

**SIMULACION DE UNA PLANTA DE PRODUCCION Y PURIFICACION DE
BIODIESEL A PARTIR DE ACEITE DE PALMA Y ETANOL USANDO EL
SIMULADOR COMERCIAL HYSYS PLANT 3.2**

CARLOS MARIO GARCIA SANTANDER

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA
BUCARAMANGA**

2007

**SIMULACION DE UNA PLANTA DE PRODUCCION Y PURIFICACION DE
BIODIESEL A PARTIR DE ACEITE DE PALMA Y ETANOL USANDO EL
SIMULADOR COMERCIAL HYSYS PLANT 3.2**

CARLOS MARIO GARCIA SANTANDER

**Trabajo presentado como requisito para optar al titulo de
Ingeniero Químico**

Director

Maria Regina Wolf Maciel

Ing. Químico PhD

UNIVERSIDAD ESTATAL DE CAMPINAS

Codirector

Álvaro Ramírez García

Ing. Químico PhD

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA
BUCARAMANGA**

2007

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa sus agradecimientos a:

UNIVERSIDAD ESTATAL DE CAMPINAS UNICAMP, FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA FEQ. Por su confianza en mi desempeño, al permitirme contar con todos los medios necesarios para realizar este estudio, así como las instalaciones donde fue realizado.

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER, ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA. Por la oportunidad brindada para la realización de la pasantía investigativa en la Universidad Estatal de Campinas (UNICAMP).

Dra. Maria Regina Wolf Maciel y Dr. Rubens Maciel Filho. Por sus valiosas orientaciones y apoyo durante el desarrollo de este estudio.

A **Dios**. Sin él nada de esto hubiese sido posible.
A mi familia por su gran apoyo y sacrificio durante mi carrera
Carlos Mario García Santander

RESUMEN

Título: SIMULACIÓN DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN Y PURIFICACIÓN DE BIODIESEL A PARTIR DE ACEITE DE PALMA Y ETANOL USANDO EL SIMULADOR COMERCIAL HYSYS PLANT 3.2*.

Palabras claves: Biodiesel, simulación, transesterificación, aceite de palma, etanol, HYSYS PLANT 3.2.

Autor: Carlos Mario García Santander**.

Descripción:

El Biodiesel es un combustible líquido producido a partir de aceites vegetales o grasas animales que toma fuerza en el campo energético mundial debido a sus ventajas ambientales, origen renovable, escasez de fuentes de combustible de origen fósil y creciente precio de este último. En este proyecto de grado se realizó la simulación de una planta de producción y purificación de Biodiesel usando el software HYSYS PLANT 3.2 como simulador y UNIQUAC (Universal Quasi Chemical) como modelo termodinámico, presentando como resultado el diagrama de flujo de proceso junto con condiciones detalladas de operación, así como dimensionamiento de equipos involucrados en el proceso. Esta simulación resalta la alta viabilidad de construcción de una planta piloto para producción y purificación de Biodiesel en la UNIVERSIDAD ESTATAL DE CAMPINAS ya que los resultados obtenidos muestran flujos de energía y equipos de dimensiones razonables. El estudio consta de revisión bibliográfica acerca de las tecnologías de producción de este biocombustible, elección de la ruta de producción, caracterización de los compuestos químicos del sistema en el software, estudio termodinámico del sistema empleando dos simuladores comerciales y dos modelos termodinámicos diferentes y finalmente simulación del proceso. Con lo anterior se busca contribuir con los estudios adelantados en la universidad (UIS -UNICAMP) y la región en esta área haciendo uso de la simulación, la cual es un campo útil e interesante de la ingeniería al momento de realizar un estudio de este tipo.

*Proyecto de grado

**Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Director. PhD. MACIEL, Maria Regina Wolf.

ABSTRACT

Title: Simulation of a biodiesel production and purification plant from palm oil and ethanol using the commercial simulator HYSYS PLANT 3.2*.

Key words: Biodiesel, simulation, transesterification, palm oil, ethanol, HYSYS PLANT 3.2.

Autor: Carlos Mario García Santander**

Abstract:

The Biodiesel is a liquid fuel produced from vegetable oils or animal fats which is taking force into the global energy field because of its environmental advantages as being a renewable source. Also, the shortening of fossil fuel sources and its increasing prices are motivating research in bio-fuels production. In this final dissertation a simulation of a Biodiesel production and purification plant was performed using HYSYS PLANT 3.2 as simulating software and UNIQUAC as thermodynamic model. Presented Results include a process flowsheet along with detailed operating conditions and equipment design involved in the process. This simulation highlights the high feasibility of building a pilot plant for Biodiesel production and purification at the CAMPINAS STATE UNIVERSITY since results show reasonable energy flows and short equipment dimensions. The study consists of bibliographic review about the production technologies of this biofuel, choosing the production route, chemical compounds characterization in the software, thermodynamic Study of the system using two commercial simulators and two different thermodynamic models and finally simulation of the process. This work seeks to contribute the studies previously developed at university (UIS-UNICAMP) and region making use of simulation, which is an interesting engineering field for the analysis of chemical systems without involving experimentation.

*Project of grade

**Industrial university of Santander. Ability of Physiochemical Engineerings. Director. PhD MACIEL, Maria Regina Wolf.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCION	
1. MARCO TEORICO	3
1.1 Historia de combustibles alternativos	3
1.1.1 Métodos potenciales para mejorar las propiedades del aceite	3
1.1.1.1 Mezcla con combustibles fósiles	3
1.1.1.2 Pirolisis	4
1.1.1.3 Micro emulsiones	4
1.1.1.4 Transesterificación	4
1.2 Palma de aceite	5
1.2.1 Historia	5
1.2.2 Proceso de extracción del aceite	7
1.2.2.1 Cosecha y transporte hasta la planta	7
1.2.2.2 Recepción y esterilización	7
1.2.2.3 Desfrutación	8
1.2.2.4 Digestión	8
1.2.2.5 Prensado	8
1.2.2.6 Clarificación	9
1.2.2.7 Desfibración de la torta y recuperación de las nueces	9
1.2.2.8 Palmistería	9
1.2.2.9 Almacenamiento	9
1.3 Etanol	10
1.4 Biodiesel	12
1.4.1 Producción	14
1.4.1.1 Transesterificación	14
1.4.1.1.1 Clasificación según el tipo de catalizador	15
1.4.1.1.1.1 Transesterificación con catalizador ácido	15

1.4.1.1.1.2 Transesterificación biocatalizada	18
1.4.1.1.1.3 Transesterificación usando fluidos supercríticos	18
1.4.1.1.1.4 Transesterificación con catalizador básico	19
1.4.1.2 Variables que afectan la producción de Biodiesel	21
1.4.1.2.1 Humedad y ácidos grasos	21
1.4.1.2.2 Relación molar alcohol/aceite	21
1.4.1.2.3 Tipo de catalizador	22
1.4.1.2.4 Temperatura de reacción	22
2. SIMULACION DEL PROCESO	23
2.1 Definición de los componentes químicos de la simulación	34
2.2 Elección del simulador de proceso y paquete termodinámico	25
2.3 Elección de equipos de proceso	26
3. DISEÑO DEL FLOWSHEET DE LA SIMULACION Y RESULTADOS	27
3.1 Transesterificación	28
3.2 Recuperación de etanol	29
3.3 Torre de lavado	30
3.4 Torre de evaporación de agua	30
3.5 Dimensionamiento de equipos restantes del proceso	31
3.6 Resultados obtenidos en las corrientes principales del proceso	32
CONCLUSIONES	34
RECOMENDACIONES	35
BIBLIOGRAFIA	36
ANEXOS	38

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Reacción de Transesterificación	15
Figura 2. Proceso de producción de Biodiesel	24
Figura 3. Flowsheet del proceso de producción de Biodiesel	27
Figura 4. Decantador	31
Figura 5. Datos suministrados al simulador	38
Figura 6. Sistema Glicerol-Trioleina a 1 atm. Modelo NRTL	39
Figura 7. Sistema Glicerol-Trioleina a 1 atm. Modelo UNIQUAC	39
Figura 8. Sistema Etanol-Trioleina a 1 atm. Modelo UNIQUAC	40
Figura 9. Sistema Etanol-Glicerol a 1 atm. Modelo UNIQUAC	40
Figura 10. Sistema Etanol-Tripalmitina a 1 atm. Modelo UNIQUAC	40
Figura 11. Sistema Etanol-Etil Oleato a 1 atm. Modelo UNIQUAC	41
Figura 12. Sistema Etanol-Etil Palmitato a 1 atm. Modelo UNIQUAC	41
Figura 13. Sistema Etanol-Agua a 1 atm. Modelo UNIQUAC	41
Figura 14. Sistema Agua-Trioleina a 1 atm. Modelo UNIQUAC	42
Figura 15. Sistema Agua-Glicerol a 1 atm. Modelo UNIQUAC	42
Figura 16. Sistema Agua-Tripalmitina a 1 atm. Modelo UNIQUAC	42
Figura 17. Sistema Agua-Etil Oleato a 1 atm. Modelo UNIQUAC	43
Figura 18. Sistema Agua-Etil Palmitato a 1 atm. Modelo UNIQUAC	43
Figura 19. Sistema Glicerol-Trioleina a 1 atm. Modelo UNIQUAC	43
Figura 20. Sistema Glicerol-Tripalmitina a 1 atm. Modelo UNIQUAC	44
Figura 21. Sistema Glicerol-Etil Oleato a 1 atm. Modelo UNIQUAC	44
Figura 22. Sistema Glicerol-Etil Palmitato a 1 atm. Modelo UNIQUAC	44
Figura 23. Sistema Etil Palmitato-Trioleina a 1 atm. Modelo UNIQUAC	45
Figura 24. Sistema Etil Palmitato-Tripalmitina a 1 atm. Modelo UNIQUAC	45
Figura 25. Sistema Etil Palmitato-Etil Oleato a 1 atm. Modelo UNIQUAC	45
Figura 26. Sistema Etil Oleato-Trioleina a 1 atm. Modelo UNIQUAC	46
Figura 27. Sistema Etil Oleato-Tripalmitina a 1 atm. Modelo UNIQUAC	46

Figura 28. Sistema Tripalmitina-Trioleina a 1 atm. Modelo UNIQUAC	46
Figura 29. Sistema Etanol-Trioleina a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	47
Figura 30. Sistema Etanol-Glicerol a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	47
Figura 31. Sistema Etanol-Tripalmitina a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	47
Figura 32. Sistema Etanol-Etil Oleato a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	48
Figura 33. Sistema Etanol-Etil Palmitato a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	48
Figura 34. Sistema Agua-Trioleina a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	48
Figura 35. Sistema Agua-Glicerol a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	49
Figura 36. Sistema Agua-Tripalmitina a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	49
Figura 37. Sistema Agua-Etil Oleato a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	49
Figura 38. Sistema Agua-Etil Palmitato a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	50
Figura 39. Sistema Glicerol-Trioleina a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	50
Figura 40. Sistema Glicerol-Tripalmitina a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	50
Figura 41. Sistema Glicerol-Etil Oleato a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	51
Figura 42. Sistema Glicerol-Etil Palmitato a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	51
Figura 43. Sistema Etil Palmitato-Trioleina a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	51
Figura 44. Sistema Etil Palmitato-Tripalmitina a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	52
Figura 45. Sistema Etil Palmitato-Etil Oleato a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	52
Figura 46. Sistema Tripalmitina-Trioleina a 90 kPa. Modelo UNIQUAC	52
Figura 47. Sistema Etanol-Trioleina a 1 atm. Modelo NRTL	53
Figura 48. Sistema Etanol-Glicerol a 1 atm. Modelo NRTL	53
Figura 49. Sistema Etanol-Tripalmitina a 1 atm. Modelo NRTL	53
Figura 50. Sistema Etanol-Etil Oleato a 1 atm. Modelo NRTL	54
Figura 51. Sistema Etanol-Etil Palmitato a 1 atm. Modelo NRTL	54
Figura 52. Sistema Agua-Trioleina a 1 atm. Modelo NRTL	54
Figura 53. Sistema Agua-Glicerol a 1 atm. Modelo NRTL	55
Figura 54. Sistema Agua-Tripalmitina a 1 atm. Modelo NRTL	55
Figura 55. Sistema Agua-Etil Oleato a 1 atm. Modelo NRTL	55
Figura 56. Sistema Agua-Etil Palmitato a 1 atm. Modelo NRTL	56
Figura 57. Sistema Glicerol-Trioleina a 1 atm. Modelo NRTL	56

Figura 58. Sistema Glicerol-Tripalmitina a 1 atm. Modelo NRTL	56
Figura 59. Sistema Glicerol-Etil Oleato a 1 atm. Modelo NRTL	57
Figura 60. Sistema Glicerol-Etil Palmitato a 1 atm. Modelo NRTL	57
Figura 61. Sistema Etil Palmitato-Trioleina a 1 atm. Modelo NRTL	57
Figura 62. Sistema Etil Palmitato-Tripalmitina a 1 atm. Modelo NRTL	58
Figura 63. Sistema Etil Palmitato-Etil Oleato a 1 atm. Modelo NRTL	58
Figura 64. Sistema Tripalmitina-Trioleina a 1 atm. Modelo NRTL	58
Figura 65. Sistema Etanol-Trioleina a 90 kPa. Modelo NRTL	59
Figura 66. Sistema Etanol-Glicerol a 90 kPa. Modelo NRTL	59
Figura 67. Sistema Etanol-Tripalmitina a 90 kPa. Modelo NRTL	59
Figura 68. Sistema Etanol-Etil Oleato a 90 kPa. Modelo NRTL	60
Figura 69. Sistema Etanol-Etil Palmitato a 90 kPa. Modelo NRTL	60
Figura 70. Sistema Agua-Trioleina a 90 kPa. Modelo NRTL	60
Figura 71. Sistema Agua-Glicerol a 90 kPa. Modelo NRTL	61
Figura 72. Sistema Agua-Tripalmitina a 90 kPa. Modelo NRTL	61
Figura 73. Sistema Agua-Etil Oleato a 90 kPa. Modelo NRTL	61
Figura 74. Sistema Agua-Etil Palmitato a 90 kPa. Modelo NRTL	62
Figura 75. Sistema Glicerol-Trioleina a 90 kPa. Modelo NRTL	62
Figura 76. Sistema Glicerol-Tripalmitina a 90 kPa. Modelo NRTL	62
Figura 77. Sistema Glicerol-Etil Oleato a 90 kPa. Modelo NRTL	63
Figura 78. Sistema Glicerol-Etil Palmitato a 90 kPa. Modelo NRTL	63
Figura 79. Sistema Etil Palmitato-Trioleina a 90 kPa. Modelo NRTL	63
Figura 80. Sistema Etil Palmitato-Tripalmitina a 90 kPa. Modelo NRTL	64
Figura 81. Sistema Etil Palmitato-Etil Oleato a 90 kPa. Modelo NRTL	64
Figura 82. Sistema Tripalmitina-Trioleina a 90 kPa. Modelo NRTL	64
Figura 83. Flujo de agua Vs T alimento	65
Figura 84. Flujo de glicerol Vs T alimento	65
Figura 85. Flujo de etanol Vs T alimento	65
Figura 86. Flujo de agua Vs T solvente	65
Figura 87. Flujo de glicerol Vs T solvente	65

Figura 88. Flujo de etanol Vs T solvente	65
Figura 89. Flujo de glicerol Vs # de platos con T=80°C y 20 Kg/h de ste	66
Figura 90. Flujo de etanol Vs # de platos con T=80°C y 20 Kg/h de ste	66
Figura 91. Flujo de agua Vs # de platos con T=80°C y 20 Kg/h de ste	66
Figura 92. Flujo de glicerol Vs # de platos con T=80°C y 35 Kg/h de ste	67
Figura 93. Flujo de etanol Vs # de platos con T=80°C y 35 Kg/h de ste	67
Figura 94. Flujo de agua Vs # de platos con T=80°C y 35 Kg/h de ste	67
Figura 95. Flujo de glicerol Vs # de platos con T=80°C y 40 Kg/h de ste	68
Figura 96. Flujo de etanol Vs # de platos con T=80°C y 40 Kg/h de ste	68
Figura 97. Flujo de agua Vs # de platos con T=80°C y 40 Kg/h de ste	68
Figura 98. Flujo de glicerol Vs flujo de solvente	69
Figura 99. Flujo de etanol Vs flujo de solvente	69
Figura 100. Flujo de agua Vs flujo de solvente	69
Figura 101. Fmasa glicerol Vs flujo de solvente	69
Figura 102. Fmasa etanol Vs flujo de solvente	69
Figura 103. Fmasa agua Vs flujo de solvente	69
Figura 104. Q E102 Vs T alimento torre de extracción	70
Figura 105. Q condensador torre de evaporación Vs T alimento torre de extracción	70
Figura 106. Q re-hervidor torre de evaporación Vs T alimento torre de extracción	71
Figura 107. Energía total requerida	71

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Propiedades físicas del etanol	12
Tabla 2. Composición del aceite de palma	25
Tabla 3. Requerimientos energéticos de las torres de recuperación de etanol	29
Tabla 4. Dimensiones de las torres de recuperación de etanol	29
Tabla 5. Condiciones de operación de la torre de lavado	30
Tabla 6. Condiciones de operación de las corrientes de proceso	32
Tabla 7. Composiciones de las corrientes de proceso	33
Tabla 8. Datos suministrados al simulador	38
Tabla 9. Flujo de solvente 20 Kg/h y T=80°C	66
Tabla 10. Flujo de solvente 35 Kg/h y T=80°C	67
Tabla 11. Flujo de solvente 40 Kg/h y T=80°C	68
Tabla 12. Variación de la energía en el equipo E102 y torre de evaporación	70

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. Caracterización de compuestos químicos en el software	38
ANEXO B. Estudio termodinámico	39
ANEXO C. Estudio de las condiciones de operación de la torre de lavado	65

INTRODUCCION

Actualmente existe la necesidad de invertir e investigar en procesos de producción de energías alternativas por causa del agotamiento de fuentes limitadas de combustible de origen fósil, incremento en el precio del mismo y preocupaciones de tipo ambiental.

Entre las posibles alternativas para solucionar estos problemas, el Biodiesel aparece como una opción prometedora. Este puede ser definido como un mono alquil ester de ácidos grasos derivado de fuentes renovables como aceites vegetales y grasas animales, obtenido a través del proceso de transesterificación, en el cual ocurre la transformación de triglicéridos (aceites vegetales) a una mezcla de esteres de ácidos grasos(Biodiesel), produciendo como subproducto Glicerol.

El biodiesel se encuentra registrado en la Environmental Protection Agency (EPA-USA) como combustible y como aditivo para combustibles, por esto puede ser usado puro (B100), en mezcla con el diesel de origen fósil (por ejemplo B20) o en proporción baja (1 a 5%) como aditivo, siendo posible su empleo en los motores convencionales sin tener que hacer grandes modificaciones en ellos.

Estos esteres de ácidos grasos pueden obtenerse a partir de diferentes aceites vegetales entre los cuales se encuentran el aceite de canola, aceite de soya, aceite de higuera y aceite de palma entre otros.

En este proyecto se plantea la simulación en el software comercial HYSYS PLANT 3.2 del proceso de producción de Biodiesel empleando como materia prima el aceite de palma, esta elección se efectuó basado en que Colombia es el cuarto productor mundial de esta oleaginosa y debido al auge que actualmente presenta

el empleo de éste aceite para la producción de Biodiesel en el país, buscando así contribuir en los estudios adelantados en este campo de investigación por medio de una herramienta informática importante en el ámbito de la ingeniería química, ya que reduce tiempo y esfuerzos a la hora de realizar el diseño de un proceso.

1. MARCO TEORICO

1.1 Historia de combustibles alternativos

Hace un siglo, Rudolph Diesel introdujo al mercado el popular motor diesel. Desde entonces gran cantidad de investigaciones se han implementado para encontrar un combustible apropiado y un diseño optimo para el motor. Por muchos años la gran cantidad de destilado intermedio del petróleo a bajo precio en el mercado, proporciono poco incentivo para experimentar con combustibles alternativos y renovables para estos motores, sin embargo, el interés hacia este tipo de combustibles tomo fuerza a causa del incremento en el precio del crudo, fuentes limitadas del mismo y consideraciones ambientales. Fue así como se dio comienzo a la formulación de un gran número de propuestas relativas a la disponibilidad y viabilidad de un combustible ambientalmente convincente, regresando a los aceites vegetales y grasas animales el protagonismo perdido a principio del siglo XX.

Aunque muchas investigaciones han concluido que los aceites vegetales y sus derivados son alternativas prometedoras para los motores diesel, el uso de estos compuestos al natural puede originar numerosos problemas por su alta viscosidad (aproximadamente 10 veces mayor que la viscosidad del diesel #2) debido a que fácilmente pueden causar coquizado en el inyector y depósitos de carbón en el motor [1].

1.1.1 Métodos potenciales para mejorar las propiedades de los aceites

1.1.1.1 Mezcla con combustibles fósiles

Consiste en mezclar aceite vegetal y combustibles procedentes del petróleo en diferentes proporciones. Muchos ensayos de este tipo han sido realizados

demostrando que unos de los principales problemas de estas mezclas son la contaminación del aceite lubricante (la viscosidad aumenta debido a la polimerización de aceites vegetales poli insaturados) y la combustión incompleta, esta ultima provoca depósitos de carbón en el motor y es causada por la formación de goma en el aceite. Dicha goma es producida por la oxidación durante almacenamiento o por la polimerización térmica a altas temperaturas y presión de combustión. Por estas razones, entre otras, el uso directo de aceites vegetales y/o el uso de mezclas de aceite/combustible, se han considerado generalmente no satisfactorias y poco practicas para el uso en motores.

1.1.1.2 Pirolisis

La pirolisis se define como el proceso de descomposición térmica de una sustancia orgánica. Esta descomposición se produce a través de reacciones complejas donde ocurre rompimiento de enlaces químicos debido a calentamiento en ausencia de aire u oxígeno. Este método no ha tenido mucha aceptación ya que los equipos utilizados para rompimiento térmico son muy costosos y los resultados de producción no son muy alentadores, además de que se obtienen productos químicamente parecidos a la gasolina y el diesel, lo cual disminuye el beneficio ambiental que se esta buscando.

1.1.1.3 Micro emulsiones

Una micro emulsión es definida como un sistema que consiste de un líquido disperso con o sin emulsificador en otro liquido inmiscible. En este método se han propuesto emulsiones de aceites vegetales con diferentes alcoholes de cadena corta, tales como metanol, etanol y 1 butanol en diferentes proporciones para ser analizadas. Estos análisis deslumbraron una mejora en varias de las propiedades del aceite entre las que se encuentra la viscosidad, pero no cumplieron con las expectativas esperadas ya que después de someter las micro emulsiones a una prueba de duración de 200 horas en el laboratorio, no se observaron desmejoras significativas en su desempeño, pero si se reportaron pesados depósitos de

carbón, combustión incompleta y un incremento en la viscosidad del aceite lubricante del motor. Por esta razón este método se considera poco viable para la utilización de los aceites vegetales como combustibles alternativos.

1.1.1.4 Transesterificación

Este proceso también llamado alcoholisis, es la reacción de una grasa o un aceite con un alcohol para formar glicerol y una mezcla de esteres de ácidos grasos. Usualmente esta se lleva a cabo en presencia de un catalizador para mejorar la velocidad de reacción el cual puede ser básico, ácido o enzima. Este método disminuye la viscosidad del aceite a un valor cercano al combustible diesel manteniendo constante el poder calorífico y el número cetano.

La mezcla de esteres de ácidos grasos mencionada anteriormente es lo que se conoce con el nombre de Biodiesel, un combustible líquido que está incrementando su atención como combustible alternativo, no tóxico, biodegradable y renovable.

Por ser el Biodiesel el motivo de estudio de este proyecto, se profundizará en el tema de la transesterificación, tratando tópicos como: variables que afectan el proceso, su mecanismo y diferentes clasificaciones, entre otros, continuando luego con la simulación de una planta de producción y purificación de este biocombustible [1] [2].

1.2 Palma de aceite

1.2.1 Historia

La palma de aceite es una planta tropical propia de climas cálidos que crece en tierras por debajo de los 500 metros sobre el nivel del mar. Su origen se ubica en el golfo de Guinea en el África occidental. De ahí su nombre científico, *Elaeis guineensis* Jacq. , y su denominación popular: palma africana de aceite.

Su introducción a la América tropical se atribuye a los colonizadores y comerciantes esclavos portugueses, que la usaban como parte de la dieta alimentaria de sus esclavos en el Brasil.

En 1932, Florentino Claes fue quien introdujo la palma africana de aceite en Colombia y fueron sembradas con fines ornamentales en la Estación Agrícola de Palmira (Valle del Cauca). Pero el cultivo comercial sólo comenzó en 1945 cuando la United Fruit Company estableció una plantación en la zona bananera del departamento del Magdalena.

La expansión del cultivo en Colombia ha mantenido un crecimiento sostenido. A mediados de la década de 1960 existían 18.000 hectáreas en producción y hoy existen más de 270.000 hectáreas en 73 municipios del país distribuidos en cuatro zonas productivas:

- Norte - Magdalena, Norte del Cesar, Atlántico, Guajira
- Central - Santander, Norte de Santander, sur del Cesar, Bolívar
- Oriental - Meta, Cundinamarca, Casanare, Caquetá
- Occidental – Nariño

Los departamentos que poseen más área sembrada en palma de aceite son en su orden: Meta (1), Cesar (2), Santander (3), Magdalena (4), Nariño (5), Casanare (6), Bolívar (7), Cundinamarca (8) y Norte de Santander (9).

Colombia es el primer productor de palma de aceite en América Latina y el cuarto en el mundo. Tiene como fortaleza un gremio que cuenta con sólidas instituciones, ya que desde 1962 fue creada la Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite [3].

1.2.2 Proceso de extracción del aceite.

El proceso de extracción del aceite inicia con la cosecha y finaliza con el almacenamiento, a continuación se describen cada una de las fases involucradas en esta tarea.

1.2.2.1 Cosecha y transporte hasta la planta

Los racimos de la palma han de ser cosechados tan pronto como maduren, para ello se debe recorrer la plantación en forma tal que cada palma se visite con una periodicidad de siete a trece días y se corten los que hayan desprendido uno o mas frutos en forma espontánea.

Los racimos cosechados se deben llevar a la planta de beneficio, preferiblemente el mismo día, con el fin de evitar que aumente el contenido de ácidos grasos libres del aceite dentro de los frutos. Este proceso de acidificación del aceite se inicia normalmente una vez los racimos alcanzan su punto de madurez y se acelera cuando estos son cortados de la palma.

1.2.2.2 Recepción y esterilización

La esterilización es posiblemente la etapa más importante del proceso de extracción del aceite de palma. Los objetivos primordiales son:

1. Inactivar las enzimas que causan el desdoblamiento del aceite y en consecuencia el incremento del porcentaje de ácidos grasos libres
2. Acelerar el proceso de ablandamiento de la unión de los frutos con su soporte natural (raquíz o tuza)
3. Disminuir la resistencia de los tejidos de la pulpa para lograr el fácil rompimiento de las celdas de aceite durante los procesos de digestión y prensado

4. Deshidratar parcialmente las almendras contenida en la nuez, para facilitar su recuperación posterior.

Una vez llegan los racimos a la planta de beneficio, estos se descargan en una tolva la cual alimenta las vagonetas o góndolas que se introducirán en los autoclaves, allí los racimos se cocinan a presión por un tiempo de mas o menos 90 minutos con el vapor generado por una caldera.

1.2.2.3 Desfrutación

Una vez esterilizados los racimos, estos pasan al desfrutador donde se separan los frutos del raquis o tusa. El desfrutador es un tambor a manera de jaula que gira sobre un eje central, los racimos a desfrutar pasan al interior del tambor y golpean repetitivamente los barrotes longitudinales del mismo, acción que produce el desprendimiento de los frutos.

Los frutos separados pasan a la siguiente etapa del proceso, mientras que los racimos vacíos o tusas se recolectan aparte para ser aplicados en el campo como abono orgánico de alta eficiencia.

1.2.2.4 Digestión

El fruto es alimentado a unos recipientes verticales provistos de agitación a baja revolución conocidos como digestores, en esta etapa se busca el desprendimiento de la pulpa de las nueces para lograr una recuperación eficiente del aceite en la siguiente fase.

1.2.2.5 Prensado

La masa de frutos digerida (esto significa masa apta para la extracción de aceite) pasa a un proceso mecánico desarrollado por prensas capaces de someter dicha masa a presión dentro de una camisa perforada, por los orificios de esta camisa fluye el aceite y sobre el eje horizontal de la prensa emergen los efluentes sólidos, los cuales están compuestos por semillas y fibras.

1.2.2.6 Clarificación

En esta sección se busca la remoción de impurezas (agua, arena, pedazos de nuez, fibras entre otras) dando al producto final claridad, estabilidad y buena apariencia, esto se logra mediante el clarificado del licor por decantación estática y centrifugado.

1.2.2.7 Desfibración de la torta y recuperación de las nueces

La masa desaceitada que expelle la prensa comúnmente se llama torta, esta se compone básicamente de fibras, nueces y humedad.

Luego de secarse, la torta pasa al proceso de desfibración, aquí las fibras son arrastradas por una corriente de aire logrando separarlas de las nueces para después, llevar estas últimas a etapas de acondicionamiento y rompimiento que permiten recuperar la almendra o palmiste.

1.2.2.8 Palmistería

En algunas plantas de beneficio se cuenta con el equipo para procesar la almendra, de ella se obtiene el aceite y la torta de palmiste, el aceite de palmiste es de características y composición química diferentes al aceite de palma y como este tiene diversos usos, la torta de palmiste por su parte se obtiene a través de un proceso mecánico o expeler alcanzando valores remanentes de aceite de 12 a 14% o por solventes con un contenido de aceite remanente de un 3%, la torta de palmiste se emplea para la alimentación animal y la fibra pasa a las calderas donde se quema como combustible.

1.2.2.9 Almacenamiento

La etapa de almacenamiento tiene como objetivo que el aceite de palma este disponible y reservado por un periodo largo evitando un deterioro en su calidad, las formas más comunes son a nivel de la planta de extracción, carro tanques,

puertos y barcos para exportación. La medida de almacenamiento de aceite de palma debe ser equivalente a 3 meses de producción o a una cuarta parte de la producción anual, por eventuales contingencias en el mercado y así respaldar una buena comercialización [4][5].

1.3 Etanol

El etanol es un alcohol producido a partir de la fermentación de los azúcares que se encuentran en productos agrícolas como la remolacha, maíz, cebada, trigo, caña de azúcar, sorgo u otros cultivos energéticos que mezclado con la gasolina produce un biocombustible de alto poder energético con características muy similares a esta, pero con una importante reducción de las emisiones contaminantes en los motores tradicionales de combustión. Para su uso comercial e industrial, siempre es desnaturalizado (es decir, se le adicionan pequeñas cantidades de sustancias nocivas) para evitar su mal uso como bebida alcohólica, este es fuente de energía ecológica que va ganando adeptos cada año en todo el mundo, sobre todo ante el fin cada vez más cercano del petróleo o el gas natural [6].

Una de las características más importantes del Etanol es que es un recurso renovable lo que disminuye la dependencia del petróleo en los países no productores que deben importarlo, adicionalmente es energéticamente eficiente porque produce un tercio más de energía que la que requiere su elaboración y transporte. Comparado con los combustibles fósiles posee grandes ventajas ambientales ya que produce menos emisiones de contaminantes: según el Departamento de Energía de EE.UU el etanol produce menos monóxido de carbono que la gasolina común y corriente, su uso como combustible para automóviles reduce la producción de gases de invernadero en un 85%, por lo que es el principal candidato para reemplazar y renovar los estándares de los países firmantes del Protocolo de Kyoto. Sin embargo, existe acuerdo en que el uso de

etanol sin mezclarlo con gasolina sería mucho menos contaminante, pero tendría la desventaja de requerir la transformación de los vehículos para su uso.

Brasil es el mayor productor (con 14 mil millones de litros anuales) y consumidor mundial de etanol. Con su producción, ha logrado disminuir hasta en un 40% la importación de petróleo. En EEUU, es usado mayoritariamente mezclado con gasolina, aunque en menor grado que en Brasil [7].

Su uso como materia prima para la producción de Biodiesel se encuentra en fase de estudio, aunque en diferentes países aun se prefiere trabajar con metanol debido a que es menos costoso y tiene mayor disponibilidad en comparación con el bio etanol.

Las principales ventajas que presenta el uso de etanol para la fabricación de biodiesel son:

- Compuesto no toxico
- Origen 100% renovable
- Producción de un combustible 100% bio
- Miscibilidad superior con los triglicéridos comparado con el metanol mejorando con esto la transferencia de masa [8]

Por otro lado las desventajas presentadas son:

- Dificultad al momento de purificar el producto y el co-producto, debido a que los esteres etílicos poseen mayor afinidad que los metílicos al glicerol dificultando la separación.
- Mayor gasto energético en su recuperación comparado con el Metanol. Esto se debe a las emulsiones de Etanol-aceite formadas después de la transesterificación, las cuales dificultan la separación de la mezcla de reacción [9].

Algunas propiedades físicas del Etanol se presentan a continuación:

Formula molecular	C ₂ H ₆ O
Peso molecular	46
Punto normal de ebullición (°C)	79
Densidad relativa	0.8
Solubilidad agua	Miscible
Presión de vapor (kPa) a 20°C	5.8
Punto de inflamación (°C)	13°C

Tabla 1. Propiedades físicas del etanol

1.4 Biodiesel

De acuerdo con la American Society for Testing and Materials (ASTM), el biodiesel puede ser definido como el mono alquil ester de ácidos grasos derivado de lípidos renovables, tales como aceites vegetales o grasas animales para ser usado en motores diesel [10].

Este biocombustible aparece como una opción prometedora para aliviar inconvenientes de índole ambiental y como alternativa para el problema de escasez de las fuentes de crudo en el mundo. Entre las ventajas que el biodiesel ofrece se encuentran:

- Se produce a partir de materias primas renovables.
- No es tóxico y es biodegradable (se descompone aproximadamente en 21 días) evitando problemas causados por derrame en suelos y océanos.
- Tiene menos emisiones de monóxido de carbono, material particulado (smoke), compuestos de azufre y aromáticos.

- Posee una contribución insignificante a la acumulación de dióxido de carbono comprado con los combustibles de origen fósil, de esta manera el Biodiesel da respiro en el problema del efecto invernadero.
- Su flash point es mucho más alto que el del diesel de origen fósil, esto hace que aumente la seguridad a la hora de transportar o almacenar este combustible
- Posee un alto poder lubricante y protege el motor reduciendo su desgaste así como sus gastos de mantenimiento [11].

Además de estas buenas características el Biodiesel posee también algunas desventajas, la cuales cabe resaltar son pocas y pueden ser mejoradas realizando algunos ajustes de funcionamiento así como también estudios de laboratorio, entre las limitaciones más destacadas se encuentran:

- Su desempeño a bajas temperaturas es pobre debido a que puede empezar a solidificar y formar cristales que pueden obstruir los conductos del motor.
- Por sus propiedades solventes, puede ablandar y degradar ciertos materiales tales como el caucho natural y la espuma de poliuretano, es por esto que puede ser necesario cambiar algunas mangueras y retenes del motor antes de usar Biodiesel en él, especialmente con vehículos antiguos.
- Posee un poder calorífico ligeramente menor en relación al poder calorífico del diesel de origen fósil, esto implica que menos potencia es proporcionada cuando el biodiesel es quemado.
- Sus costos de producción aún pueden ser más elevados que los del diesel de petróleo, esto depende básicamente de la fuente de aceite utilizado en su elaboración [11].

A pesar de tener este tipo de desventajas, el Biodiesel es una muy buena alternativa para ser usado como combustible y actualmente ha ganado espacio en el campo energético de muchos países alrededor del mundo.

1.4.1 Producción

1.4.1.1 Transesterificación.

Los aceites vegetales expresados químicamente como triglicéridos reaccionan con un alcohol en presencia de un catalizador para producir alquil esteres y glicerol. Esta reacción se denomina transesterificación, la cual implica convertir un ester en otro [11]. Los alcoholes que participan en la transesterificación son alifáticos, poseen un solo grupo OH primario o secundario y de 1 a 8 átomos de carbono, de este grupo pueden ser utilizados como reactivos el metanol, etanol, propanol, y butanol, de los cuales especialmente el metanol y el etanol tienen preferencia [2]. En este trabajo se eligió el etanol por su origen renovable, por ser biodegradable, no tóxico y por ser Brasil el mayor productor a nivel mundial.

El proceso global de reacción es normalmente una secuencia de 3 pasos, los cuales son reacciones reversibles. Los triglicéridos son paso a paso convertidos en diglicéridos, monoglicéridos y finalmente en glicerol, el cual es el co-producto, como producto principal se obtiene una mezcla de esteres de ácidos grasos (Biodiesel) en cada una de estas reacciones [12].



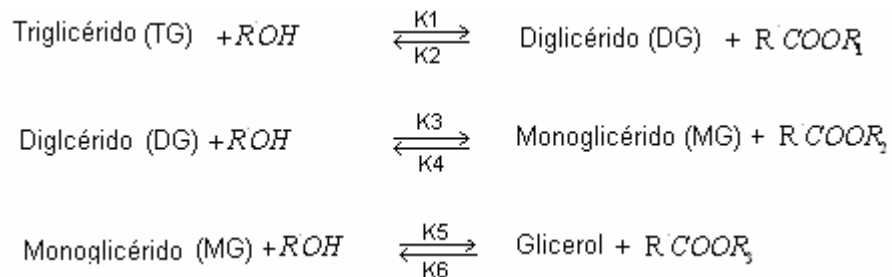


Figura 1. Reacción de transesterificación

Como se puede observar la relación estequiométrica entre el alcohol y el aceite es 3:1, sin embargo, en la práctica dicha relación debe ser mayor para desplazar el equilibrio químico hacia el lado derecho de la reacción.

Resumiendo, la transesterificación es un proceso que reduce significativamente la viscosidad de los aceites vegetales sin afectar su poder calorífico, en el cual se obtiene como producto principal el Biodiesel y como co-producto el Glicerol, resaltando que el Biodiesel presenta mejoras en características como atomización, combustión, viscosidad y emisiones con respecto a los aceites. Esta reacción puede describirse como sigue; los triglicéridos están compuestos por 3 cadenas de ácidos grasos esterificadas a una molécula de glicerol. Cuando el triglicérido reacciona con el alcohol, estas cadenas se liberan y se combinan con este para producir el Biodiesel. Este proceso normalmente se lleva a cabo a una temperatura cercana al punto de ebullición del alcohol bajo una presión ligeramente mayor a la atmosférica para garantizar que la reacción tendrá lugar en estado líquido, generalmente en presencia de un catalizador que puede ser ácido, básico, o una enzima [11].

1.4.1.1.1 Clasificación según el tipo de catalizador

1.4.1.1.1.1 Transesterificación con catalizador ácido

Esta ruta de producción es la segunda opción convencional para producir Biodiesel, el ácido comúnmente usado es el ácido sulfúrico aunque algunos autores prefieren el ácido sulfónico. Este tipo de catalizador entrega alta

producción de esteres pero una velocidad de reacción muy lenta, requiriendo casi siempre mas de un día para finalizar. Freedman y Pryde (1986) [13] lograron una conversión del 99 % del aceite con las siguientes condiciones, 1% en masa de acido sulfúrico(en base al aceite) con una relación molar de 30 a 1 metanol/aceite y una temperatura de reacción de 65° C en un tiempo de 50 horas, mientras que las reacciones con Butanol y Etanol necesitaron una temperatura de 117 y 78° C con tiempos de 3 y 18 horas respectivamente.

El desarrollo del proceso de catálisis ácida ha recibido menos atención que el de catálisis básica, esto se debe probablemente al largo tiempo de reacción en comparación con este último. Freedman et al (1984) [13] estudio la transesterificación de catálisis acida sobre el aceite de soya con Etanol, Metanol y Butanol a temperaturas justo debajo del punto de ebullición de los alcoholes (i.e., 78° C, 65° C y 117° C respectivamente), empleando una relación molar de alcohol/aceite de 30:1 y 1% en peso de acido sulfúrico concentrado (con base en el aceite), para obtener una conversión del 90% a butil, metil y etil esteres después de una duración del proceso de 3, 22 y 69 horas respectivamente. Cuando las reacciones se llevaron a cabo a 65° C usando cada uno de los alcoholes, conversiones similares (90%) fueron obtenidas después de 69 horas. Con esto ellos pudieron concluir que las diferencias entre los tiempos de reacción fueron causadas principalmente por la temperatura más que por el tipo de alcohol.

Canackci y Gerpen (1999) [14] estudiaron el efecto de diferentes variables de proceso sobre la transesterificación acida, tales como, relación molar alcohol/aceite, temperatura de reacción, cantidad de catalizador y tiempo de reacción. Por ejemplo, a 60° C, 3% en peso de acido sulfúrico (en base a la masa de aceite) y una relación molar de alcohol/aceite 3.3:1, 3.9:1, 6:1, 20:1 y 30:1, se midió el porcentaje de conversión a esteres después de 48 horas. Una conversión de 98.4% fue alcanzada con una relación molar de metanol/aceite de 30:1. De aquí ellos concluyeron que una alta conversión de aceite podría ser obtenida por uso

de una grande relación molar alcohol/aceite, una alta temperatura de reacción y un incremento en la concentración de ácido sulfúrico o un tiempo de reacción mas largo. El efecto de interacción entre esos factores no fue estudiada y condiciones recomendadas para el sistema de transesterificación acida no fueron proporcionados.

Se debe tener especial precaución a la hora de escoger el material de construcción de los equipos que intervienen en esta ruta de transesterificación debido a la presencia del ácido sulfúrico o sulfónico. En la literatura se reporta que para concentraciones de ácido sulfúrico por debajo del 5% o por encima del 8% y temperaturas debajo del punto de ebullición de la solución de ácido sulfúrico podría utilizarse acero inoxidable como material de construcción, además se demostró que la velocidad de corrosión incrementa con la concentración de ácido, sin embargo cuando la concentración es mayor a 60% en peso esta velocidad disminuye con un incremento en dicha concentración, también se enuncio que el acero inoxidable 316 tiene una velocidad de corrosión aceptable (menos de 0.5 mm/año) para una concentración de ácido de 5% en peso bajo una temperatura de operación de 100°C, para temperaturas entre 50 y 100°C acero inoxidable (tipo aleación 20) tiene buena resistencia a la corrosión para concentraciones de ácido sulfúrico menores a 60 o mayores a 80% en peso.

Hasta ahora los estudios realizados acerca de este sistema de producción de biodiesel son limitados y sumado a esto actualmente no hay una planta que haga uso de este proceso. A pesar de su baja velocidad de reacción, el costo del material de los equipos y el sumo cuidado que debe tenerse al momento de escoger dichos materiales, la transesterificación acida entrega beneficios adicionales como su independendencia de la pureza de las materias primas, lo cual implica ausencia de un paso de pre-tratamiento de los aceites cuando estos tiene un alto nivel de ácidos grasos libres(por ejemplo: aceites de fritura), así como un menor numero de equipos involucrados, lo cual como se explicara mas adelante

no ocurre con la transesterificación básica [11]. Por esta razón se recomienda para un futuro proyecto un estudio profundo y detallado de este proceso.

1.4.1.1.1.2 Transesterificación biocatalizada.

Además de la transesterificación catalizada acida o básicamente, existe la posibilidad de emplear un biocatalizador, entre estos la enzima Lipases es la más usada. Este proceso entrega ciertas ventajas en referencia a los catalizadores químicos, por ejemplo, estas enzimas no son sensibles a la pureza de las materias primas y la facilidad en la purificación de los productos es mucho mayor, esto debido a que no debe retirarse de la mezcla de reacción ningún rastro de catalizador. En contraparte, el costo de producción de las enzimas es muy alto en comparación con los catalizadores químicos, su tiempo de reacción es muy elevado y su actividad se ve afectada en presencia de grandes concentraciones de alcohol, por estas razones entre otras, este proceso se usa hasta ahora a nivel de laboratorio [16].

1.4.1.1.1.3 Transesterificación usando fluidos supercríticos

Con el objetivo de desarrollar un novedoso proceso de alcoholisis sin usar ningún tipo de catalizador, se ha propuesto el estudio de producción de Biodiesel en alcohol supercrítico. Ensayos realizados por Sak y Kusdiana (2001) [15], mostraron que al precalentar el aceite de Canola a 350°C y ponerlo en contacto con alcohol supercrítico, 240 segundos fueron necesarios para que dicho aceite se convirtiera en su totalidad a metil-esteres. Los metil-esteres producidos fueron básicamente los mismos obtenidos por transesterificación catalizada pero su producción aumento con este método, esto se debe a que los ácidos grasos libres contenidos en el aceite también son eficientemente transformados a metil-esteres, lo cual es una de las mayores ventajas del uso de fluidos supercríticos. Otra ventaja se da en la purificación de los productos obtenidos después de la reacción, ya que por ser un proceso no catalítico, no requiere la remoción de jabones ni rastros de catalizador, como si ocurre en la transesterificación acida y básica.

Unas de las mayores desventajas del empleo de fluidos supercríticos para la producción de biodiesel son los elevados valores de las cantidades de alcohol, temperatura y presión en el sistema, por esto, esta ruta de producción es actualmente tema de numerosas investigaciones que tienen como objetivo realizar el escalado de este proceso a nivel industrial y mejorar los resultados hasta ahora obtenidos en los laboratorios [15].

1.4.1.1.4 Transestreficacion con catalizador básico

El sistema de catálisis básica ha sido estudiado y aplicado con generosidad en la industria principalmente a causa de su rápida velocidad de transesterificación, los catalizadores usuales en este proceso son el hidróxido de sodio, hidróxido de potasio o metóxido de sodio.

Una limitación de esta ruta de producción es su sensibilidad a la pureza de los reactantes, en especial a la cantidad de agua y ácidos grasos libres contenidos en las materias primas. La presencia de agua puede causar hidrólisis del ester formado o saponificación, lo cual en consecuencia produce jabón. Los ácidos grasos libres pueden reaccionar con el catalizador alcalino para producir jabón y agua, esto es un gran problema, no solo por que se consume el catalizador como un reactivo si no porque se provocan emulsiones, estas emulsiones de jabón crean problemas en la recuperación de materiales y dificultades en la purificación del Biodiesel. Por esto, aceite vegetal deshidratado con un porcentaje en peso de ácidos grasos libres menor a 5% y un catalizador anhidro, son completamente necesarios para el buen desempeño y viabilidad comercial de este sistema. Con estas características se realizo un estudio de las diferentes variables que afectan la producción de esteres de ácidos grasos partiendo del aceite de soya y a nivel de laboratorio, llegando a concluir que la relación molar alcohol/aceite es la variable de mas importancia. Las condiciones recomendadas por este estudio para la transesterificación alcalina fueron: relación molar alcohol/aceite de soya 6:1, 1%

en peso de hidróxido de sodio (basándose en la masa de aceite) y una temperatura de reacción cerca del punto de ebullición del alcohol. Allí este grupo de investigadores hizo énfasis nuevamente en la pureza que deben poseer las materias primas, aconsejando el uso de un alcohol anhidro y un aceite refinado con una concentración de ácidos grasos libres menor al 5% como materiales de partida, bajo estas condiciones se podría alcanzar una conversión a esteres de ácidos grasos del 95% en una hora [13].

En cuanto al proceso de producción varias ideas han sido presentadas, algunas de ellas son: Diseño de un proceso continuo de transesterificación alcalino catalizada para producir metil esteres a escala industrial empleando altas presiones (90bar) y altas temperaturas (240°C), sin embargo, el alto consumo de energía, un incremento significativo en los costos de los equipos y asuntos de seguridad del proceso hicieron poco viable esta propuesta, Connemann y Fischer (1999) [17] presentaron un proceso continuo de alcoholisis en presencia de un catalizador básico para producir Biodiesel a partir de aceites refinados utilizando temperaturas de 65 a 70 °C y presión ambiente logrando tener una gran aceptación para su aplicación en Europa. En esta propuesta se usa una torre de destilación para separar el metanol y seguido a esto reciclarlo hacia el reactor de transesterificación, para purificar el producto principal (Biodiesel) se emplea un lavador multietapas en contra-corriente, para esta etapa del proceso se han enunciado varias vías, algunas de ellas incluyen lavar la mezcla de reacción con agua a 50, 65 y 85°C, lavado con ether petroleum seguido de un lavado con agua a 20°C o neutralizar el catalizador básico con ácido sulfúrico y seguido a esto evaporar el metanol remanente en el producto ester. De estas opciones se presenta el lavado con agua a 50°C como el mejor camino para lograr una alta pureza del Biodiesel [11].

Así como en el proceso de catálisis ácida en la transesterificación con catalizador básico el material de construcción de los equipos es de vital importancia. Un

estudio de producción batch de biodiesel a partir del aceite de Canola usando Etanol e hidróxido de potasio (0,2 % en peso) empleo acero inoxidable como material de construcción del reactor de transesterificación con éxito. Investigaciones en este campo indican que acero al carbono podría ser usado como material de construcción cuando la concentración de hidróxido de sodio es menor a 50% en masa a una temperatura que va desde 25 hasta 95°C, desvelando que el valor de construcción de los equipos de alcoholisis básica puede llegar a ser mucho menor a aquel de la ruta acida [11].

1.4.1.2 Variables que afectan la producción de Biodiesel

1.4.1.2.1 Humedad y ácidos grasos

Las materias primas utilizadas en el proceso de transesterificación alcalina deben cumplir con ciertas especificaciones para mejorar el rendimiento de la reacción y obtener la mayor producción posible de Biodiesel, por esto los aceites deben tener un valor acido menor a 1 y todos los reactivos deben ser substancialmente anhidros. Si el valor acido es mayor a uno esta cantidad de ácidos grasos libres pueden reaccionar con el catalizador básico para producir jabón, este es un grave problema ya que no solo se esta consumiendo el catalizador como un reactivo mas, en adición el jabón formado aumenta la viscosidad de la mezcla de reacción, promueve la formación de emulsiones y dificulta la purificación del producto y el co-producto.

Por su parte el agua causa hidrólisis del ester formado después de reacción y promueve así mismo la reacción de saponificación provocando una eficiencia menor en el proceso y los problemas expuestos en el párrafo anterior [11].

1.4.1.2.2 Relación molar alcohol/aceite

Una de las variables más importantes en el proceso de producción de Biodiesel es la relación molar alcohol/aceite. La estequiometría de la transesterificación requiere 3 moles de alcohol y una mol de triglicérido (aceite) para producir 3 moles

de esteres de ácidos grasos y una mol de glicerol. La relación molar alcohol/aceite va ligada con el tipo de catalizador, de esta manera dicho valor para un sistema de catalizador ácido que emplea butanol y aceite de Soya como reactivos debe ser de 30:1 para alcanzar cierta conversión, mientras que en el sistema de catalizador básico esta proporción es de 6:1 para obtener un resultado similar.

Un ensayo realizado con aceite de Canola, Metanol y NaOH o KOH (1% en peso) fue realizado encontrando que una relación molar de alcohol/aceite 6:1 entregaba la mejor conversión [2], Freedman et al. (1984) [13] estudio el efecto de la relación molar desde 1:1 hasta 6:1 sobre la producción de esteres de ácidos grasos empleando aceite de Soya, Girasol y Maní, los resultados mostraron comportamientos similares logrando altas conversiones (93 -98%) cuando una relación 6:1 fue empleada. Por esta razón y por otros muchos estudios la proporción molar alcohol/aceite mas utilizada en la industria es 6:1.

1.4.1.2.3 Tipo de catalizador

Los catalizadores son clasificados en básicos, ácidos o enzimas. La transesterificación básica es recomendada por ser mucho más rápida que la acida. Sin embargo si el aceite tiene un alto valor ácido y un alto contenido de agua la transesterificación acida es mas adecuada. Los ácidos usados pueden ser el ácido sulfúrico, ácido fosfórico, ácido sulfónico o ácido clorhídrico, mientras los catalizadores básicos pueden ser NaOH, KOH o metóxido de sodio. De estos el metóxido de sodio fue más efectivo que el NaOH para catalizar, ya que al mezclarlo con el alcohol produjo menos agua que la mezcla NaOH- alcohol. No obstante el NaOH es el compuesto de preferencia por su bajo costo, la cantidad recomendada de este, en presencia de una relación molar de alcohol/aceite 6:1 es de 1% en peso (Basado en la masa de aceite) [13].

1.4.1.2.4 Temperatura de reacción

La transesterificación puede ocurrir a diferentes temperaturas dependiendo del aceite usado y del tipo de catalizador. Freedman et al (1984) [13] empleo aceite refinado de Soya, Metanol (relación 6:1) y NaOH como catalizador (1% en peso en base a la masa de aceite), para estudiar el efecto de 3 temperaturas diferentes sobre la producción de esteres de ácidos grasos. Después de 0.1 horas las producciones de Biodiesel fueron 94, 87 y 64% para 60, 45 y 32°C respectivamente. Después de 1 hora, la formación de esteres fue idéntica para 60 y 45°C y ligeramente menor para 32°C, demostrando q ue la temperatura claramente influencia la velocidad de reacción y producción de Biodiesel.

2. SIMULACION DEL PROCESO

El proceso de producción empleado en este trabajo fue el proceso aplicado generalmente en la industria y puede describirse como sigue: reacción de transesterificación, separación de las fases Glicerol y Biodiesel, recuperación del etanol en exceso, lavado con agua de Biodiesel y finalmente evaporación de agua, para con esto obtener el producto principal bajo las especificaciones mundiales requeridas.

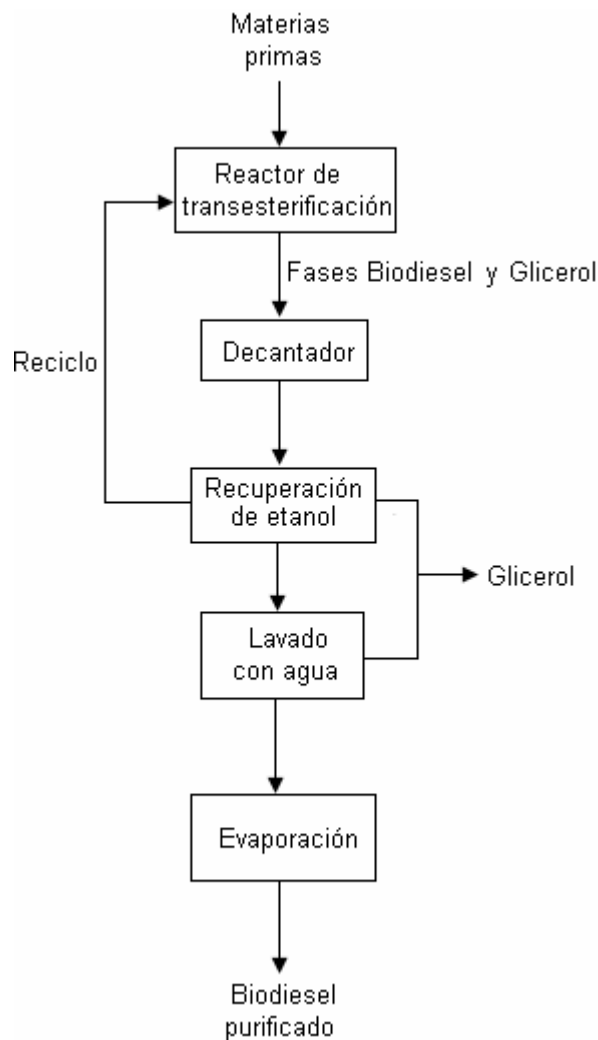


Figura 2. Proceso de producción de Biodiesel

2.1 Definición de los componentes químicos de la simulación

El sistema de estudio está compuesto de Etanol, Agua, Glicerol, aceite de Palma y etil ésters. Algunos de estos compuestos se encuentran disponibles en la base de datos del simulador, aquellos que no lo están debieron ser caracterizados en el software y representarse por medio de componentes hipotéticos, este es el caso del aceite de palma y los etil ésteres (ver anexo A). El aceite de Palma se representó como la mezcla de los triglicéridos Tripalmitina y Trioleina ya que este se compone en su mayor parte de ácido Palmítico y ácido Oleico. El biodiesel (etil

esteres) por su parte, se representó como una mezcla de esteres de ácidos grasos del aceite de Palma, tales como etil-Palmitato y etil-Oleato.

Ácidos grasos	Composición (% en peso)
12:0 Ácido Láurico	0.3
14:0 Ácido Mirístico	1.1
16:0 Ácido Palmítico	43.5
16:1 Ácido Palmitoléico	0.2
18:0 Ácido Estearico	4.3
18:1 Ácido Oleico	39.8
18:2 Ácido Linoleico	10.2
18:3 Ácido Linolenico	0.3
20:0 Ácido Araquídico	0.2

Tabla 2. Composición aceite de palma

2.2 Elección del simulador de procesos y paquete termodinámico

Antes de iniciar el diseño de la planta virtual se realizó un estudio termodinámico con el fin de caracterizar el sistema de estudio y testear el comportamiento y la predicción de datos de los posibles simuladores comerciales y paquetes termodinámicos que podrían ser utilizados en este trabajo.

Los simuladores elegidos fueron Aspen plus 12.1 y Hysys plant 3.2, mientras que para paquetes termodinámicos los modelos NRTL (No random two liquid) y UNIQUAC (Universal Quasi Chemical) fueron seleccionados.

El estudio consistió en realizar diagramas de equilibrio binario para todas las sustancias involucradas en el proceso en cada uno de los simuladores haciendo uso de los paquetes termodinámicos anteriormente nombrados a diferentes

presiones. Al momento de comparar los resultados obtenidos por los simuladores se observó que Aspen plus presenta irregularidades en la predicción, mientras que Hysys plant 3.2 se acerca de una mejor manera a los resultados esperados. De ahí que para este trabajo se seleccionó este último como la herramienta informática para el desarrollo de la simulación.

Así mismo la elección del paquete termodinámico se efectuó en base a los resultados mencionados, siendo UNIQUAC (Universal Quasi Chemical) el modelo termodinámico que mejor comportamiento exhibió.

Cabe resaltar que estos diagramas mostraron ciertas regiones inestables, esto se debe tal vez a errores de convergencia interna del simulador provocados por causa de los parámetros de interacción. En la literatura no se encuentran reportes de estudios acerca de equilibrio líquido-vapor (ELV) y equilibrio líquido-líquido (ELL) de las sustancias del sistema en cuestión, por esto, dichos parámetros se estimaron por medio de el método UNIFAC de HYSYS PLANT, esta es una buena aproximación de la realidad pero puede dar lugar a los pequeños errores presentados (ver anexo B).

2.3 Elección de equipos de proceso

El proceso de producción de biodiesel consta básicamente de equipos como reactor de transesterificación, el cual es el núcleo del proceso, intercambiadores de calor, torres de destilación, torres de extracción líquido-líquido, separadores de fases, bombas y mezcladores. En este trabajo no se tomaron en cuenta las caídas de presión en los equipos y la eficiencia de las etapas de separación y bombas fue de 100% y 75% respectivamente.

3.1 Transesterificación

La reacción de transesterificación se llevo a cabo en un reactor de conversión tomando datos calculados para esta última en el laboratorio LDPS de la UNICAMP. Se eligió este modelo de reactor debido a la ausencia de datos de cinética de reacción en la literatura.

La simulación de la reacción se llevo a cabo en fase líquida y siguiendo las condiciones de reacción del laboratorio, como son, temperatura de reacción de 30°C, presión atmosférica y relación molar etanol/a ceite 6:1. Al reactor se alimentaron 1000 Kg/h de aceite y 328 kg/h de etanol, de los cuales 199 kg/h y 129 kg/h fueron etanol fresco y etanol reciclado respectivamente. El flujo másico de la corriente de producto fue 1328 Kg/h con un porcentaje en masa de biodiesel de 0,73, etanol 0,134, glicerol 0.076 y aceite que no reacciono 0,06. Esta corriente esta compuesta por 2 fases líquidas, por esto se alimentó a un decantador donde por diferencia de densidades el Biodiesel (fase ligera) y el Glicerol (fase pesada) fueron separados, para después alimentar cada una de estas a las torres de destilación y efectuar la recuperación del etanol en exceso.

La presencia del catalizador no se tomo en cuenta ya que su acción en la simulación es nula, debido a que la conversión no se ve afectada por este.

Para el cálculo del volumen del reactor se tomaron los datos de caudal de cada una de las corrientes que entran al equipo, se sumaron y se procedió a determinar el volumen ocupado por la masa reaccionante mediante $V_r = T * Q$.

Para un tiempo de reacción de 30 minutos el volumen reaccional obtenido fue de 0,783 m³. Se tomo un factor de llenado (f) de 0.5 por que el sistema ebulle con facilidad, de ahí el volumen del reactor esta definido por $V = \frac{V_r}{f}$.

El valor calculado fue de $1,566\text{m}^3$. Las dimensiones del reactor se dedujeron bajo la condición que la longitud debe ser tres veces el diámetro, como resultado se obtuvo un diámetro de 0.87m y una longitud de 2.62m.

3.2 Recuperación de Etanol

En las torres de recuperación de etanol 1 y 2 se utilizaron 6 y 5 etapas teóricas respectivamente con una relación de reflujo igual a 2 molar, logrando una buena separación y obteniendo las corrientes destilado 1 y destilado 2 como Etanol puro (100%) recuperando así el 90% del etanol en exceso, dicho alcohol fue reciclado hacia el reactor de transesterificación. Las temperaturas en el fondo fueron 134,7 y 132,9 °C y en el tope 69,11 y 56,42 °C respectivamente, con esto se aseguran propiedades en el co-producto como color y olor entre otros y se disminuye el proceso en la planta de purificación de Glicerol.

Las cargas energéticas en cada una de las torres fueron:

Energía (kJ/h)	Torre 1	Torre 2
Condensador	3,590e5	5,159e4
Re-hervidor	6,205e5	6,492e4

Tabla 3. Requerimientos energéticos de las torres de recuperación de Etanol en exceso

Las dimensiones de las torres se calcularon siguiendo el procedimiento expuesto por JARAMILLO SANCLEMENTE [18] teniendo como resultado:

Dimensión	Torre 1	Torre 2
Diámetro (m)	0.27	0.11
Altura (m)	3.6	3

Tabla 4. Dimensiones de las torres de recuperación de etanol en exceso

3.3 Torre de lavado

En la torre de extracción líquido- líquido se hizo uso de 4 etapas teóricas para lograr la separación total de la mezcla de etil esterres del glicerol. El solvente empleado fue agua y las condiciones de operación de este equipo se seleccionaron en base a resultados de casos de estudio de las variables de operación del mismo obteniendo los siguientes resultados:

Flujo de Agua (Kg/h)	10
Temperatura Alimento (°C)	80
Temperatura Solvente (°C)	80
Presión de operación (kPa)	80

Tabla 5. Condiciones de operación de la torre de lavado

Las dimensiones de este equipo fueron calculadas mediante la herramienta spreadsheet del simulador y siguiendo el método de cálculo propuesto por E. J. Henley y J. D. Seader [19], los resultados obtenidos fueron diámetro de 10cm y altura de 2,4 m.

3.4 Torre de evaporación de Agua

En esta etapa del proceso se buscó obtener el Biodiesel bajo las especificaciones sugeridas mundialmente, para esto se removió el agua y el etanol que se encontraban en éste utilizando una torre de destilación de 5 etapas con una relación de reflujo igual a 2 molar, las presiones en la cima y en el fondo de la torre fueron 67 y 77 kPa respectivamente, con el fin de mantener la temperatura del fondo por debajo de 250°C para evitar reacciones in deseadas.

Los requerimientos energéticos en esta etapa del proceso fueron 5,597e4 y 4,193e5 kJ/h en el condensador y el re-hervidor respectivamente.

Como resultado se obtuvo una corriente de producto de biodiesel con una pureza de 92% en masa, cabe mencionar que esta fracción se queda corta ante las especificaciones mencionadas anteriormente, esto se debe a la temperatura a la que se tomaron los datos de conversión del laboratorio, en trabajos posteriores se espera poder mejorar este dato para así registrar datos mas cercanos a la realidad en la simulación.

Las dimensiones de este equipo se calcularon siguiendo el procedimiento expuesto por JARAMILLO SANCLEMENTE [18], obteniendo como resultado un diámetro de 0,12 m y una altura de 3,0 m.

3.5 Dimensionamiento de equipos restantes del proceso

En el caso del separador de fases el proceso de cálculo efectuado fue el propuesto por JARAMILLO SANCLEMENTE [18]. La configuración seleccionada muestra un separador en forma horizontal con bota debido a la ausencia de fase vapor y a que el porcentaje total en peso de liquido pesado (fase Glicerol) fue menor a 15%. El diámetro calculado fue de 0.7 m con una longitud total de 4 metros, de los cuales 1,5 metros corresponden al diámetro de la bota.

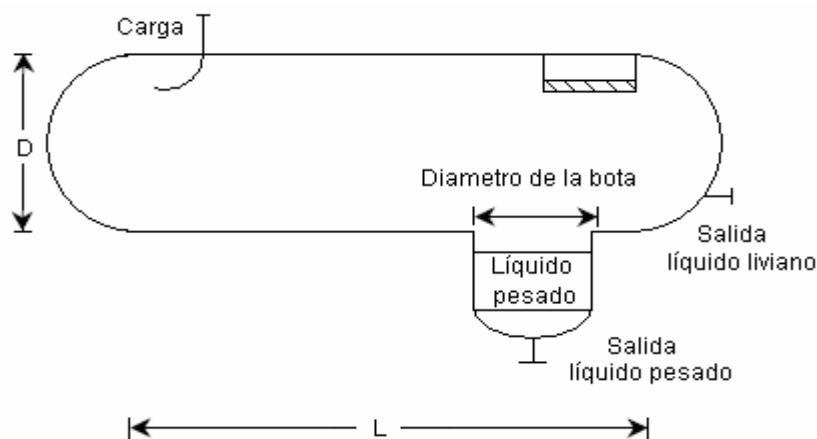


Figura 4. Decantador

Para los intercambiadores de calor se hizo uso del software ASPEN HETRAN para el cálculo de los coeficiente globales de transferencia de energía (U) y el área necesaria para el intercambio energético obteniendo como resultados para el equipo E100 un coeficiente de 22,64 BTU/(h ft² F) y área de 2.76 m², para el equipo E 101 un coeficiente de 11,6 BTU/(h ft² F) y área de 2.76 m² y para el equipo E102 se calculo un coeficiente de 19,45 BTU/(h ft² F) y área de 4,85 m², esta simulación se llevo a cabo usando agua como fluido refrigerante.

3.6 Resultados obtenidos en las corrientes principales de proceso.

Corriente	Etanol fresco	Etanol rxn	Aceite de Palma	Producto	Destilado	Destilado 2	Alimento	Refinado	Biodiesel
Temperatura (°C)	20	30	30	30	69,11	56,42	80	80	232,8
Presión (kPa)	101.3	101.3	101.3	101.3	70	40	80	80	77
Flujo molar (gmole/h)	3645.50	7115.6	1186.44	8302.040	3044.790	425.310	4364.130	3868,8	3404,5
Flujo másico (Kg/h)	167.948	327.81	1000	1327.815	140.273	19.594	1126.418	1068,5	1050,9

Tabla 6. Condiciones de operación de las corrientes del proceso

Fracción másica	Etanol fresco	Etanol rxn	Aceite de Palma	Producto	Destilado	Destilado 2	Alimento	Refinado	Biodiesel
Etanol	1.0	1.0	0	0.1334	1.0	1.0	0.0138	0,0146	4,21e-4
Glicerol	0	0	0	0.0756	0	0	0.0540	1,07e-6	1,1e-6
Agua	0	0	0	0	0	0	0	2,78e-3	5e-4

Etil Oleato	0	0	0	0.3478	0	0	0.4100	0,4322	0,4395
Trioleina	0	0	0.4778	0.0293	0	0	0.0345	0,0362	3,69e-2
Tripalmitina	0	0	0,5222	0.0319	0	0	0.0377	0,0398	4,03e-2
Etil Palmitato	0	0	0	0.3820	0	0	0.4500	0,4745	0,4824

Tabla 7. Composiciones de las corrientes de proceso

CONCLUSIONES

La ruta de producción comúnmente empleada en la industria es la transesterificación básica debido a su corto tiempo de reacción y al bajo precio del catalizador empleado.

Se llevo a cabo la simulación del proceso de producción y purificación de Biodiesel usando el simulador comercial HYSYS PLANT 3.2, generando los parámetros de interacción entre los componentes del sistema por medio del método UNIFAC, obteniendo resultados satisfactorios y concluyendo que el proceso propuesto es adecuado para la producción en continuo de ésteres etílicos derivados del aceite de palma con una pureza del 92,26% en masa. Cabe resaltar que dicha pureza puede ser mejorada al tomar datos de conversión en el laboratorio a una temperatura cercana al punto de ebullición del alcohol usado para la transesterificación.

Según los resultados obtenidos es viable la construcción de una planta piloto de biodiesel que produzca 969 Kg/h de este combustible a partir de aceite de palma y etanol en la UNIVERSIDAD ESTATAL DE CAMPINAS, ya que los resultados obtenidos para los flujos de energía y dimensiones de los equipos de proceso son razonables.

El empleo de simuladores de proceso como HYSYS PLANT 3.2 es importante al momento de hacer el diseño de una planta de producción ya que ahorra tiempo, esfuerzos y dinero en el proyecto.

RECOMENDACIONES

Se recomienda el estudio del equilibrio líquido líquido y líquido vapor del sistema en estudio, con miras a un refinamiento posterior de los datos obtenidos en esta simulación ya que en la literatura no existen datos de este tipo.

Se recomienda un estudio de las propiedades físico-químicas de los componentes principales del aceite de palma con el fin de mejorar la caracterización efectuada en el simulador

BIBLIOGRAFIA

- [1] CANAKCI, M. The potential of restaurant waste lipids as biodiesel feedstocks. *Bioresource technology* 98, 2006.
- [2] FANGRUI, Ma., MILFORT, A HANNA. Biodiesel production: a review. *Bioresource technology* 70, 1999.
- [3] <http://www.fedepalma.org/palma.htm>
- [4] El cultivo del aceite de palma y su beneficio, CD interactivo Cenipalma, 2004.
- [5] ALFARO, M., ORTIZ, E. Consejo nacional de producción, proceso de producción del aceite de palma. Ministerio de agricultura de Costa rica, 2006.
- [6] <http://www.biocombustible.cl/bioetanol.htm>
- [7] UNICA União da Indústria de Cana-de-açúcar, <http://www.portalunica.com.br/>
- [8] TITIPONG, I., MANGESH, G., AJAY, K., NARENDRA, N. Production of biodiesel from waste fryer grease using mixed methanol/ethanol system. *Fuel processing technology*, 2007.
- [9] ENCINAR, J., GONZALES, J., RODRIGUEZ-REINARES, A. Ethanolysis of used frying oil. Biodiesel preparation and characterization. *Fuel processing technology*, 2007.
- [10] WANG, Y., SHIYI, O., PENGZHAN, L., ZHISEN, Z. Preparation of biodiesel from waste cooking oil via two-step catalyzed process. *Energy conversion and management*, 2007
- [11] ZHANG, Y. Design and economic assessment of biodiesel production from waste cooking oil. Department of chemical engineering university of Ottawa, 2002.
- [12] MARCHETTI, J., MIGUEL, V., ERRAZU, A. Possible methods for biodiesel productions. *Renewable and sustainable energy reviews*, 2005.
- [13] FREEDMAN, V., PRYDE, E., MOUNTS, T. Variables affecting the yields of fatty esters from transesterified vegetable oils. *J. Am. Oil Soc. Chem*, 1984.
- [14] CANAKCI, M. GERPEN, J. Biodiesel production via acid catalysis. American Society of Agricultural Engineers, 1999.

- [15] SAKA, S., KUSDIANA, D. Biodiesel fuel from rapeseed oil as prepared in supercritical methanol. Fuel processing technology, 2001.
- [16] FUKUDA, H., KONDO, A., NODA, H. Biodiesel fuel production by transesterification of oils. Journal of Bioscience and bioengineering, 2001.
- [17] CONNEMANN, J., FISCHER, J. Biodiesel in Europe 2000: biodiesel processing technologies and future market development. Nacional Biodiesel borrad. <http://www.biodiesel.org>
- [18] JARAMILLO, A. Especialización en ingeniería del gas. 2004
- [19] HENLEY, E., SEADER, J. Operaciones de separacion por etapas de equilibrio en ingeniería química. Editorial Reverte, 2000.
- [20] Base de datos ASPEN SPLIT, 2006.
- [21] SciFinder Acholar Unicamp. Calculated using Advanced Chemistry development (ACD/Labs) Software V9.04 for Solaris (1994-2007 ACD/Labs)
- [22] LIM, C., MANAN, Z., SARMIDI, M. Simulation Modeling of the Phase Behavior of Palm Oil–Supercritical Carbon Dioxide. Faculty of Chemical Engineering and Natural Resources Engineering, Universiti Teknologi Malaysia, 2003.

ANEXO A. CARACTERIZACIÓN DE COMPUESTOS QUÍMICOS EN EL SOFTWARE

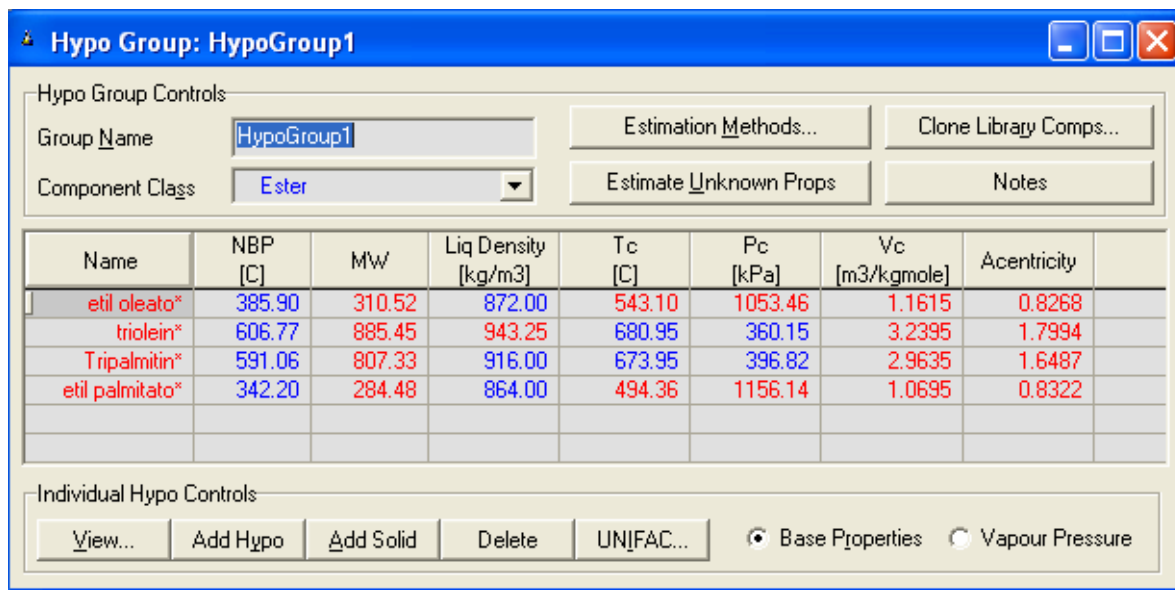


Figura 5. Datos suministrados al simulador

En esta etapa del estudio se suministraron al simulador datos como temperatura normal de ebullición, estructura UNIFAC y densidad en estado líquido de los compuestos químicos del proceso para llevar a cabo su caracterización en el software. Todos estos datos fueron obtenidos de la literatura.

Compuesto	T normal de ebullición (C)	Densidad líquida (Kg/m ³)	Estructura UNIFAC
Trioleina	606.77 [22]	943.25 [21]	[20]
Tripalmitina	591.06 [22]	591.06 [21]	[20]
Etil Oleato	385.9 [21]	872 [21]	[20]
Etil Palmitato	342.2 [21]	864 [21]	[20]

Tabla 8. Datos suministrados al simulador

ANEXO B. ESTUDIO TERMODINÁMICO

Simulador ASPEN PLUS

Diagramas de equilibrio con errores

Diagrama XY

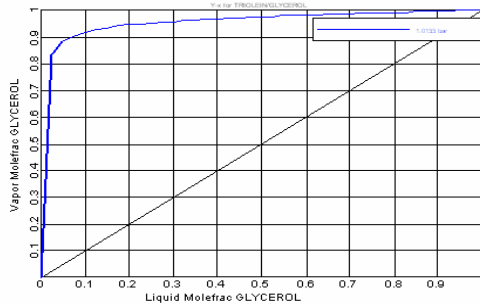


Diagrama TXY

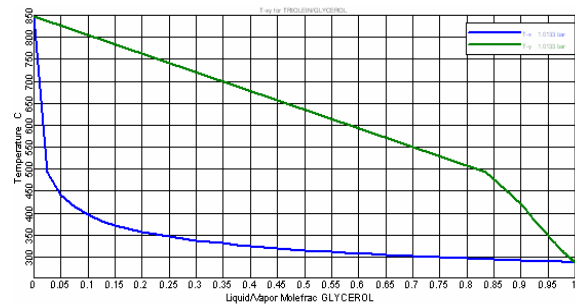


Figura 6. Sistema Glicerol-Trioleina a 1 atm. Modelo NRTL con ASPEN PLUS.

Diagrama XY

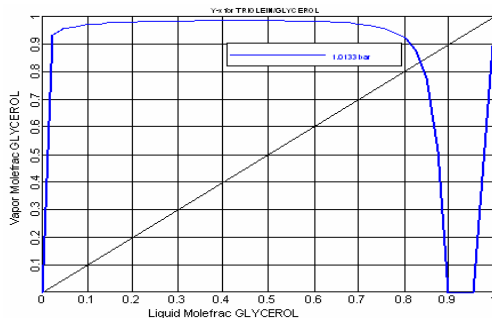


Diagrama TXY

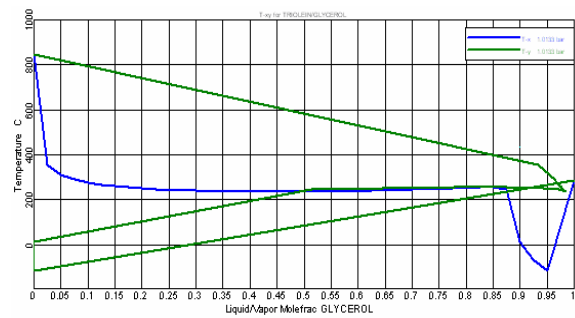


Figura 7. Sistema Glicerol-Trioleina a 1 atm. Modelo UNIQUAC con ASPEN PLUS.

A causa de los errores mostrados en las figuras no se tomó en cuenta este simulador para este trabajo. Los resultados esperados al momento de utilizar los dos paquetes termodinámicos eran predecir la miscibilidad de estos dos compuestos. Aunque las figuras modeladas con NRTL parecen no presentar errores, estas no representan la condición anteriormente nombrada.

Simulador HYSYS PLANT 3.2
 Diagramas de equilibrio a 1 atm
 Modelo termodinámico UNIQUAC

Diagrama XY

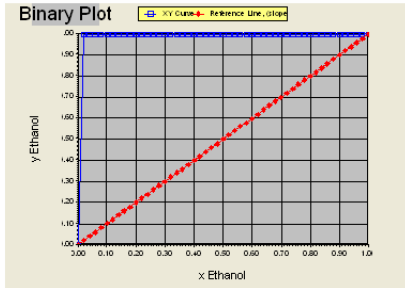


Diagrama TXY

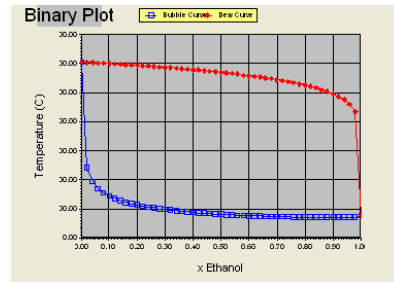


Figura 8. Sistema Etanol-Trioleina a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

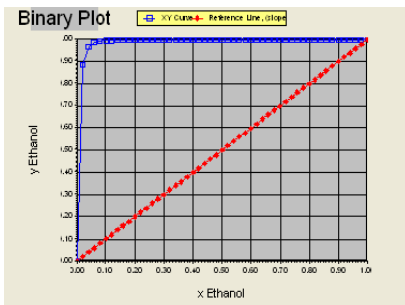


Diagrama TXY

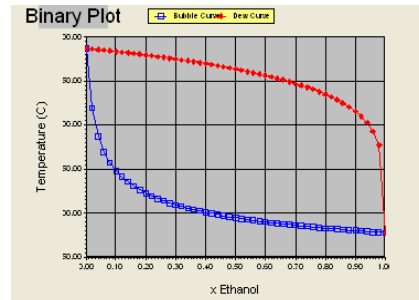


Figura 9. Sistema Etanol-Glicerol a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

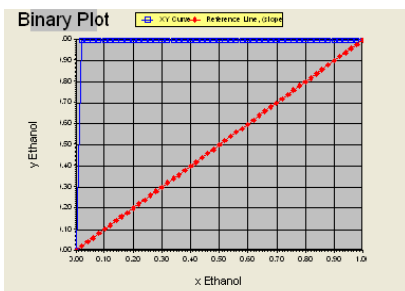


Diagrama TXY

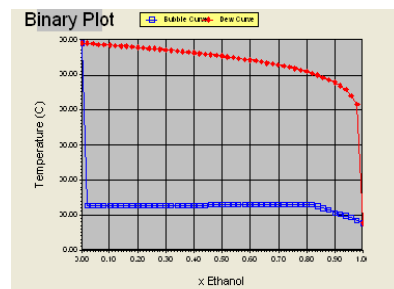


Figura 10. Sistema Etanol-Tripalmitina a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

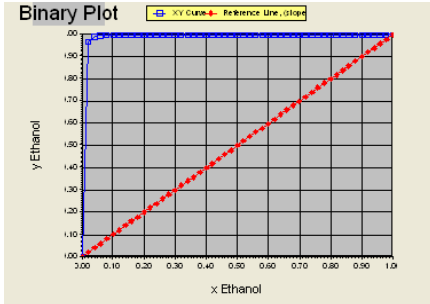


Diagrama TXY

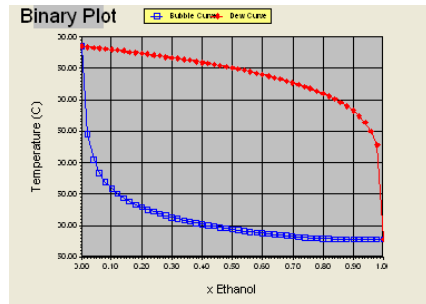


Figura 11. Sistema Etanol- Etil Oleato a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

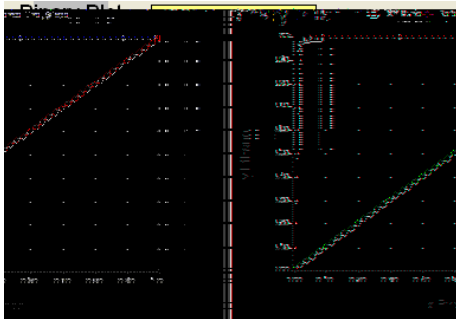


Diagrama TXY

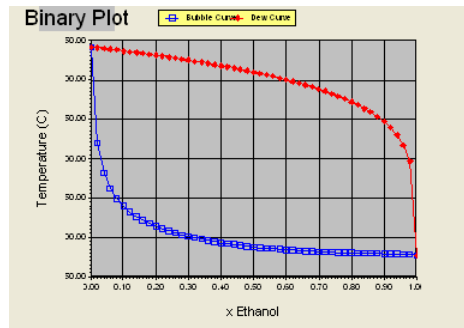


Figura 12. Sistema Etanol- Etil Palmitato a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

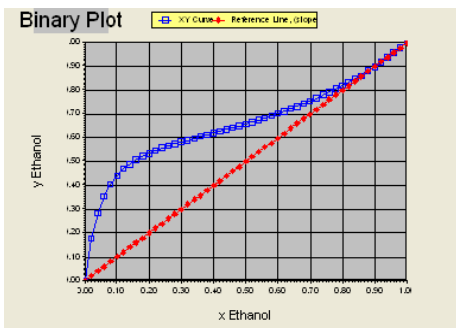


Diagrama TXY

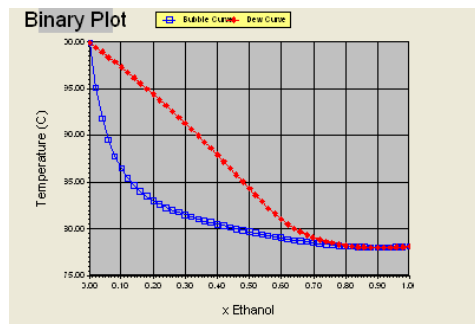


Figura 13. Sistema Etanol- Agua a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

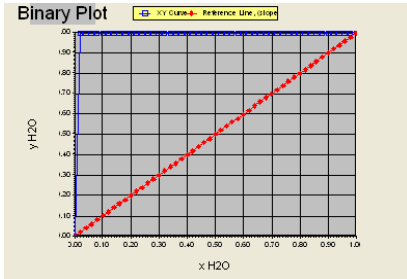


Diagrama TXY

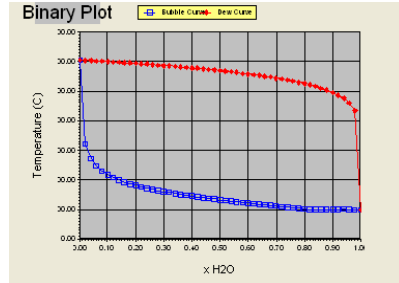


Figura 14. Sistema Agua-Trioleina a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

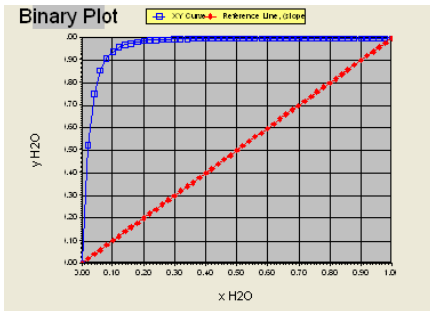


Diagrama TXY

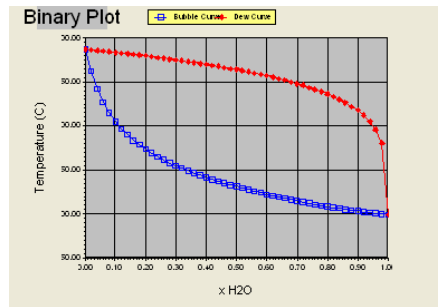


Figura 15. Sistema Agua-Glicerol a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

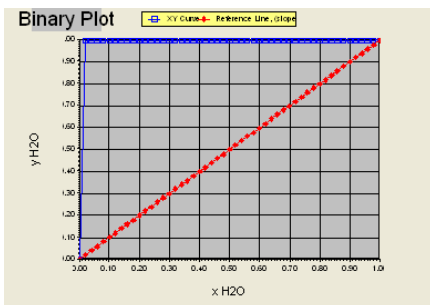


Diagrama TXY

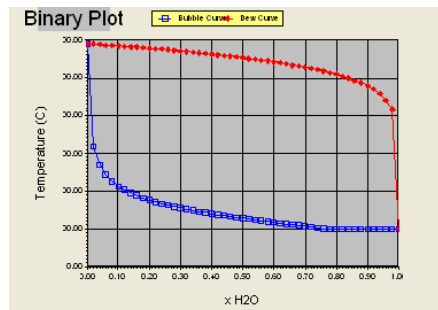


Figura 16. Sistema Agua-Tripalmitina a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

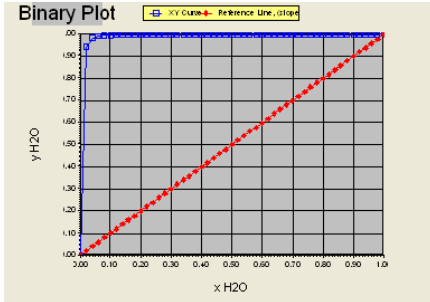


Diagrama TXY

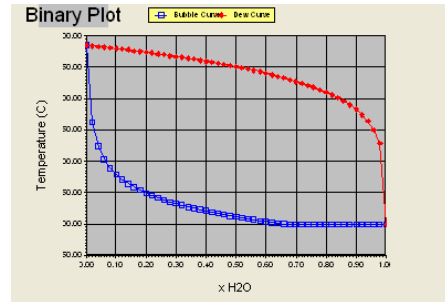


Figura 17. Sistema Agua-Etil Oleato a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

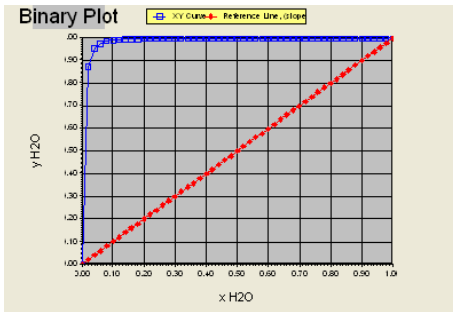


Diagrama TXY

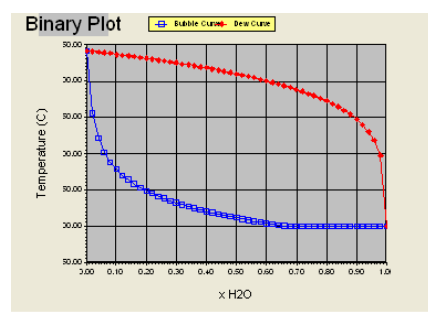


Figura 18. Sistema Agua-Etil Palmitato a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

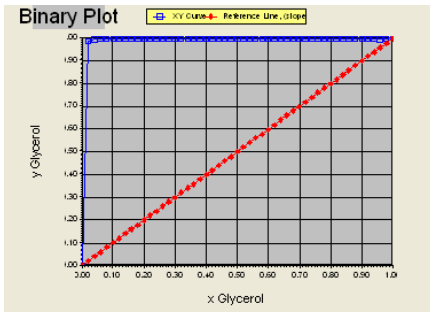


Diagrama TXY

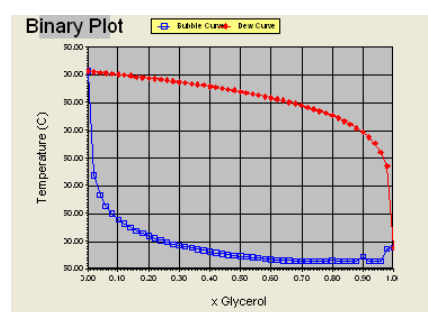


Figura 19. Sistema Glicerol-Trioleina a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

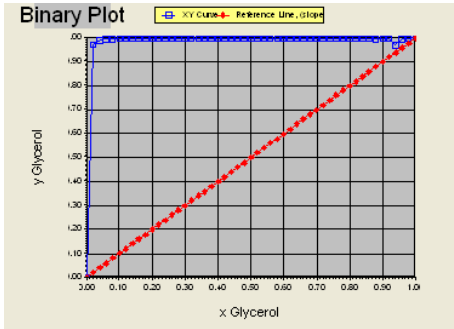


Diagrama TXY

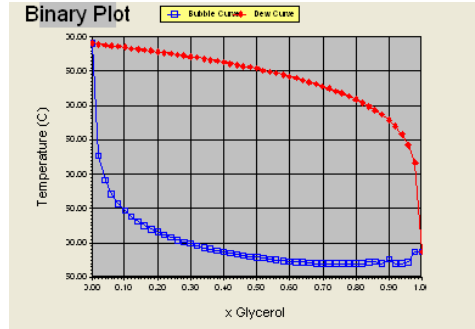


Figura 20. Sistema Glicerol-Tripalmitina a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

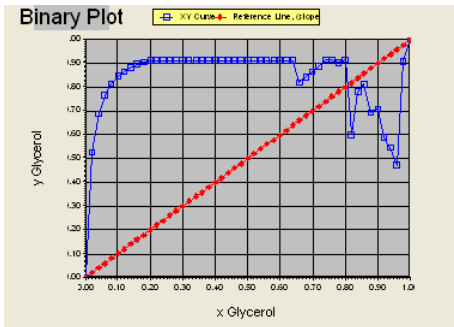


Diagrama TXY

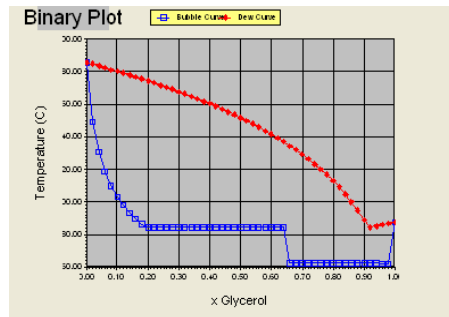


Figura 21. Sistema Glicerol-Etil Oleato a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

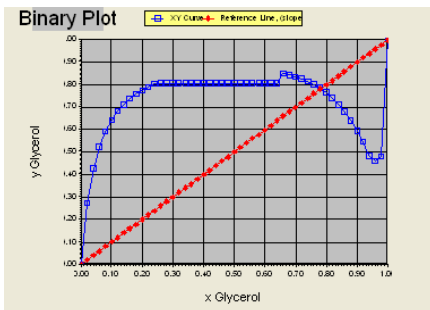


Diagrama TXY

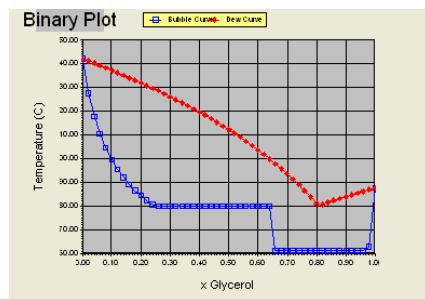


Figura 22. Sistema Glicerol-Etil Palmitato a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

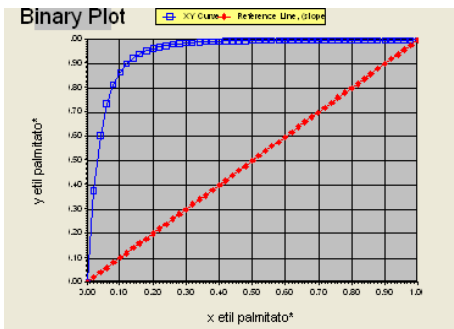


Diagrama TXY

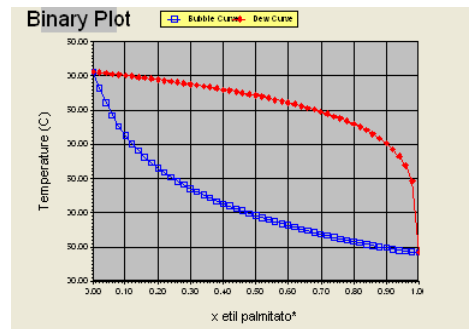


Figura 23. Sistema Etil Palmitato-Triooleina a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

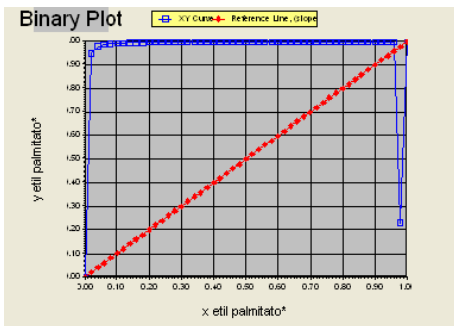


Diagrama TXY

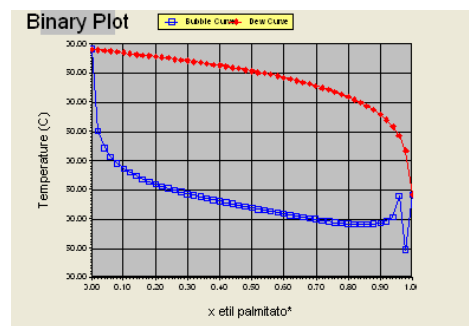


Figura 24 Sistema Etil Palmitato-Tripalmitina a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

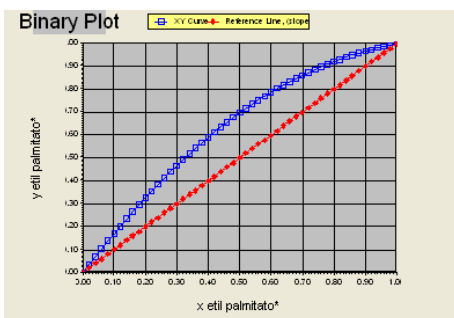


Diagrama TXY

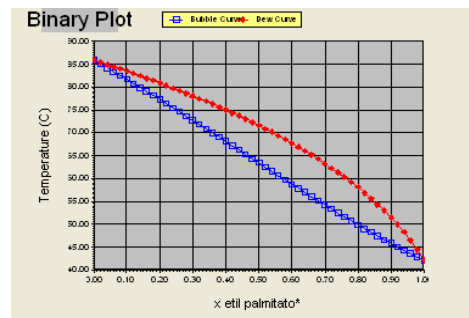


Figura 25. Sistema Etil Palmitato-Etil Oleato a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

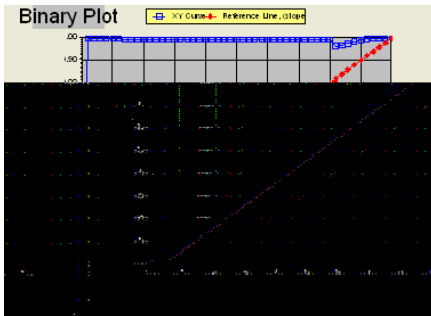


Diagrama TXY

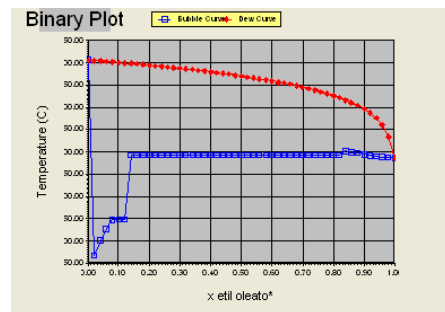


Figura 26. Sistema Etile Oleato-Trioleina a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

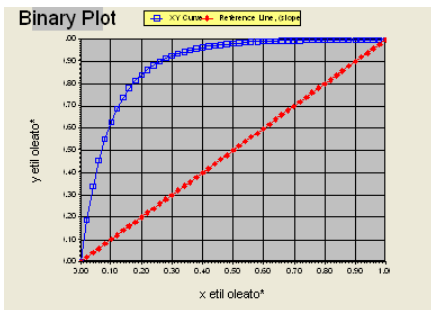


Diagrama TXY

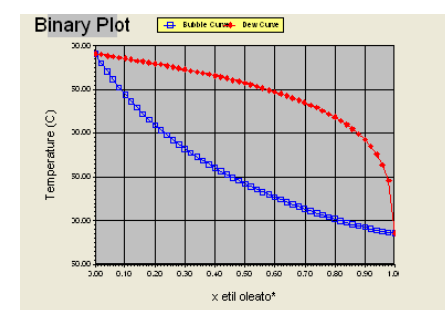


Figura 27. Sistema Etile Oleato-Tripalmitina a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

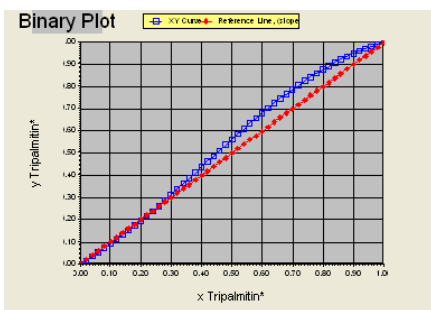


Diagrama TXY

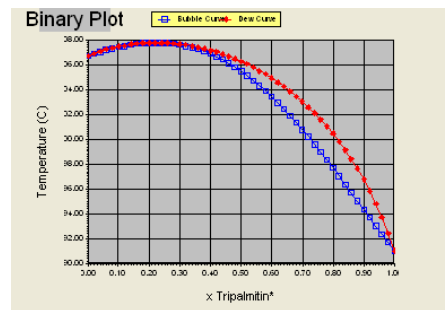


Figura 28. Sistema Tripalmitina-Trioleina a 1atm. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagramas de equilibrio a 90 kPa
Modelo termodinámico UNIQUAC

Diagrama XY

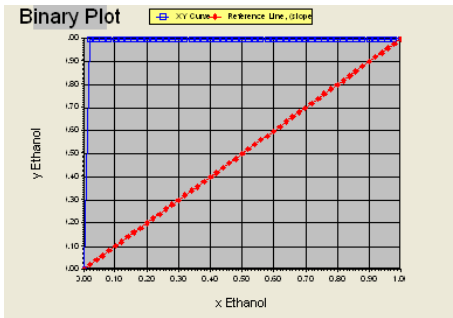


Diagrama TXY

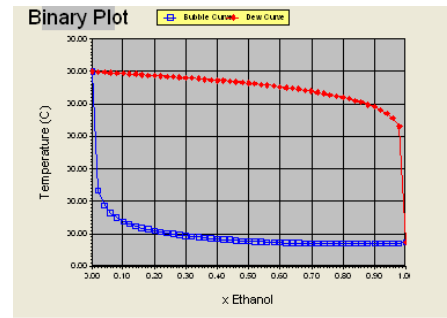


Figura 29. Sistema Etanol-Trioleina a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

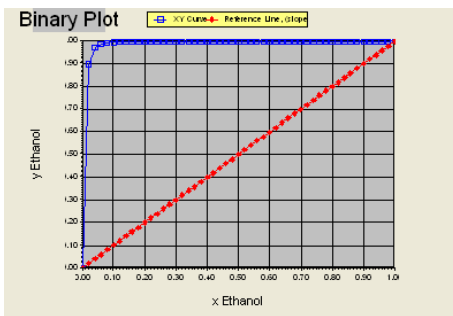


Diagrama TXY

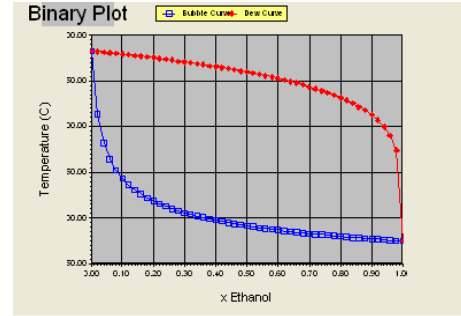


Figura 30. Sistema Etanol-Glicerol a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

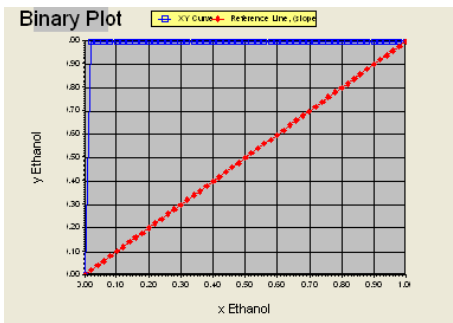


Diagrama TXY

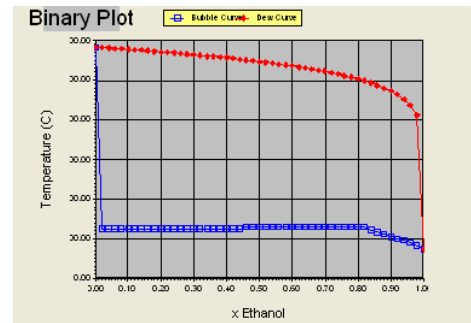


Figura 31. Sistema Etanol-Tripalmitina a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

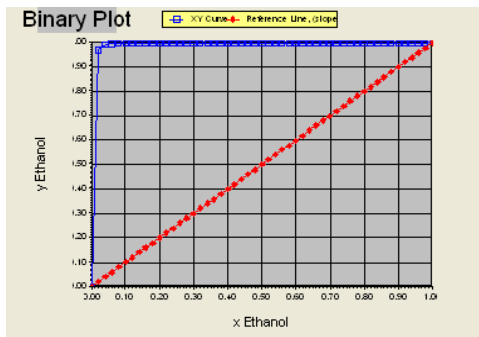


Diagrama TXY

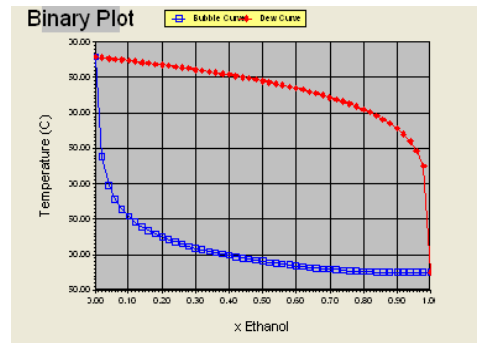


Figura 32. Sistema Etanol-Etil Oleato a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

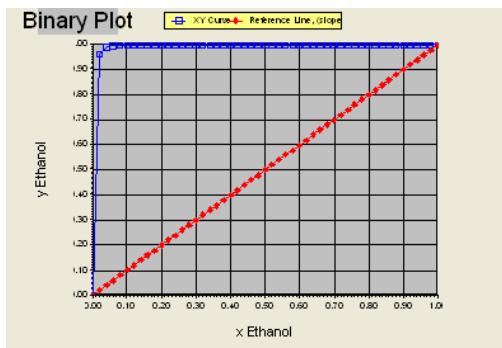


Diagrama TXY

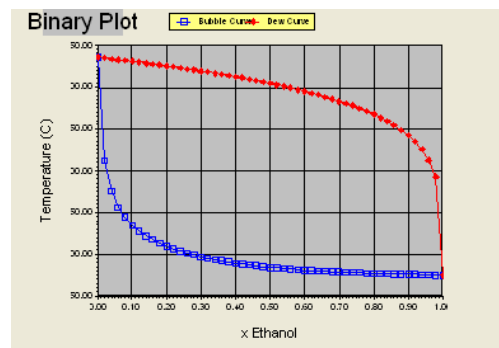


Figura 33. Sistema Etanol-Etil Palmitato a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

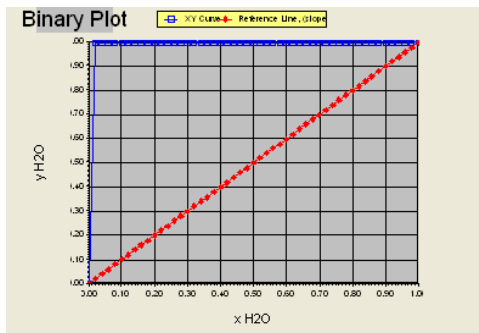


Diagrama TXY

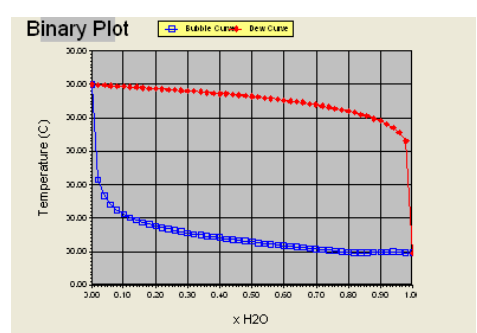


Figura 34. Sistema Agua-Trioleina a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

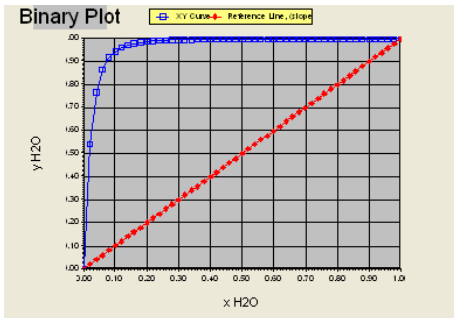


Diagrama TXY

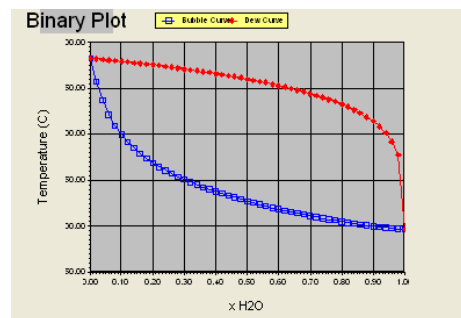


Figura 35. Sistema Agua-Glicerol a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

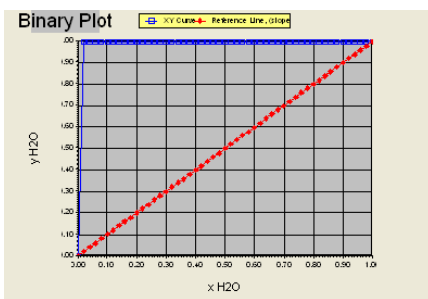


Diagrama TXY

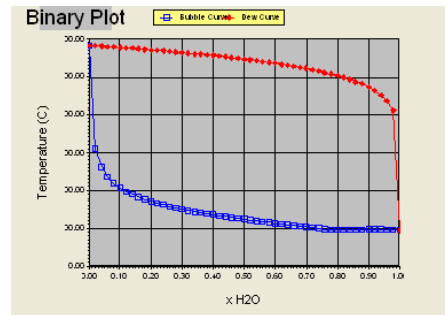


Figura 36. Sistema Agua-Tripalmitina a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

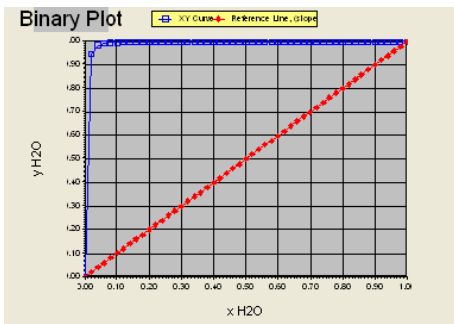


Diagrama TXY

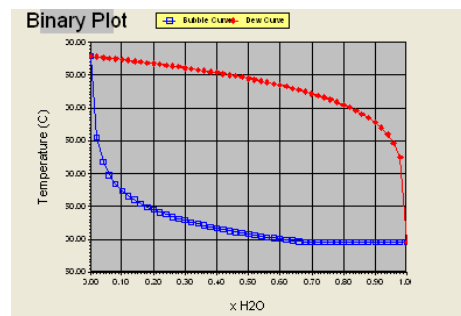


Figura 37. Sistema Agua-Etil Oleato a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

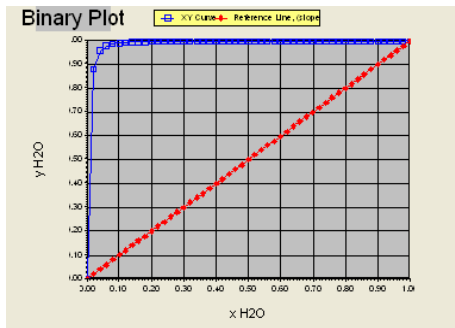


Diagrama TXY

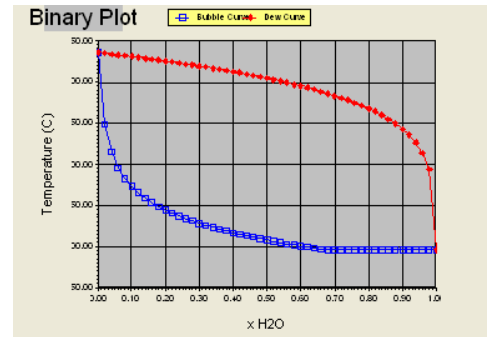


Figura 38. Sistema Agua-Etil Palmitato a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

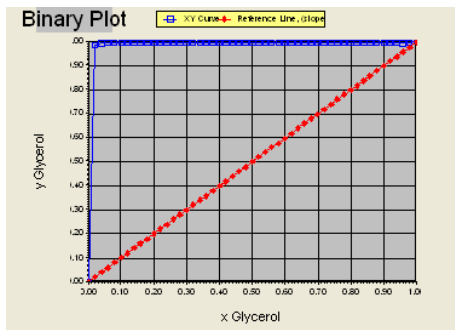


Diagrama TXY

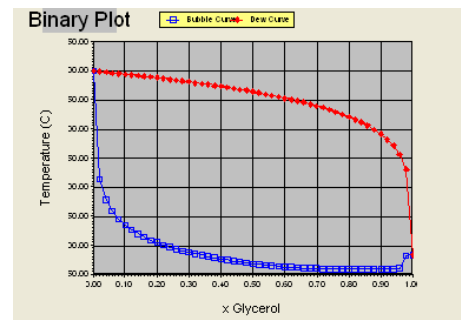


Figura 39. Sistema Glicerol-Trioleina a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

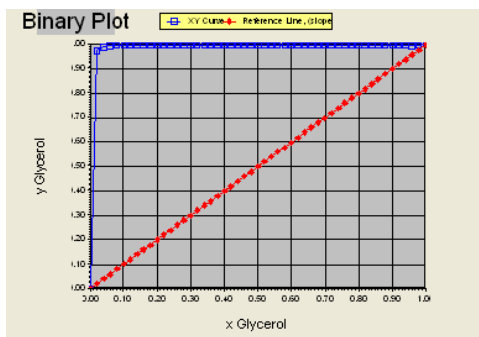


Diagrama TXY

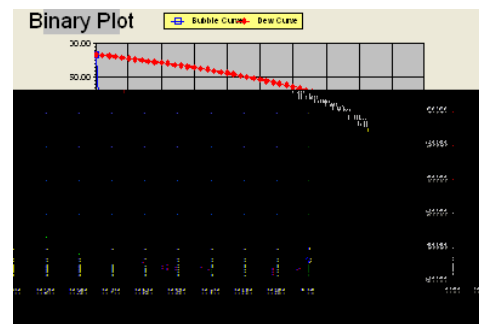


Figura 40. Sistema Glicerol-Tripalmitina a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

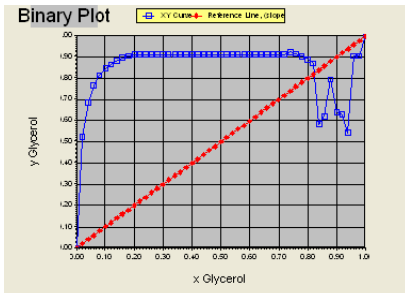


Diagrama TXY

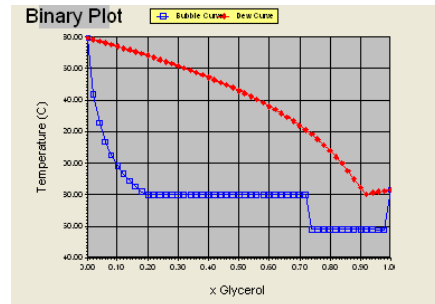


Figura 41. Sistema Glicerol-Etil Oleato a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

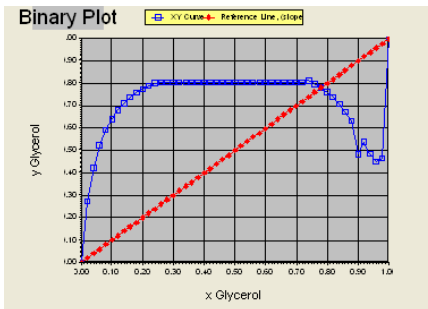


Diagrama TXY

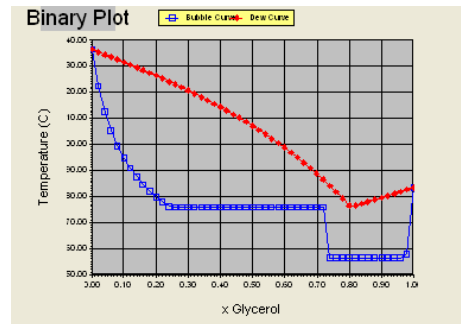


Figura 42. Sistema Glicerol-Etil Palmitato a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

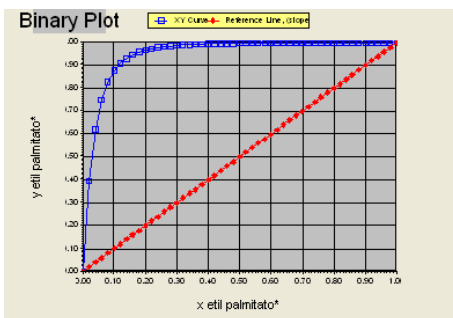


Diagrama TXY

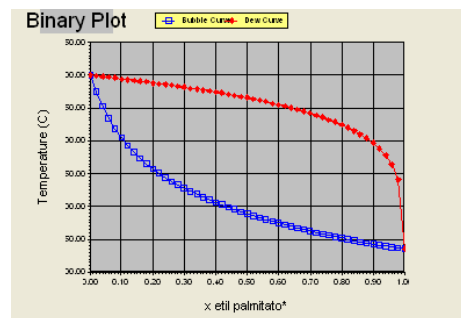


Figura 43. Sistema Etil Palmitato-Trioleina a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

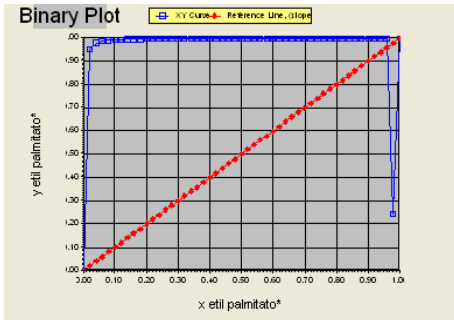


Diagrama TXY

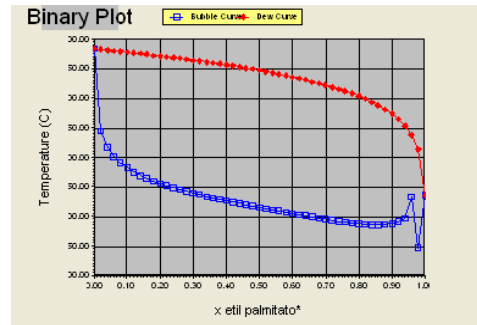


Figura 44. Sistema Etil Palmitato-Tripalmitina a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

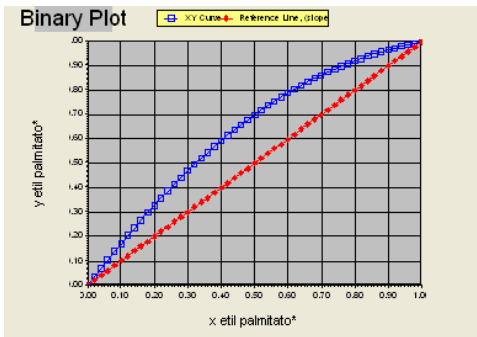


Diagrama TXY

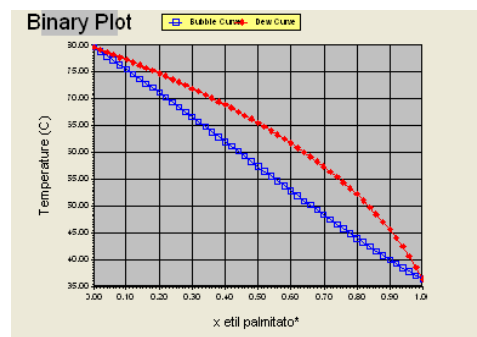


Figura 45. Sistema Etil Palmitato-Etil Oleato a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

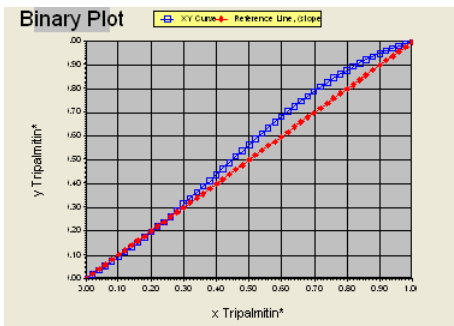


Diagrama TXY

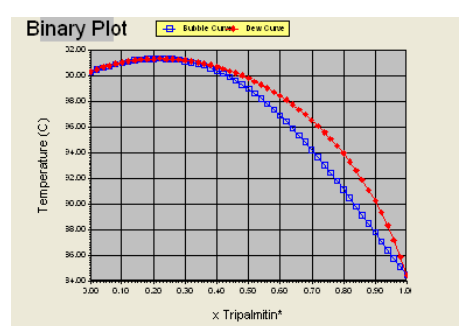


Figura 46. Sistema Tripalmitina-Trioleina a 90 KPa. Modelo UNIQUAC con HYSYS PLANT 3.2.

Diagramas de equilibrio a 1 atm
Modelo termodinámico NRTL

Diagrama XY

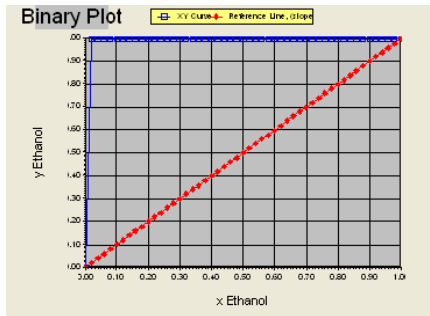


Diagrama TXY

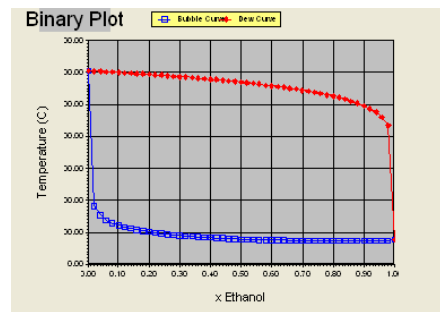


Figura 47. Sistema Etanol-Trioleina a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

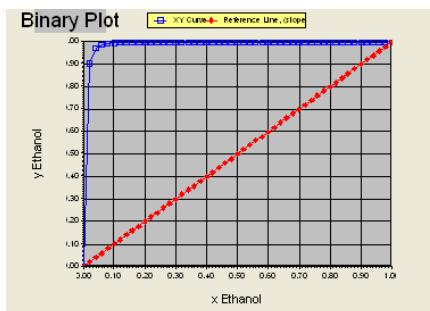


Diagrama TXY

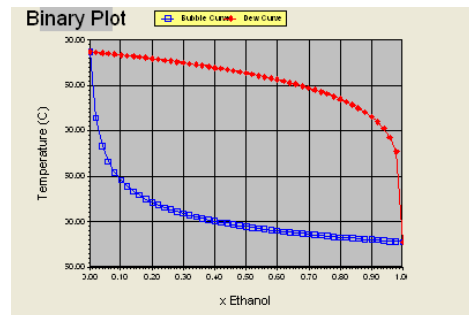


Figura 48. Sistema Etanol-Glicerol a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

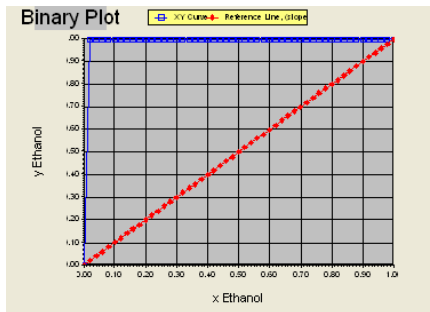


Diagrama TXY

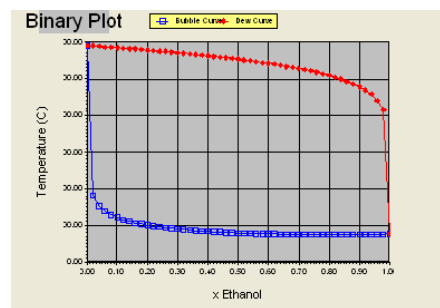


Figura 49. Sistema Etanol-Tripalmitina a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

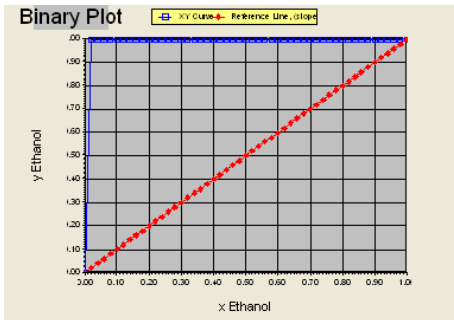


Diagrama TXY

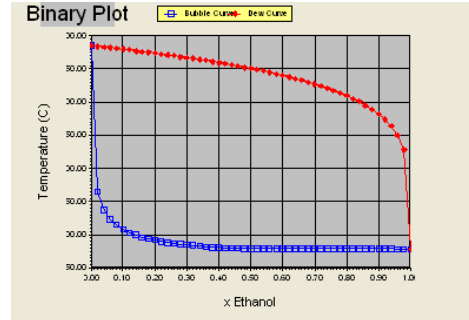


Figura 50. Sistema Etanol-Etil Oleato a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

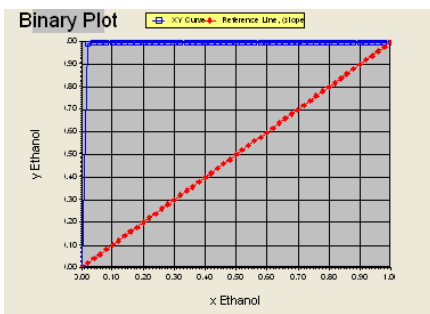


Diagrama TXY

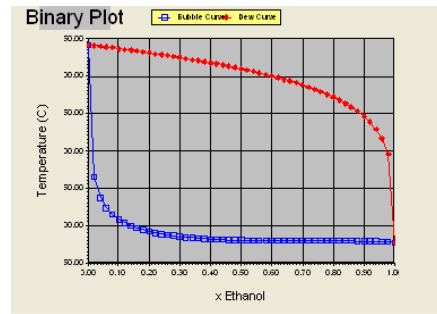


Figura 51. Sistema Etanol-Etil Palmitato a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

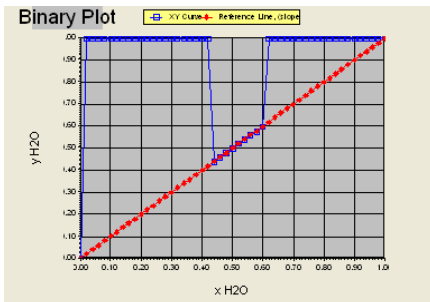


Diagrama TXY

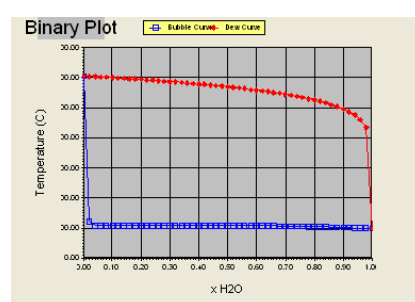


Figura 52. Sistema Agua-Trioleina a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

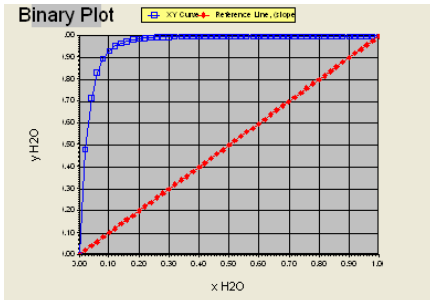


Diagrama TXY

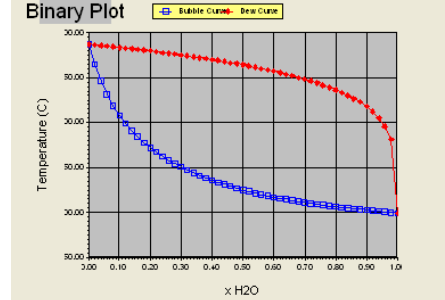


Figura 53. Sistema Agua-Glicerol a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

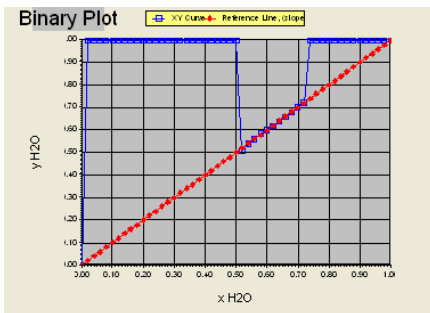


Diagrama TXY

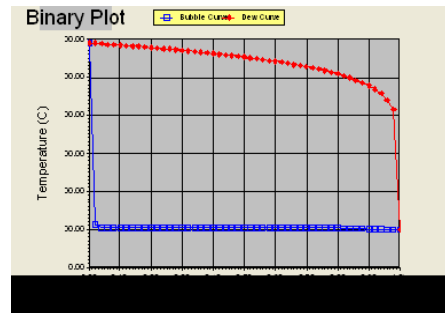


Figura 54. Sistema Agua-Tripalmitina a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

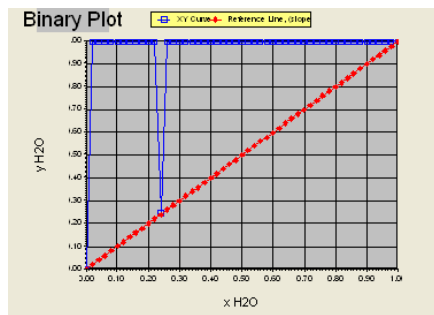


Diagrama TXY

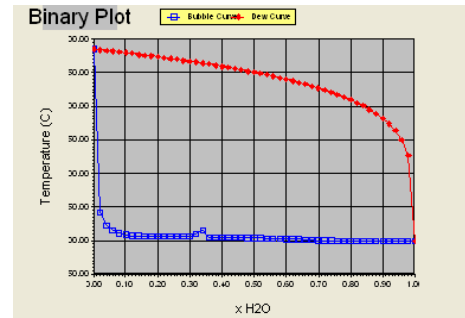


Figura 55. Sistema Agua-Etil Oleato a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

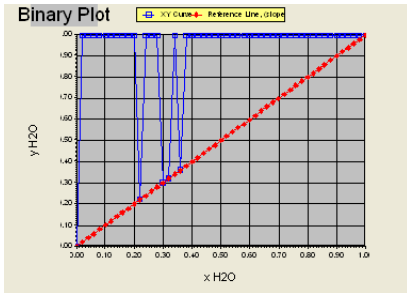


Diagrama TXY

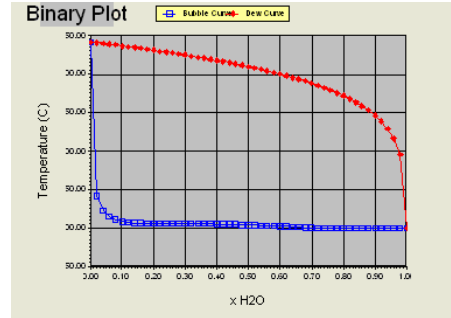


Figura 56. Sistema Agua-Etil Palmitato a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

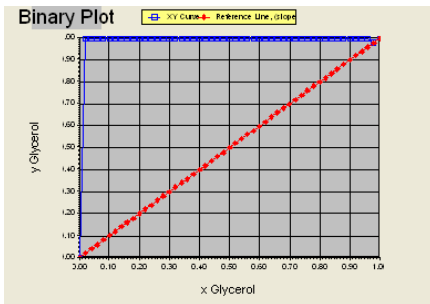


Diagrama TXY

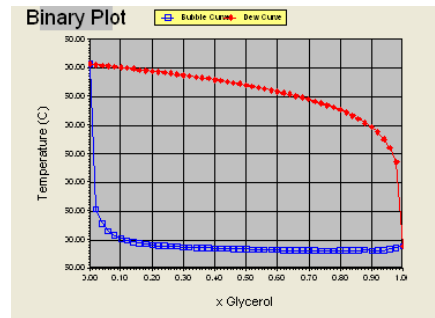


Figura 57. Sistema Glicerol-Trioleina a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

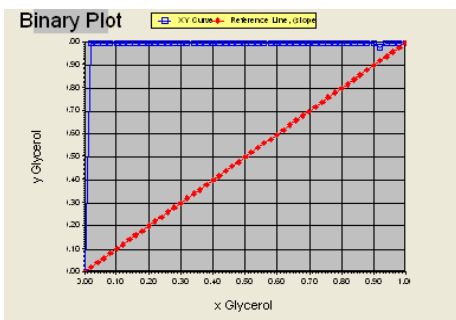


Diagrama TXY

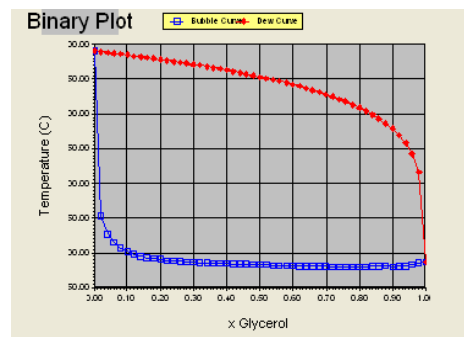


Figura 58. Sistema Glicerol-Tripalmitina a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

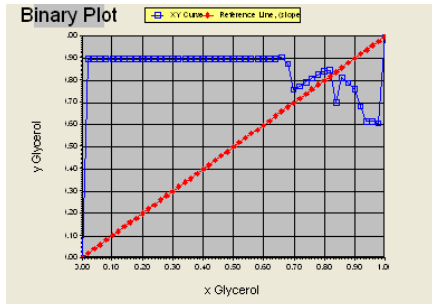


Diagrama TXY

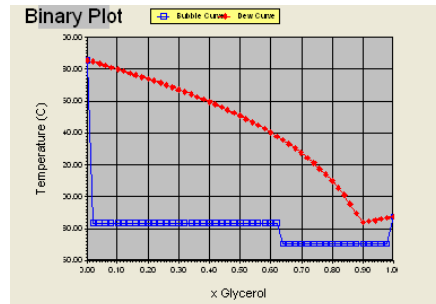


Figura 59. Sistema Glicerol-Etil Oleato a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

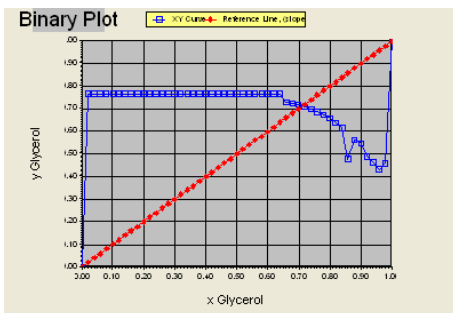


Diagrama TXY

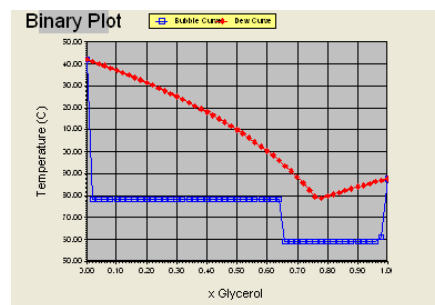


Figura 60. Sistema Glicerol-Etil Palmitato a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

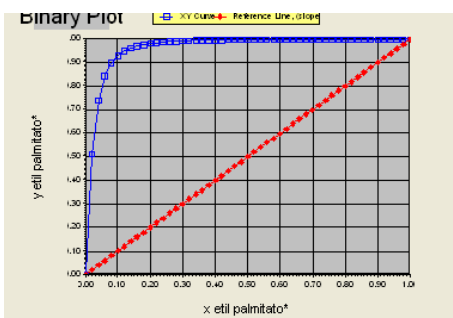


Diagrama TXY

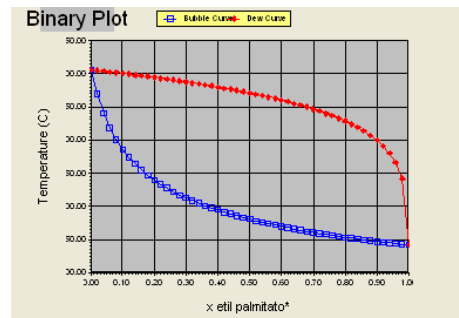


Figura 61. Sistema Etil Palmitato-Trioleina a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

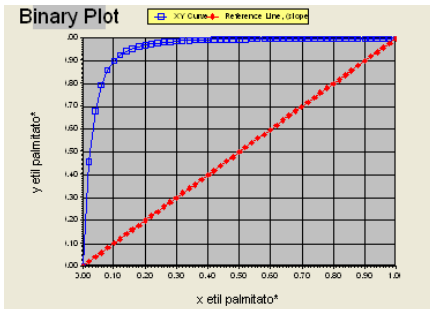


Diagrama TXY

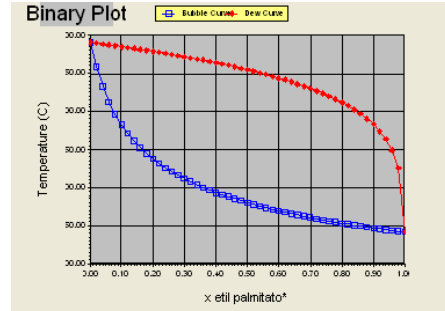


Figura 62. Sistema Etil Palmitato-Tripalmitina a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

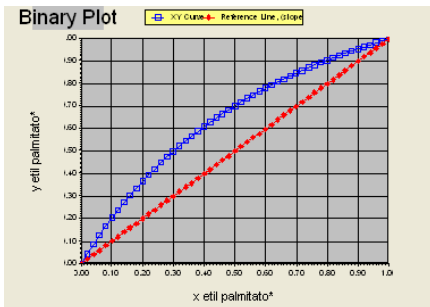


Diagrama TXY

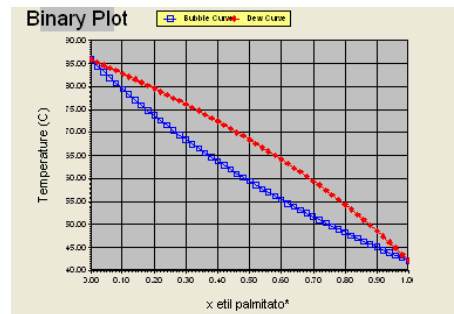


Figura 63. Sistema Etil Palmitato-Etil Oleato a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

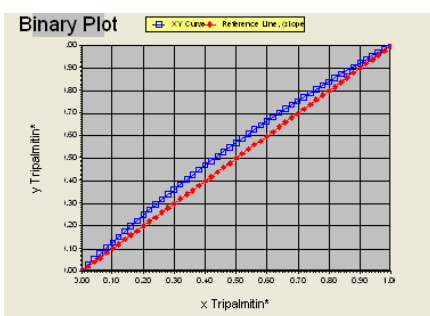


Diagrama TXY

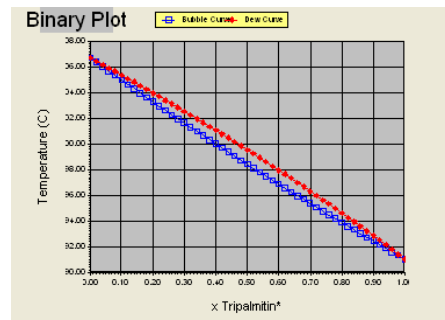


Figura 64. Sistema Tripalmitina-Trioleina a 1 atm. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagramas de equilibrio a 90 kPa
Modelo termodinámico NRTL

Diagrama XY

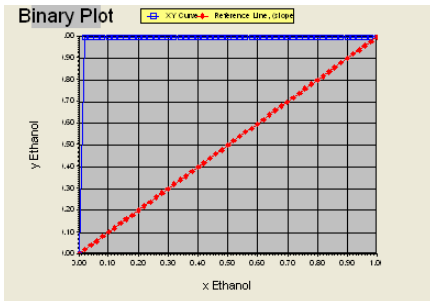


Diagrama TXY

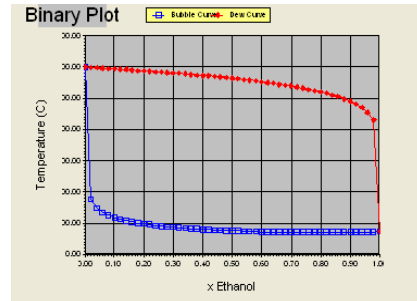


Figura 65. Sistema Etanol-Trioleina a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

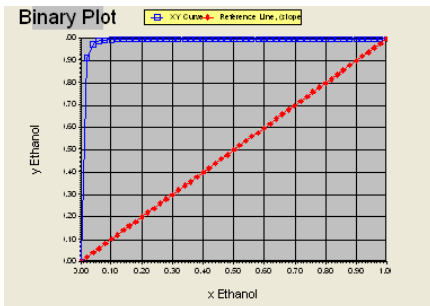


Diagrama TXY

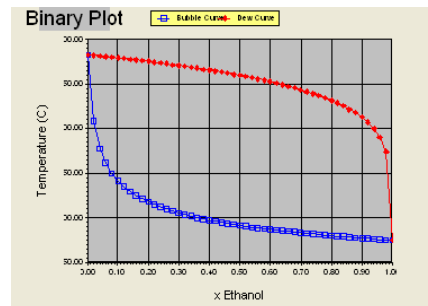


Figura 66. Sistema Etanol-Glicerol a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

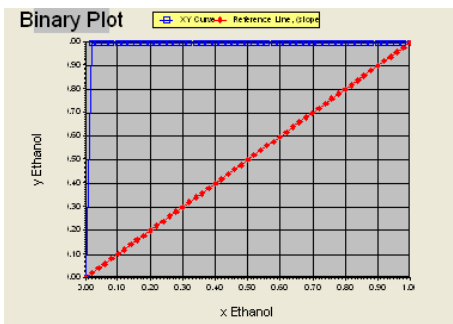


Diagrama TXY

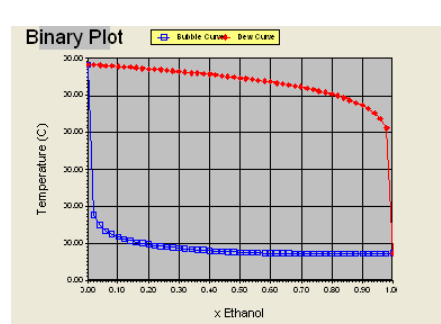


Figura 67. Sistema Etanol-Tripalmitina a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

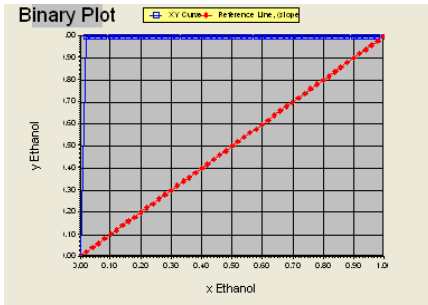


Diagrama TXY

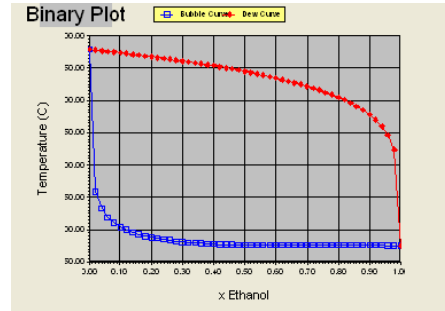


Figura 68. Sistema Etanol-Etil Oleato a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

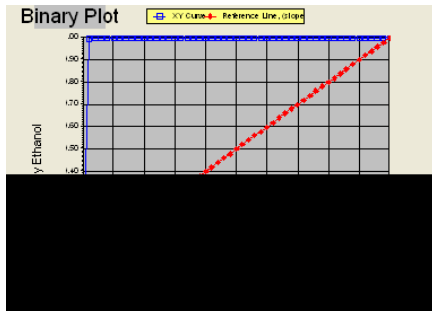


Diagrama TXY

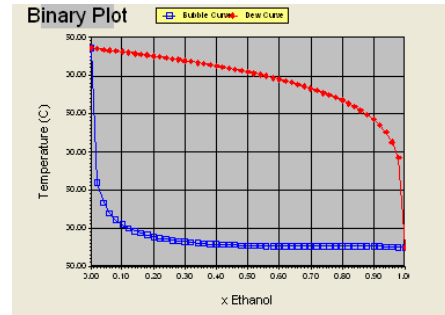


Figura 69. Sistema Etanol-Etil Palmitato a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

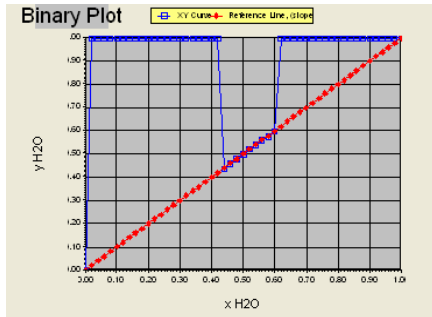


Diagrama TXY

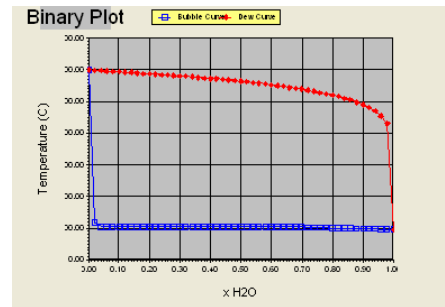


Figura 70. Sistema Agua-Trioleina a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

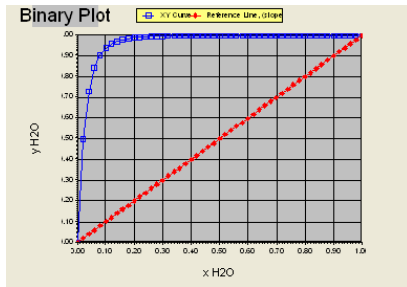


Diagrama TXY

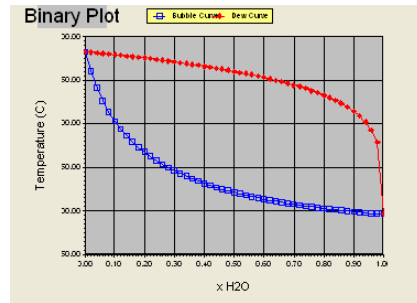


Figura 71. Sistema Agua-Glicerol a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

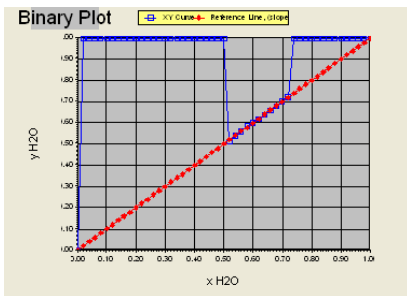


Diagrama TXY

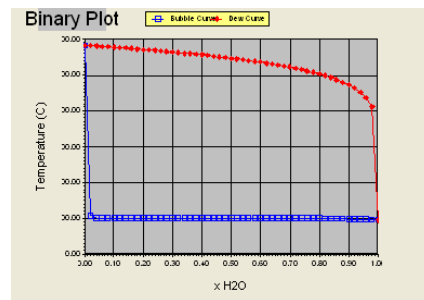


Figura 72. Sistema Agua-Tripalmitina a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

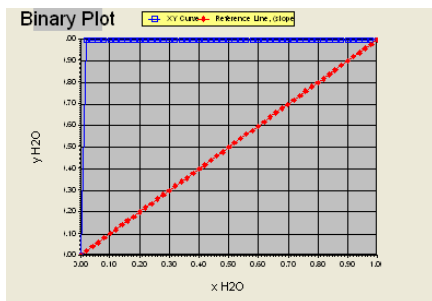


Diagrama TXY

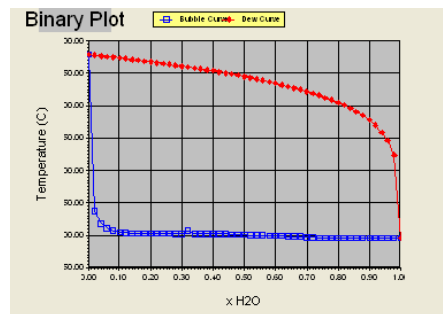


Figura 73. Sistema Agua-Etil Oleato a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

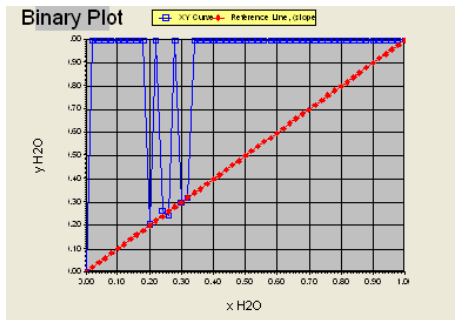


Diagrama TXY

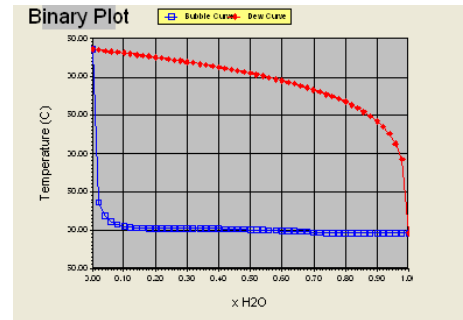


Figura 74. Sistema Agua-Etil Palmitato a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

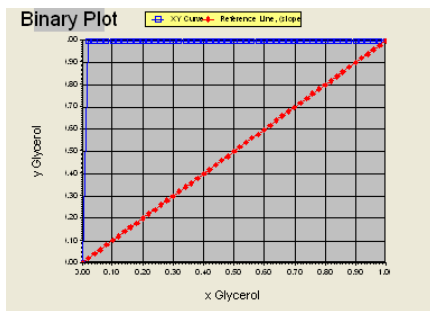


Diagrama TXY

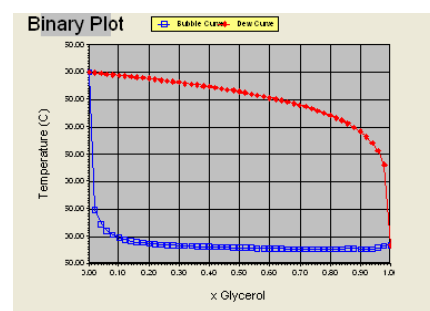


Figura 75. Sistema Glicerol-Trioleina a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

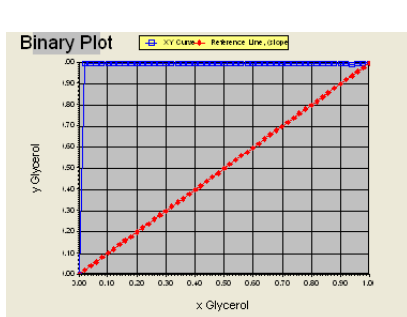


Diagrama TXY

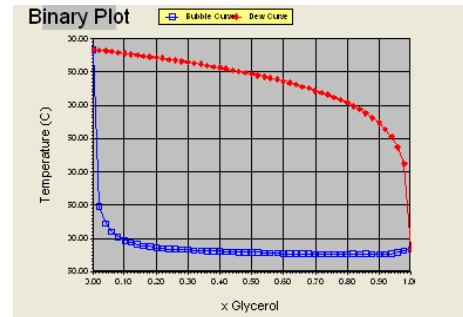


Figura 76. Sistema Glicerol-Tripalmitina a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

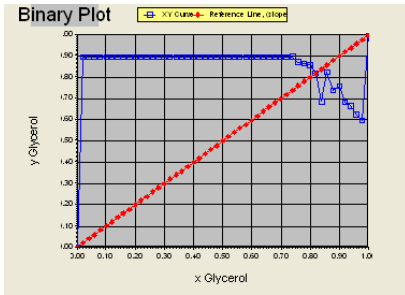


Diagrama TXY

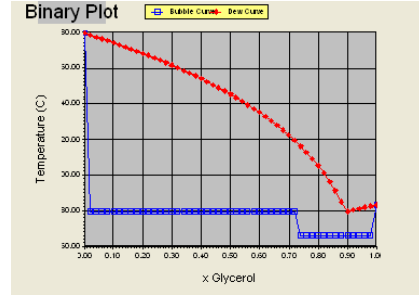


Figura 77. Sistema Glicerol-Etil Oleato a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

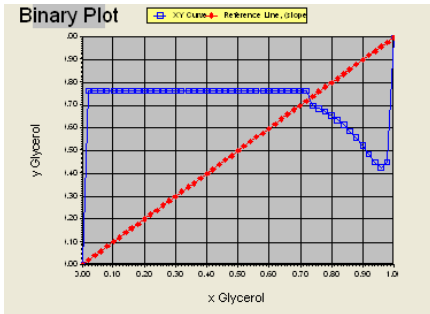


Diagrama TXY

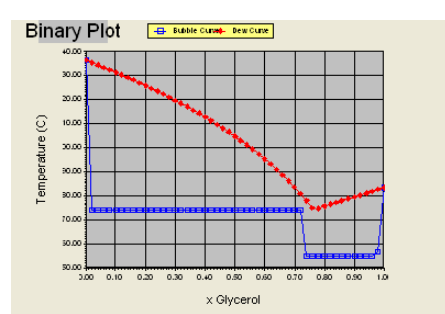


Figura 78. Sistema Glicerol-Etil Palmitato a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

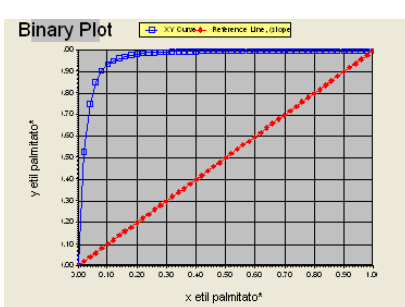


Diagrama TXY

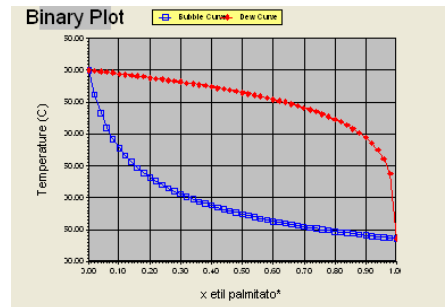


Figura 79. Sistema Etil Palmitato-Trioleina a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

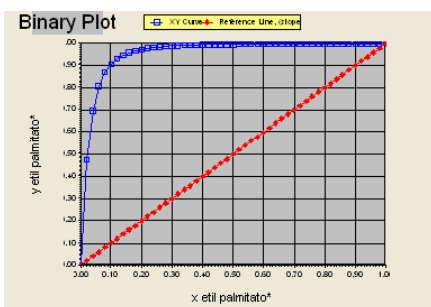


Diagrama TXY

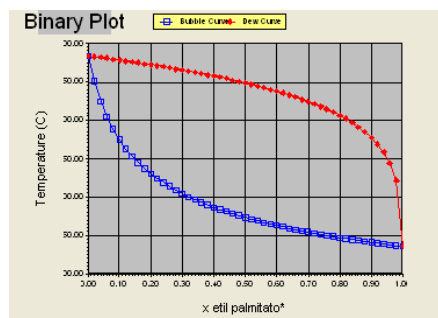


Figura 80. Sistema Etil Palmitato-Tripalmitina a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

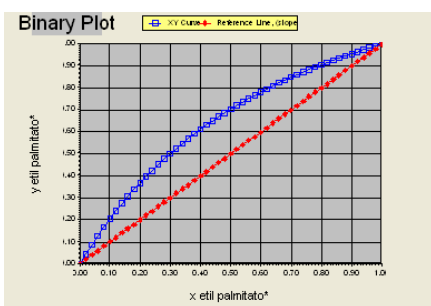


Diagrama TXY

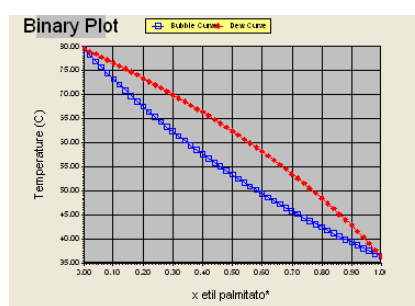


Figura 81. Sistema Etil Palmitato-Etiloleato a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Diagrama XY

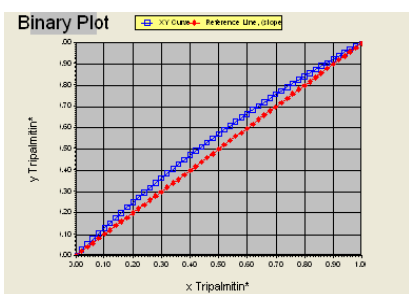


Diagrama TXY

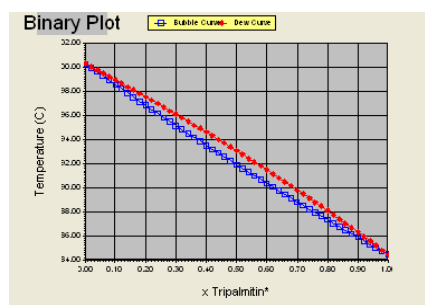


Figura 82. Sistema Tripalmitina-Trioleina a 90 KPa. Modelo NRTL con HYSYS PLANT 3.2.

Observando los resultados mostrados en las figuras se concluye que el paquete de fluidos que mejor representación hace de nuestro sistema es el modelo termodinámico UNIQUAC, razón por la que éste se empleó en el desarrollo de la simulación.

ANEXO C. ESTUDIO DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA TORRE DE LAVADO

- Variación de la composición de la corriente de refinado con T de alimentación y solvente.

Variación con T de alimento
flujo agua refinado Vs T alimento

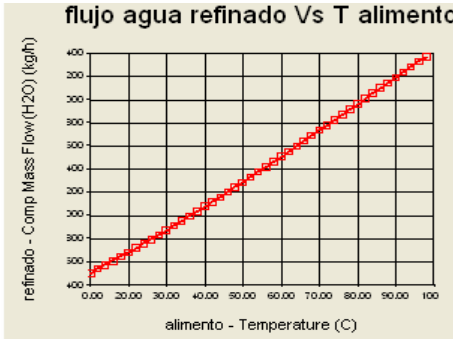


Figura 83. Flujo de agua Vs T alimento

Variación con T de solvente
Flujo agua refinado Vs T agua

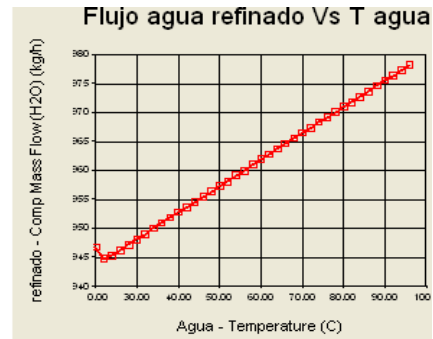


Figura 86. Flujo de agua Vs T solvente

Flujo glicerol refinado Vs T de alimento

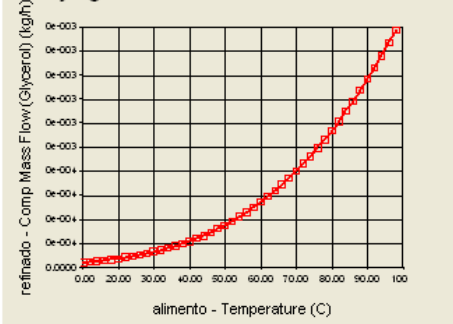


Figura 84. Flujo de glicerol Vs T alimento

Flujo glicerol refinado Vs T agua

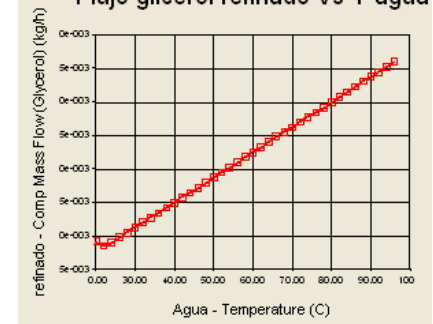


Figura 87. Flujo de glicerol Vs T solvente

Flujo etanol refinado Vs T alimento

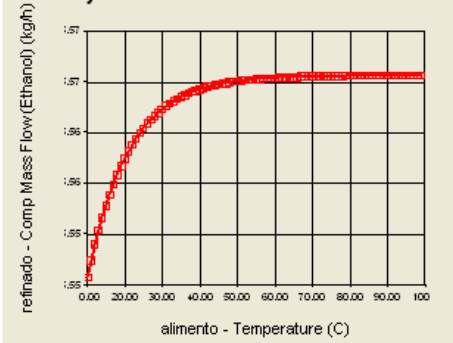


Figura 85. Flujo de etanol Vs T alimento

Flujo etanol refinado Vs T agua

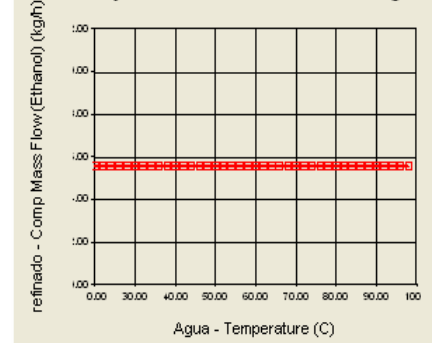


Figura 88. Flujo de etanol Vs T solvente

2. Variación de la composición de la corriente refinado con el número de etapas.

Flujo de solvente 5 Kg/h T= 80°C			
Flujo glicerol	Flujo etanol	Flujo agua	Número de platos
0,5382	15,568	2,2946	2
0,1123	15,568	2,8293	3
1,94E-02	15,568	2,9465	4
0,0031	15,568	2,9676	5
0,0005	15,568	2,9709	6
0,0001	15,568	2,9714	7

Tabla 9. Flujo de solvente 20 Kg/h y T=80°C

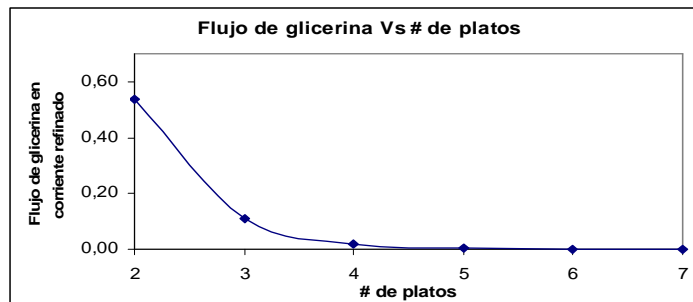


Figura 89. Flujo de glicerol Vs # de platos con T=80°C y 20 Kg/h de ste

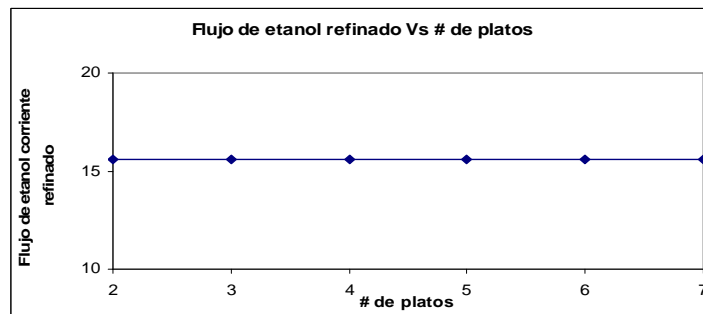


Figura 90. Flujo de etanol Vs # de platos con T=80°C y 20 Kg/h de ste

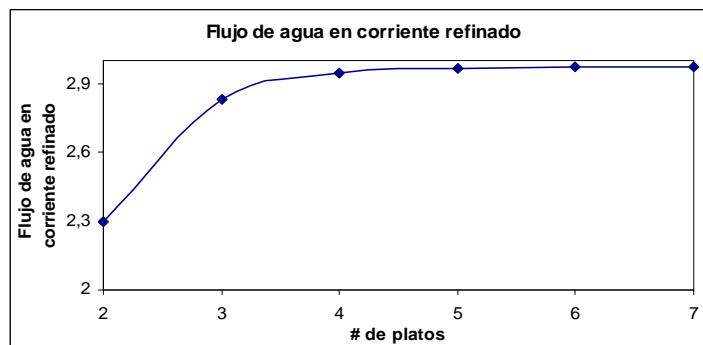


Figura 91. Flujo de agua Vs # de platos con T=80°C y 20 Kg/h de ste

Flujo de solvente 10 Kg/h T= 80°C

Flujo Glicerol	Flujo Etanol	Flujo Agua	Número de platos
1,8234E-01	15,568	2,7406	2
1,4834E-02	15,568	2,9519	3
1,1468E-03	15,568	2,9691	4
8,8068E-05	15,568	2,9704	5
6,7581E-06	15,568	2,9705	6
5,1856E-07	15,568	2,9705	7

Tabla 10. Flujo de solvente 35 Kg/h y T=80°C

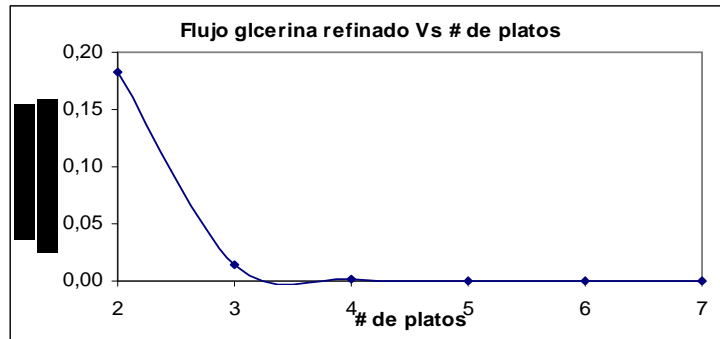


Figura 92. Flujo de glicerol Vs # de platos con T=80°C y 35 Kg/h de ste

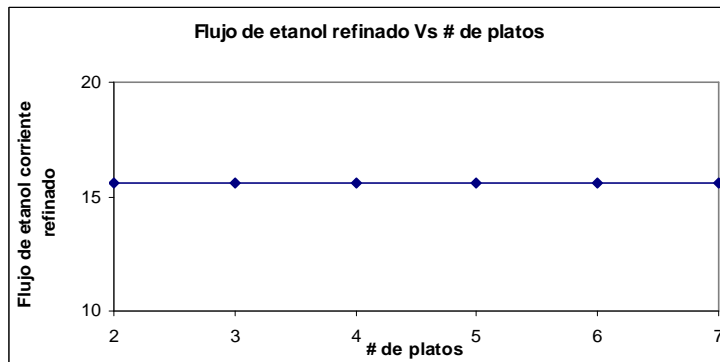


Figura 93. Flujo de etanol Vs # de platos con T=80°C y 235 Kg/h de ste

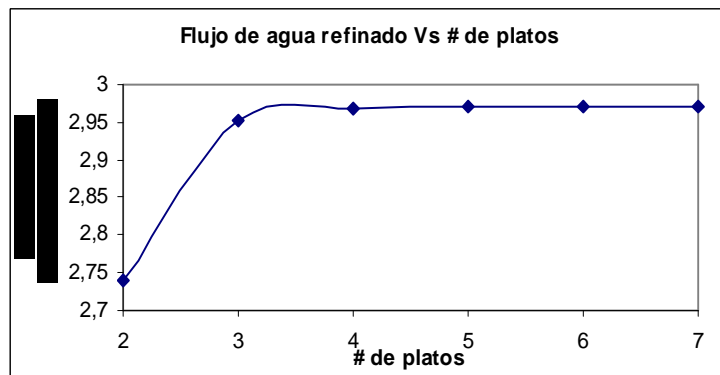


Figura 94. Flujo de agua Vs # de platos con T=80°C y 35 Kg/h de ste

Flujo de solvente 20 Kg/h T= 80°C

Flujo Glicerol	Flujo Etanol	Flujo Agua	número de platos
5,58E-02	15,568	2,8973	2
0,00216120	15,568	2,9646	3
0,00008292	15,568	2,9672	4
0,00000318	15,568	2,9673	5
0,00000012	15,568	2,9673	6
0,0000000046	15,568	2,9673	7

Tabla11. Flujo de solvente 40 Kg/h y T=80°C

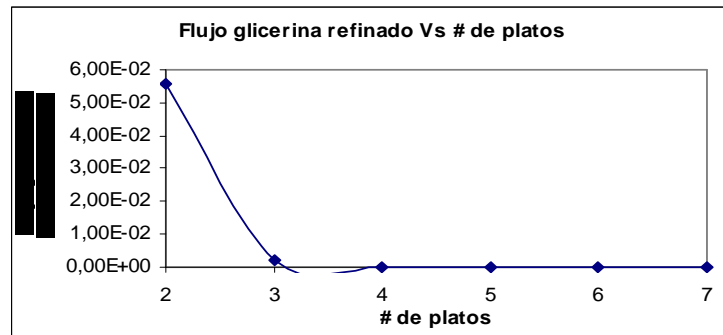


Figura 95. Flujo de glicerol Vs # de platos con T=80°C y 40 Kg/h de ste

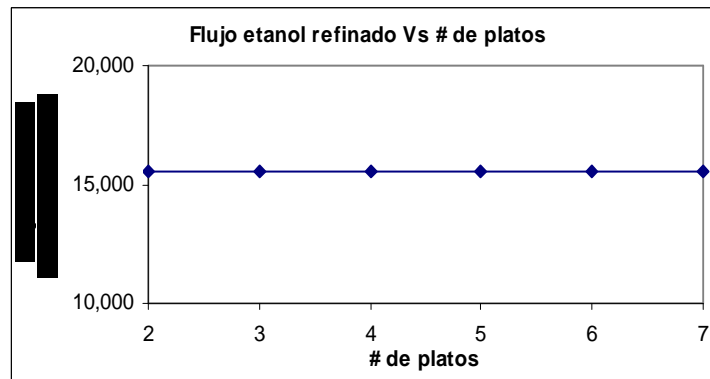


Figura 96. Flujo de etanol Vs # de platos con T=80°C y 40 Kg/h de ste

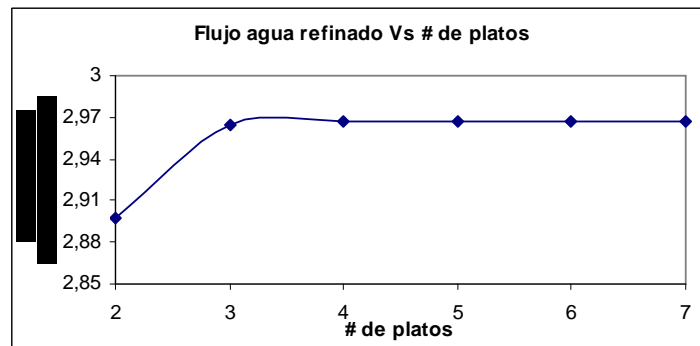


Figura 97. Flujo de agua Vs # de platos con T=80°C y 40 Kg/h de ste

1. Variación de la composición de la corriente refinado con el flujo de Solvente.

Flujo

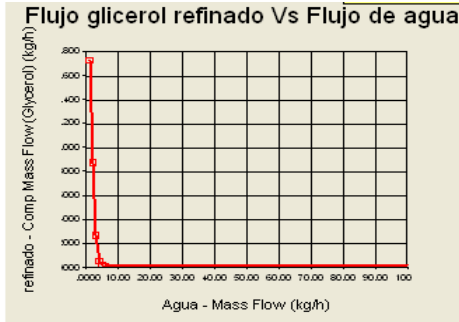


Figura 98. Flujo de glicerol Vs flujo de ste

Fracción masa

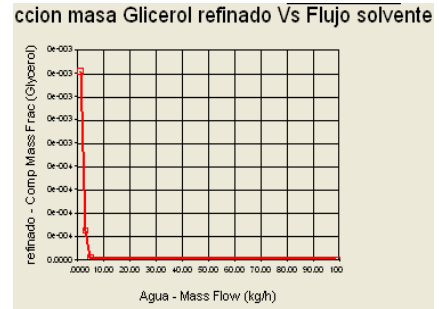


Figura 101. Fmasa glicerol Vs flujo de ste

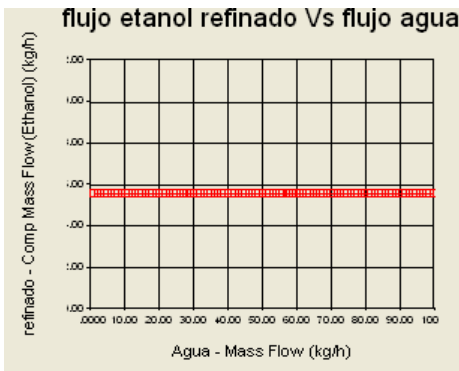


Figura 99. Flujo de etanol Vs flujo de ste



Figura 102. Fmasa etanol Vs flujo de ste

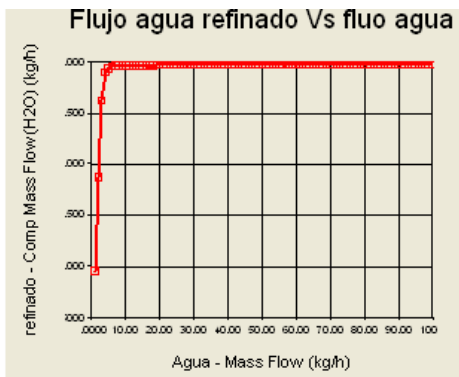


Figura 100. Flujo de agua Vs flujo de ste

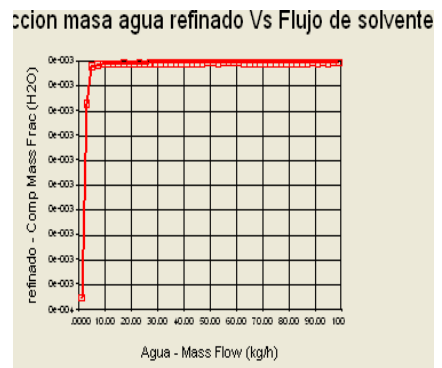


Figura103. Fmasa agua Vs flujo de ste

4. Variación energía requerida por equipo E102 y torre de evaporación con temperatura de Alimento torre lavado.

Temperatura Alimento (°C)	Q Equipo E102 (kJ/h)	Q condensador torre (kJ/h)	Q re-hervidor torre (kJ/h)	Sumatoria de energía (kJ/h)
10	308149	146155	711015	1165319
50	224322	164302	635148	1023772
80	156922	166702	569516	893140
99	112277	167959	526126	806363

Tabla 12. Variación de la energía en el equipo E102 y torre de evaporación

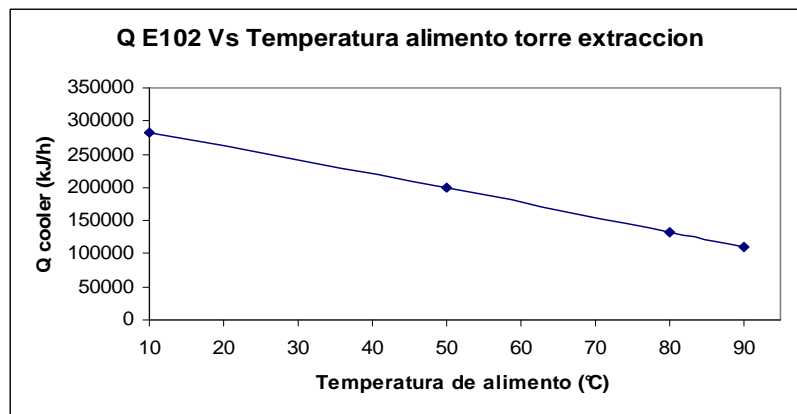


Figura 104. Q E102 Vs T alimento torre de extracción

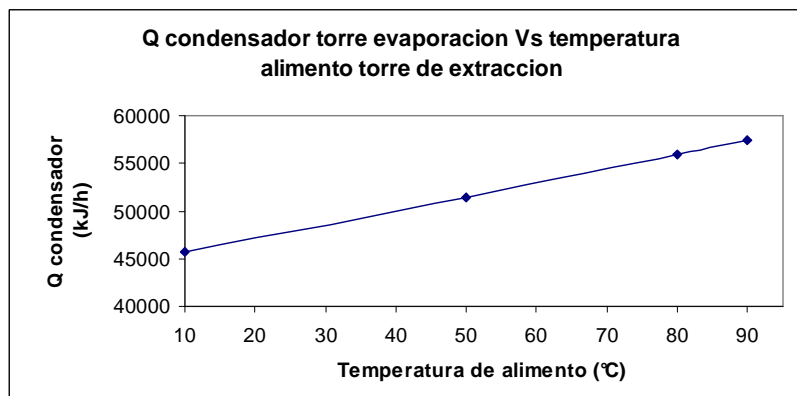


Figura 105. Q condensador torre de evaporación Vs T alimento torre de extracción

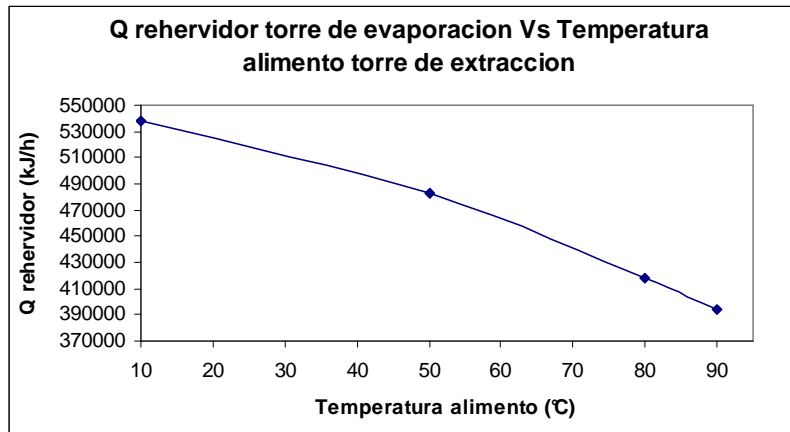


Figura 106. Q re hervidor torre de evaporación Vs T alimento torre de extracción

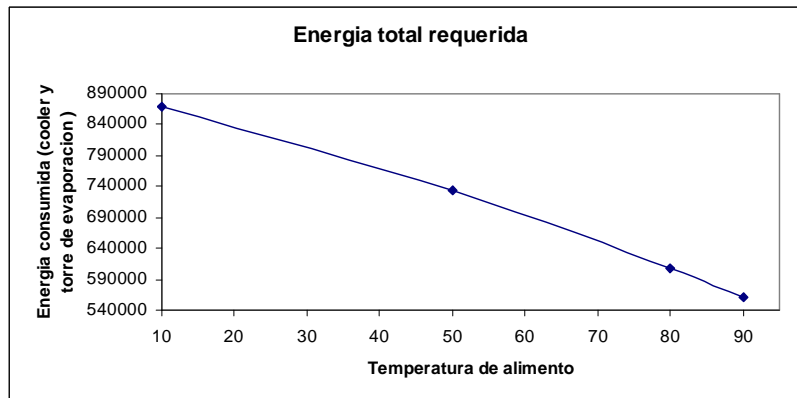


Figura 107. Energía total requerida

Aunque las figuras muestran que se logra una buena separación con pocos platos en el equipo, por seguridad en el diseño y para garantizar una separación rigurosa, se hizo elección de 4 etapas teóricas.

Se estudiaron los efectos de la temperatura de alimentación de la torre de lavado sobre la concentración de la corriente Refinado y la energía total requerida por la torre de evaporación y el equipo E102 para obtener el Biodiesel bajo las especificaciones requeridas. Los resultados muestran que con un incremento de temperatura de alimentación las concentraciones de Agua, Etanol y Glicerol aumentan en la corriente Refinado, por otro lado la energía total requerida disminuye. Con miras a tener el menor gasto energético la elección de un valor de 80°C para temperatura de alimentación es recomendada, adicionalmente, este valor es el utilizado en el laboratorio.