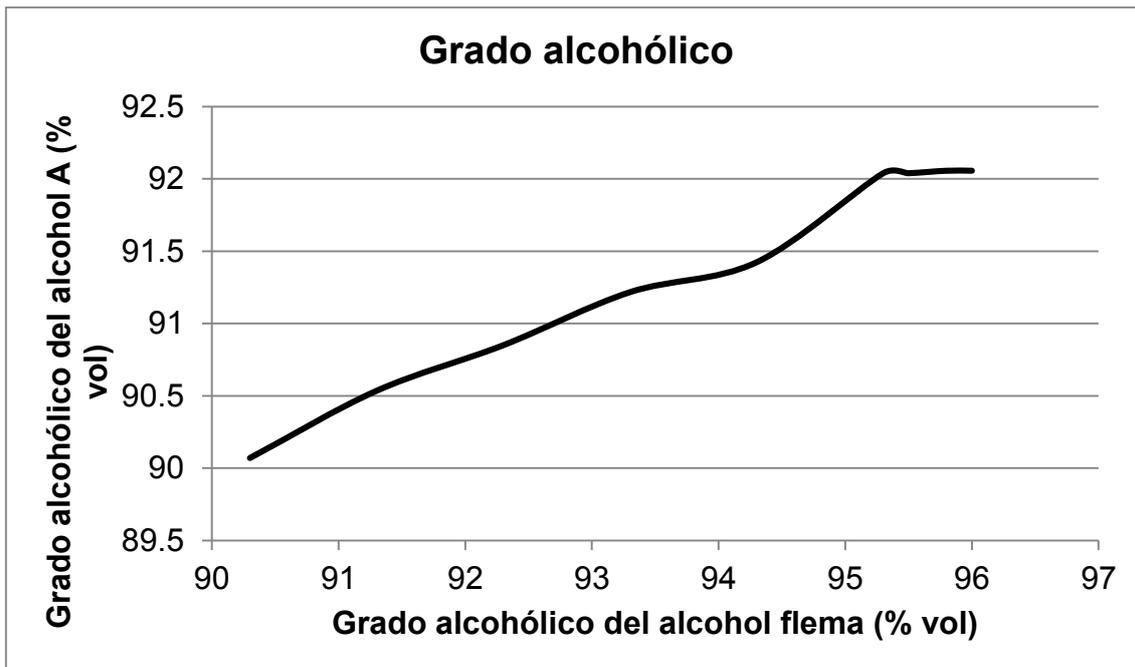


Figura 1: Efecto del grado alcohólico.

En la figura 1 se muestra que un aumento en el grado alcohólico del alcohol flema produce un incremento en el grado alcohólico del alcohol etílico fino. Este es un resultado lógico ya que la flema es la materia prima del proceso de destilación y al aumentar su porcentaje alcohólico trae consigo que el producto de interés, alcohol fino, se obtenga aún más concentrado.

3.5 Efecto del plato de alimentación de la columna desflemadora en el grado alcohólico del alcohol etílico fino:

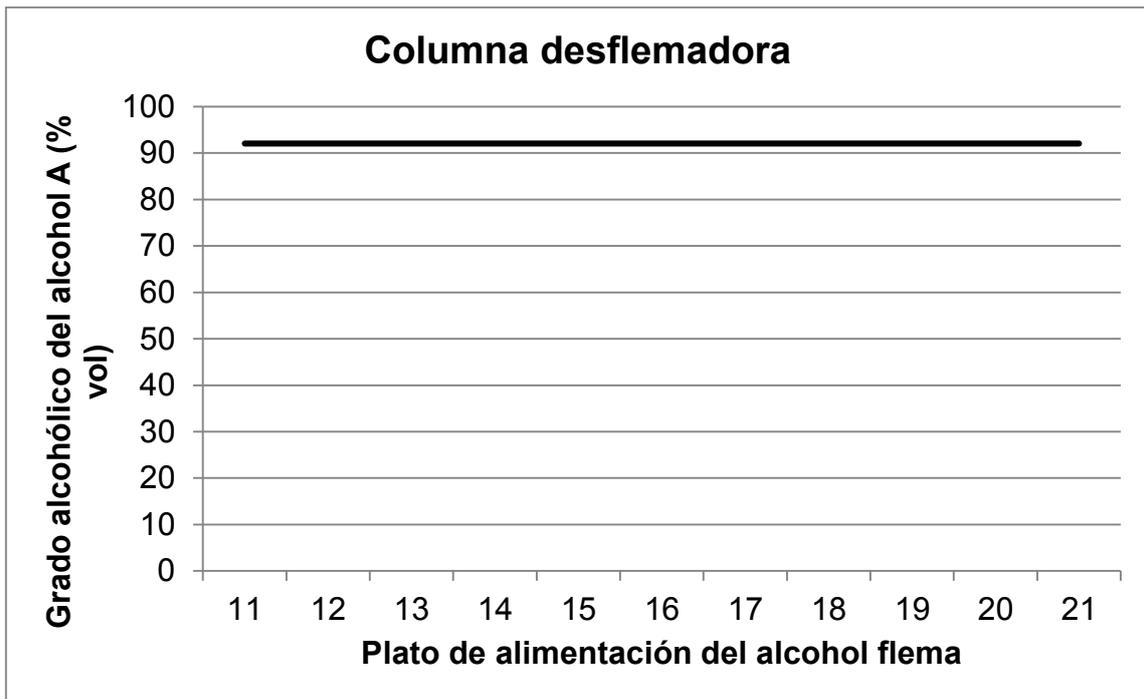


Figura 2: Efecto del plato de alimentación.

En la figura 2 se observa como al variar el plato de alimentación del alcohol flema a la columna desflemadora no hay variación en el grado alcohólico del alcohol etílico fino. Con este resultado queda demostrado que el plato donde se alimenta la materia prima no es decisivo en la concentración de etanol del producto final, por lo que este puede variar si es necesario para el proceso productivo y no representará afectación en la calidad del alcohol fino.

3.6 Efecto del plato de alimentación de la columna rectificadora en el grado alcohólico del alcohol etílico fino:

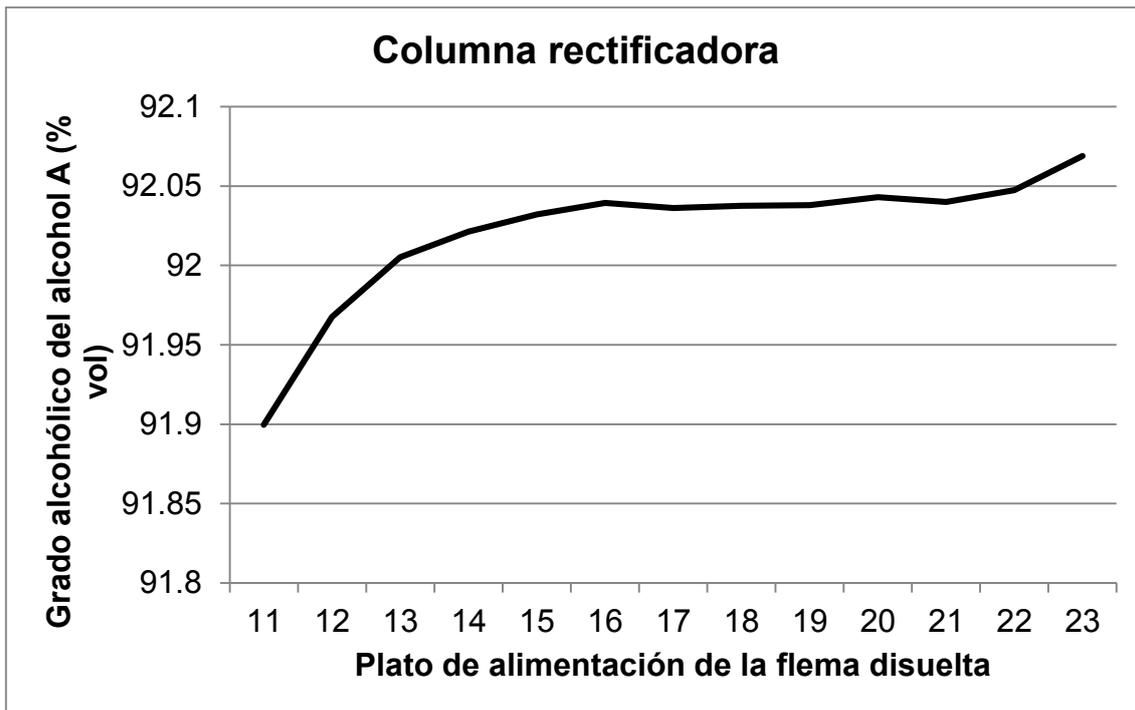


Figura 3: Efecto del plato de alimentación.

En la figura 3 se muestra la tendencia al aumento que tiene el grado alcohólico del alcohol etílico fino a medida que aumenta el plato de alimentación de la flema disuelta en la columna rectificadora. Por debajo del plato de alimentación actual (plato 16) y en los platos 17, 18 y 19 se obtienen valores del grado alcohólico inferiores a 92,04% v/v, lo que significa que no es recomendable realizar la alimentación a la columna en ninguno de estos platos. Sin embargo en los platos 20, 22 y 23 se observan valores del porcentaje de etanol mayores que 92,04% v/v, por lo que sería mejor realizar la alimentación a esta columna en el plato 23 ya que es donde se obtiene mayor concentración de etanol con un 92,07% v/v.

3.7 Efecto del plato de alimentación de la columna recuperadora en el grado alcohólico del alcohol etílico fino:

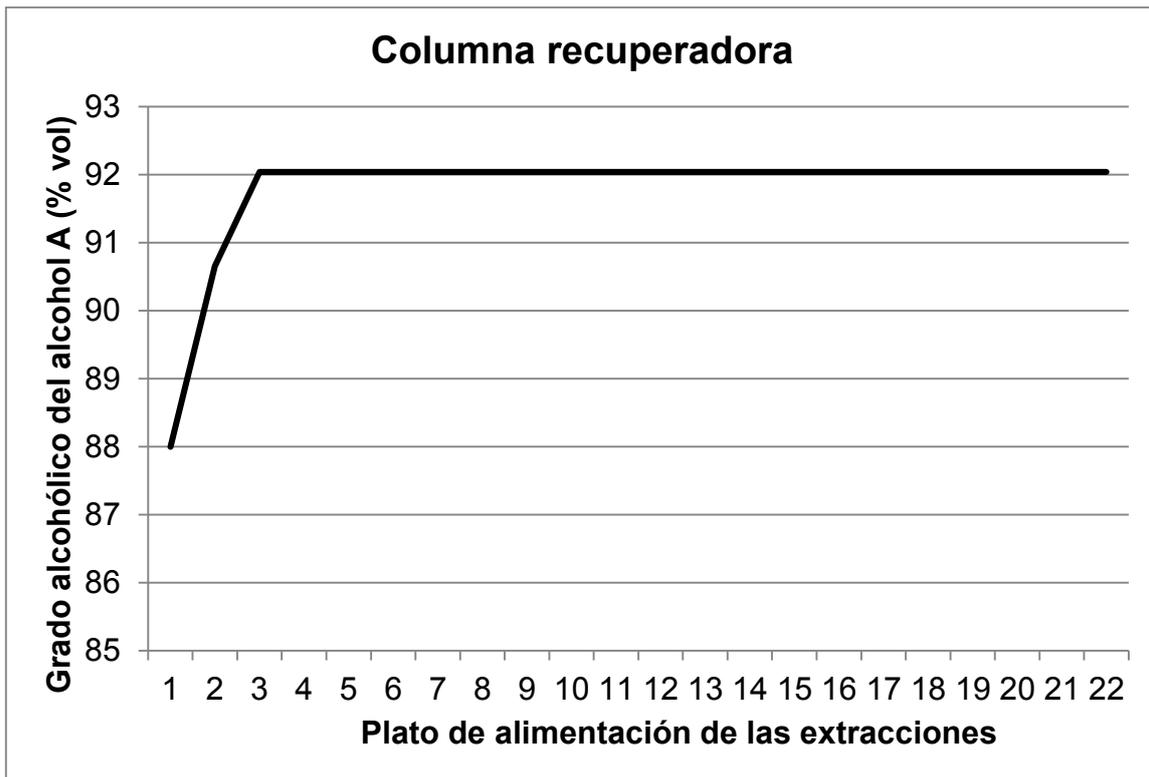


Figura 4: Efecto del plato de alimentación.

En la figura 4 se muestra como el grado alcohólico del alcohol etílico fino tiende a mantenerse constante con respecto al cambio en el plato de alimentación de la columna recuperadora. Se observa que en los platos 1 y 2 hay una disminución en el porcentaje de etanol, mientras que con el aumento de los platos la concentración de etanol se mantiene constante en 92,04% v/v. Esto significa que la alimentación a esta columna se puede mantener en el plato actual (plato 15) o cambiarla a cualquiera de los platos restantes excepto los platos 1 y 2.

Conclusiones:

- El plato de alimentación en la columna desfleadora no representa ninguna amenaza al grado alcohólico del alcohol etílico fino. En la rectificadora el mejor plato para la alimentación es el 23 y en la

recuperadora excepto los dos primeros platos, en el resto de ellos se puede realizar la alimentación sin perjudicar la calidad del alcohol A.

- A través de la revisión bibliográfica se determinó que el mejor simulador para la purificación de alcohol etílico fino es HYSYS.
- Se comprobó que los modelos termodinámicos de coeficiente de actividad son los más recomendados para el sistema etanol-agua y se determinó que con el modelo de Wilson se obtiene resultados más exactos.
- Se determinó que con las corrientes de corte 11 y 46 se satisfacen todos los módulos de la simulación.
- Después de simular las tres columnas de destilación se analizaron los resultados obtenidos del alcohol etílico fino con los reportados por las cromatografías y se obtienen para todos los componentes del alcohol fino errores cercanos a cero, y para el flujo y el grado alcohólico errores menores que 5%.
- A través del análisis de sensibilidad se demostró que la simulación responde adecuadamente a los cambios practicados al sistema.

Recomendaciones:

- Alimentar la flema disuelta a la columna rectificadora en el plato 23, ya que así se garantiza mayor grado alcohólico en el alcohol etílico fino.

- Realizar la alimentación de la columna recuperadora en los platos del 3 al 22, que es donde se obtiene mayor concentración de etanol en el alcohol fino.

Bibliografía

1-BENALLOU, A.; SEBORG, D.E. y MELLICHAMP, D.A.;(1986) “Dinamic Compartmental Models for Separation Processes”. Aiche Journal, 32(7), 1067-1078.

2-Barboza, A.M. y Díaz, J.A; (2013). Módulo tutorial para el estudio de una torre de destilación fraccionada a escala piloto: Modelado y Simulación (Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero Químico) Cartagena de Indias D.T Y C 2013

3-Camejo, I. M., Sailema, G. L. A., Carrillo K. M.G., and Verdecia, J. A.M., (2018), “Computational Simulation Model of Milk Production Process, Case Study: Dairy Plant FCP-ESPOCH” in Simposio Iberoamericano en Programación Informática (Ibero-American Symposium on Computer Programming), KnE Engineering, pages 179–191.

4-Castillo, A. (2012). Simulación del proceso de producción de biodiesel a partir del aceite de *Jatropha curcas*. (Trabajo de Diploma en opción al título de Ingeniero Químico), Universidad de Oriente, Santiago de Cuba.

5-Chasoy, W. A. R. (2012) Determinación experimental del equilibrio liquido-vapor del sistema etanol-agua-glicerina. Universidad Nacional de Colombia, Bogotá 2012.

6- GEPE (GEPE: grupo ejecutivo de perfeccionamiento empresarial), 2008. Cronograma del sistema de organización de la producción. Expediente único de perfeccionamiento empresarial.

7-Cruz, A., (2016) Estudio comparativo de métodos de evaluación de la exergía en columnas de destilación alcohólica., Tesis presentada para optar por el título de Ingeniero Químico, Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría, Cuba.

8-Detcheberry, M.; Destrac, P.; Masseur, S.; Baudouin, O.; Gerbaud, V.; Condoret, J.;Meyer, X. (2016) *Thermodynamic modeling of the condensable*

fraction of a gaseous effluent from lignocellulosic biomass torrefaction. Fluid Phase Equilibria, vol. 409. pp. 242-255. ISSN 0378-3812

9-Francisco de M. (2009). Tipos De Destilación. Universidad Nacional Experimental, 3-6

10-Ghaemi, A. (2017) Mass transfer and thermodynamic modeling of carbon dioxide absorption into MEA aqueous solution. Polish Journal of Chemical Technology Vol. 19, No. 3, 2017.

11- Godoy, S., Biscotti, P., Rodríguez, N., & Scenna, N. J. (2008). Introducción al diseño de columnas de destilación mediante el uso del simulador HYSYS. (Cátedra: Integración IV), Universidad Tecnológica Nacional, Rosario, Argentina.

12-González, A. Observador Continuo-Discreto para la Estimación de Concentraciones en una Columna de Destilación, para la Mezcla Etanol-Agua, Trabajo de maestría en ingeniería electrónica, Cuernavaca, México. Centro Nacional de Investigación y Desarrollo Tecnológico (2008).

13-González, Leonel y otros. (1988). La industria de los derivados de la caña de azúcar. Editorial Científico – Técnica . La Habana.

14-Granger, George. (1988). Operaciones básicas de la ingeniería química. Editora Revolucionaria. La Habana.

15-Greendstadt, J.; Bard, Y. y Morse, B.; (1958) "Multicomponente distillation calculation on the IBM 704", Ind. Eng. Chem., 50, 1644,.

16-Griastnov B. P., Samanova N. A., Mandelshtein M. L. (1974). Hacia la selección del componente clave para la dirección programada de los procesos de depuración acorde a su concentración en el plato de control de la columna. Ferment I Sport Prom (1):16-19.

17-Hermoso, J. M. (2013). Diseño de una planta de destilación de vino con energía solar térmica. (Proyecto de fin de carrera en opción al título de Ingeniero Químico).

18-Hernández, E. (2009). Optimización de los parámetros de operación de la torre debutanizadora instalada en la planta ENERGAS Varadero. (Tesis en opción al título de Máster en Termoenergética Industrial), Universidad de Matanzas, Matanzas, Cuba.

19-HOLLAND, C.D.;(1963) "Multicomponente distillation", Prentice-Hall Inc., Englewoods Cliffs, N. J.

20-KISTER, H. Z.; (1992) "Distillation Design". McGraw-Hill.

21-Lauzurique, G.Y; Zumalacárregui, C.L; Pérez, O.O; Curbelo, R.A; (2016). Proyecto de investigación capes Cuba-Brasil: «Modelación matemática y simulación de procesos de separación en la producción de etanol anhidro para incrementar la eficiencia energética». Ciencia, Docencia y Tecnología Vol. 27 | Nº 53 | noviembre de 2016.

22-LYSTER, W. N.; SULLIVAN, S.L.; BILLINFSLEY, D.S.jr. y HOLLAND, C.D.; (1959) "Figure distillation this new way. Part I - New convergence method will handle many cases", Pet. Refinery, 38, nº 6, 221.

23-Pulido,L.J.; Ferreira, M. (2016). Estudo do comportamento azeotrópico da mistura etanol-água em colunas de destilação convencional a diferentes condições de pressão. *Revista Ontare*, 4(2), 55-70 .DOI: <https://doi.org/10.21158/23823399.v4.n2.2016.1627>

24-McCabe, W.L, J.C. Smith y P. Harriot, (2007) *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*, 7ma Edición, 583-591. McGraw-Hill, Madrid, España.

25-Melo, Ernesto y Soto Carlos Rafael.(1991) La Técnica de la destilación del alcohol superfino. Editorial Científico – Técnica. La Habana,.

26-NC- XX: 2009. Anteproyecto de Norma. Alcohol etílico. Especificaciones. Cuba.

27-NC 792-2015 Alcohol Etílico-Requisitos.

28-Nykanen L., Nykanen I., Suomalainen H. (1977). Distribution of esters produced during sugar fermentation between the yeast cell and the medium. Journal of the institute of Brewing; 83 (1): 32- 34.

29-Olafadehan, O.A., Adeniyi, V. O., Popoola, L.T., Salami,L.(2013) . Mathematical Modelling and Simulation of Multicomponent Distillation Column for Acetone-Chloroform-Methanol System. Advanced Chemical Engineering Research Vol. 2 Iss. 4, December 2013.

30-Pérez, O. (2012). Modelación, simulación y análisis con fines energéticos de destilerías de etanol hidratado. (Tesis en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas), Instituto Superior Politécnico “José Antonio Echeverría”, La Habana.

31-PROMODEL (2013). *Simulador de Procesos Industriales*. Disponible en: <http://www.programasde.com/promodel-simulador-de-procesos-industiales>[14-03-2018]

32-Santillana, J. (2017). Destilación de multicomponentes. Educación en ingeniería química. Consultado 29-01-2018, desde <http://www.ssecoconsulting.com/>

33-SEFERLIS, P. y HRYMAK, A.N.; (1994)“Optimization of Distillation Units Using Collocation Models”. Aiche Journal, Vol. 40, nº 5, 813-825.

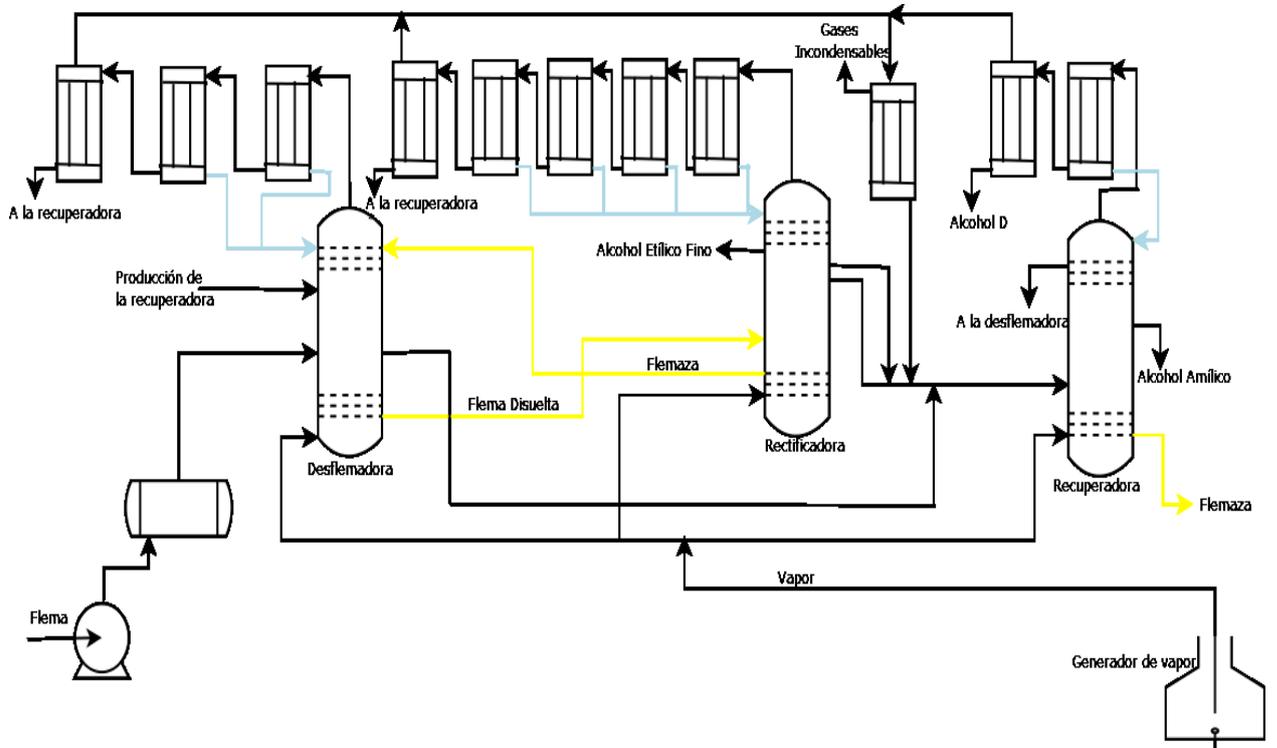
34-Suomalainen H., Lehtone M. (1980). Aroma origin in alcoholic beverages. Nahrung 24 (1): 49- 61.

35-Treybal Robert (2001). Operaciones de transferencia de masa. Editorial: Mc Graw Hill. México. ISBN 968 6046 34 8

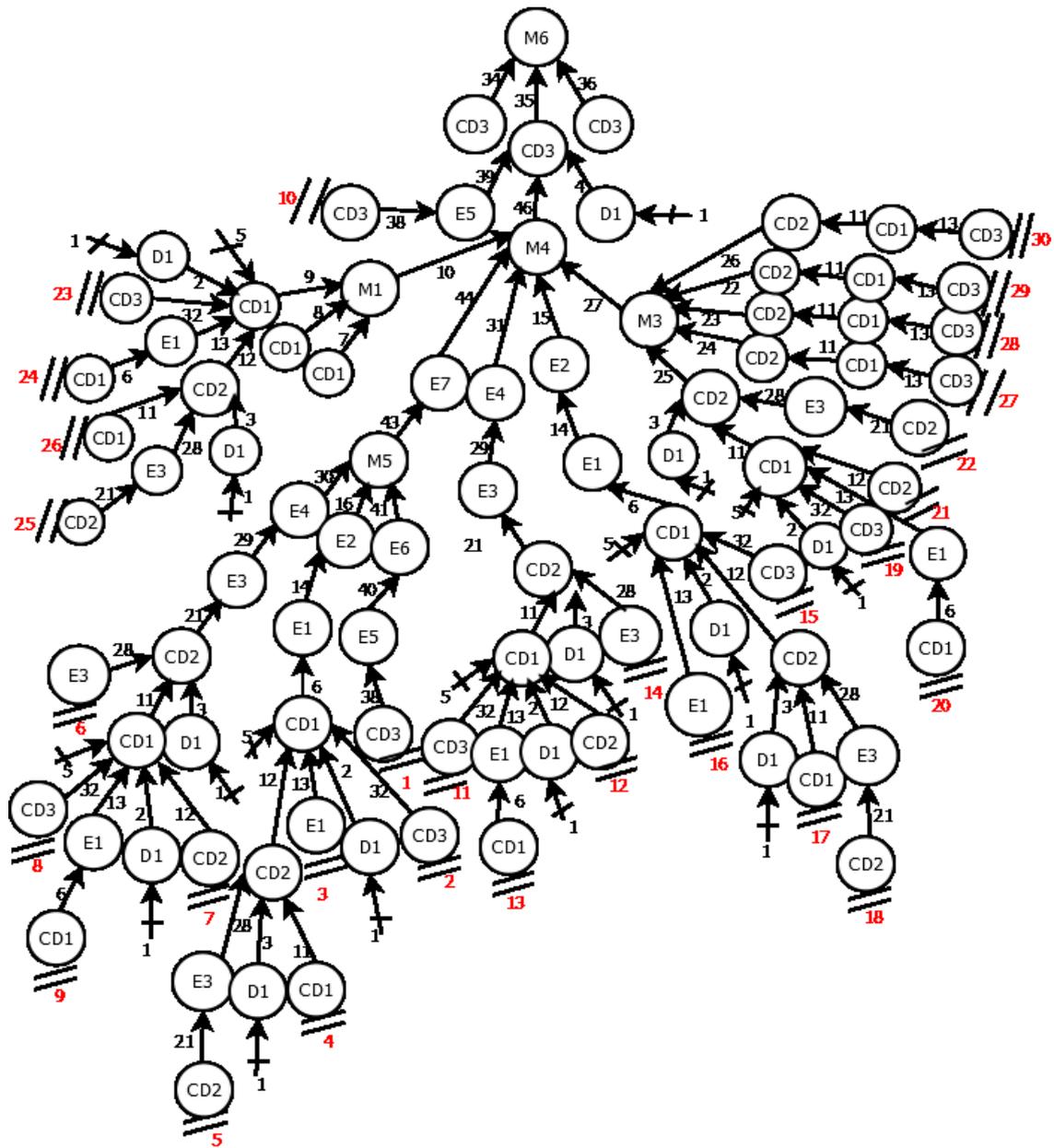
36-Voutsas, E. C., Pamouktsis, C., Argyris, D., Pappa, G.D.; (2011) “Measurements and thermodynamic modeling of the ethanol–water system with emphasis to the azeotropic region”. journal home page: www.elsevier.com/locate/fluid. Fluid Phase Equilibria 308 (2011) 135– 141.

Anexos

Anexo #1: Diagrama de flujo del proceso de destilación



Anexo #3: Diagrama de Stewart



Anexo #4: Matriz de ciclos y corrientes

	Corrientes																												
ciclos	6	9	10	11	12	13	14	15	16	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	38	39	40	41	43	44	46	
1																						x		x	x	x	x	x	
2	x						x		x													x					x	x	x
3	x					x																							
4				x	x																								
5										x							x												
6										x							x												
7				x	x																								
8				x						x								x	x		x						x	x	x
9	x					x																							
10																							x	x					
11				x						x								x		x	x								x
12				x	x																								
13	x					x																							
14										x							x												
15	x						x	x														x							x
16	x					x																							

Anexo #5: Corrientes de corte

Ciclos	Corrientes				
	46	39	11	28	13
1	x				
2	x				
3					x
4			x		
5				x	
6				x	
7			x		
8	x		x		
9					x
10		x			
11	x		x		
12			x		
13					x
14				x	
15	x				
16					x
17			x		
18				x	
19	x		x		x
20					x
21			x		
22				x	
23	x				
24					x
25				x	
26			x		
27	x		x		x
28	x		x		x

29	x		x		x
30	x		x		x

Anexo #6: Análisis cromatográfico del alcohol etílico fino.

	g/100 L de alcohol absoluto	Fracción másica
Acetaldehído	0	0
Acetato de etilo	0	0
Acetal	0	0
Metanol	1,69	$2,12 \cdot 10^{-5}$
2-butanol	0	0
1-propanol	28,53	$3,58 \cdot 10^{-4}$
i-butanol	5,18	0,0001
1-butanol	0	0
Alcohol isoamílico	2,75	$3,45 \cdot 10^{-5}$

Anexo #7: Datos de las columnas de destilación

Columna	Cantidad de platos	Temperatura (°C)		Presión (bar)	
		Tope	Fondo	Tope	Fondo
Desflemadora	67	98	92	29	28
Rectificadora	74	82	111	26	31
Recuperadora	56	79	102,5	13	15

Anexo #8: Datos de las corrientes de la columna desflemadora.

	Flema	Vapor	Extracción de amílico	Flemaza	Producción de la recuperadora
Temperatura(°C)	55	200	-		-
Presión(bar)	25	8	-		-
Flujo(m ³ /h)	3,9	4,008	0,333	12,845	1
Composición					
Acetaldehído	$1,776 \cdot 10^{-4}$	-	-	-	-
Acetato de etilo	$9,698 \cdot 10^{-5}$	-	-	-	-
Acetal	$3,214 \cdot 10^{-4}$	-	-	-	-
Matanol	$2,595 \cdot 10^{-5}$	-	-	-	-
2-butanol	$2,994 \cdot 10^{-6}$	-	-	-	-
1-propanol	$1,004 \cdot 10^{-3}$	-	-	-	-
i-butanol	$2,175 \cdot 10^{-4}$	-	-	-	-
1-butanol	$4,391 \cdot 10^{-6}$	-	-	-	-
Alcohol isoamílico	$1,437 \cdot 10^{-4}$	-	-	-	-
Agua	$4,691 \cdot 10^{-2}$	1	-	1	-
Etanol	0,951	-	-	-	-
Plato de alimentación o extracción	16	fondo	12-14	43	18

Anexo #9: Datos de las corrientes de la columna rectificadora.

	Vapor	Extracción de amílico y ésteres	Extracción de n-propanol	Extracción de alcohol A	Flemaza
Temperatura(°C)	200	-	-	-	-
Presión(bar)	8	-	-	-	-
Flujo(m ³ /h)	6,012	0,136	0,055	3,756	19,462
Composición					
Acetaldehído	-	-	-	-	-
Acetato de etilo	-	-	-	-	-
Acetal	-	-	-	-	-
Matanol	-	-	-	-	-
2-butanol	-	-	-	-	-
1-propanol	-	-	-	-	-
i-butanol	-	-	-	-	-
1-butanol	-	-	-	-	-
Alcohol isoamílico	-	-	-	-	-
Agua	1	-	-	-	1
Etanol	-	-	-	-	-
Plato de alimentación o extracción	fondo	21-25	34	70-73	fondo

Anexo #10: Datos de las corrientes de la columna recuperadora.

	Vapor	Extracción de amílico gaseoso	Extracción de amílico líquido	Producción de la recuperadora	Flemaza
Temperatura(°C)	200	-	-	-	-
Presión(bar)	8	-	-	-	-
Flujo(m ³ /h)	3,006	0,156	0,156	1	6,247
Composición					
Acetaldehído	-	-	-	-	-
Acetato de etilo	-	-	-	-	-
Acetal	-	-	-	-	-
Matanol	-	-	-	-	-
2-butanol	-	-	-	-	-
1-propanol	-	-	-	-	-
i-butanol	-	-	-	-	-
1-butanol	-	-	-	-	-
Alcohol isoamílico	-	-	-	-	-
Agua	1	-	-	-	1
Etanol	-	-	-	-	-
Plato de alimentación o extracción	fondo	11-14	17-21	52-55	fondo

