



**Diseño de una red de intercambiadores de calor para el proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol.**

Bastidas Bastidas, Kelly Michelle

Departamento de Ciencias de la Energía y Mecánica

Carrera de Petroquímica

Trabajo de Unidad de Integración Curricular, previo a la obtención del título de Petroquímica

Tuza Alvarado, Pablo Vinicio, D. Sc.

24 de febrero del 2022

Latacunga

## Reporte de verificación de contenidos



Overall Similarity Score



Results Found



Total Words in Text

Identical Words	949
Words with Minor Changes	255
Paraphrased Words	719
Omitted Words	0



PABLO VINICIO  
TUZA ALVARADO

---

Tuza Alvarado, Pablo Vinicio, D. Sc.

C.C.:1104063241



**Departamento de ciencias de la energía y mecánica**

**Carrera de Petroquímica**

**Certificación**

Certifico que el trabajo de integración curricular: **“Diseño de una red de intercambiadores de calor para el proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol”** fue realizado por la señorita **Bastidas Bastidas , Kelly Michelle**, el mismo que cumple con los requisitos legales, teóricos, científicos, técnicos y metodológicos establecidos por la Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE, además fue revisado y analizada en su totalidad por la herramienta de prevención y/o verificación de similitud de contenidos; razón por la cual me permito acreditar y autorizar para que se lo sustente públicamente.

Latacunga, 24 de febrero del 2022



Firmado electrónicamente por:

**PABLO VINICIO  
TUZA ALVARADO**

---

**Tuza Alvarado, Pablo Vinicio, D. Sc.**

C.C.:1104063241



**Departamento de ciencias de la energía y mecánica**

**Carrera de Petroquímica**

**Responsabilidad de Autoría**

Yo, **Bastidas Bastidas, Kelly Michelle**, con cédula de ciudadanía n°1850626548, declaro que el contenido, ideas y criterios del trabajo de integración curricular: **"Diseño de una red de intercambiadores de calor para el proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol"** es de mi autoría y responsabilidad, cumpliendo con los requisitos legales, teóricos, científicos, técnicos, y metodológicos establecidos por la Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE, respetando los derechos intelectuales de terceros y referenciando las citas bibliográficas.

**Latacunga, 24 de febrero del 2022**

**Bastidas Bastidas, Kelly Michelle**

C.C.:1850626548



**Departamento de ciencias de la energía y mecánica**

**Carrera de Petroquímica**

**Autorización de Publicación**

Yo, **Bastidas Bastidas, Kelly Michelle**, con cédula de ciudadanía n°1850626548, autorizo a la Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE publicar el trabajo de integración curricular: **“Diseño de una red de intercambiadores de calor para el proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol”**, en el Repositorio Institucional, cuyo contenido, ideas y criterios son de mi responsabilidad.

**Latacunga, 24 de febrero del 2022**

**Bastidas Bastidas, Kelly Michelle**

C.C.:1850626548

## **Dedicatoria**

A Dios por darme la sabiduría y fuerzas para lograr mis metas, a mis padres por su apoyo y amor incondicional.

## **Agradecimientos**

A Dios por estar en todos los momentos de mi vida, por darme fortaleza en los días que pensaba rendirme. A mis padres Fernando y Gladys, por brindarme su amor y esfuerzo para verme triunfar. Gracias por enseñarme el valor de la humildad.

A mis hermanos David y Sara, por estar conmigo en los momentos difíciles, y enseñarme que con esfuerzo y perseverancia se encuentra el éxito.

A mi tutor, Dr. Pablo Tuza por transmitirme sus conocimientos y por su don de enseñanza. Gracias por brindarme su guía para el desarrollo de este trabajo de titulación.

A mis amigos que formaron parte de esta formación y compartieron momentos inolvidables en mi vida universitaria.

A toda mi familia, por creer en mí y darme aliento para conseguir mis metas.

## ÍNDICE DE CONTENIDOS

Certificación.....	3
Responsabilidad de autoría.....	4
Autorización de publicación.....	5
Dedicatoria.....	6
Agradecimientos.....	7
Tabla de contenidos .....	8
Índice de tablas.....	13
Índice de figuras.....	14
Resumen.....	17
Abstract.....	18
Capítulo I: Introducción .....	19
Antecedentes .....	19
Planteamiento del problema.....	21
Justificación e importancia .....	22
Objetivos.....	23
<i>Objetivo general</i> .....	23
<i>Objetivos específicos</i> .....	23
Hipótesis.....	23
Variables de investigación .....	23
<i>Variables independientes</i> .....	23
<i>Variables dependientes</i> .....	24
Capítulo II: Fundamentación teórica .....	25
Producción de H <sub>2</sub> a partir del reformado en fase líquida de glicerol .....	25
Productos obtenidos del reformado de glicerol en fase líquida .....	25
<i>Ácido láctico</i> .....	26
<i>Acetol</i> .....	27
<i>Propilenglicol</i> .....	27

<b>1,2 – butanodiol</b> .....	<b>28</b>
<b>Ciclopentanona</b> .....	<b>28</b>
<b>2,5 – hexanodiona</b> .....	<b>29</b>
<b>4 – hidroxí – 3 – hexanona</b> .....	<b>30</b>
<b>Intercambiador de calor</b> .....	<b>30</b>
<b>Definición</b> .....	<b>30</b>
<b>Ecuación</b> .....	<b>31</b>
<b>Tipos de intercambiadores de calor</b> .....	<b>32</b>
Intercambiador de doble tubo .....	32
Intercambiador de coraza y tubo .....	34
Intercambiador de flujo cruzado .....	34
<b>Redes de Intercambio de Calor</b> .....	<b>35</b>
<b>Utilidades empleadas en una industria</b> .....	<b>36</b>
<b>Costos utilidades</b> .....	<b>37</b>
<b>Método de Intervalo de Temperatura</b> .....	<b>38</b>
<b>Diseño de una HEN que cumpla con los objetivos del MER</b> .....	<b>40</b>
<b>Simuladores</b> .....	<b>42</b>
<b>Aspen Plus</b> .....	<b>42</b>
<b>Hysys</b> .....	<b>43</b>
<b>Software Pro II</b> .....	<b>44</b>
<b>Heurísticas para el diseño de redes de intercambio de calor</b> .....	<b>44</b>
<b>Trenes de destilación con integración de calor</b> .....	<b>47</b>
<b>Índice de costo</b> .....	<b>51</b>
<b>Costos de equipos</b> .....	<b>52</b>
<b>Costo de compra de intercambiadores de calor</b> .....	<b>53</b>
Intercambiadores de calor de carcasa y tubo .....	53
<b>Capítulo III: Metodología</b> .....	<b>55</b>
<b>Introducción</b> .....	<b>55</b>

<b>Primer sistema de separación.....</b>	<b>55</b>
<i>Análisis de temperatura de corrientes calientes y frías .....</i>	<i>55</i>
<i>Precaentamiento en la alimentación .....</i>	<i>56</i>
<i>Heurística 26 para intercambiadores de calor .....</i>	<i>56</i>
<i>Heurística 28.....</i>	<i>57</i>
<i>Heurística 31.....</i>	<i>57</i>
<i>Condensadores externos en las columnas .....</i>	<i>59</i>
<i>Cambio de especificaciones en las columnas.....</i>	<i>61</i>
<i>Especificaciones en los platos de alimentación y reflujo .....</i>	<i>65</i>
<i>Reboiler externo en la columna T1 .....</i>	<i>66</i>
<i>Integración de calor entre el Reboiler de T1 con los condensadores     de T3 y T4.....</i>	<i>67</i>
<i>Controlador Feedback.....</i>	<i>71</i>
<b>Segundo sistema de separación .....</b>	<b>72</b>
<i>Precaentamiento en la alimentación .....</i>	<i>72</i>
<i>Condensadores externos.....</i>	<i>73</i>
<i>Integración de calor en el segundo sistema de separación.....</i>	<i>77</i>
<i>Caída de presión en los condensadores .....</i>	<i>78</i>
<b>Obtención de curvas de calentamiento y enfriamiento .....</b>	<b>78</b>
<b>Costos .....</b>	<b>79</b>
<i>Índice de costo actual .....</i>	<i>80</i>
<i>Costos de intercambiadores de calor .....</i>	<i>80</i>
<i>Coficiente global de transferencia de calor. ....</i>	<i>81</i>
<i>Costo de intercambiadores de calor .....</i>	<i>81</i>
<i>Costo de hervidores .....</i>	<i>82</i>
<i>Costo de utilidad ips .....</i>	<i>82</i>
<i>Costo de utilidad bfw .....</i>	<i>82</i>
<b>Simulación de la obtención de utilidades.....</b>	<b>83</b>

<b>Capítulo IV: Análisis y Discusión de Resultados .....</b>	<b>85</b>
<b>Trenes de separación con integración de calor .....</b>	<b>85</b>
<b>Primer sistema de separación.....</b>	<b>86</b>
<i>Temperatura mínima de aproximación .....</i>	<i>86</i>
<i>Curvas de calentamiento y enfriamiento en el primer sistema de separación.....</i>	<i>87</i>
<i>Precalentamiento corriente de alimentación primera columna...92</i>	
<i>Precalentamiento corriente de alimentación segunda columna</i>	<i>92</i>
<b>Integración de calor en el primer sistema de separación.....</b>	<b>92</b>
<b>Energía ahorrada con la integración de calor .....</b>	<b>94</b>
<i>Propiedades de los compuestos con la integración de calor.....</i>	<i>94</i>
<b>Costos .....</b>	<b>101</b>
<i>Costos de compra de intercambiadores de calor.....</i>	<i>101</i>
<i>Costo de compra de los hervidores .....</i>	<i>101</i>
<b>Segundo sistema de separación .....</b>	<b>102</b>
<i>Temperaturas segundo sistema de separación.....</i>	<i>102</i>
<i>Temperatura mínima de aproximación .....</i>	<i>104</i>
<b>Segundo sistema de separación con aprovechamiento de energía .....</b>	<b>105</b>
<i>Curvas de calentamiento y enfriamiento en el segundo sistema de separación.....</i>	<i>112</i>
<b>Costos del segundo sistema de separación .....</b>	<b>116</b>
<i>Costos intercambiadores de calor .....</i>	<i>116</i>
<i>Costo hervidores .....</i>	<i>116</i>
<b>Agua de entrada a la caldera.....</b>	<b>117</b>
<b>Fuel oil.....</b>	<b>118</b>
<b>Análisis de los costos en los sistemas de separación .....</b>	<b>118</b>
<b>Capítulo V: Conclusiones y Recomendaciones .....</b>	<b>120</b>
<b>Conclusiones .....</b>	<b>120</b>

<b>Recomendaciones .....</b>	<b>122</b>
<b>Bibliografía.....</b>	<b>123</b>

## ÍNDICE DE TABLAS

<b>Tabla 1.</b> <i>Costos de utilidades.</i> .....	38
<b>Tabla 2.</b> <i>Datos del primer sistema de separación.</i> .....	56
<b>Tabla 3.</b> <i>Temperaturas fondo y del destilado segundo sistema de separación.</i> .....	77
<b>Tabla 4.</b> <i>Datos de las temperaturas y calor en el primer sistema de separación.</i> .....	85
<b>Tabla 5.</b> <i>Integración de calor de S9 con S10, S5, S7.</i> .....	93
<b>Tabla 6.</b> <i>Datos propiedades de las corrientes en el primer sistema de separación con integración de calor.</i> .....	95
<b>Tabla 7.</b> <i>Costo de compra de los intercambiadores de calor.</i> .....	101
<b>Tabla 8.</b> <i>Costo de los hervidores del primer tren de separación.</i> .....	102
<b>Tabla 9.</b> <i>Costo utilidad ips hervidores primer sistema de separación.</i> .....	102
<b>Tabla 10.</b> <i>Temperaturas y calor mostrados con la integración y sin la integración de calor del segundo sistema de separación.</i> .....	104
<b>Tabla 11.</b> <i>Integración de calor de S11 con S7 y S9.</i> .....	106
<b>Tabla 12.</b> <i>Datos de las corrientes de producto en el segundo sistema con integración de calor.</i> .....	107
<b>Tabla 13.</b> <i>Costo de compra de intercambiadores de calor.</i> .....	116
<b>Tabla 14.</b> <i>Costo de los hervidores en el segundo tren de separación.</i> .....	116
<b>Tabla 15.</b> <i>Costo de utilidad ips en el hervidor de T1 en el segundo sistema de separación.</i> .....	117
<b>Tabla 16.</b> <i>Costos de las utilidades bfw e ips en los sistemas de separación.</i> .....	118

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura 1.</b>	<i>Representación de la molécula de Ácido láctico.</i>	26
<b>Figura 2.</b>	<i>Representación de la molécula de Acetol.</i>	27
<b>Figura 3.</b>	<i>Representación de la molécula de Propilenglicol.</i>	27
<b>Figura 4.</b>	<i>Representación de la molécula de 1,2 – butanodiol.</i>	28
<b>Figura 5.</b>	<i>Representación de la molécula de Ciclopentanona.</i>	29
<b>Figura 6.</b>	<i>Representación de la molécula de 2,5 – hexanodiona.</i>	29
<b>Figura 7.</b>	<i>Representación de la molécula de 4 – hidroxí – 3 – hexanona.</i>	30
<b>Figura 8.</b>	<i>Intercambiadores de calor de doble tubo (contraflujo).</i>	33
<b>Figura 9.</b>	<i>Intercambiadores de calor de doble tubo (flujo paralelo).</i>	33
<b>Figura 10.</b>	<i>Intercambiador de calor de tubos y de coraza.</i>	34
<b>Figura 11.</b>	<i>Intercambiador de flujo cruzado.</i>	35
<b>Figura 12.</b>	<i>Configuración de una red de intercambiadores de calor.</i>	36
<b>Figura 13.</b>	<i>Ciclo de calor.</i>	41
<b>Figura 14.</b>	<i>Integración de calor entre dos columnas de destilación.</i>	49
<b>Figura 15.</b>	<i>Alternativas de integración de calor en columnas de destilación.</i>	50
<b>Figura 16.</b>	<i>Integración de calor entre dos columnas de destilación.</i>	51
<b>Figura 17.</b>	<i>Especificación temperatura mínima de aproximación en E1.</i>	57
<b>Figura 18.</b>	<i>Caída de presión en intercambiadores de calor.</i>	58
<b>Figura 19.</b>	<i>Caída de presión en los condensadores.</i>	58
<b>Figura 20.</b>	<i>Especificación en la bomba.</i>	59
<b>Figura 21.</b>	<i>Eliminación del condensador interno en la primera columna.</i>	60
<b>Figura 22.</b>	<i>Modificación en las especificaciones en la primera columna.</i>	61
<b>Figura 23.</b>	<i>Especificación simulación sin integración en T1 (Freire, 2021).</i>	62
<b>Figura 24.</b>	<i>Modificación en las especificaciones en la segunda columna.</i>	63
<b>Figura 25.</b>	<i>Modificación en las especificaciones en la tercera columna.</i>	64
<b>Figura 26.</b>	<i>Modificación en las especificaciones en la cuarta columna.</i>	64
<b>Figura 27.</b>	<i>Modificación en la ventana Column - Feeds and Products.</i>	65

<b>Figura 28.</b> <i>Modificación en Reboiler de la columna T1.</i> .....	66
<b>Figura 29.</b> <i>Eliminación del Reboiler interno en la columna T1.</i> .....	67
<b>Figura 30.</b> <i>Requerimientos del separador flash.</i> .....	68
<b>Figura 31.</b> <i>Especificaciones de fases en el separador flash.</i> .....	69
<b>Figura 32.</b> <i>Aumento de presión en la corriente que va a intercambiar calor.</i> .....	70
<b>Figura 33.</b> <i>Especificación de la bomba para caída de presión en los intercambia- dores de calor en el precalentamiento.</i> .....	71
<b>Figura 34.</b> <i>Especificaciones en el Controlador Feedback.</i> .....	72
<b>Figura 35.</b> <i>Especificación de la temperatura mínima de aproximación en E1.</i> .....	73
<b>Figura 36.</b> <i>Eliminación del condensador de T1 del segundo sistema.</i> .....	74
<b>Figura 37.</b> <i>Modificación en las especificaciones en la columna T1 en el segundo sistema de separación.</i> .....	75
<b>Figura 38.</b> <i>Modificación especificaciones en la columna T2 en el segundo siste- ma de separación.</i> .....	76
<b>Figura 39.</b> <i>Modificación en las especificaciones en la columna T3 en el segundo sistema de separación.</i> .....	77
<b>Figura 40.</b> <i>Obtención de curvas de calentamiento y enfriamiento.</i> .....	79
<b>Figura 41.</b> <i>Especificaciones en la corriente de entrada bfw.</i> .....	84
<b>Figura 42.</b> <i>Especificaciones en el controlador para obtener bfw.</i> .....	84
<b>Figura 43.</b> <i>Temperatura mínima de aproximación en E1.</i> .....	86
<b>Figura 44.</b> <i>Temperatura mínima de aproximación en E2.</i> .....	87
<b>Figura 45.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E1.</i> .....	88
<b>Figura 46.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E3.</i> .....	88
<b>Figura 47.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E4.</i> .....	89
<b>Figura 48.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E5.</i> .....	89
<b>Figura 49.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E2.</i> .....	90
<b>Figura 50.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E8.</i> .....	90
<b>Figura 51.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E6.</i> .....	91

<b>Figura 52.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E7.</i> .....	91
<b>Figura 53.</b> <i>Sistema de separación con integración de calor.</i> .....	100
<b>Figura 54.</b> <i>Segundo sistema de separación con aprovechamiento de energía.</i> .....	111
<b>Figura 55.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E1.</i> .....	112
<b>Figura 56.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E2.</i> .....	113
<b>Figura 57.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E3.</i> .....	113
<b>Figura 58.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E4.</i> .....	114
<b>Figura 59.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E5.</i> .....	114
<b>Figura 60.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E6.</i> .....	115
<b>Figura 61.</b> <i>Curvas de calentamiento y enfriamiento de E7.</i> .....	115

## Resumen

En el presente trabajo se desarrolló una red de intercambiadores de calor para el proceso de separación de especies químicas del reformado del glicerol en fase líquida de dos sistemas de separación, llamados Primer y Segundo Sistemas de Separación, respectivamente, empleando el software de simulación PRO/II. Luego de analizar las temperaturas de las corrientes, se llevó a cabo la integración de calor entre corrientes calientes y frías en función de la segunda ley de la termodinámica y de Heurísticas. En los dos sistemas de separación se llevó a cabo la integración de calor entre los condensadores y los reboiler o alimentaciones a las columnas de destilación. También, fue posible la obtención de utilidades como agua de alimentación de calderas y vapor de presión intermedia. También se demuestra la reducción del consumo de fuel oil de 33 °API para calentar agua en el Primer Sistema de Separación. El costo de compra de los intercambiadores de calor en el Primer Sistema de Separación fue igual a \$ 4080239,75, con ahorro de costo de compra y de vapor de los reboiler del 10,35% y 12,58%, respectivamente, costo de agua de entrada a la caldera de \$13054,76 y ahorro de compra de fuel oil de 33 °API de 6848810,94 \$/año. En el Segundo Sistema de Separación, el costo de compra de los intercambiadores de calor fue de \$ 2168824,95. La disminución de costo y de vapor en los reboiler fue igual a 15,98% y 46,15%, respectivamente. La generación de vapor de presión intermedia y agua de entrada a la caldera fue de \$39744,12, y de \$12193,65 respectivamente. En base al análisis de los costos se determinó que el costo de capital de los intercambiadores de calor se recuperará por la generación y/o ahorro de utilidades.

*Palabras clave:* intercambiadores de calor, integración de calor, servicios públicos, glicerol.

### Abstract

In the present work, a heat exchanger network was obtained for two different separation processes of chemical species from the aqueous phase reforming of glycerol. These processes are called the First and Second Separation Systems, respectively. The software used for the energy integration is PRO/II. Heat integration was carried out based on the second law of thermodynamics and Heuristics. Heat integration between the condensers and the reboilers or feeds to the distillation columns was carried out. Utilities such as boiler feed water and intermediate pressure steam were also generated. The reduction of 33 °API fuel oil consumption for water heating occurred for the First Separation System. For this last separation system, the purchase cost of the heat exchangers was equal to \$4,080,239.75. Also, the reboilers' purchase cost and steam savings are 10.35% and 12.58%, respectively. Moreover, the boiler feed water cost of \$13,054.76 and savings of \$6,848,810.94/year of 33°API fuel oil was also achieved. In the Second Separation System, the purchase cost of the heat exchangers was \$2,168,824.95. The decrease in cost and steam in the reboilers was equal to 15.98% and 46.15%, respectively. The generation of intermediate pressure steam and boiler feed water was \$39,744.12 and \$12,193.65, respectively. Based on the cost analysis, it was determined that the capital cost of the heat exchangers will be recovered by generating and saving utilities.

*Key words:* heat exchangers, heat integration, public services, glycerol.

## Capítulo I

### Introducción

#### Antecedentes

El incremento del costo de la energía y el impacto ambiental que este produce se ha convertido en un tema importante en el sector industrial. El consumo de energía se prevé que incremente dos veces más rápido entre 2020 y 2050. Por otra parte, existen dificultades para satisfacer esta demanda con las fuentes de energía disponibles, por ello se estima una crisis energética global. La mayoría de las emisiones de gases de efecto invernadero provienen principalmente de la quema de combustibles fósiles, carbón, gas natural y petróleo para uso energético. Además, la Agencia de Protección Ambiental (EPA) estimó un 74% de las emisiones totales son causadas por esta actividad (U.S. Energy Information Administration (EIA), 2021).

El costo de producción de energía incluye el costo para construir, operar, alimentar y mantener plantas de energía, así como el costo de compra de energía en los casos en que la empresa de servicios públicos no posee generadores. En 2021, la demanda de bienes de consumo y la energía necesaria para producirlos ha superado la oferta. Esta diferencia ha contribuido a mayores precios de los combustibles utilizados para producir energía. (U.S. Energy Information Administration (EIA), 2021).

El incremento del costo ha impulsado la búsqueda de métodos que contribuyan de manera efectiva al ahorro de la energía que se requiere en las operaciones unitarias. Uno de los métodos es la integración energética, la cual consiste en diseñar redes de intercambio de calor, de modo que las corrientes del proceso que se requieren enfriar lo hagan con el uso de las corrientes que se deseen calentar y recíprocamente.

La integración energética es un procedimiento termodinámico, estructurado para una optimización económica de cada red de intercambiadores de calor en donde las cantidades

de energía que se disponen en el proceso son aprovechados para suministrar energía en otras corrientes con menor temperatura (Domínguez, 1976). La síntesis de redes de intercambiadores de calor busca utilizar la energía excedente que poseen las corrientes de proceso calientes para calentar las corrientes frías (Seider et al., 2009).

Por otra parte, la destilación consume una gran cantidad de energía. Esta operación de separación posee una reducida eficiencia termodinámica. Sin embargo, es usada para separar productos químicos orgánicos. En la destilación es importante tomar en cuenta los requisitos de calentamiento en los hervidores y de enfriamiento en los condensadores a la hora de diseñar redes de intercambiadores de calor (Seider et al., 2009).

Luego de la crisis del petróleo en la década de 1970, nació la idea de un sistema energético apoyado en el hidrógeno, el cual ofrece una variedad de beneficios como portador de energía limpia, sin embargo, no se encuentra libre en la naturaleza y por ello trae la necesidad de producirlo (Ball & Weeda, 2015), por ejemplo, mediante el reformado con vapor de hidrocarburos, o del del reformado del glicerol en fase líquida.

Esta última tecnología ocurre en menores temperaturas de reacción en comparación a las empleadas para obtener la misma especie química mediante reformado con vapor de gas natural, y el hidrógeno que se obtiene muestra un menor contenido de CO en la corriente de salida (Buffoni et al., 2000).

Los intercambiadores de calor están involucrados en los procesos de separación de especies químicas. La energía requerida por estos equipos puede ser provista por otro proceso de intercambio de calor, con el fin de obtener un ahorro de energía usada en el proceso. Este ahorro se consigue con un diseño de redes de intercambiadores de calor.

Las ventajas que presenta el reformado en fase líquida del glicerol para la producción de hidrogeno es que se puede encontrar fácilmente en una amplia gama de biomasa, no hay necesidad de su vaporización y el proceso permite la explotación a fondo de los beneficios ambientales del uso del hidrógeno como energía. El uso de glicerol está

motivado por su disponibilidad como consecuencia del aumento de la producción de biodiésel en el mundo. Además, el glicerol es no volátil y, por tanto, es apto para la producción de hidrógeno mediante reformado en fase acuosa (APR), evitando cualquier demanda de energía extra para su vaporización (Menezes et al., 2011).

### **Planteamiento del problema**

Las refinerías, los complejos petroquímicos y las industrias químicas son grandes consumidores de energía proveniente de combustible, vapor y electricidad. En las industrias químicas, se consume una gran cantidad de energía en el proceso de separación. El ahorro del consumo de energía en este proceso puede ser eficaz en la reducción de costos del producto. Por lo tanto, se busca la reducción del consumo de energía a través de la integración de calor (Masoumi & Kadkhodaie, 2012).

Con un óptimo diseño de las redes de intercambiadores de calor se obtiene un mínimo consumo de energía. Mediante un sistema de recuperación de calor que constituye un conjunto de intercambiadores de calor se puede desarrollar una red de intercambiadores de calor. Las redes de intercambio de calor son ampliamente utilizadas en las industrias de procesamiento de gas y petroquímicas, para intercambiar energía térmica entre varias corrientes de proceso con diferentes temperaturas de suministro (EL-Temtamy & Gabr, 2012).

Con el uso de redes de intercambiadores de calor se logra ahorrar una gran cantidad de costos de utilidades, como los costos de vapor y agua de enfriamiento, también los costos de calentadores y enfriadores. No obstante, aumentará la inversión para la implementación de intercambiadores de calor adicionales que se requieran usar en el proceso. Consecuentemente, se deberá establecer un equilibrio entre los costos de capital y los costos de funcionamiento (EL-Temtamy & Gabr, 2012).

Freire (2021) diseñó dos sistemas de separación de especies químicas obtenidas mediante la reacción de reformado del glicerol en fase líquida. No se ha reportado en la

literatura la implementación de redes de intercambio de calor en dichos sistemas de separación.

### **Justificación e importancia**

El ahorro de energía es considerado una prioridad en el diseño de plantas de proceso o en la modificación de plantas en operación. Desde el punto de vista económico, el aprovechamiento de energía en las industrias química y petroquímica es de gran relevancia, ya que reduce las demandas de calentamiento y enfriamiento, y por tanto, su costo energético. Por otra parte, es importante el ahorro de energía ya que se encuentra relacionado con la disminución de emisiones contaminantes que proviene de los combustibles usados en plantas de proceso (Serna González, Ponce Ortega, & Jiménez Gutiérrez, 2003).

La conservación de la energía es un tema importante por el agotamiento de los recursos energéticos fósiles, el incremento de la demanda de energía, las regulaciones ambientales, los cambios climáticos y la globalización del mercado. Es por esta razón que la industria de procesos químicos utiliza la estrategia de síntesis de redes de intercambiadores de calor (Huang et al., 2012).

La importancia en el proceso de síntesis de redes de intercambio de calor en general, es el poder ceder la energía disponible de una determinada cantidad de corrientes calientes a otras corrientes frías que lo necesiten, así logrando un ahorro energético (Batista, 2015).

No ha sido reportado en la literatura la implementación de redes de intercambio de calor en el diseño de separación de especies químicas del reformado del glicerol reportado por Freire (2021), los cuales posibilitarán la reducción del costo de operación.

## **Objetivos**

### ***Objetivo general***

Diseñar una red de intercambiadores de calor para el proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol.

### ***Objetivos específicos***

Colectar información de corrientes calientes y frías que se emplearán para el diseño de la red de intercambiadores de calor.

Revisión bibliográfica sobre el diseño de redes de intercambiadores de calor.

Revisión bibliográfica sobre el proceso de reformado en fase líquida del glicerol.

Optimizar el número de intercambiadores de calor en función del costo del proceso.

Diseñar una red de intercambiadores de calor óptimo para el proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol.

Analizar el costo y los beneficios del diseño de la red de intercambiadores de calor para dicho proceso.

## **Hipótesis**

¿Con el diseño de una red de intercambiadores de calor para el proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol se podrá reducir el costo de dicho proceso?

## **Variables de investigación**

### ***Variables independientes***

Numero de intercambiadores de calor.

***Variables dependientes***

Costo total del proceso de la integración de calor.

## Capítulo II

### Fundamentación teórica

#### **Producción de H<sub>2</sub> a partir del reformado en fase líquida de glicerol**

El biodiésel se ha transformado en uno de los biocombustibles más rentables, cuyo costo es el principal obstáculo para la correspondiente comercialización. La recuperación de coproductos de biodiésel, como el glicerol, es una de las principales opciones a tomar en cuenta para reducir el costo global de obtención de biodiésel (Iriando et al., 2008).

La disminución de las reservas de combustibles fósiles y la contaminación causada por la respectiva combustión, atribuido a la continua demanda energética, promueve la búsqueda de alternativas para producir energía sustentable. Una de estas alternativas es la producción de hidrógeno a partir de recursos renovables. El glicerol es una fuente de energía potencial, debido a su alto contenido en H<sub>2</sub>, no es tóxico y su manejo y almacenamiento es sencillo. Entre los procesos de obtención de H<sub>2</sub> a partir de glicerol se encuentra el reformado en fase líquida, la cual representa una alternativa interesante, ya que en esta reacción se da a temperaturas bajas y el hidrógeno obtenido presenta un contenido de CO bajo (Iriando et al., 2008).

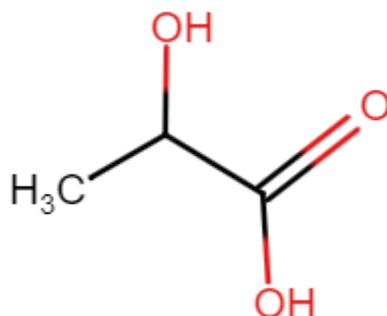
#### **Productos obtenidos en la reacción de reformado de glicerol en fase líquida**

En base al trabajo realizado por Tuza et al.(2013) el reformado del glicerol en fase líquida. Los productos encontrados en la fase líquida fueron el ácido láctico, Acetol, Propilenglicol, 1,2-Butanodiol, Ciclopentanona, 2-5-hexanodiona, y 4-hidroxi-3-hexanona. Esos productos están de acuerdo con los reportados en otros trabajos de la literatura (Callison et al., 2018). A continuación, se muestran los usos de cada uno de dichos productos en el campo de la Petroquímica.

## Ácido láctico

### Figura 1

Representación de la molécula de Ácido láctico.



*Nota.* Molécula de ácido láctico. Recuperado de Directed aqueous-phase reforming of glycerol through tailored platinum nanoparticles (p.623), por Callison et al., 2018, Applied Catalysis B: Environmental.

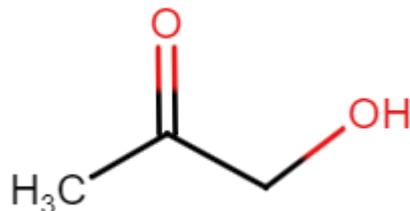
El ácido láctico se utiliza como materia prima para la producción de ácido propiónico el cual es usado en la industria alimenticia para piensos y alimentos. El proceso de producción selectiva antes mencionado para obtener el ácido propiónico partiendo de ácido láctico es difícil por la alta energía de activación que presenta el grupo hidroxilo en la posición  $\alpha$  del grupo carboxilo (Liu et al., 2020).

El ácido láctico es usado para la producción de plásticos biodegradables, de ácido poliláctico y disolvente etil-lactato los cuales son más amigables con el ambiente que sus contrapartes provenientes del petróleo (Dong Shin et al., 2007).

### **Acetol**

#### **Figura 2**

*Representación de la molécula de Acetol.*



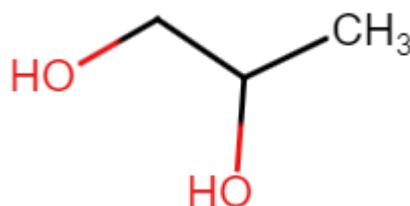
*Nota.* Molécula de Acetol. Recuperado de Ni/CaO-SiO<sub>2</sub> catalysts for assessment in steam reforming reaction of acetol (p.2), por Vázquez Thyssen & Moreira Assaf, 2019, Fuel.

El acetol se usa para sintetizar imidazoles, los cuales pueden ser sometidos al proceso de metilación en fase gaseosa en presencia de zeolitas. De igual forma, sirve para síntesis de polioles, acroleína o bronceadores (Vanoy & Apestegua, 2013).

### **Propilenglicol.**

#### **Figura 3**

*Representación de la molécula de Propilenglicol.*



*Nota.* Molécula de Propilenglicol. Recuperado de Low-pressure hydrogenolysis of glycerol to propylene glycol (p.228), por Dasari et al., 2005, Applied Catalysis A: General.

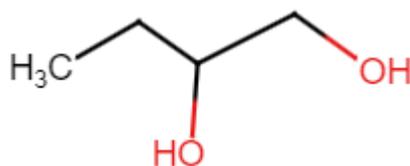
El propilenglicol es de la familia de los disolventes, utilizado comúnmente en la industria alimentaria, específicamente en los aromatizantes de alimentos comercializables. Dependiendo de la condición de trabajo, el propilenglicol reacciona con los componentes usados dentro de la aromatización de alimentos y dicha reacción puede proporcionar otros

productos como acetales y cetales si reacciona con aldehídos y cetonas, mono diésteres si reacciona con ácidos orgánicos y finalmente dihidroxiésteres al reaccionar con lactonas (Elmore et al., 2014).

### **1,2 – butanodiol**

#### **Figura 4**

*Representación de la molécula de 1,2 – butanodiol.*



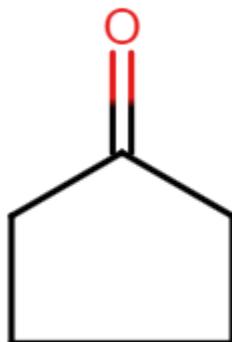
*Nota.* Molécula de 1,2 – butanodiol. Recuperado de Production of renewable hydrogen by aqueous-phase reforming of glycerol over NieCu catalysts derived from hydrotalcite precursors (p. 413), por Tuza et al., 2013, Renewable Energy.

El 1,2-Butanodiol se usa como materia prima en el proceso de deshidratación catalítica para generar n-butiraldehído en agua subcrítica y supercrítica. Dicho n-butiraldehído se usa como plastificantes en la industria de los plásticos (Ott et al., 2005).

### **Ciclopentanona**

**Figura 5**

*Representación de la molécula de Ciclopentanona.*

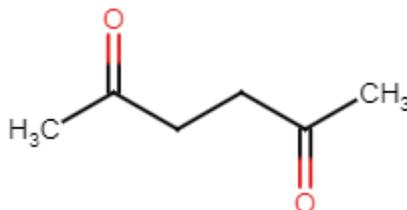


*Nota.* Molécula de Ciclopentanona. Recuperado de Cyclopentanone: A raw material for production of C15 and C17 fuel precursors (p.295), por Hronec et al., 2014, Biomass and Bioenergy.

La ciclopentanona se utiliza en la industria de los perfumes, con ella se puede obtener distintas fragancias enriqueciéndola con isómeros cis como (Z)-3-(2-oxopropil) – 2-(pent-2-en-1-il) ciclopentanona con distintos rendimientos que van desde el 62% hasta el 67% (Pan & Williams, 2014).

**2,5 – hexanodiona****Figura 6**

*Representación de la molécula de 2,5 – hexanodiona.*



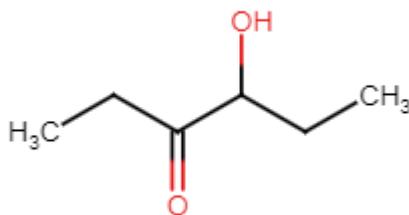
*Nota.* Molécula de 2,5 – hexanodiona. Recuperado de Molecular Mechanism of Hexane Neuropathy: Significant Differences in Pharmacokinetics between 2.3-, 2.4-, and 2.5-Haxanedione (p.178), por Tsuruta, 1984, Industrial Health.

Los derivados de la dicetona como la HDN (2,5 – hexanodiona) son productos químicos de gran importancia, principalmente para la producción de dioles o diaminas, que poseen un gran potencial de mercado en el campo de los polímeros (poliéteres, poliamidas, poliésteres), disolventes y tensioactivos. También se utilizan para producir ingredientes farmacéuticos valiosos, como la pirrolidina (Iriundo et al., 2008).

#### **4 – hidroxi – 3 – hexanona**

#### **Figura 7**

*Representación de la molécula de 4 – hidroxi – 3 – hexanona.*



*Nota.* Molécula de 4 – hidroxi – 3 – hexanona. Recuperado de Gas-phase UV absorption cross-sections and photolysis kinetics of 4-hydroxy-3-hexanone: Atmospheric implications (p.46), por Aslan et al., 2017, Chemical Physics Letters.

La 4 – hidroxi – 3 – hexanona corresponde a la familia de los compuestos orgánicos volátiles, que tienen un uso amplio como disolventes para resinas, celulosa, lacas y en la elaboración de perfumes, colorantes y plásticos. También se utilizan en alimentos, síntesis de productos químicos y farmacéuticos (Dib et al., 2018).

#### **Intercambiador de calor**

##### ***Definición***

Un intercambiador de calor es un equipo utilizado para aumentar o enfriar un fluido, es decir, existen dos corrientes de flujo que intercambian calor sin mezclarse entre sí, obteniendo una corriente de flujo con las especificaciones requeridas por el operador. Los

intercambiadores de calor se emplean considerablemente en varias industrias y su diseño es variado (Cengel & Boles, 2011).

### **Ecuación**

$$A = \frac{Q}{UF_T \Delta T_{LM}} \quad [ 1 ]$$

En la ecuación 1 se muestra como calcular el área de un intercambiador de calor, donde Q es el calor, U es el coeficiente global de transferencia de calor,  $F_T$  es el factor de corrección de corrección para un intercambiador de calor y  $\Delta T_{LM}$  es la fuerza impulsora de la temperatura media logarítmica, en la ecuación 2 se muestra cómo obtener su valor (Seider et al., 2009).

$$\Delta T_{LM} = \frac{[(T_{h,i} - T_{c,o}) - (T_{h,o} - T_{c,i})]}{\ln \left[ \frac{(T_{h,i} - T_{c,o})}{(T_{h,o} - T_{c,i})} \right]} \quad [ 2 ]$$

Coeficiente global de transferencia de calor ( Perry, 1992).

$$dA = \frac{dQ}{U \Delta T} \quad [ 3 ]$$

$dA$ : Elemento de área superficial que se pretende para transferir una cantidad de calor.

$U$ : Coeficiente global de transferencia de calor

$\Delta T$ : Diferencia global de temperatura

Coeficiente global de transmisión de calor.

$$\frac{1}{U_o} = r_{io} + r_{dio} + r_{mo} + r_{do} + r_o \quad [ 4 ]$$

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_{io}} + r_{di} * \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o \ln \left( \frac{d_o}{d_i} \right)}{2k_m} + r_{do} + \frac{1}{h_o} \quad [ 5 ]$$

$r_{i0}$ : Resistencia de la película interna =  $\frac{1}{h_{i0}}$

$r_{dio}$ : Resistencia de la suciedad interna

$r_{mo}$ : Resistencia de la pared metálica

$r_{do}$ : Resistencia de suciedad externa

$r_o$ : Resistencia de la película externa =  $\frac{1}{h_o}$

$h$ : Coeficiente de película de transmisión de calor

$d_i$ : Diámetro interno

$d_o$ : Diámetro externo

$k_m$ : Conductividad térmica del material

### ***Tipos de intercambiadores de calor***

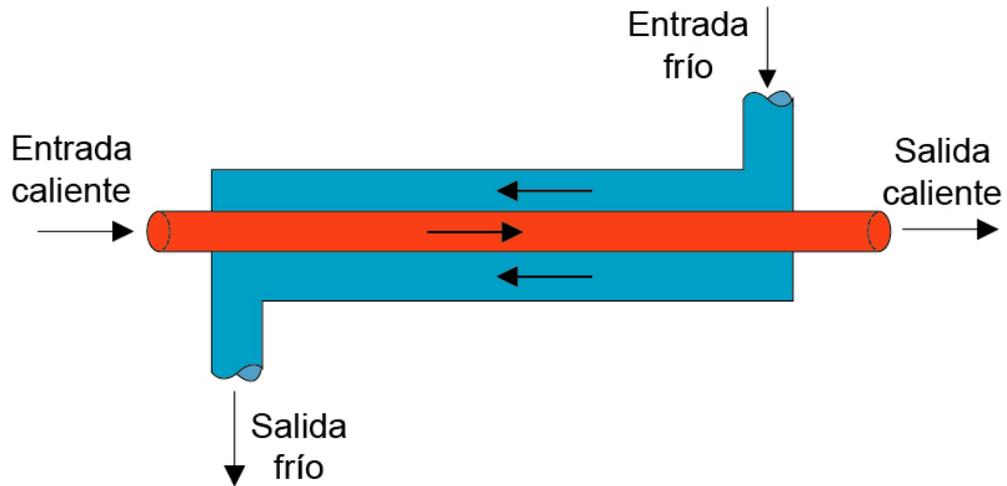
#### **Intercambiador de doble tubo**

En un intercambiador de doble tubo tenemos dos fluidos que ingresan por el tubo de menor diámetro en comparación con el otro fluido que ingresa por el espacio anular. Existe un intercambiador de calor de doble tubo dos tipos de disposición del flujo:

Los flujos paralelos de los dos fluidos dentro del intercambiador de calor hacen referencia al flujo frío y el caliente que ingresan en el intercambiador por el mismo extremo, pero no unidos y se mueven en la misma dirección. Además, tenemos la disposición en contraflujo donde los fluidos ingresan en el intercambiador de calor por los extremos opuestos y fluyen en direcciones contrarias (Yunus A. Cengel, 2012).

**Figura 8**

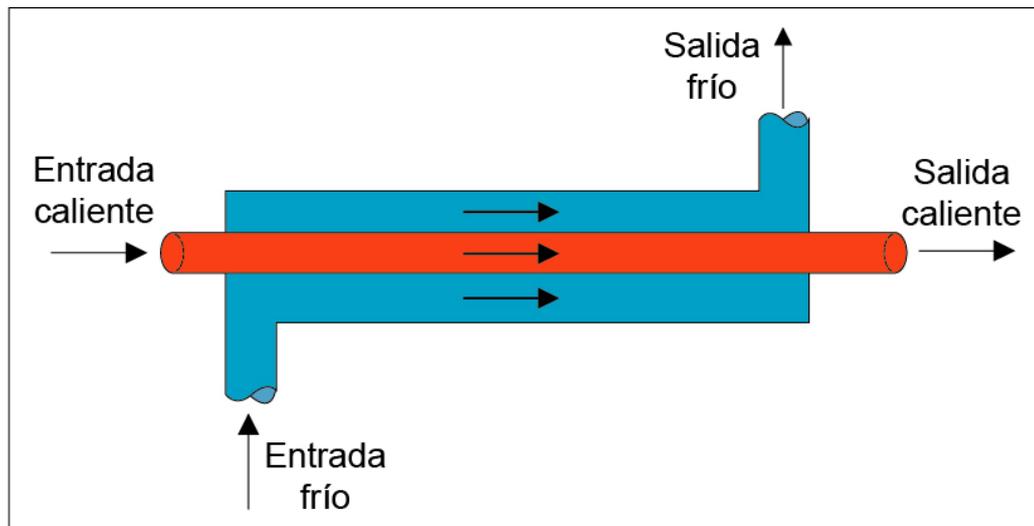
*Intercambiadores de calor de doble tubo (contraflujo).*



*Nota.* Recuperado de Termodinámica (p.630), por Yunus A. Cengel,2012, The McGraw-Hill Companies, Inc

**Figura 9**

*Intercambiadores de calor de doble tubo (flujo paralelo).*



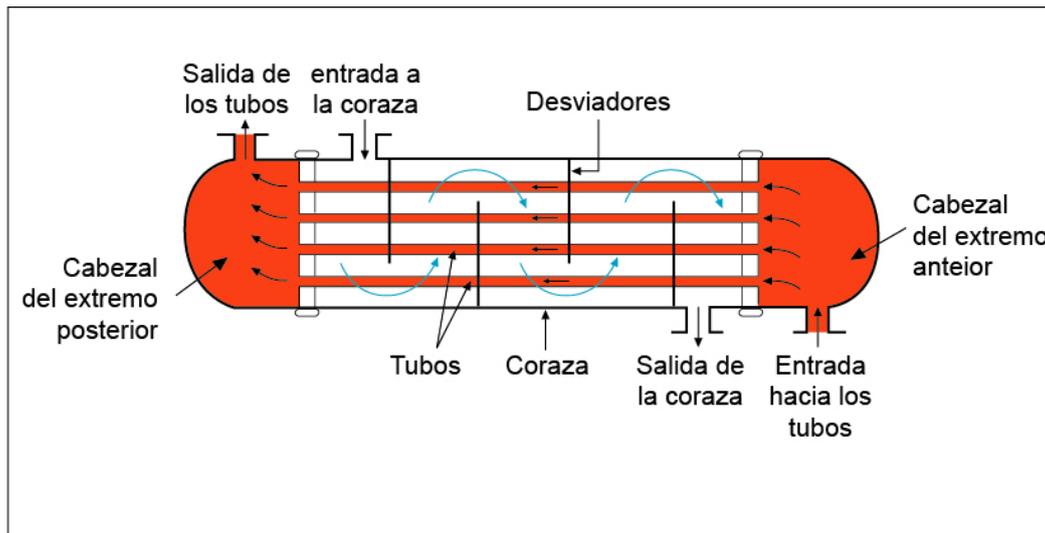
*Nota.* Recuperado de Termodinámica (p.630), por Yunus A. Cengel,2012, The McGraw-Hill Companies, Inc.

### Intercambiador de coraza y tubo

Poseen un gran número de tubos que se presentan de manera paralela entre sí, el flujo se mantiene continuo y a contracorriente, es decir, el flujo frío y caliente ingresan por extremos opuestos (Yunus A. Cengel, 2012).

#### Figura 10.

*Intercambiador de calor de tubos y de coraza.*

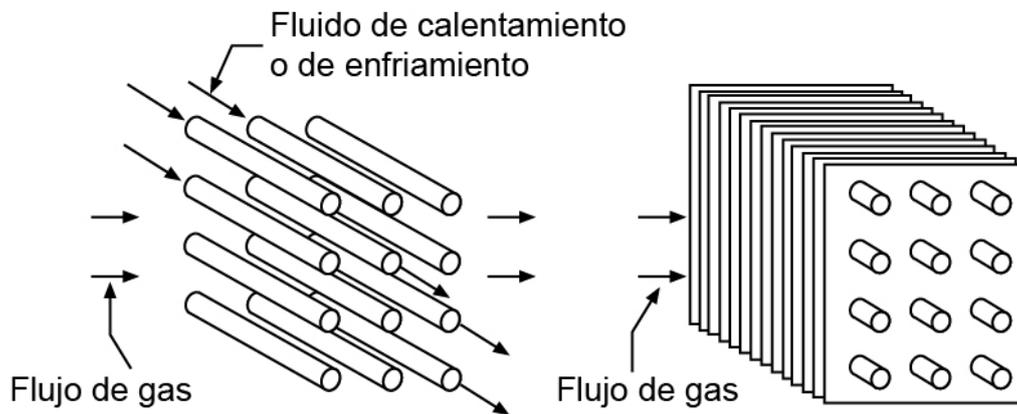


*Nota.* Recuperado de Termodinámica (p.630), por Yunus A. Cengel, 2012, The McGraw-Hill Companies, Inc.

**Intercambiador de flujo cruzado.** Este tipo de intercambiador también se lo denomina intercambiador de flujo transversal, y funcionan con una corriente de gas o aire que va a enfriar al flujo, pero sin mezclarse, es decir, la temperatura del fluido tiende a ser la temperatura del gas o aire (Geankoplis, 1998).

**Figura 11**

*Intercambiador de flujo cruzado.*



*Nota.* Tomado de Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias (p.303), por Geankoplis, et al., 1998, CECSA. México.

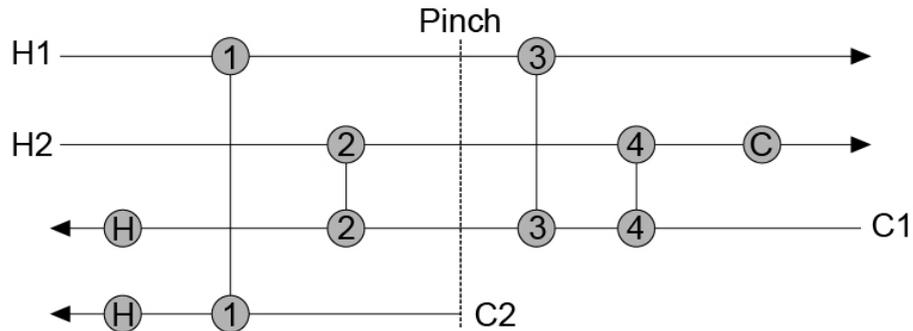
### **Redes de Intercambio de Calor**

La red de intercambiadores de calor (“HEN” por sus siglas en inglés) es una parte fundamental de la optimización para la integración de procesos, principalmente para industrias que consumen mucha energía, como la química, petróleo y generación de energía (Li et al., 2021).

En la Figura 12 se muestra un ejemplo de una red de intercambiadores de calor, el intercambio de calor ocurre entre dos corrientes frías (C1 y C2) y dos corrientes calientes (H1 y H2); se utilizan cuatro intercambiadores de calor y 3 utilidades (dos calientes y una fría).

**Figura 12**

*Configuración de una red de intercambiadores de calor.*



*Nota.*

Recuperado de Product and process design principles Synthesis, Analysis, and Evaluation (p.268), por Seider et al., 2009, John Wiley & Sons, Inc.

El diseño de una HEN es un aspecto importante del diseño de procesos químicos. Comúnmente, se pueden alcanzar ahorros de energía del 20 al 30%, junto con ahorros de capital. Este diseño implica la colocación de intercambiadores de calor de proceso y de utilidades para calentar y enfriar las corrientes del proceso desde el suministro hasta las temperaturas objetivo especificadas. El objetivo es reducir los costos de capital y operativos (Zhang et al., 2012).

Durante las últimas décadas, la síntesis y el diseño de una HEN se han estudiado y aplicado en muchos diseños prácticos. Para recuperar más energía o mejorar el uso de energía para un proceso, se ha considerado la integración entre la HEN y su sistema de energía asociado, teniendo en cuenta la integración de una HEN con los ciclos orgánicos de Rankine, ciclo de absorción, sistemas de trigeneración, sistemas de destilación de membrana térmica y red de agua (Luo et al., 2016).

### **Utilidades empleadas en una industria**

Entre las utilidades calientes están el vapor a alta presión (“hps”, por sus siglas en inglés), presión intermedia (“ips”, por sus siglas en inglés) y baja presión (“ips”, por sus

siglas en inglés); y las utilidades frías son el agua de alimentación de calderas (“bfw”, por sus siglas en inglés), agua de enfriamiento (“cw”, por sus siglas en inglés) y refrigeración. Cada utilidad cuenta como distintas fuentes (Seider et al., 2009).

El sistema de utilidades asume el papel de suministro de agua caliente y fría para las HEN en forma de múltiples niveles de presión de vapor y agua de refrigeración. En las industrias de proceso, la HEN y el sistema de utilidades generalmente se tratan como dos partes separadas y se diseñan secuencialmente. La mayoría de las corrientes de vapor utilizadas en las HEN como utilidades calientes pueden retornar al sistema de utilidades en forma de agua condensada después de calentar las corrientes frías. La recuperación del calor sensible del condensado de vapor es útil para reducir el consumo de vapor como utilidad caliente en la HEN y vapor como fuente de calor generar agua de alimentación de la caldera (bfw). Además, el calor en exceso de la corriente caliente del proceso se puede utilizar como fuente de calor para las corrientes de utilidades (precalentamiento del agua de alimentación de la caldera, generación de utilidades frías y generación de energía) del sistema (Luo et al., 2016).

### ***Costos utilidades***

Como se muestra en la Tabla 1, las utilidades incluyen vapor para calentar a dos o más niveles de presión, electricidad, agua de enfriamiento, agua de proceso, agua desmineralizada de alimentación de calderas, refrigeración a diferentes niveles de temperatura, combustibles como gas natural, tratamiento de aguas residuales, eliminación de residuos y vertedero. Frecuentemente, el mayor costo de las utilidades es el del vapor (Seider et al., 2009).

**Tabla 1***Costos de utilidades.*

<b>Utilidad</b>	<b>Factor típico en unidades de ingeniería estadounidenses</b>	<b>Factor típico en Unidades SI</b>
<b>Vapor para calentar</b>		
<b>Vapor, 450 psig</b>	\$6,60/1,000 lb	\$14,50/1,000 kg
<b>Vapor, 150 psig</b>	\$4,80/1,000 lb	\$10,50/1,000 kg
<b>Vapor, 50 psig</b>	\$3,00/1,000 lb	\$6,60/1,000 kg
<b>Agua de enfriamiento (cw)</b>	\$0,075/1,000 gal	\$0,020/m <sup>3</sup>
<b>Agua de alimentación de calderas (bfw)</b>	\$1,80/1,000 gal	\$0,50/m <sup>3</sup>
<b>Gas natural</b>	\$3,20/1,000 SCF	\$0,136/SCM
<b>Tratamiento de aguas residuales</b>	\$0,15/lb	\$0,33/kg

*Nota.* Recuperado de Product and process design principles Synthesis, Analysis, and Evaluation, por Seider et al., 2009.

### **Método de Intervalo de Temperatura**

Los altos precios del petróleo a mediados de la década de 1970 llevaron a los ingenieros de procesos a desarrollar nuevas estrategias para modernizar las plantas químicas y diseñar nuevos procesos. Se enfatizó la integración térmica, con el objetivo principal de reducir el costo de las utilidades de calentamiento y enfriamiento. Linnhoff y Flower (1978) difundieron el método de intervalo de temperatura. Por otra parte, Papoulias y Grossmann (1983) determinaron un programa lineal de enteros mixtos para obtener una red con la menor cantidad de intercambiadores de calor con utilidades mínimas.

El Método de intervalo de temperatura (TI) consiste en determinar los requisitos mínimos de utilidades de un proceso e identificar el mejor grado posible de recuperación de calor que se puede lograr en función de la diferencia de temperatura mínima dentro de la

red de intercambiadores de calor. El método trata el problema en dos etapas: (i) en la primera etapa se generan las redes preliminares que muestran el mayor grado posible de recuperación de energía, y (ii) en la segunda etapa, estas redes preliminares se utilizan como puntos de partida a la hora de buscar la red más satisfactoria desde otros puntos de vista, por ejemplo, un menor número de intercambiadores de calor mediante el aumento del valor de las utilidades (Linnhoff & Flower, 1978).

En el ejemplo 9.2 de Seider et al. (2009) se establece un diseño de una red de intercambiadores de calor que utilice la menor cantidad posible de utilidades, de modo que las diferencias de temperatura más cercanas nunca se encuentren por debajo de un valor mínimo ( $\Delta T_{\min}$ ).

Uno de los métodos para determinar la recuperación máxima de energía es el intervalo de temperatura, en el cual está constituido de los siguientes pasos:

1. El primer paso es ajustar las temperaturas de origen  $T^s$  y objetivo  $T^t$  utilizando  $\Delta T_{\min}$ . Esto se logra restando  $\Delta T_{\min}$  a las temperaturas de las corrientes calientes, mientras que las temperaturas de las corrientes frías se mantienen sin ningún cambio.
2. Se ordenan decrecientemente las temperaturas ajustadas. Esto se utiliza para crear una cascada de intervalos de temperatura en donde se llevan a cabo los balances de energía.
3. Para calcular la diferencia de entalpía se utiliza la siguiente expresión:

$$\Delta H_i = (\sum C_h - \sum C_c)_i (T_0 - T_1) \quad [6]$$

En donde  $\sum C_h$  es la sumatoria de C en las corrientes calientes y  $\sum C_c$  es la sumatoria de C en las corrientes frías pertenecientes a cada intervalo de temperatura. Los términos  $T_0$  y  $T_1$  son las temperaturas inicial y final respectivamente.

4. Efectuar la cascada de calor mediante los residuos de cada intervalo. Estos residuos formados se pasan al consecutivo intervalo de menor temperatura, en acuerdo con la segunda ley de la termodinámica.

5. Si se muestran valores negativos, se dispone de un déficit de calor entre las corrientes en análisis. Para eliminar este déficit, se selecciona el menor valor negativo, y se le adiciona al valor de entalpía del intervalo con mayor valor de temperatura. Se realiza una segunda cascada y se obtienen en los extremos los valores de las utilidades mínimas de enfriamiento y calentamiento.

### **Diseño de una HEN que cumpla con los objetivos del MER**

Los problemas de síntesis de la HEN han atraído importantes investigaciones debido a los grandes ahorros que se pueden conseguir en términos de costos de energía. A medida que los costos de energía continúen aumentando, la industria tendrá mayores incentivos para aplicar la integración de calor de la manera más amplia posible en sus instalaciones (Errico et al., 2007).

El principal objetivo en la síntesis de red de intercambiadores de calor es utilizar eficientemente la energía en las corrientes de proceso caliente para calentar las corrientes de proceso frío. Para alcanzar este último objetivo, es preciso calcular la recuperación de energía máxima ("MER", por sus siglas en inglés) antes de obtener una red de intercambiadores de calor; es decir, se requiere determinar las utilidades mínimas de calentamiento y enfriamiento en la red de los flujos de proceso. Este primer paso se denomina segmentación MER, y es útil porque determina los requisitos de utilidad para la red más eficiente termodinámicamente (Seider et al., 2009).

Una síntesis de redes de intercambiadores de calor se define como un sistema de corrientes calientes a temperaturas de entrada conocidas que tienen que enfriarse a temperaturas de salida especificadas, y corrientes frías a temperaturas de entrada frías determinadas que tienen que calentarse a temperaturas de salida especificadas. La estructura óptima de los intercambiadores de calor se obtiene con el fin de maximizar la recuperación de calor entre corrientes frías y calientes y, en efecto, minimizar el uso de

utilidades. Una HEN que satisface el límite inferior termodinámico de los requisitos de utilidades se define como aquel que cumple con los objetivos del MER (Errico et al., 2007).

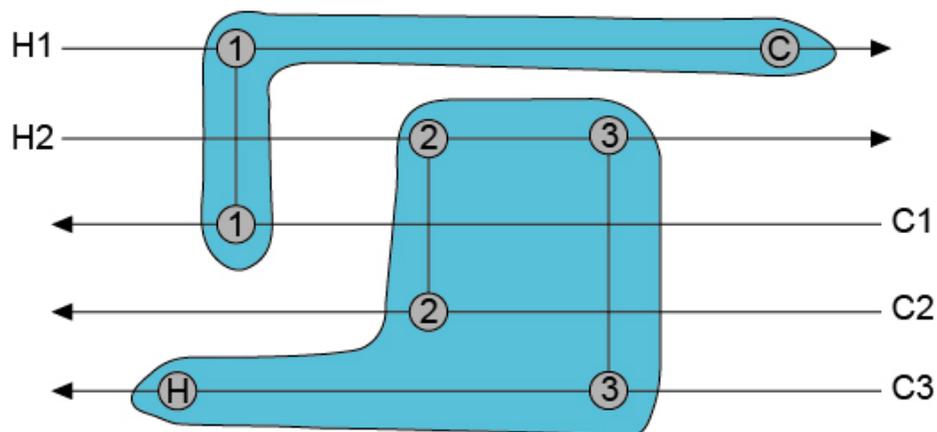
### Disminución de ciclos de calor

A menudo, las HEN requieren cambios destinados a disminuir el número de intercambiadores de calor. Este es el caso que se tiene al unir dos intercambiadores de calor que se encuentran en ambos del Pinch, y que forman un ciclo de calor.

Un ciclo de calor es una red interna en una HEN, que se forma por las corrientes frías y calientes comunes entre dos o más intercambiadores de calor. Un ejemplo de ciclo de calor se muestra en la Figura 13, en donde el calor fluye entre los intercambiadores de calor 1 y C o 2, 3 y H.

**Figura 13**

*Ciclo de calor.*



*Nota.* Recuperado de Product and process design principles Synthesis, Analysis, and Evaluation (p.268), por Seider et al., 2009, John Wiley & Sons, Inc.

Las coincidencias en los ciclos entre el Pinch se pueden eliminar y el número de coincidencias en una HEN se reduce al mínimo. Esta eliminación de unidades se denomina comúnmente ruptura de ciclos de calor (Huang et al., 2012).

Hasta la fecha se han desarrollado varios enfoques para romper ciclos de calor a través del Pinch. Todos se basan más en el análisis de problemas que en procedimientos sistemáticos estrictos. Además, no tienen en cuenta el costo total, pero se limitan a la exploración de una única compensación, energía-número de unidades, es decir, el objetivo es reducir el número de unidades con la mínima penalización de energía (Huang et al., 2012).

Hay algunos métodos puramente heurísticos, por ejemplo, el que consiste en eliminar la coincidencia con la carga de calor más pequeña. Últimamente, se obtuvo un método para romper ciclos de calor que se basa en el uso del límite inferior de la penalización de energía incurrida al eliminar una coincidencia. Los enfoques se desarrollaron para el modo de diseño de base, en donde se elimina el intercambiador de calor de las HEN existentes, es decir, consideraron la posibilidad de reequipar las HEN. La unidad extraída se puede utilizar en la misma HEN para mejorar la recuperación de calor o en otros servicios (Jezowski et al., 2001).

En los primeros estudios de los métodos para la integración de calor se mostró que en una HEN con  $N_{HX}$  intercambiadores de calor existen,  $N_{HX} - N_{HX, \min}$  ciclos de calor independientes, es decir, subredes que exhiben flujos de calor cíclicos entre dos o más corrientes. Para realizar la ruptura de ciclos de calor, primero se identifican el ciclo que se desea eliminar, frecuentemente, se elimina el intercambiador de calor más pequeño en el circuito de calor porque el costo del área que se ahorra al eliminar un intercambiador pequeño generalmente es mayor que el costo incurrido en aumentar el área de un intercambiador grande en la misma cantidad (Seider et al., 2009).

## **Simuladores**

### ***Aspen Plus***

Los simuladores de procesos en estado estacionario Aspen Plus y Aspen Hysys son usados para predecir el comportamiento de procesos o un conjunto de operaciones

unitarias, por medio de las relaciones que existen entre ellos. Las relaciones y conexiones que se hallan en el proceso determinan, sobre los balances de masa y energía, el equilibrio químico y de fase y las tasas de transformación química. De este modo, es factible simular el comportamiento de plantas existentes o proyectadas, con el propósito de optimizar las especificaciones de diseño o aumentar la rentabilidad y eficiencia de una operación en proceso (Gil Chaves et al., 2016).

Aspen Plus maneja la estrategia secuencial, al igual que otros simuladores como Pro/II. Así, está compuesto por un conjunto de unidades de simulación o programa (subrutinas o modelos) simbolizadas a través de bloques e iconos, a las que se les debe suministrar la información necesaria para resolver los balances de masa y energía. Aspen Plus tiene diferentes módulos para calcular equipos de intercambio de calor. Estos módulos permiten el intercambio de calor para desarrollar diferentes tipos de cálculo, con varias funciones que incluyen ajustes de las condiciones termodinámicas de una corriente, cálculos detallados de intercambiadores de calor, caídas de presión, evaluación y diseño de intercambiadores de calor, rehervidores para calcular el tipo de Hervidor y condensadores, entre otros (Gil Chaves et al., 2016).

El simulador comercial Aspen Plus permite la adecuación y ajuste de las condiciones de operación necesarias para obtener resultados que permiten estudiar el comportamiento y viabilidad de columnas como una alternativa para la disminución del consumo de energía en procesos de destilación (Pulido et al., 2009).

### **Hysys**

Aspen Hysys es un simulador de procesos ampliamente utilizado a nivel industrial, en particular en el diseño conceptual y las etapas de ingeniería de detalle, control, optimización y seguimiento de procesos en un proyecto. Las aplicaciones más importantes de aspen Aspen Hysys corresponden a las industrias de procesamiento de petróleo y gas, refinerías y otras industrias de separación. Todas estas prácticas emplean este diseño de

simulador que permite obtener la integración de los modelos de estado estacionario y dinámicos en una única unidad (Gil Chaves et al., 2016).

### **Software Pro II**

Pro/II es un sistema de simulación para ingenieros de procesos en las industrias químicas, petróleo, gas natural, procesamiento de sólidos y polímeros contiene una gran biblioteca de compuestos químicos, variados métodos de predicción de propiedades termodinámicas y técnicas modernas de simulación de operaciones de unidades. Puede realizar cálculos de balance de masa y energía para modelar procesos en estado estacionario. Se incluyen sistemas prácticos, procesamiento de entrada extenso y verificación de fallas para ayudar a los usuarios sin experiencia. Este software se puede aplicar en diseños de procesos, evaluación de configuraciones de plantas alternativas, modernizar y renovar las plantas existentes, evaluar, documentar y cumplir con las regulaciones ambientales, dar soluciones a problemas, optimizar el rendimiento y la rentabilidad de la planta (Lam, 2010).

Las herramientas de software se usan considerablemente para la simulación, integración y optimización de procesos, lo que favorece a las empresas de las industrias de procesos a lograr sus objetivos de excelencia operativa. Las principales funciones de software son, modelos de plantas de proceso, que es especialmente importante en el modelado de sistemas que aún no existen, diseñar o modernizar instalaciones de procesos complejos; predecir los gastos de capital; evaluar las opciones de optimización e integración (Lam, 2010).

### **Heurísticas relacionadas con el diseño de redes de intercambio de calor**

Seider et al. (2009) reporta cincuenta y siete Heurísticas para el diseño de procesos industriales. Diez Heurísticas se refieren a intercambiadores de calor, y son las siguientes:

La Heurística 25 establece que, a menos que se requiera otra especificación como parte del diseño del separador o reactor, para proporcionar el intercambio de calor

necesario para calentar o disminuir la temperatura de corriente de fluido la fluidez del proceso, con o sin utilidades en un intercambiador de calor externo que utilice un flujo a contracorriente. Sin embargo, si el proceso requiere un calentamiento superior a 750 °F, use un horno si el fluido del proceso no se descompone (Seider et al., 2009).

La Heurística 26 se reporta que las aproximaciones de la temperatura mínima casi óptima en los intercambiadores de calor dependen del nivel de temperatura y se distribuye de la siguiente manera:

- 10 °F o menor para temperaturas por debajo de la temperatura ambiente.
- 20 °F para temperaturas iguales o por encima de la temperatura ambiente hasta 300 °F.
- 50 °F para temperaturas mayores que 300 °F.
- 250 °F a 350 °F en un horno para la temperatura de los gases de combustión por encima de la temperatura de entrada del fluido del proceso.

La Heurística 27 reporta que cuando se ocupa agua de refrigeración para enfriar o condensar un proceso, se puede asumir una temperatura de entrada del agua de 90 °F (de una torre de enfriamiento) y una temperatura máxima de salida del agua a 120 °F (Seider et al., 2009).

Además, la Heurística 28 indica que para hervir un líquido puro o una mezcla de líquidos a punto de ebullición en un intercambiador de calor separado, se utiliza una fuerza impulsora de temperatura global de 45 °F para asegurar la ebullición nucleada y evitar la audición indeseable de la película (Seider et al., 2009).

Seider et al. (2009) mencionaron en Heurística 29 que, al enfriar y condensar una corriente en un intercambiador de calor, se debe realizar un análisis de zonas, con el fin de asegurarse de que el Delta de temperatura entre la corriente caliente y la fría sea igual o mayor que la temperatura mínima de aproximación en el interior del intercambiador de calor. El análisis por zonas se efectúa fraccionando el intercambiador de calor en una serie de

segmentos y aplicando un balance energético a cada segmento para determinar las temperaturas de entrada y salida del segmento, tomando en cuenta los cambios de fase

Otra Heurística es la 31 en la cual se establece las caídas de presión del intercambiador de calor según Seider et al. (2009) de tal manera:

- 1,5 psi y para la ebullición y la condensación.
- 3 psi y para un gas.
- 5 psi y para un líquido de viscosidad inferior.
- 7-9 psi para un líquido de alta viscosidad.
- 20 psi para un flujo fluido de proceso que pasa por un horno.

Le Heurística 32 se refiere al enfriamiento de una corriente de proceso muy caliente hasta por lo menos 1150 °F antes de enviarlo a un intercambiador de calor para un enfriamiento adicional y/o condensación (Seider et al., 2009).

La Heurística 54 reporta que, sobre el dimensionamiento de los intercambiadores de calor de carcasa y tubos, los tubos suelen tener 3/4 in. O.D., 16 ft de largo y 1 in. de espacio triangular. Una carcasa de paso de tubo único de 1 ft de diámetro interior exhibe un área exterior de tubo de aproximadamente 300 ft<sup>2</sup>; 2 ft de diámetro interior, 1330 ft<sup>2</sup>; y 3 ft de diámetro interior, 3200 ft<sup>2</sup> (Seider et al., 2009).

Seider et al. (2009) establecen en la Heurística 55 que en el lado del tubo es para fluidos corrosivos, de alta temperatura, incrustantes, peligrosos, alta presión y más costosos. El lado de la carcasa es para fluidos más viscosos, más limpios, de caudal más bajo, que se evaporan y se condensan.

Seider et al. (2009) establecen en la Heurística 55 que en el lado del tubo es para fluidos corrosivos, de alta temperatura, incrustantes, peligrosos, alta presión y más costoso. El lado de la carcasa es para flujos viscosos, más limpios, de caudal más bajo, que se evaporan y se condensan.

La Heurística 56 trata sobre intercambiadores enfriados por aire en los cuales los tubos suelen tener un diámetro exterior de 0,75 a 1 in. La relación entre el área de la superficie de la aleta y el área descubierta del tubo es grande, de 15 a 20. La potencia del ventilador está en el rango de 2 a 5 Hp por millón de Btu/h transferidos, o alrededor de 20 Hp por 1000 ft<sup>2</sup> de tubo fuera del área de superficie sin aletas. La temperatura mínima de aproximaciones es de 50 °F, la cual es más alta que con los intercambiadores empleados por agua. Sin aletas, los coeficientes generales de transferencia de calor U serían de 10 Btu/h ft<sup>2</sup> °F. Con las aletas, U =80 a 100 Btu/h ft<sup>2</sup> °F, con base en el área de la superficie descubierta del tubo (Seider et al., 2009).

En la Heurística 57, Seider et al. (2009) describen los flujos de calor típicos en calentadores, a juegos con 12000 Btu/h ft<sup>2</sup> en la sección radiante y 4000 Btu/h ft<sup>2</sup> en la sección de convección, con cargas térmicas casi igual iguales en las dos secciones. La velocidad típica del líquido de proceso en los tubos es de 6 ft/s. La eficiencia térmica de los calentadores a fuego ("fired heaters" por su traducción en inglés) modernos es del 80 al 90% mientras que los calefactores a fuego más antiguos pueden tener eficiencia térmica de solo el 70 75%.

### **Trenes de destilación con integración de calor**

La destilación es la técnica de separación más utilizada en la industria de procesos su principal desventaja es el alto consumo de energía térmica. Los requisitos de calor de las columnas de destilación a menudo representan la mayor parte del costo total de energía de la planta. El ahorro de energía la destilación es entonces un campo esencial en la investigación en petroquímica. La integración adecuada de las columnas de destilación con el proceso general a menudo dan como resultado una reducción significativa del consumo de energía en muchos casos (Mascia et al., 2007).

Sin embargo, la tendencia en el diseño de procesos es utilizar esquemas de separación diferentes de las secuencias de columnas simples, en particular, que pueden

proporcionar reducciones significativas de los requisitos de calor a nivel de la columna. El acoplamiento técnico entre dos columnas en una secuencia se puede adoptar para reducir el consumo de energía del proceso. El uso de secuencias de destilación complejas, como las acopladas térmicamente, para la separación de mezclas multicomponente puede ofrecer ahorros de energía en torno al 30% con respecto a los trenes de destilación convencional (Mascia et al., 2007).

Se obtiene una secuencia acoplada térmicamente eliminando los condensadores y/o los servidores de una configuración de columna simple. Entonces, la característica distintiva de los esquemas acoplados térmicamente con respecto a los de la columna simple es que en una configuración acoplada técnicamente algunas unidades están interconectadas por corrientes de acoplamiento térmico (Mascia et al., 2007).

La integración de calor radica en aprovechar la energía disponible en el producto del fondo de una columna de destilación para calentar la correspondiente alimentación. Dado que la temperatura del fondo es casi siempre más alta que la de la alimentación, con frecuencia se emplea un intercambiador de calor de alimentación del fondo (Ralph Schefflan, 2016).

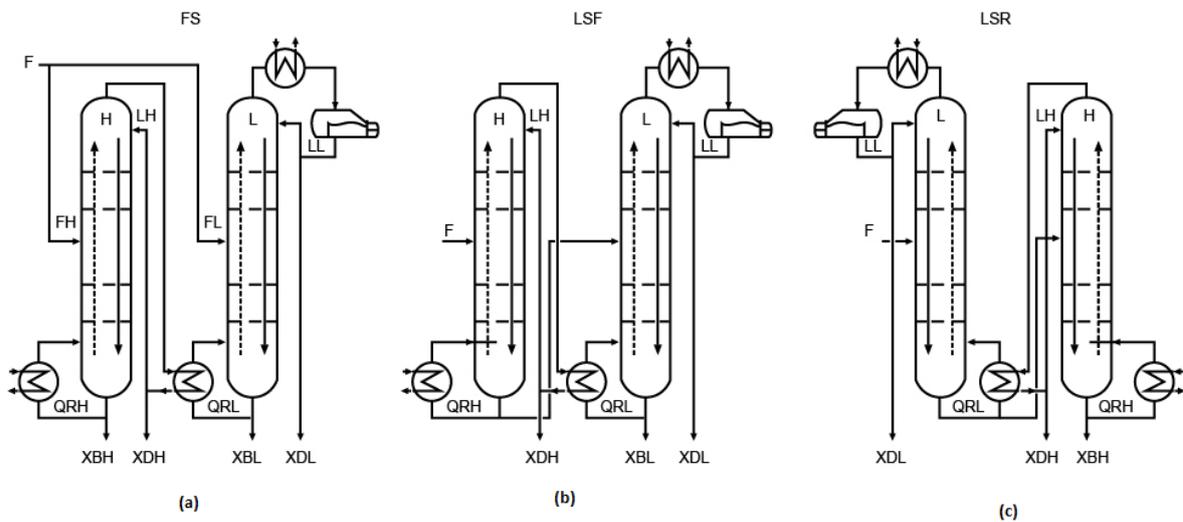
El método que tiene un potencial mucho mayor es aplicable cuando dos columnas operan a temperaturas tales que la temperatura superior de una columna está a una temperatura más alta que el fondo de la otra, con el mismo orden de magnitud en el proceso de enfriamiento y calentamiento, respectivamente. El procedimiento consiste en utilizar un lado de un intercambiador de calor único como hervidor de la columna 1 y el otro lado comenzado en la columna dos, como se muestra en la figura 14 (Ralph Schefflan, 2016).



la columna de alta presión. En esta última configuración la integración de calor se da en dirección contraria a la de flujo másico (Seider et al., 2009).

### Figura 15

*Alternativas de integración de calor en columnas de destilación.*

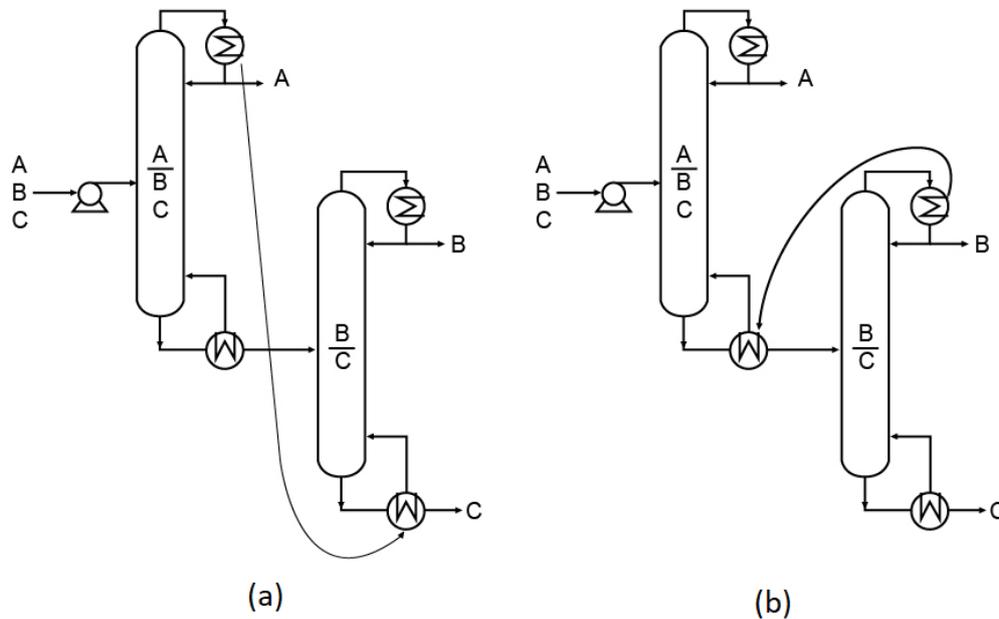


*Nota.* H y L significan alta y baja presión, respectivamente. Recuperado de Product and process design principles Synthesis, Analysis, and Evaluation, por Seider et al., 2009, John Wiley & Sons, Inc.

La Figura 16 muestra cómo se puede realizar la integración de calor en una secuencia de destilación entre dos columnas, para la separación de tres productos. En la Figura 16a, se aumenta la presión de la primera columna de destilación de modo que el condensador de la primera columna pueda proporcionar el calor para el rehedor de la segunda columna, lo que se conoce como integración directa. En la Figura 16b, la presión de la segunda columna se incrementó de modo que el condensador de la segunda columna pueda proporcionar el calor para el rehedor de la primera, lo que se conoce como integración hacia atrás. Ambas configuraciones consiguen una reducción significativa en el requerimiento de energía (Smith, 2016).

**Figura 16**

*Integración de calor entre dos columnas de destilación.*



*Nota.* Recuperado de Chemical process design and integration (569), por Smith et al.,(2016), John Wiley & Sons.

### Índice de costo

El índice de costos de plantas de ingeniería química (CEPCI) es ampliamente utilizado para actualizar los costos de capital de los proyectos de ingeniería de procesos. A menudo se requiere predecir o actualizar el costo de capital de las nuevas plantas en función de los datos históricos de las plantas que se construyeron anteriormente o los costos actuales. Los índices de costos están disponibles para estimar el incremento de costos a lo largo de los años (Mignard, 2014).

Seider et al. (2009) mencionaron que, los costos generalmente aumentan con el tiempo debido a la inflación. Por esta razón, los cuadros y ecuaciones se aplican a una fecha en particular, generalmente mes y año, o a un promedio de un año en particular. Las cotizaciones de los proveedores suelen aplicarse solo durante un mes o dos. Para

actualizar el costo a la fecha presente, el costo de compra en una fecha previa se multiplica por la razón entre el índice de costo correspondiente a la fecha presente ( $I$ , Ecuación 7),  $I$ , y el índice de costo en la mencionada fecha previa ( $I_{base}$ , Ecuación 7).

$$Costo = Costo\ base \left( \frac{I}{I_{base}} \right) \quad [ 7 ]$$

El índice de costos de plantas de proceso más común a nivel mundial es el índice de costos de plantas de ingeniería química (CEPCI), que ha aparecido todos los meses en la publicación de la revista Ingeniería Química (Chemical Engineering, por su traducción en inglés) desde 1963. Aunque se basa principalmente en datos de costos de EE. UU., la falta relativa de índices de costos locales y especializados para las industrias de proceso entre los países del mundo, podría explicar su adopción generalizada. El predominio del dólar estadounidense como moneda internacional también ha favorecido el uso de un índice basado en los EE. UU (Mignard, 2014).

### **Costos de equipos**

Las consideraciones del costo del equipo y otros gastos concurrentes con la inversión de capital juegan un papel crucial en la selección de entre las alternativas de diseño. Por lo común, los datos de costos de equipos se presentan en forma de gráficos y / o ecuaciones de costo de compra en función de uno o más factores de tamaño del equipo. Los gráficos muestran claramente el efecto de los factores de tamaño en el costo y pueden leerse rápidamente; sin embargo, las ecuaciones son exactas en comparación con los gráficos que usan coordenadas logarítmicas. Las ecuaciones por lo regular se basan en los materiales de construcción más comunes (Seider et al., 2009).

La forma de las ecuaciones es una modificación de la ecuación:

$$C_p = A( Factor\ de\ tamaño, S)^b \quad [ 8 ]$$

Donde A y b son constantes. Tomando el logaritmo natural de ambos lados, agregando términos adicionales de orden superior como con un polinomio y resolviendo para CP se obtiene:

$$C_P = \exp\{A_0 + A_1[\ln(S)] + A_2[\ln(S)]^2 + \dots\} \quad [9]$$

Los costos de compra del equipo de procesamiento químico más utilizado son de bombas, motores eléctricos, ventiladores, sopladores, compresores, intercambiadores de calor de carcasa y tubos y tubos dobles, calentadores de uso general (hornos), recipientes a presión y torres, bandejas, y empaques (Seider et al., 2009).

### **Costo de compra de intercambiadores de calor**

Hay disponible una amplia variedad de intercambiadores de calor para calentar, enfriar, condensar y vaporizar corrientes de proceso, particularmente líquidos y gases.

**Intercambiadores de calor de carcasa y tubo.** Estos intercambiadores cubren una amplia gama de variables geométricas que incluyen el diámetro del tubo, el grosor de la pared, la longitud, el espacio y la disposición, tipo de deflector y espaciado; cantidad de pasos de tubo y carcasa; y diseños de cabeza fija, cabeza flotante, tubo en U y hervidor de agua.

El costo de compra de cada uno de estos cuatro tipos de intercambiadores de calor se determina a partir de la ecuación 10.

$$C_P = F_P F_M F_L C_B \quad [10]$$

donde  $F_M$  es un factor para varias combinaciones de materiales de tubo y carcasa en función del área de superficie, A, en pies cuadrados de acuerdo con la ecuación 11.

$$F_M = a + \left(\frac{A}{100}\right)^b \quad [11]$$

En relación a la Ecuación 10 el factor  $F_L$  es una corrección de la longitud del tubo. El factor de presión,  $F_P$ , se basa en la presión del lado de la carcasa,  $P$ , en psig y viene dada por la siguiente ecuación:

$$F_P = 0.9803 + 0.018 \left( \frac{P}{100} \right) + 0.0017 \left( \frac{P}{100} \right)^2 \quad [ 12]$$

El área,  $A$ , generalmente se basa en el área de superficie externa de la tubería interna. La ecuación de Costo Base es la siguiente:

$$C_B = \exp\{11.667 - 0.8709[\ln(A)] + 0.09005[\ln(A)]^2\} \quad [ 13]$$

## Capítulo III

### Metodología

#### Introducción

El diseño de una red de intercambiadores de calor para el proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol se realizó empleando el software de simulación PRO/II (AVEVA, 2020). El paquete termodinámico empleado fue NRTL, este fue tomado en base al trabajo obtenido por Freire (2021).

#### Primer sistema de separación

Para explicar el método de resolución de la simulación, se emplearán los nombres de las corrientes y los equipos que se muestran en la Figura 53 y la Tabla 6 del Capítulo IV, Resultados y Discusión. Para resolver la simulación con integración de calor en el primer sistema de separación, se aplicó el método que se describirá a continuación.

#### *Análisis de temperatura de corrientes calientes y frías*

En un inicio se examinaron los datos obtenidos por Freire (2021) los cuales se pueden observar en la Tabla 2. En este análisis se tomó en cuenta la segunda ley de la termodinámica, la cual indica que no se puede proporcionar energía desde una corriente de menor temperatura a otra de mayor temperatura. Cumpliendo la mencionada ley, también se tomaron en cuenta las Heurísticas descritas por Seider et al. (2009).

**Tabla 2**

*Datos del primer sistema de separación.*

	<b>T1</b>	<b>T2</b>	<b>T3</b>	<b>T4</b>
<b>Temperatura en el destilado [°F]</b>	250,40	316,1	412,7	464,5
<b>Temperatura en el fondo [°F]</b>	281,60	477,8	531,6	607,2

### ***Pre calentamiento en la alimentación***

La alimentación a la primera columna de destilación está ingresando como líquido a 77 °F. Para reducir el calor del reboiler en dicha columna se realizó un pre calentamiento usando el producto destilado de la misma columna que se encuentra como líquido saturado, por tanto, se intercambia calor sensible.

### ***Heurística 26 para intercambiadores de calor***

Para la especificación del intercambiador de calor para precalentar la primera columna se utiliza la Heurística 26 mencionada en Seider et al. (2009), en donde se especificó una temperatura mínima de aproximación de 20 °F, como se muestra en la Figura 17.

**Figura 17**

*Especificación temperatura mínima de aproximación en E1.*

Heat Exchanger - Specifications

UOM Define Range Help

Specification: Minimum Internal Temperature Approach

Value: 20 F

Relative Tolerance: 0.0001

Area: ft<sup>2</sup>

U-Value: BTU/hr-ft<sup>2</sup>-F

Maximum Allowable U\*A: BTU/hr-F

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

Para el caso del precalentamiento de la segunda columna se utilizaron las corrientes de producto destilado de la tercera y cuarta columnas. También se aprovechó la corriente del fondo de la cuarta columna de destilación. En este caso la temperatura mínima de aproximación para los tres intercambiadores de calor es de 50 °F ya que estas tres últimas corrientes poseen una temperatura superior a 300 °F.

### **Heurística 28**

Por otra parte, se consideró la Heurística 28 mencionada en Seider et al. (2009) para realizar la integración de calor y se usó una fuerza impulsora de temperatura total máxima ( $\Delta T_{LM}$ ) de 45 °F para asegurar el proceso “nucleate boiling” y evitar la ebullición “film boiling”.

### **Heurística 31**

Para el caso de la caída de presión en los condensadores y rehervidores se tomó en cuenta la Heurística 31 reportada por Seider et al. (2009), en donde se indica que el valor de la caída de presión es de 1,5 psi. De la misma manera, para los intercambiadores de calor, los cuales se usan para el precalentamiento de las columnas se usó una caída de

presión de 5 psi. En las Figuras 18 y 19 se muestran dichas especificaciones de caída de presión.

**Figura 18**

*Caída de presión en intercambiadores de calor.*

The screenshot shows the 'Heat Exchanger' dialog box for unit 'E1'. The interface includes a menu bar (UOM, Define, Range, Help, Overview, Status, Notes) and a description field. The 'Hot Side' and 'Cold Side' sections are visible, each with buttons for 'Process Stream...', 'Utility Stream...', and 'Attach to Column...'. The 'Pressure Drop' for both sides is set to 5 psi, and the 'Thermodynamic System' is set to 'Default (NRTL01)'. On the right, there are buttons for 'Specification...', 'Configuration...', 'Zones Analysis...', and 'Print Options...'. A checkbox for 'Standard Heat Curves' is unchecked. At the bottom, there are 'OK' and 'Cancel' buttons. A footer note reads 'Exit the window after saving all data'.

**Figura 19**

*Caída de presión en los condensadores.*

The screenshot shows the 'Heat Exchanger' dialog box for unit 'E6'. The interface is similar to Figure 18, with a menu bar and a description field. The 'Hot Side' section has a 'Pressure Drop' of 1.5 psi, while the 'Cold Side' section has a 'Pressure Drop' of 0 psi. Both sides have their 'Thermodynamic System' set to 'Default (NRTL01)'. The right-side buttons and 'Standard Heat Curves' checkbox are also present. At the bottom, there are 'OK' and 'Cancel' buttons. A footer note reads 'Exit the window after saving all data'.

Cabe mencionar que el flujo que retorna a la columna de destilación tiene que presentar la presión en la cual se encuentra el plato número uno, por lo cual se hace uso de una bomba para aumentar la presión de la corriente, como se muestra en la Figura 20.

**Figura 20**

*Especificación en la bomba.*

**Pump**

UOM Define Range Help Overview Status Notes

Unit: P2 Description:

Product Stream: S20 Thermodynamic System: Default (NRTL01)

Pressure Specification

Outlet Pressure: psia

Pressure Rise: 1.5 psi

Pressure Ratio:

Pump Efficiency: Percent

Mechanical Efficiency: Percent

OK Cancel

Exit the window after saving all data

### **Condensadores externos en las columnas**

Para realizar la integración de calor se colocó de manera externa los condensadores, para lo cual se debe desactivar el condensador en la columna como se muestra en la Figura 21. Para realizar esta última actividad se debe ingresar en la columna y de igual forma en la parte de *Condenser* desmarcar en la pestaña *Column with Condenser* y finalmente *OK*. Luego, al eliminar el condensador de T1, hay solo una especificación activa como se muestra en la Figura 22. Como T1 ya no posee condensador para la corriente de salida, la corriente que sale del primer plato es el producto en fase vapor, proveniente del plato número dos de la columna correspondiente reportada por Freire (2021).

**Figura 21**

*Eliminación del condensador interno en la primera columna.*

**Column - Condenser**

UOM Define Range Help Overview

Column with Condenser

Condenser Type

Partial

Bubble Temperature

Subcooled, Fixed Temperature

Subcooled, Fixed Temperature Drop

Condenser Data

Pressure:  psia

Temperature Estimate:  F

Fixed Temperature:  F

Degrees Subcooled:  0 F

Duty:  x 106 BTU/hr

Subcooled Reflux Only

Fixed Temperature

Fixed Temperature Drop

Exit the window after saving all data

## Figura 22

Modificación en las especificaciones en la primera columna.

Column - Specifications and Variables

UOM Range Help Overview

Add Specifications and Variables

Specifications:

UOM	Range	Help	Active:
Cut	1	COL1SPEC1 - Stream S2 Flowrate of component H2O on a Wet basis in lb-mol/hr = 4870.358638 within the default tolerance	<input type="checkbox"/>
Insert			
Reset	2	COL1SPEC2 - Stream S2 Flowrate of component ACETOL on a Wet basis in lb-mol/hr = 0.04069 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>

Variables:

UOM	Range	Help	Active:
Cut	1	Column T1 Duty of Heater REBOILER	<input checked="" type="checkbox"/>
Insert			
Reset			

The number of active specifications, 1 equals the number of Variables, 1

Data changes in this window will reinitialize column estimates

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

### Cambio de especificaciones en las columnas

Para que el simulador realice los cálculos con el condensador externo se calcula el flujo molar del componente pesado. Se toma en cuenta la especificación de la simulación obtenida por Freire (2021) que se muestra en la Figura 23 y se multiplica por un factor, que es la razón entre el flujo de vapor que proveniente del plato número uno y el producto del destilado, también tomados de este último trabajo académico. Este nuevo valor se coloca en la especificación, la cual hace referencia a la corriente S2 que es el vapor que ingresa al condensador externo. No se consideró el valor de 0,0295682 (Figura 23) porque esa especificación era para el destilado, ahora se tiene una corriente de vapor que viene del plato uno, esta corriente ingresa al condensador que se coloca de manera externa.

Figura 23

Especificación de la simulación sin integración de calor en T1 (Freire, 2021).

Column - Specifications and Variables

UOM Range Help Overview

Add Specifications and Variables

Specifications:

			Active:
Cut	1	COL1SPEC1 - Stream S2 Flowrate of component H2O on a Wet basis in lb-mol/hr = 4870.358638 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>
Insert			
Reset	2	COL1SPEC2 - Stream S2 Flowrate of component ACETOL on a Wet basis in lb-mol/hr = 0.0295682 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>

Variables:

			Active:
Cut	1	Column T1 Duty of Heater CONDENSER	<input checked="" type="checkbox"/>
Insert	2	Column T1 Duty of Heater REBOILER	<input checked="" type="checkbox"/>
Reset			

The number of active specifications, 2 equals the number of Variables, 2

Data changes in this window will reinitialize column estimates

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

El cálculo del flujo molar se realiza de la siguiente manera:

$$0,0295682 * \frac{6702,6}{4870,5} = 0,04069$$

También, se realiza este cálculo para las demás columnas de destilación. Las nuevas especificaciones de las columnas 2,3 y 4 se muestran en las Figuras 24, 25 y 26.

$$0,028784893 * \frac{76,1142}{34,4134} = 0,0636$$

$$0,021000552 * \frac{91,7810}{28,8880} = 0,06981$$

$$0,045183646 * \frac{36,1811}{21,0326} = 0,0774$$

Figura 24

Modificación en las especificaciones en la segunda columna.

Column - Specifications and Variables

UQM Range Help Overview

Add Specifications and Variables

Specifications:

			Active:
Cut	1	COL2SPEC1 - Stream S4 Flowrate of component ACETOL on a Wet basis in lb-mol/hr = 29.50939285 within the default tolerance	<input type="checkbox"/>
Insert			
Reset	2	COL2SPEC2 - Stream S4 Flowrate of component 12PG on a Wet basis in lb-mol/hr = 0.0636 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>

Variables:

			Active:
Cut	1	Column T2 Duty of Heater REBOILER	<input checked="" type="checkbox"/>
Insert			
Reset			

The number of active specifications, 1 equals the number of Variables, 1

Data changes in this window will reinitialize column estimates

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

Figura 25

Modificación en las especificaciones en la tercera columna.

Column - Specifications and Variables

UDM Range Help Overview

Add Specifications and Variables

Specifications:

	Cut	1	Active:
Insert	1	COL3SPEC1 - Stream S6 Flowrate of component 12PG on a Wet basis in lb-mol/hr = 28.72735285 within the default tolerance	<input type="checkbox"/>
Reset	2	COL3SPEC2 - Stream S6 Flowrate of component LACTIC on a Wet basis in lb-mol/hr = 0.06981 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>

Variables:

	Cut	1	Active:
Insert	1	Column T3 Duty of Heater REBOILER	<input checked="" type="checkbox"/>
Reset			

The number of active specifications, 1 equals the number of Variables, 1

Data changes in this window will reinitialize column estimates

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

Figura 26

Modificación en las especificaciones en la cuarta columna.

Column - Specifications and Variables

UDM Range Help Overview

Add Specifications and Variables

Specifications:

	Cut	1	Active:
Insert	1	COL4SPEC1 - Stream S8 Flowrate of component LACTIC on a Wet basis in lb-mol/hr = 20.95857247 within the default tolerance	<input type="checkbox"/>
Reset	2	COL4SPEC2 - Stream S8 Flowrate of component GLYCEROL on a Wet basis in lb-mol/hr = 0.0774 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>

Variables:

	Cut	1	Active:
Insert	1	Column T4 Duty of Heater REBOILER	<input checked="" type="checkbox"/>
Reset			

The number of active specifications, 1 equals the number of Variables, 1

Data changes in this window will reinitialize column estimates

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

A continuación, se comprueba que el flujo de destilado sea igual al correspondiente de la simulación con condensadores internos reportados por Freire (2021).

### **Especificaciones en los platos de alimentación y reflujo**

Otra de las especificaciones que hay que cambiar a la hora de colocar el condensador externo es en el plato de alimentación y el reflujo. Como se muestra en la Figura 27, se modificó en la ventana *Column - Feeds and Products*, en donde se coloca el flujo de vapor proveniente del plato uno, ya que en la primera etapa ya no existe condensador a nivel de la columna. La corriente de reflujo de la columna que acepta la alimentación ingresa al plato uno y la alimentación ingresa al plato 22. En este caso se reduce una etapa a la columna porque se eliminó el condensador interno.

**Figura 27**

*Modificación en la ventana Column - Feeds and Products.*

Column - Feeds and Products

UOM Define Range Help Overview

Feed	Tray	Feed Flash
S10	22	Separate
S21	1	Separate

Feed Flash Default Convention

Vapor and liquid to be on the feed tray.

Flash the feed adiabatically, vapor onto the tray above and liquid onto the feed tray.

Product	Type of Product	Phase	Tray	Rate	
S2	Overhead	Vapor	1	6702.76	lb-mol/hr
S3	Bottoms	Liquid	26	129.494	lb-mol/hr

Pseudoproducts...

Autogenerate Column Pseudo Streams

Condenser

Pumparound(s)

Reboiler

Auto Pseudo Streams...

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

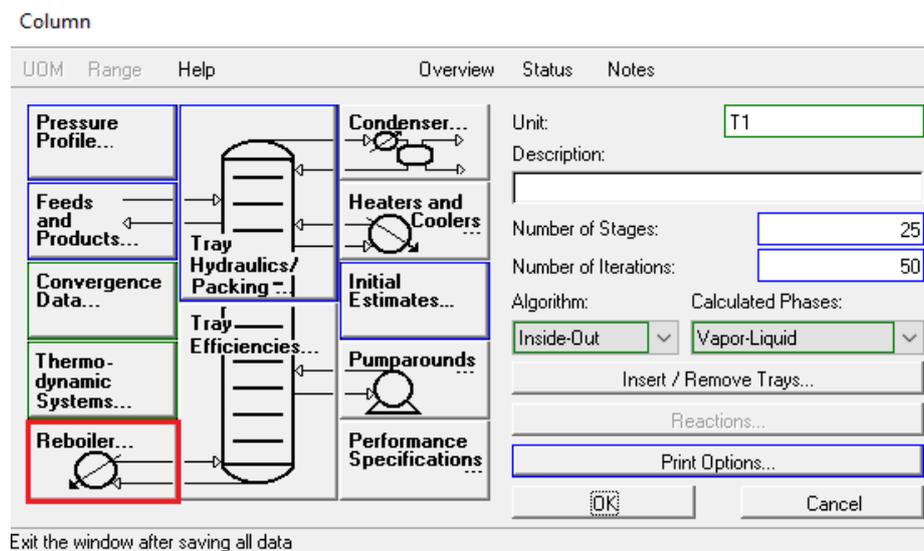
Exit the window after saving all data

### Reboiler externo en la columna T1

Para colocar de manera externa el reboiler de T1 y realizar la integración de calor con los condensadores de T3 y T4, lo primero que se realizó es eliminar el reboiler que está de manera interna en la columna, desmarcando la opción *Column-Reboiler*, como se muestra en las Figuras 28 y 29.

**Figura 28**

*Modificación en Reboiler de la columna T1.*



**Figura 29**

*Eliminación del Reboiler interno en la columna T1.*

Column - Reboiler

UOM Define Range Help Overview

Column with Reboiler

Reboiler Type

Kettle (Conventional)

Thermosiphon without Baffles

Thermosiphon with Baffles

Thermosiphon Reboiler Specification

Return Liquid:  Mole fraction

Return Vapor:  Mass fraction

Temperature:  F

Temperature Change:  F

Rate:  lb-mol/hr

Molar Estimate

Return Vapor:  Mole Fraction

Rate:  lb-mol/hr

Duty:  x 10<sup>6</sup> BTU/hr

Max HTRI Duty Adjustment:  %

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

### ***Integración de calor entre el Reboiler de T1 con los condensadores de T3 y T4***

Para realizar la integración de la columna T1 con las columnas T3 y T4, en un inicio se verificó el perfil de temperaturas en el tope y en el fondo de todas las columnas del primer sistema de separación para evaluar con cuáles equipos se podrá realizar la integración. En este caso la integración se realizó entre el hervidor de T1 con los condensadores de las columnas T3 y T4. Estos últimos condensadores funcionan como hervidores y reducen el consumo energético en el Reboiler, es decir, disminuyen la correspondiente carga energética.

Del plato 25 de la primera columna de destilación sale un flujo de líquido, el cual atraviesa el tren de intercambiadores de calor, que son el condensador de la columna T3 y el condensador de la columna T4 y luego al Reboiler de la columna T1 que es el que tiene

la mayor carga de calor. La corriente que sale del Reboiler E9 es una mezcla líquido-vapor (S39), razón por la cual se utiliza un separador flash (F1) para obtener solo vapor (S40), el cual ingresa la columna, y el líquido que se tiene es el producto del fondo (S3). En las Figuras 30 y 31 se muestran las especificaciones que se colocan en el separador flash, en donde se colocan las fases de las corrientes que se requieren.

**Figura 30**

*Requerimientos del separador flash.*

Flash Drum

UOM Define Range Help Overview Status Notes

Unit: F1 Description:

First Specification

Pressure Drop 0 psi Thermodynamic System: Default (NRTL01)

Second Specification

Unit Specification: Duty 0 x 10<sup>6</sup> BTU/hr

Product Specification:

Parameter = value within the default tolerance

Temperature Estimate: F Product Phases...

Pressure Estimate: psia Print Options...

Pseudostream Flowrate: 0 lb-mol/hr Entrainment...

Phase Assignment: Default

OK Cancel

Push to bring up the product phases window

**Figura 31**

*Especificaciones de fases en el separador flash.*

Products:	Phases:
S3	Liquid
S40	Vapor

Exit the window after saving all data

En el caso de condensadores y rehervidores se tiene que colocar una caída de presión de 1,5 psia. En la bomba P6 se especifica las tres caídas de presión que van a ocurrir en el transcurso de la integración de calor, en total 4,5 psia, ya que se tendrá caídas de presión en los condensadores de T3 y T4, y en el Reboiler E9. En la Figura 32 se muestra dicha especificación para aumentar la presión en la corriente.

**Figura 32**

*Aumento de presión en la corriente que va a intercambiar calor.*

**Pump**

UDM Define Range Help Overview Status Notes

Unit:  Description:

Product Stream: S35 Thermodynamic System:  ▾

Pressure Specification:

Outlet Pressure:  psia

Pressure Rise:  psi

Pressure Ratio:

Pump Efficiency:  Percent

Mechanical Efficiency:  Percent

Exit the window after saving all data

La bomba P1 se usa para aumentar la presión previniendo la caída de presión que se va a tener en los intercambiadores de calor E3, E4 y E5. En P1, se colocan los 15 psia que se van a tener por las caídas de presión, como se muestra en la Figura 33. Por otra parte, las bombas P2, P3, P4 y P5 son para compensar la caída de presión en los condensadores, ya que, para ingresar al plato de una columna, las corrientes que salen del fondo de una columna tienen que presentar la presión correspondiente a dicho plato, de otra manera la simulación no es posible.

**Figura 33**

*Especificación de la bomba para caída de presión en los intercambiadores de calor en el precalentamiento.*

**Pump**

UOM Define Range Help Overview Status Notes

Unit: P1 Description:

Product Stream: S30 Thermodynamic System: Default (NRTL01)

Pressure Specification

Outlet Pressure: 46.05 psia Pump Efficiency: Percent

Pressure Rise: 0 psi Mechanical Efficiency: Percent

Pressure Ratio:

OK Cancel

Exit the window after saving all data

### **Controlador Feedback**

El controlador *Feedback*, una subrutina proporcionada por PRO/II, es para que el usuario coloque una especificación que deba cumplir la simulación variando otra especificación. Este tipo de controlador se empleó para regular el flujo de líquido que se genera en el reboiler de la columna T1, para que el flujo del fondo sea el mismo obtenido en la simulación sin integración de calor, variando en este caso el calor en E9. En la Figura 34 se muestra lo mencionado en el presente párrafo.

**Figura 34**

*Especificaciones en el Controlador Feedback.*

**Feedback Controller**

UQM Range Help Overview Status Notes

Unit:  Description:

Specification  
[Stream S3 Flowrate of All Components on a Wet basis in lb-mol/hr = 128.52](#) within [the default tolerance](#)

Variable  
[Heat Exchanger E9 Duty in x 10<sup>6</sup> BTU/hr](#) Limits and Step Sizes...

Parameters  
 Maximum Number of Iterations:   Print Results for Each Iteration

Action if Minimum/Maximum Limits are reached

Accept as Solved if Limits are Reached

Fail Unit and Stop Calculations if Limits are Reached

Fail Unit and Continue Calculations if Limits are Reached

Next Unit Calculated after Control Variable is Changed:  ▾

Exit the window after saving all data

## **Segundo sistema de separación**

Para proveer el método de resolución de la simulación del segundo sistema de separación, se emplearán los nombres de las corrientes y los equipos que se muestran en la Figura 54 y la Tabla 12 del Capítulo IV, Resultados y Discusión. El método se describirá a continuación.

### ***Pre calentamiento en la alimentación***

En la alimentación a la primera columna se tiene una temperatura igual a 31,098 °F, razón por la cual se aumenta dicha temperatura. Este procedimiento se aplica con el propósito de obtener una baja carga energética en el reboiler de dicha columna. Para alcanzar este último propósito, se colocó un tren de intercambiadores de calor. En el primer

intercambiador de calor se usa el producto líquido del destilado de T1, haciendo uso de la Heurística 26 detallada en Seider et al. (2009), que sugieren el uso de una temperatura mínima de aproximación de 50 °F, como se muestra en la Figura 35.

### Figura 35

*Especificación de la temperatura mínima de aproximación en E1.*

Field	Value	Unit
Specification:	Minimum Internal Temperature Approach	
Value:	50	F
Relative Tolerance:	0.0001	
Area:		ft <sup>2</sup>
U-Value:		BTU/hr-ft <sup>2</sup> -F
Maximum Allowable U*A:		BTU/hr-F

Buttons: OK to PFD, OK, Cancel, Cancel to PFD

Footer: Exit the window after saving all data

El segundo intercambiador de calor se utiliza para calentar la corriente de alimentación con el producto líquido de T2. Seguidamente, en el tercer intercambiador de calor se usa el producto líquido del destilado de T3. En el último intercambiador de calor se usa la corriente del fondo de la tercera columna de destilación. En estos tres intercambiadores de calor se usó una temperatura mínima de aproximación de 50°F. Cabe enfatizar que un orden diferente de proporción de calor mostrado en el presente párrafo posibilitará el incumplimiento de la diferencia de temperatura sugerido por Seider et al.(2009), con el correspondiente no aprovechamiento del calor disponible en el destilado de T2 y T3.

### **Condensadores externos**

Para colocar de manera externa los condensadores en las tres columnas de destilación se aplicó el procedimiento descrito en el apartado “3.2.6 Cambio de

especificaciones en las columnas” del primer sistema de separación para el cálculo del flujo de masa del componente clave pesado, con cálculos mostrados a continuación:

$$0,028784893 * \frac{71,4560}{29,6858} = 0,06928$$

$$0,021000552 * \frac{93,6140}{28,8883} = 0,06805$$

$$0,045183646 * \frac{38,0740}{21,0326} = 0,04518$$

Estos nuevos valores se colocarán en la especificación de la columna, en la pestaña *Performance Specifications*, en la cual se desactiva el condensador en el interior de la columna (ver Figura 36). Seguidamente se verificará que solo se tiene la opción de variar el calor en el reboiler y de colocar una sola especificación. Se procede a colocar los valores, como se muestran en las Figuras 37,38 y 39.

### Figura 36

*Eliminación del condensador de T1 del segundo sistema.*

Column - Condenser

UOM Define Range Help Overview

Column with Condenser

Condenser Type

Partial

Bubble Temperature

Subcooled, Fixed Temperature

Subcooled, Fixed Temperature Drop

Condenser Data

Pressure:  psia

Temperature Estimate:  F

Fixed Temperature:  F

Degrees Subcooled:  0 F

Duty:  x 106 BTU/hr

Subcooled Reflux Only

Fixed Temperature

Fixed Temperature Drop

Exit the window after saving all data

**Figura 37**

*Modificación en las especificaciones en la columna T1 en el segundo sistema de separación.*

Column - Specifications and Variables

UOM Range Help Overview

Add Specifications and Variables

Specifications:

			Active:
Cut	1	COL1SPEC1 - Stream S6 Flowrate of component ACETOL on a Wet basis in lb-mol/hr = 29.53863138 within the default tolerance	<input type="checkbox"/>
Insert			
Reset	2	COL1SPEC2 - Stream S6 Flowrate of component 12PG on a Wet basis in lb-mol/hr = 0.06928 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>

Variables:

			Active:
Cut	1	Column T1 Duty of Heater REBOILER	<input checked="" type="checkbox"/>
Insert			
Reset			

The number of active specifications, 1 equals the number of Variables, 1

Data changes in this window will reinitialize column estimates

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

Figura 38

Modificación en las especificaciones en la columna T2 en el segundo sistema de separación.

Column - Specifications and Variables

UDM Range Help Overview

Add Specifications and Variables

Specifications:

			Active:
Cut	1	COL2SPEC1 - Stream S8 Flowrate of component 12PG on a Wet basis in lb-mol/hr = 28.7273639156 within the default tolerance	<input type="checkbox"/>
Insert			
Reset	2	COL2SPEC2 - Stream S8 Flowrate of component LACTIC on a Wet basis in lb-mol/hr = 0.06805 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>

Variables:

			Active:
Cut	1	Column T2 Duty of Heater REBOILER	<input checked="" type="checkbox"/>
Insert			
Reset			

The number of active specifications, 1 equals the number of Variables, 1

Data changes in this window will reinitialize column estimates

OK to PFD    OK    Cancel    Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

**Figura 39**

*Modificación en las especificaciones en la columna T3 en el segundo sistema de separación.*

Column - Specifications and Variables

UOM Range Help Overview

Add Specifications and Variables

Specifications:

	Cut	Value	Active:
Insert	1	COL3SPEC1 - Stream S10 Flowrate of component LACTIC on a Wet basis in lb-mol/hr = 20.95858267 within the default tolerance	<input type="checkbox"/>
Reset	2	COL3SPEC2 - Stream S10 Flowrate of component GLYCEROL on a Wet basis in lb-mol/hr = 0.045183646 within the default tolerance	<input checked="" type="checkbox"/>

Variables:

	Cut	Value	Active:
Reset	1	Column T3 Duty of Heater REBOILER	<input checked="" type="checkbox"/>

The number of active specifications, 1 equals the number of Variables, 1

Data changes in this window will reinitialize column estimates

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

### ***Integración de calor en el segundo sistema de separación***

En el segundo sistema de separación obtenido por Freire (2021) no fue posible realizar la integración de calor entre los hervidores y los condensadores de dichas columnas, ya que las correspondientes temperaturas no permiten cumplir con la segunda ley de la termodinámica. Por esta última razón, solo se realizó el precalentamiento en la alimentación para reducir la carga energética en el reboiler. Dichas temperaturas se muestran a continuación en la Tabla 3.

**Tabla 3**

*Temperaturas del fondo y del destilado en el segundo sistema de separación.*

	T1	T2	T3
<b>Temperatura del destilado [°F]</b>	340,21	413,29	265,9
<b>Temperatura del fondo [°F]</b>	477,43	531,71	606,68

### ***Caída de presión en los condensadores***

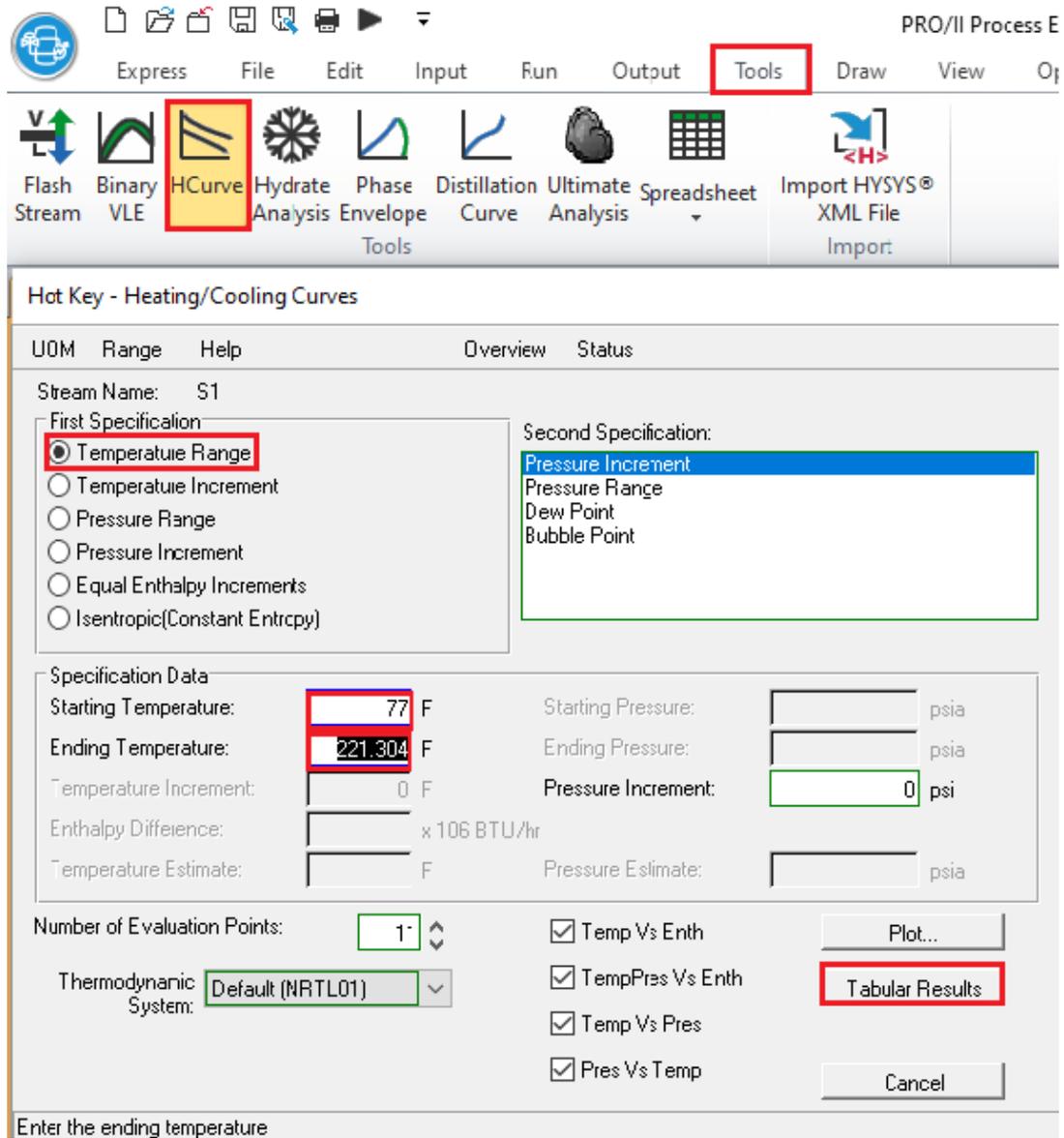
Como se mencionó en la Heurística 31, los condensadores tienen una caída de presión de 1,5 psia. Por esta última razón, se hace uso de bombas que retornen la presión al valor de entrada a la columna.

### **Obtención de curvas de calentamiento y enfriamiento**

Para obtener las curvas de enfriamiento y calentamiento de un intercambiador en PRO/II se selecciona la corriente que se va a calentar y en *Tools*, se selecciona la opción *HCurve*. Seguidamente aparece una ventana en donde elegimos *Temperature Range* y colocamos la temperatura a la entrada y a la salida del intercambiador de calor correspondiente a la corriente seleccionada. Finalmente, para obtener los valores de entalpía con respecto a la temperatura se presiona en *Tabular Results*. El mismo procedimiento se realizó para la corriente que se va a enfriar. Una vez ya obtenidos los valores, se hace uso de la herramienta de Excel para obtener los gráficos ( $\Delta H$  vs  $T$ ). El procedimiento de obtención de datos para obtener el gráfico de curva de calentamiento se muestra en la Figura 40.

Figura 40

Obtención de curvas de calentamiento y enfriamiento.



## Costos

Para estimar los costos de compra de los equipos empleados para obtener la red de intercambiadores de calor en los sistemas de separación obtenidos por Freire (2021), se utilizó la metodología establecida por Seider et al. (2009).

### **Índice de costo actual**

Debido a que los costos de los equipos reportados en Seider et al. (2009) se encuentran en términos de un índice de costo CE igual a 500, en el costo de cada equipo se realizó una corrección usando el índice de costo actualizado (CEPCI 2021, noviembre (preliminar) y octubre (final)), el cual se tomó de la revista Chemical Engineering, siendo el valor de 761,5, para estos últimos meses indicados correspondientes al año 2021.

Para realizar la corrección del costo del equipo se utilizó la ecuación 14, en donde  $I$  corresponde al índice de costo actual,  $I_{base}$  es el índice del año 2006, que es igual a 500.

$$Costo = Costo\ base \left( \frac{I}{I_{base}} \right) \quad [14]$$

### **Costos de intercambiadores de calor**

Para determinar el costo base ( $C_B$ ) de los intercambiadores de calor se utilizó la ecuación 15, la cual está establecida para un índice de costo igual a 500. El área se determina con la ecuación 16, el calor ( $Q$ ) se extrae de la simulación.

$$C_B = \exp\{11.667 - 0.8709[\ln(A)] + 0.09005[\ln(A)]^2\} \quad [15]$$

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_{LM}} \quad [16]$$

$\Delta T_{LM}$ , que es la diferencia de temperatura media logarítmica para el flujo a contracorriente basada en las diferencias de temperatura de aproximación en los dos extremos del intercambiador de calor, se determina con la ecuación 17, en donde  $T_{h,i}$  y  $T_{h,o}$  son las temperaturas de la corriente caliente a la entrada y salida, respectivamente, y  $T_{c,i}$  y  $T_{c,o}$  son las temperaturas de la corriente fría a la entrada y salida del intercambiador de calor, respectivamente. En relación a los hervidores, el valor de  $\Delta T_{LM}$  fue igual a 45 °F (Heurística 28, Seider et al. (2009))

$$\Delta T_{LM} = \frac{[(T_{h,i} - T_{c,o}) - (T_{h,o} - T_{c,i})]}{\ln \left[ \frac{(T_{h,i} - T_{c,o})}{(T_{h,o} - T_{c,i})} \right]} \quad [17]$$

**Coefficiente global de transferencia de calor.** El coeficiente global de transferencia de calor (U) típicos para intercambiadores de calor de carcasa y tubos, se tomó de la Tabla 18.5 de Seider et al. (2009). El valor usado de coeficiente global de transferencia de calor fue igual a 100 Btu/ (° F ft<sup>2</sup> h), que corresponde al valor promedio de solvente orgánico en el lado de la coraza y agua en los tubos.

### **Costo de intercambiadores de calor**

El costo de compra de intercambiadores de calor se obtiene usando la ecuación 18, en donde  $F_P$  es el factor de presión que se determina con la ecuación 19. Para el cálculo de dicho costo se usó un factor de presión igual a 1.  $F_M$  es el factor de material de construcción que se obtiene mediante la ecuación 20, el tipo de material que se eligió fue el titanio porque al no encontrarse un material de construcción adecuado para todas las especies químicas que se separan en los procesos reportados por Freire (2021), se procedió a seleccionar el material más caro de entre todos los materiales sugeridos por Seider et al. (2009). Este procedimiento de sobredimensionar los costos permite tener una idea del costo de capital sin disponer de datos que permitan el correspondiente cálculo.

$$C_P = F_P F_M F_L C_B \quad [18]$$

$$F_P = 0.9803 + 0.018 \left( \frac{P}{100} \right) + 0.0017 \left( \frac{P}{100} \right)^2 \quad [19]$$

$$F_M = a + \left( \frac{A}{100} \right)^b \quad [20]$$

### **Costo de hervidores**

Se determinó el costo de los hervidores utilizando la metodología establecida en Seider et al. (2009), siendo que el costo base se obtuvo con la ecuación 21. El área se determinó con la ecuación 22, en donde  $Q$  es el calor que se extrae de la simulación,  $U$  es el coeficiente global de transferencia de calor, (100 Btu/ (° F ft<sup>2</sup> h)),  $\Delta T_{LM}$  es la diferencia de temperatura media logarítmica, igual a 45 °F (Heurística 28, Seider et al., 2009), y  $F_T$  es un factor de corrección que es igual a 1.

$$C_B = \exp\{11.967 - 0.8709[\ln(A)] + 0.09005[\ln(A)]^2\} \quad [21]$$

$$A = \frac{Q}{UF_T\Delta T_{LM}} \quad [22]$$

### **Costo de utilidad ips**

Los costos de la utilidad ips (“intermediate pressure steam”, por su traducción en inglés) se calcularon mediante la multiplicación del costo por el calor que suministró el ips, como se muestra en la ecuación 23, el costo de dicha utilidad se tomó de Seider et al. (2009) que es igual a 0,003 \$/kg.

$$C_{U,IPS} = ips_{costo} * Q \quad [23]$$

### **Costo de utilidad bfw**

bfw es una utilidad que está en la temperatura de ebullición, es decir es líquido saturado. Para obtener bfw en la simulación se coloca una corriente de agua en la entrada del intercambiador de calor con una presión igual a 60 psia, y una temperatura igual a 90 °F. En el intercambiador de calor se coloca una fracción de vapor de cero y una temperatura de 110 °C.

El costo del agua de alimentación a la caldera se obtuvo mediante la ecuación 24.

$$C_{b_{fw}} = \frac{Q_{b_{fw}} * V * b_{fw_{costo}}}{\Delta H_v} \quad [24]$$

En donde  $Q_{b_{fw}}$  es el calor del condensador que se extrae de la simulación,  $V$  es el volumen específico,  $b_{fw_{costo}}$  es el costo de dicha utilidad, la cual se tomó del valor de la Tabla 23.1 del libro de Seider et al. (2009), que es igual a 0,5 \$/m<sup>3</sup> y  $\Delta H_v$  es la entalpía de vaporización la cual se tomó de la Tabla A-4 del libro de Termodinámica (Cengel & Boles, 2012).

### **Simulación de la obtención de utilidades**

Para obtener bfw en el primer y segundo sistema de separación se coloca una corriente de agua a 90 °F y 60 pisa como se muestra en la Figura 41. Para conseguir un líquido a 110 °C se usa un controlador Feedback, en donde se especifica la Temperatura que se requiere, y se coloca la variable, la cual es el flujo másico de agua en la corriente de entrada como se indica en la Figura 42.

Figura 41

Especificaciones en la corriente de entrada bfw.

Stream Data

UOM Range Help Tag Overview Status Notes

Stream: S31 Description:

To Unit: E5

Stream Type

- Composition Defined
- Petroleum Assay
- Spiral Assay
- Referenced to Stream
- Solids Only Stream

Flowrate and Composition...

Stream Solids Data...

Stream Polymer Data...

Thermal Condition

First Specification:

Temperature 90 F

Second Specification:

Pressure 60 psia

Thermodynamic System: Determined From Connectivity

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura 42

Especificaciones en el controlador para obtener bfw.

Feedback Controller

UOM Range Help Overview Status Notes

Unit: CN1 Description:

Specification

Stream S32 Temperature in F = 230.00 within the default tolerance

Variable

Stream S31 Flowrate in lb/hr

Limits and Step Sizes...

Parameters

Maximum Number of Iterations: 10  Print Results for Each Iteration

Action if Minimum/Maximum Limits are Reached

- Accept as Solved if Limits are Reached
- Fail Unit and Stop Calculations if Limits are Reached
- Fail Unit and Continue Calculations if Limits are Reached

Next Unit Calculated after Control Variable is Changed: Calculated

OK Cancel

Exit the window after saving all data

## Capítulo IV

### Análisis y discusión de resultados

#### Trenes de separación con integración de calor

Los trenes de separación con integración de calor obtenidos a partir del primer sistema de separación se observan en la Figura 53. La integración de calor se realizó entre el hervidor de la columna T1 y el condensador de las columnas T3 y T4.

Las mencionadas integraciones de calor realizadas en el primer sistema de separación fueron posibles ya que las temperaturas de las corrientes de producto de destilado y fondo cumplen con la segunda ley de la termodinámica (Temperatura del fondo de T1= 281,6 °F, Temperatura del destilado de T3= 412,7 °F, Tabla 4). Además, en la integración de calor de las columnas se cumple con la Heurística 28 mencionada en Seider et al. (2009), donde se indica que la diferencia de temperatura tiene que ser mínimo de 45 °F para asegurar el proceso “nucleate boiling”.

La Tabla 4 presenta las temperaturas y el calor disponibles en el primer sistema de separación reportado por Freire (2021). Adicionalmente, en dicha Tabla se muestra el calor de los hervidores luego de realizar la integración de calor y los porcentajes de reducción de calor que se logra con el precalentamiento en la alimentación a T1 y T2.

**Tabla 4**

*Datos de las temperaturas y calor en el primer sistema de separación.*

	T1	T2	T3	T4
Temperatura en el destilado [°F]	250,40	316,06	412,74	464,54
Temperatura en el fondo [°F]	281,60	477,78	531,64	607,17
Calor en el condensador [Btu/h]	-114333600	-1105100	-2168200	-937200
Calor en el reboiler [Btu/h]	130912400	2432300	2336500	1112900
Calor en el reboiler [Btu/h] <sup>a</sup>	114583000	1527800	2224100	1114900
Porcentaje de reducción de calor <sup>b</sup>	12,47 %	37,18 %		

<sup>a</sup> Calor obtenido luego de realizar la integración de calor.

<sup>b</sup> Porcentaje de reducción por la integración de calor.

## Primer sistema de separación

### *Temperatura mínima de aproximación*

Como mencionan Seider et al. (2009) en la Heurística 26, la temperatura mínima de aproximación en los intercambiadores de calor depende de la magnitud de la temperatura en la que ocurre el intercambio de calor. La temperatura de la corriente del destilado de la primera columna es 251,14 °F (Tabla 4), por lo tanto, la temperatura mínima de aproximación es de 20 °F. Esta especificación es necesaria colocarla, como se muestra en la Figura 43.

### Figura 43

*Temperatura mínima de aproximación en E1.*

UOM	Define	Range	Help
Specification: Minimum Internal Temperature Approach			
Value:	20	F	
Relative Tolerance:	0.0001		
Area:		ft <sup>2</sup>	
U-Value:		BTU/hr-ft <sup>2</sup> -F	
Maximum Allowable U*A:		BTU/hr-F	

OK to PFD    OK    Cancel    Cancel to PFD

Exit the window after saving all data

Para el caso de T3 y T4, las temperaturas de las corrientes del destilado son 412,74 °F y 464,54 °F (Tabla 4), respectivamente. Para estos últimos casos de temperatura, se debe usar una temperatura mínima de aproximación de 50 °F (Heurística 26, Seider et al. (2009)). Esta especificación se coloca como muestra la Figura 44.

**Figura 44**

*Temperatura mínima de aproximación en E2.*

**Heat Exchanger - Specifications**

UOM Define Range Help

Specification: Minimum Internal Temperature Approach

Value: 50 F

Relative Tolerance: 0.0001

Area: ft<sup>2</sup>

U-Value: BTU/hr-ft<sup>2</sup>-F

Maximum Allowable U\*A: BTU/hr-F

OK to PFD OK Cancel Cancel to PFD

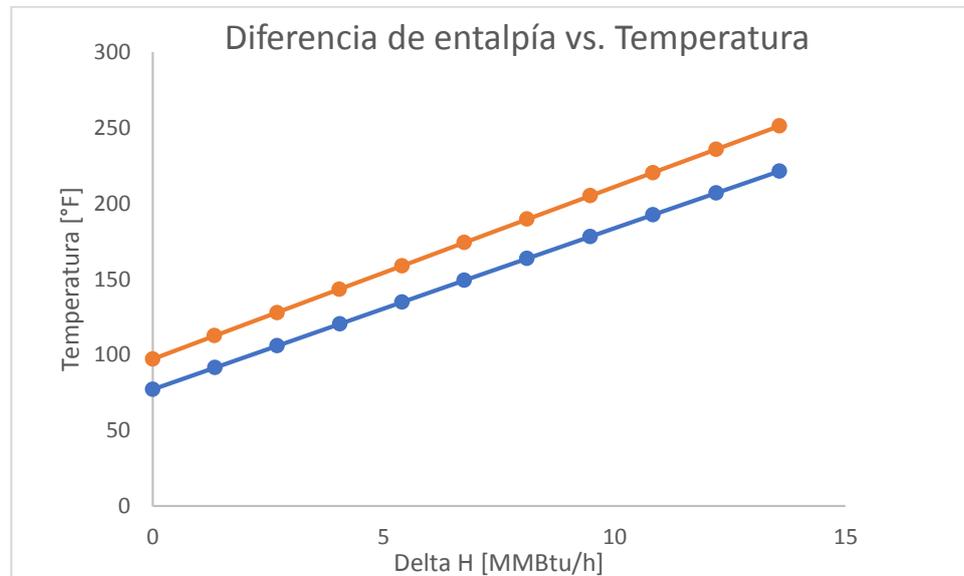
Exit the window after saving all data

***Curvas de calentamiento y enfriamiento en los intercambiadores de calor del primer sistema de separación***

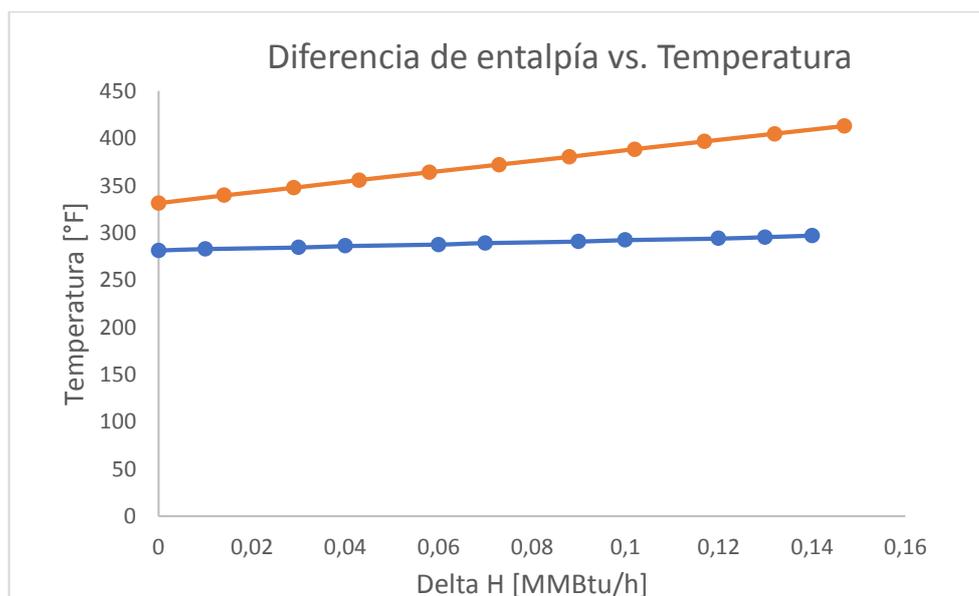
En las Figuras 45,46,47,48,49, 50,51 y 52 se muestran las curvas de calentamiento y enfriamiento, en las cuales se verifica el cumplimiento de la diferencia de temperatura en el interior de los intercambiadores de calor utilizados en el primer sistema de separación.

**Figura 45**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E1.*

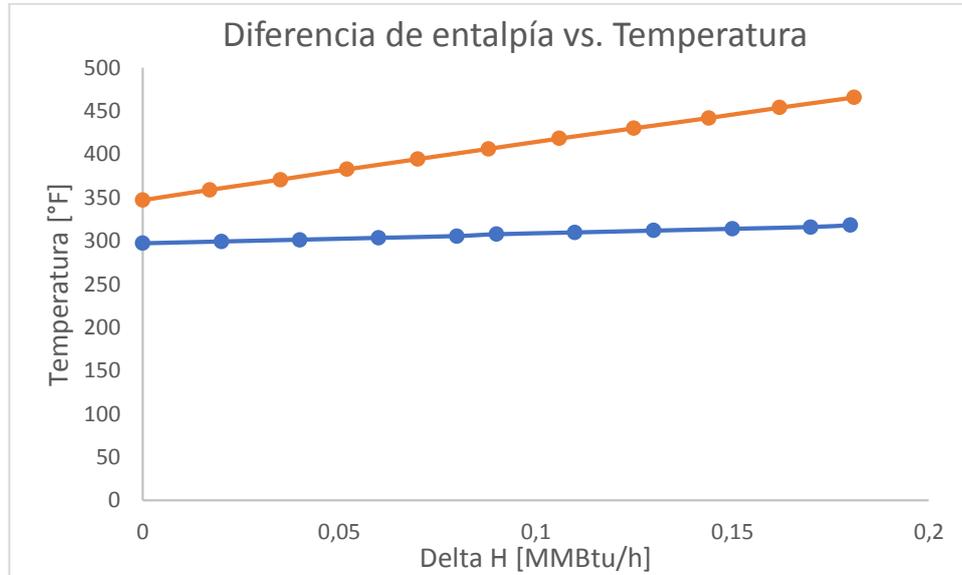
**Figura 46**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E3.*

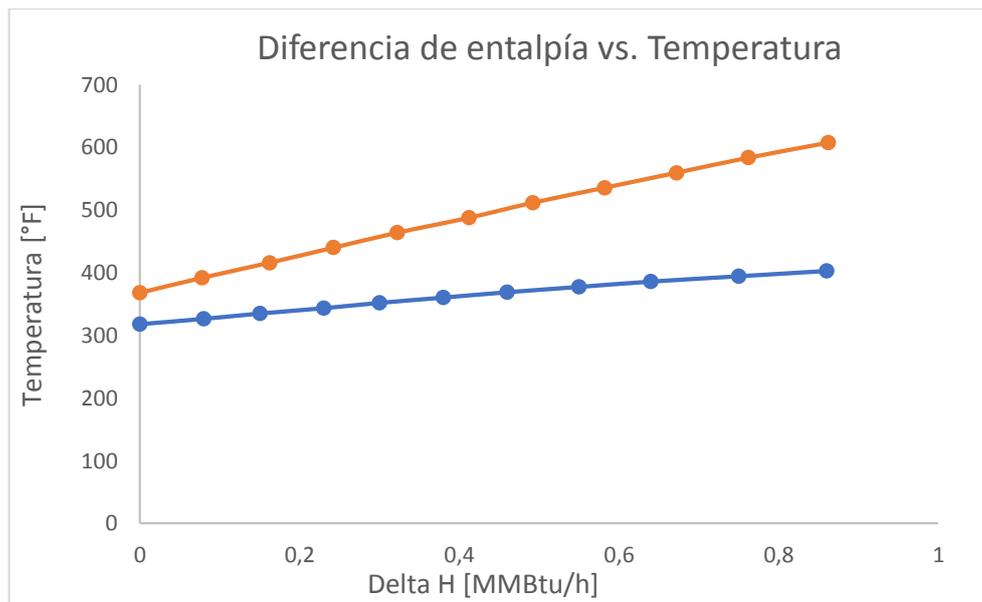


**Figura 47**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E4.*

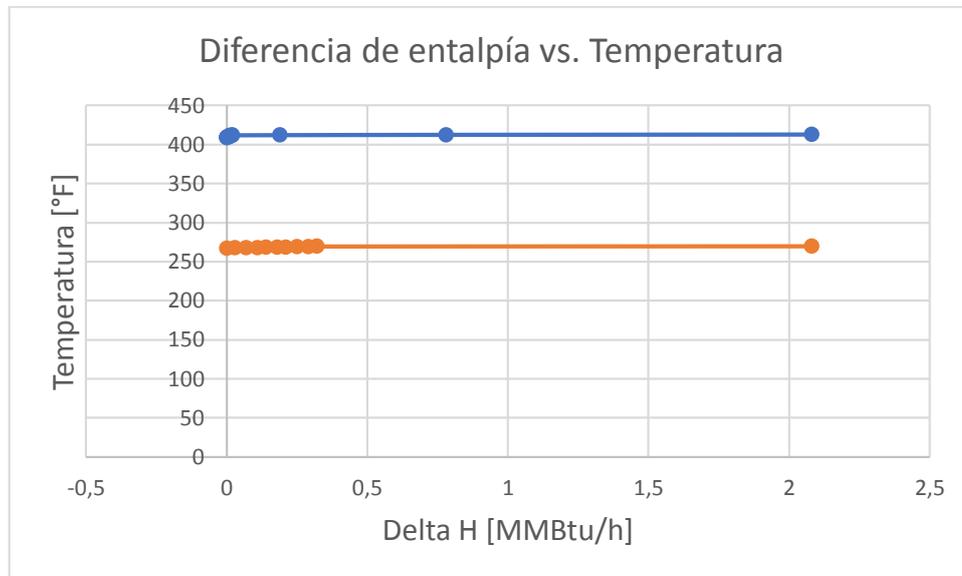
**Figura 48**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E5.*

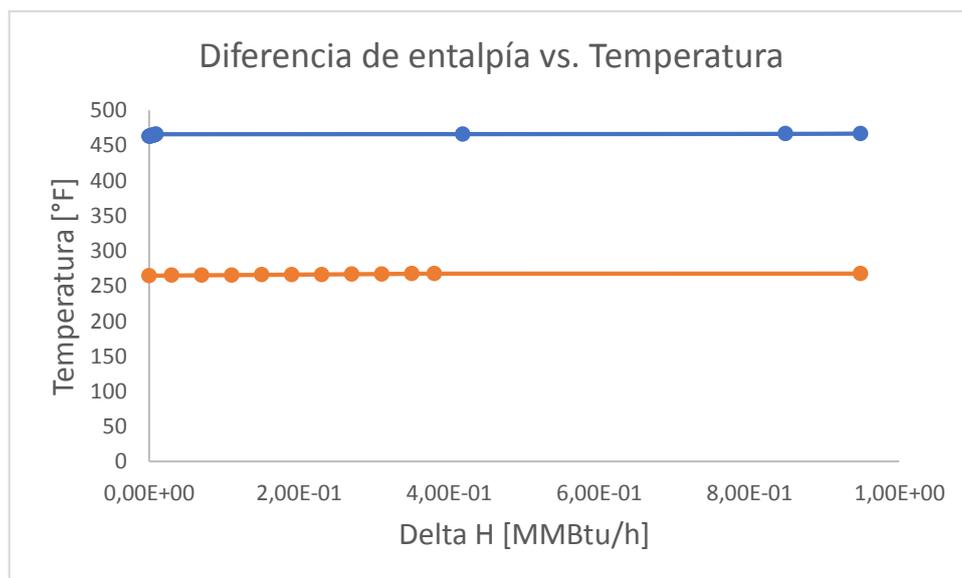


**Figura 49**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E2.*

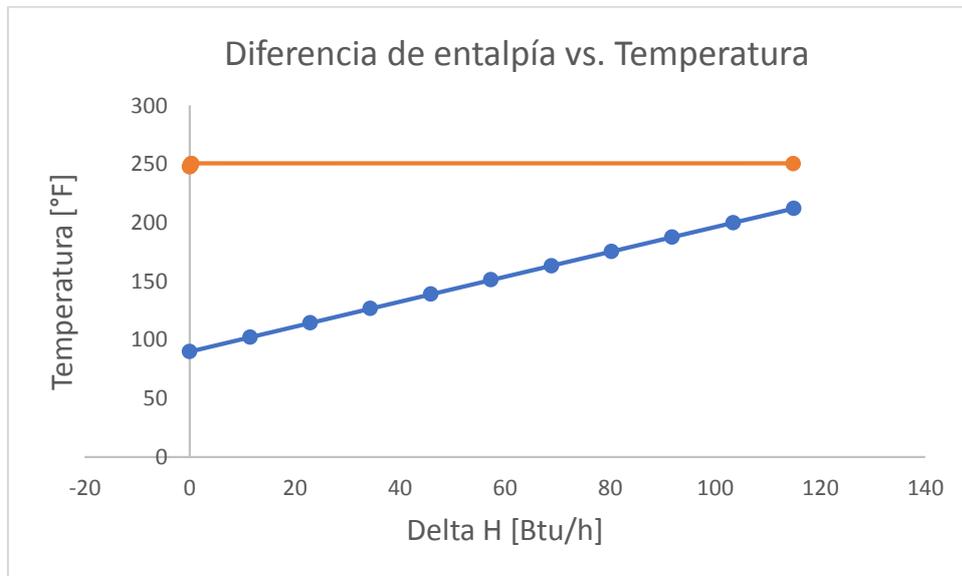
**Figura 50**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E8.*

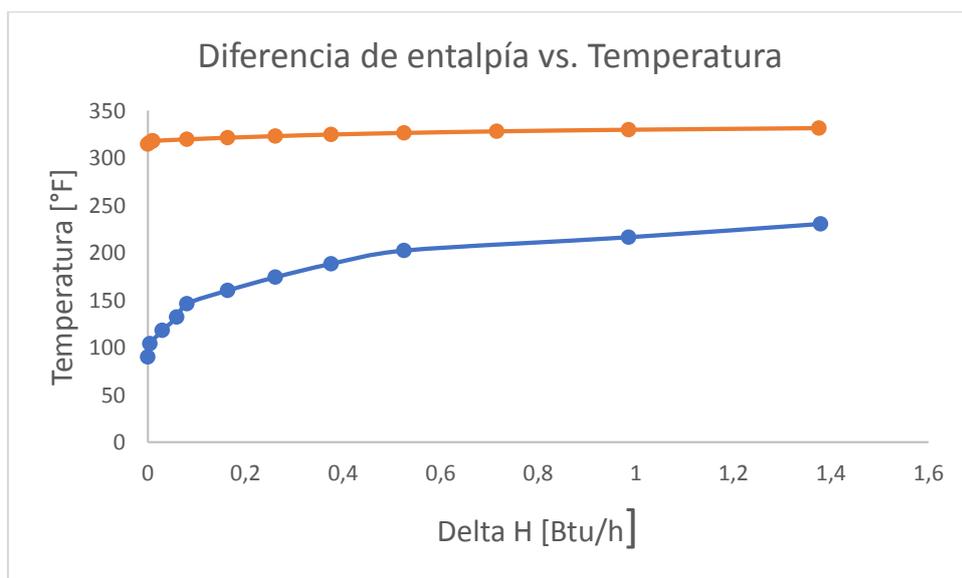


**Figura 51**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E6.*

**Figura 52**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E7.*



### ***Precaentamiento en la corriente de alimentación en la primera columna***

En E1 se aprovecha el calor del destilado de T1. Con esta última transferencia de calor se reduce el consumo de energía en el hervidor de T1 desde 130912400 Btu/h a 115061200 Btu/h, es decir un 12,1%.

### ***Precaentamiento en la corriente de alimentación en la segunda columna***

Para el caso de los intercambiadores de calor colocados en la alimentación de la segunda columna de destilación, se hace uso de la Heurística 26 reportada por Seider et al. (2009), estableciendo que la temperatura mínima de aproximación para corrientes con alta temperatura es de 50 °F. En estos intercambiadores de calor se hace uso de las corrientes de destilado de T3 y T4. Con la energía de estas últimas dos corrientes se reduce la carga energética en el reboiler de T2. En el primer tren de separación obtenido por Freire (2021) se requiere 2432300 Btu/h en el reboiler de T2 (Tabla 4). Al realizar el precaentamiento con tres intercambiadores de calor, que son el E3, E4 y E5, el calor de este último reboiler se reduce a 1502700 Btu/h, es decir un 38,21%.

### **Integración de calor en el primer sistema de separación**

En relación a E3, E4, y E5, no se colocan dichos intercambiadores de calor en la alimentación de T1 porque con la integración de calor, en el hervidor de T2 se obtiene una reducción de mayor magnitud que la conseguida en el hervidor de T1. Cabe enfatizar que la alimentación a T1 es igual a 98282,24 lb/h (Flujo másico de S1, Tabla 6), y que la alimentación a T2 es igual a 10523,36 lb/h (Flujo másico de S18, Tabla 6), es decir, la diferencia es de aproximadamente un orden de magnitud, lo que explica una mayor cantidad de calor en el reboiler de T1 y un menor porcentaje de disminución de requerimiento de energía después de la integración de calor en comparación con la obtenida en el reboiler de T2.

Además, no se realiza el precaentamiento a la entrada de T3 o T4 mediante el uso de la energía proveniente del destilado de T1, T3, y T4 debido a que no se cumplirá

con la segunda ley de la termodinámica (Temperatura de la alimentación a T3= 477,78°F, Temperatura de alimentación a T4= 531,64 °F, Temperatura del condensador de T1= 250,40 °F, Temperatura del condensador de T3= 412,74 °F, Temperatura del condensador de T4= 464,54 °F, Tabla 1).

Es decir, el destilado de T1 solo puede intercambiar calor con la alimentación a T1, Por otra parte, el fondo de T4 puede intercambiar calor con la alimentación de cualquier columna, cumpliendo con la segunda ley de la termodinámica, por presentar una temperatura igual a 606,98 °F (Tabla 4). Si se intercambia calor con la alimentación a T1, el flujo del calor en el reboiler de esta última columna será de 126900700 Btu/h, con un porcentaje de reducción de 3,06%. Si se intercambia calor con la alimentación a T3, el flujo de calor en el reboiler de T3 será de 1882200 Btu/h, con una reducción del 19,44%. Si se intercambia calor con la alimentación a T4, el flujo de calor en el reboiler de T4 será 1008200 Btu/h, con una reducción del 9,40%. Por tanto, se seleccionó el intercambio de calor con la alimentación a T2 por posibilitar una reducción de calor mayor en el reboiler de dicha columna que en cualquier otro reboiler del primer sistema de separación. En la Tabla 5, se muestra la carga energética de cada reboiler del primer sistema de separación, antes y después de la integración de calor, con el respectivo porcentaje de reducción de energía, al examinar las diferentes configuraciones mencionadas en este párrafo.

**Tabla 5**

*Integración de calor de S9 con S10, S5, S7.*

<b>Columnas</b>	<b>Calor en el reboiler antes de la integración [Btu/h]</b>	<b>Calor en el reboiler después de la integración [Btu/h]</b>	<b>Porcentaje de reducción de energía</b>
T1	114333600	126900700	3,06%
T3	2432300	1882200	19,44%
T4	1112900	1008200	9,40%

## **Energía ahorrada con la integración de calor**

### ***Propiedades de los compuestos con la integración de calor***

La Tabla 6 presenta información de las condiciones de las corrientes del sistema de separación de los productos de reformado en fase líquida del glicerol después de la integración de calor. Mediante comparación de los trenes de separación con y sin integración de calor, se observó que tanto en el destilado como en el fondo se logra obtener composiciones similares de los compuestos químicos, cuyas variaciones son esperadas por la tolerancia en el cálculo realizado por Pro/II. El primer tren de separación con integración de calor se puede observar en la Figura 53.

Tabla 6

Datos de las propiedades de las corrientes en el primer sistema de separación con integración de calor.

Nombre de la corriente	S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7	S8	S9	S10
<b>Fase</b>	Líquida	Vapor	Líquida	Vapor	Líquida	Vapor	Líquida	Vapor	Líquida	Líquida
<b>Temperatura [°F]</b>	77	250,41	291,3	331,17	476,12	412,88	531,11	466,51	607,06	221,788
<b>Presión [psia]</b>	47,53	30	32,5	28,89	31,93	30,28	32,6	30,56	31,61	42,53
<b>Flujo másico [lb/h]</b>	98282,24	120771,14	10523,6	5066,74	8290,88	7007,42	6059,58	3257,09	4158,56	98282,24
<b>Composición másica [lb/h]</b>										
<b>Agua</b>	95825,19	120771,14	305,18	572,54	0	0	0	0	0	95825,18
<b>Ciclopentanona</b>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Acetol</b>	589,69	0	2430,95	4494,2	33,16	105,11	0	0	0	589,69
<b>1,2-propilenglicol</b>	589,69	0	2367,81	5,06	2503,84	6874,27	6,05	16,28	0	589,69
<b>1,2-butanodiol</b>	0	0	10,52	0	8,29	28,02	0	0	0	0
<b>Ácido láctico</b>	393,12	0	1725,87	0	1823,99	7	1920,88	3234,29	0	393,12
<b>Glicerol</b>	884,54	0	3604,3	0	3921,58	0	4132,63	6,51	4158,56	884,54

Nombre de la corriente	S11	S12	S13	S14	S15	S16	S17	S18	S19	S20
<b>Fase</b>	Líquida	Líquida	Líquida	Mezcla	Líquida	Líquida	Líquida	Mezcla	Líquida	Líquida
<b>Temperatura [°F]</b>	97	408,62	308,04	325,63	408,62	341,36	358,04	405,31	375,63	247,48
<b>Presión [psia]</b>	25	30,28	41,05	36,05	30,28	25,28	25,56	31,05	26,61	30
<b>Flujo másico [lb/h]</b>	87750,06	7007,42	10523,36	10523,36	4775,3	2232,11	1900,99	10523,36	4158,56	120767,12
<b>Composición másica [lb/h]</b>										
<b>Agua</b>	87750,06	0	305,17	305,17	0	0	0	305,17	0	120767,12
<b>Ciclopentanona</b>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Acetol</b>	0	105,11	2430,89	2430,89	71,62	33,48	0	2430,89	0	0
<b>1,2-propilenglicol</b>	0	6874,27	2367,75	2367,75	4685,56	2189,69	9,5	2367,75	0	0
<b>1,2-butanodiol</b>	0	28,02	10,52	10,52	19,1	8,92	0	10,52	0	0
<b>Ácido láctico</b>	0	7	1725,83	1725,83	4,77	2,23	1887,69	1725,83	0	0
<b>Glicerol</b>	0	0	3704,22	3704,22	0	0	3,8	3704,22	4158,56	0

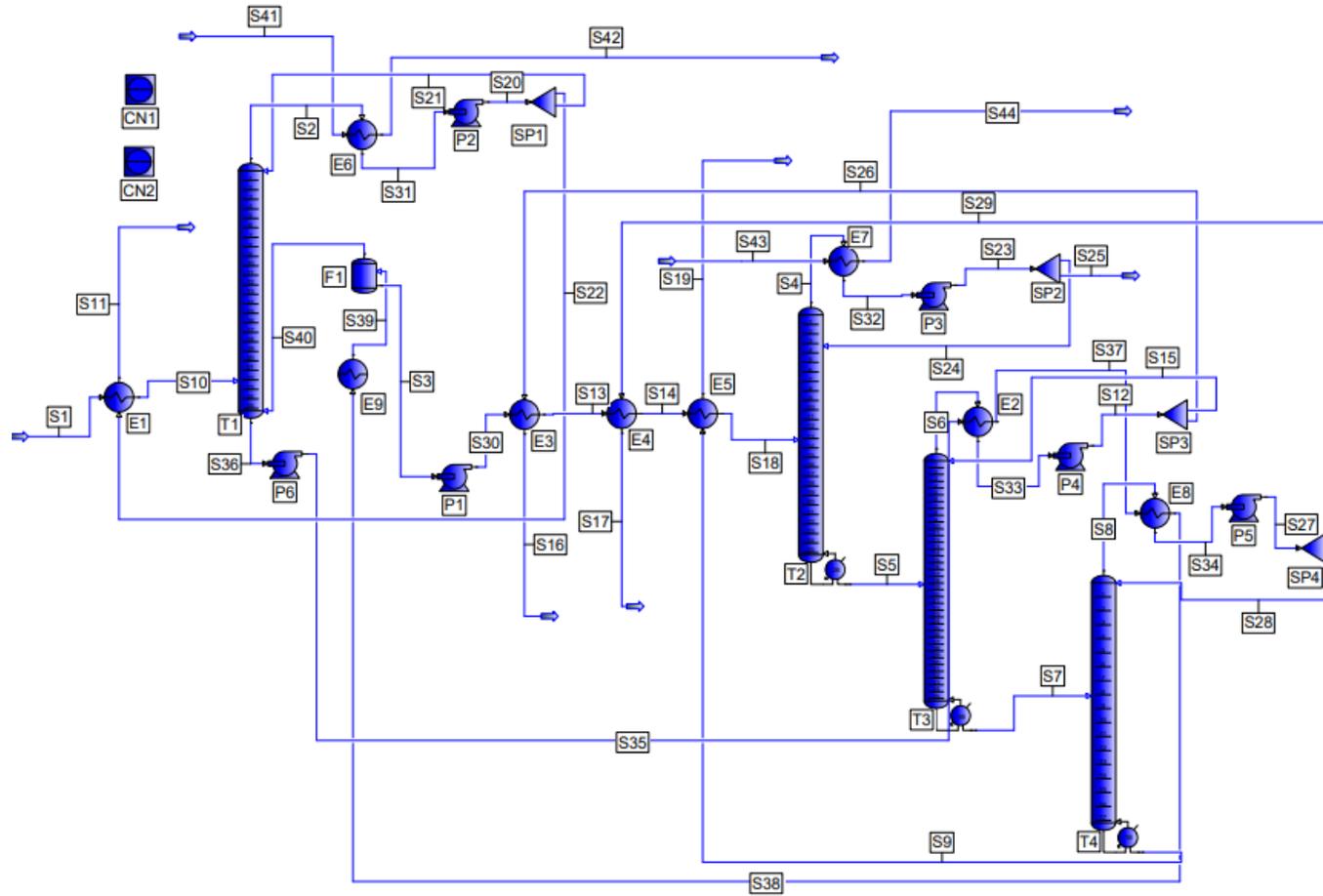
Nombre de la corriente	S21	S22	S23	S24	S25	S26	S27	S28	S29	S30
<b>Fase</b>	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
<b>Temperatura [°F]</b>	247,48	247,48	314,29	314,29	314,29	408,62	462,33	462,33	462,33	291,36
<b>Presión [psia]</b>	30	30	28,89	28,89	28,89	30,28	30,56	30,56	30,56	46,05
<b>Flujo másico [lb/h]</b>	33012,06	87755,06	5065,97	2834,26	2231,7	2232,11	3257,09	1356,09	1900,99	10523,36
<b>Composición másica [lb/h]</b>										
<b>Agua</b>	33012,06	87755,06	572,45	320,27	252,18	0	0	0	0	305,17
<b>Ciclopentanona</b>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Acetol</b>	0	0	4493,51	2513,98	1979,51	33,48	0	0	0	2430,89
<b>1,2-propilenglicol</b>	0	0	5,06	2,83	2,23	2189,69	16,28	6,78	9,5	2367,75
<b>1,2-butanodiol</b>	0	0	0	0	0	8,92	0	0	0	10,52
<b>Ácido láctico</b>	0	0	0	0	0	2,23	3234,29	1346,59	1887,68	1725,83
<b>Glicerol</b>	0	0	0	0	0	0	6,51	2,71	3,8	3704,22



<b>Nombre de la corriente</b>	<b>S41</b>	<b>S42</b>	<b>S43</b>	<b>S44</b>
<b>Fase</b>	Líquida	Líquida	Líquida	Mezcla
<b>Temperatura [°F]</b>	90	212	90	230
<b>Presión [psia]</b>	60	55	60	55
<b>Flujo másico [lb/h]</b>	212552,90	212552,90	81,98	81,98
<b>Composición másica [lb/h]</b>				
<b>Agua</b>	212552,90	212552,90	81,98	81,98
<b>Ciclopentanona</b>	0	0	0	0
<b>Acetol</b>	0	0	0	0
<b>1,2-propilenglicol</b>	0	0	0	0
<b>1,2-butanodiol</b>	0	0	0	0
<b>Ácido láctico</b>	0	0	0	0
<b>Glicerol</b>	0	0	0	0

**Figura 53**

*Sistema de separación con integración de calor.*



## Costos

### ***Costos de compra de intercambiadores de calor***

En la Tabla 7 se muestran los resultados obtenidos de los costos de compra de los intercambiadores de calor colocados en el primer sistema de separación con integración de calor.

La Tabla 8 muestra los costos de los hervidores de cada columna de destilación que conforman el primer tren de separación con integración de calor y los costos de los hervidores de la simulación obtenida por Freire (2021). La diferencia entre el costo de compra antes y después de la integración de calor en los hervidores es igual a \$ 591103,92.

**Tabla 7**

*Costo de compra de los intercambiadores de calor.*

<b>Equipo</b>	<b>Costo de compra [\$]</b>
<b>E1</b>	842950,71
<b>E3</b>	326063,10
<b>E4</b>	261439,4
<b>E5</b>	234150,31
<b>E6</b>	1707488,08
<b>E7</b>	229600,43
<b>E2</b>	230074,02
<b>E8</b>	248827,92
<b>Costo total [\$]</b>	<b>4080593,99</b>

***Costo de compra de los hervidores***

**Tabla 8**

*Costo de los hervidores del primer tren de separación.*

<b>Equipo</b>	<b>Costo de hervidores sin integración de calor Cp [\$]</b>	<b>Costo de hervidores con integración de calor Cp [\$]</b>	<b>Porcentaje de reducción de costo</b>
<b>Hervidor en T1</b>	4628786,24	4080170,23	11,85 %
<b>Hervidor en T2</b>	378504,29	339617,2	10,27 %
<b>Hervidor en T3</b>	374495,78	370668,192	1,02 %
<b>Hervidor en T4</b>	324206,52	324433,452	
<b>Total Cp [\$]</b>	5705993	5114889,08	10,35 %

En la Tabla 9 se muestran los costos de la utilidad ips (“intermediate pressure steam”, por su traducción en inglés) del primer sistema de separación con integración de calor y sin integración de calor. En dicha Tabla se puede apreciar que en el sistema que se realizó la integración de energía existe una disminución de flujo de vapor del hervidor y existe un ahorro del 12,58 %. El costo obtenido de ips después de la integración es 1492359,07\$.

**Tabla 9**

*Costo de utilidad ips en los hervidores en el primer sistema de separación.*

<b>Equipo</b>	<b>Costo ips sin integración de calor [\$]</b>	<b>Costo ips con integración de calor [\$]</b>	<b>Porcentaje de reducción del costo del ips</b>
<b>T1</b>	1676061,86	1473120,11	12,1%
<b>T2</b>	31140,55	19238,95	38,21%
<b>Total</b>	1707202,41	1492359,07	12,58%

## **Segundo sistema de separación**

### ***Temperaturas de las corrientes en el segundo sistema de separación***

Para realizar la integración de calor en este segundo sistema de separación, primero se analizaron las temperaturas de las corrientes en el destilado como en el fondo. A continuación, en la Tabla 10 se muestran dichas temperaturas.

Como se presenta en la Tabla 7, los valores del calor de los hervidores sin integración de calor comparándolos con los correspondientes con integración de calor, se evidencia una reducción en dicha carga energética, debido al precalentamiento de la alimentación en la columna T1.

**Tabla 10**

*Temperaturas y calor mostrados con la integración y sin la integración de calor del segundo sistema de separación.*

	<b>T1</b>	<b>T2</b>	<b>T3</b>
<b>Temperatura en el destilado [°F]</b>	339,32	412,73	464,54
<b>Temperatura en el fondo [°F]</b>	477,69	531,86	606,95
<b>Calor en el condensador [Btu/h]</b>	-902900	-2097600	-988700
<b>Calor en el reboiler [Btu/h]</b>	3557700	2267600	1162400
<b>Calor en el reboiler [Btu/h]<sup>a</sup></b>	1915600	2278800	1162800
<b>Porcentaje de reducción de calor<sup>b</sup></b>	46,15%	0,49%	0,03%

<sup>a</sup> *Calor en el reboiler luego de la integración de calor.*

<sup>b</sup> *Porcentaje de reducción por la integración de calor.*

### **Temperatura mínima de aproximación**

Como se observa en la Tabla 10, las temperaturas de las corrientes de destilado y fondo de las columnas no cumplen con la Heurística 28 de Seider et al. (2009) donde se indica que la diferencia de temperatura tiene que ser de 45 °F para asegurar el proceso “nucleate boiling”. Además, no se realiza la integración de calor porque se irá en contra de la segunda ley de la Termodinámica (Temperatura del fondo de T1 = 477,69 °F vs Temperatura del destilado de T2=412,73 °F o Temperatura del destilado de T3 = 464,54 °F; Temperatura del fondo de T2 = 531,86 °F vs Temperatura del destilado de T3 = 464,54 °F, Tabla 6). Lo que se realizó en este sistema de separación es aprovechar la energía disponible en los condensadores para precalentar la alimentación y así reducir la carga energética en el reboiler de T1. En la Tabla 10 se muestra el calor en los condensadores y hervidores del segundo sistema de separación sin aprovechamiento de energía (Freire, 2021).

## Segundo sistema de separación con aprovechamiento de energía

Con la colocación de los intercambiadores de calor se busca aprovechar el calor sensible de las corrientes de destilado y del fondo. Se aplica la Heurística 26 de Seider et al. (2009) para temperaturas altas, por lo tanto, la temperatura mínima de aproximación es igual a 50 °F.

Con el precalentamiento de la corriente de alimentación a la primera columna de destilación se logra reducir la carga energética necesaria en el hervidor de 3557700 Btu/h a 1915600 Btu/h, es decir se reduce un 46,15%. Los intercambiadores de calor E1, E2, E3 y E4 no se colocaron en la alimentación a las columnas T2 y T3 ya que no se logra una reducción de calor en el hervidor significativo comparado con la integración realizada en T1.

También, no se realiza el precalentamiento a la entrada de T2 o T3 mediante el uso del destilado de T2 o de T3, debido a que no se cumplirá con la segunda ley de la termodinámica (Temperatura de la alimentación a T2= 477,69 °F, Temperatura de alimentación a T3= 531,86 °F, Temperatura del condensador de T1=339,32 °F, Temperatura del condensador de T2= 412,73 °F, Temperatura del condensador de T3= 464,54 °F, Tabla 10).

Es decir, el destilado de T1 solo puede intercambiar calor con la alimentación a T1, Por otra parte, el fondo de T3 puede intercambiar calor la alimentación de cualquier columna, cumpliendo con la segunda ley de la termodinámica, por presentar una temperatura igual a 606,94 °F (Tabla 10). Si se intercambia calor con la alimentación a T2, el flujo del calor en el reboiler de esta última columna será de 1958900 Btu/h, con un porcentaje de reducción de 13,61%. Si se intercambia calor con la alimentación a T3, el flujo de calor en el reboiler de T3 será de 1065800 Btu/h, con una reducción del 8,31%. Por tanto, se seleccionó el intercambio de calor con la alimentación a T1 por posibilitar una reducción de calor mayor en el reboiler de T1 que en cualquier otro reboiler del segundo sistema de separación. En la Tabla 11, se muestra la carga energética de cada reboiler del

segundo sistema de separación, antes y después de la integración de calor, con el respectivo porcentaje de reducción de energía, al examinar las diferentes configuraciones mencionadas en este párrafo.

**Tabla 11**

*Integración de calor de S11 con S7 y S9.*

<b>Columnas</b>	<b>Calor en el reboiler antes de la integración [Btu/h]</b>	<b>Calor en el reboiler después de la integración [Btu/h]</b>	<b>Porcentaje de reducción de energía</b>
<b>T1</b>	3557700	126900700	13%
<b>T2</b>	2267600	1958900	13,61%
<b>T3</b>	1162400	1065800	8,31%

En la Tabla 12 se muestran los valores de las propiedades de cada compuesto en las corrientes de producto. Como se puede verificar en dicha Tabla, tanto en el destilado como en el fondo se observa que no existe una variación significativa en los valores de las composiciones correspondientes al sistema de separación luego de realizar el aprovechamiento de la energía para precalentar la alimentación. Como se mencionó para el caso del primer sistema de separación con integración de calor, dichas variaciones se esperan por la tolerancia de Pro/II para realizar los cálculos. El sistema de separación con la red de intercambiadores de calor se muestra en la Figura 54.

Tabla 12

*Datos de las corrientes de producto en el segundo sistema de separación con integración de calor.*

Nombre de la corriente	S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7	S8	S9	S10
<b>Fase</b>	Líquido	Sólido	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
<b>Temperatura [°F]</b>	77	31	31	31,19	79,50	340,35	477,43	413,4	531,71	466,42
<b>Presión [psia]</b>	14,7	14,7	14,7	55,078	50,07	30,4	31,9	30,26	32,75	30,67
<b>Flujo másico [lb/h]</b>	98282,24	87828,7	10453,54	10453,54	10453,54	5296,55	8253,06	7129,51	6052,86	3426,21
<b>Composición másica [lb/h]</b>										
<b>Agua</b>	95825,18	87828,702	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Ciclopentanona</b>	0	0	10,45	10,45	10,45	21,86	0	0	0	0
<b>Acetol</b>	589,69	0	2477,48	2477,48	2477,48	5270,06	0	7,12	0	0
<b>1,2-propilenglicol</b>	589,69	0	2414,76	2414,76	2414,76	5,29	2492,42	0	0	3,42
<b>1,2-butanodiol</b>	0	0	10,45	10,45	10,45	0	8,25	7086,73	0	0
<b>Ácido láctico</b>	393,12	0	1756,19	1756,19	1756,19	0	1823,92	7,12	1918,75	3415,35
<b>Glicerol</b>	884,54	0	3784,18	3784,18	3784,18	0	3920,20	0	4134,10	3,42

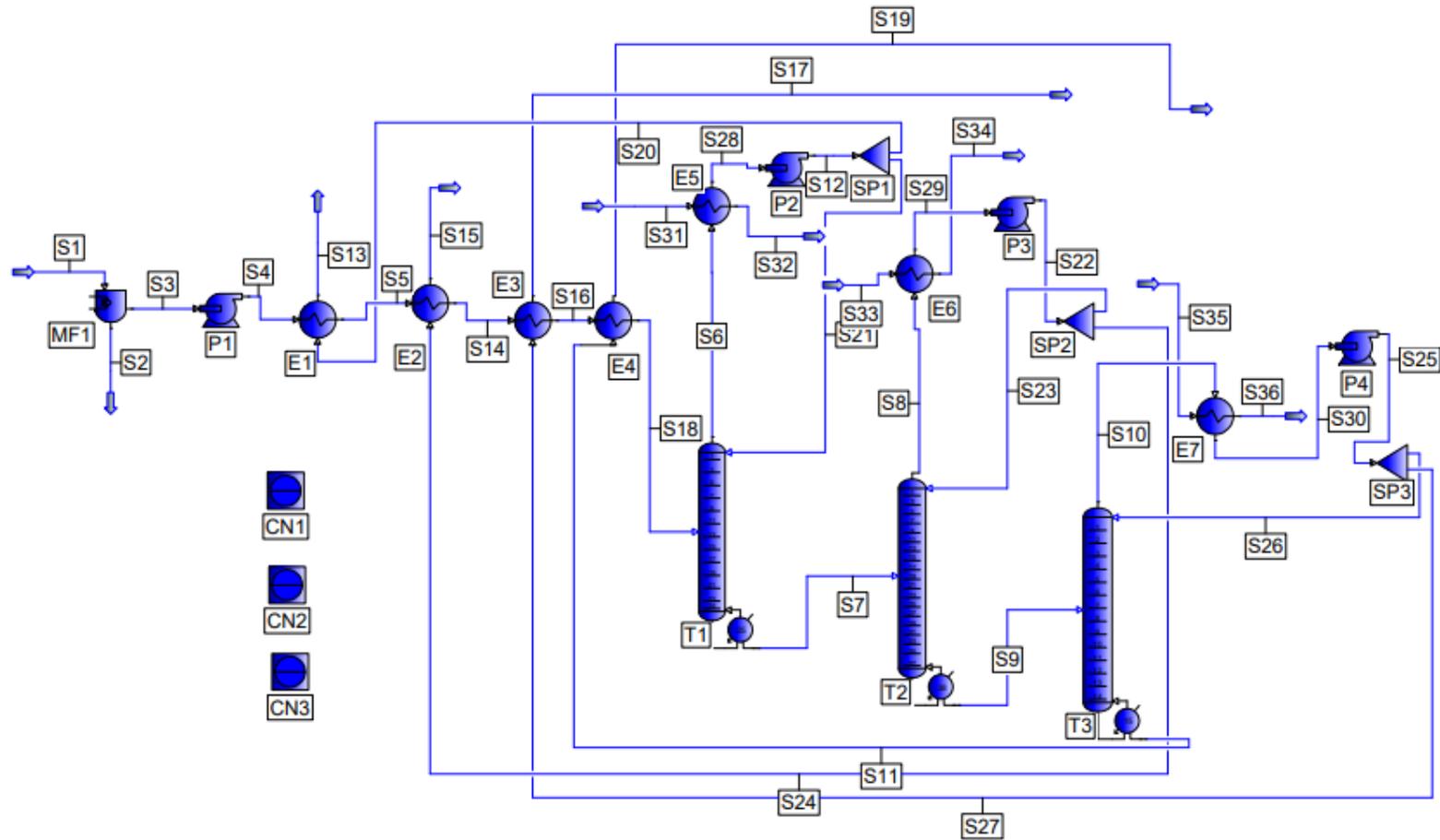
Nombre de la corriente	S11	S12	S13	S14	S15	S16	S17	S18	S19	S20
<b>Fase</b>	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
<b>Temperatura [°F]</b>	606,72	336,81	81,19	157,24	129,5	213,87	207,24	376,47	263,87	336,81
<b>Presión [psia]</b>	31,53	30,4	25,4	45,07	25,26	40,07	25,67	35,07	26,53	30,4
<b>Flujo másico [lb/h]</b>	4161,42	5296,55	2200,48	10453,54	2200,19	10453,54	1891,43	10453,54	4161,42	2200,48
<b>Composición másica [lb/h]</b>										
<b>Agua</b>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Ciclopentanona</b>	0	21,18	8,8	10,45	0	10,45	0	10,45	0	8,8
<b>Acetol</b>	0	5270,06	2189,47	2477,48	2,2	2477,48	0	2477,48	0	2189,47
<b>1,2-propilenglicol</b>	0	5,29	2,2	2414,76	2186,98	2414,76	1,89	2414,76	0	2,2
<b>1,2-butanodiol</b>	0	0	0	10,45	8,8	10,45	0	10,45	0	0
<b>Ácido láctico</b>	4,16	0	0	1756,19	2,2	1756,19	1887,64	1756,19	4,16	0
<b>Glicerol</b>	4157,25	0	0	3784,18	0	3784,18	1,89	3784,18	4157,25	0

Nombre de la corriente	S21	S22	S23	S24	S25	S26	S27	S28	S29	S30
<b>Fase</b>	Líquido									
<b>Temperatura [°F]</b>	336	410,10	410,10	410,10	462,74	462,74	462,74	336,81	410,10	462,73
<b>Presión [psia]</b>	30,4	30,26	30,26	30,26	30,67	30,67	30,67	28,9	28,76	29,17
<b>Flujo másico [lb/h]</b>	3096,07	7129,51	4929,3	2200,19	3426,21	1534,77	1891,43	5296,55	7129,51	3426,21
<b>Composición másica [lb/h]</b>										
<b>Agua</b>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Ciclopentanona</b>	12,38	0	0	0	0	0	0	21,18	0	0
<b>Acetol</b>	3080,59	7,12	4,92	2,2	0	0	0	5270,06	7,12	0
<b>1,2-propilenglicol</b>	3,09	7086,73	4899,72	2186,98	3,42	1,53	1,89	5,29	7086,73	3,42
<b>1,2-butanodiol</b>	0	28,51	19,71	8,8	0	0	0	0	28,51	0
<b>Ácido láctico</b>	0	7,12	4,92	2,2	3419,35	1531,7	1885,7	0	7,12	3419,35
<b>Glicerol</b>	0	0	0	0	3,42	1,53	1,89	0	0	3,42

<b>Nombre de la corriente</b>	<b>S31</b>	<b>S32</b>	<b>S33</b>	<b>S34</b>	<b>S35</b>	<b>S36</b>
<b>Fase</b>	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
<b>Temperatura [°F]</b>	90	230	90	382,99	90	383
<b>Presión [psia]</b>	60	55	60	55	60	55
<b>Flujo másico [lb/h]</b>	9127,81	9127,81	1850,65	1850,65	869,02	869,02
<b>Composición másica [lb/h]</b>						
<b>Agua</b>	9127,81	9127,81	1850,65	1850,65	869,02	869,02
<b>Ciclopentanona</b>	0	0	0	0	0	0
<b>Acetol</b>	0	0	0	0	0	0
<b>1,2-propilenglicol</b>	0	0	0	0	0	0
<b>1,2-butanodiol</b>	0	0	0	0	0	0
<b>Ácido láctico</b>	0	0	0	0	0	0
<b>Glicerol</b>	0	0	0	0	0	0

Figura 54

Segundo sistema de separación con aprovechamiento de energía.

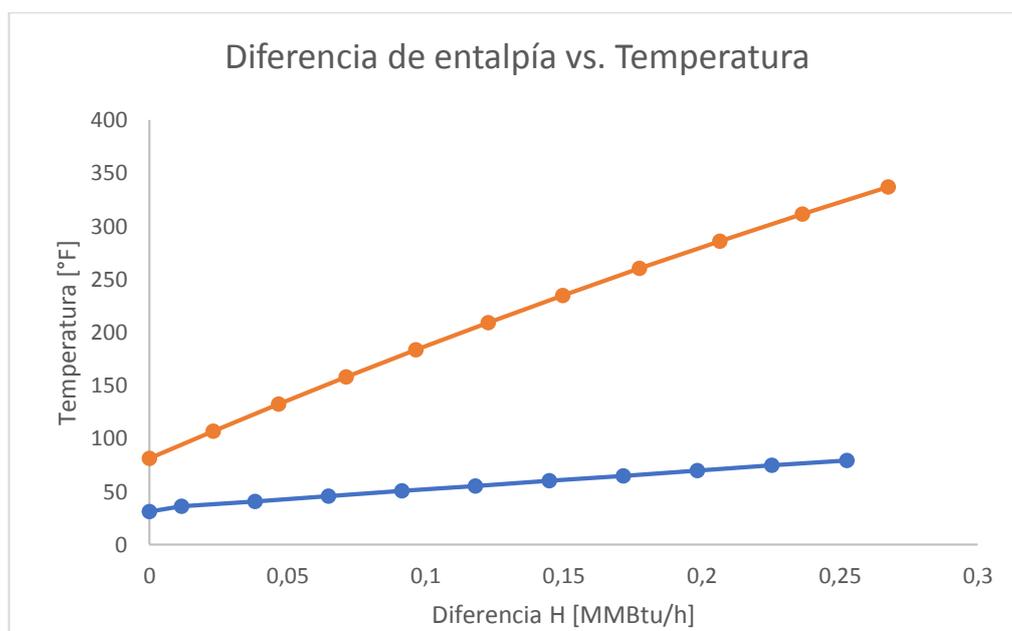


**Curvas de calentamiento y enfriamiento en los intercambiadores de calor en el segundo sistema de separación.**

En las Figuras 55, 56, 57, 58, 59,60 y 61 se muestran las curvas de calentamiento y enfriamiento, en las cuales se logra verificar el cumplimiento de la diferencia de temperatura en el interior de los intercambiadores de calor utilizados en el segundo sistema de separación.

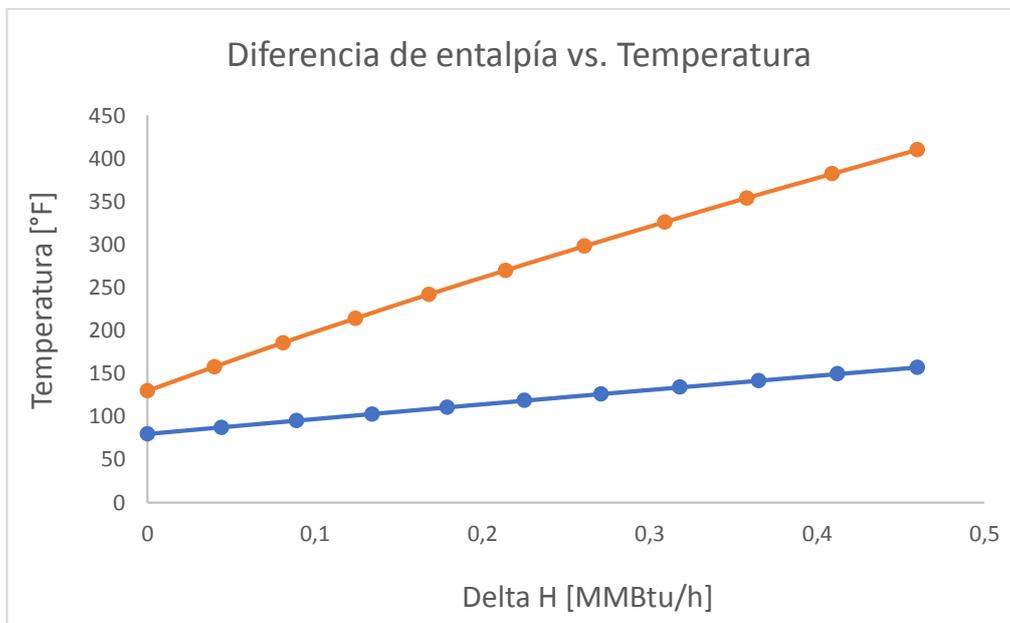
**Figura 55**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E1.*

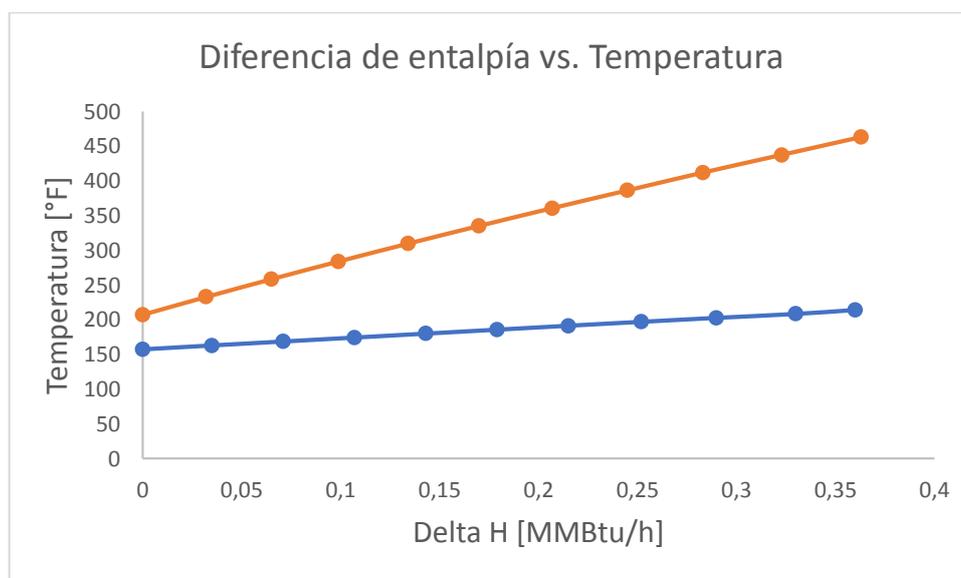


**Figura 56**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E2.*

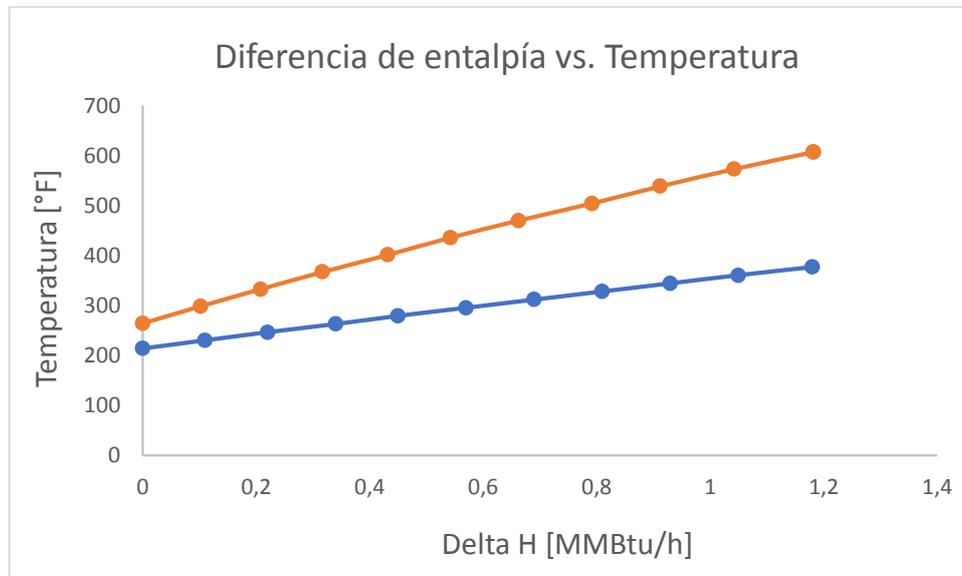
**Figura 57**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E3.*

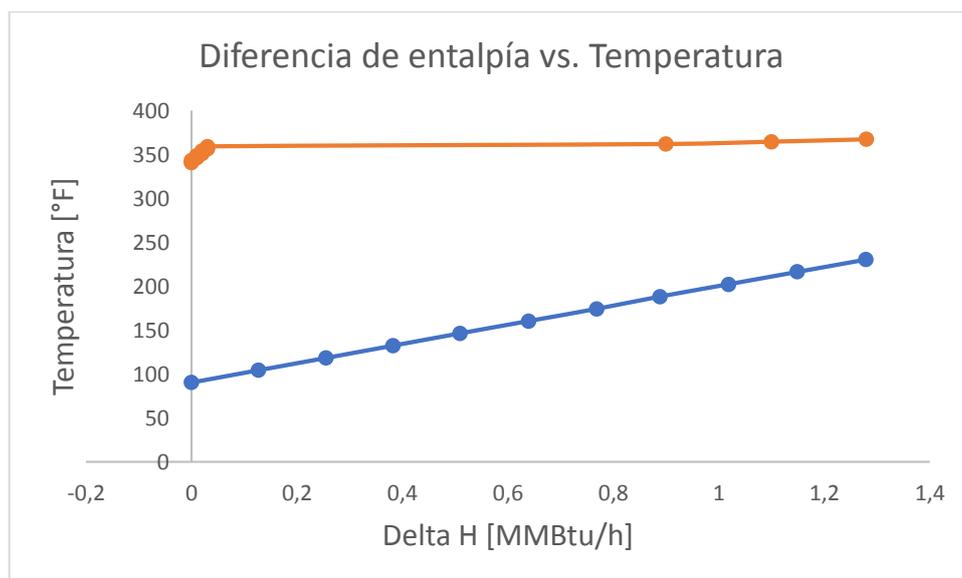


**Figura 58**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E4.*

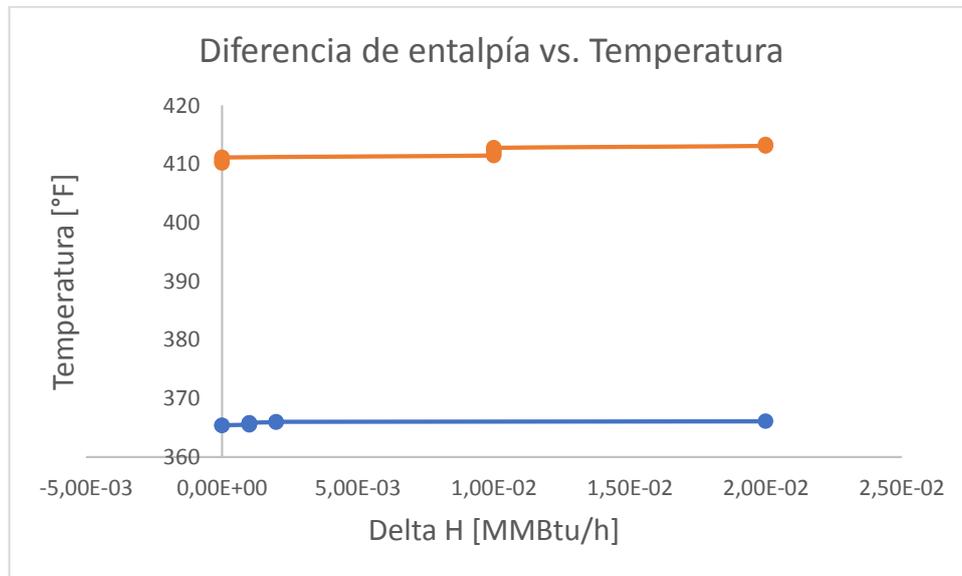
**Figura 59**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E5.*

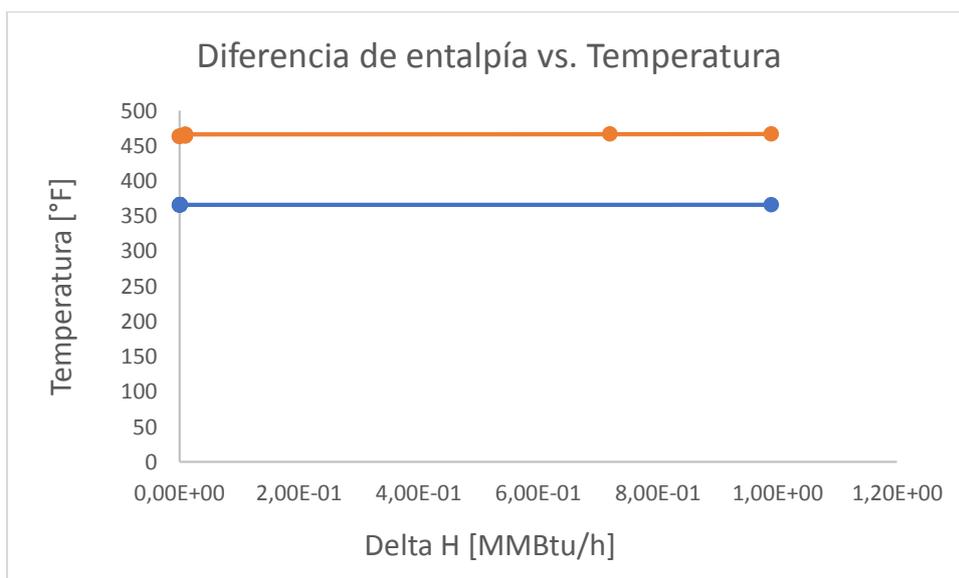


**Figura 60**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E6.*

**Figura 61**

*Curvas de calentamiento y enfriamiento de E7.*



## Costos del segundo sistema de separación

### *Costos intercambiadores de calor*

En la Tabla 13 se muestran los resultados obtenidos del cálculo de costos de intercambiadores de calor incluidos en el segundo sistema de separación.

En la Tabla 14 se presentan los costos de los hervidores de cada columna de destilación que conforman el segundo tren de separación con integración de calor y los costos de los hervidores de la simulación obtenida por Freire (2021). Se logra obtener un ahorro de energía en el hervidor de la columna T1 de \$40772,23, esto es un ahorro del 15,08%.

**Tabla 13**

*Costo de compra de intercambiadores de calor.*

Equipo	Costo de compra [\$]
E1	302872,85
E2	693670,40
E3	251494,29
E4	208697,73
E5	234409,44
E6	232024,27
E7	245655,94
<b>Costo total [\$]</b>	<b>2168824,95</b>

### *Costo hervidores*

**Tabla 14**

*Costo de los hervidores en el segundo tren de separación.*

Equipo	Costo de hervidores sin integración de calor Cp [\$]	Costo de hervidores con integración de calor Cp [\$]	Porcentaje de reducción de costo
Hervidor en T1	278864,991	234287,939	15,98%

**Tabla 15**

*Costo de utilidad ips en el hervidor de T1 en el segundo sistema de separación.*

<b>Equipo</b>	<b>Costo ips sin integración de calor [\$]</b>	<b>Costo ips con integración de calor [\$]</b>	<b>Porcentaje de reducción del costo del ips</b>
<b>T1</b>	45548,97	24525,2865	46,15%

En la Tabla 15 se muestran los costos de la utilidad ips del segundo sistema de separación con integración de calor y sin integración de calor. En esta última Tabla se puede apreciar que en el sistema que se realizó la integración de calor existe una disminución de flujo de vapor del hervidor, y existe un ahorro del 46,15 %.

### **Agua de entrada a la caldera**

A partir de la energía disponible en los condensadores colocados de manera externa en las columnas que no se realizó la integración de calor, debido a que no cumplen con las heurísticas reportadas en la literatura (Seider et al., 2006), se genera agua de entrada a la caldera bfw (“boiling feed water” por la correspondiente traducción en inglés), que se utiliza para producir vapor que se puede aprovechar en otros procesos, como la generación de vapor de agua en varios valores de presión, obteniéndose una reducción en los costos de producción. En función de la temperatura disponible en el condensador se generará bfw o ips, y el ahorro de fuel oil de 33 °API usado para calentar agua.

En la Tabla 16 se encuentran los resultados obtenidos por el cálculo de  $C_{bfw}$  en cada columna de los dos sistemas de separación. En el primer sistema de separación se tiene un costo total de bfw de 2852,59 \$ y 7950,8 \$ en el segundo sistema de separación.

**Tabla 16**

*Costos de las utilidades bfw e ips en los sistemas de separación.*

<b>bfw e ips en el segundo sistema de separación</b>				
	bfw en E7 <sup>a</sup>	bfw en E5	ips en E6	ips en E7
<b>C<sub>bfw</sub></b> <b>[\$]</b>	13054,76	12193,65	27044,90	12699,22

<sup>a</sup> es el costo de bfw en el primer sistema de separación.

### **Fuel oil**

El combustible fuel oil de 33 °API se usa para calentamiento de hornos y calentadores en altas temperaturas. Además, Seider et al. (2009) menciona que este combustible puede servir para accionar bombas y compresores. El valor de fuel oil de 33 °API obtenido en el primer sistema de separación en el condensador E6 es de 6848810,94 \$/año.

### **Análisis de los costos en los sistemas de separación**

El costo de compra de los intercambiadores de calor empleados para obtener la red de intercambiadores de calor en el primer sistema de separación es de 4080593,99 \$; el ahorro que se obtiene por la producción de ips en los hervidores es de 1492359,07 \$, por otra parte, se genera agua de alimentación de calderas (“bfw”, por sus siglas en inglés), el ahorro que se obtiene por la generación de esta utilidad es de 13054,76 \$. El ahorro que se tiene por fuel oil de 33 °API es de 6848810,94 \$.

En cuanto al primer sistema de separación se obtiene ahorro de dinero por las utilidades producidas de 8354224,78 \$. Esta cantidad de ahorros servirá para cubrir los gastos de compra de los intercambiadores de calor empleados para obtener la red de intercambiadores de calor en este sistema.

En relación al segundo sistema de separación el costo de compra de los intercambiadores de calor que se usan para obtener la integración de calor es de

2168824,95 \$. En este último sistema de separación se obtiene utilidades que representan un ahorro. Dichas utilidades son agua de alimentación de calderas ("bfw", por sus siglas en inglés) y vapor de presión intermedia ("ips", por sus siglas en inglés), obteniéndose 12193,65 \$ y 39744,12 \$, respectivamente.

Cabe enfatizar que el capital para comprar los intercambiadores de calor adicionales a los intercambiadores de calor de la red reportado por Freire (2021) para cada sistema de separación se recuperará con el ahorro de energía generado por la producción de ips, por el ahorro de ips en los hervidores, por la producción de bfw y por el ahorro de fuel oil de 33 °API.

## Capítulo V

### Conclusiones y recomendaciones

#### Conclusiones

En el presente estudio se colectó información de corrientes calientes y frías que se emplearán para el diseño de la red de intercambiadores de calor. Con este análisis se demostró que en el segundo sistema de separación no se puede realizar la integración de calor. Esto último se debe a que las temperaturas de las corrientes de tope y fondo no cumplen con la segunda ley de la termodinámica. En cambio, en el primer sistema de separación fue posible la integración de calor entre los condensadores y los reboiler de las columnas de destilación.

Se diseñó una red de intercambiadores de calor para el proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol y como resultado se obtuvieron reducciones en la carga energética en los Reboiler de las columnas de destilación. En el primer sistema de separación se obtiene una reducción de costo de los rehervidores de \$ 591103,76 que representa un 10,35 %. Por otra parte, en el segundo sistema de separación se obtuvo un ahorro de \$ 67405,96 que equivale a un 15,98 % de ahorro.

Mediante el diseño de la red de intercambiadores de calor, se obtuvo un costo total de 4080593,99 \$ por la compra de intercambiadores de calor en el primer sistema de separación. En el segundo sistema de separación, el costo de compra de los intercambiadores de calor usados para la integración de calor es de \$ 2168824,95.

El costo de utilidad ips en los hervidores en el primer sistema de separación es de 1492359,07 \$, que representa un ahorro de un 12,58%, mientras que, en el segundo sistema de separación se consigue un costo de ips de \$ 24525,2865 que representa un ahorro de 46,15%. Se generó la utilidad bfw en el segundo sistema de separación obteniéndose un costo de \$ 12193,65.

En el primer sistema de separación se ahorró fuel oil de 33° API, en un valor de 6848810,94 \$/año.

## Recomendaciones

Determinar el valor del coeficiente global de transferencia de calor de cada intercambiador de calor usando especificaciones geométricas de tubos usando HTRI de PRO/II.

Obtener una red de intercambiadores de calor usando los resultados obtenidos en el presente trabajo, aplicando el método de intervalo de temperatura, reducción de ciclos, particiones de corrientes, programación lineal de enteros mixtos, y utilidades múltiples.

Obtener la presente red de intercambiadores de calor para el proceso de separación de especies químicas del reformado en fase líquida del glicerol usando control automático de los dos sistemas, empleando el software SimCentral.

En la corriente de agua a la salida del condensador de la segunda columna de destilación, correspondiente al primer sistema de separación generar la utilidad bfw a 230 °F.

Usar el bfw producido en un sistema de separación como alimentación para producir ips.

## Bibliografía

- AVEVA. (2020). *PRO/II Process Engineering 10.2*. Retrieved January 16, 2022 from [www.aveva.com/en/products/pro-ii-simulation/](http://www.aveva.com/en/products/pro-ii-simulation/).
- Ball, M., & Weeda, M. (2015). The hydrogen economy - Vision or reality? *International Journal of Hydrogen Energy*, 40(25), 7903–7919. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2015.04.032>.
- Batista, M. J. M. (2015). Rediseñar redes de intercambio de calor ¿para disminuir el consumo de energía? *Revista Estudiantil Nacional de Ingeniería y Arquitectura*, 1, 58–65. <https://www.researchgate.net/publication/277008650>.
- Buffoni, I. N., Barbelli, M. L., Pompeo, F., Santori, G. F., & Nichio, N. N. (2011). Hidrógeno a partir del reformado de glicerina. In *I Jornadas de Investigación y Transferencia (La Plata, 2011)*.
- Callison, J., Subramanian, N. D., Rogers, S. M., Chutia, A., Gianolio, D., Catlow, C. R. A., Wells, P. P., & Dimitratos, N. (2018). Directed aqueous-phase reforming of glycerol through tailored platinum nanoparticles. *Applied Catalysis B: Environmental*, 238, 618–628. <https://doi.org/10.1016/j.apcatb.2018.07.008>.
- Cengel, Y., & Boles, M. (2012). *Termodinámica (7ma ed.)*. McGraw-Hill.
- Colmenares, T. R., & Seider, W. D. (1987). Heat and power integration of chemical processes. *AIChE Journal*, 33(6), 898–915. <https://doi.org/10.1002/aic.690330604>
- Dib, G. El, Azaad, B., Lakshmipathi, S., Laversin, H., Roth, E., & Chakir, A. (2018). An experimental and theoretical study on the kinetics of the reaction between 4-hydroxy-3-hexanone  $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{C}(\text{O})\text{CH}(\text{OH})\text{CH}_2\text{CH}_3$  and OH radicals. *International Journal of Chemical Kinetics*, 50(8), 556–567. <https://doi.org/10.1002/kin.21181>
- Martínez, J., Domínguez, O., & Finetti, J. E. (2015). Diseño de redes de intercambio de energía, su enseñanza en diseño de procesos en Ingeniería Química. In *Ponencia. VIII Congreso Argentino de Ingeniería Química*.
- Dong Shin, H., Guo, X., & Chen, R. (Ed.). (2007). *Biocatalysis for Chiral Synthesis. In Bioprocessing for Value-Added Products from Renewable Resources* (pp. 351–371). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-044452114-9/50014-1>.
- EL-Temtamy, S. A., & Gabr, E. M. (2012). Design of optimum flexible heat exchanger

- networks for multiperiod process. *Egyptian Journal of Petroleum*, 21(2), 109–117.  
<https://doi.org/10.1016/j.ejpe.2012.11.007>.
- Elmore, S., Dodson, A., & Mottram, D. (Eds.). (2014). *Reactions of Propylene Glycol with the Constituents of Food Flavorings*. In *Flavour Science* (pp. 577–581). Academic Press.  
<https://doi.org/10.1016/B978-0-12-398549-1.00106-9>.
- Errico, M., Maccioni, S., Tola, G., & Zuddas, P. (2007). A deterministic algorithm for the synthesis of maximum energy recovery heat exchanger network. *Computers and Chemical Engineering*, 31(7), 773–781.  
<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2006.08.001>.
- Freire, D. (2021). *Separación de especies químicas del reformado de glicerol, empleando el software de simulación PRO II*. [Investigación de campo, Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE]. Repositorio Institucional.
- Geankoplis Christie, J. (1998). *Procesos de transporte y operaciones unitarias* (3ra ed.). Compañía Editorial Continental SA.
- Chaves, I. D. G., López, J. R. G., Zapata, J. L. G., Robayo, A. L., & Niño, G. R. (2016). *Process analysis and simulation in chemical engineering* (1st ed.). Springer.
- Huang, K. F., Al-mutairi, E. M., & Karimi, I. A. (2012). Heat exchanger network synthesis using a stagewise superstructure with non-isothermal mixing. *Chemical Engineering Science*, 73, 30–43. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2012.01.032>.
- Iriondo, A., Barrio, V. L., Cambra, J. F., Arias, P. L., Güemez, M. B., Navarro, R. M., Sánchez-Sánchez, M. C., & Fierro, J. L. G. (2008). Hydrogen production from glycerol over nickel catalysts supported on Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> modified by Mg, Zr, Ce or La. *Topics in Catalysis*, 49(1–2), 46–58. <https://doi.org/10.1007/s11244-008-9060-9>
- Jezowski, J., Bochenek, R., & Jezowska, A. (2001). Loop breaking in heat exchanger networks by mathematical programming. *Applied Thermal Engineering*, 21(13–14), 1429–1448. [https://doi.org/10.1016/S1359-4311\(01\)00021-7](https://doi.org/10.1016/S1359-4311(01)00021-7)
- Kumar Dohare, R., Singh, A., Jain, P., Singh, K., Upadhyay, S., & Agrawal, M. (2019). Simulated heat integration study of reactive distillation column for ethanol synthesis. *Iranian Journal of Chemistry and Chemical Engineering*, 38(4), 183–191.  
<https://doi.org/10.30492/IJCCE.2019.32189>.
- Lam, H. L., Klemeš, J. J., Kravanja, Z., & Varbanov, P. S. (2011). Software tools overview: process integration, modelling and optimisation for energy saving and pollution

- reduction. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, 6(5), 696-712.  
<https://doi.org/10.1002/apj.469>.
- Li, N., Wang, J., Klemeš, J. J., Wang, Q., Varbanov, P. S., Yang, W., Liu, X., & Zeng, M. (2021). A target-evaluation method for heat exchanger network optimisation with heat transfer enhancement. *Energy Conversion and Management*, 238, 2-12.  
<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.114154>.
- Liu, S., Feng, H., Li, T., Wang, Y., Rong, N., & Yang, W. (2020). Highly selective production of propionic acid from lactic acid catalyzed by NaI. *Green Chemistry*, 22(21), 7468–7475. <https://doi.org/10.1039/D0GC02676J>
- Luo, X., Huang, X., El-Halwagi, M. M., Ponce-Ortega, J. M., & Chen, Y. (2016). Simultaneous synthesis of utility system and heat exchanger network incorporating steam condensate and boiler feedwater. *Energy*, 113, 875–893.  
<https://doi.org/10.1016/j.energy.2016.07.109>
- Mascia, M., Ferrara, F., Vacca, A., Tola, G., & Errico, M. (2007). Design of heat integrated distillation systems for a light ends separation plant. *Applied Thermal Engineering*, 27, 1205–1211. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2006.02.045>
- Masoumi, M. E., & Kadkhodaie, S. (2012). Optimization of Energy Consumption in Sequential Distillation Column. *International Journal of Chemical and Biological Engineering*, 6, 494–498. <https://doi.org/doi.org/10.5281/zenodo.1331925>
- Ott, L., Kohl, S., Bicker, M., & Vogel, H. (2005). Catalytic Dehydration of 1,2-Butanediol to n-Butyraldehyde in Sub- and Supercritical Water. *Chemical Engineering & Technology*, 28(12), 1561–1568. <https://doi.org/10.1002/ceat.200500210>
- Pan, G., & Williams, R. (2014). Efficient synthesis of the cyclopentanone fragrances (Z)-3-(2-oxopropyl)-2-(pent-2-en-1-yl)cyclopentanone and Magnolione. *Tetrahedron*, 70(2), 276–279. <https://doi.org/10.1016/j.tet.2013.11.066>
- Raei, B., Mohammadi Chaijan, I., Ansari, H., & Shahraki, F. (2010). Design of heat integrated distillation sequences for multi-component separation. *19th International Congress of Chemical and Process Engineering, CHISA 2010 and 7th European Congress of Chemical Engineering, ECCE-7, January*.
- Schefflan, R. (2016). *Teach yourself the basics of Aspen Plus*. John Wiley & Sons.
- Seider, W., Seader, J., Lewin, D., & Widagdo, S. (2009). *Product and Process Design Principles Synthesis, Analysis and Evaluation* (Third 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>

Vanoy, N., & Apesteguia, C. (2013). Gas phase imidazole methylation on zeolites and HPA/SiO<sub>2</sub>: Study of acid site requirements and catalyst deactivation. *Microporous and Mesoporous Materials*, *181*, 56–60. <https://doi.org/10.1016/j.micromeso.2013.07.016>

Zhang, F., Yu, S., Shen, L., & Zhao, Q. (2012). The new pinch design method for heat exchanger networks. *Advanced Materials Research*, *512–515*, 1253–1257.

<https://doi.org/10.4028/www.scientific.net/AMR.512-515.1253>