

UNIVERSIDAD DEL VALLE
DE GUATEMALA

Facultad de Ingeniería



Estudio técnico para determinar la viabilidad de extraer
Terpenos a partir de la resina de *Pinus oocarpa* en el proceso
de extracción de colofonia

Trabajo de graduación presentado por
Max Roberto Hoegg López
para optar al grado académico de
Licenciado en Ingeniería Química

Guatemala

2014

Estudio técnico para determinar la viabilidad de extraer
Terpenos a partir de la resina de *Pinus oocarpa* en el proceso
de extracción de colofonia

UNIVERSIDAD DEL VALLE
DE GUATEMALA

Facultad de Ingeniería


Estudio técnico para determinar la viabilidad de extraer
Terpenos a partir de la resina de *Pinus oocarpa* en el proceso
de extracción de colofonia

Trabajo de graduación presentado por
Max Roberto Hoegg López
para optar al grado académico de
Licenciado en Ingeniería Química

Guatemala

2014

Vo.Bo:

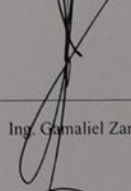
(f): 

Ing. Luis Ernesto Nuñez

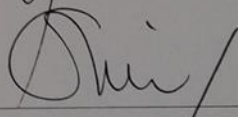
Tribunal Examinador:

(f): 

Ing. Luis Ernesto Nuñez

(f): 

Ing. Gamaliel Zambrano

(f): 

Ing. Ingeniero Cristián Rossi

Fecha de aprobación: Guatemala 21 de agosto de 2014

PREFACIO

El presente trabajo ha podido ser elaborado gracias a la colaboración del ingeniero Luis Núñez, al haber proporcionado la materia prima para la realización de las pruebas del presente proyecto y su apoyo como asesor durante la elaboración.

Agradezco primeramente al personal del Laboratorio de Unitarias de la Universidad del Valle por su ayuda en diferentes aspectos durante la elaboración del trabajo y por su voluntad y apoyo para resolver problemas que se presentaron en el camino. Agradezco también a la Licenciada Ana Luisa Mendizabal, por su paciencia y disponibilidad para realizar las cromatografías pertinentes a este trabajo.

Sobre todas las cosas, agradezco a Dios por permitirme la oportunidad de estudiar y la voluntad y fuerza para alcanzar todas las metas que me he propuesto. Agradezco al Ingeniero Edgar Overall por haberme dado las líneas guía para elaborar esta tesis. Agradezco también a todas las personas que, de una u otra manera, me apoyaron en la elaboración de este trabajo.

Sin todas estas personas, esto no hubiera sido posible.

ÍNDICE

Contenido

PREFACIO.....	i
Lista de tablas	iv
Lista de gráficas.....	vii
Lista de figuras	viii
RESUMEN	ix
I.INTRODUCCIÓN	1
II.OBJETIVOS.....	2
A. General:	2
B. Específicos:.....	2
III.JUSTIFICACIÓN.....	3
IV.MARCO TEÓRICO.....	4
A. HISTORIA DE LA RESINA	4
B. CARACTERÍSTICAS DE LA RESINA	4
C. MÉTODOS DE OBTENCIÓN DE RESINA	7
D. PROCESOS ALTERNATIVOS PARA EL AGUARRÁS	9
E. ASPECTOS AMBIENTALES DEL PROYECTO	12
F. DESTILACIÓN	14
G. DESTILACIÓN MULTICOMPONENTE.....	19
H. EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO.....	21

V.ANTECEDENTES	24
A. PROCESAMIENTO DE LA RESINA.....	24
B. CONDICIONES DE SEPARACIÓN DE COLOFONIA.....	24
C. EQUIPO DE SEPARACIÓN	25
VI.PROBLEMA A RESOLVER.....	26
VII.METODOLOGÍA.....	27
VIII.RESULTADOS	31
IX.DISCUSIÓN DE RESULTADOS	34
X.CONCLUSIONES.....	37
XI.RECOMENDACIONES	38
XII.BIBLIOGRAFÍA	39
XIII.ANEXOS.....	42
A. DATOS DE PLACA DEL EQUIPO UTILIZADO:	42
B. DATOS ORIGINALES	42
C. CÁLCULOS DE MUESTRA	44
D. DATOS CALCULADOS	55
E. IMÁGENES	62

Lista de tablas

TABLA No.1 Clasificación de colofonia con base a su calidad.....	6
TABLA No. 2 Catalizadores utilizados para producir verbenona y sus condiciones de operación	11
TABLA No. 3 Catalizadores de hierro y azufre y sus rendimientos	12
TABLA No. 4 Valores de la constante K en función del compuesto orgánico analizado.....	12
TABLA No. 5 Datos de seguridad de la colofonia.....	13
TABLA No. 6 Toneladas de colofonia exportadas desde Honduras en los años 1991-1995	13
TABLA No 7: Capacidades caloríficas en función del peso molecular	15
TABLA No. 8: Contribuciones de grupos funcionales de Joback a las condiciones críticas	16
TABLA No. 9 Pérdidas de masa registradas en la filtración de la resina caliente, a 50 °C y a 20 °C.....	31
TABLA No. 10 Resultados por cromatografía antes y después de la extracción de los componentes del aguarrás destilado utilizando etanol al 95% v/v.....	32
TABLA No. 11 Resultados de la isomerización de α -pineno presente en el aguarrás destilado, utilizando una solución de ácido ortofosfórico 8.15 M para obtener β -pineno.	32
TABLA No. 12. Número de platos teóricos de la torre de destilación utilizada en la separación de colofonia y aguarrás (Hacer referencia a Tabla No.24)	33
TABLA No 13 Parámetros generales del evaporador y su condensador, calculado para la separación de colofonia y aguarrás, a partir de resina	33
TABLA No. 14 Presión de vapor de aguarrás y colofonia a 155 °C calculadas por las presiones de vapor por medio del método de Riedel a la presión atmosférica de la Ciudad de Guatemala (Hacer referencia a Tabla No.25)	33

TABLA No. 15 Número de platos teóricos para la torre de destilación utilizada para la separación de los componentes del aguarrás. (Hacer referencia a Tabla No.31).....	33
TABLA No. 16 Datos eléctricos de la estufa/agitador utilizada en la filtración al vacío y en la destilación	42
TABLA No. 17 Datos eléctricos del compresor utilizado para la filtración de resina	42
TABLA No. 18 Datos de la purificación de la resina con ácido oxálico, posterior a la filtración al vacío realizada.....	42
TABLA No 19 Capacidades caloríficas de los compuestos utilizados en los cálculos de las torres de destilación y evaporador.	43
TABLA No. 20 Densidades de los productos obtenidos durante la destilación de la resina.	43
TABLA No. 21 Constantes de Antoine para el aguarrás.....	43
TABLA No. 22 Contribuciones de grupos para la temperatura y presión críticas de la colofonia, método Joback.	43
TABLA No 23 Componentes detectados en las muestras de aguarrás analizadas por cromatografía.....	44
TABLA No. 24 Cálculo de la presión de vapor del aguarrás a las temperaturas de operación	55
TABLA No. 25 Datos de equilibrio vapor líquido del sistema colofonia- aguarrás a 1 atm.	56
TABLA No 26. Presiones de vapor de colofonia y aguarrás en el rango de temperatura de operación de la torre de destilación para su separación.	58
TABLA No. 27 Temperaturas de burbuja y rocío de la alimentación teórica a la torre de destilación para separar los componentes del aguarrás.....	58
TABLA No. 28 Flujos molares en la torre de destilación para la separación de los componentes del aguarrás.....	59
TABLA No. 29 Condiciones de operación de la torre de destilación para separar la colofonia y aguarrás a partir de la resina a 1 atm.	59

TABLA No. 30 Datos de equilibrio vapor-líquido basado en el α -pineno, para determinar las condiciones de operación de la torre de destilación para la separación de α y β -pineno, canfeno y limoneno	60
TABLA No 31. Presiones de vapor de los componentes del aguarrás en las temperaturas de operación de la torre de destilación sugerida para su separación.....	61

Lista de gráficas

GRÁFICA No. 1 Número de platos teóricos de la torre de destilación para obtener Aguarrás y Colofonia a partir de la resina a 1 atm.....	56
GRÁFICA No. 2 Determinación del número de platos teóricos de la torre de destilación para la separación de los componentes de Aguarrás. Sólo aparece la curva de Alfa pineno porque se debe basar en el componente más volátil.....	61

Lista de figuras

Figura 1. Reacción de Kharash-Sosnovsky	10
Figura 2. Oxidación alílica de α -pineno	10
Figura No. 3 Diagrama de la torre de destilación, detallando las condiciones de operación para la separación de Aguarrás y Colofonia a partir de resina.....	60
Figura No. 4 Sistema de destilación fraccionada de la resina.....	62
Figura No. 5 Cromatógrafo utilizado para analizar las muestras de aguarrás obtenidas en las destilaciones.....	63
Figura No. 6 Colofonia obtenida en las destilaciones fraccionadas.	64
Figura No. 7 Análisis cromatográfico del aguarrás obtenido	65
Figura No. 8 Análisis cromatográfico (detalles).....	66

RESUMEN

El objetivo general del presente trabajo de graduación fue evaluar la obtención de β -pineno a partir de la resina de *Pinus oocarpa*, utilizando extracción líquido-líquido y destilación para determinar cuál es el que presenta un mejor rendimiento.

Primero, se comparó la factibilidad de un evaporador de simple efecto y una torre de destilación para efectuar la separación de la resina de pino en colofonia y aguarrás. Al final, debido a que la volatilidad relativa entre el aguarrás y la colofonia en el punto de ebullición del aguarrás (155 °C) es $\alpha=19.8$, se concluyó que es mejor utilizar el evaporador de simple efecto para lograr dicha separación.

Luego, se sugirieron las condiciones de operación para la torre de destilación para separar el aguarrás en α y β -pineno, canfeno y limoneno por medio del método de Hengstebeck. Sin embargo, se determinó que el rango de temperatura era de 4°C y la torre necesitaría 30 platos, por lo que no es viable su diseño. Debido a eso, las composiciones de los componentes a lo largo de dicha torre no se detallan. Se efectuó entonces una extracción líquido-líquido de los componentes mencionados del aguarrás utilizando etanol, observándose selectividad en la extracción de Alfa pineno y canfeno, habiéndose extraído 92% y 83% v/v, respectivamente. No se observó extracción alguna de Beta pineno ni limoneno.

Finalmente, para maximizar la cantidad de β -pineno obtenido, se evaluó la isomerización de α -pineno a β -pineno utilizando ácido ortofosfórico diluido y calentamiento con agitación durante 3 horas. La conversión fue de 62.9%.

I. INTRODUCCIÓN

Guatemala posee una de las mayores reservas de pino de Latinoamérica. El *Pinus oocarpa* se caracteriza por crecer en ambientes templados y fríos, por lo que este se encuentra en mayores extensiones en las regiones centro y norte del país.

Existe un procedimiento que se puede efectuar con la resina de pino, con daños mínimos al árbol. Dicho procedimiento consiste en filtrar la resina, purificarla con ácido oxálico y finalmente destilarla por arrastre de vapor para obtener como productos Colofonia (fase no volátil) y Aguarrás (fase volátil).

La colofonia es una resina cuyo color varía desde blanco hasta negro, dependiendo de su calidad. El uso que se le dé y su precio en el mercado también van ligados a su calidad, por lo que tiene una amplia gama de usos en la industria medicinal, alimenticia, de pinturas, música y otras.

El aguarrás se utiliza bastante en la fabricación de barnices para pinturas. El aguarrás consiste en dos componentes llamados terpenos, que corresponden a alfa y beta pineno. El beta pineno es mucho más valioso como reactivo, ya que se utiliza en la industria farmacéutica en medicamentos para el tratamiento de cáncer de mama. También tiene presentes cantidades mucho menores de otros compuestos, como el limoneno, el cual tiene un uso en la industria alimenticia por su olor a limón, y también es utilizado en la industria cosmética.

II. OBJETIVOS

A. General:

1. Evaluar métodos para la remoción de impurezas sólidas en la resina de pino, minimizando las pérdidas de resina previo a su purificación y destilación.
2. Evaluar la obtención de β -pineno a partir de la resina de *Pinus oocarpa*, utilizando extracción líquido-líquido por medio de etanol y agua y destilación multicomponente.

B. Específicos:

1. Efectuar filtraciones de la resina a 50 °C, para determinar los efectos de la temperatura en este proceso, determinando las pérdidas durante la filtración y así determinar si es necesario el uso de filtración al vacío.
2. Evaluar la selectividad del etanol en el proceso de extracción líquido-líquido para la desterpenación del aguarrás obtenido de la resina para así separar los pinenos del canfeno y limoneno del aguarrás, y compararlo con el proceso de destilación del aguarrás.
3. Evaluar la efectividad de la isomerización de alfa a β -pineno utilizando ácido fosfórico para aumentar la cantidad de beta pineno obtenido.
4. Determinar el número de platos teóricos de una torre de destilación para la separación de colofonia y aguarrás a partir de la resina por medio del método Ponchon-Savarit, estableciendo la viabilidad de utilizar dicho equipo para la separación. De lo contrario, proponer los parámetros de operación del equipo más adecuado para dicha separación.
5. Determinar el número de platos teóricos de una torre de para la separación de Alfa y Beta pineno, canfeno y limoneno por medio del método de Hengstebeck, a partir del aguarrás obtenido de la resina de *Pinus oocarpa*.

III. JUSTIFICACIÓN

Guatemala es un país con muchas áreas boscosas. En el año 2010, se contabilizaron 3,722,595 hectáreas, representando el 34% del territorio nacional terrestre (SIFGUA,2013).

Debido a la creciente deforestación en el país, se han desarrollado varios proyectos de reforestación, entre los cuales destaca el Programa de Incentivos Forestales (PINFOR). En el periodo comprendido entre 1998 y 2012 se ha reforestado un total de 112,342 hectáreas de diferentes especies de árboles en todo el país. De dichas especies, el Pino Colorado, *Pinus oocarpa*, es la quinta especie prioritaria para la reforestación, llegando a tener una extensión de 6,272 hectáreas reforestadas, representando un 5.58% del área total reforestada (SIFGUA,2.13).

La resina del *Pinus oocarpa* está compuesta por 30% de Aguarrás y 70 % de Colofonia. Puede efectuarse dicha separación ya sea por medio de un evaporador ó una torre de destilación.

En la industria es común efectuar la deterpenación del aguarrás para separar los pinenos de los otros compuestos. Para esto, se utiliza Cloroformo, ya que logra separar prácticamente el 100% de los pinenos. El problema es que es un compuesto peligroso, por lo que se han sugerido otros solventes para dicha operación, entre los cuales se menciona el etanol y agua (Meireles, A. , 2009).

Por otro lado, el aguarrás está compuesto mayoritariamente por Alfa pineno, seguido de Beta pineno y otros compuestos que varían de acuerdo a la naturaleza del aguarrás. El Alfa pineno se utiliza como producto medicinal, ya que dilata los bronquios y es un antiinflamatorio; también es utilizado en la elaboración de solventes, plastificantes e insecticidas. Su precio por litro es de aproximadamente \$302/L (Sigma Aldrich,2014). El Beta pineno también es utilizado en solventes, pero su principal uso es en pinturas. Puede ser transformado a Beta-pineol y este se utiliza para la obtención del Mirceno, que es uno de los productos más importantes en la undustria de perfumería. Su precio en grado reactivo es de \$188/mL (Sigma Aldrich,2014). El aguarrás purificado, en cambio, tiene un precio de \$98/L (ThomasScientific,2014)

Lo propuesto en este trabajo sugiere que se llegará a obtener alfa y beta pineno, por lo que se obtendrán mejores ganancias, comparadas con la venta de sólo el aguarrás obtenido de la resina.

IV. MARCO TEÓRICO

A. HISTORIA DE LA RESINA

La resina de pino aparece mencionada desde tiempos muy antiguos; es incluso mencionada en un pasaje bíblico, en el que Dios le da instrucciones a Noé para que construya el arca para sobrevivir al Diluvio. En la cultura Maya y Azteca, se le dio una gran variedad de usos, que varían desde uso medicinal hasta utilización en el alumbrado para las fiestas importantes (López, 1996).

Los derivados de la resina (aguarrás y colofonia) fueron utilizados por los colonizadores de EEUU para el calefateado de barcos, durante el auge de comercio entre los distintos puertos del país con Europa (López, 1996).

A mediados del siglo XX, EEUU abastecía la mitad de la demanda mundial de la resina. El resto de la demanda era abastecido por varios países de Europa (López, 1996).

En Guatemala, las regiones de coníferas dominan la parte norte y central del país, abarcando alturas entre 1000 y 2000 m.s.n.m. El clima tan diverso del país favorece el desarrollo de una amplia gama de especies de plantas. Dentro de estas especies de plantas, la que predomina es el pino. (Gabriel Robles, 2000). El *Pinus oocarpa* predomina entre los 1500-2400 m.s.n.m. en las regiones con lluvia moderada (1000-1900 mm al año) (García, 2012)

En Guatemala, no se tiene registro del inicio de la producción de la resina. Lo único que se sabe es que en los años 1973-1977 este ya era de gran importancia para una variedad de industrias. El proyecto GIZ-DIGEBOZ (finalizado en 1995), realizó extracción de resina del pino *Pinus oocarpa Schiede* utilizando varios métodos, entre los cuales destacan el Método Espina de Pescado Descendente, Pica de Corteza y el Tradicional ó Primitivo, en el departamento de Baja Verapaz, en el norte del país (López, 1996).

B. CARACTERÍSTICAS DE LA RESINA

En *Pinus oocarpa Schiede*, la resina se encuentra distribuida en todo el árbol. El pino llega a medir hasta 25 m y tener un diámetro de hasta 75 cm. La resina es derivada de las actividades fisiológicas del árbol, y tiene como objetivo protegerlo de los insectos y las plagas (García, 2012). Cualquier corte ó penetración realizada que exponga los canales resínicos hará que se cree un flujo de resina, considerado como el proceso de cicatrización del árbol. Se ha determinado que en los meses cálidos la resina fluye con mayor facilidad, debido a la disminución de su viscosidad (López, 1996).

Se ha observado que la producción de resina es directamente proporcional al diámetro del árbol, aunque es necesario mencionar la existencia de un máximo de producción (45 cm para el *Pinus roxburghii*; 55 cm para el *Pinus kesiya*). El crecimiento y la producción de resina es directamente proporcional a la calidad del suelo (López, 1996).

Es necesario mencionar dos tipos de resina. La resina de la albura es la descrita anteriormente; la resina del duramen, en cambio, no es fluida y no fluye a través de las heridas provocadas en el árbol (López, 1996).

El número de heridas ocasionadas es de suma importancia, ya que se refleja en un aumento de la eficiencia de obtención de resinas, producto de la regeneración de tejidos. Son más efectivos los cortes longitudinales que los radiales. El *Pinus oocarpa* posee 40 canales resiníferos verticales por centímetro cuadrado de corte radial (López, 1996).

A partir de la destilación de la resina (o llamada también trementina), se pueden obtener dos productos primarios, los cuales son la Colofonia y el Aguarrás (López, 1996).

1. **Colofonia.** Constituye más del 70% de los productos obtenidos por la destilación de la resina. Está constituida en un 90% por ácidos resínicos, entre los cuales encontramos en mayor proporción al Ácido Abieténico y Primárico (López, 1996).

Es una sustancia dura y quebradiza a temperatura ambiente, siendo posible ablandarla a altas temperaturas (70-80 °C). Su peso específico es 1.07-1.08. Es insoluble en agua y ligeramente soluble en solventes orgánicos. Es poco tóxica pero desprende compuestos inflamables al calentarla (López, 1996).

La colofonia se clasifica en dos tipos:

- La obtenida al separar el aguarrás de la resina
- La obtenida luego de extraer los aceite volátiles de la resina

Aunque su color depende de una gran cantidad de factores (origen de la resina, método de limpieza empleado, entre otros), este varía desde el ámbar hasta café rojizo oscuro. Los colores claros son los más caros y los mejores vistos (López, 1996).

La siguiente tabla resume las clasificaciones de la colofonia a partir de su color (aunque en la actualidad es muy raro encontrar colofonia bajo el grado K):

TABLA No.1 Clasificación de colofonia con base a su calidad

Símbolo	Nombre común	Significado
X	Extra blanca	Colofonia Extra Superior
WW	Blanca Agua	
WG	Vidrio ventana	Colofonia Superior
N	Nancy	
M	Mary	
K	Kate	Colofonia Ordinaria
I	Isaac	
H	Harry	Semi Colofonia
G	George	
F	Frank	Colofonia Clara Superior
E	Edward	
D	Dolly	
B	Betsy	Colofonia Negra

(López, 1996)

La colofonia tiene una gran variedad de usos en la industria.

- Medicina: Medicamentos dentales, productos higiénicos, productos de veterinaria, entre otros.
- Cosmética: Ceras para depilación, pinturas de labios y jabones corporales en general.
- Agricultura: Productos para el tratamiento de bosques y lacas para madera; aserrín para madera de varias coníferas.
- Industria en general: Tintas de imprenta, lacas, barnices, pinturas; ambientadores, entre otros.
- Actividades artísticas y deportivas: Se utilizan cubos de colofonia para frotar los arcos de los violines; se utilizan también en polvos antiderrapantes para distintos deportes (José Berenguer)

En algunos municipios de Guatemala, se utiliza para la fabricación de juegos pirotécnicos y para hacer juguetes. Las impurezas removidas de la resina se utilizan muchas veces para hacer mirra, la cual es muy utilizada en las celebraciones religiosas de la región (Barrera, 1979)

2. Aguarrás. Es la fracción volátil de la resina, constituyendo el 20% de los productos de su destilación. Está constituida en su mayoría por hidrocarburos terpénicos monocíclicos y bicíclicos (López, 1996).

Es un líquido incoloro, neutro y de olor penetrante. Es inmiscible en agua y soluble en solventes orgánicos. Es un excelente disolvente para pinturas, barnices, etcétera. Posee un peso específico de 0.800-0.877 y es muy tóxico por ingestión. A medida que transcurre el tiempo pierde sus propiedades, debido a su oxidación (López, 1996).

Hay cuatro clasificaciones de aguarrás, dependiendo de su obtención:

- Aguarrás de destilación de resina obtenida de árbol vivo
- Aguarrás obtenido por destilación de resina de madera
- Aguarrás obtenido de destilación seca de la madera
- Aguarrás resultante de la condensación del cocimiento de la pulpa de madera para papel en el proceso químico al sulfato (López, 1996).

En el mercado, se clasifica al aguarrás de acuerdo a su color. Las clasificaciones son en inglés:

- Water White
- Standard
- One shade off
- Two shades off (López, 1996).

Los precios dependen de la clasificación, aunque en el mercado solamente se analiza que el aguarrás esté anhidro y que no tenga sólidos en suspensión. Hay muchos factores que afectan la calidad de la resina, entre los más importantes están el tiempo de exposición al aire y las condiciones de almacenamiento (López, 1996).

El aguarrás se usa exclusivamente para como diluyente (adelgazante) en barnices y pinturas. Es materia prima para la obtención de aceite de pino y otros productos desinfectantes (López, 1996).

C. MÉTODOS DE OBTENCIÓN DE RESINA

Para efectuar de una manera correcta el proceso de resinación, se deben seguir los siguientes pasos:

- Seleccionar un árbol mayor ó igual a 30 DAP (Diámetro a la Altura del Pecho), sin que tenga señales de quemaduras ú otros daños.
- Con un Alisador, desroñar las grietas con mucho cuidado para evitar pérdidas de resina. El área a desroñar debe estar localizada en los lugares que reciban más luz solar, por lo que suele hacerse en las partes Este y Oeste del tronco.
- Utilizar el mismo Alisador para alisar la superficie desroñada, para facilitar la inserción de caras para el sangrado de la resina.

- Colocar el equipo de recepción de resina, teniendo sumo cuidado que no quede ningún tipo de espacio en el proceso, para minimizar las pérdidas (García, 2012)

1. Tradicional, primitivo o de hacha. Solamente es necesario el uso de hacha. Consiste en hacer cortes cada 4 ó 6 días, aunque no está sujeto a ninguna norma técnica, y se obtiene una mediana cantidad de resina (López, 1996).

Sin embargo, la calidad de resina es muy pobre y con bajo contenido de aguarrás, y el árbol queda debilitado en su tronco y vulnerable a plagas e incluso puede ser derribado por el viento (López, 1996). Es por eso que este método ha sido prohibido en algunos países como México, por sus resultados pobres (Barrera, 1979)

2. Método francés o de Hughes. En este método se raspa la corteza hasta llegar a la albura, donde se inserta un tubo en forma de U invertida (López, 1996).

Este método considera ciertos coeficientes, entre los cuales destacan:

- a. Coeficiente de Espaciamiento (C.E): Considera el espaciamiento entre picas
- b. Coeficiente de Corrección (C.C): Mide la producción total media del árbol
- c. Coeficiente Laboral (C.L.): Identifica la incidencia del resinero en el producto inicial y final (José Pérez)

Dependiendo de los valores de los coeficientes (que pueden adoptar distintos valores, dependiendo de la región en que se utilicen y otros factores), se procede a realizar el análisis económico del proceso (José Pérez)

Se seleccionan árboles con diámetro de 35 cm, fuste recto y luz solar directa, sin haber presencia de otros árboles adyacentes. Posteriormente, se remueve en forma longitudinal la corteza. Se inserta el tubo de forma inclinada y se coloca un recipiente en donde se recibirá la resina (López, 1996).

Se obtiene un mejor rendimiento de resina y una mejor calidad. Sin embargo, el proceso es más tardado, por lo que se incrementa el precio de la resina. Al igual que el método primitivo, el árbol queda expuesto a plagas y las heridas no llegan a cerrarse (López, 1996).

Otras desventajas es que el método es bastante difícil de enseñar (se ha transmitido de padres a hijos en las últimas generaciones) y ejecutar. Se tienen también grandes pérdidas de madera, llegando a ser 100,000 metros cúbicos por año ó más (José Pérez).

3. Método Pica de Corteza. Se utilizan estimulantes químicos. Se hicieron varias pruebas con ácidos y bases fuertes y se llegó a la conclusión que eran mejores los ácidos, destacando el Ácido Sulfúrico y Clorhídrico (López, 1996)

Al comienzo, se aplicaba el ácido en una solución al 50%, lo que redujo a la mitad el número de picas en el árbol (llegándose a hacer cada 14 días). Posteriormente, se introdujo una emulsión del ácido, la cual era más fácil de aplicar y redujo aún más el número de picas (a 21 días). Finalmente, esta pasta blanca fue sustituida por una pasta negra, que contenía otros aditivos, reduciendo a 28 días el número de picas (López, 1996).

En este método no se afecta tanto al árbol, ya que la albura no se ve afectada. Sin embargo, debido a que se debe utilizar un estimulante químico, es necesario utilizar una gran variedad de materiales (López, 1996).

El método comienza con el descortezado, en el que se reduce la corteza cortando con machete y posteriormente se alisa con una alisador unos 2 mm. Luego, con el Trazador se dibujan dos líneas guías para delimitar la cara que se colocará. Con la Cola de Pescado (herramienta cortante) se traza una “V” para el flujo de resina, luego se coloca la laminilla para guiar dicho flujo y el cacharro se fija clavándolo. Posteriormente, se hace la pica de la corteza para finalmente aplicar la pasta ácida para que comience el flujo de resina (López, 1996).

En este método es posible una cicatrización completa de la corteza del árbol, ya que no se afecta la albura. También se observa una disminución notable del número de picas utilizadas, por la utilización de la pasta ácida. Sin embargo, la producción de resina es relativamente baja y los costos para implementar este método son altos, por los materiales y especialmente por el ácido utilizado (López, 1996).

Este método es de fácil aprendizaje y no requiere mayor exigencia física. Los materiales requeridos poseen un precio razonable si se toma en cuenta que se puede obtener una mayor eficiencia que utilizando el método de Hughes, y no se presentan pérdidas de madera de ningún tipo (José Pérez).

4. Método de perforación de agujeros: Introducido recientemente (1996) en Guatemala, es un método que puede aplicarse en cualquier época del año (López, 1996).

Consiste en abrir tres o más agujeros equidistantes en el perímetro del fuste. Dichos agujeros deben tener una ligera inclinación para así favorecer el flujo de resina. Luego, se aplica un estimulante químico. Se adapta un niple para tubería de agua, para así evitar que la resina se pierda, y se adapta una tubería de PVC, la cual desemboca en una bolsa plástica amarrada al final de esta, en donde se recibe la resina (López, 1996)

En este método la resina sale sin ninguna impureza y sin presencia de agua. Es aplicable a cualquier época del año y es poco probable que haya pérdidas, a menos que ocurre el rompimiento del receptor final de la resina (la bolsa plástica). El problema radica en que el estimulante utilizado es importado, por lo que el costo es alto. También es necesario mencionar el poco conocimiento de esta técnica en la región (López, 1996)

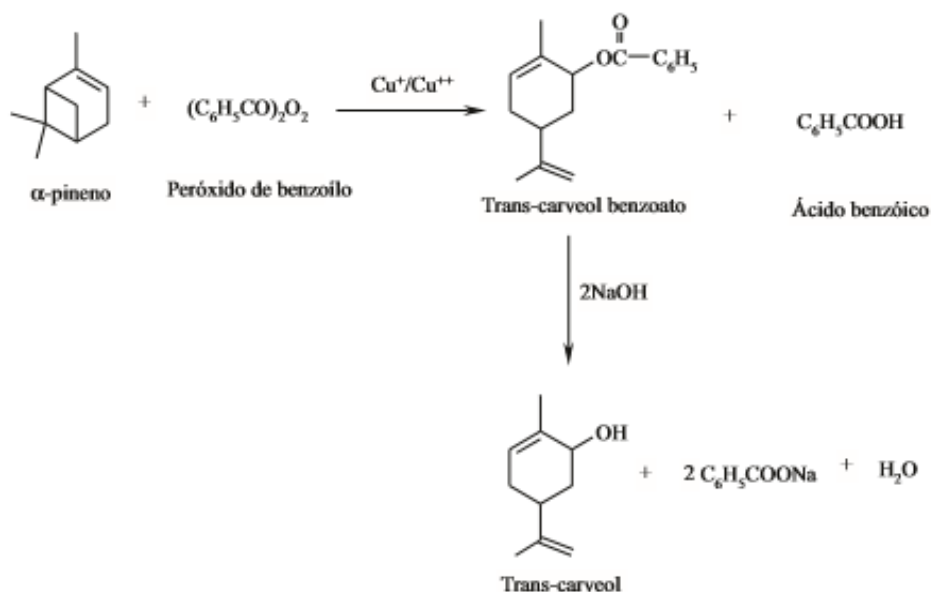
D. PROCESOS ALTERNATIVOS PARA EL AGUARRÁS

El aguarrás está compuesto mayoritariamente por sustancias llamadas Pinenos, en especial α y β -pineno. Dichos compuestos pueden ser procesados para la obtención de componentes más valiosos. A continuación se presentan algunos de ellos:

1. Obtención de Carveol:

a. Reacción de Kharash-Sosnovsky: El α -pineno se oxida con Peróxido de Benzoílo en presencia de iones Cuprosos ó Cúpricos como catalizadores, Luego se debe hidrolizar el Ester resultante con NaOH. (Rolando Barrera, 2008)

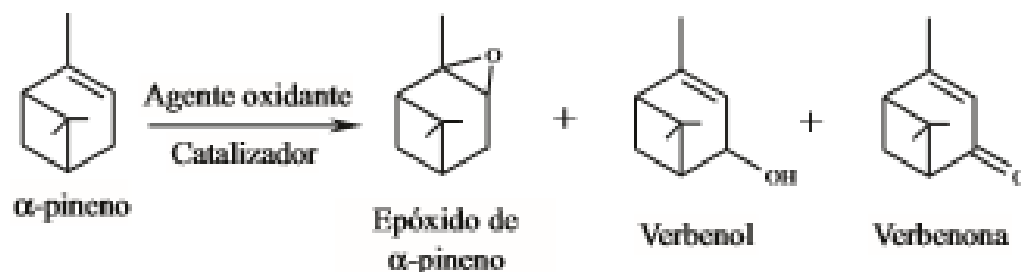
Figura 1. Reacción de Kharash-Sosnovsky



(Rolando Barrera, 2008)

b. Isomerización de Epóxidos: el epóxido de α -pineno puede reagruparse a carveol con una eficiencia moderada si se utiliza como catalizador copolímeros de ácido 4-estirenosulfónico. Posteriormente el carveol puede oxidarse a carvona. (Rolando Barrera, 2008)

c. Obtención de Verbenol y Verbenona: Se pueden obtener de la oxidación alílica de α -pineno

Figura 2. Oxidación alílica de α -pineno

(Rolando Barrera, 2008)

El verbenol es utilizado para la preparación de fragancias. La cetona se utiliza en la síntesis de saborizantes, drogas y medicamentos como el taxol (utilizado para tratar cáncer de ovarios y de mama). Se han sugerido muchos procedimientos para la obtención de estos compuestos.

TABLA No. 2 Catalizadores utilizados para producir verbenona y sus condiciones de operación

Entrada	Catalizador	Oxidante	Temperatura °C	Tiempo, h	Rendimiento de Verbenona %
1	Co-(Piridina) ₂ -Br ₂	O ₂	100	23	32
2	Co-(4-metilpiridina) ₂ -Br ₂	O ₂	100	23	32
3	Co-(4-metilpiridina) ₂ -Br ₂	O ₂ /(TPBP)*	100	23	40
4	Co-(4-metilpiridina) ₂ -Br ₂	O ₂ /(TPBP)**	60	23	65
5	Co-(NO ₃) ₂	O ₂	100	23	45
6	Co-(NO ₃) ₂	O ₂ /(TPBP)*	60	23	35
7	CoBr ₂ /Ácido acético	O ₂ /(TPBP)*	60	24	39
8	CoCl ₂ /Ácido acético	O ₂ /(TPBP)*	60	23	24
*	11.5% mol				
**	11.5% mol				

(Rolando Barrera, 2008)

a. Catalizadores de Cobalto: En la tabla anterior se observa que el mejor rendimiento se obtiene al utilizar TBHP. Este actúa como iniciador de la abstracción del Hidrógeno y su efecto es proporcional a su concentración. Sin embargo, un inconveniente al utilizar compuestos Cobaltosos con piridinas es la formación de compuestos tóxicos (Rolando Barrera, 2008).

Al eliminar las piridinas de los compuestos cobaltosos, se disminuye la temperatura de operación, resultando en un ahorro energético. La mejor eficiencia en este caso es utilizando Bromuro de Cobalto, disuelto en Ácido Acético (ver Tabla) (Rolando Barrera, 2008).

b. Catalizadores de Rutenio y Titanio: La ventaja de éstos procesos es que no requieren temperaturas tan altas de operación. Se presentan en la siguiente tabla y poseen porcentajes bastante altos de conversión de α -pineno.

TABLA No. 3 Catalizadores de hierro y azufre y sus rendimientos

Entrada	Catalizador	Solvente	Temperatura °C	Conversión %	Rendimiento %**		
					PE	V	VE
1	Fe-Pc-S	CH ₃ CN	40	94	5	8	20
2	Fe-Pc-S-S	CH ₃ CN	40	94	1	6	17
3	Fe-Pc-S-S	Acetona	40	75	1	6	33
4	Fe-Pc-S-S	Acetato de etilo	40	78	3	9	21
5	Fe-Pc-S-S	CH ₃ CN	60	88	0	3	18
Condiciones de reacción			4mL de sustrato en 0.125M de solvente y 0.5% mol catalizador; 24 horas				
**	Rendimiento=(mol de producto)/(mol inicial de α -pineno)						

(Rolando Barrera, 2008)

E. ASPECTOS AMBIENTALES DEL PROYECTO

1. Colofonia:

TABLA No. 4 Valores de la constante K en función del compuesto orgánico analizado

Tipo de compuesto orgánico	Valor
Ácidos	$K=-0.120+0.025h$
Alcoholes	$K=0.373-0.030h$
Todos los demás compuestos	$K=0.0838$

(Poling,2008)

TABLA No. 5 Datos de seguridad de la colofonia

Peligros	Ingestión	Inhalación	Absorción
	Obstrucción intestinal en dosis mayores a 2 g	En dosis mayores a 1mg/m ³ causa irritación bronquial leve	Piel sensible; irritación ocular
Primeros auxilios	Ingestion	Inhalación	Absorción
	Tomar agua e inducir vómito	Retirarse a un lugar ventilado	Utilizar bata y guantes para minimizar efectos
Otras medidas	Manipulación	Almacenamiento	
	Enjuagarse con agua y jabón al finalizar manipulación.	Área fría, seca y ventilada. Unir a tierra todas las estructuras.	

(Shan, 2009)

TABLA No. 6 Toneladas de colofonia exportadas desde Honduras en los años 1991-1995

Año	Ton Colofonia exportados
1991	2612
1992	3673
1993	5298
1994	3733
1995	1905

(Lawrence Pratt,1997)

2. Aguarrás. Calor latente de Vaporización: 140BTU/lb; 77 cal/g; 3.2 kJ/kg
(Cheremisinoff, 2000)

✓ **Directiva 67/548/CE y Directiva 1999/45/CE:**

Los elementos del etiquetado son los siguientes:

Frases R:

- a. R10 – Inflamable
- b. R36/38 – Irritante ocular y dérmico
- c. R43 – Sensibilización de la piel
- d. R50/53 – Muy tóxico para organismos y ambientes acuáticos
- e. R65 – Daño pulmonar en caso de ingestión
- f. R66 – Sequedad de la piel en caso de contacto prolongado
- g. R67 – Somnolencia y vértigo en caso de inhalación prolongada

Frases S:

- a. S24 – Evitar contacto dérmico
- b. S36/37 – Utilizar indumentaria y guantes adecuados
- c. S43 – Utilizar polvo polivalente ABC en caso de incendio
- d. S51 – Utilizar únicamente en lugares ventilados
- e. S61 – Evitar su liberación al medio ambiente

Sustancias que influyen en la clasificación: Terpenos y terpenoides, aceite de trementina, contenido de benceno.

✓ **Reglamento No. 1272/2008 (CLP):****Consejos de prudencia:**

- a. P280 – Utilizar guantes, prendas, lentes y máscara de protección
- b. P302 + P352 – En caso de contacto dérmico, lavar con abundante agua y jabón
- c. P312 – En caso de malestar, llamar a un centro de atención toxicológica
- d. P363 – Lavar las prendas contaminadas antes de volver a utilizarlas
- e. P501 – Eliminar el contenido del recipiente de acuerdo a la ley de eliminación de residuos vigente (Dirsa, 2012).

F. DESTILACIÓN

Es un método cuyo fin es separar los componentes de una solución. Se aplica siempre y cuando los componentes estén distribuidos tanto en la fase líquida como en la gaseosa. A diferencia de otros métodos, en donde se introduce una nueva sustancia al sistema para efectuar la separación, en la destilación la separación se obtiene por la evaporación del componente que interesa (Alvarado, 2012).

En la destilación, todos los componentes son en mayor ó menor medida volátiles. Dependerá del calor aplicado y el tiempo de operación que la destilación sea exitosa, al tener la mayor cantidad del componente deseado separado de la solución original (Alvarado,2012).

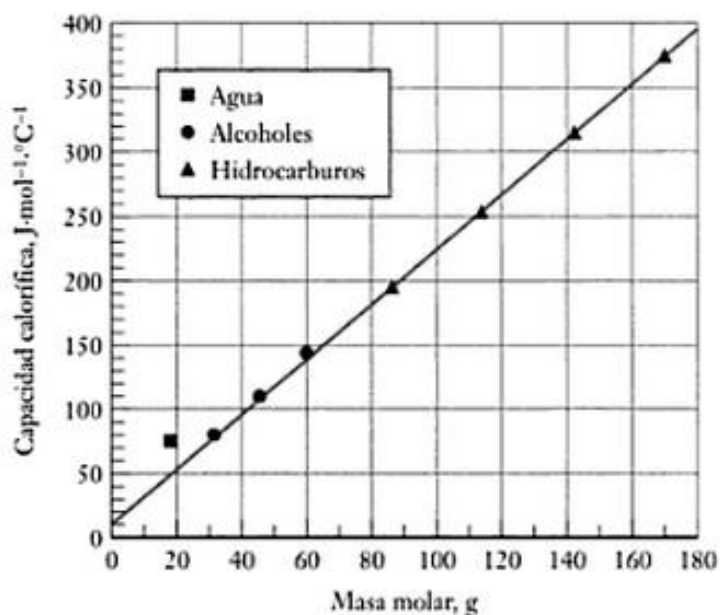
La destilación es la operación más importante de transferencia de masa, debido a que no requiere un refinamiento posterior del producto obtenido (Alvarado, 2012).

Destilación Diferencial: Es el resultado de un número infinito de evaporaciones instantáneas de un líquido (Alvarado,2012).

Destilación por arrastre de vapor: Se introduce vapor a la torre de destilación con el fin de reducir la presión de vapor de los componentes de la solución. Se utiliza para compuestos con un alto punto de ebullición y que sean sensibles al calor (Alvarado,2012).

1. **Predicción de las capacidades caloríficas de los Hidrocarburos:** La siguiente tabla muestra una manera sencilla de predecir la capacidad calorífica de ciertos compuestos, en función de su peso molecular (American Chemical Society,2007).

TABLA No 7: Capacidades caloríficas en función del peso molecular



(American Chemical Society,2007)

2. Determinación de condiciones críticas:

a. **Método Joback:** Aplicable a compuestos orgánicos. Se basa en las contribuciones de grupos funcionales a la temperatura y presión críticas de un compuesto. Da valores muy preciso de las condiciones críticas (1% de error para la temperatura crítica y no más del 5% de error para la presión crítica). Sólo se requiere saber la temperatura normal de ebullición del compuesto analizado, el número de átomos y su estructura molecular (Poling,2008). Las condiciones críticas se determinan de la siguiente forma:

$$T_c(K) = T_b(0.584 + 0.965 \sum \Delta T - \sum \Delta T^2)^{-1} \quad (\text{Ecuación No.1})$$

$$P_c(\text{bar}) = (0.113 + 0.0032n_A - \sum \Delta P)^{-2} \quad (\text{Ecuación No.2})$$

$$V_c\left(\frac{\text{mL}}{\text{mol}}\right) = 17.5 + \sum \Delta V \quad (\text{Ecuación No.3})$$

T_b : Temperatura normal de ebullición, K

n_A : Número de átomos en la molécula

$\Delta T, \Delta P, \Delta V$: Contribuciones de grupos funcionales a las condiciones críticas (Poling, 2008).

TABLA No. 8: Contribuciones de grupos funcionales de Joback a las condiciones críticas

Grupo funcional	ΔT	ΔP	ΔV
No anillados			
"-CH ₃ "	0.0141	-0.0012	65
">CH ₂ "	0.0189	0	56
">CH-"	0.0164	0.002	41
">C<"	0.0067	0.0043	27
"=CH ₂ "	0.0113	-0.0028	56
"=CH-"	0.0129	-0.0006	46
"=C<"	0.0117	0.0011	38
"=C="	0.0026	0.0028	36
"≡CH"	0.0027	-0.0008	46
"≡C-"	0.002	0.0016	37
Anillados			
"-CH ₂ -"	0.01	0.0025	48
">CH-"	0.0122	0.0004	38
">C<"	0.0042	0.0061	27
"=CH-"	0.0082	0.0011	41
"=C<"	0.0143	0.0008	32
Halógenos			
"-F"	0.0111	-0.0057	27
"-Cl"	0.0105	-0.0049	58
"-Br"	0.0133	0.0057	71
"-I"	0.0068	-0.0034	97
Oxígeno			
"-OH"(Alcohol)	0.0741	0.0112	28
"-OH"(Fenol)	0.024	0.0184	-25
"-O-"(No anillo)	0.0168	0.0015	18

Continuación Tabla No. 8

Grupo funcional	ΔT	ΔP	ΔV
"-O-"(Anillo)	0.0098	0.0048	13
">C=O"(No anillo)	0.038	0.0031	62
">C=O"(Anillo)	0.0284	0.0028	55
"CH=O"(Aldehído)	0.0379	0.003	82
"-COOH"(Ácido)	0.0791	0.007	89
"-COO"(Ester)	0.0481	0.0005	82
"=O"	0.0143	0.101	36
Nitrógeno			
"-NH ₂ "	0.0243	0.0109	38
">NH"(No anillo)	0.0295	0.0077	35
">NH"(Anillo)	0.013	0.0114	29
">N-"(No anillo)	0.0169	0.0074	9
">N="(No anillo)	0.0255	-0.0099	0
">N="(Anillo)	0.0085	0.0076	34
"-CN"	0.0496	-0.101	91
"-NO ₂ "	0.0437	0.0064	91
Azufre			
"-SH"	0.0031	0.0084	63
"-S-"(No anillo)	0.0119	0.0049	54
"-S-"(Anillo)	0.0019	0.0051	38

(Poling,2008)

3. Determinación de presión de vapor:

a. Método de Riedel:Aplicable a la mayoría de compuestos orgánicos. La siguiente ecuación proporciona la Presión reducida. Sólo se requiere saber la presión y temperatura críticas de los compuestos analizados.

$$\ln P_r = A + \frac{B}{T_r} + C \ln T_r + D T_r^6 \quad (\text{Ecuación No.4})$$

$$A = 35D \quad (\text{Ecuación No.5})$$

$$B = -36D \quad (\text{Ecuación No.6})$$

$$C = \alpha_c - 42D \quad (\text{Ecuación No.7})$$

$$\alpha_c = \frac{3.758K\psi + \ln \frac{P_c}{1.01325}}{K\psi - \ln T_{br}} \quad (\text{Ecuación No.8})$$

$$\psi = -35 + \frac{36}{T_{br}} + 42 \ln T_{br} - T_{br}^6 \quad (\text{Ecuación No.9})$$

$$h = T_{br} \frac{\ln \frac{P_c}{1.01325}}{1 - T_{br}} \quad (\text{Ecuación No.10})$$

$$D = K(\alpha_c - 3.758) \quad (\text{Ecuación No.11})$$

(Poling,2008)

4. Determinación de Calor de Vaporización:

$$\frac{H_{vap}}{R} = \tau_b^{0.38} * \left(\frac{\ln P_c(\text{bar}) - 0.513 + \frac{0.5066}{P_c(\text{bar}) * T_{br}^2}}{\tau_b + (\ln T_{br}) * (1 - \tau_b^{0.38})} \right) \quad (\text{Ecuación No.12})$$

$$\tau_b: 1 - T_{br}$$

$$T_{br}: \frac{T_{ebullicion}(K)}{T_{critica}(K)}$$

5. Cálculos para determinar condiciones de operación de la torre de destilación:

D= Flujo molar de destilado

F= Flujo molar de alimentación

W= Flujo molar hacia los fondos

X_{F, X_D, X_W} = Fracción molar de aguarrás presente en la alimentación, destilado ó producto de fondo, respectivamente

$$D = F - W \quad (\text{Ecuación No.13})$$

$$W = \frac{F(x_F - x_D)}{x_W - x_D} \quad (\text{Ecuación No.14})$$

a. Corriente molar de reflujo:

$$L_0 = R * D \quad (\text{Ecuación No.15})$$

b. Flujo de vapor, sección de enriquecimiento:

$$G_1 = D + L_0 \quad (\text{Ecuación No.16})$$

c. Calor agregado al Hervidor:

$$Q_B = (\Delta w - H_F) * F \quad (\text{Ecuación No.17})$$

d. Calor eliminado en el Condensador:

$$Q_C = (\Delta d - H_D) * D \quad (\text{Ecuación No.18})$$

e. Relación de reflujo:

$$R = \frac{\Delta d - H_{G1}}{H_{G1} - H_D} \quad (\text{Ecuación No.19})$$

f. Fracción mol líquido de aguarrás:

$$x = \frac{P_{Total} - P_{Componente no volátil}}{P_{Componente volátil} - P_{Componente no volátil}} \quad (\text{Ecuación No.20})$$

g. Fracción mol de vapor de aguarrás:

$$y = \frac{P_{Componente Volátil} * x}{P_{Total}} \quad (\text{Ecuación No.21})$$

h. Capacidad Calorífica de la mezcla líquida:

$$Cl_{av} = CP_{Aguarrás} * x + CP_{Colofonia} * (1 - x) \quad (\text{Ecuación No.22})$$

i. Entalpía del líquido:

$$H_l = Cl_{av,160} * T(K) \text{ (Ecuación No.23)}$$

j. Entalpía del vapor:

$$H_G = y(CP_{Aguarrás} * T(K) + \lambda_{Aguarrás}) + (1 - y)(CP_{Colofonia} * T(K) + \lambda_{Colofonia}) \text{ (Ecuación No.24)}$$

Δw y Δd son dos valores determinados gráficamente. Su cálculo se detalla en el Apéndice.

6. Evaporador

$$Q = m * CP * \Delta T \quad \text{(Ecuación No.25)}$$

En un sistema adiabático:

$$-Q_{cedido} = Q_{absorbido} \quad \text{(Ecuación No.26)}$$

G. DESTILACIÓN MULTICOMPONENTE

1. **Consideraciones generales.** Los cálculos para un sistema multicomponente son más complejos que para un sistema binario. Fijando la composición de un componente no necesariamente determina la composición de los otros y menos de la temperatura del plato. La separación, entonces, se especifica estableciendo límites de composición entre dos Componentes Clave (Kister, 1992)

El procedimiento normal es determinar las concentraciones de las colas y el destilado hacia la alimentación, y verificar que converjan en el mismo valor. Sin embargo, dichas composiciones dependerán de las asumidas al inicio de los cálculos. A pesar que pueda haber convergencia en los componentes clave, será muy difícil que las composiciones de los otros componentes sean las correctas, a menos que se corra con suerte. Para cálculos rigurosos, se deben ajustar las composiciones y repetir los cálculos hasta que se llegue a una convergencia total. Si las mezclas no son ideales, los cálculos se complican aún más, ya que las volatilidades de los componentes variarán en función de las composiciones (Kister, 1992)

Sin embargo, se han desarrollado métodos más simples para estos sistemas. Dichos métodos se dividen en dos clases:

a. Simplificaciones de métodos rigurosos para cálculos etapa a etapa para ser hechos a mano o de manera gráfica. Estos métodos son los de Smith y Brinckley y el método de Hengstebeck .

b. Métodos empíricos, basados en la eficiencia de columnas ya hechas, o diseños rigurosos. Dichos métodos son la Correlación de Gilliland y la de Erbar-Maddox (Kister, 1992)

2. **Componentes clave.** Primero es necesario establecer qué componentes se desean separar. El componente clave ligero (LK) será el que se obtendrá en el destilado y el componente clave pesado (HK) en las colas. Se establecen entonces las concentraciones que se desean de ambos. Estos componentes

pueden ser Adyacentes o Distribuidos, dependiendo de su volatilidad. Si sus volatilidades son cercanas (en un margen menor al 10%), ambos estarán distribuidos a lo largo de toda la torre; de lo contrario, es seguro asumir que el destilado será rico en el componente clave ligero (LK) y los fondos con el clave pesado (HK) (Kister, 1992).

Normalmente será fácil identificar los componentes claves de un sistema dado, salvo en los casos donde los puntos de ebullición sean demasiado cercanos. En esos casos, es necesario efectuar varias pruebas para determinar la pareja de componentes que da la mayor cantidad de platos para su separación. Para esto se utiliza la ecuación de Fenske:

$$N_m = \frac{\log\left(\frac{x_{LK,D}x_{HK,B}}{x_{HK,D}x_{LK,B}}\right)}{\log\alpha_{LK}} \quad (\text{Ecuación No.27})$$

N_m : Número mínimo de platos

$x_{LK,D}$: Concentración del componente clave ligero en el destilado

$x_{HK,D}$: Concentración del componente clave pesado en el destilado

$x_{LK,B}$: Concentración del componente clave ligero en los fondos

$x_{HK,B}$: Concentración del componente clave pesado en los fondos

α_{LK} : El promedio de la volatilidad relativa del componente clave ligero, dividido la volatilidad relativa del componente clave pesado

Los componentes no clave distribuidos en el destilado y los fondos se llaman Componentes Distribuidos; los que se encuentran en concentraciones bajas (menores a 0.005) son los Componentes No Distribuidos (Kister, 1992).

3. **Método de Hengstebeck.** Para todos los componentes las ecuaciones de balance de materia de Lewis-Sorel pueden aplicarse de la siguiente manera:

$$v_{N+1,i} = l_{N,i} + d_i \quad (\text{Ecuación No.28})$$

$$v_{N,i} = K_{N,i} \frac{V}{L} l_{N,i} \quad (\text{Ecuación No.29})$$

Para la sección de agotamiento:

$$l'_{N+1,i} = v'_{N,i} + b_i \quad (\text{Ecuación No.30})$$

$$v'_{N,i} = K'_{N,i} \frac{V'}{L'} l'_{N,i} \quad (\text{Ecuación No.31})$$

$l_{N,i}$: Flujo molar líquido de cualquier componente en el plato N

$v_{N,i}$: Flujo molar de vapor de cualquier componente en el plato N

d_i : El flujo de cada componente i en el destilado

b_i : El flujo de cada componente i en los fondos

$K_{N,i}$: La constante de equilibrio de cada componente en el plato N

El apóstrofe ' denota la sección de agotamiento

V y L son los flujos totales, asumidos constantes

Para reducir un sistema multicomponentes a uno binario, es necesario estimar el flujo de los componentes clave a través de la columna. Hengstebeck se basa en que normalmente el flujo de los componentes no clave ligeros llega a un valor constante en la sección de enriquecimiento; lo mismo sucede con los componentes no clave pesados en la sección de agotamiento. Así:

Sección de Enriquecimiento:

$$L_e = L - \sum l_{lim,i} \quad (\text{Ecuación No.32})$$

$$V_e = V - \sum v_{lim,i} \quad (\text{Ecuación No.33})$$

Sección de Agotamiento:

$$L'_e = L' - \sum l'_{lim,i} \quad (\text{Ecuación No.34})$$

$$V'_e = V' - \sum v'_{lim,i} \quad (\text{Ecuación No.35})$$

L_e, V_e : Flujos estimados de los componentes claves.

$l_{lim,i}, v_{lim,i}$: Flujos límites de líquido y vapor de los compuestos más volátiles que los clave (Sección de Enriquecimiento), ó menos volátiles (Sección de Agotamiento)

$$l_{lim,i} = \frac{d_i}{\alpha_i - 1} \quad (\text{Ecuación No.36})$$

$$v_{lim,i} = l_{lim,i} + d_i \quad (\text{Ecuación No.37})$$

$$v'_{lim,i} = \frac{\alpha_i b_i}{\alpha_{LK} - \alpha_i} \quad (\text{Ecuación No.38})$$

$$l'_{lim,i} = v'_{lim,i} + b_i \quad (\text{Ecuación No.39})$$

α_i : Volatilidad relativa del componente i , en relación al componente clave pesado

α_{LK} : Volatilidad relativa del componente clave ligero, en relación al componente clave pesado

La estimación de dichos flujos permite la construcción de líneas de operación para el sistema en estudio. La curva de equilibrio se construye asumiendo una volatilidad constante para el componente clave ligero (Kister, 1992).

$$y = \frac{\alpha_{LK} x}{1 + (\alpha_{LK} - 1)x} \quad (\text{Ecuación No.40})$$

$$K_{LK} = \frac{K_{HK}}{K_{LK}} \quad (\text{Ecuación No.41})$$

H. EXTRACCIÓN LÍQUIDO-LÍQUIDO

Consta de la separación de una solución líquida por medio de contacto con otro líquido insoluble. Si hay una distribución desigual de ciertos componentes entre las dos fases, es posible efectuar una separación, el cual puede incrementarse mediante contactos múltiples.

La solución que se extraerá se denomina *Alimentación*; el líquido con el que se pondrá en contacto se denomina *Disolvente*. El *Extracto* es el producto rico en disolvente y el *Refinado* es la solución restante.

Al utilizarse más de un disolvente, el proceso se denomina Extracción Fraccionada.

1. Aplicaciones:

a. En competencia con otras operaciones de transferencia de masa: En la evaporación y destilación, los productos obtenidos son sustancias puras; en la extracción líquido-líquido se obtienen nuevas soluciones que a menudo deben separarse por alguno de los otros dos métodos. Para los casos en los que se tengan soluciones muy diluidas con agua, la extracción es más económica, ya que la mayoría de compuestos orgánicos poseen capacidades caloríficas sustancialmente menores a las del agua. La extracción también es aconsejable ante la destilación al alto vacío (Treybal,1988).

b. Como sustituto de medios químicos: Los métodos químicos consumen reactivos y conllevan la eliminación de subproductos. Con la extracción líquido-líquido lo único a considerar es la recuperación, la mayoría de veces deseable, del solvente utilizado.

Para separaciones que no se pueden realizar por otros métodos: Cuando dos componentes con presiones de vapor muy similares están en el sistema, la destilación de dichos compuestos es muy difícil, entonces se recurre a la extracción líquida (Treybal,1988).

2. Equilibrio líquido: Se utiliza la siguiente notación:

a. A y B son líquidos puros básicamente insolubles; C es el soluto distribuido. B es el disolvente.

b. Las cantidades se miden en libras en las operaciones por lotes y masa/tiempo en las continuas:

○ E=masa/tiempo de solución E, un extracto

○ R=masa/tiempo de solución R, un refinado

○ B=masa/tiempo disolvente B

c. x : fracción peso de C en el disolvente pobre (rico en A), ó refinado. Líquido

d. y : fracción peso de C en disolvente rico (rico en B), ó extracto. Líquido

e. x' : $x/(1-x)$ masa de C/masa de no C en los líquidos refinados

f. y' : $y/(1-y)$ masa de C/masa de no C en los líquidos del extracto

g. X = fracción peso de C en los líquidos refinados libres de B, masa C/(masa A+ masa de C)

h. Y = fracción peso de C en los líquidos del extracto libres de B, masa C/(masa de A+ masa de C)

(Treybal,1988)

3. **Elección del disolvente.** Es muy difícil que un solo disolvente cumpla con todos los siguientes aspectos. Lo normal es llegar a un acuerdo:

a. **Selectividad:** Mide la efectividad de B para separar A y C. Es análogo a la volatilidad relativa α en la destilación.

$$\beta = \frac{\frac{\text{Fracción de peso de C en E}}{\text{Fracción de peso de A en E}}}{\frac{\text{Fracción de peso de C en R}}{\text{Fracción de peso de A en R}}} = \frac{y_E^*(\text{Fracción de peso de A en R})}{x_R(\text{Fracción de peso de A en E})} \quad (\text{Ecuación No.42})$$

Debe ser mayor de 1, cuanto mayor más efectivo. Si es 1, la separación no es posible. Si pasa de valores mayores a 1 a valores fraccionarios, se tiene lo análogo a un azeótropo. En general, la selectividad varía con la concentración del soluto (Treybal,1988).

b. **Coefficiente de distribución:** Es la relación y^*/x en el equilibrio. Se busca que el valor sea lo más grande posible, ya que de esta manera, no se requerirá una gran cantidad de disolvente para llevar a cabo la operación.

c. **Insolubilidad del disolvente:** El disolvente debe ser lo más soluble en C para no requerir grandes cantidades para la separación.

d. **Recuperabilidad:** El disolvente con frecuencia es recuperado por destilación. Sin embargo, se debe tener cuidado que no se forme un azeótropo con el soluto y que la volatilidad relativa sea lo más alta posible.

e. **Densidad:** La diferencia de densidades debe ser lo más elevada posible, para favorecer la formación de las dos fases.

f. **Tensión interfacial:** Debe ser lo más alta posible, para favorecer la coalescencia de las emulsiones.

g. **Viscosidad, presión de vapor y punto de congelamiento:** Deben ser bajos, para facilitar el manejo y almacenamiento.

h. Debe ser barato, no tóxico y no inflamable (Treybal,1988).

4. **Desterpenación.** Consiste en remover los terpenos de ciertos compuestos. Actualmente se hace por destilación, extracción líquida, extracción con fluidos supercríticos. La extracción líquida es el método más utilizado en la industria. Los disolventes más utilizados son Hexano y Cloroformo, por sus intrínsecas selectividades para los terpenos y compuestos oxigenados (Angela Meireles,2009).

También se han sugerido otros disolventes tales como Acetonitrilo, Nitrometano, Dimetilformamida, Dietilenglicol, (1,2 propanodiol), (1,3propanodiol), aminoetanol, metanol, (2-buteno-1,4diol), etilenglicol y líquidos iónicos como 1-etil-3-metilimidazolio metanosulfato (Angela Meireles,2009).

5. **Extracción líquida para desterpenar.** Se puede realizar por estas vías:

a. La mezcla a desterpenar es destilada con un volumen similar o mayor de etanol. Se requiere tasas de reflujo altas para esto. Los terpenos se van con los vapores del alcohol y se separan en la superficie del destilado (Reineccius, 2006).

b. La mezcla a desterpenar se mezcla con etanol al 95% v/v. Posteriormente, se agrega un volumen conocido de agua para reducir el alcohol a 35%. La mezcla se agita vigorosamente y se deja reposar. Los terpenos, al no ser soluble en esta concentración de alcohol, se separan en la capa de arriba (Reineccius, 2006).

V. ANTECEDENTES

A. PROCESAMIENTO DE LA RESINA

Por muy cuidadosa que haya sido la obtención de la resina, esta siempre tendrá en mayor o menor medida impurezas, por lo que se debe proceder a un filtrado. Como método previo a la destilación, la resina debe pasar a través de una tamizadora. Es necesario mencionar que debe ser calentada para facilitar la fluidez de la resina (García, 2012)

1. Destilación: Se conoce así como al método utilizado para calentar una mezcla de dos componentes miscibles, con el objetivo que los componentes más volátiles se evaporen y posteriormente se separen por aparte haciéndolos condensar. En el caso de la resina, el componente volátil es el Aguarrás y el no volátil es la Colofonia (García, 2012).

2. Almacenamiento: Almacenar en envases de vidrio a temperatura ambiente, lejos de fuente de ignición y luz solar (García, 2012)

B. CONDICIONES DE SEPARACIÓN DE COLOFONIA

Se deben remover las impurezas sólidas de la resina. Para dicho proceso, se debe utilizar un tamiz Taylor malla 12. Durante este filtrado, se recomienda utilizar presión, y evitar el filtrado por gravedad, ya que toma un tiempo muy prolongado y se presentan grandes pérdidas de resina al limpiar la malla (Alvarado,2012).

Se debe agregar un porcentaje de ácido oxálico para remover las impurezas metálicas que pueda contener la resina, manteniendo una temperatura de 40 °C para que la resina sea fluida. Se ha observado una mejor limpieza de la resina al utilizar un 0.07% p/p de ácido oxálico (Alvarado,2012).

Luego, manteniendo la temperatura a 40 °C, es necesario que la resina pase a través de un filtro Nutsche para recolectar los precipitados de la resina. El filtro debe ser de acero inoxidable, debido a la acidez de la resina, y deberá utilizarse filtración al vacío, debido a la alta viscosidad de la resina (Alvarado,2012)

Como paso previo a la destilación, se agrega un porcentaje de agua a la resina, para neutralizar el ácido oxálico y favorecer al proceso de destilación posterior. Se ha determinado que agregar aproximadamente un 30% p/p de agua otorga un rendimiento de 79% (Alvarado,2012). Con este proceso, se obtiene finalmente la colofonia y el aguarrás.

C. EQUIPO DE SEPARACIÓN

En la filtración, los sólidos se separan del líquido al hacerlo pasar a través de un medio poroso. Hay una amplia variedad de equipos para este procedimiento, dependiendo de las necesidades involucradas (Alvarado, 2012).

Hay situaciones en las que se debe utilizar presión alta o vacío para poder forzar el líquido a través del medio poroso. Dichos filtros son:

1. Filtro Nutsche: Tanque perforado en la base. Trabaja con presión o vacío.
2. Filtro prensa: Para operaciones por lotes. Opera a presión.
3. Filtro de hojas: Las hojas son marcos metálicos sobre las cuales se coloca tela de filtrar.

Opera a presión o vacío.

4. Filtro de tambor rotatorio: Consiste en un tambor hueco rodeado de medio filtrante. El vacío en el tambor hace que el líquido sea succionado (Alvarado, 2012).

VI. PROBLEMA A RESOLVER

Actualmente, se conoce un proceso de obtención de colofonia y aguarrás a escala de laboratorio. Sin embargo, sólo se han determinado ciertas condiciones para dicho proceso y aún no se establecen las condiciones óptimas. Para comenzar, se registran grandes pérdidas de masa en la filtración de la resina a temperatura ambiente, debido a su alta viscosidad. Adicional a esto, la falta de equilibrios vapor-líquido de la resina no permite realizar cálculos para la separación de colofonia y aguarrás a partir de la resina. Para dicha separación, se utilizan tanto torres de destilación como evaporadores de simple efecto. En el aguarrás obtenido, hay varios componentes de gran valor económico, pero debido a la similitud molecular entre ellos, es muy difícil separarlos de manera efectiva por medio de destilación.

VII. METODOLOGÍA

Se comenzó con la revisión bibliográfica de las fuentes y procesos disponibles para la elaboración del marco teórico. En dichas fuentes se detalla la información acerca de la especie de pino de la cual procede la materia prima (resina), su extracción y características de los productos obtenidos durante su separación. También se da información acerca de las operaciones realizadas para su separación.

Se recibió la resina de pino y de la misma se extrajeron tres muestras de resina. Dichas muestras se pesaron de manera analítica y posteriormente se les efectuaron los procedimientos siguientes.

1. Filtrado de resina.

Con las tres muestras de resina de *Pinus oocarpa* previamente pesadas, se efectuó lo siguiente:

a. Una vez alcanzado el equilibrio térmico con el ambiente, se midió la viscosidad de la muestra con un viscosímetro Brookfield con una aguja para viscosidades de 1000-10000 cP de la siguiente forma:

1) Se encendió el viscosímetro y se fijó una velocidad de giro de 2 rev/min. Una vez hecho esto, se sumergió lentamente la aguja en la muestra de resina. En el caso que el viscosímetro reportará un mensaje de “Error”, se retiró la aguja de la muestra, se fijó una velocidad de giro más lenta y nuevamente se sumergió la aguja para tomar mediciones nuevamente.

b. Luego, se esperó unos segundos para que el viscosímetro muestre la lectura de la viscosidad de la solución. Se realizó en triplicado y se obtuvo el promedio.

c. Se Elevó la temperatura de las muestras a 50 °C y se midió nuevamente la viscosidad de cada una de las muestras utilizando el procedimiento anteriormente descrito.

d. Se determinó el tamaño de apertura de la malla a utilizar.

e. Se filtró la resina, midiendo el tiempo que le toma a la muestra pasar en su totalidad a través de ella. En el caso que la malla se obstruye en su totalidad y se interrumpiera el flujo, habría necesidad de utilizar vacío para el proceso.

f. Se calculó el porcentaje de pérdidas de masa de la resina, tomando en cuenta la cantidad de impurezas presentes.

2. Purificación de resina.

a. Se utilizó una estufa y se calentaron las muestras a 40-50 °C para facilitar la agitación y mezcla de las mismas.

b. Se agregó la cantidad equivalente al 0.07% en masa de ácido oxálico puro a las muestras de resina.

c. Se agitó, utilizando una varilla de vidrio durante 20 minutos

d. Se agregó 20 mL de agua a las muestras. Se agitó 20 minutos permitiendo la mayor distribución de agua por toda la muestra.

- e. Se retiró la muestra de la estufa y se dejó reposar las muestras 12 horas.
- f. Se destiló a escala de laboratorio la resina. Se reservó el aguarrás obtenido para realizar la extracción por etanol y la isomerización del α -pineno (descritos posteriormente).
- g. Se analizó por cromatografía una muestra de aguarrás comercial para observar los componentes y compararlo con el aguarrás obtenido de las muestras de resina.

3. Desterpenación de aguarrás utilizando etanol.

- a. Se agregó el mismo volumen de etanol al 95% v/v a cada una de las tres muestras de aguarrás obtenido en el proceso anterior.
- b. Se agitó la mezcla mientras se agregaba suficiente volumen de agua para reducir la concentración inicial del etanol (95% v/v) hasta 35% v/v.
- c. Se agitó vigorosamente la mezcla durante media hora y se dejó reposar por 10 minutos para fomentar la formación de capas.
- d. Se descartó la capa acuosa y la capa orgánica se analizó por cromatografía.
- e. Con base al porcentaje de alfa y β -pineno obtenidos en la fase orgánica, se determinó la selectividad del etanol para hacer la separación de los mismos.

4. Isomerización de alfa pineno.

- a. Se colocó el aguarrás obtenido en un beaker de 150 mL y calentar agitando a 70 °C en una estufa.
- b. Se agregó el mismo volumen de una solución de Ácido Ortofosfórico 8.15 M.
- c. Se agitó vigorosamente por tres horas a esta temperatura.
- d. Se retiró la solución y se dejó enfriar
- e. Se neutralizó el ácido utilizando una espátula agregando bicarbonato sólido hasta no haber indicios de efervescencia. Se formaron dos capas y se descartó la capa acuosa inferior y se analizó la capa orgánica (superior) por cromatografía.
- f. Se determinó el rendimiento del proceso utilizando el promedio de la concentración del beta pineno en las muestras.

5. Torre de destilación para separar aguarrás y colofonia.

- a. Se utilizaron las constantes de Antoine del aguarrás, se determinaron las presiones de vapor del mismo en el rango de temperaturas de operación a la presión de la ciudad de Guatemala (145-240 °C).
- b. Se utilizó el método de Joback (Ecuaciones No.1 - No.3) para determinar las propiedades críticas de la colofonia y determinar así su entalpía de vaporización (Ecuación No.12).
- c. Se utilizó el método de Riedel para determinar la presión de vapor de la colofonia en el rango de temperatura de operación de 20-160°C (Ecuaciones No.4 - No.11).
- d. Se construyó la curva de equilibrio vapor-líquido del sistema colofonia-aguarrás.
- e. Se utilizó el promedio de toneladas de exportadas por Honduras entre 1991-1995 para calcular la cantidad de resina necesaria a procesar al año y utilizarla como base de cálculo para las condiciones generales de operación de la torre.

6. Evaporador de simple efecto para separar aguarrás y colofonia.

a. Con el mismo flujo de resina utilizado en la torre de destilación, se calcularon los parámetros generales de operación de un evaporador de simple efecto para separar la colofonia y el aguarrás a la presión de la ciudad de Guatemala (Ecuaciones No.25 y No.26). Se consideró que la resina ingresaba luego de la filtración (50 °C), que la temperatura final de la colofonia y el aguarrás era de 145°C y que el vapor de aguarrás ingresaba en un condensador y salía a una temperatura de 120°C.

7. Torre de destilación para la separación de componentes del aguarrás.

a. Para saber cuáles son los componentes predominantes en el aguarrás, se efectuó una cromatografía para el aguarrás obtenido de cada muestra de resina.

b. Una vez escogidos los compuestos, se identificaron de acuerdo a su punto de ebullición a aquellos que estarían en el destilado y en producto de colas y los que estarán a lo largo de la torre (Hacer referencia al Marco Teórico).

c. Se determinaron las presiones de vapor de cada compuesto en el rango de temperatura de operación (155-175 °C), de la misma manera que se determinó la de la colofonia (Método de Joback, seguido de método de Riedel).

d. Se determinó el punto de burbuja y de rocío de la alimentación de la siguiente manera:

1) Se calculó el coeficiente K de cada compuesto (el cociente entre la presión de vapor del compuesto a la temperatura dada y la presión total) en un rango de temperatura ligeramente superior al punto de ebullición del aguarrás (155-160°C).

2) En base a las cromatografías realizadas, se determinaron las fracciones molares “x” de cada compuesto. Luego, por la ecuación:

$$y = K * x$$

Se calcularon “y” para cada compuesto y por medio de la función “FORECAST” de Excel se determinó la temperatura en la cual $\sum y = 1$. Así se determinó la temperatura de burbuja

3) Para la temperatura de rocío, se asumió la siguiente igualdad:

$$x = y$$

Luego, con la ecuación

$$x = y/K$$

y la función “FORECAST” de Excel se determinó la temperatura a la cual $\sum x = 1$.

e. Si ambas temperaturas fueran cercanas entre sí (menos de 1 °C), se utilizó el método de Hengstebeck para construir la curva de equilibrio. De lo contrario, se utilizaría un método más riguroso como el Método de las matrices. Dicho método está fuera del alcance de esta tesis.

f. Se determinaron los coeficientes K_{LK} (Ecuación No.39) para los componentes. En caso que K_{LK} fuera mayor a 0.1, se consideró que el componente volátil estaría muy poco presente en los fondos y el menos volátil en el destilado.

g. En caso de utilizar el método de Hengstebeck, se construyó la curva de equilibrio, basada en el componente más volátil.

h. Con la cantidad de aguarrás teórica resultante de la torre (ó evaporador de simple efecto) mencionados anteriormente, se determinó el flujo de líquido y vapor a lo largo de la torre y con esto se determinaron las líneas de operación en la sección de enriquecimiento y agotamiento de la torre (Ecuaciones No.28 - No.40).

i. Se determinó el número de platos necesarios para efectuar la separación de los componentes del aguarrás.

j. Se calcularon las temperaturas de los fondos y el destilado del mismo modo que la temperatura de rocío de la alimentación, utilizando las concentraciones asumidas por medio de los coeficientes K_{LK} .

k. Se calcularon las concentraciones de los componentes y la temperatura de los platos de alimentación, destilado y el producto de colas de la torre por el siguiente método iterativo:

1) Se asumió una temperatura

2) Se determinaron los coeficientes de volatilidad relativa K de los componentes a esa temperatura y se intentó cumplir que

$$\sum x_i K_i = 1.$$

Si no lo era, se intentó con otra temperatura hasta obtener esa igualdad.

l. Se efectuó el mismo procedimiento para los demás platos de la torre hasta obtener convergencia tanto en las concentraciones como en las temperaturas.

VIII. RESULTADOS

TABLA No. 9 Pérdidas de masa registradas en la filtración de la resina caliente, a 50 °C y a 20 °C

Muestra	Masa inicial de resina g \pm 0.5g	Temperatura °C \pm 0.5°C	Viscosidad cP	Tiempo filtrado s \pm 0.5s	Masa final de resina g \pm 0.5g	% Pérdida de masa
1	885.14	20.00	6750.00 \pm 67.00	-	-	-
2	849.78	20.00	6690.00 \pm 67.00	-	-	-
3	908.47	20.00	6610.00 \pm 67.00	-	-	-
PROMEDIO	881.13	20.00	6683.33\pm67.00	-	-	-
1	877.41	50.00	936.00 \pm 9.00	16.28	868.54	1.01
2	849.78	50.00	876.00 \pm 9.00	14.53	841.58	0.96
3	908.47	50.00	870.00 \pm 9.00	15.78	899.55	0.98
PROMEDIO	878.55	50.00	894.00\pm9.00	15.53	869.89	0.98

TABLA No. 10 Resultados por cromatografía antes y después de la extracción de los componentes del aguarrás destilado utilizando etanol al 95% v/v

Muestra	Componente	%v/v en aguarrás previo a extracción	%v/v en capa orgánica posterior a extracción
1	α -pineno	78.5	71.24
	β -pineno	8.27	0
	camfeno	2.58	2.45
	limoneno	2.74	0
	otros	7.91	-
2	α -pineno	78.49	73.23
	β -pineno	9.01	0
	camfeno	2.85	2.24
	limoneno	2.59	0
	otros	7.06	-
3	α -pineno	78.49	72.02
	β -pineno	8.56	0
	camfeno	2.84	2.3
	limoneno	2.7	0
	otros	7.41	-
PROMEDIO	α-pineno	78.49\pm0.01	72.16\pm1.00
	β-pineno	8.61\pm0.37	0.00\pm0.00
	camfeno	2.76\pm0.15	2.33\pm0.11
	limoneno	2.68\pm0.08	0.00\pm0.00
	otros	7.46\pm0.43	-

TABLA No. 11 Resultados de la isomerización de α -pineno presente en el aguarrás destilado, utilizando una solución de ácido ortofosfórico 8.15 M para obtener β -pineno.

Muestra	%v/v α -pineno antes de la isomerización*	%v/v α -pineno después de la isomerización*	%convertido	%v/v β -pineno antes de la isomerización*	%v/v β -pineno después de la isomerización*
1	78.50	28.49	63.71	8.27	59.21
2	78.49	30.12	61.63	9.01	56.84
3	78.49	29.12	62.90	8.56	57.86
PROMEDIO	78.49\pm0.01	29.24\pm0.82	62.75\pm1.05	8.61\pm0.37	57.97\pm1.19

*Los datos fueron obtenidos por medio de cromatografía de gases

TABLA No. 12. Número de platos teóricos de la torre de destilación utilizada en la separación de colofonia y aguarrás (Hacer referencia a Tabla No.24)

Presión (atm)	Rango de temperaturas °C	F kmol/h	x_F	D kmol/h	x_D	W kmol/h	x_W	R_{min}	No. Platos	Plato alimentación
0.84	145.00-240.00	2.46	0.3	0.62	0.9	1.84	0.1	0.81	7	5

TABLA No 13 Parámetros generales del evaporador y su condensador, calculado para la separación de colofonia y aguarrás, a partir de resina

		Componente	Flujo kg/h	Temperatura °C	Calor agregado kJ/h
EVAPORADOR	Entradas	Resina	621	50	112093
	Salidas	Colofonia	434.7	145	21434
		Aguarrás	186.3	145	90660
CONDENSADOR	Entradas	Aguarrás	186.3	145	90660
		Agua de enfriamiento	163.1	21	-
	Salidas	Aguarrás	186.3	120	-70128
		Agua de enfriamiento	973.8	40	70128

TABLA No. 14 Presión de vapor de aguarrás y colofonia a 155 °C calculadas por las presiones de vapor por medio del método de Riedel a la presión atmosférica de la Ciudad de Guatemala (Hacer referencia a Tabla No.25)

Presión (atm)	Rango de temperatura °C	Presión vapor Colofonia, 145°C (mm Hg)	Presión vapor Aguarrás, 145°C (mm Hg)	α
0.84	145.00-235.00	35.94	773.02	19.8

TABLA No. 15 Número de platos teóricos para la torre de destilación utilizada para la separación de los componentes del aguarrás. (Hacer referencia a Tabla No.31)

Presión (atm)	Rango de temperatura °C	F_{LK} kmol/h	$x_{F,LK}$	D_{LK} kmol/h	$x_{D,LK}$	W_{LK} kmol/h	$x_{W,LK}$	R_{min}	No. Platos	Plato de alimentación
0.84	145.00-160.00	920	0.85	874	0.87	1.84	0.1	2	30	2

IX. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

De acuerdo a los datos obtenidos a temperatura ambiente (Tabla No.9), se determinó que a temperatura ambiente no era factible efectuar la filtración de la resina, debido a que los tiempos de filtrado fueron demasiado largos y la malla se obstruyó completamente por las impurezas. Por lo tanto, se decidió efectuar la filtración solamente con resina calentada. Luego de haber efectuado el procedimiento detallado en la Metodología, habiendo disminuido la viscosidad promedio de la resina de 6683 ± 87 cP a 894 ± 9 cP (Tabla No.9) se observó que las pérdidas de masa promedio durante la filtración fueron de 0.99% de la masa inicial de las muestras, requiriéndose de un tiempo promedio de filtrado de 15.53 ± 0.01 s. Es necesario mencionar que se tomó en cuenta la cantidad de impurezas presentes, ya que una gran cantidad de impurezas hubiera aumentado el porcentaje de pérdidas de masa, lo cual no necesariamente hubiera significado que era necesario la utilización de vacío en la filtración de la resina. Las pérdidas obtenidas reflejan que la viscosidad final fue suficiente para permitir fácilmente el flujo de resina a través de la malla con las características descritas (Hacer referencia a la Metodología) y la retención de las impurezas sólidas. Por eso, se logró establecer que no es necesaria la utilización de vacío en el proceso de filtrado de la resina a la temperatura de 50°C .

Meireles menciona que en la industria se utiliza cloroformo para la desterepenación del aguarrás, debido a su intrínseca selectividad con los pinenos. Sin embargo, los terpenos también son solubles en etanol, y según Meireles el canfeno y limoneno no son solubles en bajas concentraciones de etanol. Además, el etanol es un compuesto con precio más accesible que el cloroformo, por lo que se consideró un buen sustituto para esta operación. En base a los resultados de la Tabla No.10, se observó que hubo una gran selectividad de parte del etanol para extraer α -pineno y canfeno, mientras que β -pineno y limoneno no fueron extraídos en lo absoluto. Por lo tanto, se concluyó que el etanol fue efectivo para separar el α -pineno del β -pineno.

En la Tabla No.11 se observa que hubo un 62.9% de isomerización de α a β -pineno en medio ácido. Dicho proceso se realizó para aumentar la cantidad posible de β -pineno a obtener. Un aspecto importante es que no hubo reacción colateral alguna detectable por los métodos utilizados, ya que Reineccius hace constar que el α -pineno puede convertirse en verbenona o verbenol al estar en medios ácidos, por lo que el ácido utilizado (ácido ortofosfórico) fue un buen medio para la reacción. El procedimiento lógico para maximizar la cantidad teórica de β -pineno extraído sería primero separar los componentes con etanol y posteriormente efectuar la isomerización del α -pineno.

Se analizó por cromatografía una muestra de aguarrás comercial, con el fin de compararlo con el aguarrás obtenido de la resina de pino. Se determinó que el aguarrás comercial tiene un menor porcentaje en volumen de Alfa pineno y mayor porcentaje de los otros componentes (Tabla No. 24), pero también incluye solvente tales como Benceno, Acetona y Metileno. Por lo tanto, al efectuar todos los procedimientos descritos en este trabajo de graduación sobre dicho aguarrás se tendrían otros

resultados, en especial si se diseña una torre de destilación para separar todos los componentes anteriores, debido a que los puntos de ebullición son más variados y eso hace que el rango de temperatura de operación de la torre aumente. Por lo tanto, los resultados obtenidos en este trabajo de graduación se limitan solamente al aguarrás obtenido de la resina de *Pinus oocarpa*.

En la Tabla No.12, se puede observar que separar colofonia y aguarrás a partir de resina utilizando una torre de destilación es relativamente fácil. Esto se debe a que se requieren pocos platos para dicha separación con la pureza deseada (que se fijó en 90% v/v, basado en los cromatogramas efectuados al aguarrás obtenido de las muestras de resina). La alimentación debería hacerse casi en el rehervidor, debido a que la resina ingresa a 50 °C, 80 °C por debajo de su punto de ebullición a la presión de trabajo. Para determinar el número de platos teóricos necesarios para separar la colofonia y el aguarrás de la resina, fue necesario construir una curva de equilibrio vapor-líquido del aguarrás y la colofonia. Primero se determinaron las propiedades críticas de la colofonia utilizando valores teóricos por medio del método de Joback (hacer referencia al Marco Teórico), con el fin de obtener los datos como el calor latente de vaporización de la colofonia. Un aspecto importante a mencionar es que se consideró que la colofonia estaba constituida por ácido resínico en su totalidad, aunque en realidad constituye el 90% m/m, siendo el resto impurezas y otros compuestos (hacer referencia al Marco Teórico). Esto se hizo para simplificar los cálculos.

Debido a que en la industria se utilizan tanto torres de destilación como evaporadores de acuerdo a lo reportado por Kister, se determinaron los parámetros generales de operación de un evaporador de simple efecto para la separación de la resina en colofonia y aguarrás a la presión de Ciudad de Guatemala. Se consideró que la temperatura final del aguarrás y la colofonia serían de 145°C para así fomentar una buena separación de ambos componentes (Tabla No.13). Los flujos volumétricos se calcularon en base a la composición de la resina (hacer referencia al Marco Teórico). No se consideraron pérdidas de materia y se consideró un sistema adiabático, debido a que sólo se está sugiriendo dicho evaporador. Se consideró que, de operarse una planta en Ciudad de Guatemala, el agua de enfriamiento estaría a una temperatura inicial de 21 °C. Debido a la alta capacidad calorífica del aguarrás (Tabla No.19) se determinó un flujo de agua de enfriamiento necesario cuya temperatura final facilitara el diseño de una torre de enfriamiento (fuera del alcance de este trabajo de graduación). Así, la temperatura final del agua de enfriamiento fue de 40 °C

Debido a la volatilidad relativa de la colofonia y aguarrás a 145°C (Tabla No.14), lograr la separación de ambos componentes es fácil. Por ende, se consideró que es mejor la utilización del evaporador de simple efecto para la separación de colofonia y aguarrás.

Para determinar el número de platos de la torre de destilación para separar los componentes del aguarrás, primero se identificaron dichos componentes como pesados ó ligeros y componentes clave y no clave. Al determinarse el coeficiente K_{LK} entre el componente clave ligero (Alfa pineno) y el clave pesado (limoneno), se determinó que este fue de 0.19. De acuerdo a (Kister,1992), esto permite asumir que el componente ligero clave estará mayormente localizado en el destilado y el componente clave

pesado en los fondos de la torre. Por eso, se asumió que el 95% del α -pineno se iría al destilado y el 95% del limoneno a los fondos de la torre. Para el Beta pineno y canfeno se obtuvo coeficientes K_{LK} de 0.06 y 0.04, por lo que no fue posible asumir un comportamiento y éstos estarían distribuidos de otra manera a lo largo de la torre. Al determinarse las temperaturas de rocío y burbuja de la alimentación y observarse la extrema cercanía de ambas (Tabla No.26)(Kister,1992) indica que es posible la construcción de una curva de equilibrio por métodos no rigurosos como el de Hengstebeck. La curva debía construirse en base al componente clave ligero (Alfa pineno), y las concentraciones de los otros componentes debían ser determinadas por medio del método iterativo detallado en la Metodología. Al obtenerse 30 platos teóricos en la torre más un rehervidor, se hizo evidente que los componentes a separar son muy similares entre sí, y la separación es muy complicada. Sin embargo, al determinarse las temperaturas del destilado y los fondos (Tabla No.27), se observó que era un rango de temperatura demasiado pequeño, por lo que no es viable dicha torre, debido a que se debe incurrir en costos demasiado elevados para controlar eficientemente la temperatura en cada plato. Por eso, no se determinaron las composiciones, concentraciones de componentes ni temperaturas de los platos de la torre.

X. CONCLUSIONES

1. Al calentar la resina a 50°C, llevándola a una viscosidad promedio de 894 cP, se determinó que no es necesario utilizar vacío para su filtración a esta temperatura, habiéndose registrado pérdidas de masa de 0.99%
2. Al utilizar etanol en la desterpenación del aguarrás, se observó que es muy efectivo para extraer α -pineno y canfeno, obteniéndose en una etapa de extracción el 92% y 83% de la cantidad inicial de dichos componentes, pero no se detectó extracción de β -pineno ni limoneno.
3. Al utilizar ácido ortofosfórico para isomerizar el α -pineno, se observó una conversión de 62.9% bajo las condiciones de operación, por lo que el método sí es factible
4. Si se utilizara una torre de destilación para efectuar la separación de Colofonia y Aguarrás, sería necesario utilizar una torre de 6 platos teóricos y un rehervidor, con alimentación en el plato 4 a una temperatura de 50 °C. El calor a suministrar al rehervidor debería ser de 100579 kJ/h y el calor a absorber en el condensador 63581 kJ/h.
5. Si se utilizara el evaporador de simple efecto se necesitaría una alimentación de calor de 112093 kJ/h y absorber 67196 kJ/h en su condensador. La alimentación de agua de enfriamiento debe ser el doble de la alimentación de aguarrás al condensador. Se necesita un flujo de 973 kg/ h de agua para obtener una temperatura final de 40°C, lo cual facilita el diseño de una torre de enfriamiento.
6. Debido a que la volatilidad relativa entre el aguarrás y la colofonia fue de 19.8 en la temperatura de ebullición del aguarrás, la separación de dichos componentes será sencilla. Por lo tanto, el evaporador de simple efecto es una mejor opción para separar la resina en colofonia y aguarrás.
7. Para separar el aguarrás en α -pineno, β -pineno, canfeno y limoneno, se debe utilizar una torre de 30 platos teóricos y un rehervidor. Sin embargo, debido a que el rango de temperatura de operación es muy reducido (8 °C), el diseño no es viable para el aguarrás utilizado ni en las condiciones de operación sugeridas.

XI. RECOMENDACIONES

1. Debido a la gran variedad de pino que hay en Guatemala, destilar distintas resinas de distintas especies de pino y evaluar con cuál se obtiene el mejor rendimiento de aguarrás.
2. Evaluar la extracción de limoneno o β -pineno utilizando otros solventes orgánicos, mejorando los rendimientos de separación.
3. Llevar a cabo un estudio financiero para determinar si es factible económicamente la separación de los terpenos del aguarrás.
4. Llevar a cabo un estudio de mercado para evaluar la demanda de cada componente extraído del aguarrás en la industria nacional o internacional.
5. Especificar los equipos necesarios para los procesos que técnicamente se comparan en el actual trabajo de graduación, que serían: torre de destilación, evaporador, torre de extracción y reactor para isomerización de los pinenos.

XII. BIBLIOGRAFÍA

Alvarado, M. (Enero 2012) . *Diseño de un proceso industrial para la obtención de colofonia a partir de resina de pino*, Facultad de Ingeniería de la Universidad del Valle de Guatemala. Ciudad de Guatemala

Barrera, J. (Noviembre de 1979). *Aplicación del Método Francés ó de hughes para la extracción de resina en Pinus oocarpa Schiede (Pino colorado) en el municipio de Malacatancito, departamento de Huehuetenango*, Facultad de Agronomía de la Universidad de San Carlos de Guatemala. Ciudad de Guatemala.

Barrera, J. (Noviembre de 1979). *Aplicación del Método Francés ó de hughes para la extracción de resina en Pinus oocarpa Schiede (Pino colorado) en el municipio de Malacatancito, departamento de Huehuetenango*. Recuperado el 31 de Marzo de 2013

Cheremisinoff, N. (2000). Dipentene. In N. Cheremisinoff, *Handbook of Hazardous Chemical Properties* (pp. 145-146). Massachusetts: Butterworth-Heinemann.

Dirsa. (2012, Enero 20). Recuperado de <http://www.dirsadsolventes.com/pdf/FDS%20AGUARRAS.pdf>

Gabriel Robles, K. O. (2000). *Evaluación de los recursos forestales mundiales 2000*. Recuperado el 30 de Marzo de 2013, de Evaluación de los recursos forestales no madereros en América Central: <ftp://ftp.fao.org/docrep/fao/007/ae159s/AE159S00.pdf>

García, G. (Enero de 2012) . *Formulación y caracterización química del barniz fluorado para uso dental a base de colofonia de la resina de pino ocote (Pinus oocarpa Schiede ex Schltdl), variando concentraciones de fluoruro de sodio y etanol, a nivel laboratorio*. Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala. Ciudad de Guatemala

García, G. (2012). *FORMULACIÓN Y CARACTERIZACIÓN QUÍMICA DEL BARNIZ FLUORADO PARA USO DENTAL A BASE DE COLOFONIA DE LA RESINA DE PINO OCOTE (Pinus oocarpa Schiede ex Schltdl), VARIANDO CONCENTRACIONES DE FLUORURO DE SODIO Y ETANOL, A NIVEL LABORATORIO* . Recuperado el 30 de Marzo de 2013

José Berenguer, R. A. (s.f.). *Colofonia. Riesgos asociados a su utilización*. Recuperado el 30 de Marzo de 2013, de <http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/NTP/Ficheros/752a783/752.pdf>

- José Pérez, S. O. (s.f.). *Estudio de Viabilidad de Nuevas Técnicas para España*. Recuperado el 30 de Marzo de 2013, de La Resinación:
http://www.infomadera.net/uploads/articulos/archivo_2529_10069.pdf
- Kister, H. (1992). *Distillation Design*. McGraw-Hill Inc.
- Lawrence Pratt (1997). Recuperado el 14 de Abril de 2014 de
<https://www.incae.edu/ES/clacds/publicaciones/pdf/cen740.pdf>
- López, R. (1996). *Comparación de dos métodos de resinación, en Pinus oocarpa Schiede, P. montezumae Lambert y P. pseudostrobus Lindl, en la cuenca alta del río Chixoy, Guatemala*. Recuperado el 28 de Marzo de 2013
- López, R. (1996). *Comparación de dos métodos de resinación, en Pinus oocarpa Schiede, P. montezumae Lambert y P. pseudostrobus Lindl, en la cuenca alta del río Chixoy, Guatemala, Centro Agronómico Tropical de Investigación y Enseñanza, Turrialba. Costa Rica*
- Meireles, Angela (2009). En *Extracting Bioactive Compounds for Food Products: Theory and Applications*. (pp. 244). Taylor & Francis Group
- NIST. (2011). Recuperado el 3 de Julio de 2013, de
<http://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C80568&Mask=4&Type=ANTOINE&Plot=on>
- Poling, Bruce *et al* (2008). Physical and Chemical properties. In Poling, Bruce *et al*, *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (pp. 473). McGraw-Hill
- Poling, Bruce *et al* (2008). Physical and Chemical properties. In Poling, Bruce *et al*, *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (pp. 480-481). McGraw-Hill
- Reineccius, Gary. (2006). De *Flavor Chemistry and Technology*. (pp. 234). Taylor & Francis
- Rolando Barrera, E. A. (2008). Síntesis de Carveol, Carvona, Verbenol y Verbenona. *Ingeniería y Competitividad*, 43-63.
- Rodríguez, Jorge A. (1999). *Estimación de Propiedades Termodinámicas*. Recuperado de
<http://www.modeloingenieria.edu.ar/mei/repositorio/descargas/modelado/cap08.pdf>
- Shan, F. (2009, Agosto 20). Recuperado de
http://www.andesia.com/doc/quimicos/HojaSeguridad_Colofonia.pdf
- SIFGUA. (2013). *Programa de Incentivos Forestales-PINFOR*. Recuperado de
<http://www.sifgua.org.gt/Reportes/Incentivos/Pinfor.aspx> el 31 de Marzo de 2014.
- SIFGUA. (2013). *Cobertura Forestal*. Recuperado de
<http://www.sifgua.org.gt/Miembros/Cobertura.aspx> el 31 de Marzo de 2014.
- Sigma Aldrich (2014). Recuperado de

<http://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/147524?lang=en®ion=GT> el 19 de Junio de 2014

Sigma Aldrich (2014). Recuperado de

<http://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/fluka/80607?lang=en®ion=GT> el 19 de Junio de 2014

Thomas Scientific (2014). Recuperado de

<http://www.thomassci.com/Chemicals/Reagent-O/ /e2113310-7a32-409c-9c8a-0c4f6f87adb4> el 7 de Julio de 2014

Treybal, R. (1988). En *Operaciones de Transferencia de Masa*. (pp. 529-532; pp. 541-543). McGraw Hill

XIII. ANEXOS

A. DATOS DE PLACA DEL EQUIPO UTILIZADO:

TABLA No. 16 Datos eléctricos de la estufa/agitador utilizada en la filtración al vacío y en la destilación

Amperaje del calentador (amperios)	0.20±0.01
Voltaje V	61.25±0.01

TABLA No. 17 Datos eléctricos del compresor utilizado para la filtración de resina

Amperaje del Compresor	3.90±0.01
Voltaje	410.0±0.1

B. DATOS ORIGINALES

TABLA No. 18 Datos de la purificación de la resina con ácido oxálico, posterior a la filtración al vacío realizada.

Corrida	Peso resina limpia g±0.01 g	Ácido Oxálico a utilizar g±0.01g	Agua agregada mL±0.01 mL
1	868.54	0.61	10
2	841.58	0.59	
3	899.55	0.63	

TABLA No 19 Capacidades caloríficas de los compuestos utilizados en los cálculos de las torres de destilación y evaporador.

Compuesto	CP kJ/kmol K
Colofonia	147.90
Aguarrás	239.15
Agua	75.40

TABLA No. 20 Densidades de los productos obtenidos durante la destilación de la resina.

Densidad Aguarrás g/mL	Densidad Colofonia g/mL
0.864	1.07

TABLA No. 21 Constantes de Antoine para el aguarrás

A	B	C
3.92161	1411.869	-68.817

TABLA No. 22 Contribuciones de grupos para la temperatura y presión críticas de la colofonia, método Joback.

Grupo	Número	ΔT	ΔP
CH ₃	4	0.0564	-0.0048
CH	1	0.0164	0.002
"-COOH"	1	0.0791	0.0077
CH ₂ (Anillo)	6	0.06	0.015
CH (Anillo)	4	0.0488	0.0044
"=C-" (Anillo)	2	0.0286	0.0016
"=CH-" (Anillo)	2	0.0164	0.0022
TOTAL		0.3057	0.0281

TABLA No 23 Componentes detectados en las muestras de aguarrás analizadas por cromatografía

	Componente	% v/v
Aguarrás comercial	α -pineno	32.28
	β -pineno	13.14
	canfeno	7.18
	limoneno	9.43
	Benceno	4.82
	Acetona	5.19
	Metileno	5.02
Aguarrás obtenido de resina	α -pineno	78.49 \pm 0.01
	β -pineno	8.61 \pm 0.37
	canfeno	2.76 \pm 0.15
	limoneno	2.68 \pm 0.08

C. CÁLCULOS DE MUESTRA

1. Porcentaje de Impurezas en el filtrado: En base al peso de lo que quedó en la malla, se determinó el porcentaje de impurezas presente en la resina. Se realizó el mismo cálculo en las tres corridas.

$$\%Impurezas = \frac{\text{Peso impurezas}}{\text{Peso inicial de resina}} * 100\%$$

$$\%Impurezas = \frac{20.40 \pm 0.01g}{888.94 \pm 0.01g} * 100\%$$

$$\%Impurezas = 2.29 \pm 5.14E - 04 \%$$

2. Peso resina limpia, posterior al filtrado: Dichos valores se usaron para cálculos posteriores con la resina a trabajar. Se efectuó el mismo cálculo para todas las corridas.

$$\text{Peso resina limpia} = \text{Peso resina inicial} - \text{Peso impureza}$$

$$\text{Peso resina limpia} = 888.94 \pm 0.01g + 20.40 \pm 0.01g$$

$$\text{Peso resina limpia} = 868.54 \pm 0.01g$$

3. Cantidad de Ácido Oxálico a añadir: Según (Alvarado,2012) la cantidad óptima de ácido es 0.07% m/m en la resina. Se realizó el mismo cálculo para las tres corridas.

$$\text{Ácido Oxálico} = \text{Peso resina limpia} * \left(\frac{0.07}{100}\right)$$

$$\text{Ácido Oxálico} = 868.54 \pm 0.01 g * \frac{0.07}{100}$$

$$\text{Ácido Oxálico} = 0.61 \pm 0.01g$$

4. Cantidad de aguarrás y otros compuestos obtenidos: Se consideró que lo que se obtuvo en el balón de condensados era aguarrás y otros compuestos (agua, impurezas, etcétera).

$$\text{Peso de Aguarrás} = \text{Peso final, balón} - \text{Peso inicial, balón}$$

$$\text{Peso Aguarrás} = 111.5 \pm 0.01g - 92 \pm 0.01g$$

$$\text{Peso Aguarrás} = 19.50 \pm 0.01g$$

5. Porcentaje de aguarrás en la resina: Se determinó el peso del aguarrás por medio de diferencia de pesos del balón de triple cuello donde se colocó la resina.

$$\% \text{Aguarrás} = \frac{\text{Cantidad de aguarrás}}{\text{Peso balón con resina} - \text{Peso balón vacío}}$$

$$\% \text{Aguarrás} = \frac{19.5 \pm 0.01g}{329.7 \pm 0.01g - 208.7 \pm 0.01g}$$

$$\% \text{Aguarrás} = 16.12 \pm 5.14E - 04 \%$$

6. Total obtenido de Colofonia: Siendo la colofonia el remanente del balón de tres cuellos, se determinó la cantidad de colofonia por diferencia de pesos.

$$\text{Colofonia} = \text{Peso balón con resina} - \text{Peso balón} - \text{Aguarrás obtenido}$$

$$\text{Colofonia} = 329.70 \pm 0.01g - 208.70 \pm 0.01g - 19.50 \pm 0.01g$$

$$\text{Colofonia} = 101.50 \pm 0.01g$$

7. Porcentaje de colofonia: Dado que se consideró que solamente se obtuvo aguarrás y colofonia, el porcentaje se determinó por diferencia del porcentaje de aguarrás obtenido.

$$\% \text{Colofonia} = 100\% - \% \text{Aguarrás}$$

$$\% \text{Colofonia} = 100\% - 16.12 \pm 5.13E - 04 \%$$

$$\% \text{Colofonia} = 83.88 \pm 5.13E - 06 \%$$

8. Determinación de presión, por el método Joback:

$$P_c(\text{bar}) = \left(0.113 + (0.0032 * N_A) - \sum \Delta P \right)^{-2}$$

$$N_A = \text{Número de átomos de la molécula}$$

$$\Delta P = \text{Contribuciones de grupos funcionales a la presión crítica}$$

Para

la

colofonia:

$$P_c(\text{bar}) = (0.113 + (0.0032 * 52) - 0.0281)^{-2}$$

Se efectuó el mismo cálculo para el Alfa pineno, Beta pineno, canfeno y limoneno

$$P_c(\text{bar}) = 15.83 \text{ bar}$$

9. Determinación de la temperatura crítica, por el método Joback:

$$T_c(K) = T_{\text{ebullición normal}}(K) * \left(0.584 + \left(0.965 * \sum \Delta T \right) - \sum \Delta T^2 \right)^{-1}$$

$$\Delta T = \text{Contribuciones de grupos funcionales a la temperatura crítica}$$

Para

la

colofonia:

$$T_c(K) = 517.15K * (0.584 + (0.965 * 0.3057) - 0.3057^2)^{-1}$$

$$T_c(K) = 658.33K$$

Se efectuó el mismo cálculo para el Alfa pineno, Beta pineno, canfeno y limoneno

10. Determinación de Calor de Vaporización :

$$\frac{H_{vap}}{R} = \tau_b^{0.38} * \left(\frac{\ln P_c(bar) - 0.513 + \frac{0.5066}{P_c(bar) * T_{br}^2}}{\tau_b + (\ln T_{br} * (1 - \tau_b^{0.38}))} \right)$$

$$\tau_b: 1 - T_{br}$$

$$T_{br}: \frac{T_{ebullicion}(K)}{T_{critica}(K)}$$

Para el Alfa pineno:

$$\frac{H_{vap}}{R} = 0.3151^{0.38} * \left(\frac{\ln 28.23 - 0.513 + \frac{0.5066}{28.23 * 0.6848^2}}{0.3151 + (\ln 0.6848 * (1 - 0.3151^{0.38}))} \right)$$

$$\frac{H_{vap}}{R} = 10.23$$

Se efectuó el mismo cálculo para el Beta pineno, canfeno y limoneno

11. Determinación de presión de vapor por el método Riedel (Véase Página 25):

Para el Alfa pineno a 100°C:

$$\ln P_r = A + \frac{B}{T_r} + D \ln T_r + C T_r^6$$

$$\ln P_r = 10.9599 + \frac{-11.2730}{0.597} + 0.3131 \ln 0.597 - 5.6571 (0.597)^6$$

$$\ln P_r = -4.99$$

Se efectuó el mismo cálculo para el Beta pineno, canfeno y limoneno

12. Determinación de cantidad de resina a procesar al año:

$$\text{Resina a procesar al año} = \frac{\text{Toneladas (promedio) colofonia}}{\text{año}} * \frac{100 \text{ Toneladas resina}}{70 \text{ Toneladas Colofonia}}$$

$$\text{Resina a procesar al año} = \frac{3444 \text{ Ton Colofonia}}{\text{año}} * \frac{100 \text{ Ton Resina}}{70 \text{ Ton Colofonia}}$$

$$\text{Resina a procesar al año} = 4920.3 \frac{\text{Ton}}{\text{año}}$$

13. Determinación de la cantidad anual de aguarras a obtener:

Aguarras obtenido al año

$$= \text{Resina a procesar al año} * \frac{\text{Ton Aguarras}}{\text{Ton Resina}} * \frac{\text{kg Aguarras}}{\text{Ton Aguarrás}} * \frac{\text{m}^3 \text{Aguarrás}}{\text{kg Aguarrás}}$$

$$* \frac{\text{L Aguarrás}}{\text{m}^3 \text{Aguarrás}}$$

$$\text{Aguarrás obtenido al año} = 4920.3 \text{Ton} \frac{\text{Resina}}{\text{año}} * \frac{30}{100} * \frac{1000}{1} * \frac{1}{864} * \frac{1000}{1}$$

$$\text{Aguarrás obtenido al año} = \frac{1,710,000 \text{ L Aguarrás}}{\text{año}} * \frac{\text{año}}{365 \text{ días}} * \frac{\text{día}}{24 \text{ h}}$$

$$\text{Aguarrás obtenido por hora} = 184.8 \text{ L/h}$$

14. Densidad de Alimentación:

$$\text{Densidad} = (\text{Porcentaje de Colofonia} * \text{Densidad de Colofonia}) \\ + (\text{Porcentaje de Aguarrás} * \text{Densidad de Aguarrás})$$

$$\text{Densidad} = 0.7 * 1.07 + 0.3 * 0.864$$

$$\text{Densidad} = 1.0082 \frac{\text{g}}{\text{mL}}$$

15. Peso molecular de alimentación:

$$\text{Peso molar} = (\text{Porcentaje de Colofonia} * \text{Peso molar de Colofonia}) \\ + (\text{Porcentaje de Aguarrás} * \text{Peso molar de Aguarrás})$$

$$\text{Peso molar} = 0.7 * 302.46 + 0.3 * 136.23$$

$$\text{Peso molar} = 252.59 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

16. Flujo molar de alimentación:

$$\text{Flujo molar} = \frac{\text{Flujo de alimentación} \left(\frac{\text{L}}{\text{h}} \right) * \text{Densidad Alimentación} \left(\frac{\text{kg}}{\text{L}} \right)}{\text{Peso molar de alimentación} \left(\frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right)}$$

$$\text{Flujo molar} = \frac{616 * 1.0082}{252.59}$$

$$\text{Flujo molar} = 2.46 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

17. Flujo molar hacia la “cabeza” D:

$$D = F - W$$

$$D = (2.46 - 1.8840) \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$D = 0.6147 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

18. Flujo molar hacia las “colas” W:

$$W = \frac{F(x_F - x_D)}{x_W - x_D}$$

$$W = \frac{2.46 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * (0.3 - 0.9)}{(0.1 - 0.9)}$$

$$W = 1.8440 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

19. Corriente de Reflujo:

$$L_0 = R * D$$

$$L_0 = 0.8099 * 0.6147 \frac{kmol}{h}$$

$$L_0 = 0.4978 \frac{kmol}{h}$$

20. Flujo de vapor, sección de enriquecimiento:

$$G_1 = D + L_0$$

$$G_1 = (0.6147 + 0.4978) \frac{kmol}{h}$$

$$G_1 = 1.1125 \frac{kmol}{h}$$

21. Determinación de Δd : Se utilizó el siguiente método gráfico:

- Se trazó una línea vertical entre el diagrama de entalpías y de concentración a la concentración del destilado a obtener
- En el diagrama de entalpías, en la concentración de alimentación, se trazó una línea paralela a la línea de unión de entalpías más cercana y se extendió hasta intersecar a la vertical trazada en el paso anterior
- En el punto de intersección se lee el valor de la entalpía en el eje Y. Ese es el valor de Δd

22. Determinación de Δw : Se utilizó el siguiente método gráfico:

- Se trazó una línea vertical entre el diagrama de entalpías y de concentración a la concentración del residuo a obtener
- Se extendió la línea de alimentación trazada para la determinación del punto Δd hasta intersecar a la vertical trazada en el paso anterior.
- En el punto de intersección se lee el valor de la entalpía en el eje Y. Ese es el valor de Δw

23. Determinación de entalpías: Se utilizó la función de “Forecast” de Excel para determinar el valor de la entalpías en función de las concentraciones de aguarrás.

24. Calor agregado al Hervidor:

$$Q_B = (\Delta w - H_F) * F$$

$$Q_B = (-3000 - 39590) \frac{kJ}{kmol} * 2.46 \frac{kmol}{h}$$

$$Q_B = 104716 \frac{kJ}{h}$$

25. Calor eliminado en el condensador:

$$Q_C = (\Delta d - H_D) * D$$

$$Q_C = (140000 - 39284) \frac{kJ}{kmol} * 0.6147 \frac{kmol}{h}$$

$$Q_C = 61907 \frac{kJ}{h}$$

26. Relación de Reflujo:

$$R = \frac{\Delta d - H_{G1}}{H_{G1} - H_D}$$

$$R = \frac{140000 - 94931}{94931 - 39284}$$

$$R = 0.8099$$

27. Fracción líquida en el equilibrio "x": A 160 °C

$$x = \frac{P_{Total} - P_{Componente no volátil}}{P_{Componente volátil} - P_{Componente no volátil}}$$

$$x = \frac{760 - 36.528}{785.68 - 36.528}$$

$$x = 0.97$$

Se realizó el mismo cálculo para las demás temperaturas entre 160 y 255 °C

28. Fracción de vapor en el equilibrio "y": a 160 °C

$$y = \frac{P_{Componente volátil} * x}{P_{Total}}$$

$$y = \frac{785.68 * 0.97}{760}$$

$$y = 1.00$$

Se realizó el mismo cálculo para las demás temperaturas entre 160 y 255 °C

29. Capacidad Calorífica de la solución: A 160°C

$$Cl_{av} = CP_{Aguarrás} * x + CP_{Colofonia} * (1 - x)$$

$$Cl_{av} = 239.15 \frac{kJ}{kmol K} * 0.97 + 147.90 \frac{kJ}{kmol K} * (1 - 0.97)$$

$$Cl_{av} = 236.02 \frac{kJ}{kmol K}$$

Se realizó el mismo cálculo para las demás temperaturas entre 160 y 255 °C

30. Entalpía del líquido: A 160°C

$$H_l = Cl_{av,160} * T(K)$$

$$H_l = 236.02 \frac{kJ}{kmol K} * (160 + 273.15)K$$

$$H_l = 37763.5 \frac{kJ}{kmol}$$

Se realizó el mismo cálculo para las demás temperaturas entre 160 y 255 °C

31. Entalpía del vapor: a 160 °C

$$H_G = y(CP_{Aguarrás} * T(K) + \lambda_{Aguarrás}) + (1 - y)(CP_{Colofonia} * T(K) + \lambda_{Colofonia})$$

$$H_G = 1 \left(239.15 \frac{kJ}{kmol K} * (160 + 273.15)K + 51202.97 \frac{kJ}{kmol} \right)$$

$$+ (1 - 1) \left(147.90 \frac{kJ}{kmol K} * (160 + 273.15)K + 51250.2 \frac{kJ}{kmol} \right)$$

$$H_G = 89443 \frac{kJ}{kmol}$$

Se realizó el mismo cálculo para las demás temperaturas entre 160 y 255 °C

32. Flujo molar de los componentes del aguarrás: para el α -pineno

Flujo Alfa – pineno

$$= \frac{\text{Flujo molar Aguarrás} * \text{Peso molar Aguarrás} * \text{Densidad Aguarrás} * \text{Fracción } \frac{v}{v} \text{ Alfa – pineno} * \text{Densidad Alfa – pineno}}{\text{Masa molar Alfa – pineno}}$$

Flujo Alfa – pineno

$$= \frac{1213.6 \frac{mol}{h} * \frac{130.2 \frac{g}{mol}}{0.855 \frac{g}{mL}} * 0.7841 \frac{mL \text{ Alfa-pineno}}{mL \text{ Aguarrás}} * 0.8643 \frac{g}{mL \text{ Alfa – pineno}}}{136.23 \frac{g}{mol \text{ Alfa – pineno}}}$$

$$\text{Flujo Alfa – pineno} = 920.25 \frac{mol}{h}$$

Se realizó el mismo procedimiento para los flujos molares de β -pineno, canfeno y limoneno.

33. Fracción mol en la alimentación:

$$x_F = \frac{\text{Flujo molar del compuesto}}{\sum \text{Flujos molares}}$$

$$x_{F, \text{Alfa-pineno}} = \frac{920.25 \frac{mol}{h}}{1085.64 \frac{mol}{h}}$$

$$x_{F, \text{Alfa-pineno}} = 0.8477$$

Se realizó el mismo procedimiento para las fracciones mol de β -pineno, canfeno y limoneno tanto en la alimentación como en los fondos y el destilado.

34. Determinación del coeficiente de volatilidad relativa K:

$$K = \frac{P_{\text{vapor, Alfa-pineno}}}{P_{\text{total}}}$$

$$K_{120} = \frac{0.374}{1.013}$$

$$K_{120} = 0.3694$$

Se realizó el mismo procedimiento para los coeficientes de β -pineno, canfeno y limoneno, en el rango de temperaturas de 100-255 °C

35. Determinación de la proporción de los coeficientes K de los componentes del aguarrás, para evaluar su distribución a lo largo de la torre:

$$K_{\text{Compuesto-LK}} = \frac{K_{\text{Compuesto}}}{K_{LK}}$$

$$K_{\text{Beta-pineno-LK}} = \frac{K_{\text{Beta-pineno}}}{K_{\text{Alfa-pineno}}}$$

$$K_{\text{Beta-pineno-LK}} = \frac{0.3420}{0.3695}$$

$$K_{\text{Beta-pineno-LK}} = 0.9373$$

Se realizó el mismo procedimiento para los coeficientes de β -pineno, canfeno y limoneno.

36. Flujo hacia los destilados:

$$D_{\text{Alfa-pineno}} = F_{\text{Alfa-pineno}} * 0.95$$

$$D_{\text{Alfa-pineno}} = 920.25 \frac{\text{mol}}{\text{h}} * 0.95$$

$$D_{\text{Alfa-pineno}} = 874.24 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

Se realizó el mismo procedimiento para el flujo de canfeno y β -pineno; para el flujo de limoneno se multiplicó por 0.05

37. Flujo hacia los fondos:

$$B_{\text{Alfa-pineno}} = F_{\text{Alfa-pineno}} - D_{\text{Alfa-pineno}}$$

$$B_{\text{Alfa-pineno}} = 920.25 + 874.24 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$B_{\text{Alfa-pineno}} = 46.01 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

Se realizó el mismo procedimiento para el flujo de canfeno, Beta Pineno y limoneno

38. Fracción mol en el destilado:

$$y_{D,e} = \frac{x_{D,LK}}{x_{D,HK} + x_{D,LK}}$$

$$y_{D,e} = \frac{0.8712}{0.8712 + 0.00157}$$

$$y_{D,e} = 0.9982$$

39. Fracción mol en los fondos:

$$x_{B,e} = \frac{x_{B,LK}}{x_{B,HK} + x_{B,LK}}$$

$$x_{B,e} = \frac{0.5597}{0.5597 + 0.3585}$$

$$x_{B,e} = 0.6094$$

40. Flujo líquido, sección de enriquecimiento:

$$L = R * D$$

$$L = 2 * 1003.42 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

$$L = 2006.84 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

41. Flujo de vapor, sección de enriquecimiento:

$$V = (R + 1) * D$$

$$V = (2 + 1) * 1003.42 \frac{mol}{h}$$

$$V = 3010.26 \frac{mol}{h}$$

42. Flujo de Líquido, sección de agotamiento:

$$L' = L + (q * F)$$

$$L' = 2006.84 \frac{mol}{h} + \left(1 * 1085.64 \frac{mol}{h}\right)$$

$$L' = 3092.5 \frac{mol}{h}$$

43. Flujo de Vapor, sección de agotamiento:

$$V' = L' - B$$

$$V' = 3092.5 \frac{mol}{h} - 82.21 \frac{mol}{h}$$

$$V' = 3010.28 \frac{mol}{h}$$

44. Fracción líquida límite de los elementos no clave pesados:

$$x_{HNK,lim} = \frac{x_{B,HNK} * \frac{B}{L'}}{1 - \frac{K_{HNK}}{K_{LK}}}$$

$$x_{HNK,lim} = \frac{0.0616 * \frac{82.21 \frac{mol}{h}}{3092.5 \frac{mol}{h}}}{1 - \frac{0.342}{0.3695}}$$

$$x_{HNK,lim} = 0.022$$

45. Fracción líquida límite de los elementos no clave ligeros:

$$x_{LNK,lim} = \frac{x_{B,LNK} * \frac{D}{L}}{\frac{K_{LNK}}{K_{HK}} - 1}$$

$$x_{LNK,lim} = \frac{0.0616 * \frac{1003.43 \frac{mol}{h}}{2006.85 \frac{mol}{h}}}{1 - \frac{0.3668}{0.2956}}$$

$$x_{LNK,lim} = 0.0648$$

46. Fracción de vapor límite de los elementos no clave pesados:

$$y_{HNK,lim} = \frac{x_{B,HNK} * \frac{B}{V'}}{\frac{K_{LK}}{K_{HNK}} - 1}$$

$$y_{HNK,lim} = \frac{0.0616 * \frac{82.21 \frac{mol}{h}}{3010.28 \frac{mol}{h}}}{1 - \frac{0.3695}{0.3420}}$$

$$y_{HNK,lim} = 0.0209$$

47. Fracción de vapor límite de los elementos no clave ligeros:

$$y_{LNK,lim} = \frac{x_{D,LNK} * \frac{D}{V}}{1 - \frac{K_{HK}}{K_{LNK}}}$$

$$x_{HKN,lim} = \frac{0.0312 * \frac{1003.43 \frac{mol}{h}}{3010.27 \frac{mol}{h}}}{1 - \frac{0.2956}{0.3678}}$$

$$x_{HKN,lim} = 0.0536$$

48. Flujo de líquido en equilibrio, sección enriquecimiento:

$$L_e = L * \left(1 - \sum x_{LNK,lim}\right)$$

$$L_e = 2006.85 \frac{mol}{h} (1 - 0.065)$$

$$L_e = 1876.8 \frac{mol}{h}$$

49. Flujo de vapor en equilibrio, sección de enriquecimiento:

$$V_e = V * \left(1 - \sum y_{LNK,lim}\right)$$

$$V_e = 3010.28 \frac{mol}{h} * (1 - 0.0536)$$

$$V_e = 2848.92 \frac{mol}{h}$$

50. Flujo de líquido en equilibrio, sección de agotamiento:

$$L'_e = L' * \left(1 - \sum x_{HKN,lim}\right)$$

$$L'_e = 3092.5 \frac{mol}{h} (1 - 0.022)$$

$$L'_e = 3024.36 \frac{mol}{h}$$

51. Flujo de vapor en equilibrio, sección de agotamiento:

$$V'_e = V' * \left(1 - \sum y_{HKN,lim}\right)$$

$$V'_e = 3010.28 \frac{\text{mol}}{\text{h}} * (1 - 0.0209)$$

$$V'_e = 2947.22 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

52. Pendiente de la línea de operación, sección de enriquecimiento:

$$m_{\text{Enriquecimiento}} = \frac{L_e}{V_e}$$

$$m_{\text{Enriquecimiento}} = \frac{1876.8}{2848.92}$$

$$m_{\text{Enriquecimiento}} = 0.6588$$

53. Pendiente de la línea de operación, sección de agotamiento:

$$m_{\text{Enriquecimiento}} = \frac{L'_e}{V'_e}$$

$$m_{\text{Enriquecimiento}} = \frac{3024.36}{3947.22}$$

$$m_{\text{Enriquecimiento}} = 1.026$$

54. Calor a agregar en el evaporador de la resina: Se despreciaron las pérdidas de calor al ambiente.

$$Q_{\text{Total}} = Q_{\text{Colofonia}} + Q_{\text{Aguarrás}}$$

$$Q_{\text{Total}} = m_{\text{Colofonia}} * CP_{\text{Colofonia}} * \Delta T_{\text{Colofonia}} + m_{\text{Aguarrás}} * ((CP_{\text{Aguarrás}} * \Delta T_{\text{Aguarrás}}) + \lambda_{\text{Aguarrás}})$$

$$Q_{\text{Total}} = 1.53 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 147.9 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} * ((170 + 273.15) - (40 + 273.15))K + 1.22 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * \left(239.15 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} * ((170 + 273.15) - (40 + 273.15))K + 51202.97 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right)$$

$$Q_{\text{Total}} = 29330 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} + 100925 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{Total}} = 130255 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

55. Calor a remover en el condensador del evaporador de la resina: Se despreciaron las pérdidas de calor al ambiente.

$$Q_{\text{Total}} = Q_{\text{Aguarrás}}$$

$$Q_{\text{Total}} = m_{\text{Aguarrás}} * ((CP_{\text{Aguarrás}} * \Delta T_{\text{Aguarrás}}) + \lambda_{\text{Aguarrás}})$$

$$Q_{\text{Total}} = 1.22 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

$$* \left(239.15 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} * ((120 + 273.15) - (170 + 273.15))K + 51202.97 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right)$$

$$Q_{\text{Total}} = -77461 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

56. Temperatura final del agua de enfriamiento en el condensador: Se estableció un flujo de 20 kmol/h de agua de enfriamiento

$$Q_{\text{Agua}} = Q_{\text{Aguarrás}}$$

$$m_{\text{Agua}} * CP_{\text{Agua}} * \Delta T_{\text{Agua}} = -77461 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$20 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 75.40 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} * (T_{\text{final}}(\text{K}) - (20 + 273.15)\text{K}) = -77461 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$T_{\text{final}} = 350 \text{ K} = 76.36 \text{ }^\circ\text{C}$$

D. DATOS CALCULADOS

Con los datos en los cálculos de muestra, se obtuvieron las tablas que se presentan a continuación. Dichas tablas sirvieron para llegar a las conclusiones principales del proyecto.

TABLA No. 24 Cálculo de la presión de vapor del aguarrás a las temperaturas de operación

T °C	log10 P	P (bar)	P (mm Hg)
145	0.120	0.887	665.24
150	0.063	0.939	704.29
155	0.008	0.993	744.44
160	0.046	1.047	785.68
165	0.099	1.104	828.00
170	0.150	1.162	871.38
175	0.200	1.221	915.79
180	0.248	1.282	961.23
185	0.295	1.343	1007.66
190	0.341	1.407	1055.08
195	0.386	1.471	1103.45
200	0.430	1.537	1152.77
205	0.472	1.604	1203.00
210	0.514	1.672	1254.13
215	0.555	1.741	1306.13
220	0.594	1.812	1358.99
225	0.633	1.883	1412.69
230	0.671	1.956	1467.19
235	0.708	2.030	1522.49
240	0.744	2.105	1578.55

TABLA No. 25 Datos de equilibrio vapor líquido del sistema colofonia- aguarrás a 1 atm.

x	y	HL kJ/kmol	HG kJ/kmol
0.96	1.00	34181.70	85866.43
0.91	1.00	34602.20	87031.30
0.86	0.99	35024.16	88179.99
0.81	0.99	35444.32	89306.83
0.76	0.98	35858.87	90404.64
0.72	0.97	36263.39	91464.36
0.67	0.96	36652.72	92474.66
0.63	0.95	37020.85	93421.36
0.59	0.93	37360.67	94286.76
0.55	0.91	37663.78	95048.74
0.51	0.88	37920.10	95679.58
0.47	0.84	38117.46	96144.41
0.42	0.79	38240.91	96399.00
0.38	0.74	38271.86	96386.85
0.33	0.66	38186.84	96034.93
0.27	0.57	37955.64	95247.61
0.21	0.46	37538.64	93897.57
0.14	0.31	36882.60	91812.00
0.05	0.13	35914.17	88750.80

GRÁFICA No. 1 Número de platos teóricos de la torre de destilación para obtener aguarrás y colofonia a partir de la resina a la presión de la Ciudad de Guatemala

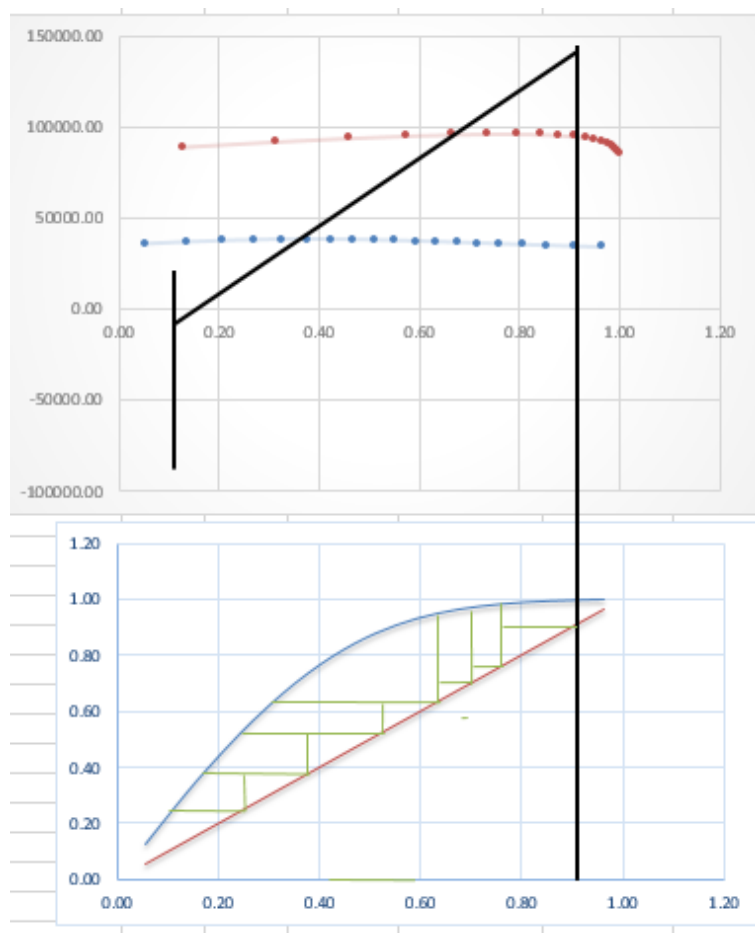


TABLA No 26. Presiones de vapor de colofonia y aguarrás en el rango de temperatura de operación de la torre de destilación para su separación.

T °C	P (mm Hg)	P(mm Hg)	alfa
145	665.24	17.2710637	38.52
150	704.29	22.3663376	31.49
155	744.44	28.7048857	25.93
160	785.68	36.5227	21.51
165	828.00	46.0859604	17.97
170	871.38	57.6926392	15.10
175	915.79	71.6733927	12.78
180	961.23	88.3924726	10.87
185	1007.66	108.248184	9.31
190	1055.08	131.673034	8.01
195	1103.45	159.133545	6.93
200	1152.77	191.12976	6.03
205	1203.00	228.194451	5.27
210	1254.13	270.892061	4.63
215	1306.13	319.817447	4.08
220	1358.99	375.594443	3.62
225	1412.69	438.874336	3.22
230	1467.19	510.334287	2.87
235	1522.49	590.675805	2.58
240	1578.55	491.179151	3.21

TABLA No. 27 Temperaturas de burbuja y rocío de la alimentación teórica a la torre de destilación para separar los componentes del aguarrás

Trocío °C	Tburbuja °C
155.52	155.47

TABLA No. 28 Flujos molares en la torre de destilación para la separación de los componentes del aguarrás.

Plato	Temperatura °C	Componente	Flujo mol/h	x
Alimentación	155.5	α -pineno	920.25	0.85
		β -pineno	101.4	0.09
		canfeno	32.96	0.03
		limoneno	31.04	0.03
Destilado	154.5	α -pineno	874.24	0.87
		β -pineno	96.33	0.1
		canfeno	31.31	0.03
		limoneno	1.43E-03	1.43E-06
Producto de Fondos	159	α -pineno	46.01	0.56
		β -pineno	5.07	0.06
		canfeno	1.65	0.02
		limoneno	29.49	0.36

TABLA No. 29 Condiciones de operación de la torre de destilación para separar la colofonia y aguarrás a partir de la resina a 1 atm.

F kmol/h	2.46	x_F	0.30	H_F	38084.78
D kmol/h	0.61	x_D	0.90	H_D	36479.67
W kmol/h	1.84	x_W	0.10	H_W	38084.78
R,mi n	0.81				
L0 kmol/h	0.50	x_0	0.90	H_{L0}	36479.67
G1 kmol/h	1.11	y_1	0.90	H_{G1}	93779.52
QB kJ/h	-01015.23				
QC kJ/h	63631.41				
Δd	140000.00				
Δw	-3000.00				

Figura No. 3 Diagrama de la torre de destilación, detallando las condiciones de operación para la separación de Aguarrás y Colofonia a partir de resina

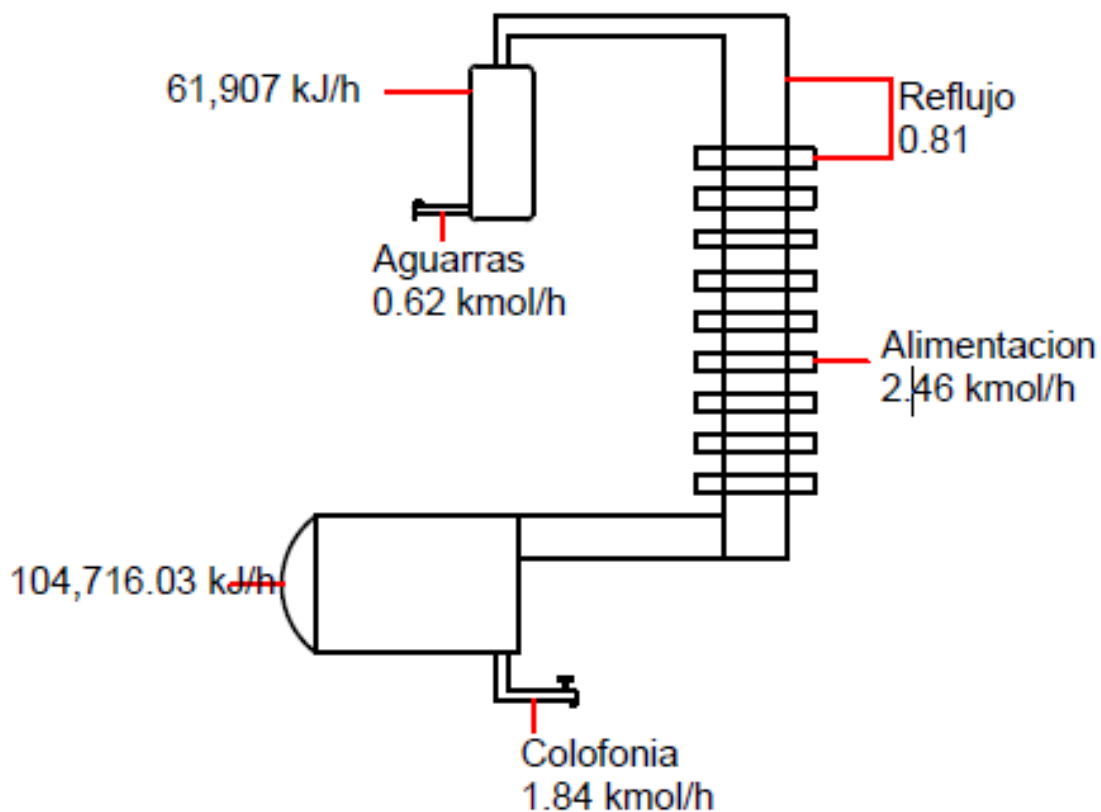


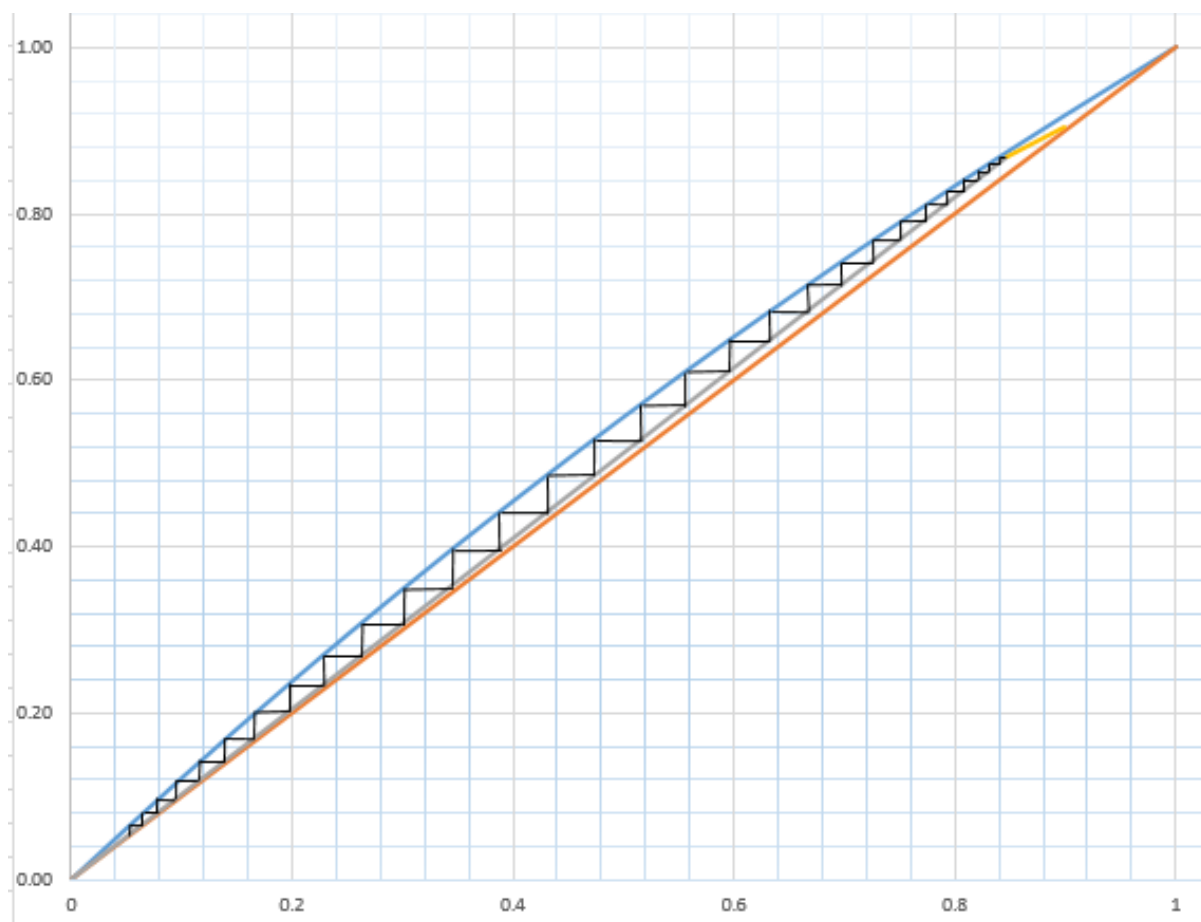
TABLA No. 30 Datos de equilibrio vapor-líquido basado en el α -pineno, para determinar las condiciones de operación de la torre de destilación para la separación de α y β -pineno, canfeno y limoneno

x_{α} - pineno	y_{α} - pineno
0	0.00
0.1	0.12
0.2	0.24
0.3	0.35
0.4	0.45
0.5	0.56
0.6	0.65
0.7	0.74
0.8	0.83
0.9	0.92
1	1.00

TABLA No 31. Presiones de vapor de los componentes del aguarrás en las temperaturas de operación de la torre de destilación sugerida para su separación.

Temperatura °C	Presión de vapor (bar)			
	α - pineno	β - pineno	canfeno	limoneno
155	1.013	0.950	0.966	0.823
160	1.150	1.079	1.092	0.936
165	1.301	1.223	1.229	1.060
170	1.467	1.381	1.380	1.198
175	1.648	1.554	1.544	1.348

GRÁFICA No. 2 Determinación del número de platos teóricos de la torre de destilación para la separación de los componentes de Aguarrás. Sólo aparece la curva de Alfa pineno porque se debe basar en el componente más volátil.



E. IMÁGENES

Figura No. 4 Sistema de destilación fraccionada de la resina



Figura No. 5 Cromatógrafo utilizado para analizar las muestras de aguarrás obtenidas en las destilaciones



Figura No. 6 Colofonia obtenida en las destilaciones fraccionadas.



Figura No. 8 Análisis cromatográfico (detalles)

7	6.406	78.49	C:\Database\NIST05a.L	IS-.alpha.-Pinene	15185	007785-26-4	94
				IR-.alpha.-Pinene	15186	007785-70-8	94
				Bicyclo[3.1.1]hept-2-ene, 2,6,6-trimethyl-, (+/-)-	15376	002437-95-8	90
8	6.588	2.80	C:\Database\NIST05a.L	Camphene	15152	000079-92-5	97
				Camphene	15160	000079-92-5	96
				Camphene	15161	000079-92-5	96
9	6.701	0.83	C:\Database\NIST05a.L	Bicyclo[3.1.1]hept-2-ene, 2,6,6-trimethyl-, (+/-)-	15376	002437-95-8	93
				IR-.alpha.-Pinene	15188	007785-70-8	93
				.alpha.-Pinene	15178	000080-56-8	89
10	7.470	8.56	C:\Database\NIST05a.L	Bicyclo[3.1.1]heptane, 6,6-dimethyl-	15390	018172-67-3	95

ACEITES ESE...MCS SCAN 2.M Wed Jun 26 09:24:30 2013

LIQA Library Search Report

Data Path : C:\msdchem\1\DATA\Tesis\Inq Quimica\
 Data File : 130625-3.D
 Title :
 Acq On : 25 Jun 2013 13:01
 Operator : AdeM
 Sample : Aguarras-2

Misc : Aguarras-2

ALS Vial : 1 Sample Multiplier: 1

Search Libraries: C:\Database\NIST05a.L Minimum Quality: 0

Unknown Spectrum: Apex
 Integration Events: ChemStation Integrator - events.e

1-2-methylene-, (1S)-			
.beta.-Pinene	15171	000127-91-3	94
Tricyclo[2.2.1.0(2,6)]heptane, 1,7,7-trimethyl-	15352	000508-32-7	91