



ESPE

UNIVERSIDAD DE LAS FUERZAS ARMADAS
INNOVACIÓN PARA LA EXCELENCIA

Departamento de Ciencias de la Energía y Mecánica

Carrera de Petroquímica

“SEPARACIÓN DE ESPECIES QUÍMICAS DEL REFORMADO DE GLICEROL, EMPLEANDO EL SOFTWARE DE SIMULACIÓN PRO II”.

AUTOR: Freire Zapata, Daniela Salomé

DIRECTOR: Tuza Alvarado, Pablo Vinicio, D. Sc



INTRODUCCIÓN

OBJETIVOS

METODOLOGÍA

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES



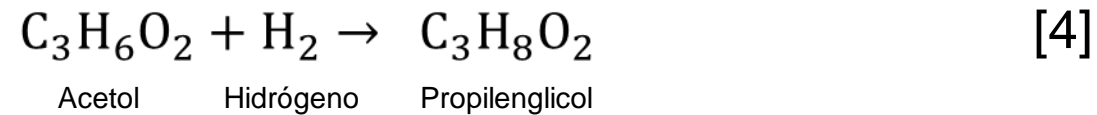
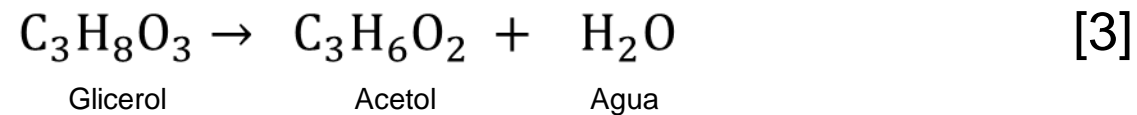
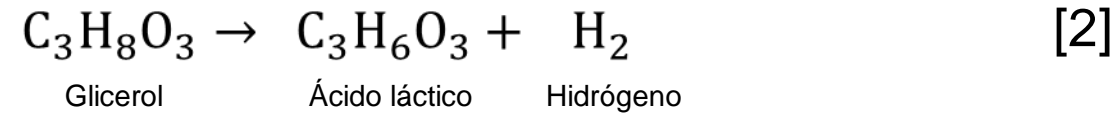
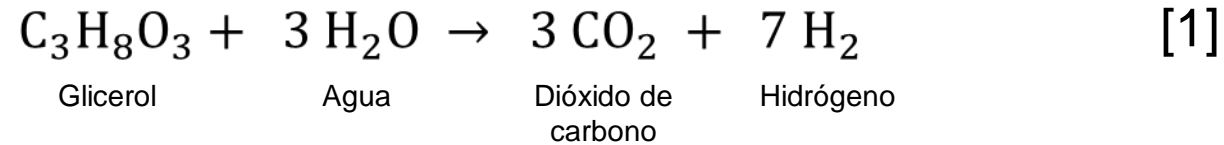
INTRODUCCIÓN

OBJETIVOS

METODOLOGÍA

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES



Según, Tuza et al. (2013) los productos detectados en fase líquida a 270 °C son: ácido láctico, acetol, propilenglicol y pequeñas trazas de 1,2 – butanodiol, ciclopentanona, 2,5 – hexanodiona y 4 – hidroxí – 3 – hexanona.

INTRODUCCIÓN

OBJETIVOS

METODOLOGÍA

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

OBJETIVO GENERAL

Separar especies químicas del reformado de glicerol en fase acuosa, empleando el software de simulación Pro II y evaluar el costo del sistema de separación para que los compuestos individuales sean aprovechados y convertidos en productos de mayor valor comercial.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Determinar del grado de idealidad de la mezcla de los productos de reacción de reformado de glicerol en fase líquida mediante análisis de presencia de azeótropos y del coeficiente de actividad en cada mezcla binaria posible.
- Identificar la secuencia de separación óptima y económica a través de un análisis de velocidad marginal de vapor.
- Diseñar un sistema de separación para obtener productos químicos por separado por simulación en computadora empleando el software Pro II.
- Evaluar los costos de los equipos empleados en el sistema de separación mediante la aplicación de modelos de estimación de costos.

INTRODUCCIÓN

OBJETIVOS

METODOLOGÍA

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

EXTRACCIÓN DE DATOS

Tabla 1:

Datos de la reacción de reformado de glicerol en fase acuosa.

| Condiciones de la reacción | |
|-----------------------------------|---|
| Concentración inicial de glicerol | 10 wt% |
| Catalizador | Ni20Cu20 |
| Temperatura de la reacción | 270 °C |
| Conversión | 59% |
| ^a Agua | 882,14 g/L |
| ^a Glicerol | 41,79 g/L |
| 1,2 – propilenglicol | 22 g/L |
| Ácido láctico | 19 g/L (en catalizador Ni) |
| ^b Acetol | 22 g/L (en catalizador Ni20Cu) y 3 g/L (en catalizador Ni) |
| ^c 1,2 – butanodiol | 0,1 g/L |
| ^c Ciclopentanona | 0,1 g/L |
| ^c 2,5 – hexanodiona | 0,1 g/L |
| ^c 4-hidroxi-3-hexanona | 0,1 g/L |

Nota. a. Calculada. b. Se consideran los 22 g/L para el acetol en lugar de los 3 g/L para la simulación. c. Son compuestos traza.

SISTEMAS DE SEPARACIÓN

Tabla 2:
Flujo molar de alimentación por especie.

| Compuesto | Simbología | Concentración másica [g/L] | Fracción molar | Flujo molar [lbmol/h] |
|----------------------|------------|-------------------------------|-------------------|-----------------------------|
| Agua | A | 882,14 | 0,98 | 4875,23 |
| Ciclopentanona | B | 0,1 | 2,4E-05 | 0,12 |
| Acetol | C | 22 | 0,006 | 29,57 |
| 1,2 – propilenglicol | D | 22 | 0,006 | 28,78 |
| 1,2 – butanodiol | E | 0,1 | 2,2E-05 | 0,11 |
| Ácido láctico | G | 19 | 0,004 | 21,001 |
| Glicerol | H | 41,79 | 0,01 | 45,18 |

- De los productos del reformado de glicerol reportados por Tuza et al (2013), se eliminaron, específicamente las trazas de 2,5 – hexanodiona y 4 – hidroxí – 3 – hexanona.
- Los flujos molares de las especies se calcularon planteando como base de cálculo un flujo molar total de alimentación 5000 lbmol/h, ya que, para valores inferiores, los flujos volumétricos de las corrientes de producto resultaron bajos considerando que se trata de un proceso industrial.

SISTEMAS DE SEPARACIÓN

SEPARACIÓN
DEL AGUA



IDEALIDAD DE
LA MEZCLA



VOLATILIDAD
RELATIVA

Melter / Freezer.

- Presencia de azeótropos.
- Coeficientes de actividad.

- Orden de puntos de ebullición normal.
- Curvas Presión de vapor vs. Temperatura

Figura 1:
Melter/Freezer.

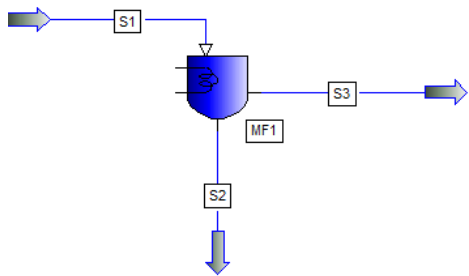
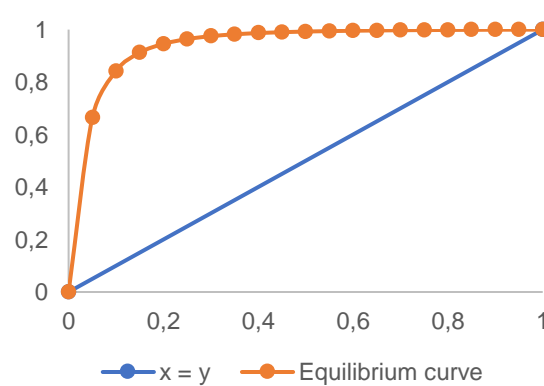
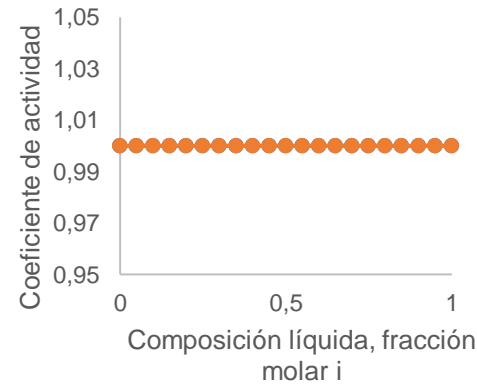


Figura 2:
Análisis binario VLE

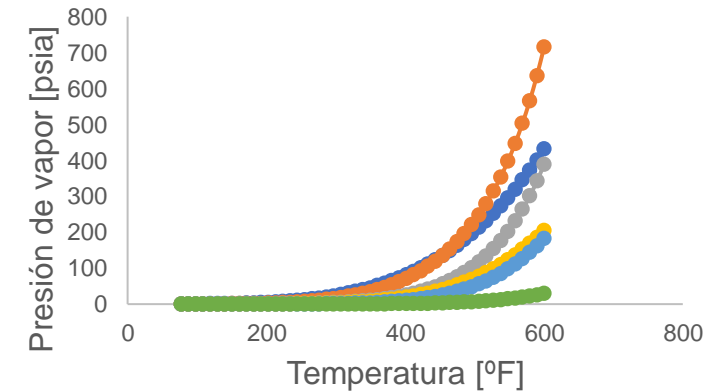


a)



b)

Figura 3:
Curvas presión de vapor vs. temperatura



SISTEMAS DE SEPARACIÓN

Tabla 3:

Número de secuencias posibles para la separación por destilación ordinaria

| Número de Productos, P | Número de Separadores en la Secuencia | Número de Secuencias Diferentes, N _s |
|------------------------|---------------------------------------|---|
| 2 | 1 | 1 |
| 3 | 2 | 2 |
| 4 | 3 | 5 |
| 5 | 4 | 14 |
| 6 | 5 | 42 |
| 7 | 6 | 132 |
| 8 | 7 | 429 |
| 9 | 8 | 1430 |
| 10 | 9 | 4862 |

Tabla 4:

Ajuste de secuencias de separación

| Componentes | Simbología | Modificaciones primer sistema de separación | Modificaciones segundo sistema de separación |
|--------------------|------------|---|--|
| Agua | A | | |
| Ciclopentanona | B | A= AB | A= BC |
| Acetol | C | B= C | B= DE |
| 1,2-propilenglicol | D | C= DE | C= G |
| 1,2-butanodiol | E | D= G | D= H |
| Ácido láctico | G | | |
| Glicerol | H | E= H | |



$$X_{LK} = 99,9\%$$

$$X_{HK} = 0,1\%$$

Hall (2011) y Sinnott (2005):

$$R/R_{\min} = 1,2 - 1,5$$

- Calcular la presión del punto de burbuja (P_D) del destilado a 120 °F (49 °C)
- $P_D < 215$ psia (1,48 MPa)
- Usar un condensador total (reiniciar P_D a 30 psia si $P_D < 30$ psia)

$$P_{\text{alimentación}} = P_{\text{condensador}} + 70 \text{ kPa} \quad [5]$$

$$P_{\text{hervidor}} = P_{\text{condensador}} + 35 \text{ kPa} \quad [6]$$

$$V = D(R + 1) \quad [7]$$

SISTEMAS DE SEPARACIÓN

DATOS COLUMNAS DE DESTILACIÓN

- Número de etapas.
- Etapa de alimentación.
- Flujo molar del destilado

TREN DE DESTILACIÓN

- Modelado riguroso
- Dimensionamiento

OPTIMIZACIÓN DEL PLATO DE ALIMENTACIÓN

- Case Study

Figura 4:
Columna Shortcut

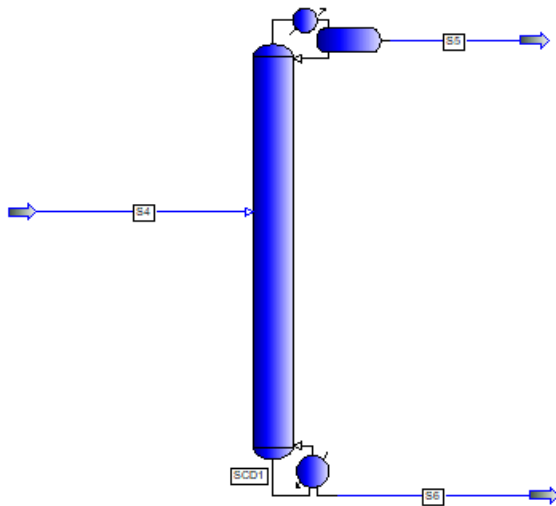


Figura 5:
Columna Distillation

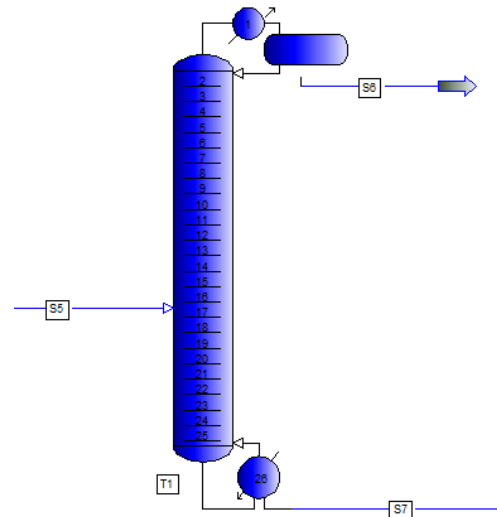
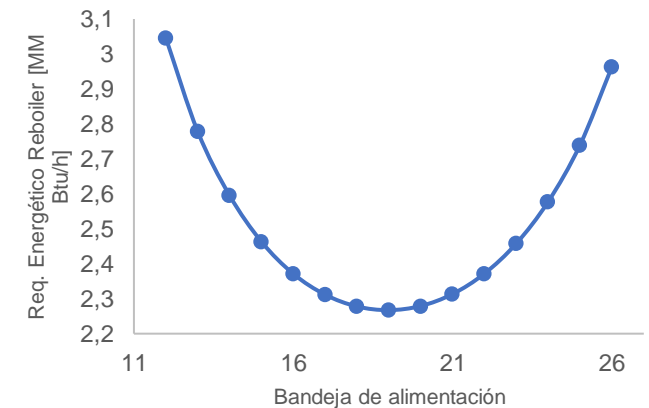


Figura 6:
Duty Reboiler vs. Bandeja de alimentación



COSTOS

CE índice
(2006) = 500



Según Jenkins (2020):
CE índice (2019) = 607,5

- Costos sobredimensionados adecuados desde el punto de vista de la ingeniería

Columnas de destilación

Mulet et al. (1981a,b)

$$C_P = F_M C_V + C_{PL} \quad [8]$$

$$C_T = N_T F_{NT} F_{TT} F_{TM} C_{BT} \quad [9]$$

$$C_{CD} = C_P + C_T \quad [10]$$

Intercambiadores de calor (IC)

Corripio et al. (1982b)

$$C_{IC} = F_P F_M F_L C_B \quad [11]$$

Bomba

Corripio et al. (1982a)

$$C_{P,B} = F_T F_M C_B \quad [12]$$

$$C_{P,M} = F_T C_B \quad [13]$$

$$C_B = C_{P,B} + C_{P,M} \quad [14]$$

Cristalizador

Seider et al. (2009)

$$C_C = 28200W^{0,63} \quad [15]$$

Columnas de destilación

- Altura, diámetro interno y peso.

Intercambiadores de calor (IC)

- Área y longitud de los tubos

Bomba

- Flujo volumétrico y factor de tamaño.

Cristalizador

- Flujo de producción de cristales.

INTRODUCCIÓN

OBJETIVOS

METODOLOGÍA

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES



IDEALIDAD DE LA MEZCLA

Tabla 5:

Presencia de azeótropos y coeficientes de actividad para el primer sistema de separación.

| Componente 1 | Componente 2 | Azeótropos | Coefficiente de actividad |
|----------------------|----------------------|------------|----------------------------|
| Agua | ciclopentanona | Sí | 3,02 (agua) y 1 (CPN) |
| | Acetol | No | 1 |
| | 1,2 – propilenglicol | No | 1 (agua) y 1,23 (12PG) |
| | 1,2 – butanodiol | No | 1 |
| | Ácido Láctico | No | 1 |
| | Glicerol | No | 1 |
| Ciclopentanona | Acetol | No | 1 |
| | 1,2 – propilenglicol | No | 1 |
| | 1,2 – butanodiol | No | 1 |
| | Ácido Láctico | No | 1 |
| | Glicerol | No | 1 |
| Acetol | 1,2 – propilenglicol | No | 1 |
| | 1,2 – butanodiol | No | 1 |
| | Ácido Láctico | No | 1 |
| | Glicerol | No | 1 |
| 1,2 – propilenglicol | 1,2 – butanodiol | No | 1 |
| | Ácido Láctico | No | 1 |
| | Glicerol | No | 0,89 (12PG) y 1 (glicerol) |
| 1,2 – butanodiol | Ácido Láctico | No | 1 |
| | Glicerol | No | 1 |
| Ácido Láctico | Glicerol | No | 1 |

Tabla 6:

Presencia de azeótropos y coeficientes de actividad para el segundo sistema de separación.

| Componente 1 | Componente 2 | Azeótropos | Coefficiente de actividad |
|----------------------|----------------------|------------|----------------------------|
| Ciclopentanona | Acetol | No | 1 |
| | 1,2 – propilenglicol | No | 1 |
| | 1,2 – butanodiol | No | 1 |
| | Ácido Láctico | No | 1 |
| | Glicerol | No | 1 |
| Acetol | 1,2 – propilenglicol | No | 1 |
| | 1,2 – butanodiol | No | 1 |
| | Ácido Láctico | No | 1 |
| | Glicerol | No | 1 |
| 1,2 – propilenglicol | 1,2 – butanodiol | No | 1 |
| | Ácido Láctico | No | 1 |
| | Glicerol | No | 0,89 (12PG) y 1 (glicerol) |
| 1,2 – butanodiol | Ácido Láctico | No | 1 |
| | Glicerol | No | 1 |
| Ácido Láctico | Glicerol | No | 1 |

VOLATILIDAD RELATIVA

Tabla 7:

Volatilidad relativa en el primer sistema de separación.

| Compuesto | Simbología | Temperatura de ebullición [°F] | Presión de vapor a 77 °F [psia] | Volatilidad Relativa (α_{ij}) |
|----------------------|------------|--------------------------------|---------------------------------|--|
| Agua | A | 212,00 | 0,46 | 6,65 ^a |
| Ciclopentanona | B | 267,17 | 0,22 | 27,72 ^b |
| Acetol | C | 293,90 | 0,07 | |
| 1,2 – propilenglicol | D | 369,68 | 0,0025 | 36,31 ^c |
| 1,2 – butanodiol | E | 381,20 | 0,0015 | |
| Ácido láctico | G | 422,33 | 6,87E-05 | 21,23 ^d |
| Glicerol | H | 550,13 | 3,23E-06 | |

Nota. a: α_{AC} . b: α_{CD} . c: α_{DG} . d: α_{GH} .

Tabla 8:

Volatilidad relativa en el segundo sistema de separación.

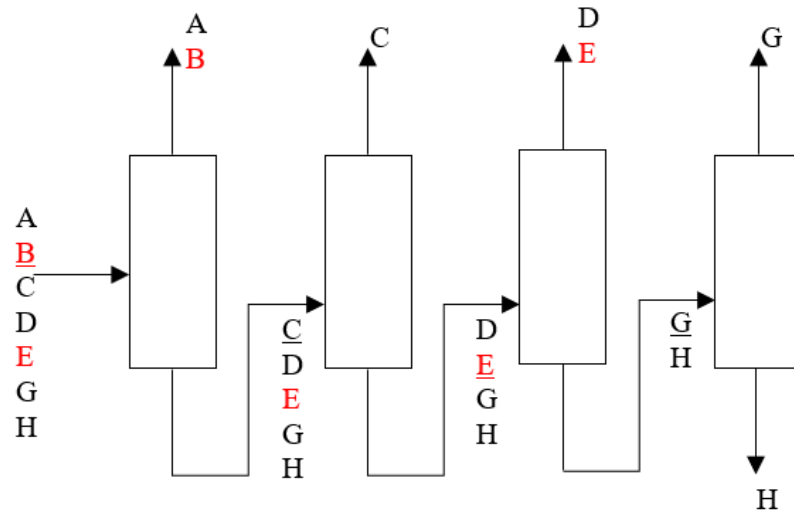
| Compuesto | Simbología | Temperatura de ebullición [°F] | Presión de vapor a 77 °F [psia] | Volatilidad Relativa (α_{ij}) |
|----------------------|------------|--------------------------------|---------------------------------|--|
| Ciclopentanona | B | 267,17 | 0,22 | 27,72 ^a |
| Acetol | C | 293,90 | 0,07 | |
| 1,2 – propilenglicol | D | 369,68 | 0,002 | 36,31 ^b |
| 1,2 – butanodiol | E | 381,20 | 0,001 | |
| Ácido láctico | G | 422,33 | 6,9E-05 | 21,23 ^c |
| Glicerol | H | 550,13 | 3,2E-06 | |

Nota. a: α_{CD} . b: α_{DG} . c: α_{GH} .

VELOCIDAD MARGINAL DE VAPOR (MVR)

Figura 7:

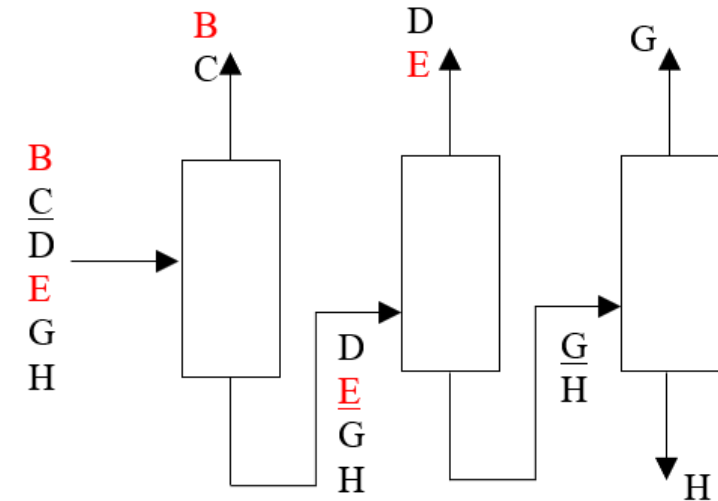
Secuencia de separación óptima para el primer sistema de separación.



Secuencia directa
MRV= 923,17 lbmol/h

Figura 8:

Secuencia de separación óptima para el segundo sistema de separación.

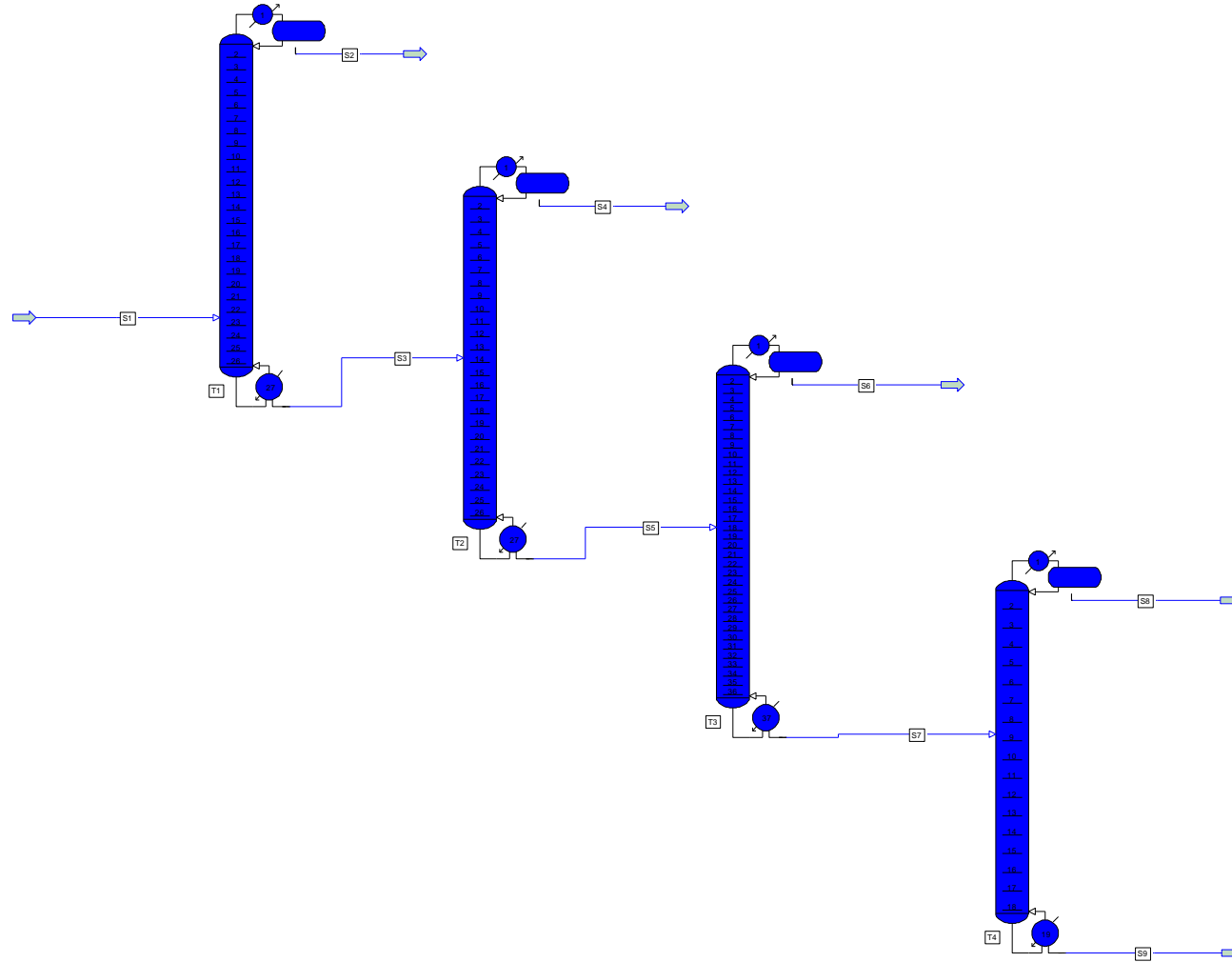


Secuencia directa
MRV= 13,53 lbmol/h

PRIMER SISTEMA DE SEPARACIÓN

Figura 9:

Primer sistema de separación.



PRIMER SISTEMA DE SEPARACIÓN

Tabla 9:
Alimentación al sistema de separación.

| Compuesto | Flujo molar [lbmol/h] |
|----------------------|-----------------------|
| Agua | 4875,23 |
| Ciclopentanona | 0,12 |
| Acetol | 29,57 |
| 1,2 – propilenglicol | 28,78 |
| 1,2 – butanodiol | 0,11 |
| Ácido láctico | 21,001 |
| Glicerol | 45,18 (B) |

Nota. (B): producto de fondo

Tabla 10:
Resultados de flujos molares por especie del primer sistema de separación.

| Parámetro | Columna 1 | Columna 2 | Columna 3 | Columna 4 |
|---------------------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Flujo molar destilado [lbmol/h] | 4870,51 | 34,41 | 28,89 | 21,03 |
| Composición Destilado [lbmol/h] | | | | |
| Agua | 4870,36 | 4,88 | 0 | 0 |
| Ciclopentanona | 0,12 | 4,2E-06 | 1,6E-09 | 0 |
| Acetol | 0,03 | 29,51 | 0,03 | 3E-13 |
| 1,2 – propilenglicol | 6,1E-19 | 0,03 | 28,73 | 0,03 |
| 1,2 – butanodiol | 3,7E-25 | 7,2E-06 | 0,11 | 6,6E-05 |
| Ácido láctico | 0 | 3E-08 | 0,02 | 20,96 |
| Glicerol | 0 | 0 | 0 | 0,05 |
| Flujo molar fondo [lbmol/h] | 129,49 | 95,08 | 66,19 | 45,16 |
| Composición del fondo [lbmol/h] | | | | |
| Agua | 4,88 | 1,9E-25 | 0 | 0 |
| Ciclopentanona | 4,2E-06 | 1,6E-09 | 9,5E-20 | 0 |
| Acetol | 29,54 | 0,03 | 3E-13 | 7E-23 |
| 1,2 – propilenglicol | 28,78 | 28,76 | 0,03 | 2,4E-08 |
| 1,2 – butanodiol | 0,11 | 0,11 | 6,6E-05 | 4,4E-11 |
| Ácido láctico | 21 | 21 | 20,98 | 0,02 |
| Glicerol | 45,18 | 45,18 | 45,18 | 45,14 |

PRIMER SISTEMA DE SEPARACIÓN

Tabla 11:

Resultados generales del primer sistema de separación.

| Parámetro | Columna 1 | Columna 2 | Columna 3 | Columna 4 |
|------------------------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| Razón de reflujo | 0,37 | 0,76 | 2,35 | 0,72 |
| Número de platos | 27 | 27 | 37 | 19 |
| Plato de alimentación | 23 | 14 | 18 | 9 |
| Presión de operación [psia] | 32,95 | 32,06 | 32,72 | 31,68 |
| Temperatura del destilado [°F] | 250,4 | 316,1 | 412,7 | 464,5 |
| Temperatura del fondo [°F] | 281,6 | 477,8 | 531,6 | 607,2 |
| Material de la columna | Acero al carbono | Acero al carbono | Acero al carbono | Acero al carbono |
| Tipo de plato | Bandejas perforadas | Bandejas perforadas | Bandejas perforadas | Bandejas perforadas |
| Grosor de pared [in] | 0,31 | 0,25 | 0,25 | 0,25 |
| Altura [ft] | 60 | 30 | 42 | 20,4 |
| Diámetro interno [ft] | 10 | 2,5 | 2,5 | 2,5 |
| Costo [\$] | 448452,92 | 131920,59 | 144889,93 | 123679,38 |
| COSTO TOTAL [\$] | 848942,82 | | | |

SEGUNDO SISTEMA DE SEPARACIÓN

Tabla 12:
Puntos de fusión de los componentes a separar.

| Compuesto | Simbología | Temperatura de fusión [°F] |
|----------------------|------------|----------------------------|
| Agua | A | 32,00 |
| Ciclopentanona | B | -60,34 |
| Acetol | C | 1,40 |
| 1,2 – propilenglicol | D | -76,00 |
| 1,2 – butanodiol | E | -173,2 |
| Ácido láctico | G | 62,15 |
| Glicerol | H | 64,72 |

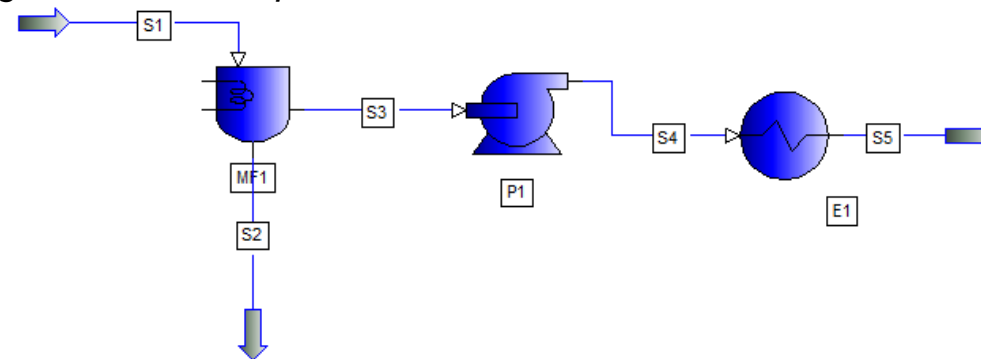
El glicerol y del ácido láctico se consideran sólidos no convencionales. Esto se sustenta en base a Kirk -Othmer (2007), quien menciona que es muy raro ver al glicerol en forma de cristal ya que posee una característica propia conocida como sobreenfriamiento, la cual produce una disminución significativa de su punto de congelación cuando se encuentra en una mezcla con agua, es así como una mezcla glicerol (66,7%) – agua (33,3%) tendrá un punto de congelación de $-46,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($-51,7\text{ }^{\circ}\text{F}$). De igual forma, para el ácido láctico, Van Krieken (2007) reporta que la temperatura de cristalización de este compuesto es $-25\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($-13\text{ }^{\circ}\text{F}$).

SEGUNDO SISTEMA DE SEPARACIÓN

Tabla 13:
Resultados del Melter/ Freezer, la bomba y el calentador..

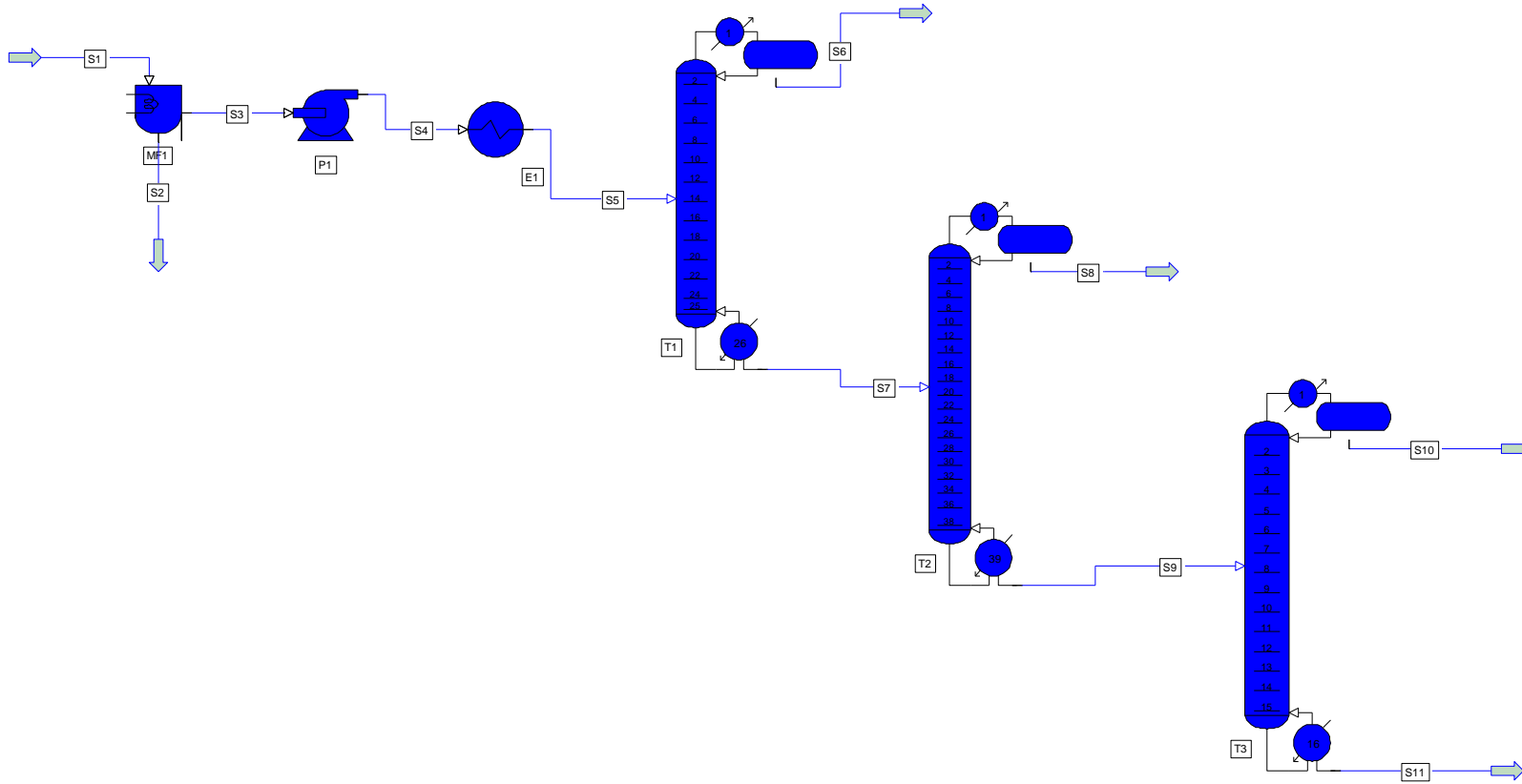
| Parámetro | Corriente S ₁ | Corriente S ₂ | Corriente S ₃ | Corriente S ₄ | Corriente S ₅ |
|-----------------------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|--------------------------|
| Temperatura [°F] | 77 | 30,99 | 30,99 | 31,09 | 77 |
| Presión [psia] | 14,7 | 14,7 | 14,7 | 35,08 | 35,08 |
| Flujo molar [lbmol/h] | | | | | |
| Agua | 4875,23 | 4875,23 | 0 | 0 | 0 |
| Ciclopentanona | 0,12 | 0 | 0,12 | 0,12 | 0,12 |
| Acetol | 29,57 | 0 | 29,57 | 29,57 | 29,57 |
| 1,2 – propilenglicol | 28,78 | 0 | 28,78 | 28,78 | 28,78 |
| 1,2 – butanodiol | 0,11 | 0 | 0,11 | 0,11 | 0,11 |
| Ácido láctico | 21,001 | 0 | 21,001 | 21,001 | 21,001 |

Figura 10:
Etapa previa al segundo tren de separación.



SEGUNDO SISTEMA DE SEPARACIÓN

Figura 11:
Segundo sistema de separación.



SEGUNDO SISTEMA DE SEPARACIÓN

Tabla 14: Resultados de la columna 1 del segundo sistema de separación.

| Compuesto | Flujo Alimentación (S ₅) [lbmol/h] | Flujo Destilado (S ₆) [lbmol/h] | Flujo Fondo (S ₇) [lbmol/h] | Recuperación (S ₆ /S ₅) x 100% |
|----------------------|--|---|---|---|
| Ciclopentanona | 0,12 | 0,12 | 3,5E-05 | 99,97 |
| Acetol | 29,59 | 29,54 | 0,03 | 99,90 |
| 1,2 – propilenglicol | 28,78 | 0,03 | 28,76 | 0,09 |
| 1,2 – butanodiol | 0,11 | 7,4E-06 | 0,11 | ----- |
| Ácido láctico | 21,001 | 3,5E-08 | 21,001 | ----- |
| Glicerol | 45,18 | 0 | 45,18 | ----- |

Tabla 15: Resultados de la columna 2 del segundo sistema de separación.

| Compuesto | Flujo Alimentación (S ₇) [lbmol/h] | Flujo Destilado (S ₈) [lbmol/h] | Flujo Fondo (S ₉) [lbmol/h] | Recuperación (S ₈ /S ₇) x 100% |
|----------------------|--|---|---|---|
| Ciclopentanona | 3,5E-05 | 3,5E-05 | 9,8E-16 | ----- |
| Acetol | 0,03 | 0,03 | 1,3E-13 | ----- |
| 1,2 – propilenglicol | 28,76 | 28,73 | 0,03 | 99,90 |
| 1,2 – butanodiol | 0,11 | 0,11 | 6,4E-05 | 99,94 |
| Ácido láctico | 21,001 | 0,02 | 20,98 | 0,10 |
| Glicerol | 45,18 | 0 | 45,18 | ----- |

Tabla 16: Resultados de la columna 3 del segundo sistema de separación.

| Compuesto | Flujo Alimentación (S ₉) [lbmol/h] | Flujo Destilado (S ₁₀) [lbmol/h] | Flujo Fondo (S ₁₁) [lbmol/h] | Recuperación (S ₁₀ /S ₉) x 100% |
|----------------------|--|--|--|--|
| Ciclopentanona | 9,8E-16 | 9,8E-16 | 1,8E-22 | ----- |
| Acetol | 1,3E-13 | 1,3E-13 | 5E-22 | ----- |
| 1,2 – propilenglicol | 0,03 | 0,03 | 8,25E-08 | ----- |
| 1,2 – butanodiol | 6,4E-05 | 6,4E-05 | 1,5E-10 | ----- |
| Ácido láctico | 20,98 | 20,96 | 0,02 | 99,90 |
| Glicerol | 45,18 | 0,05 | 45,14 | 0,09 |

SEGUNDO SISTEMA DE SEPARACIÓN

Tabla 17:

Resultados generales del segundo sistema de separación.

| Parámetro | Columna Distillation 1 | Columna Distillation 2 | Columna Distillation 3 |
|---------------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|
| Presión de operación [psia] | 32,02 | 32,81 | 31,59 |
| Temperatura de operación [°F] | 477,69 | 531,86 | 606,95 |
| Flujo molar Destilado [lbmol/h] | 29,69 | 28,89 | 21,03 |
| Flujo molar Fondo [lbmol/h] | 95,089 | 66,19 | 45,16 |
| Razón de reflujo | 0,71 | 2,24 | 0,81 |
| Número de platos | 26 | 39 | 16 |
| Espaciado entre platos [ft] | 1 | 1 | 1 |
| Diámetro interno [ft] | 3 | 2,5 | 2,5 |
| Longitud [ft] | 28,8 | 44,4 | 16,8 |

Tabla 18:

Comparación de resultados con y sin optimización del plato de alimentación.

| C | N.º platos | Sin optimización | | | Con optimización | | |
|---|---------------|------------------|-----------------------------|--------------------------------|------------------|-----------------------------|--------------------------------|
| | | Feed Stage | Q Hervidor [MM Btu/h] | Q Condensador [MM Btu/h] | Feed Stage | Q Hervidor [MM Btu/h] | Q Condensador [MM Btu/h] |
| 1 | 26 | 12 | 3,58 | 0,93 | 14 | 3,56 | 0,90 |
| 2 | 39 | 18 | 2,28 | 2,11 | 19 | 2,27 | 2,10 |
| 3 | 16 | 7 | 1,17 | 0,99 | 8 | 1,16 | 0,99 |

Nota. C significa columna.

COSTOS

Tabla 19: Resultado de los costos de compra de los equipos del segundo sistema de separación.

| Tipo de equipo | Equipo | Aproximación | Costo Unitario [\$] |
|---------------------------|------------------|---|---------------------|
| Columnas de destilación | Columna 1 | W = 9000 lb | 97859,27 |
| | Columna 2 | Di = 3 ft W = 9000 lb | 114809,75 |
| | Columna 3 | Di = 3 ft L = 27 ft W = 9000 lb | 90425,71 |
| Intercambiadores de Calor | Condensador 1 | A = 150 ft ² | 8965,85 |
| | Condensador 2 | A = 150 ft ² | 8965,85 |
| | Condensador 3 | A = 150 ft ² | 8965,85 |
| | Hervidor 1 | No aplica | 24886,76 |
| | Hervidor 2 | No aplica | 23644,84 |
| | Hervidor 3 | A = 150 ft ² | 23360,90 |
| | Calentador | A = 150 ft ² | 8965,85 |
| Bomba | Bomba | Centrífuga Q = 50 gpm S = 400 gpm(ft ^{0,5}) | 13667,45 |
| Cristalizador | Melter / Freezer | Cristalizador draft-tube baffled 3 cristalizadores W = 250 ton/día 1 cristalizador W = 206,12 ton/día | 4314958,80 |
| COSTO TOTAL [\$] | | | 4739476,90 |

INTRODUCCIÓN

OBJETIVOS

METODOLOGÍA

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES



CONCLUSIONES

- Se desarrollaron dos configuraciones diferentes del sistema de separación. Para ambos casos la recuperación de los productos fue de aproximadamente el 99,9%. Los productos en mezcla fueron agua con trazas de ciclopentanona para el primer sistema, trazas de ciclopentanona con acetol para el segundo sistema de separación y 1,2 – propilenglicol con trazas de 1,2 – butanodiol para ambos sistemas de separación.
- Para los dos sistemas de separación la mezcla resulto ser ideal.
- Para la aplicación del método de velocidad marginal de vapor primero se ordenaron los productos en forma descendente según su volatilidad. El orden de volatilidades en el rango de temperatura en el que operaron las columnas de destilación revela que existe un intercambio en el orden de la ciclopentanona y el acetol a partir de los 450 °F. El resultado de la velocidad marginal de vapor señaló que la secuencia directa es la más adecuada en los dos sistemas con valores iguales a 923,17 lbmol/h para el primero y 13,53 lbmol/h para el segundo.
- El primer sistema corresponde a un tren de cuatro columnas destilación en secuencia directa que separa cinco productos (1. Agua con trazas de ciclopentanona, 2. acetol, 3. 1,2 – propilenglicol con trazas de 1,2 – butanodiol, 4. ácido láctico y 5. glicerol). Y el segundo emplea en primer lugar la separación del agua de los productos orgánicos por cristalización por enfriamiento seguido de una bomba y un intercambiador de calor y tren de destilación de 3 columnas para cuatro productos (1. trazas de ciclopentanona con acetol, 2. 1,2 – propilenglicol con trazas de 1,2 – butanodiol, 3. ácido láctico y 4. glicerol).

CONCLUSIONES

- Los costos de las columnas se evaluaron considerando el costo total de la torre, los componentes correspondientes y además el costo del condensador y el hervidor en ambos sistemas de separación. Para el segundo sistema se calcularon además los costos para una bomba, un intercambiador de calor y un cristizador. El costo del cristizador fue calculado como un cristizador evaporativo tipo draft-tube baffled, porque no existen métodos en la literatura para la estimación de costos para equipos empleados en cristalización por enfriamiento, por lo que el cálculo presenta un error, pero permite aproximar el precio de compra del equipo. El número total de equipos en ambos sistemas de separación fue de 12, el primer sistema se forma con 4 columnas, 4 condensadores y 4 hervidores cuyo costo fue de \$ 848942,82, mientras que para el segundo emplea 3 columnas, 3 condensadores, 3 hervidores, 1 bomba y 1 intercambiador de calor y 1 Melter/Freezer (cristizador) con un costo de \$ 4739476,90, lo cual se atribuye a la alta tasa de producción de cristales requerida.
- La evaluación de los costos de compra de los equipos refleja que el diseño de un sistema de separación con cuatro columnas de destilación en secuencia directa resulta más económico que si se elimina previamente el agua de la solución. La diferencia de los costos entre los sistemas de separación fue de \$ 3890534,08, lo que representa una reducción del precio del 82,09% a favor del tren que separa agua usando una columna de destilación.

RECOMENDACIONES

- Usar un software de simulación que contenga todos los compuestos químicos a separar en su base de datos.
- Implementar la cristalización en estado fundido.
- Calcular los costos de las utilidades de enfriamiento y calentamiento.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Corripio, A. B., Chrien, K. S., & Evans, L. B. (1982a). Estimate Costs of Centrifugal Pumps and Electric Motors. *Chem. Eng.*, 89, 115–118.

Corripio, A. B., Chrien, K. S., & Evans, L. B. (1982b). Estimate Costs of Heat Exchangers and Storage Tanks via Correlations. *Chem. Eng.*, 89, 125–127.

Jenkins, S. (2020). 2019 *CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX ANNUAL AVERAGE*. <https://www.chemengonline.com/2019-chemical-engineering-plant-cost-index-annual-average/>

Kirk -Othmer. (2007). *Encyclopedia of Chemical Technology* (5th ed.). John Wiley & Sons, Inc.

Mulet, A., Corripio, A. B., & Evans, L. B. (1981a). Estimate Costs of Distillation and Absorption Towers via Correlations. *Chem. Eng.*, 88(26), 77–82.

Mulet, A., Corripio, A. B., & Evans, L. B. (1981b). Estimate Costs of Pressure Vessels via Correlations. *Chem. Eng.*, 88(20), 145–150.

Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R., & Widagdo, S. (2009). *Product and process design principles Synthesis, Analysis, and Evaluation* (3rd ed.). John Wiley & Sons, Inc.

Tuza, P. V., Manfro, R. L., Ribeiro, N. F. P., & Souza, M. M. V. M. (2013). Production of renewable hydrogen by aqueous-phase reforming of glycerol over NiCu catalysts derived from hydrotalcite precursors. *Renewable Energy*, 50, 408–414.
<https://doi.org/10.1016/j.renene.2012.07.006>

Van Krieken, J. (2007). *Método para la purificación de ácido láctico a escala industrial*. (Patent No. ES2283440T3). OFICINA ESPAÑOLA DE PATENTES Y MARCAS.

**GRACIAS POR SU
ATENCIÓN**