



**Universidad del Valle de Guatemala**

**Facultad de Ingeniería**

**Departamento de Ingeniería Química**

**Diseño de una línea de producción de resinas  
alquídicas utilizando Polietilen Tereftalato (PET)  
reciclado químicamente como materia prima**

**Trabajo de graduación presentado por José Roberto Quiñónez Girón para  
optar al grado académico de Licenciatura en Ingeniería Química**



**Diseño de una línea de producción de resinas  
alquídicas utilizando Polietilen Tereftalato (PET)  
reciclado químicamente como materia prima**

**Universidad del Valle de Guatemala**

**Facultad de Ingeniería**

**Departamento de Ingeniería Química**

**Diseño de una línea de producción de resinas  
alquídicas utilizando Polietilen Tereftalato (PET)  
reciclado químicamente como materia prima**

**Trabajo de graduación presentado por José Roberto Quiñónez Girón para  
optar al grado académico de Licenciatura en Ingeniería Química**

**Guatemala**

**2011**

Vo.Bo:


(f)   
\_\_\_\_\_

Ing. Luis Ernesto Nuñez  
Colegiado No. 1191

Tribunal Examinador:

(f) \_\_\_\_\_

Ing. Gamaliel Zambrano Ruano  
Colegiado No. 686

(f)   
\_\_\_\_\_

Ing. Luis Ernesto Nuñez  
Colegiado No. 1191

(f)   
\_\_\_\_\_

Ing. Oscar Maldonado Ordóñez  
Colegiado No. 90

Fecha de aprobación: Guatemala, 27 de Octubre del 2011

A Dios, por darme la vida, la sabiduría y la fortaleza durante todo este camino para poder cumplir una meta más.

A mis padres, por darme todo lo mejor que pudieron y apoyarme en todo el proceso.

A mi hermano, por ayudarme y apoyarme en cada paso.

A mi abuelita (QEPD) y a mi abuelito, por el cariño y apoyo demostrado a través de mi vida.

A mi novia, por estar siempre a mi lado, por creer en mí y por darme todo su apoyo y cariño.

A todas las personas especiales que forman parte de mi vida y que de una u otra manera me dieron su apoyo, ayuda y ánimos cuando más lo necesité.

# ÍNDICE GENERAL

|   |     |
|---|-----|
| <b>ÍNDICE DE TABLAS</b> .....                                   | vii |
| <b>ÍNDICE DE GRÁFICAS</b> .....                                 | xi  |
| <b>ÍNDICE DE FIGURAS</b> .....                                  | xii |
| <b>RESUMEN</b> .....  | xiv |
| <b>ABSTRACT</b> .....   | xv  |
| <br>  |     |
| <b>I. INTRODUCCIÓN</b> .....                                    | 1   |
| <br>  |     |
| <b>II. ANTECEDENTES</b> .....                                   | 2   |
| A. Resinas.....   | 2   |
| 1. Resinas Termoplásticas.....                                  | 2   |
| 2. Resinas Termoestables.....                                   | 2   |
| B. Resinas alquídicas.....                                      | 5   |
| C. Polímeros.....   | 7   |
| 1. Polímeros Sintéticos.....                                    | 9   |
| D. Polietilen Tereftalato (PET).....                            | 10  |
| 1. Síntesis a partir de dimetil tereftalato y etilenglicol..... | 11  |
| 2. Síntesis a partir de ácido tereftálico y etilenglicol.....   | 11  |
| E. Reciclaje de plásticos.....                                  | 11  |
| 1. Reciclado mecánico.....                                      | 12  |
| 2. Reciclado químico.....                                       | 12  |
| <br>  |     |
| <b>III. JUSTIFICACIÓN</b> .....                                 | 15  |
| <br>  |     |
| <b>IV. OBJETIVOS</b> .....                                      | 16  |
| A. Generales.....   | 16  |
| B. Específicos.....   | 16  |
| <br>  |     |
| <b>V. PROBLEMA A RESOLVER</b> .....                             | 17  |

|   |    |
|---|----|
| <b>VI. METODOLOGÍA</b> .....  | 18 |
| A. Trabajo de investigación.....  | 18 |
| B. Fase experimental.....   | 18 |
| C. Diseño de equipo.....  | 20 |
| D. Estudio de factibilidad económica.....   | 20 |
| <b>VII. RESULTADOS</b> .....  | 21 |
| A. Resultados experimentales.....   | 21 |
| 1. Reciclaje químico de Polietilen Tereftalato (PET).....   | 21 |
| 2. Producción de resinas alquídicas utilizando BHET como<br>materia prima.....  | 22 |
| B. Diseño del proceso para la línea de producción de resina alquídica a<br>partir de PET reciclado químicamente.....            | 25 |
| 1. Diagrama de flujo del proceso.....   | 25 |
| 2. Descripción del proceso para la línea de producción de resinas<br>alquídicas a partir de PET reciclado químicamente.....     | 28 |
| C. Balance de masa del proceso de la línea de producción de resina<br>alquídica a partir de PET reciclado químicamente.....     | 30 |
| D. Balance de energía del proceso de la línea de producción de resina<br>alquídica a partir de PET reciclado químicamente ..... | 33 |
| <b>VII. DISCUSIÓN</b> .....   | 44 |
| <b>IX. CONCLUSIONES</b> .....   | 51 |
| <b>X. RECOMENDACIONES</b> .....   | 52 |
| <b>XI. BIBLIOGRAFÍA</b> .....   | 53 |
| <b>ANEXOS</b>   |    |
| <b>ANEXO A:</b> Datos de referencia.....  | 56 |
| <b>ANEXO B:</b> Fase experimental.....  | 58 |
| 1. Reacción de alcoholísis.....   | 58 |
| 1.1 Evaluación a nivel experimental de la reacción de alcoholísis.....  | 58 |
| 1.2 Determinación de la densidad de la mezcla inicial.....  | 59 |

|   |            |
|---|------------|
| 2. Reacción de la despolimerización de PET.....                         | 59         |
| 2.1 Evaluación a nivel experimental de la despolimerización de PET..... | 59         |
| 2.2 Determinación de la densidad de la suspensión de BHET.....          | 60         |
| 3. Resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente.....         | 60         |
| 3.1 Cálculo del número ácido para la muestra de resina alquídica.....   | 60         |
| 3.2 Determinación de la densidad de la resina alquídica.....            | 67         |
| 3.3 Determinación de la densidad de la resina alquídica diluida.....    | 67         |
| <b>ANEXO C: Balance de masa.....</b>                                    | <b>68</b>  |
| 1. Trituración de botellas de plástico.....                             | 69         |
| 2. Reacción de despolimerización para obtener BHET.....                 | 70         |
| 3. Separación de BHET y etilenglicol.....                               | 72         |
| 4. Reacción de alcoholísis.....   | 73         |
| 5. Reacción para obtener resina alquídica.....                          | 75         |
| 6. Condensación del material evaporado.....                             | 78         |
| 7. Separación del material condensado.....                              | 79         |
| 8. Dilución de resina alquídica.....                                    | 80         |
| <b>ANEXO D: Balance de energía.....</b>                                 | <b>81</b>  |
| 1. Reacción de alcoholísis.....   | 81         |
| 2. Reacción de despolimerización para obtener BHET.....                 | 82         |
| 3. Reacción de esterificación para obtención de resina alquídica.....   | 84         |
| 4. Condensación del material evaporado.....                             | 87         |
| 5. Enfriamiento de la resina alquídica.....                             | 88         |
| <b>ANEXO E: Diseño de equipo.....</b>                                   | <b>90</b>  |
| <b>ANEXO F: Estudio económico.....</b>                                  | <b>160</b> |

## ÍNDICE DE TABLAS

### Tabla

|             |   |    |
|-------------|---|----|
| <b>2.1</b>  | Clasificación de polímeros por su naturaleza.....   | 8  |
| <b>6.1</b>  | Equipo y cristalería utilizados en la fase experimental.....  | 19 |
| <b>7.1</b>  | Resultados de la caracterización del BHET obtenido en la despolimerización de PET.....  | 21 |
| <b>7.2</b>  | Condiciones de operación en la despolimerización de PET.....  | 21 |
| <b>7.3</b>  | Cantidad de reactivos para la síntesis de BHET.....   | 22 |
| <b>7.4</b>  | Cantidad de reactivos para la obtención de la resina alquídica.....   | 22 |
| <b>7.5</b>  | Condiciones de operación de la reacción de alcoholísis.....   | 22 |
| <b>7.6</b>  | Condiciones de operación de la reacción de esterificación.....  | 23 |
| <b>7.7</b>  | Resultados obtenidos en la evaluación de la producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente a lo largo del tiempo.....                              | 23 |
| <b>7.8</b>  | Identificación de los equipos representados en el diagrama de flujo de la línea de producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente.....             | 27 |
| <b>7.9</b>  | Identificación de las corrientes presentes en el diagrama del balance de masa para la línea de producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente..... | 32 |
| <b>7.10</b> | Calor requerido o retirado para cada etapa del proceso.....   | 33 |
| <b>7.11</b> | Tanque para el almacenamiento de etilenglicol.....  | 34 |
| <b>7.12</b> | Molino de martillos para la trituración de botellas PET .....   | 34 |
| <b>7.13</b> | Tolva de alimentación para PET triturado.....   | 34 |
| <b>7.14</b> | Reactor para la reacción de despolimerización de PET.....   | 35 |
| <b>7.15</b> | Condiciones de operación de la reacción de esterificación.....  | 35 |
| <b>7.16</b> | Tanque para el almacenamiento de aceite de soya.....  | 36 |
| <b>7.17</b> | Tolva de alimentación para pentaeritritol.....  | 36 |
| <b>7.18</b> | Tornillo de alimentación para pentaeritritol.....   | 36 |
| <b>7.19</b> | Reactor de alcoholísis.....   | 37 |

|             |   |    |
|-------------|---|----|
| <b>7.20</b> | Tanque para el almacenamiento de xileno.....  | 37 |
| <b>7.21</b> | Tolva de alimentación para anhídrido ftálico.....   | 38 |
| <b>7.22</b> | Tornillo de alimentación para anhídrido ftálico.....  | 38 |
| <b>7.23</b> | Tolva de alimentación para BHET.....  | 38 |
| <b>7.24</b> | Tornillo de alimentación para BHET.....   | 39 |
| <b>7.25</b> | Tanque para el almacenamiento de solvente mineral .....   | 39 |
| <b>7.26</b> | Reactor de esterificación.....  | 40 |
| <b>7.27</b> | Condensador vertical del material evaporado.....  | 41 |
| <b>7.28</b> | Decantador del material condensado.....   | 42 |
| <b>7.29</b> | Tanque de dilución.....   | 42 |
| <b>7.30</b> | Intercambiador de calor.....  | 43 |
| <b>7.31</b> | Estudio económico.....  | 43 |
| <b>A.1</b>  | Peso molecular de los reactivos y productos.....  | 56 |
| <b>A.2</b>  | Densidad de los reactivos y productos.....  | 56 |
| <b>A.3</b>  | Calor específico de los reactivos y productos.....  | 57 |
| <b>A.4</b>  | Calor de vaporización de los reactivos y producto.....  | 57 |
| <b>B.1</b>  | Prueba de solubilidad de la mezcla inicial.....   | 58 |
| <b>B.2</b>  | Densidad de la mezcla inicial.....  | 59 |
| <b>B.3</b>  | Punto de fusión del BHET sintetizado.....   | 59 |
| <b>B.4</b>  | Densidad de la suspensión BHET.....   | 60 |
| <b>B.5</b>  | Determinación del número ácido para la producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo para la primera corrida .....   | 61 |
| <b>B.6</b>  | Datos obtenidos para la determinación del número ácido durante la síntesis de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente para la segunda corrida ..... | 61 |
| <b>B.7</b>  | Datos obtenidos para la determinación del número ácido durante la síntesis de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente para la tercera corrida ..... | 62 |
| <b>B.8</b>  | Viscosidad de la producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo para la primera corrida.....                          | 64 |

|             |  |     |
|-------------|--|-----|
| <b>B.9</b>  | Viscosidad de la producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo para la segunda corrida..... | 64  |
| <b>B.10</b> | Viscosidad de la producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo para la tercera corrida..... | 65  |
| <b>B.11</b> | Densidad de la resina alquídica.....   | 67  |
| <b>B.12</b> | Densidad de la resina alquídica diluida.....   | 67  |
| <b>C.1</b>  | Materia prima requerida para un batch de producción de resina alquídica..  | 68  |
| <b>C.2</b>  | Materia prima requerida para un batch de producción de BHET.....   | 68  |
| <b>E.1</b>  | Características del desintegrador Rietz.....   | 92  |
| <b>E.2</b>  | Sistema de clasificación para sólidos a granel.....  | 92  |
| <b>E.3</b>  | Características del alimentador de tornillo para dosificar PET triturado.....  | 94  |
| <b>E.4</b>  | Cantidad de los reactivos a la entrada del reactor para despolimerización de PET.....  | 97  |
| <b>E.5</b>  | Dimensionamiento de la turbina de agitación para el reactor para la despolimerización de PET .....   | 97  |
| <b>E.6</b>  | Características del alimentador de tornillo para dosificar BHET.....   | 107 |
| <b>E.7</b>  | Características del alimentador de tornillo para dosificar pentaeritritol.....   | 112 |
| <b>E.8</b>  | Cantidad de los reactivos a la entrada del reactor de alcoholísis.....   | 114 |
| <b>E.9</b>  | Dimensionamiento de la turbina de agitación para el reactor de alcoholísis.....  | 119 |
| <b>E.10</b> | Características del alimentador de tornillo para dosificar anhídrido ftálico.....  | 123 |
| <b>E.11</b> | Cantidad de los reactivos a la entrada del reactor de esterificación.....  | 128 |
| <b>E.12</b> | Dimensionamiento de la turbina de agitación para el reactor de esterificación .....  | 134 |
| <b>E.13</b> | Media logarítmica de las diferencias de temperatura de los fluidos en la condensación.....   | 136 |
| <b>E.14</b> | Media logarítmica de las diferencias de temperatura de los fluidos en el enfriamiento.....   | 138 |
| <b>E.15</b> | Características de los tubos del condensador.....  | 139 |
| <b>E.16</b> | Características del tubo exterior del condensador.....   | 140 |
| <b>E.17</b> | Diferencia de temperatura del flujo refrigerante.....  | 142 |

|             |   |     |
|-------------|---|-----|
| <b>E.18</b> | Propiedades de las sustancias entrantes al decantador.....  | 143 |
| <b>E.19</b> | Dimensionamiento de la turbina de agitación para el tanque de dilución.....                       | 149 |
| <b>E.20</b> | Media logarítmica de las diferencias de temperatura de los fluidos en el enfriamiento.....        | 150 |
| <b>E.21</b> | Características de los tubos del intercambiador de calor.....                                     | 153 |
| <b>E.22</b> | Diferencia de temperatura del flujo refrigerante.....   | 155 |
| <b>E.23</b> | Disposición de los espejos de tubos en arreglo triangular.....                                    | 159 |
| <b>F.1</b>  | Descripción de los costos del reactor en cuestión de transporte e impuestos.....                  | 161 |
| <b>F.2</b>  | Descripción de los costos del tanque vertical en cuestión de transporte e impuestos.....          | 162 |
| <b>F.3</b>  | Descripción de los costos del filtro prensa en cuestión de transporte e impuestos.....            | 164 |
| <b>F.4</b>  | Descripción de los costos del tornillo de alimentación en cuestión de transporte e impuestos..... | 165 |
| <b>F.5</b>  | Descripción de los costos del molino de martillos en cuestión de transporte e impuestos.....      | 166 |
| <b>F.6</b>  | Descripción de los costos del agitador en cuestión de transporte e impuestos.....                 | 168 |
| <b>F.7</b>  | Inversión inicial del proyecto propuesto.....   | 168 |
| <b>F.8</b>  | Descripción de puesto y salario para la mano de obra.....   | 171 |
| <b>F.9</b>  | Depreciación del equipo propuesto.....  | 172 |
| <b>F.10</b> | Flujo de caja para el proyecto propuesto.....   | 173 |

## ÍNDICE DE GRÁFICAS

### Gráfica

|            |   |    |
|------------|---|----|
| <b>7.1</b> | Número ácido de la resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo.....                | 24 |
| <b>7.2</b> | Viscosidad de la resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo .....                 | 25 |
| <b>B.1</b> | Número ácido de la resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo. Corrida No. 1..... | 62 |
| <b>B.2</b> | Número ácido de la resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo. Corrida No. 2..... | 63 |
| <b>B.3</b> | Número ácido de la resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo. Corrida No. 3..... | 63 |
| <b>B.4</b> | Viscosidad de la resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo. Corrida No. 1.....   | 65 |
| <b>B.5</b> | Viscosidad de la resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo. Corrida No. 2.....   | 66 |
| <b>B.6</b> | Viscosidad de la resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo. Corrida No. 3.....   | 66 |

## ÍNDICE DE FIGURAS

|               |  |    |
|---------------|--|----|
| <b>Figura</b> |  |    |
| <b>2.1</b>    | Reacción de producción de base epoxi.....  | 4  |
| <b>2.2</b>    | Reacción de resina glyptal.....  | 5  |
| <b>2.3</b>    | Síntesis de resina alquídica.....  | 7  |
| <b>2.4</b>    | Síntesis de PET a partir de ácido tereftálico y etilenglicol.....  | 11 |
| <b>2.5</b>    | Reacción por glicolisis.....   | 13 |
| <b>2.6</b>    | Reacción de metanólisis.....   | 13 |
| <b>2.7</b>    | Reacción de hidrólisis.....  | 14 |
| <b>7.1</b>    | Diagrama de flujo de la línea de producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente.....            | 26 |
| <b>7.2</b>    | Diagrama del balance de masa de la línea de producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente..... | 31 |
| <b>C.1</b>    | Diagrama de balance de masa para la etapa de trituración de botellas PET.....  | 69 |
| <b>C.2</b>    | Diagrama del balance de masa para la etapa de reacción de despolimerización de PET.....                                | 70 |
| <b>C.3</b>    | Diagrama de balance de masa para la etapa de separación de BHET y etilenglicol.....                                    | 72 |
| <b>C.4</b>    | Diagrama del balance de masa para la etapa de reacción de alcoholísis.....   | 73 |
| <b>C.5</b>    | Diagrama de balance de masa para la etapa de reacción de esterificación para obtención de resina alquídica.....        | 75 |
| <b>C.6</b>    | Diagrama del balance de masa para la etapa de condensación del material evaporado.....                                 | 78 |
| <b>C.7</b>    | Diagrama de balance de masa para la etapa de separación del Del material condensado.....                               | 79 |
| <b>C.8</b>    | Diagrama de balance de masa para la etapa de dilución de la resina alquídica.....                                      | 80 |
| <b>D.1</b>    | Diagrama de balance de energía para la etapa de reacción de alcoholísis..  | 81 |
| <b>D.2</b>    | Diagrama de balance de energía para la etapa de reacción   |    |

|            |  |     |
|------------|--|-----|
|            | de despolimerización .....   | 83  |
| <b>D.3</b> | Diagrama de balance de energía para la etapa reacción de esterificación para obtener resina alquídica..... | 85  |
| <b>D.4</b> | Diagrama de balance de energía para la etapa condensación del material evaporado.....                      | 87  |
| <b>D.5</b> | Diagrama de balance de energía para la etapa de enfriamiento de la resina alquídica.....                   | 89  |
| <b>E.1</b> | Tobera de alimentación.....  | 96  |
| <b>E.2</b> | Número de potencia $N_p$ en función del número de Reynolds $Re$ para distintas turbina.....                | 158 |
| <b>E.3</b> | Corrección del DMTL para intercambiadores 1-2.....   | 158 |

## RESUMEN

Este trabajo tiene como propósito evaluar la efectividad en la producción de resina alquídica a partir de una proporción entre polietileno tereftalato reciclado químicamente y anhídrido ftálico. Para llevar a cabo este objetivo se realizó una fase experimental a nivel de laboratorio y de acuerdo a lo investigado se desarrolló un balance de masa y energía para posteriormente plantear el diagrama de flujo de la línea de producción y poder dimensionar y diseñar el equipo necesario para la misma.

Tomando en cuenta solamente el dimensionamiento y características del equipo necesario para el reciclaje químico de PET, con el cual no cuenta la empresa, se procedió a realizar un estudio económico para determinar la tasa interna de retorno y el tiempo de recuperación de la inversión. El estudio se llevó a cabo por medio de una diferenciación de costos, es decir, se tomaron en cuenta los beneficios económicos de poner en marcha el diseño propuesto, que para el mismo son: ahorros en materia prima.

Este trabajo permite concluir que es factible, a nivel técnico y económico, producir resina alquídica utilizando PET reciclado químicamente como materia prima, y por lo mismo, implementar en la empresa una línea de producción que incluya el diseño propuesto. La tasa interna de retorno resultó ser muy atractiva, así como el tiempo de recuperación de la inversión, ser un valor aceptable. Además, se tienen grandes beneficios económicos a lo largo de los años posteriores a la recuperación de la inversión.

## ABSTRACT

This thesis aims to evaluate the effectiveness in the production of alkyd resin from a ratio of chemically recycled polyethylene terephthalate and phthalic anhydride. An experimental laboratory stage was carried out to accomplish this objective. According to the investigation, a mass and energy balance was developed to further raise the flow chart of the production line and be able to dimension and design the necessary equipment for it.

Taking only into account the size and characteristics of equipment for PET's chemical recycling, with which the company does not count, an economic study was executed to determine the internal rate of return and payback time. The study was conducted by a differentiation of costs, that is, the economic benefits of implementing the proposed design were considerable, which mean: savings in raw material.

This work suggests that it is feasible, technically and economically, to produce alkyd resin using chemically recycled PET as raw material, and therefore, to implement in the company a production line that includes the proposed design. The internal rate of return turned out to be very attractive as well as the recovery time of investment, being an acceptable value. Furthermore, there are great economic benefits over the years since the return on investment.

## I. INTRODUCCIÓN

La industria de pinturas, al igual que en la mayoría de empresas del país, dada el alza en los precios de las materias primas y del petróleo, tiene como gran objetivo la reducción de los costos de producción. Se ha prestado especial atención a la disminución del costo de energía, al utilizar sus contrapartes renovables, así como la sustitución de las materias primas utilizadas comúnmente en los procesos, por otras que sean menos costosas. Además, se les está exigiendo mayores aportes a la sociedad, entre los que destaca la mejora en la situación ambiental del país. Por lo tanto, poder unir estos dos últimos temas es de gran beneficio, tanto para las empresas como para la nación.

En el caso específico de la empresa de pinturas con la que se trabajó, que para la producción de resina alquídica, la cual es un producto de la policondensación entre un polialcohol con un poliácido y un ácido graso, utiliza como materias primas: pentaeritritol y aceite de soya para realizar una alcoholisis, agregando posteriormente anhídrido ftálico y xileno para generar una esterificación y producir así las cadenas poliméricas que permiten, mediante el agregado de un solvente, elaborar las resinas en cuestión.

Lo que se pretende con este trabajo de graduación es una evaluación de la factibilidad de la sustitución de una cierta cantidad del anhídrido ftálico, por botellas de PET recicladas químicamente, manteniendo siempre las propiedades de la resina dentro del rango determinado. Además, elaborar el diseño de la línea de producción requerido para este proceso para lo cual es necesario determinar la capacidad de la misma y seleccionar el equipo apropiado. El objetivo final es lograr un descenso en el costo del producto final.

## II. ANTECEDENTES

### A. Resinas

Es posible realizar una división de las resinas al considerar la reacción de éstas ante el calor.

**1. Resinas termoplásticas.** Los polímeros que pertenecen a esta categoría son macromoléculas unidas entre sí mediante fuerzas de baja intensidad, por lo tanto, al aplicarles un calentamiento sobre ellas, éstas se separan generando plástico fundido que posteriormente, por medio de un enfriamiento, pueden regresar a su estado original indefinidamente. Es necesario entonces, para la utilización de estos polímeros, transformarlos de un estado sólido a uno líquido. Las resinas termoplásticas generalmente son parcialmente cristalinas o amorfas. Las que son cristalinas presentan una mayor resistencia a los solventes (Hull, 1987).

**2. Resinas termoestables.** La propiedad que las define es que a diferencia de las resinas termoplásticas, cuando las resinas termoestables entran en contacto con una fuente de calor o agentes químicos, la transformación del estado sólido y soluble a uno líquido e insoluble solamente sucede en esa dirección, es decir, que no es reversible. Esta transformación es producto de la formación de macromoléculas orientadas en todas las direcciones y que presentan una gran cantidad de enlaces covalentes las cuales son producidas por la reacción entre cadenas poliméricas que sucede en la fase de polimerización o curado de la resina (Mejicanos, 1996).

Esta fase de curado es muy importante en este tipo de resinas ya que es aquí donde se generan las propiedades mecánicas, térmicas y químicas que les confieren resistencia y las hacen aptas para varias aplicaciones, tales como la incursión en construcción, ya sea en techos y pinturas, elaboración de lanchas, reparación de carrocerías de autos, fabricación de tuberías, aplicaciones en el campo eléctrico como recubrimientos de conexiones y equipo, aplicaciones a altas temperaturas, etc. (Ramis, 1993).

La fase de curado se puede dividir en cuatro etapas, la primera es la formación de monómeros del polímero, la segunda es el crecimiento lineal de las cadenas de monómeros en la que algunas de éstas empiezan a ramificarse antes de alcanzar su punto de gel (se explicará posteriormente), en la tercera etapa se da la formación de un gel a medida que se producen macromoléculas y en la última etapa el peso molecular aumenta por la formación completa de un retículo tridimensional de enlaces covalentes (Ramis, 1993).

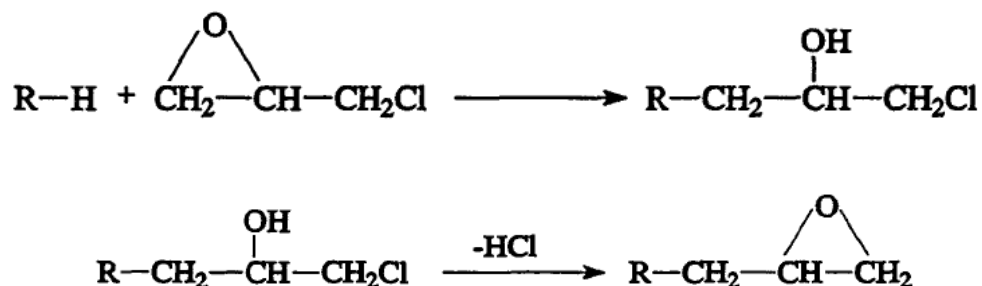
El punto de gel ocurre principalmente en este tipo de resinas y es la transición entre el estado de líquido viscoso y el estado de gel elástico. Determina el comienzo de la formación del retículo de enlaces covalentes, por lo tanto es muy importante conocerlo de antemano debido a que la viscosidad de la resina aumenta muy rápidamente y el manejo de ésta resulta complicado. Existen varios métodos para determinar el tiempo en el se forma la gelificación, uno de ellos es el más utilizado y es la DGC (Calorimetría diferencia de barrido) y la TG (Ramis, 1993).

La fase de curado presenta otro fenómeno el cual es conocido como vitrificación, que es el estado posterior al de gel elástico, éste se llama estado vítreo. Es alcanzado cuando la temperatura de curado iguala a la temperatura vítrea ( $T_g$ ), esta última depende de ciertos factores, tales como el volumen libre de de cadenas poliméricas, de la flexibilidad de éstas y cuán entrecruzadas se encuentran. Para emplear correctamente un elastómero, la temperatura a la cual se realiza el curado tiene que ser mayor o menor a la temperatura vítrea, de lo contrario, la velocidad de reacción disminuiría y el curado sería extremadamente lento. Los tipos de resinas termoestables que se encuentran en el mercado son: resinas epoxi, fenólicas, de poliéster insaturado, etc. El presente trabajo se centrará en las resinas alquídicas como subdivisión de las últimas (Hull, 1987).

**a. Resinas epoxi.** Son el producto de la reacción entre una base epoxi, la cual contiene grupos oxirano, con un endurecedor. Siempre en presencia de catalizadores que disminuyan el tiempo y aumenten la eficiencia de la reacción. Se suelen hacer modificaciones con la introducción de solventes o diluyentes para regular la densidad.

Las bases epoxi contienen dos o más grupos oxirano entre sus moléculas. El proceso utilizado para la síntesis de estos compuestos es la reacción entre un compuesto con hidrógenos activos y epiclorhidrina, a lo que le sigue una deshidrohalogenación que favorece el desplazamiento de la reacción (Morancho, 1996).

Figura 2.1: Reacción de producción de base epoxi



Se utilizan endurecedores los cuales son sustancias que pueden reaccionar con los grupos hidroxilo y los grupos epoxi presentes en las bases para mejorar la reacción. Los hay de distintos tipos, los más comunes son los endurecedores catalíticos (catiónicos y aniónicos), anhídridos, polifenoles y los amínicos. Estos últimos son los más utilizados por su rápida reacción. Para ser más específicos, están las poliaminas cicloalifáticas, aromáticas y las poliamidas (Morancho, 1996).

**b. Resinas de Poliéster Insaturado.** Las resinas de poliéster insaturado constituyen la familia más importante de las resinas termoestables. Por su adaptación a varios procesos y la gran cantidad de variaciones posibles en la composición de las mismas, son las resinas más versátiles de la industria. Están basadas en ésteres formados entre ácidos orgánicos bifuncionales, de los cuales, cierta proporción tienen que ser insaturados, así como dioles y alcoholes (Miravete, 2000).

Para producir este tipo de resinas es necesario hacer reaccionar anhídridos de ácidos orgánicos, los primeros son denominados ácidos poli-carboxílicos, es decir que presentan dos o más grupos carboxilo por molécula, con alcoholes de dos o más grupos hidroxilo por molécula llamados polioles como el etilenglicol, propilenglicol, etc., esta reacción recibe el nombre de esterificación, debido a que se está sintetizando un éster (Mejicanos, 1996).

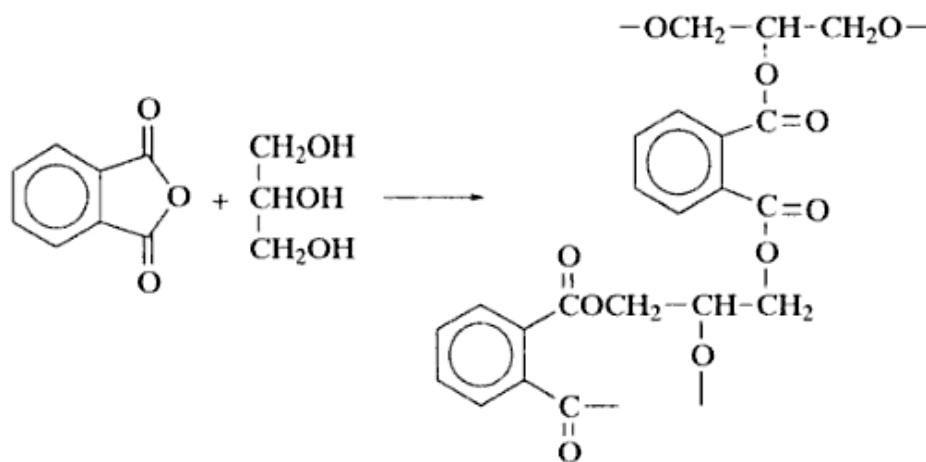
La composición química y la configuración de este tipo de resinas son las que determinan sus propiedades finales, como por ejemplo: flexibilidad, dureza, resistencia mecánica, resistencia térmica, etc. Estas características son dependientes de los siguientes parámetros: naturaleza de los constituyentes base, proporción de los mismos, grado de insaturación, naturaleza del monómero y su porcentaje (Miravete, 2000).

## B. Resinas alquídicas.

Las resinas alquídicas son las resinas sintéticas más importantes y son empleadas primordialmente por la industria de pinturas. Son poliésteres provenientes de la reacción entre polialcoholes y ácidos policarboxílicos, combinados químicamente con ácidos grasos o aceites. El polialcohol más utilizado es la glicerina, aunque también se utiliza el pentaeritritol debido a su mayor funcionalidad, el ácido polibásico utilizado mayoritariamente es el ácido ftálico aunque también puede emplearse en forma de anhídrido, también son utilizados otros ácidos, tales como el fumárico o el maleico (Mark, 1969).

Las primeras resinas alquídicas comerciales fueron desarrolladas por la General Electric bajo el nombre de Glyptales al inicio del siglo XX, estas resinas estaba conformadas únicamente por anhídrido ftálico y glicerina, recibiendo el nombre de resinas alquídicas puras. En éstas se produce un entrecruzamiento de enlaces propiciado por la amplia oportunidad de reacción debido a que la glicerina es trifuncional y que el anhídrido es bifuncional, formando una rígida estructura tridimensional con un aspecto brillante e insoluble (Calderón, 1968). La estructura es la siguiente:

Figura 2.2: Reacción de resina glyptal



El defecto que presenta este tipo de materiales es que son quebradizos por la gran cantidad de entrecruzamientos y ramificaciones, así que para que sean resistentes y flexibles, haciéndolos más adecuados para la protección de superficies, es necesario modificarlos utilizando ácidos grasos o aceites para que éstos se esterifiquen con cierta

proporción de grupos hidroxilos de la glicerina u otro polialcohol. Por lo tanto, se puede decir que la adición de aceite tiene el objetivo de controlar la funcionalidad del polialcohol, impidiendo que demasiados grupos hidroxilos se esterifiquen con los grupos monobásicos. La cantidad de aceite utilizada determina entonces el grado de esterificación de la resina, utilizando mucho aceite, las propiedades de la resina son prácticamente las del aceite. Si la cantidad de aceite es baja, el producto será similar a las resinas alquídicas puras. Por lo tanto, se busca una resina con propiedades intermedias entre estas dos (Mark, 1969).

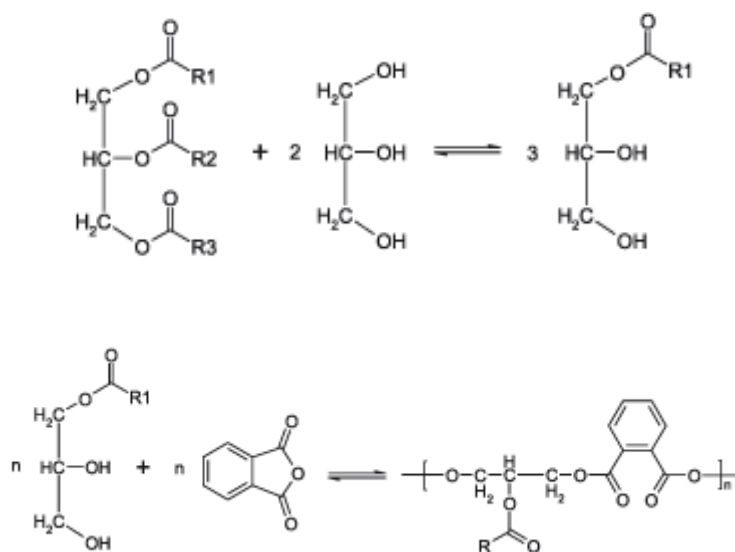
Las propiedades que se consiguen con la introducción del aceite son entre otras, un efecto plastificante dado la limitación del grado de entrecruzamiento en los enlaces. Además, al utilizar aceites no saturados se obtienen mejores tiempos de secado. Los aceites utilizados son generalmente aceites vegetales los cuales son clasificados según el tipo y la cantidad de insaturación que presentan. Los hay secantes, semi-secantes y no secantes, los primeros dos contienen mayor insaturación en sus enlaces poseyendo la capacidad de transformarse en superficies secas, duras y resistentes cuando son expuestas al aire en forma de película fina, mientras que los últimos contienen en su mayoría, ácidos grasos saturados. (Ravve, 1995)

Existen principalmente dos métodos para la producción de resinas alquídicas, el primero se llama proceso directo de ácidos grasos y el segundo es conocido como proceso por alcoholisis. En el primero, en vez de utilizar aceites se hace uso de ácidos grasos libres los cuales son esterificados directamente con el ácido polibásico y el polialcohol a una temperatura de entre 218 y 250 °C. La reacción se lleva a cabo en presencia de un gas inerte como agente extractor de agua y de materiales indeseados. La mitad de anhídrido ftálico ha reaccionado cuando la temperatura ha alcanzado los 180 °C. El total de los alfa-hidroxilos (reaccionan más fácilmente con los carboxilos que con los ácidos grasos) restantes son empleados en el medio éster ftálico. La desaparición de los alfa-hidroxilos hace que la reacción proceda más lentamente (Calderón, 1968).

El segundo método consiste en dos etapas distintas, la primera es una transesterificación entre el polialcohol y el aceite vegetal para generar monoglicéridos la cual es llevada a cabo a una temperatura de aproximadamente 250 °C durante tres horas sin presencia de catalizador, al utilizar catalizadores sódicos o cálcicos el tiempo se reduce de una a dos horas. Para comprobar que la reacción a finalizado se realiza una prueba de miscibilidad entre una parte en volumen de los monoglicéridos y tres partes de metanol (Mejicanos, 1996).

La segunda etapa consiste en la esterificación de anhídrido ftálico con los monoglicéridos generados en la primera etapa bajo las condiciones de temperatura anteriores en un tiempo de tres a cinco horas o hasta que la viscosidad y el número ácido lleguen a tener el deseado. Industrialmente es de mucha importancia que el rendimiento deseado sea logrado en el menor tiempo posible, lo cual se logra desplazando el equilibrio de la reacción, ya sea por la adición de un exceso de alcohol o por la eliminación de un producto de la reacción, en este caso se elimina agua. Para extraer el agua de la reacción se hace uso de un solvente que puede ser xileno debido a que es posible formar un azeótropo agua-xileno por debajo de la temperatura de ebullición del agua, al condensarse este azeótropo se separa la mezcla por densidad y se puede recircular el xileno a la reacción (Mejicanos, 1996).

Figura 2.3: Síntesis de resina alquídica



La primera parte de la Figura No. 3 es la transesterificación de glicerina con aceite. La segunda parte es la esterificación entre el monoglicérido resultante de la primera etapa y anhídrido ftálico para obtener la resinas alquídica (Mejicanos, 1996).

### C. Polímeros

Son cadenas muy largas, ya sean lineales, ramificadas o entrecruzadas de, como su nombre lo dice, muchas partes. Éstas son unidades repetidas que reciben el nombre de monómeros, los cuales cuentan con la capacidad de reaccionar entre sí o con otras

sustancias para formar cadenas poliméricas por medio de enlaces covalentes (Ravve, 1995).

Es usual escribir los polímeros en función de la cantidad de unidades repetitivas empleadas, es decir, el número de monómeros en la cadena, por medio de un número o una letra, generalmente se hace uso de la letra  $n$ . Por ejemplo, si se quiere nombrar al Polibutadieno se escribiría así:  $[-\text{CH}_2-\text{CH}=\text{CH}-\text{CH}_2]_n$ . Lo anteriormente expuesto recibe el nombre de grado de polimerización (Ravve, 1995).

Las cadenas poliméricas no necesariamente tienen que estar conformadas por un solo tipo de monómero, sino que pueden emplearse distintos, y formar así lo que se conoce como copolímero. Estos se clasifican en función del orden en el que se encuentran los distintos monómeros, si no existe tal ordenamiento se cuenta con un copolímero al azar, mientras que si existe el ordenamiento se llaman copolímeros alternados (Young, 1991).

Los polímeros se clasifican en tres categorías: polímeros naturales, naturales modificados y sintéticos.

Tabla 2.1: Clasificación de polímeros por su naturaleza

| Polímeros             | Sub clasificación  |
|-----------------------|--|
| Naturales             | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Proteínas</li> <li>• Polisacáridos</li> <li>• Caucho</li> <li>• Ácidos Nucleídos</li> </ul>                 |
| Naturales modificados | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Derivados de la celulosa</li> <li>• Caucho vulcanizado</li> </ul>   |
| Sintéticos            | <ul style="list-style-type: none"> <li>• Policloruro de vinilo (PVC)</li> <li>• Polietileno</li> <li>• Poliuretano</li> <li>• Poliésteres</li> </ul> |

(Vincent, 2006)

Es importante hacer una mención especial para los polímeros sintéticos ya que con éstos se estará trabajando en el presente documento.

**1. Polímeros sintéticos.** Existen dos métodos para su producción, polimerización por adición y polimerización por condensación. Están fundamentados en la comparación entre la fórmula molecular del polímero y la de los monómeros que lo conforman.

**a. Polimerización por condensación.** Los polímeros de condensación son los que presentan una menor cantidad de átomos en la fórmula molecular de la unidad repetitiva presente en la cadena polimérica, comparada con los que están presentes en el monómero del que está formado. Esto se debe principalmente a que se da una eliminación de moléculas de menor tamaño en cada etapa de la reacción, las cuales pueden ser de agua o ácido clorhídrico (Vincent, 2006).

Las características son las siguientes:

- El monómero utilizado desaparece al comienzo de la reacción.
- El peso molecular del polímero aumenta constantemente durante la reacción.
- Para obtener los pesos moleculares elevados es necesario utilizar tiempos largos de reacción.
- Todas las especies moleculares están presentes en cualquier momento y presentan una distribución la cual es capaz de ser calculada.

Este tipo de polimerización también es llamado polimerización en reacciones por etapas debido a que estos polímeros son formados por la condensación intermolecular escalonada en etapas de los grupos reactivos. La estructura de las cadenas en estos polímeros está generalmente unida por grupos funcionales entre unidades aunque no siempre sucede de esta forma (Young, 1991).

La funcionalidad de los monómeros, es decir, el número medio de los grupos funcionales reactivos por molécula de monómero es lo que determina el tipo de producto que se forma en este tipo de reacciones. Los monómeros monofuncionales permiten formar productos de bajo peso molecular. Los monómeros bifuncionales forman polímeros lineales. Los monómeros polifuncionales producen polímeros ramificados o tridimensionales (Billmeyer, 2008).

**b. Polimerización por adición.** Contrario a lo que sucede en la polimerización por condensación, la fórmula molecular de los polímeros no difiere de la de los monómeros constituyentes. Estos se forman por reacciones en cadena que comprenden algún tipo de centro activo, es por eso que también son conocidos como polímeros por reacción en cadena.

Las características son las siguientes:

- La adición de una unidad reactiva a la cadena depende solamente de la reacción de crecimiento.
- Con el paso de la reacción, la concentración de monómero disminuye.
- La formación del polímero es rápida.
- Para obtener mejores rendimientos es necesario tiempos de reacción largos.

(Billmeyer, 2008)

Para que se de la reacción en cadena son necesarias tres etapas: iniciación, propagación y terminación. En la iniciación se general radicales libres por medio de iniciadores, después de que se hayan generado los radicales libres, uno de ellos se une a un monómero para convertirlo en radical. La propagación es la etapa en donde el radical recién formado reacciona con otro monómero para producir un radical libre de mayor tamaño y volumen, el proceso continúa hasta que la cadena polimérica termine. Por último, para que se de la terminación se deben de producir alguno de los siguientes acontecimientos: apareamiento, desproporcionamiento o transferencia de cadena (Billmeyer, 2008).

El apareamiento es cuando dos radicales libres que están en crecimiento chocan entre sí, y forman una molécula estable. El desproporcionamiento se produce cuando dos radicales se encuentran y se transfieren un protón de uno de ellos al otro, generando así, dos moléculas estables (uno un doble enlace terminal y la otra saturada). El último método de alcanzar la terminación es la transferencia de cadena, en la cual un radical polimérico en crecimiento puede robar un átomo de hidrógeno de una cadena de polímero ya terminada, convirtiendo ésta en radical. Por lo tanto, si el átomo extraído está entre los extremos de la cadena, se pueden producir ramificaciones (Young, 1991).

#### **D. Polietilen Tereftalato (PET)**

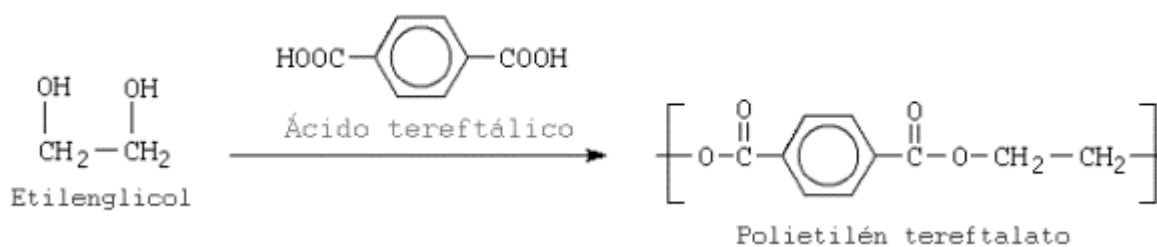
Es un polímero termoplástico perteneciente a los poliésteres insaturados, es utilizado para la fabricación de botellas de plástico, fibras, envases y otra gran variedad de aplicaciones industriales. Los anillos aromáticos le otorgan flexibilidad y regularidad estructural a la cadena polimérica, lo cual influye en la temperatura de transición vítrea la cual es de aproximadamente 70 °C. La densidad del PET oscila entre 1.33 a 1.51 g/cm<sup>3</sup> para un material amorfo hasta uno semicristalino. Es posible sintetizarlo mediante dos métodos distintos (Sánchez, 2003):

**1. Síntesis a partir de dimetil tereftalato y etilenglicol:** La relación molar entre los reactivos debe de ser de aproximadamente 1:2 para su reacción a 150 °C en presencia de trióxido de antimonio o acetato de calcio como catalizador. Los productos de esta reacción son varios oligómeros, pero principalmente se forma un diéster de bajo peso molecular llamado (di-2-hidroxietil-tereftalato) los cuales actúan como monómeros.

Se produce una policondensación de metanol el cual es retirado de la reacción para favorecerla mediante destilación, posteriormente el sistema se calienta a 280 °C a una presión baja para retirar compuestos volátiles formados posteriormente. El etilenglicol reacciona con los oligómeros de bajo peso molecular mediante una alcoholisis lo que forma un polímero de alta densidad (Sánchez, 2003).

**2. Síntesis a partir de ácido tereftálico y etilenglicol:** Este proceso es conocido como polimerización en fase sólida y en la actualidad es el método más utilizado para la producción de PET debido a sus ventajas sobre el método anteriormente mencionado como lo es la reducción en complejidad y mayor eficiencia. Este procedimiento consiste en el enfriamiento brusco en agua de PET fundido altamente viscoso para producir un material amorfo que posteriormente es calentado próximo a su temperatura de fusión la cual es de aproximadamente 250 °C.

Figura 2.4: Síntesis de PET a partir de ácido tereftálico y etilenglicol



## E. Reciclaje de plásticos

El reciclaje del llamado poliéster post-consumo ha cobrado una creciente importancia a través de los años debido a los problemas ambientales generados por la producción del mismo, así que para reducir la destrucción de los recursos naturales y la cantidad de contaminación debida a la acumulación de botellas de plástico y fibras PET se ha hecho muy importante el reproceso de los materiales con el propósito de integrarlos nuevamente a un ciclo productivo como materia prima. Existen dos maneras de realizar reciclar plástico, mecánica o químicamente (Arandes, *et al.* 2004).

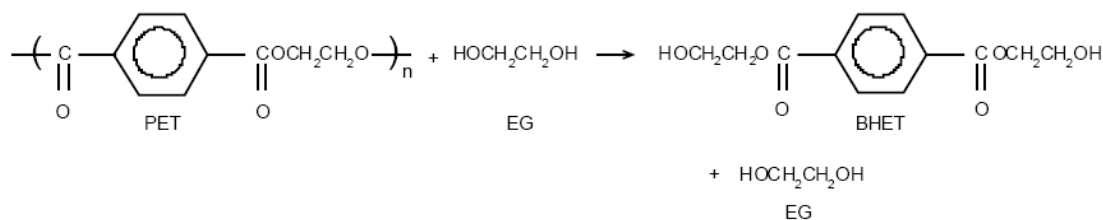
**1. Reciclado mecánico.** El procedimiento para realizar este tipo de reciclado comienza con la recolección del plástico, posteriormente su lavado y molido del mismo. Teniendo copos de un tamaño pequeño se procede a fundirlos para luego darles la forma deseada en un extrusor. Las desventajas que presenta este proceso son que no todos los plásticos pueden ser tratados con este método así como sólo pueden ser fundidos una cierta cantidad de veces antes de perder su calidad y que disminuyan sus propiedades. Otra desventaja es la difícil separación de los materiales, dado que los requerimientos del material es que no contenga impurezas ni otros materiales o plásticos (Castellanos, 2003).

**2. Reciclado químico.** En contraste con el reciclaje físico, el químico aporta ciertas ventajas que lo hacen ser un mejor método de reciclado. Se basa en realizar cambios en la estructura química de los polímeros. Las ventajas son que los productos de las reacciones pueden ser utilizados como materia prima en otros procesos, ya sea para producir el material original o para producir otros materiales de uso común. Además, algo muy importante es que no es necesaria la purificación que por el contrario sí es indispensable con el método físico (Castellanos, 2003).

Los procesos existentes para despolimerizar Polietilen Tereftalato son los siguientes:

**a. Glicólisis:** Este proceso permite obtener oligómeros de cadena corta con bajo peso molecular a partir del polímero PET de alta densidad. Los residuos de PET son reaccionados con algún glicol que puede ser etilenglicol, di etilenglicol, propilen glicol o glicerina. Las presiones utilizadas varían entre normales y altas, mientras que las temperaturas son entre 80 y 250 °C utilizando algún catalizador como pueden ser alcóxidos, sales metálicas o aminas. El tiempo de reacción es de entre cinco y ocho horas lo cual depende del glicol utilizado, debido a que éste generalmente tiene un punto de ebullición menor al de la temperatura de operación se utiliza un sistema de reflujo. La relación entre el PET y el glicol es de 1:2 o 1:3.

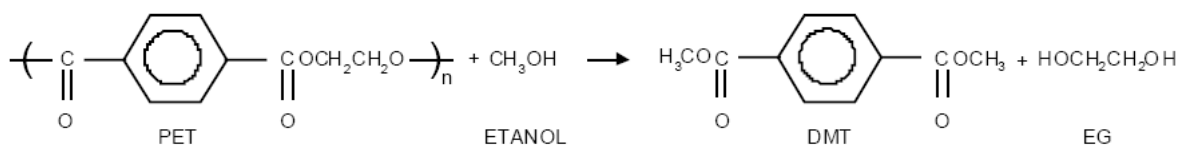
Figura 2.5: Reacción por glicolisis



El producto de la reacción entre PET y etilenglicol es BHET, un sólido ceroso que no se puede purificar por destilación debido a que posee un punto de ebullición relativamente alto, por lo que se utiliza filtración con carbón activado a altas presiones (Castellanos, 2003).

**b. Metanólisis:** La degradación del PET se genera por la presencia de metanol a altas temperaturas y presiones, produciendo las materias primas para la formación del mismo, las cuales son: dimetiltereftalato (DMT) y etilenglicol (EG). Las temperaturas utilizadas varían de entre 160 °C y 300 °C y la presión óptima es hasta siete pascales. Siempre en presencia de un catalizador.

Figura 2.6: Reacción de metanólisis

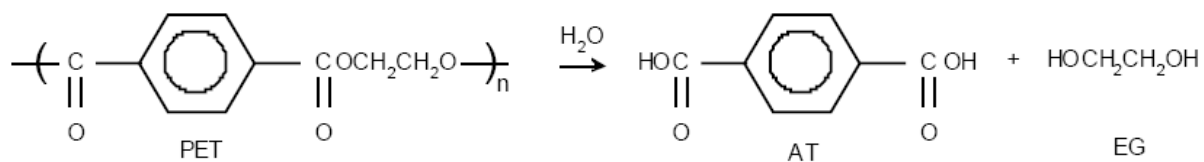


Se requieren de dos etapas para obtener un rendimiento aceptable. La primera es la metanólisis que genera el DMT y el EG y posteriormente se lleva a cabo la segunda que consiste en la purificación de los productos mediante destilación para eliminar las impurezas y así mejorar la eficiencia.

Los procesos por batch y continuo son los más utilizados para realizar la metanólisis. Para el proceso continuo es necesaria una serie de equipos complejos debido a que se requiere que ingrese una gran cantidad de materia prima a un reactor a altas presiones. Por lo anterior, se prefieren los procesos batch en los cuales se utiliza una autoclave, un cristizador y un sistema para la fundición y destilación del DMT obtenido (Castellanos, 2003).

**c. Hidrólisis:** Se emplea un sistema acuoso a elevadas temperaturas y presiones para obtener dos productos: ácido tereftálico y etilenglicol. Utilizando estos dos productos se puede sintetizar el PET nuevamente, haciendo muy importante a esta reacción. Cuando la cadena polimérica es separada se producen dos grupos funcionales, uno carboxílico y otro hidroxilo, así como una molécula de agua. La reacción es la siguiente:

Figura 2.7: Reacción de hidrólisis



Los catalizadores utilizados en esta reacción, pueden ser ácidos, básicos o neutros. Pero debido a este tipo de catalizadores su utilización es menor al de la glicolisis o metanólisis debido a los altos costos en purificación (Castellanos, 2003).

### III. JUSTIFICACIÓN

En la industria de pinturas de Guatemala y en general, en la mayoría de empresas del país solamente se está utilizando una pequeña cantidad de productos sustitutos como materia prima, para ser más específicos, aquellos que han sido reciclados químicamente. Pero cada vez más, y dado el aumento en los precios de las materias primas, se está teniendo un mayor interés por reemplazar éstas, utilizando reactivos más económicos y que al mismo tiempo proporcionen un rendimiento equivalente, o superior.

Por lo anterior, la empresa con la que se trabajó ha considerado la utilización de Polietilen tereftalato (PET) reciclado químicamente como sustituto de anhídrido ftálico en la producción de resina alquídica, utilizada para la elaboración de pinturas a base de aceite.

Los beneficios de producir este tipo de resinas, utilizando botellas de PET recicladas químicamente, son los siguientes:

- Reducción de costos en la producción.
- Disminución de desechos sólidos no biodegradables.
- Ajuste en el precio para los consumidores.
- Apertura de un campo para una actividad no practicada en el país, como lo es el reciclado químico.

## IV. OBJETIVOS

### A. Generales

- Evaluar la efectividad en la producción de resinas alquídicas utilizando polietileno tereftalato reciclado químicamente como materia prima a nivel de laboratorio.
- Diseñar una línea de producción de resinas alquídicas con polietileno tereftalato reciclado químicamente como materia prima.

### B. Específicos

- Proporcionar un diseño experimental para llevar a cabo la reacción de despolimerización del polietileno tereftalato (PET), mediante glicolisis.
- Determinar las condiciones óptimas de operación para reciclar químicamente botellas de polietileno tereftalato (PET) y para obtener una resina alquídica con propiedades que cubran los parámetros requeridos.
- Calcular la capacidad de la línea de producción de resinas alquídicas con polietileno tereftalato reciclado químicamente como materia prima.
- Dimensionar y seleccionar el equipo necesario para la producción de resinas alquídicas con polietileno tereftalato reciclado químicamente como materia prima.
- Determinar la factibilidad económica de la línea de producción.

## **V. PROBLEMA A RESOLVER**

La reducción de costos para la empresa en cuestión es un tema de gran importancia, por lo tanto se evaluará la posibilidad de emplear polietileno tereftalato reciclado químicamente como sustituto de una proporción de anhídrido ftálico en la producción de resina alquídica.

Además, toda empresa tiene como responsabilidad social ayudar en el cuidado ambiental del país. En este caso, se puede dar un mejor uso a las botellas de plástico, a las cuales de otro modo les tomaría varios años para degradarse.

## VI. METODOLOGÍA

### A. Trabajo de investigación

Revisión bibliográfica de los textos necesarios para comprender todo lo involucrado con el presente trabajo de graduación. Los temas consultados son:

1. Polímeros y su producción.
2. Distintos métodos de reciclado existentes y cuales son sus ventajas y desventajas.
3. Resinas y sus divisiones.
4. Producción de resinas alquídicas modificadas.

Consulta y asistencia del Ingeniero Químico Luis Ernesto Nuñez Gonzales, por parte de una empresa de fabricación de pinturas, para determinar los requerimientos de ésta; explicar los mecanismos de reacción involucrados en la producción de resinas alquídicas y proporcionar los reactivos necesarios.

### B. Fase experimental

1. Obtención de botellas de PET y trituración de las mismas en un molino de martillo.
2. Síntesis de BHET a partir de etilenglicol y PET triturado a una temperatura de 180°C por un tiempo de seis horas.
3. Analizar, mediante el punto de fusión, la correcta síntesis de BHET.
4. Elaboración de resina alquídica por el método de alcoholisis, realizándose ésta en dos etapas distintas. En la primera se realiza una transesterificación entre el polialcohol (pentaeritritol) y el aceite de soya para generar monoglicéridos, la cual es llevada a cabo a una temperatura de aproximadamente 230 °C durante tres horas sin presencia de catalizador.

5. Por medio de pruebas de solubilidad con tres partes de metanol y una de la reacción anterior, se determina la efectividad en la generación de monoglicéridos.
6. En la segunda etapa se produce la esterificación entre una proporción de anhídrido ftálico, PET reciclado químicamente y los monoglicéridos generados en la primera etapa bajo las condiciones de temperatura anteriormente mencionada, en un tiempo de doce horas. Se utiliza xileno para eliminar el agua producida, desplazando así el equilibrio de la reacción y favoreciendo el rendimiento de la misma.

Los materiales y equipo que se utilizará en la fase experimental es el siguiente:

**Tabla 6.1**  
**Equipo y cristalería utilizados en la fase experimental**

| <b>Equipo</b>          | <b>Descripción</b>                             |
|------------------------|--|
| Balón volumétrico      | 250 mL, Pyrex, USA, 24/40                      |
| Beacker                | 600 mL $\pm$ 5%, Pyrex, USA, No. 1000          |
| Beacker                | 400 mL $\pm$ 5%, Pyrex, USA, No. 1000          |
| Beacker                | 100 mL $\pm$ 5%, Pyrex, USA, No. 1000          |
| Balón aforado          | 500 mL $\pm$ 0.25%, LMS, Germany               |
| Bureta                 | 50 $\pm$ 0.1 mL, Superior, Germany             |
| Probeta                | 100 mL $\pm$ 0.1 mL, Superior, Germany         |
| Pipeta                 | 5 mL $\pm$ 0.5 mL, Kimax-51, USA               |
| Pipeta                 | 1 mL $\pm$ 0.05, Kimax-51, USA                 |
| Termómetro             | BCR, Made un UK, 0-150 °C                      |
| Termómetro             | BCR, Made un UK, 0-300 °C                      |
| Varilla de vidrio      | ----   |
| Bulbo para pipeta      | ----   |
| Espátula analítica     | ----   |
| Erlenmeyer             | 250 mL $\pm$ 25 mL, Pyrex, USA                 |
| Balanza analítica      | Boeco, Germany; max. 250 g; precision 0.0001 g |
| Tapones de hule        | ----   |
| Estufa agitadora       | Thermo Scientific; 0-250°C                     |
| Manta de calentamiento | Glas-Col. No. 1592566; Watts 270; Volts 115    |
| Soporte universal      | ----   |
| Pinza para bureta      | ----   |
| Agitador magnético     | ----   |

### **C. Diseño de equipo**

Teniendo la formulación y el procedimiento para elaborar la resina alquídica se procederá con lo siguientes pasos:

1. Determinar la capacidad requerida para la línea de producción.
2. Establecer las condiciones óptimas de operación.
3. Seleccionar el proceso que se desarrollará.
4. Elaborar el diagrama de flujo del proceso.
5. Realizar el balance de masa y energía para el proceso.
6. Dimensionar y seleccionar el equipo necesario para la línea de producción

### **D. Estudio de factibilidad económica**

Se determinará la rentabilidad de la línea de producción para lo cual se tomarán en cuenta los siguientes factores:

- I. Inversión inicial
  - a. Equipo
  - b. Instalación, etc.
  
- II. Costos fijos de producción.
  - a. Mano de obra
  - b. Mantenimiento
  
- III. Costos variables de producción.
  - a. Ahorro en materia prima
  - b. Electricidad

## VI. RESULTADOS

Los resultados que se han encontrado en el presente trabajo se encuentran divididos en dos secciones. La primera presenta los resultados experimentales realizados a nivel de laboratorio, mientras que en la segunda y última sección, se expone el diseño de la línea de producción que incluye el diagrama de flujo del proceso y el diseño de equipo.

### A. Resultados experimentales

**1. Reciclaje químico de Polietilen Tereftalato (PET).** El método de glicolisis fue utilizado para despolimerizar el PET, en donde el producto esperado era el monómero tereftalato de bis(2-hidroxietileno) o BHET el cual tiene un punto de fusión de 110°C. Se determinó el punto de fusión de cuatro muestras distintas para corroborar que se haya sintetizado correctamente dicho monómero.

**Tabla 7.1**

**Resultados de la caracterización del BHET obtenido en la despolimerización de PET**

| No. de Muestra             | Punto de fusión (°C) |
|----------------------------|----------------------|
| 1                          | 108                  |
| 2                          | 111                  |
| 3                          | 115                  |
| 4                          | 114                  |
| <b>Promedio</b>            | 112                  |
| <b>Desviación estándar</b> | 3.16                 |

**Tabla 7.2**

**Condiciones de operación en la despolimerización de PET**

| Parámetro               | Resultado |
|-------------------------|-----------|
| Tiempo de reacción      | 6 h       |
| Temperatura de reacción | 180 °C    |

**Tabla 7.3**  
**Cantidad de reactivos para la síntesis de BHET**

| <b>Compuesto</b>             | <b>Masa<br/>(± 0.01 g)</b> |
|------------------------------|----------------------------|
| Polietilen Tereftalato (PET) | 400.02                     |
| Etilenglicol                 | 600.00                     |

**2. Producción de resinas alquídicas utilizando BHET como materia prima**

**Tabla 7.4**  
**Cantidad de reactivos para la obtención de la resina alquídica**

| <b>Compuesto</b> | <b>Masa<br/>(± 0.0001 g)</b> |
|------------------|------------------------------|
| Anhidro Ftálico  | 23.8390                      |
| BHET             | 34.6224                      |
| Aceite de Soya   | 86.9591                      |
| Xileno           | 7.9463                       |
| Aceite Mineral   | 78.5765                      |
| Pentaeritritol   | 17.5967                      |

**a. Reacción de alcoholisis**

**Tabla 7.5**  
**Condiciones de operación de la reacción de alcoholisis**

| <b>Parámetro</b>                  | <b>Resultado</b> |
|-----------------------------------|------------------|
| Tiempo de reacción                | 3 h              |
| Temperatura de reacción           | 180 °C           |
| Prueba de solubilidad con metanol | Aprobada         |

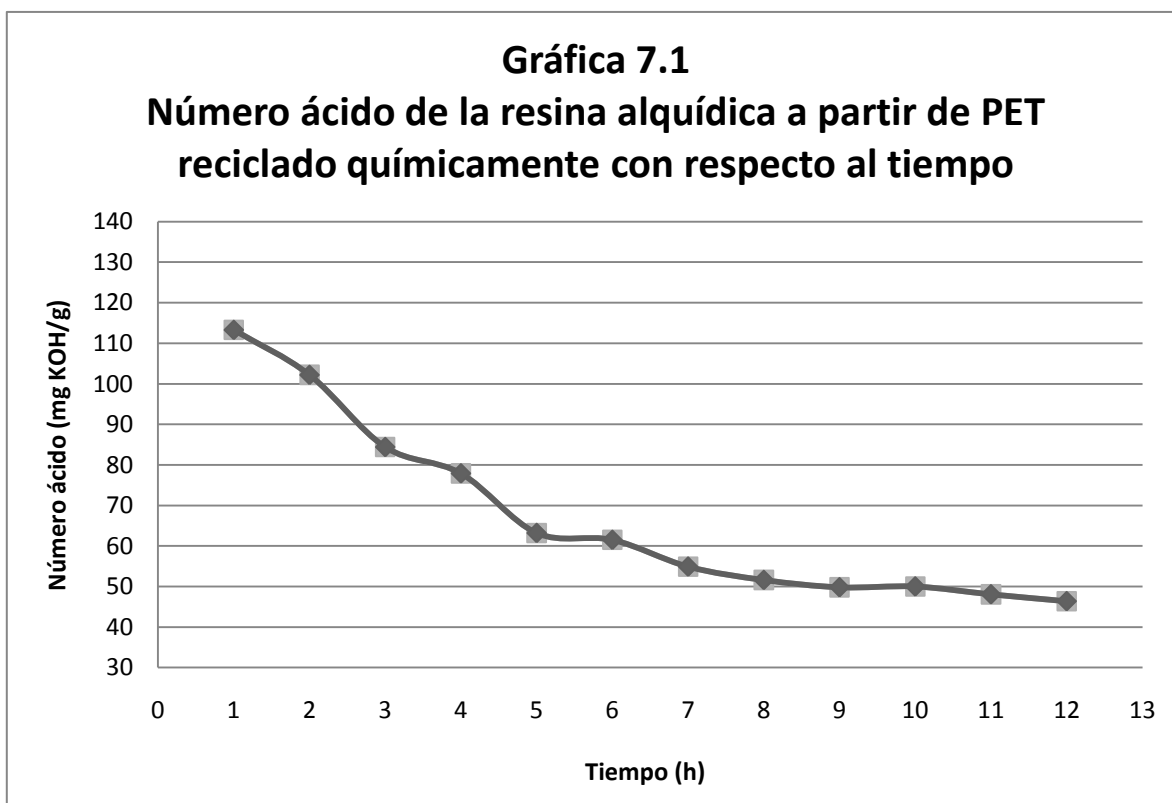
**b. Reacción de esterificación**

**Tabla 7.6**  
**Condiciones de operación de la reacción de esterificación**

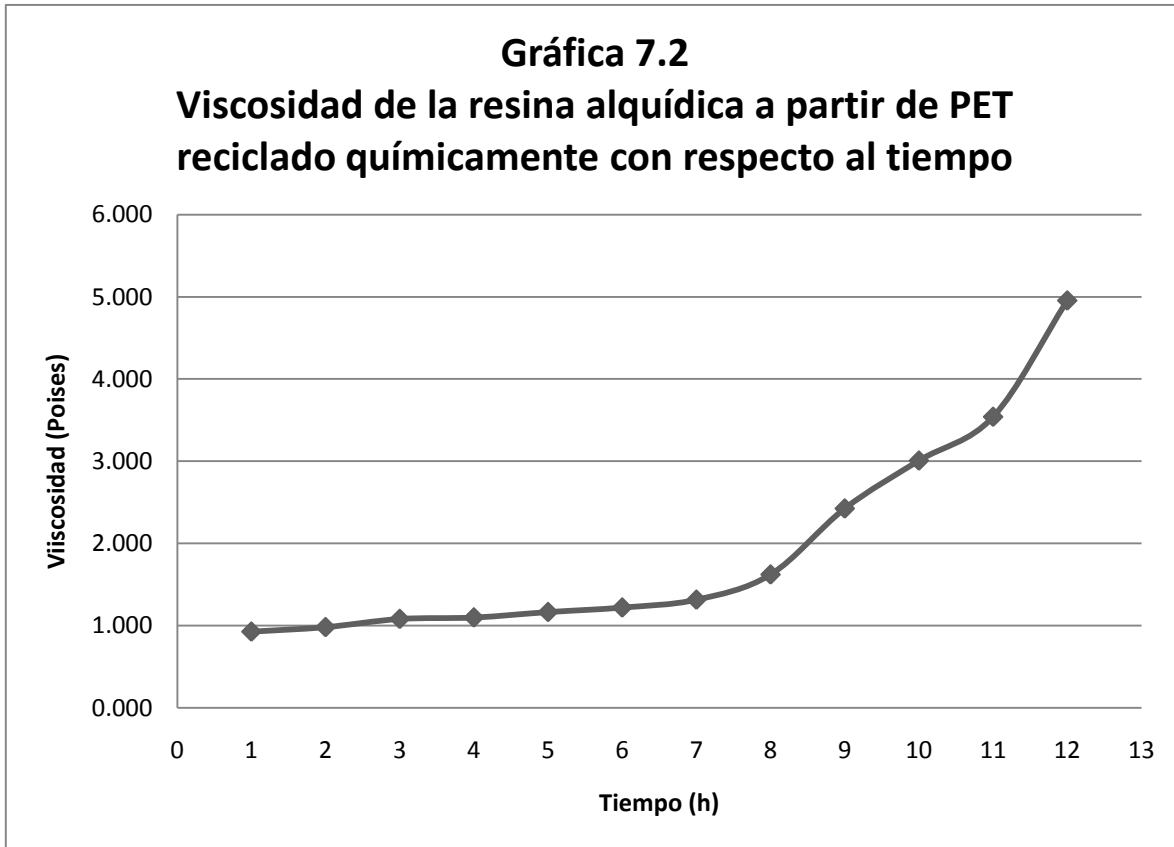
| <b>Parámetro</b>        | <b>Resultado</b>   |
|-------------------------|--------------------|
| Tiempo de reacción      | 12 h               |
| Temperatura de reacción | 230 °C             |
| Método de reacción      | Cocinado Azeótropo |
| Color final             | Ámbar oscuro       |

**Tabla 7.7**  
**Resultados obtenidos en la evaluación de la producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente a lo largo del tiempo**

| <b>Tiempo (h)</b> | <b>Número ácido (mg KOH/g)</b> | <b>Viscosidad (P)</b> |
|-------------------|--------------------------------|-----------------------|
| 1                 | 113.3                          | 0.928                 |
| 2                 | 102.2                          | 0.982                 |
| 3                 | 84.4                           | 1.082                 |
| 4                 | 77.9                           | 1.100                 |
| 5                 | 63.2                           | 1.166                 |
| 6                 | 61.5                           | 1.221                 |
| 7                 | 54.9                           | 1.316                 |
| 8                 | 51.6                           | 1.622                 |
| 9                 | 49.8                           | 2.425                 |
| 10                | 50                             | 3.008                 |
| 11                | 48.1                           | 3.540                 |
| 12                | 46.4                           | 4.955                 |



La Gráfica 7.1 muestra el comportamiento del número ácido de la resina alquídica con respecto al tiempo de reacción. Se puede observar que éste disminuye a una mayor velocidad al inicio de la reacción, mientras que lo hace a una menor velocidad al final de ésta. En general, la disminución del número ácido evidencia el avance de la reacción.



La Gráfica 7.2 muestra el comportamiento de la viscosidad de la resina alquídica con respecto al tiempo de reacción, de donde se extrae que ésta aumenta a medida que la reacción avanza. Lo anterior indica que se están generando entrecruzamientos en las cadenas poliméricas.

## **B. Diseño del proceso para la línea de producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente**

**1. Diagrama de flujo del proceso.** Se propone la siguiente línea de producción de resina alquídica operada en forma discontinua con la información aportada por Pincasa S.A., la recabada en la fase de experimentación y la obtenida en la literatura. La Figura 7.1 es un diagrama de flujo del proceso de producción donde se muestra en forma detallada el equipo utilizado, así como las corrientes entre cada una de las etapas de producción. El fin último es describir el proceso y brindar la información necesaria para entender a fondo cada sección de la línea.

Figura 7.1 Diagrama de flujo de la línea de producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente

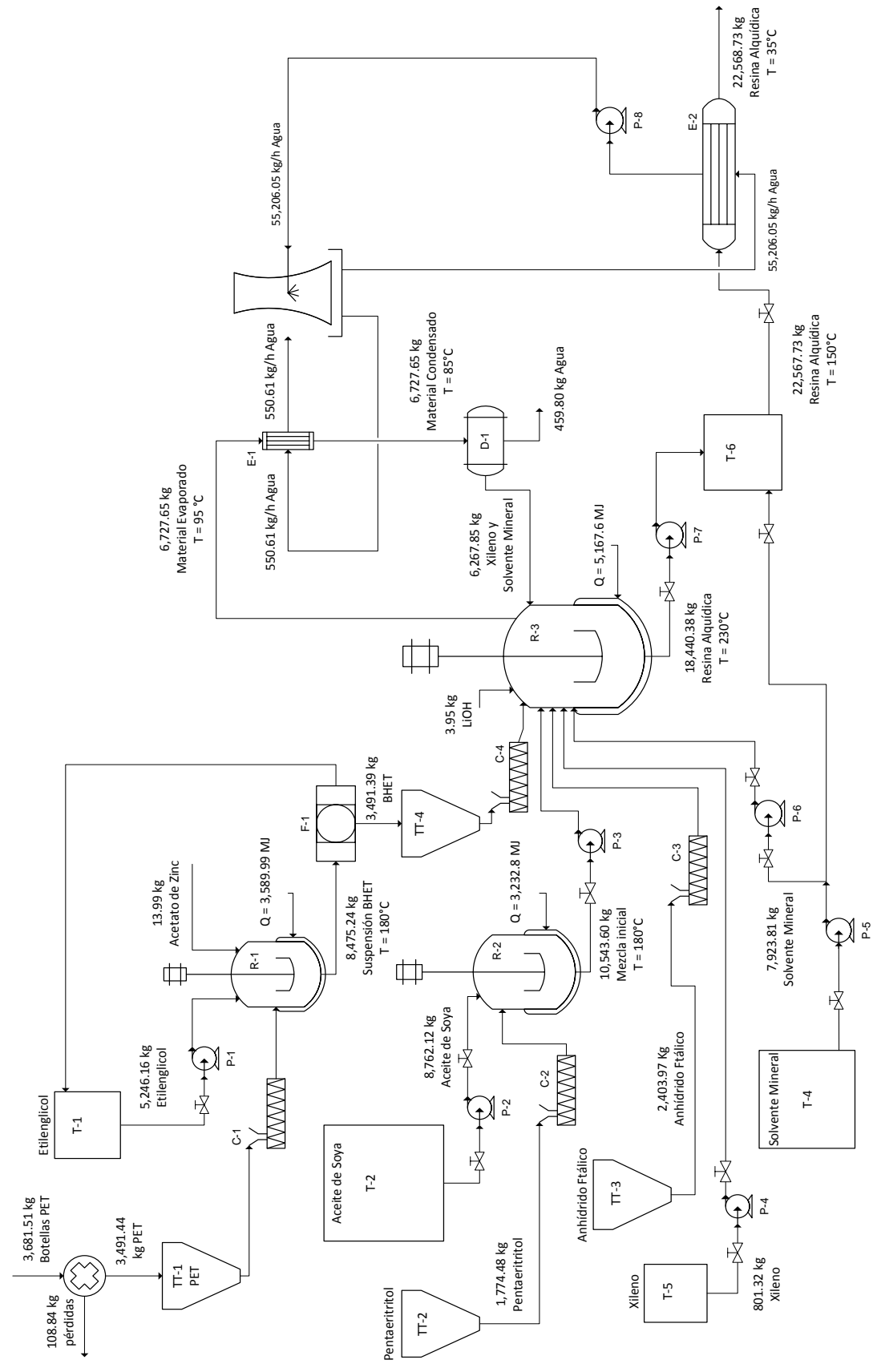
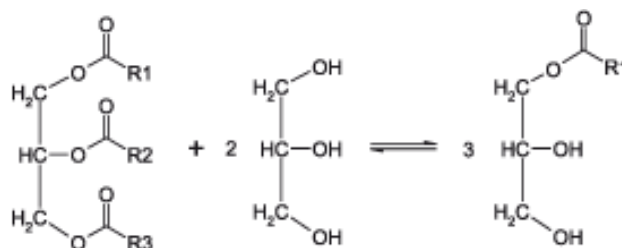


Tabla 7.8

**Identificación de los equipos representados en el diagrama de flujo de la línea de producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente**

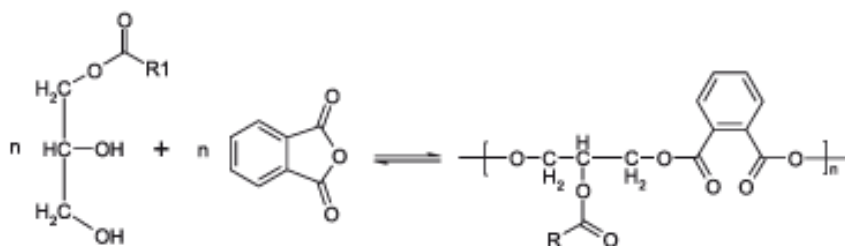
| <b>Símbolo</b> | <b>Descripción</b>                                |
|----------------|---|
| T-1            | Tanque de almacenamiento de etilenglicol          |
| T-2            | Tanque de almacenamiento de aceite de soya        |
| T-3            | Tanque de almacenamiento de xileno                |
| T-4            | Tanque de almacenamiento de solvente mineral      |
| T-5            | Tanque de dilución de resina alquídica            |
| M-1            | Molino de martillos                               |
| F-1            | Filtro prensa para separación de suspensión BHET  |
| TT-1           | Tolva de alimentación para PET triturado          |
| TT-2           | Tolva de alimentación para pentaeritritol         |
| TT-3           | Tolva de alimentación para anhídrido ftálico      |
| TT-4           | Tolva de alimentación para BHET                   |
| C-1            | Tornillo de alimentación para PET triturado       |
| C-2            | Tornillo de alimentación para pentaeritritol      |
| C-3            | Tornillo de alimentación para anhídrido ftálico   |
| C-4            | Tornillo de alimentación para BHET                |
| R-1            | Reactor de despolimerización de PET               |
| R-2            | Reactor de alcoholisis                            |
| R-3            | Reactor de esterificación                         |
| E-1            | Condensador vertical                              |
| E-2            | Intercambiador de calor                           |
| D-1            | Decantador  |
| P-1            | Bomba centrífuga para etilenglicol                |
| P-2            | Bomba centrífuga para aceite de soya              |
| P-3            | Bomba centrífuga para mezcla inicial              |
| P-4            | Bomba centrífuga para xileno                      |
| P-5            | Bomba centrífuga para solvente mineral a T-5      |
| P-6            | Bomba centrífuga para solvente mineral al reactor |
| P-7            | Bomba centrífuga para la resina alquídica         |
| P-8            | Bomba centrífuga para el agua de enfriamiento     |





Además de los monoglicéridos, se cuenta con impurezas provenientes de la materia prima y del material que no reaccionó, por lo que el producto final se mencionará en adelante como mezcla inicial.

**e. Reacción para obtener una resina alquídica.** La mezcla inicial que se obtuvo en la etapa de alcoholólisis y el BHET proveniente de la etapa de filtración es agregada a un reactor con agitamiento y chaqueta de calentamiento en conjunto con anhídrido ftálico, hidróxido de litio, xileno y solvente mineral. El tiempo de reacción es de 12 horas a una temperatura máxima de 230 °C, la cual es alcanzada en la primera hora de reacción. El producto de esta reacción exotérmica es una resina alquídica cuya reacción es la siguiente.



Solamente que además del anhídrido ftálico se encuentra BHET para reaccionar con los monoglicéridos. Para lograr un avance de la reacción es necesario extraer el agua que es producida en la reacción, para lograr esto es necesario emplear xileno como agente extractor debido a que forma un azeótropo con el agua a una menor temperatura que la de la ebullición de la misma, facilitando así la extracción de este sub producto y disminuyendo el tiempo de reacción.

**f. Condensación del material evaporado.** Como se mencionó en la etapa anterior, se emplea xileno para extraer el agua de esterificación, pero este azeótropo xileno-agua en conjunto con el solvente mineral es posteriormente condensado para separar el azeótropo. Por lo tanto, es utilizado para este fin, un condensador vertical de concha y tubos.

**g. Separación del material condensado.** Una vez es obtenido el material orgánico y el agua, éstos son separados para sacar el agua del proceso y recircular el xileno hacia el mismo reactor para que siempre esté extrayendo el agua que se genere. Se utilizará para este efecto un tanque horizontal.

**h. Dilución de la resina alquídica.** Para obtener las propiedades finales de porcentaje de sólidos y viscosidad de la resina alquídica se empleará solvente mineral para la dilución de la misma en un tanque con agitación.

### **C. Balance de masa del proceso de la línea de producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente**

La Figura 7.2 es un diagrama del balance de masa de la línea de producción en donde se pueden identificar las corrientes de entrada y salida para cada una de las etapas involucradas. En la Tabla 7.9 están listadas dichas corrientes, las cuales están identificadas por una letra del abecedario, el compuesto al que corresponde y su magnitud.

Figura 7.2 Diagrama del balance de masa en la línea de producción de resina alquílica a partir de PET reciclado químicamente

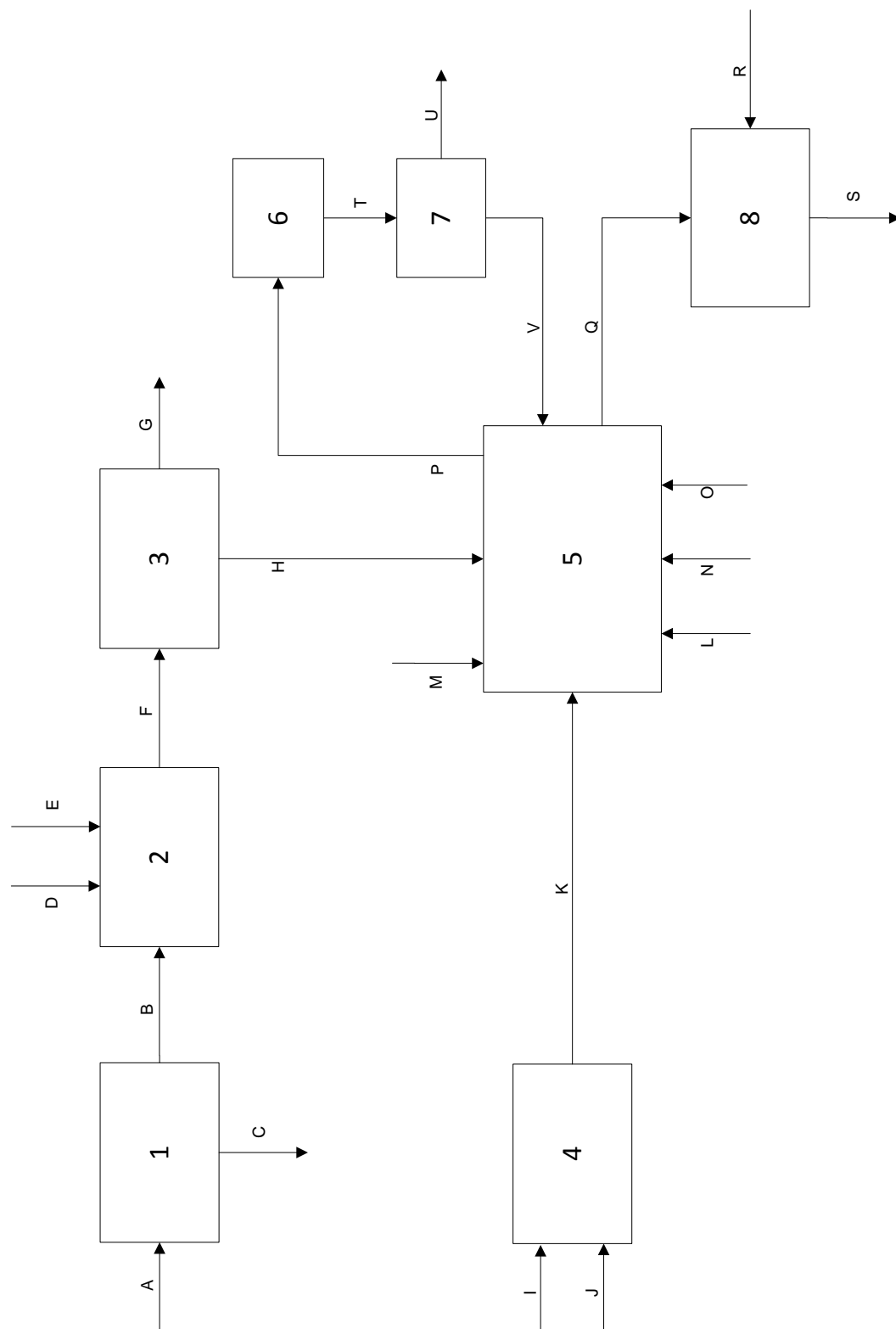


Tabla 7.9

**Identificación de las corrientes presentes en el diagrama del balance de masa para la línea de producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente**

| <b>Letra</b> | <b>Nombre</b>             | <b>Masa (kg)</b> |
|--------------|---------------------------|------------------|
| A            | Botellas PET              | 3,681.51         |
| B            | PET                       | 3,491.44         |
| C            | Pérdidas                  | 184.08           |
| D            | Etilenglicol              | 5,246.16         |
| E            | Acetato de Zinc           | 13.99            |
| F            | Suspensión BHET           | 8,475.24         |
| G            | BHET                      | 3,491.39         |
| H            | Etilenglicol              | 4,983.85         |
| I            | Aceite de soya            | 8,762.12         |
| J            | Pentaeritritol            | 1,774.48         |
| K            | Mezcla inicial            | 10,543.60        |
| L            | Anhídrido Ftálico         | 2,403.97         |
| M            | Xileno                    | 801.32           |
| N            | Solvente mineral          | 7,923.81         |
| O            | Hidróxido de Litio        | 3.95             |
| P            | Material evaporado        | 6,727.65         |
| Q            | Resina Alquídica          | 18,440.38        |
| R            | Solvente mineral          | 4,127.64         |
| S            | Resina Alquídica          | 22,567.73        |
| T            | Material condensado       | 6,727.65         |
| U            | Agua                      | 459.8            |
| V            | Xileno y solvente mineral | 6,267.85         |

#### D. Balance de Energía del proceso de la línea de producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente

**Tabla 7.10**  
Calor requerido o retirado para cada etapa del proceso

| Etapa  | Calor (kJ)    |
|--|---------------|
| Alcoholólisis  | 3,232,760.69  |
| Reacción de despolimerización para obtención de BHET       | 3,589,988.86  |
| Reacción de policondensación para obtener Resina Alquídica | 5,167,635.39  |
| Condensación del material evaporado                        | -34,523.13    |
| Enfriamiento de la Resina Alquídica                        | -3,147,919.18 |

#### E. Diseño y dimensionamiento del equipo necesario para la línea de producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente

A continuación se indican las dimensiones y parámetros de diseño para cada uno de los equipos implicados en las etapas de proceso de la línea de producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente.

**Tabla 7.11**  
Tanque para el almacenamiento de etilenglicol

|                                     |                     |
|-------------------------------------|---------------------|
| Código                              | T-1                 |
| Tiempo aproximado de abastecimiento | 1 Semana            |
| Factor de seguridad                 | 1.25                |
| Volumen del tanque                  | 6.55 m <sup>3</sup> |
| Altura del tanque                   | 2.03 m              |
| Diámetro del tanque                 | 2.03 m              |
| Material de construcción            | Acero inoxidable    |

**Tabla 7.12**  
**Molino de martillos para la trituración de botellas PET**

|                             |   |
|-----------------------------|---|
| Código                      | M-1                                       |
| Modelo                      | R-12                                      |
| Carga total                 | 3,681.51 kg (8,116.35 lb)                 |
| Capacidad másica del molino | 1,361 kg/h (3,000 lb/h)                   |
| Flujo másico de operación   | 1,104.45 kg (2,434.90 lb/h)               |
| Potencia del motor          | 11.19 kW (15 hp)                          |
| Velocidad del rotor         | 7,200 RPM                                 |
| Diámetro del rotor          | 0.3048 m (12 in)                          |
| Perforación de la rejilla   | 2 mm <sup>2</sup> (0.08 in <sup>2</sup> ) |
| Tiempo total de operación   | 3.33 h                                    |
| Material de construcción    | Acero al carbono                          |

**Tabla 7.13**  
**Tolva de alimentación para PET triturado**

|                                |                  |
|--------------------------------|------------------|
| Código                         | TT-1             |
| Ángulo de reposo               | 50°              |
| Diámetro de entrada a la tolva | 3.19 m           |
| Altura de la tolva             | 2.22 m           |
| Diámetro de salida de la tolva | 0.254 m          |
| Material de construcción       | Acero al carbono |

**Tabla 7.14**  
**Tornillo de alimentación para PET triturado**

| Código                                | C-1                     |
|---------------------------------------|-------------------------|
| Diámetro nominal                      | 0.089 m (3 1/2 in)      |
| Carga total                           | 3,497.44 kg             |
| Porcentaje ocupado por el sólido      | 45%                     |
| Tiempo de dosificación                | 0.5 h                   |
| Capacidad volumétrica del alimentador | 28.3 m <sup>3</sup> /h  |
| Flujo volumétrico a dosificar         | 27.24 m <sup>3</sup> /h |
| Diámetro de paletas                   | 0.36 m (14 in)          |
| Diámetro de ejes                      | 0.076 m (3 in)          |
| Largo del tornillo                    | 2.3 m (7.54 ft)         |
| Velocidad de rotación                 | 45 RPM                  |
| Diámetro de sección de alimentación   | 0.30 m (12 in)          |
| Potencia del motor                    | 1.12 kW (1.50 hp)       |
| Material de construcción              | Acero al carbono        |

**Tabla 7.15**  
**Reactor para la reacción de despolimerización de PET**

| Código                            | R-1                 |
|-----------------------------------|---------------------|
| Tiempo de reacción                | 6 horas             |
| Volumen de diseño                 | 9.32 m <sup>3</sup> |
| Altura del cilindro               | 2.14 m              |
| Altura de cada elipse             | 0.51 m              |
| Altura total del reactor          | 3.16 m              |
| Diámetro interior del reactor     | 2.05 m              |
| Flujo de calor máximo             | 2,589,988.86 kJ/h   |
| Área total de calentamiento       | 5.45 m <sup>2</sup> |
| Diámetro del agitador             | 0.68 m              |
| Ancho de las aspas del agitador   | 0.17 m              |
| Altura de las aspas del agitador  | 0.14 m              |
| Ancho de las placas deflectoras   | 0.17 m              |
| Velocidad del agitador            | 75 RPM              |
| Número de Reynolds                | 5,775.24            |
| Potencia requerida en el agitador | 0.75 kW (1 hp)      |
| Material de construcción          | Acero inoxidable    |

**Tabla 7.16**  
**Tanque para el almacenamiento de aceite de soya**

|                                     |                      |
|-------------------------------------|----------------------|
| Código                              | T-2                  |
| Tiempo aproximado de abastecimiento | 1 Semana             |
| Factor de seguridad                 | 1.25                 |
| Volumen del tanque                  | 34.74 m <sup>3</sup> |
| Altura del tanque                   | 3.57 m               |
| Diámetro del tanque                 | 3.57 m               |
| Material de construcción            | Acero al carbono     |

**Tabla 7.17**  
**Tolva de alimentación para pentaeritritol**

|                                |                  |
|--------------------------------|------------------|
| Código                         | TT-2             |
| Ángulo de reposo               | 50°              |
| Diámetro de entrada a la tolva | 3.19 m           |
| Altura de la tolva             | 2.22 m           |
| Diámetro de salida de la tolva | 0.254 m          |
| Material de construcción       | Acero al carbono |

**Tabla 7.18**  
**Tornillo de alimentación para pentaeritritol**

|                                       |                        |
|---------------------------------------|------------------------|
| Código                                | C-2                    |
| Diámetro nominal                      | 0.063 m (2 1/2 in)     |
| Tamaño de la carga                    | 1,774.48 kg            |
| Porcentaje ocupado por el sólido      | 45%                    |
| Tiempo de dosificación                | 0.5 h                  |
| Capacidad volumétrica del alimentador | 5.70 m <sup>3</sup> /h |
| Diámetro de paletas                   | 0.23 m (9 in)          |
| Diámetro de ejes                      | 0.051 m (2 in)         |
| Largo del tornillo                    | 2.3 m (7.54 ft)        |
| Velocidad de rotación                 | 40 RPM                 |
| Diámetro de sección de alimentación   | 0.15 m (6 in)          |
| Potencia del motor                    | 0.19 kW (0.25 hp)      |
| Material de construcción              | Acero al carbono       |

**Tabla 7.19**  
**Reactor de alcoholisis**

|  |                      |
|--|----------------------|
| Código                                 | R-2                  |
| Tiempo de reacción                     | 3 horas              |
| Volumen de diseño                      | 14.87 m <sup>3</sup> |
| Altura del líquido                     | 2.6 m                |
| Altura del cilindro                    | 2.50 m               |
| Altura de cada elipse                  | 0.60 m               |
| Altura total del reactor               | 3.70 m               |
| Diámetro interior del reactor          | 2.40 m               |
| Flujo de calor máximo                  | 3,232,760.691 kJ/h   |
| Área total de calentamiento            | 5.10 m <sup>2</sup>  |
| Diámetro del agitador                  | 0.80 m               |
| Ancho de las aspas del agitador        | 0.20 m               |
| Altura de las aspas del agitador       | 0.16 m               |
| Distancia entre el fondo y el agitador | 0.80 m               |
| Ancho de las placas deflectoras        | 0.20 m               |
| Velocidad del agitador                 | 45 RPM               |
| Número de Reynolds                     | 3602.68              |
| Potencia requerida en el agitador      | 1.12 kW (1.5 hp)     |
| Material de construcción               | Acero inoxidable     |

**Tabla 7.20**  
**Tanque para el almacenamiento de xileno**

|                                     |                     |
|-------------------------------------|---------------------|
| Código                              | T-3                 |
| Tiempo aproximado de abastecimiento | 5 días              |
| Factor de seguridad                 | 1.25                |
| Volumen del tanque                  | 1.63 m <sup>3</sup> |
| Altura del tanque                   | 1.28 m              |
| Diámetro del tanque                 | 1.28 m              |
| Material de construcción            | Acero inoxidable    |

**Tabla 7.21**  
**Tolva de alimentación para anhídrido ftálico**

|                                |                  |
|--------------------------------|------------------|
| Código                         | TT-3             |
| Ángulo de reposo               | 50°              |
| Diámetro de entrada a la tolva | 3.18 m           |
| Altura de la tolva             | 2.21 m           |
| Diámetro de salida de la tolva | 0.23 m           |
| Material de construcción       | Acero al carbono |

**Tabla 7.22**  
**Tornillo de alimentación para anhídrido ftálico**

|                                       |                         |
|---------------------------------------|-------------------------|
| Código                                | C-3                     |
| Diámetro nominal                      | 0.063 m (2 1/2 in)      |
| Carga total                           | 2,404.97 kg             |
| Porcentaje ocupado por el sólido      | 45%                     |
| Tiempo de dosificación                | 0.5 h                   |
| Capacidad volumétrica del alimentador | 11.30 m <sup>3</sup> /h |
| Flujo volumétrico a dosificar         | 10.00 m <sup>3</sup> /h |
| Diámetro de paletas                   | 0.25 m (10 in)          |
| Diámetro de ejes                      | 0.051 m (2 in)          |
| Largo del tornillo                    | 2.3 m (7.54 ft)         |
| Velocidad de rotación                 | 55 RPM                  |
| Diámetro de sección de alimentación   | 0.23 m (9 in)           |
| Potencia del motor                    | 0.37 kW (0.5 hp)        |
| Material de construcción              | Acero al carbono        |

**Tabla 7.23**  
**Tolva de alimentación para BHET**

|                                |                  |
|--------------------------------|------------------|
| Código                         | TT-4             |
| Ángulo de reposo               | 50°              |
| Diámetro de entrada a la tolva | 3.39 m           |
| Altura de la tolva             | 2.37 m           |
| Diámetro de salida de la tolva | 0.254 m          |
| Material de construcción       | Acero al carbono |

**Tabla 7.24**  
**Tornillo de alimentación para BHET**

|                                       |                         |
|---------------------------------------|-------------------------|
| Código                                | C-4                     |
| Diámetro nominal                      | 0.063 m (2 1/2 in)      |
| Tamaño de la carga                    | 3,491.39 kg             |
| Porcentaje ocupado por el sólido      | 45%                     |
| Tiempo de dosificación                | 0.5 h                   |
| Capacidad volumétrica del alimentador | 17.0 m <sup>3</sup> /h  |
| Flujo volumétrico a dosificar         | 12.14 m <sup>3</sup> /h |
| Diámetro de paletas                   | 0.30 m (12 in)          |
| Diámetro de ejes                      | 0.051 m (2 in)          |
| Largo del tornillo                    | 2.3 m (7.54 ft)         |
| Velocidad de rotación                 | 45 RPM                  |
| Diámetro de sección de alimentación   | 0.25 m (10 in)          |
| Potencia del motor                    | 0.56 kW (0.75 hp)       |
| Material de construcción              | Acero al carbono        |

**Tabla 7.25**  
**Tanque para el almacenamiento de solvente mineral**

|                                     |                      |
|-------------------------------------|----------------------|
| Código                              | T-4                  |
| Tiempo aproximado de abastecimiento | 1 Semana             |
| Factor de seguridad                 | 1.25                 |
| Volumen del tanque                  | 37.74 m <sup>3</sup> |
| Altura del tanque                   | 3.64 m               |
| Diámetro del tanque                 | 3.64 m               |
| Material de construcción            | Acero al carbono     |

**Tabla 7.26**  
**Reactor de esterificación**

|  |                      |
|--|----------------------|
| Código                                 | R-3                  |
| Tiempo de reacción                     | 12 horas             |
| Volumen de diseño                      | 34.67 m <sup>3</sup> |
| Altura del líquido                     | 3.44 m               |
| Altura del cilindro                    | 3.31 m               |
| Altura de cada elipse                  | 0.79 m               |
| Altura total del reactor               | 4.90 m               |
| Diámetro interior del reactor          | 3.18 m               |
| Flujo de calor máximo                  | 5,167,635.39 kJ/h    |
| Área total de calentamiento            | 6.17 m <sup>2</sup>  |
| Diámetro del agitador                  | 1.06 m               |
| Ancho de las aspas del agitador        | 0.26 m               |
| Altura de las aspas del agitador       | 0.21 m               |
| Distancia entre el fondo y el agitador | 1.06 m               |
| Ancho de las placas deflectoras        | 0.26 m               |
| Velocidad del agitador                 | 90 RPM               |
| Número de Reynolds                     | 3,395.28             |
| Potencia requerida en el agitador      | 22.4 kW (30 hp)      |
| Material de construcción               | Acero inoxidable     |

**Tabla 7.27**  
**Condensador vertical del material evaporado**

| Código                                     | E-1                      |
|--|--------------------------|
| Flujo másico de reflujo máximo             | 2296.23 kg/h             |
| Flujo de calor máximo                      | 34,523.13 kJ/h           |
| Flujo másico del agua                      | 550.61 kg/h              |
| Flujo volumétrico de agua                  | 0.55 m <sup>3</sup> /h   |
| Temperatura de entrada del agua            | 25 °C                    |
| Temperatura de salida del agua             | 40 °C                    |
| Tamaño nominal del tubo exterior           | 0.0762 m (3 in)          |
| Número de cédula del tubo exterior         | 40                       |
| Diámetro exterior del tubo exterior        | 0.0889 m (3.5 in)        |
| Diámetro interior del tubo exterior        | 0.0779 m (3.068 in)      |
| Espesor de pared del tubo exterior         | 0.0055 m (0.216 in)      |
| Arreglo de los tubos                       | Triangular               |
| BWG  | 16                       |
| Número de tubos                            | 4                        |
| Largo de los tubos                         | 0.914 m (3 ft)           |
| Diámetro exterior de los tubos             | 0.0191 m (0.75 in)       |
| Diámetro interior de los tubos             | 0.0157 m (0.62 in)       |
| Espesor de los tubos                       | 0.0017 m (0.065 in)      |
| Área de diseño para el calentamiento       | 0.22 m <sup>2</sup>      |
| Número de cruces en la coraza              | 12                       |
| Número de deflectores                      | 11                       |
| Espaciado de los deflectores               | 0.0762 m (3 in)          |
| Distancia entre el centro de los tubos     | 0.0254 m (1 in)          |
| Claro entre los tubos                      | 0.0064 m (0.25 in)       |
| Flujo en los tubos                         | Agua                     |
| Flujo en la coraza                         | Vapores orgánicos y agua |
| Material de construcción del tubo interior | Cobre                    |
| Material de construcción del tubo exterior | Acero inoxidable         |

**Tabla 7.28**  
**Decantador del material condensado**

| Código   | D-1                    |
|--|------------------------|
| Caudal de entrada                                | 2.79 m <sup>3</sup> /h |
| Caudal de la fase de agua                        | 0.12 m <sup>3</sup> /h |
| Caudal de la fase de xileno y solvente mineral   | 2.67 m <sup>3</sup> /h |
| Volumen del decantador                           | 0.73 m <sup>3</sup>    |
| Diámetro interior del decantador                 | 0.77 m                 |
| Longitud del decantador                          | 1.55 m                 |
| Altura total de las fases (Z <sub>T</sub> )      | 0.70 m                 |
| Altura de la fase más densa (Z <sub>A1</sub> )   | 0.06 m                 |
| Altura de la fase menos densa (Z <sub>A2</sub> ) | 0.60 m                 |
| Tiempo de retención                              | 15 min                 |
| Material de construcción                         | Acero al carbono       |

**Tabla 7.29**  
**Tanque de dilución**

| Código                                 | T-5               |
|--|-------------------|
| Factor de seguridad                    | 1.25              |
| Volumen del tanque                     | 30 m <sup>3</sup> |
| Altura del tanque                      | 4.18 m            |
| Diámetro del tanque                    | 4.18 m            |
| Diámetro del agitador                  | 1.02 m            |
| Ancho de las aspas del agitador        | 0.25 m            |
| Altura de las aspas del agitador       | 0.20 m            |
| Distancia entre el fondo y el agitador | 1.02 m            |
| Ancho de las placas deflectoras        | 0.25 m            |
| Velocidad del agitador                 | 60 RPM            |
| Número de Reynolds                     | 2783.87           |
| Potencia requerida en el agitador      | 8.21 kW (11 hp)   |
| Material de construcción               | Acero al carbono  |

**Tabla 7.30**  
**Intercambiador de calor**

|  |                         |
|--|-------------------------|
| Código                                     | E-2                     |
| Flujo másico de Resina Alquídica           | 11,283.86 kg/h          |
| Flujo de calor máximo                      | 3,147,919.18 kJ/h       |
| Flujo másico de agua                       | 50,206.05 kg/h          |
| Flujo volumétrico de agua                  | 50.21 m <sup>3</sup> /h |
| Temperatura de entrada del agua            | 25 °C                   |
| Temperatura de salida del agua             | 40 °C                   |
| Diámetro interior del tubo exterior        | 0.54 m (21.25 in)       |
| Arreglo de los tubos                       | Triangular              |
| BWG  | 18                      |
| Número de tubos                            | 339                     |
| Largo de los tubos                         | 4.88 m (16 ft)          |
| Diámetro exterior de los tubos             | 0.0191 m (0.75 in)      |
| Diámetro interior de los tubos             | 0.0157 m (0.62 in)      |
| Espesor de los tubos                       | 0.0017 m (0.065 in)     |
| Área de diseño para el calentamiento       | 98.86 m <sup>2</sup>    |
| Número de cruces en la coraza              | 16                      |
| Número de deflectores                      | 15                      |
| Espaciado de los deflectores               | 0.3048 m (12 in)        |
| Distancia entre el centro de los tubos     | 0.0238 m (15/16 in)     |
| Claro entre los tubos                      | 0.0048 m (0.188 in)     |
| Flujo en los tubos                         | Agua                    |
| Flujo en la coraza                         | Resina Alquídica        |
| Material de construcción del tubo interior | Cobre                   |
| Material de construcción del tubo exterior | Acero inoxidable        |

**Tabla 7.31**  
**Estudio económico**

|                                |               |
|--------------------------------|---------------|
| Inversión Inicial              | Q6,026,538.19 |
| VAN                            | Q4,780,200.71 |
| TIR                            | 44%           |
| Tiempo de recuperación (años)  | 1.93          |
| Tiempo de recuperación (meses) | 23.16         |

## VIII DISCUSIÓN

Este trabajo de graduación se evaluó, a nivel de laboratorio, la factibilidad de la producción de resina alquídica a partir de Polietilen Tereftalato (PET) reciclado químicamente, proceso para el cual se diseñó una línea de producción. Además, se realizó un estudio de factibilidad económica, mediante diferenciación de costos, para evaluar la viabilidad del retorno de la inversión inicial y el tiempo de recuperación de la misma.

La resina alquídica es un componente muy importante en pinturas sintéticas y en este caso es producida a partir de anhídrido ftálico como ácido policarboxílico, pentaeritritol como alcohol polihídrico y aceite de soya como modificante. El proceso propuesto intenta disminuir la cantidad de anhídrido ftálico utilizado, empleando BHET como materia prima. Este compuesto es un sólido ceroso que se puede obtener por medio de la despolimerización de PET, utilizando el método de glicolisis. Por lo tanto, una de las principales ventajas que presenta el método planteado es la reducción de costos en materia prima debido a que el PET se puede obtener a partir de botellas de plástico desechadas, las cuales tienen un valor por kilogramo muy inferior al del anhídrido ftálico. Una segunda ventaja consiste en la proyección de una imagen de responsabilidad ambiental para la empresa.

Los resultados que se obtuvieron para la evaluación del método se presentan en las Graficas 7.1 y 7.2 (página No. 24 y No. 25, respectivamente). A partir de éstos se puede afirmar que es posible aplicar el método propuesto y generar un escalamiento a una línea de producción, esto debido a que se cumplieron los dos factores más importantes a considerar en la producción de la resina alquídica, a saber, la disminución del número ácido y el aumento en la viscosidad. En la reacción de esterificación se puede observar que el número ácido desciende rápidamente en las primeras horas de la reacción, disminuyendo luego de manera más lenta en las subsiguientes horas hasta el final del proceso. El fenómeno contrario se observa con respecto a la viscosidad. El aumento en viscosidad por parte de la resina en formación se efectúa de manera lenta al inicio de la esterificación, acelerándose en las últimas horas del proceso.

Este suceso puede ser explicado por la probabilidad que tienen dos puntos reactivos de entrar en contacto, donde se deriva que el inicio de la reacción de esterificación presenta una mayor velocidad y posteriormente suceda con más lentitud, según va disminuyendo la probabilidad de contacto, por ser cada vez menor el número de moléculas sin reaccionar. Al mismo tiempo, la complejidad de las moléculas aumenta al pasar de cadenas lineales de polímeros a entrecruzamientos de los mismos, reflejándose ello en un aumento de viscosidad lento al inicio, y brusco al final.

El éxito que se tuvo en la reacción anteriormente mencionada se debió a la correcta síntesis del BHET, como se puede observar en la Tabla 7.1 (página No. 21) su punto de fusión promedio fue de  $112 \pm 3.16$  °C, valor muy similar al que se indica en la teoría, el cual es de 110 °C. Esto permite suplir los ácidos carboxílicos que proporcionaba anteriormente el anhídrido ftálico en la reacción de esterificación.

Sin embargo, el número ácido típico de una resina alquídica varía entre 5 y 15. En la Tabla 7.7 (página No. 23) se puede observar que el valor del número ácido al final del tiempo de reacción fue mayor al rango apropiado, a saber, 46.4. Esto se debió a cuatro factores; el más importante de ellos es que por razones de costos no se utilizó hidróxido de litio como catalizador en la reacción de esterificación, a que se tuvo una gran cantidad de impurezas provenientes de la síntesis del BHET, que la velocidad de agitación no fue la adecuada y a residuos de etilenglicol mantenidos en la resina. El primero de ellos no permitió tener una apropiada velocidad de reacción, no completándose ésta al cabo de las 12 horas de proceso. El segundo factor agregó etilenglicol y residuos de PET sin reaccionar al balón, los cuales no fueron separados del BHET al momento de la filtración al vacío, impidiendo tener el número de contactos suficientes entre los materiales reaccionantes. El tercer factor provocó que ciertos reactivos sólidos se depositaran en las paredes del balón y se carbonizaran, no permitiendo así, mantener los sólidos en suspensión hasta que se fundieran en la mezcla reaccionante. Por último, el etilenglicol que no se logró separar del BHET detuvo tempranamente la reacción de esterificación al reaccionar con los monoglicéridos e impedir que sigan reaccionando con los ácidos carboxílicos.

La reacción de esterificación fue llevada a cabo por el método azeotrópico ya que provee un medio más adecuado para obtener una resina con viscosidad más baja y un color más claro que utilizando un proceso por fusión con gas inerte como medio de

extracción. El método utilizado hace uso de un solvente, en este caso xileno, para extraer el agua de esterificación y favorecer el avance de la reacción. Además, los vapores del solvente forman un medio adecuado para prevenir el contacto de la mezcla con el aire, tendiendo así, rendimientos más elevados, estructuras poliméricas más uniformes, procesamiento más rápido, costos más bajos y una mayor limpieza en el equipo de proceso. Al mismo tiempo mantiene al anhídrido ftálico en solución, mientras que en el cocinado por fusión, este reactivo cubre la parte superior de la mezcla y el sistema de condensación, ya que sublima a la temperatura de esterificación.

De acuerdo a los resultados que se obtuvieron en la fase de experimentación se propone una línea de producción tipo batch de resina alquídica modificada a partir de PET reciclado químicamente.

Es necesario resaltar que la línea de producción propuesta está basada en un escalamiento de los resultados a nivel de laboratorio y de cierta información aportada por la empresa de fabricación de pinturas con la cual se trabajó. Sin embargo, esto no es lo más adecuado para poner en marcha un proceso a nivel industrial, ya que hay que pasar por ciertos niveles antes de llegar a la línea de producción como tal. Esto es debido a que muchos aspectos y posibles problemas no fueron tomados en cuenta en la fase de experimentación, y que probablemente si se revisarían en una planta piloto.

Por lo tanto, se recomienda que antes de llevar a cabo el proceso a nivel industrial se realice un escalamiento desde la fase experimental a un aumento de diez veces el tamaño del equipo utilizado en el laboratorio y posteriormente pasar a la construcción de una planta piloto. Todo esto con el objetivo de recopilar información adecuada que solucione los posibles problemas que se presenten en la puesta en marcha de la línea de producción, logrando así, mejores rendimientos y reducción de costos por no tener que parar la producción por problemas técnicos.

En términos generales, el proceso se puede dividir en ocho etapas. La primera etapa consiste en la trituración de botellas PET por medio de un molino de martillos para disminuir el tamaño de partícula con el objetivo de aumentar el área superficial y mejorar la eficiencia de reacción. La segunda es la reacción de despolimerización del PET que ha sido triturado y agregado a un reactor en combinación con etilenglicol y acetato de zinc como catalizador. Es importante controlar las condiciones de reacción, tales

como el tiempo de la misma, la temperatura y la agitación. El producto que se obtiene de esta reacción es una suspensión de BHET. La siguiente etapa consiste en la separación física del BHET y el etilenglicol que ayudó a la reacción. La cuarta etapa consiste en la mezcla de aceite de soya y pentaeritritol en un tanque agitado con chaqueta de calentamiento durante un periodo de tres horas para obtener monoglicéridos mediante una reacción de alcoholisis. En la quinta etapa es llevada a cabo la reacción de esterificación entre el anhídrido ftálico, el BHET y los monoglicéridos para obtener la resina alquídica; en esta etapa también se debe tener un estricto control de la temperatura, agitación y del tiempo de reacción, la cual es ayudada por xileno y solvente mineral como los extractores del agua de esterificación. Asimismo, es necesaria la utilización de un condensador de concha y tubos para condensar el material evaporado y separar los vapores orgánicos del agua, este proceso es llevado a cabo en la sexta etapa. En la séptima etapa se recircula el material orgánico y se elimina el agua por medio de un decantador horizontal. La resina alquídica proveniente de la quinta etapa es llevada a un tanque de dilución en donde se agrega solvente mineral para otorgarle las propiedades finales de viscosidad y porcentaje de sólidos; esta es la octava y última etapa.

Para tener una mejor idea de estas etapas se puede observar el balance de masa de la Figura 7.2 (página No. 31) en donde además de mostrar estas etapas se pueden analizar las corrientes de entrada y salida de las mismas. Para más detalle de estas corrientes se puede acudir a la Tabla 7.9 (página No. 32) en donde están listadas por orden alfabético y cuentan con su descripción y respectiva magnitud. Además, la Tabla 7.10 (página No. 33) presenta los flujos de calor para cada una de las etapas del proceso que requieran agregar o extraer el mismo. Si se quiere observar a detalle la línea de producción, ésta se muestra en el diagrama de flujo de la Figura 7.1 (página No. 26) en donde están todos los equipos necesarios para llevar a cabo el proceso, así como la cantidad de materia que entra y sale por cada uno de ellos. El diseño de estos equipos se discutirá más adelante.

El dimensionamiento del equipo se basó, tanto en la fase experimental como en la formulación y cantidades de reactivos con las que trabaja actualmente la empresa de pinturas con que se trabajó. Para el proceso de despolimerización de PET, con el cual no cuenta la empresa en cuestión, éste fue basado en la experimentación y posterior

escalamiento. Se logró así, a pesar del cambio de proceso, mantener la producción actual del producto, es decir, el mismo volumen de producción de la resina alquídica.

Para la realización del proceso son necesarios seis tanques verticales, cinco son sólo de almacenamiento y uno es para una etapa como tal en el proceso. Los tanques de almacenamiento fueron concebidos para proporcionar suficiente reactivo para la semana de producción, es decir, tres días a la semana. Se utilizó un factor de seguridad de 1.25 (25% más del volumen necesario). Por otra parte, el tanque de dilución es utilizado para mezclar el solvente mineral en la resina alquídica proveniente del reactor, por lo cual no requiere tomar en cuenta el tiempo de almacenamiento. Todos los tanques están hechos de acero al carbono y están cerrados para evitar la evaporación del reactivo.

A lo largo del proceso se hace uso de tres reactores de distintos tamaños y capacidades pero todos están contruidos por dos cabezas elipsoidales, una superior y la otra inferior. El material a reaccionar dentro de los reactores ocupa un 75% del volumen total de estos debido a seguridad y a especificaciones técnicas del eje de la turbina. Los reactores deben de tener una buena agitación para tener una mezcla adecuada de los reactantes y evitar que haya sedimentación de sólidos y éstos se carbonicen. En los tres reactores, así como en el tanque de dilución del solvente mineral es utilizada una turbina de seis aspas rectas con las proporciones de una turbina estándar. Tal y como se puede observar en la Tabla 7.15, 7.19, 7.26 y 7.29 (página No. 35, No. 37, No. 40 y No. 42, respectivamente) se utilizará un motor de 1 hp para el reactor de despolimerización, uno de 1.5 hp para el reactor de alcoholisis y para el de esterificación se utilizará uno de 30 hp; para el tanque de dilución se instalará uno de 11 hp.

Se recurrirá a alimentadores de tornillo para dosificar el material sólido (PET triturado, BHET, pentaeritritol y anhídrido ftálico) a los distintos reactores, la razón de su uso es para mantener una alimentación controlada y un sello entre la atmósfera inerte dentro del reactor y el exterior. El tiempo de dosificación es de media hora y la velocidad de rotación, así como el diámetro del tornillo difiere para cada uno de los alimentadores. El largo de todos los tornillos es el mismo, a saber, 2.3 metros. Para ingresar el material sólidos a los tornillos de dosificación se hará uso de tolvas de dosificación con forma cónica y tomando en cuenta el ángulo de reposo de los respectivos sólidos para evitar acumulación de los mismos en las paredes de las tolvas.

La sección del proceso donde es llevada a cabo la síntesis del BHET cuenta, aparte del reactor para la despolimerización de PET y el tornillo de alimentación con su respectiva tolva, con un molino de martillos para la trituración de las botellas de plástico desechadas y un filtro prensa para la separación de la suspensión de BHET que recuperará el sólido deseado. El molino de martillos es un desintegrador Rietz, modelo R-12, y está dimensionado según el flujo másico de operación a ser molido; el tiempo total de operación es de 3.33 horas. Tal y como se puede ver en la Tabla 7.12 (página No. 34), la potencia del motor es de 15 hp, el diámetro del rotor es de 12 pulgadas y la velocidad de rotación del mismo es de 7,200 RPM.

En la línea de producción son utilizados dos intercambiadores de calor de concha y tubos, solamente que uno es utilizado como condensador vertical en el reactor de esterificación y el segundo es utilizado para enfriar la resina alquídica diluida al final del proceso de producción. En el primer intercambiador es necesario condensar el material evaporado para separar el azeótropo xileno-agua y enfriar de más para asegurarse que la separación haya sido completada. Es utilizado entonces, un arreglo triangular en los tubos de cobre por donde es ingresada el agua de enfriamiento y por la coraza fluye el vapor orgánico junto con el agua de esterificación. Teniendo el área que es requerida para la condensación ( $0.22 \text{ m}^2$ ), el largo de los tubos y el diámetro de los mismos, se determinó que la cantidad de ellos que son requeridos es de cuatro. El área de contacto dependía de la cantidad máxima de material a condensar, la cual fue determinada a nivel experimental, se tuvo que al cabo de una hora de reacción se había condensado aproximadamente el 25% del agua de esterificación, así como el mismo porcentaje para el xileno y el solvente mineral. Para ver más detalles del condensador vertical se puede recurrir a la Tabla 7.27 (página No. 41).

El segundo intercambiador de calor, como se mencionó anteriormente, fue diseñado para enfriar la resina alquídica diluida desde los  $150 \text{ }^\circ\text{C}$  hasta los  $35 \text{ }^\circ\text{C}$  en un proceso a contracorriente con dos pasos en los tubos y uno en la coraza; al igual que en el condensador vertical, el número de tubos para el intercambiador fue calculado con el flujo por hora máximo de resina a enfriar, resultando así en 339 tubos de cobre. Teniendo esta cantidad de tubos se definió que el diámetro interior de la coraza tenía que ser de 21.25 in para poder contenerlos en su totalidad.

El tanque decantador fue diseñado en posición horizontal y cuenta con un volumen de  $0.73 \text{ m}^3$  para un tiempo de retención de 15 minutos tal y como se puede ver en la Tabla 7.28 (página No. 42). El agua es extraída en la parte inferior del decantador debido a su mayor densidad y a esta fase tiene una altura de 6 cm desde el fondo del tanque, mientras que la fase orgánica es extraída a una altura de 60 cm desde el fondo del mismo. Esta fase es recirculada al reactor con el objetivo de no tener que agregar más xileno y solvente a medida que la reacción avanza y de esta manera, reducir costos en materia prima.

En lo que concierne al estudio económico es necesario mencionar que la empresa ya cuenta con una línea de producción de resina alquídica, de lo que carece es del equipo necesario para producirla a partir de botellas de plástico recicladas químicamente. Es por ello que a pesar de que se diseñó toda la línea de producción, solamente se hará el análisis económico para la sección no existente. Debido a esto se utilizará un método conocido como diferenciación de costos, donde se tomarán en cuenta sólo los cambios entre la línea actual y la propuesta, ya sea en la inversión inicial del equipo que será utilizado, así como en el ahorro en los costos fijos y variables.

Como se mencionaba anteriormente, con la línea de producción propuesta se cuenta con un gran ahorro en la compra de anhídrido ftálico, aunque este ahorro es disminuido por el hecho de tener que suplir esta cantidad del reactivo por botellas de plástico desechadas junto con los reactivos necesarios para su conversión en BHET, a saber, etilenglicol y acetato de zinc. Además, será necesario contratar a tres nuevos operarios ya que se requerirá de mayor personal.

Por último, como se puede observar en la Tabla 7.31 (página No. 43), la tasa interna de retorno de la inversión es del 44% y el tiempo de recuperación de la misma es de 1.93 años, lo cual representa un excelente valor que hace ser muy atractivo al proyecto. Además, como se puede ver en la Tabla F.10 (página No. 174), los beneficios que serán aportados a la empresa durante los siguientes años representan un incentivo muy grande y hacen de este trabajo una base de gran ayuda para un posterior trabajo de mayor amplitud que proporcione más información y detalles para la puesta en marcha de la sección propuesta.

## IX. CONCLUSIONES

1. Se logró obtener resina alquílica a partir de polietilen tereftalato reciclado químicamente a nivel experimental.
2. La síntesis de BHET fue llevada a cabo correctamente, siendo esto comprobado mediante el punto de fusión del mismo.
3. El rendimiento de la reacción de esterificación aumenta con el tiempo de reacción, por lo que se recomienda para esta etapa un tiempo mayor a las doce horas utilizadas.
4. El diseño de la línea de producción propuesta es solamente una aproximación basada en el escalamiento de los resultados experimentales a nivel laboratorio.
5. Se utilizará un molino de martillos tipo pulverizador Rietz para la trituración de las botellas de plástico desechadas.
6. Todos los reactores que serán utilizados cuentan con cabezas elipsoidales, tornillos de alimentación para reactivos sólidos y el material de construcción será de acero inoxidable.
7. La Tasa Interna de Retorno de la Inversión (TIR) es del 44%, el tiempo de recuperación de la misma es de 23 meses y 5 días y el VAN a cinco años para el proyecto es de Q 4,780,200.71, pudiéndose afirmar que el proyecto es económicamente factible.

## X. RECOMENDACIONES

1. Utilizar acetato de zinc en estado sólido como catalizador en la fase experimental para la síntesis de BHET, ya que esto disminuirá el tiempo de reacción y aumentará el rendimiento de la misma.
2. Emplear hidróxido de litio como catalizador en estado sólido en la fase experimental para la síntesis de resina alquídica, ya que esto disminuirá el tiempo de reacción y aumentará el rendimiento de la misma.
3. Experimentar con dióxido de carbono como gas inerte a una concentración de 10 ppm en la reacción de esterificación para obtener un menor valor del número ácido, así como un color más claro en la resina final.
4. Experimentar con una disminución de un 10, 20 y 30% en la cantidad de BHET empleada en la síntesis de resina alquídica para disminuir los valores de número ácido
5. Experimentar con una proporción del 70% de pentaeritritol y 30% de aceite de soya en la reacción de alcoholisis para aumentar la concentración de monoglicéridos.
6. Efectuar las pruebas de tiempo de curado, porcentaje de sólidos totales a la resina final para determinar si posee las propiedades deseadas.
7. Realizar un estudio cinético químico de las reacciones involucradas en el proceso para poder llevar a cabo un mejor diseño de los reactores a utilizar.
8. Investigar la implementación de una etapa de enfriamiento de la suspensión de BHET para mejorar la filtración del sólido deseado.
9. Experimentar la filtración de la suspensión de BHET con carbón activado a altas presiones para obtener mejores rendimientos de separación.
10. Fundir el PET triturado antes de introducirlo al reactor de despolimerización para disminuir costos de operación en el mismo.

## XI. BIBLIOGRAFÍA

1. Arandes, José, *et al.* 2004. «Reciclado de Residuos plásticos». *Revista Iberoamericana de Polímeros España*. 5 (1): 28–45
2. Billmeyer, Fred Wallace. 2008. *Ciencia de los polímeros*. Barcelona, España. Reverté. 608 págs
3. Calderón, Carlos Alberto. 1968. *Uso del aceite de algodón para la obtención de resinas alquídicas modificadas y su aplicación en la fabricación de pinturas*. Tesis Universidad de San Carlos de Guatemala. Guatemala.
4. Castellanos, Pedro y Álamo, Pablo. 2003. *Residuos: alternativas de gestión*. Universidad de Salamanca. 259 págs.
5. Cofiño, Manalice. 1975. *Formulación de resinas alquídicas y estudio de la posibilidad de utilización de materias primas nacionales en su fabricación*. Tesis Universidad de San Carlos de Guatemala. Guatemala. 65 págs.
6. Hull, Derek. 1987. *Materiales Compuestos*. Barcelona, España. Reverté. 254 págs.
7. Mark, Herman. 1969. *Encyclopedia of Polymer Science and Technology*. United States of America. 11 vols.
8. Mejicanos, Lucas Mauricio. 1996. *Diseño de una línea para la producción de una resina poliéster de uso general*. Tesis Universidad del Valle de Guatemala. Guatemala. 76 págs.
9. Miravete, Antonio. 2000. *Materiales compuestos*. Primer Volumen. España. Reverté. 824 págs.
10. Morancho, José María. 1996. *Estudio del curado de materiales compuestos por un sistema epoxi y partículas elastoméricas*. Tesis Universidad Politécnica de Cataluña. Barcelona. 140 págs.

11. Ramis Juan, Xavier. 1993. *Estudio de la eficiencia de sistemas químicos de iniciación del curado de resinas de poliéster insaturado*. Tesis Universidad Politécnica de Cataluña. Barcelona. 331 págs.
12. Ravve, A. 1995. *Principles of Polymer Chemistry*. United States of America, New York. Plenum Press. 496 pages.
13. Sánchez, Johan José. 2003. *Comportamiento Térmico y Mecánico del Poli(Etilén Tereftalato) (PET) modificado con resinas poliméricas basadas en Bisfenol-A*. Tesis Universidad Politécnica de Cataluña. Barcelona. 324 págs.
14. Vincent, María Cinta, et al. 2006. *Ciencia y tecnología de polímeros*. España. Editorial de la Universidad Politécnica de Valencia. 127 págs.
15. Xavier, Juan. *Estudio de la eficiencia de sistemas químicos de iniciación del curado de resinas de poliéster insaturado*. Tesis Universidad Politécnica de Cataluña. Barcelona. 338 págs.
16. Young, R. 1991. *Introduction to Polymers*. 2<sup>a</sup> ed. Great Britain. Cambridge University Press. 443 pages.
17. Perry, R., Green D. y Maloney J. 2001. *Manual del Ingeniero Químico*. 6<sup>a</sup> edición. México. Editorial McGraw Hill.
18. Couper, J., Penny W. y Walas S. 2010. *Chemical Process Equipment*. 2<sup>a</sup> edition. United States of America. Butterworth-Heinemann publications. 811 pages.

## **ANEXOS**

## ANEXO A

### Datos de referencia

**Tabla A.1**  
**Peso molecular de los reactivos y productos**

| <b>Compuesto</b>  | <b>Peso molecular<br/>(kg/mol)</b> |
|-------------------|------------------------------------|
| Agua              | 18.01                              |
| Anhídrido Ftálico | 148.1                              |
| BHET              | 150                                |
| Pentaeritritol    | 136.15                             |
| Solvente Mineral  | 121.4                              |
| Xileno            | 106.16                             |

**Tabla A.2**  
**Densidad de los reactivos y productos**

| <b>Compuesto</b>  | <b>Densidad<br/>(kg/m<sup>3</sup>)</b> |
|-------------------|--|
| Aceite de Soya    | 920                                    |
| Anhídrido Ftálico | 1530                                   |
| BHET              | 1490                                   |
| Hidróxido Litio   | 1460                                   |
| Pentaeritritol    | 1380                                   |
| Solvente Mineral  | 830                                    |
| Xileno            | 860                                    |

**Tabla A.3**  
**Calor específico de los reactivos y productos**

| <b>Compuesto</b>  | <b>Calor específico<br/>(kJ/kg °C)</b> |
|-------------------|--|
| Aceite Soya       | 2                                      |
| Agua              | 4.18                                   |
| Anhídrido Ftálico | 1.76                                   |
| BHET              | 1.1                                    |
| Etilenglicol      | 2.41                                   |
| Pentaeritritol    | 1.87                                   |
| PET               | 1.04                                   |
| Solvente Mineral  | 2.05                                   |
| Xileno            | 2.22                                   |

**Tabla A.4**  
**Calor de vaporización de los reactivos y productos**

| <b>Compuesto</b> | <b>Calor de vaporización<br/>(kJ/mol)</b> |
|------------------|---|
| Agua             | 40.7                                      |
| Solvente Mineral | 35.3                                      |
| Xileno           | 36.8                                      |

## ANEXO B

### Fase experimental

#### A. Reacción de Alcohólisis

**1. Evaluación a nivel experimental de la reacción de alcohólisis.** Se evaluó la reacción de alcohólisis a partir de la transesterificación de pentaeritritol y aceite de soya para obtener monoglicéridos, los cuales serán parte de la materia prima de la resina alquídica. Para la evaluación se utilizó una prueba de solubilidad con tres partes de metanol por una del producto de la reacción (mezcla inicial). Los monoglicéridos a diferencia del aceite, son solubles en metanol, permitiendo determinar si efectivamente se produjeron monoglicéridos.

**Tabla B.1**  
**Prueba de solubilidad de la mezcla inicial**

| Tiempo (h) | Corrida No. 1 | Corrida No. 2 | Corrida No. 3 |
|------------|---------------|---------------|---------------|
| 0.5        | ND            | ND            | ND            |
| 1          | ND            | ND            | ND            |
| 1.5        | ND            | DP            | DP            |
| 2          | DP            | DP            | DP            |
| 2.5        | DP            | DP            | DC            |
| 3          | DC            | DC            | DC            |

ND = No se disolvió

DP = Se disolvió parcialmente

DC = Se disolvió completamente

## 2. Determinación de la densidad de la mezcla inicial

**Tabla B.2**  
Densidad de la mezcla inicial

| No. Corrida                | Masa de mezcla inicial<br>( $\pm 0.0001$ g) | Volumen de mezcla inicial<br>( $\pm 0.05$ mL) | Densidad<br>(g/mL) |
|----------------------------|---|---|--------------------|
| 1                          | 49.4352                                     | 51.25   | 0.96               |
| 2                          | 49.9689                                     | 50.95   | 0.98               |
| 3                          | 52.5667                                     | 53.15   | 0.99               |
| <b>Promedio</b>            |   |   | 0.98               |
| <b>Desviación estándar</b> |   |   | 0.01               |

## B. Reacción de la despolimerización de PET

### 1. Evaluación a nivel experimental de la despolimerización de PET

**Tabla B.3**  
Punto de fusión del BHET sintetizado

| No. de Muestra             | Punto de fusión ( $^{\circ}$ C) |
|----------------------------|---------------------------------|
| 1                          | 108                             |
| 2                          | 111                             |
| 3                          | 115                             |
| 4                          | 114                             |
| <b>Promedio</b>            | 112                             |
| <b>Desviación estándar</b> | 3.16                            |

## 2. Determinación de la densidad de la suspensión de BHET

**Tabla B.4**  
**Densidad de la suspensión BHET**

| No. Corrida                | Masa de mezcla inicial<br>(± 0.0001 g) | Volumen de mezcla inicial<br>(± 0.05 mL) | Densidad<br>(g/mL) |
|----------------------------|--|--|--------------------|
| 1                          | 63.7251                                | 50.00                                    | 1.27               |
| 2                          | 66.3561                                | 51.05                                    | 1.30               |
| 3                          | 66.5343                                | 50.05                                    | 1.33               |
| <b>Promedio</b>            |  |  | 1.30               |
| <b>Desviación estándar</b> |  |  | 0.03               |

### C. Resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente

**1. Cálculo del Número ácido para la muestra de resina alquídica.** Para determinar el número ácido se utiliza la siguiente ecuación:

$$\text{Número ácido} = \frac{V_{\text{KOH}} \times N \times 56.1}{M} \quad \text{Ecuación No. 1}$$

Donde:

$V_{\text{KOH}}$  = Volumen de solución de hidróxido de potasio 0.1 N utilizado

N = Normalidad de la solución de hidróxido de potasio (0.1 N)

M = Masa de la muestra de resina alquídica (1 g)

Utilizando los valores obtenidos de la primera corrida mostrados en la Tabla A. se obtiene lo siguiente:

$$\text{Número ácido} = \frac{17.8 \text{ mL} \times 0.1 \text{ N} \times 56.1}{1 \text{ g}} = 99.9 \frac{\text{mg KOH}}{\text{g}}$$

Tabla B.5

Determinación del número ácido para la producción de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo para la primera corrida

| Tiempo (h) | Temperatura (°C) | Volumen de KOH ( $\pm 0.05$ mL) | Número ácido (mg KOH/g) |
|------------|------------------|---------------------------------|-------------------------|
| 1          | 230              | 17.81                           | 99.9                    |
| 2          | 230              | 16.63                           | 93.3                    |
| 3          | 230              | 12.88                           | 71.7                    |
| 4          | 230              | 12.21                           | 68.5                    |
| 5          | 230              | 11.56                           | 64.3                    |
| 6          | 230              | 9.46                            | 52.5                    |
| 7          | 230              | 8.00                            | 44.9                    |
| 8          | 230              | 7.74                            | 43.4                    |
| 9          | 230              | 7.31                            | 41.0                    |
| 10         | 230              | 7.39                            | 40.9                    |
| 11         | 230              | 6.60                            | 37.0                    |
| 12         | 230              | 6.42                            | 36.0                    |

Tabla B.6

Datos obtenidos para la determinación del número ácido durante la síntesis de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente para la segunda corrida

| Tiempo (h) | Temperatura (°C) | Volumen de KOH ( $\pm 0.05$ mL) | Número ácido (mg KOH/g) |
|------------|------------------|---------------------------------|-------------------------|
| 1          | 230              | 22.05                           | 123.7                   |
| 2          | 230              | 18.15                           | 101.8                   |
| 3          | 230              | 16.19                           | 90.8                    |
| 4          | 230              | 15.29                           | 85.8                    |
| 5          | 230              | 13.23                           | 74.2                    |
| 6          | 230              | 12.55                           | 70.4                    |
| 7          | 230              | 11.23                           | 63.0                    |
| 8          | 230              | 10.78                           | 60.5                    |
| 9          | 230              | 10.30                           | 57.8                    |
| 10         | 230              | 10.36                           | 58.1                    |
| 11         | 230              | 10.16                           | 57.0                    |
| 12         | 230              | 9.77                            | 54.8                    |

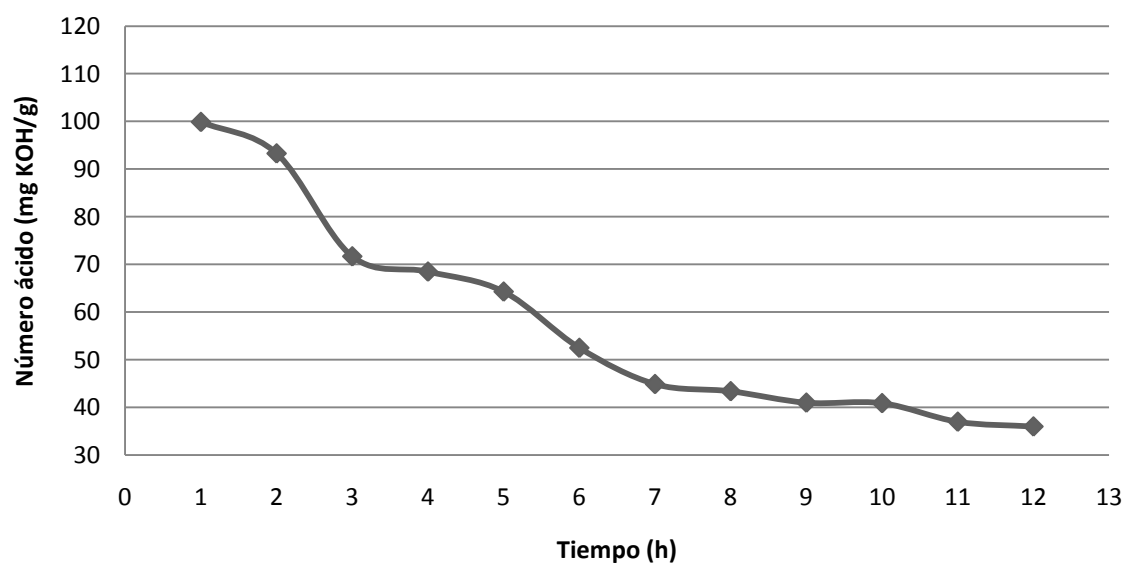
Tabla B.7

Datos obtenidos para la determinación del número ácido durante la síntesis de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente para la tercera corrida

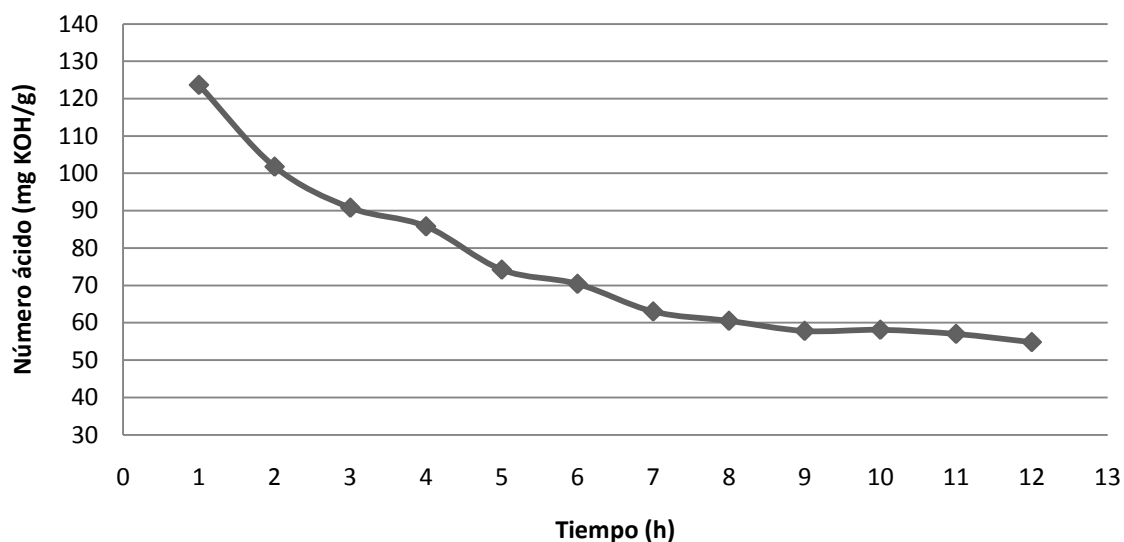
| Tiempo (h) | Temperatura (°C) | Volumen de KOH ( $\pm 0.05$ mL) | Número ácido (mg KOH/g) |
|------------|------------------|---------------------------------|-------------------------|
| 1          | 230              | 20.73                           | 116.3                   |
| 2          | 230              | 19.88                           | 111.5                   |
| 3          | 230              | 16.17                           | 90.7                    |
| 4          | 230              | 14.15                           | 79.4                    |
| 5          | 230              | 9.11                            | 51.1                    |
| 6          | 230              | 10.98                           | 61.6                    |
| 7          | 230              | 10.12                           | 56.8                    |
| 8          | 230              | 9.07                            | 50.9                    |
| 9          | 230              | 9.02                            | 50.6                    |
| 10         | 230              | 9.09                            | 51.0                    |
| 11         | 230              | 8.95                            | 50.2                    |
| 12         | 230              | 8.61                            | 48.3                    |

Gráfica B.1

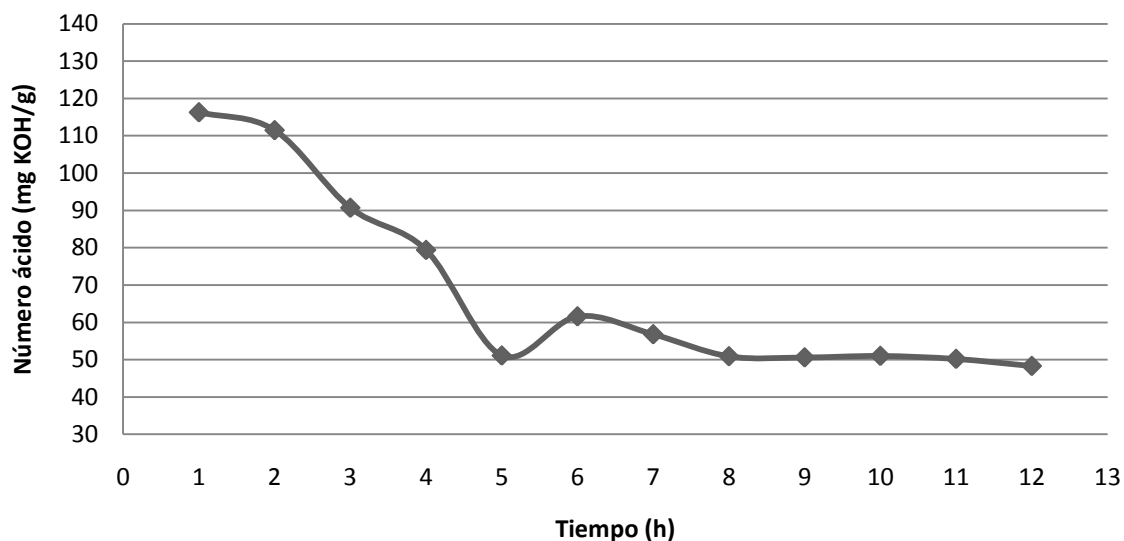
Número ácido de la resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo  
Corrida No. 1



**Gráfica B.2**  
**Número ácido de la resina alquídica a partir de PET**  
**reciclado químicamente con respecto al tiempo**  
**Corrida No. 2**



**Gráfica B.3**  
**Número ácido de la resina alquídica a partir de PET**  
**reciclado químicamente con respecto al tiempo**  
**Corrida No. 3**



**Tabla B.8**  
**Viscosidad de la producción de resina alquídica a partir de PET reciclado**  
**químicamente con respecto al tiempo para la primera corrida**

| <b>Tiempo<br/>(h)</b> | <b>Viscosidad<br/>(P)</b> |
|-----------------------|---------------------------|
| 1                     | 1.0                       |
| 2                     | 1.0                       |
| 3                     | 1.1                       |
| 4                     | 1.1                       |
| 5                     | 1.2                       |
| 6                     | 1.3                       |
| 7                     | 1.5                       |
| 8                     | 1.9                       |
| 9                     | 2.3                       |
| 10                    | 3.2                       |
| 11                    | 3.7                       |
| 12                    | 5.3                       |

**Tabla B.9**  
**Viscosidad durante la síntesis de resina alquídica a partir de PET reciclado**  
**químicamente con respecto al tiempo para la segunda corrida**

| <b>Tiempo<br/>(h)</b> | <b>Viscosidad<br/>(P)</b> |
|-----------------------|---------------------------|
| 1                     | 0.9                       |
| 2                     | 1.0                       |
| 3                     | 1.1                       |
| 4                     | 1.1                       |
| 5                     | 1.1                       |
| 6                     | 1.1                       |
| 7                     | 1.2                       |
| 8                     | 1.3                       |
| 9                     | 2.6                       |
| 10                    | 3.0                       |
| 11                    | 3.3                       |
| 12                    | 4.7                       |

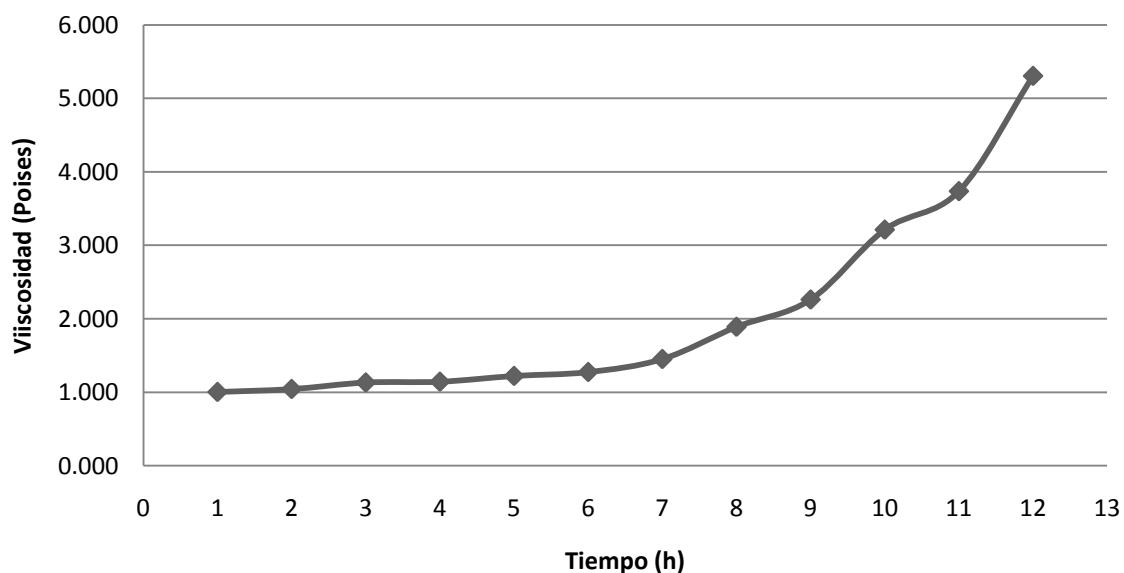
Tabla B.10

Viscosidad durante la síntesis de resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo para la tercera corrida

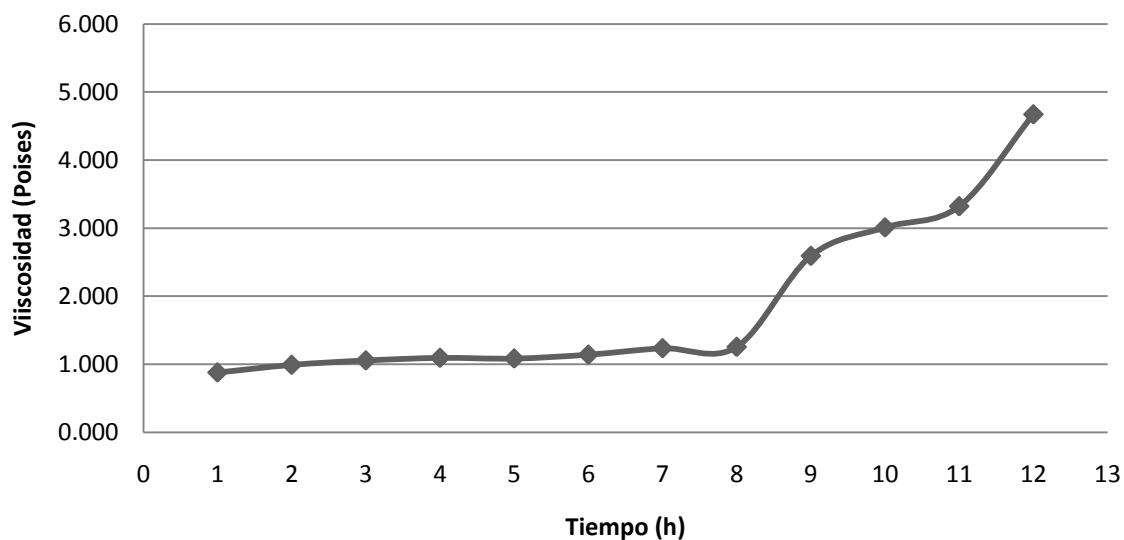
| Tiempo (h) | Viscosidad (P) |
|------------|----------------|
| 1          | 0.9            |
| 2          | 0.9            |
| 3          | 1.1            |
| 4          | 1.1            |
| 5          | 1.2            |
| 6          | 1.2            |
| 7          | 1.3            |
| 8          | 1.7            |
| 9          | 2.4            |
| 10         | 2.8            |
| 11         | 3.6            |
| 12         | 4.9            |

Gráfica B.4

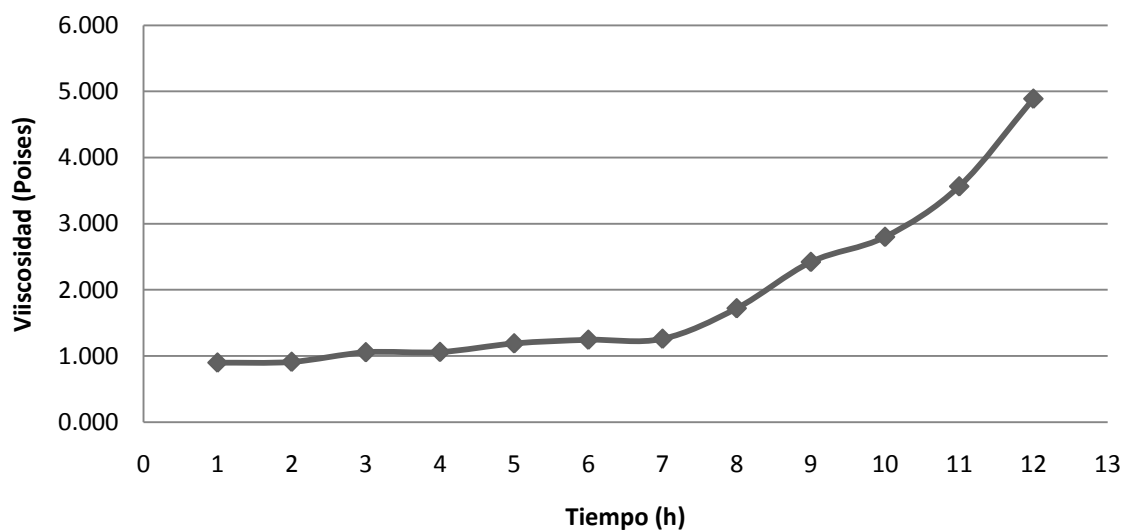
Viscosidad de la resina alquídica a partir de PET reciclado químicamente con respecto al tiempo  
Corrida No. 1



**Gráfica B.5**  
**Viscosidad de la resina alquídica a partir de PET**  
**reciclado químicamente con respecto al tiempo**  
**Corrida No. 2**



**Gráfica B.6**  
**Viscosidad de la resina alquídica a partir de PET**  
**reciclado químicamente con respecto al tiempo**  
**Corrida No. 3**



## 2. Determinación de la densidad de la resina alquídica

**Tabla B.11**  
**Densidad de la resina alquídica**

| <b>No. Corrida</b>         | <b>Masa de mezcla inicial<br/>(<math>\pm 0.0001</math> g)</b> | <b>Volumen de mezcla inicial<br/>(<math>\pm 0.05</math> mL)</b> | <b>Densidad<br/>(g/mL)</b> |
|----------------------------|---|---|----------------------------|
| 1                          | 49.8898   | 50.50   | 0.99                       |
| 2                          | 50.0597   | 50.1  | 1.00                       |
| 3                          | 51.7715   | 51.2  | 1.01                       |
| <b>Promedio</b>            |   |   | 1.00                       |
| <b>Desviación estándar</b> |   |   | 0.01                       |

## 3. Determinación de la densidad de la resina alquídica diluida

**Tabla B.12**  
**Densidad de la resina alquídica diluida**

| <b>No. Corrida</b>         | <b>Masa de mezcla inicial<br/>(<math>\pm 0.0001</math> g)</b> | <b>Volumen de mezcla inicial<br/>(<math>\pm 0.05</math> mL)</b> | <b>Densidad<br/>(g/mL)</b> |
|----------------------------|---|---|----------------------------|
| 1                          | 57.5758   | 52.00   | 1.11                       |
| 2                          | 60.1962   | 50.50   | 1.19                       |
| 3                          | 53.4795   | 51.50   | 1.04                       |
| <b>Promedio</b>            |   |   | 1.11                       |
| <b>Desviación estándar</b> |   |   | 0.08                       |

## ANEXO C

### Balance de masa

A partir de la materia prima listada en la Tabla C.1 y C.2, se elaborará el balance de masa en cada una de las etapas del proceso de producción de resina alquídica. Utilizando esta información, en conjunto con el balance de energía, se determinará la capacidad de los equipos que serán utilizados en el proceso. Además, se tomarán en cuenta los siguientes aspectos para la línea de producción.

- **Tipo de operación:** Batch
- **Tiempo de producción al año:** 140 días
- **Producción semanal:** 3 lotes

**Tabla C.1**

**Materia prima requerida para un batch de producción de resina alquídica**

| <b>Compuesto</b> | <b>Masa (kg)</b> |
|------------------|------------------|
| Anhidro Ftálico  | 2,403.97         |
| BHET             | 3,491.39         |
| Aceite de Soya   | 8,769.12         |
| Xileno           | 801.32           |
| Solvente Mineral | 7,923.81         |
| Hidróxido Litio  | 3.95             |
| Pentaeritritol   | 1,774.48         |

**Tabla C.2**

**Materia prima requerida para un batch de producción de BHET**

| <b>Compuesto</b>             | <b>Masa (kg)</b> |
|------------------------------|------------------|
| Polietilen Tereftalato (PET) | 3497.44          |
| Etilenglicol                 | 5,246.16         |
| Acetato de Zinc              | 13.99            |

## Balance de masa para cada etapa del proceso

El balance de masa para cada una de las etapas del proceso es el siguiente:

$$\text{Entradas} = \text{Salidas}$$

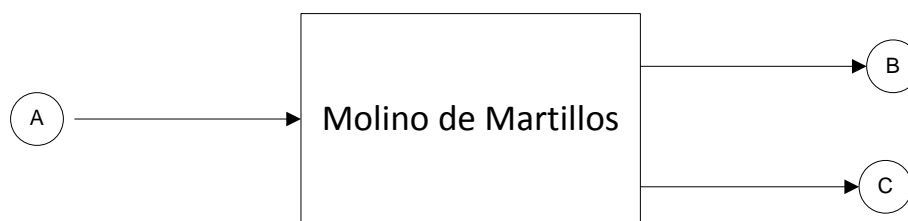
**1. Trituración de botellas de plástico.** Esta etapa es ejecutada en el molino de cuchillas, el balance de masa es el siguiente:

Figura C.1 Diagrama de balance de masa para la etapa de trituración de botellas PET.

$$\text{Entradas} = \text{Salidas}$$

$$\text{Botellas PET} = \text{PET} + \text{Pérdidas}$$

$$(A) \qquad (B) \qquad (C)$$



La cantidad de PET necesaria después de que pasen las botellas PET por el molino de martillos corresponde a:

**PET (B):**

3491.44 kg.

Debido a que el molino de martillos tiene una eficiencia del 95%, la cantidad de botellas PET que tienen que ser ingresadas al molino es:

**Botellas PET (A):**

$$3,491.44 \text{ kg PET} \left( \frac{100\%}{95\%} \right) = 3,681.51 \text{ kg Botellas PET}$$

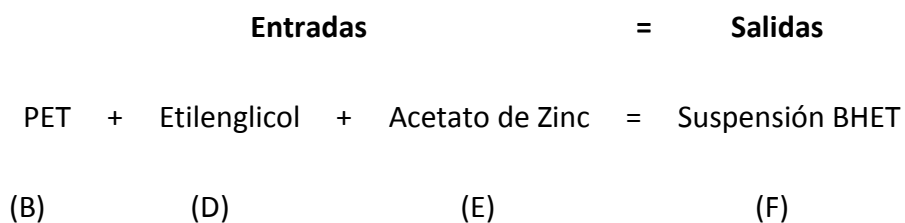
Las pérdidas corresponden al 5% de la entrada de botellas PET.

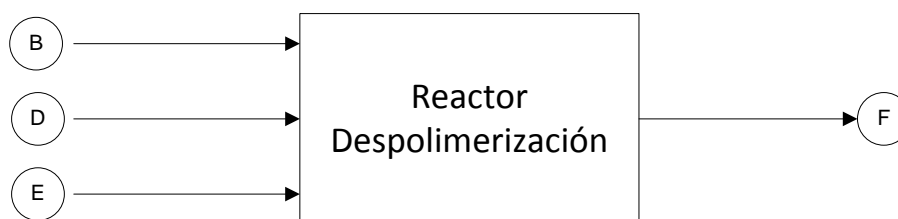
**Pérdidas (C):**

$$3,681.51 \text{ kg Botellas PET } 5\% = 184.08 \text{ kg pérdidas}$$

**2. Reacción de despolimerización para obtener BHET.** Esta etapa se da en un tanque de mezclado con chaqueta de calentamiento, el balance de masa es el siguiente:

Figura C.2 Diagrama de balance de masa para la etapa de reacción de despolimerización de PET.





### Suspensión BHET (F):

3,497.44 kg PET + 5,246.16 kg Etilenglicol + 13.99 kg Acetato de Zinc = 8,475.24 kg Suspensión BHET

La suspensión de BHET está formada por BHET sólido y el etilenglicol utilizado. Además, contiene el material que no reaccionó debido a que la eficiencia de la reacción es tan sólo del 75%. La cantidad de BHET se determina por medio de esta eficiencia.

$$\text{BHET} = 3497.44 \text{ kg PET} \left( \frac{1 \text{ mol PET}}{192 \text{ kg PET}} \right) \left( \frac{1 \text{ mol BHET}}{1 \text{ mol PET}} \right) \left( \frac{150 \text{ kg BHET}}{1 \text{ mol BHET}} \right) 75\% = 2049.28 \text{ kg BHET}$$

La cantidad de material que no reaccionó se obtuvo por medio de la materia prima que hubiera sido necesaria para obtener la cantidad de BHET que no se produjo.

La cantidad de BHET que no se formó es la diferencia entre la producción máxima si la eficiencia en la despolimerización fuera del 100% y la producción con la eficiencia real del 75%.

$$\text{BHET} = 3497.44 \text{ kg PET} \left( \frac{1 \text{ mol PET}}{192 \text{ kg PET}} \right) \left( \frac{1 \text{ mol BHET}}{1 \text{ mol PET}} \right) \left( \frac{150 \text{ kg BHET}}{1 \text{ mol BHET}} \right) 100\% = 2732.37 \text{ kg BHET}$$

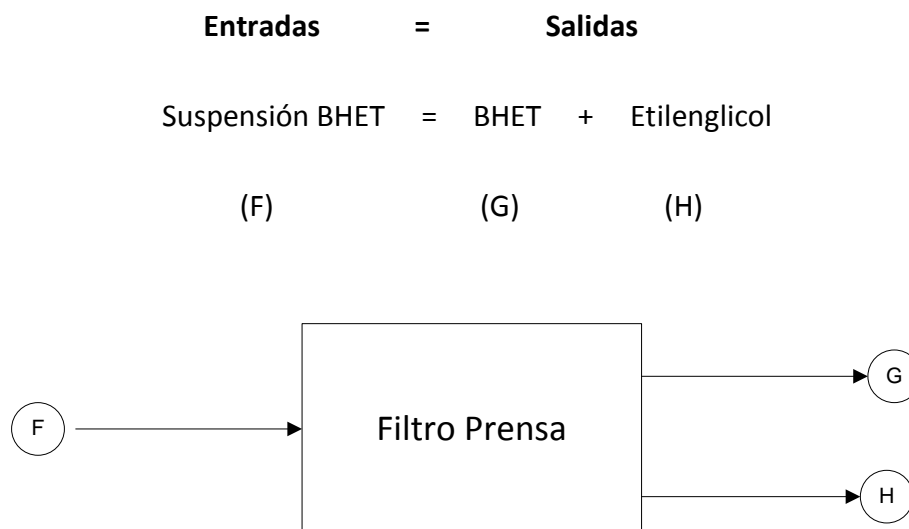
BHET que no se logró producir: 683.09 kg BHET

La cantidad de PET necesaria para producir esta cantidad de BHET es la siguiente:

$$\text{PET} = 683.09 \text{ kg BHET} \left( \frac{1 \text{ mol BHET}}{150 \text{ kg BHET}} \right) \left( \frac{1 \text{ mol PET}}{1 \text{ mol BHET}} \right) \left( \frac{192 \text{ kg PET}}{1 \text{ mol PET}} \right) \left( \frac{100\%}{75\%} \right) = 1165.81 \text{ kg PET}$$

**3. Separación de BHET y etilenglicol.** Esta etapa se da en un filtro prensa, el balance de masa es el siguiente:

Figura C.3 Diagrama de balance de masa para la etapa de separación de BHET y etilenglicol



**BHET (G):**

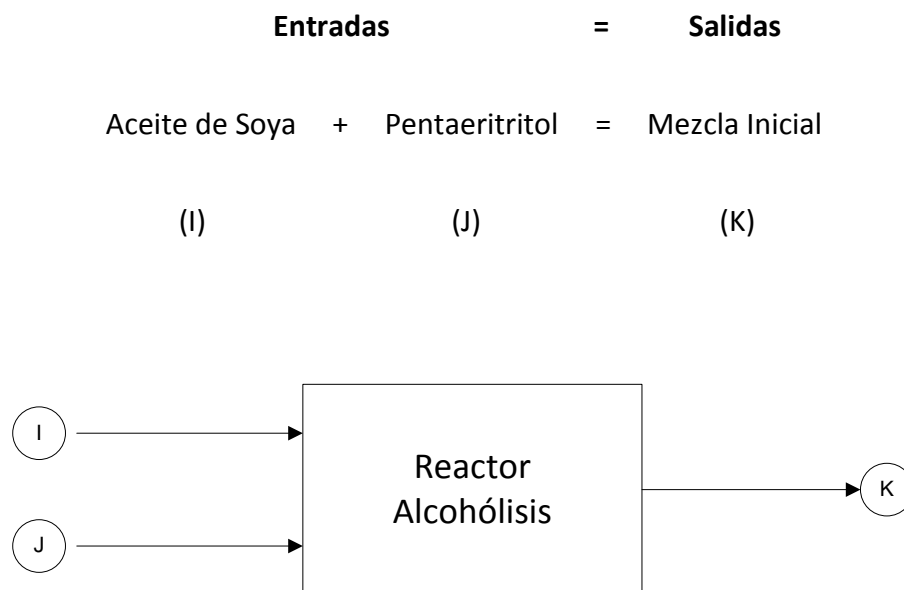
$$8,475.24 \text{ kg suspensión BHET} - 5,246.16 \text{ kg etilenglicol } 95\% = 3,491.39 \text{ kg BHET}$$

**Etilenglicol (H):**

$$8,475.24 \text{ kg suspensión BHET} - 3,491.39 \text{ kg BHET} = 4,983.85 \text{ kg etilenglicol}$$

**4. Reacción de alcoholisis.** Esta etapa se desarrolla en un reactor con chaqueta de calentamiento y turbina para agitación, el balance de masa es el siguiente:

Figura C.4 Diagrama de balance de masa para la etapa de reacción de alcoholisis.



**Mezcla inicial (K):**

8,762.12 kg Aceite de soja + 1,774.48 kg Pentaeritritol = 10,543.60 kg Mezcla inicial

La mezcla inicial está formada por monoglicéridos debido a la reacción, pero también presenta impurezas propias de la materia prima; así como material que no reaccionó debido a que la eficiencia de la reacción es del 90%.

Dado que la pureza promedio de la materia prima es del 98.5%, la cantidad de materia prima pura es la siguiente:

Materia prima pura:

$(8,762.12 \text{ kg Aceite de soja} + 1,774.48 \text{ kg Pentaeritritol}) \cdot 98.5\% = 10,385.45 \text{ kg Materia prima pura}$

Por lo tanto, la cantidad de monoglicéridos formados con respecto a la materia prima pura, debido a la eficiencia del 90%, es:

Monoglicéridos:

$(10,385.45 \text{ kg Materia prima pura}) \cdot 90\% = 9,346.90 \text{ kg Monoglicéridos}$

La cantidad de materia que no reaccionó es la siguiente:

$(10,385.45 \text{ kg Materia prima pura}) \cdot 10\% = 1,038.54 \text{ kg Material sin reaccionar}$

Por último, en la corriente de mezcla inicial, se encuentran las impurezas que corresponden al 1.5% de la materia prima.

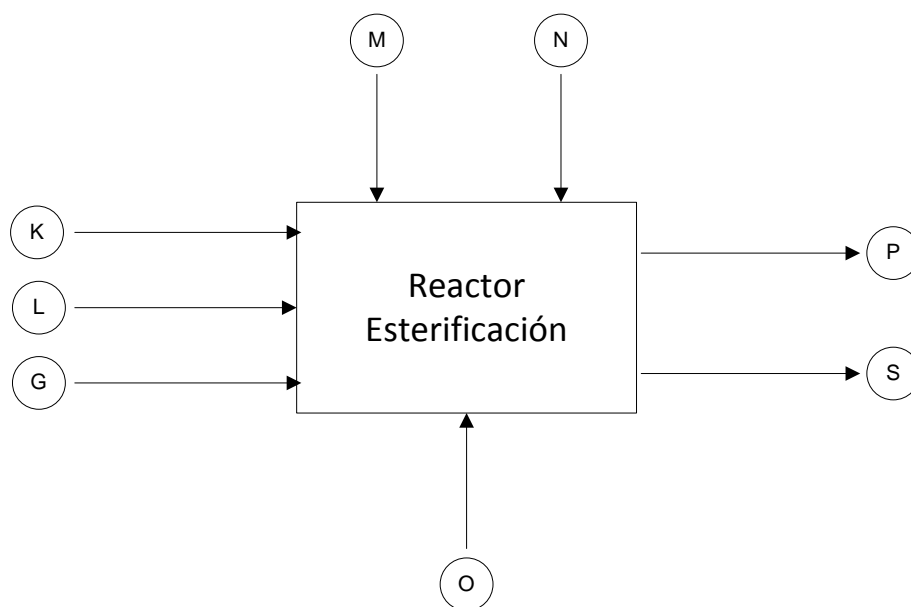
Impurezas:

$(8,762.12 \text{ kg Aceite de soja} + 1,774.48 \text{ kg Pentaeritritol}) \cdot 1.5\% = 158.15 \text{ kg Impurezas}$

**5. Reacción para obtener resina alquídica.** Esta etapa se ejecuta en el reactor de esterificación, el balance de masa es el siguiente:

Figura C.5 Diagrama de balance de masa para la etapa de reacción de esterificación para obtención de resina alquídica

$$\begin{array}{r}
 \text{Entradas} \quad = \quad \text{Salidas} \\
 \\
 \text{Mezcla inicial} + \text{Anhídrido Ftálico} + \text{BHET} + \text{Xileno} + \text{Solvente Mineral} + \text{LiOH} \\
 \text{(K)} \quad \quad \quad \text{(L)} \quad \quad \quad \text{(G)} \quad \quad \quad \text{(M)} \quad \quad \quad \text{(N)} \quad \quad \quad \text{(O)} \\
 \\
 = \text{Material evaporado} + \text{Resina Alquídica} \\
 \quad \quad \quad \text{(P)} \quad \quad \quad \text{(Q)}
 \end{array}$$



El material evaporado que sale del reactor hacía el condensador está constituido por agua, xileno y solvente mineral. Estos subproductos se especifican a continuación.

El agua que se obtiene como subproducto proviene de la suma del agua producida a partir del Anhídrido Ftálico y del BHET, la reacción presenta una eficiencia del 85%.

Agua obtenida a partir de Anhídrido Ftálico:

$$2,403.97 \text{ kg Anhídrido Ftálico} \cdot 99\% \left( \frac{1 \text{ mol Anhídrido Ftálico}}{148.1 \text{ kg Anhídrido Ftálico}} \right) \left( \frac{1 \text{ mol H}_2\text{O}}{1 \text{ mol Anhídrido Ftálico}} \right)^* \\ \left( \frac{18.01 \text{ kg H}_2\text{O}}{1 \text{ mol H}_2\text{O}} \right) 85\% = 246.00 \text{ kg H}_2\text{O}$$

Agua obtenida a partir de BHET:

$$3,491.39 \text{ kg BHET} \cdot 60\% \left( \frac{1 \text{ mol BHET}}{150 \text{ kg BHET}} \right) \left( \frac{1 \text{ mol H}_2\text{O}}{1 \text{ mol BHET}} \right) \left( \frac{18.01 \text{ kg H}_2\text{O}}{1 \text{ mol H}_2\text{O}} \right) (85\%) = 213.79 \text{ kg H}_2\text{O}$$

Agua total:

$$246.00 \text{ kg H}_2\text{O} + 213.79 \text{ kg H}_2\text{O} = 459.80 \text{ kg H}_2\text{O}$$

El xileno evaporado corresponde al 90% del xileno total en la entrada, entonces:

$$801.32 \text{ kg xileno} \cdot 90\% = 721.19 \text{ kg xileno}$$

El solvente mineral evaporado corresponde al 70% del solvente total en la entrada, por lo tanto:

$$7,923.81 \text{ kg Solvente Mineral} \cdot 70\% = 5,546.66 \text{ kg Solvente Mineral}$$

**Material Evaporado (P):**

459.80 kg H<sub>2</sub>O + 721.19 kg Xileno + 5,546.66 kg Solvente Mineral = 6,727.65 kg Material evaporado

**Resina Alquídica (Q):**

10,543.60 kg Mezcla inicial + 2,403.97 kg Anhídrido Ftálico + 3,491.39 kg BHET +

801.32 kg xileno + 7,923.81 kg Solvente Mineral + 3.95 kg LiOH

- 6,727.65 kg Material evaporado = 18,440.38 kg Resina alquídica

La Resina Alquídica está formada por la resina en sí, pero también presenta impurezas propias de la materia prima, residuos de xileno y solvente mineral; así como material que no reaccionó debido a que la eficiencia de la reacción es del 85%.

Dado que la pureza promedio de la materia prima es del 85%, la cantidad de materia prima pura es la siguiente:

Materia prima pura:

(10,543.60 kg Mezcla + 2,403.97 kg Anhídrido + 3,491.39 kg BHET + 3.95 kg LiOH) 85% = 13,976.47 kg Materia prima pura

Por lo tanto, la cantidad de resina alquídica formada con respecto a la materia prima pura, debido a la eficiencia del 85%, es:

Resina alquídica:

(13,976.47 kg Materia prima pura) 85% = 11,880.00 kg Resina alquídica

La cantidad de materia que no reaccionó es la siguiente:

(13,976.47 kg Materia prima pura) 15% = 2,096.47 kg Material sin reaccionar

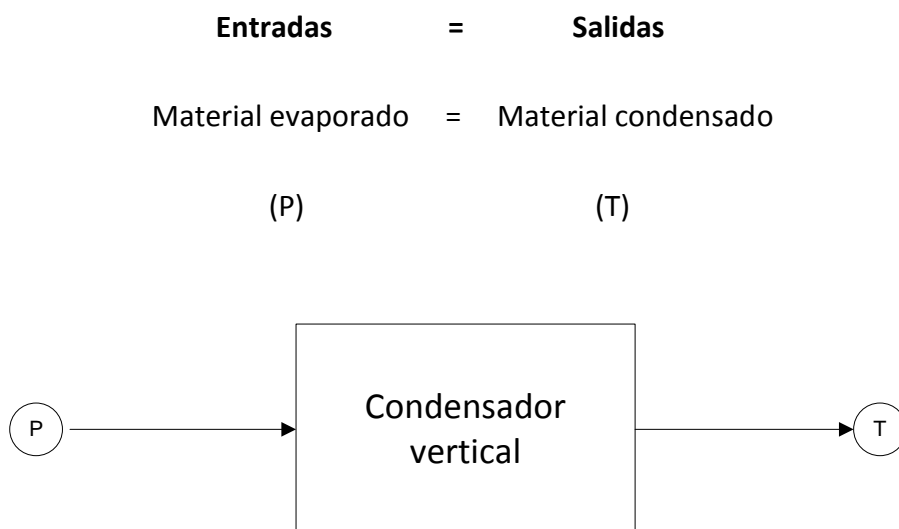
Por último, en la corriente de mezcla inicial, se encuentran las impurezas que corresponden al 15% de la materia prima.

Impurezas:

(10,543.60 kg Mezcla + 2,403.97 kg Anhídrido + 3,491.39 kg BHET + 3.95 kg LiOH) 15% = 2,466.44 kg Impurezas

**6. Condensación del material evaporado.** Esta etapa se da en el condensador vertical, el balance de masa es el siguiente:

Figura C.6 Diagrama de balance de masa para la etapa de condensación del material evaporado.



En esta etapa sólo hay condensación y enfriamiento, por lo que el flujo másico es igual.

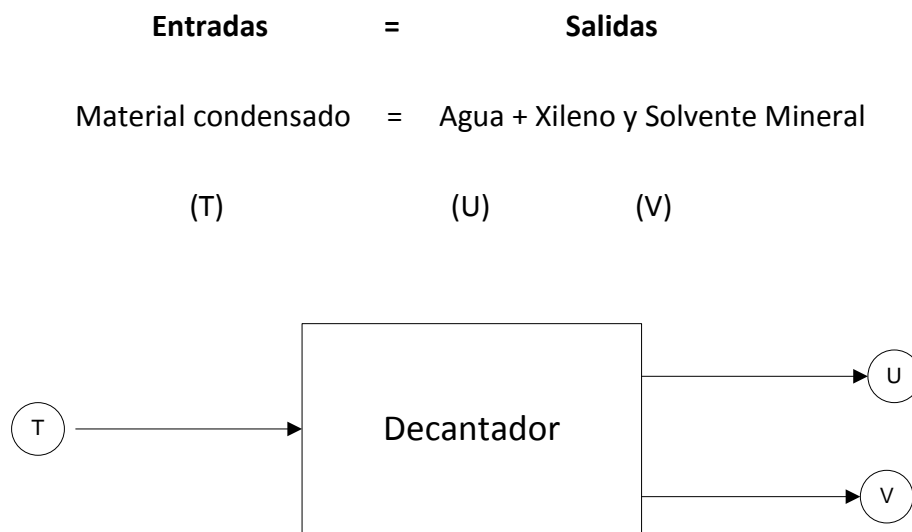
Material condensado (T) = Material evaporado (P)

**Material condensado (T):**

459.80 kg H<sub>2</sub>O + 721.19 kg Xileno + 5,546.66 kg Solvente Mineral = 6,727.65 kg Material condensado

**7. Separación del material condensado.** Esta etapa se da en el decantador, el balance de masa es el siguiente:

Figura C.7 Diagrama de balance de masa para la etapa de separación del material condensado.



La cantidad de agua es la formada en la reacción de esterificación.

**Agua (U):**

459.80 kg H<sub>2</sub>O

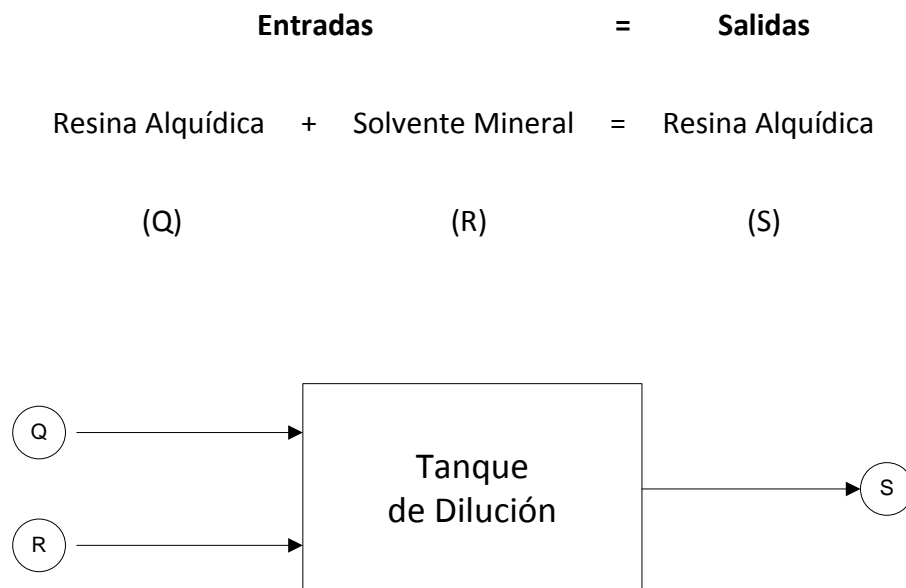
La cantidad de xileno y solvente mineral es el 90% del xileno inicial y el 70% del solvente mineral inicial.

**Xileno y Solvente Mineral (V):**

801.32 kg xileno 90% + 7,923.81 kg Solvente Mineral 70% = 6,267.85 kg Xileno y Solvente Mineral

**8. Dilución de Resina Alquílica.** Esta etapa se da en el tanque de dilución, el balance de masa es el siguiente:

Figura C.8 Diagrama de balance de masa para la etapa de dilución de la resina alquílica



La cantidad de Solvente Mineral que tiene que ser agregada en esta etapa está listada en la Tabla C.1. Por lo tanto:

**Solvente Mineral (R):**

4,127.64 kg Solvente Mineral

**Resina Alquílica (S):**

18,440.38 kg Resina Alquílica + 4,127.34 kg Solvente Mineral = 22,567.73 kg Resina Alquílica

## ANEXO D

### Balance de energía

A partir del balance de masa realizado es posible determinar el balance de energía que permite cuantificar la cantidad de calor que se requiere en todas las etapas de la línea de producción.

#### Balance de energía para cada etapa del proceso

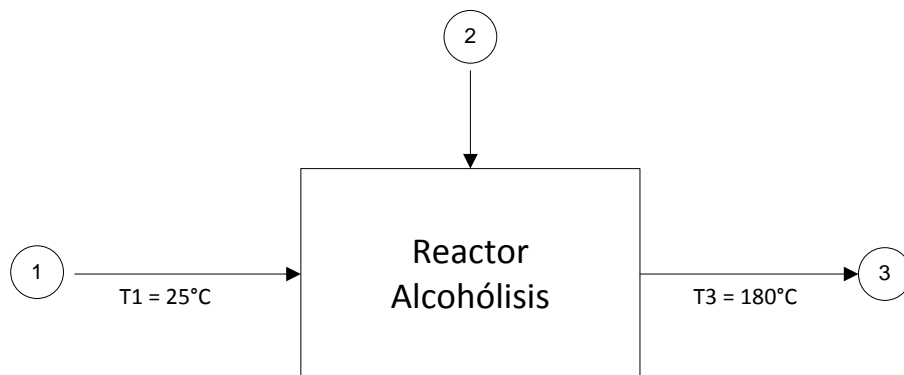
El balance de energía para cada una de las etapas del proceso es el siguiente:

$$\text{Calor de entrada} = \text{Calor de salida}$$

**1. Reacción de alcoholisis.** Esta etapa se desarrolla en un reactor con chaqueta de calentamiento y una turbina de agitación, el balance de energía es el siguiente:

Figura D.1 Diagrama de balance de energía para la etapa de reacción de alcoholisis.

$$\begin{array}{rcccl} \text{Calor de entrada} & & = & & \text{Calor de salida} \\ \text{Calor de la materia prima} + \text{Calor aplicado} & = & \text{Calor de la Mezcla Inicial} \\ (1) & & (2) & & (3) \end{array}$$



Para simplificar se tomarán los calores como la letra Q.

Al despejar para el calor aplicado se tiene lo siguiente:

$$Q_{\text{aplicado}} (2) = Q_{\text{Mezcla inicial}} (3) - Q_{\text{Materia prima}} (1)$$

Se tomará la temperatura de 25°C como referencia. Por lo tanto,  $Q_{\text{Materia prima}} (1) = 0$  y se obtiene:

$$Q_{\text{aplicado}} (2) = Q_{\text{Mezcla inicial}} (3)$$

Donde,  $Q_{\text{Mezcla inicial}} (3) = Q_{\text{Materia prima}}$

Sustituyendo los valores se obtiene:

**$Q_{\text{Aplicado}} (2)$ :**

$$\left( 8,762.12 \text{ kg Aceite de soja} \left( 2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) + 1,774.48 \text{ kg Pentaeritritol} \left( 1.87 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) \right) 180 - 25 \text{ }^\circ\text{C} = 3,232,760.69 \text{ k}$$

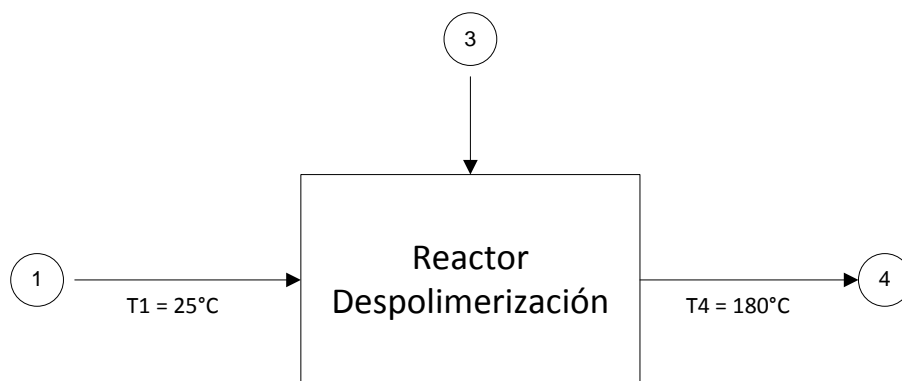
**2. Reacción de despolimerización para obtener BHET.** Esta etapa se da en un reactor con chaqueta de calentamiento y turbina de agitación, el balance de energía es el siguiente:

Figura D.2 Diagrama de balance de energía para la etapa de reacción de despolimerización.

**Calor de entrada = Calor de salida**

Calor de la materia prima + Calor de reacción + Calor aplicado = Calor Suspensión BHET

(1) (2) (3) (4)



Al despejar para el calor aplicado se tiene lo siguiente:

$$Q_{\text{Aplicado}} (3) = Q_{\text{Suspensión BHET}} (4) - Q_{\text{Materia prima}} (1) - Q_{\text{Reacción}} (2)$$

Se tomará la temperatura de  $25^\circ\text{C}$  como referencia. Por lo tanto,  $Q_{\text{Materia prima}} (1) = 0$  y se obtiene:

$$Q_{\text{Aplicado}} (3) = Q_{\text{Suspensión BHET}} (4) - Q_{\text{Reacción}} (2)$$

Donde,  $Q_{\text{Suspensión BHET}} (4) = Q_{\text{Materia prima}}$

$$Y \quad Q_{\text{Reacción}} (2) = (H_{\text{Productos}} + H_{\text{Reactivos}} + \Delta H^\circ_{25^\circ\text{C}})$$

El  $\Delta H^\circ_{25}$  para la reacción de despolimerización es de  $-10.12 \text{ kJ}$

**Q<sub>Aplicado</sub> (2):**

$$\left[ \left( 3,487.44 \text{ kg PET} \left( 1.04 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) + 5,246.16 \text{ kg Etilenglicol} \left( 2.41 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) \right) 180 - 25 \text{ }^\circ\text{C} \right] -$$

$$\left[ \left( 3,491.39 \text{ kg BHET} \left( 1.1 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) + 4,983.85 \text{ kg Etilenglicol} \left( 2.41 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) \right) 180 - 25 \text{ }^\circ\text{C} + \right.$$

$$\left. \left( 3,497.44 \text{ kg BHET} \left( 1.04 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) + 5,246.15 \text{ kg Etilenglicol} \left( 2.41 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) \right) 25 - 180 \text{ }^\circ\text{C} + \right.$$

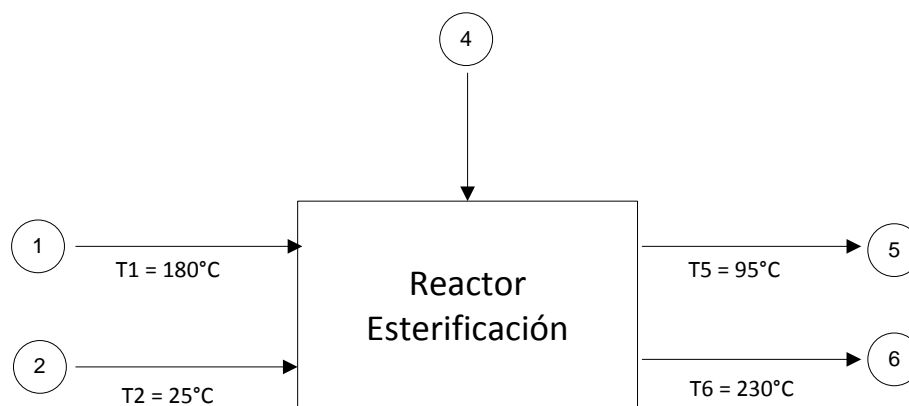
$$\left. -10.12 \text{ kJ} \right] = 2,589,988.86 \text{ kJ}$$

**3. Reacción de esterificación para obtención resina alquídica.** Esta etapa se ejecuta en el reactor de esterificación, el balance de energía es el siguiente:

Figura D.3 Diagrama de balance de energía para la etapa reacción de esterificación para obtener resina alquídica

**Calor de entrada = Calor de salida**

$$\begin{aligned} & \text{Calor de mezcla inicial} + \text{Calor de la materia prima} + \text{Calor de reacción} + \text{Calor aplicado} \\ & \quad (1) \qquad \qquad \qquad (2) \qquad \qquad \qquad (3) \qquad \qquad \qquad (4) \\ & = \text{Calor del material evaporado} + \text{Calor de la Resina Alquídica} \\ & \quad (5) \qquad \qquad \qquad (6) \end{aligned}$$



Al despejar para el calor aplicado se tiene lo siguiente:

$$Q_{\text{Aplicado}} (4) = Q_{\text{Material evaporado}} (5) + Q_{\text{Resina Alquílica}} (6) - Q_{\text{Mezcla inicial}} (1) - Q_{\text{Materia prima}} (2) - Q_{\text{Reacción}} (3)$$

Se tomarán las temperaturas de los reactivos como referencia. Por lo tanto,

$$Q_{\text{Mezcla inicial}} (1) = Q_{\text{Materia prima}} (2) = 0 \text{ y se obtiene:}$$

$$Q_{\text{Aplicado}} (4) = Q_{\text{Material evaporado}} (5) + Q_{\text{Resina Alquílica}} (6) - Q_{\text{Reacción}} (3)$$

$$\text{Donde, } Q_{\text{Material evaporado}} (5) + Q_{\text{Resina Alquílica}} (6) = Q_{\text{Mezcla inicial}} + Q_{\text{Materia prima}}$$

$$\text{Y } Q_{\text{Reacción}} (3) = (H_{\text{Productos}} + H_{\text{Reactivos}} + \Delta H^{\circ}_{25^{\circ}\text{C}})$$

El  $\Delta H^{\circ}_{25}$  para la reacción de policondensación es de -15.30 kJ

Se tomará en cuenta la vaporización de agua, xileno y solvente mineral, los calores de vaporización que serán utilizados están listados en la Tabla A.4. Experimentalmente se observó que la cantidad que se evapora de los tres compuestos en la primera hora es el 25%, la cual disminuye con el tiempo. Por lo tanto, el calor máximo que se necesitará es el requerido en la primera hora de reacción.

**Q<sub>Aplicado</sub>(4):**

$$\begin{aligned}
 & \left[ \left( 8,769.12 \text{ kg Aceite de soya} \left( 2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) + 1,774.48.16 \text{ kg Pentaeritritol} \left( 1.87 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) \right) 230 - 180 \text{ }^\circ\text{C} + \right. \\
 & \left( 2,403.97 \text{ kg Anhídrido Ftálico} \left( 1.76 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) + 3,491.39 \text{ kg BHET} \left( 1.1 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) + 801.32 \text{ kg Xileno} \left( 2.22 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) + \right. \\
 & 7,923.81 \text{ kg Solvente Mineral} \left( 2.05 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) 230 - 25 \text{ }^\circ\text{C} + \left. \left( 36.8 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \left( \frac{801.32 \text{ kg Xileno}}{106.16 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} \right) \left( \frac{1}{4} \right) \right) + \right. \\
 & \left. \left( 40.7 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \left( \frac{459.80 \text{ kg Agua}}{18.01 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} \right) \left( \frac{1}{4} \right) \right) + \left( 35.3 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \left( \frac{7,923.81 \text{ kg Solvente Mineral}}{121.4 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} \right) \left( \frac{1}{4} \right) \right) \right] - \\
 & \left[ \left( \left( 11,880.00 \text{ kg Resina Alquílica} \left( 2.51 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) \right) 230 - 25 \text{ }^\circ\text{C} \right) + \left( \left( 2,403.97 \text{ kg Anhídrido Ftálico} \left( 1.76 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) + \right. \right. \\
 & 3,491.39 \text{ kg BHET} \left( 1.1 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) \left. \right) 25 - 230 \text{ }^\circ\text{C} + 8,769.12 \text{ kg Aceite de Soya} \left( 2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) + \\
 & \left. \left. 1,774.48 \text{ kg Pentaeritritol} \left( 1.87 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) \right) 25 - 180 \text{ }^\circ\text{C} \right] + -15.3 \text{ kJ} \Bigg] = 5,167,635.39 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

**4. Condensación del material evaporado.** Esta etapa se da en una columna de condensación, el balance de energía es el siguiente:

Figura D.4 Diagrama de balance de energía para la etapa condensación del material evaporado.

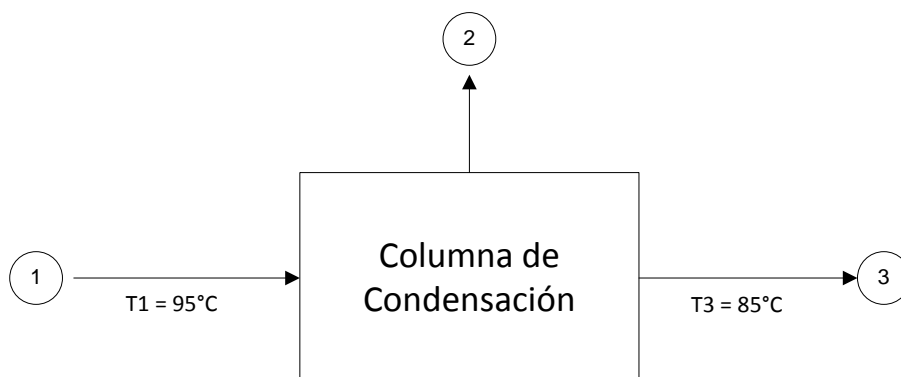
**Calor de entrada = Calor de salidas**

Calor de Material evaporado = Calor retirado + Calor de Material condensado

(1)

(2)

(3)



Al despejar para el calor retirado se tiene lo siguiente:

$$Q_{\text{Retirado}}(2) = Q_{\text{Material evaporado}}(1) - Q_{\text{Material condensado}}(3)$$

Se tomará la temperatura de 85°C como referencia. Por lo tanto,  $Q_{\text{Material condensado}}(3) = 0$  y se obtiene:

$$Q_{\text{Retirado}}(2) = Q_{\text{Material evaporado}}(1)$$

Donde,  $Q_{\text{Material evaporado}}(1) = Q_{\text{Latente Agua}} + Q_{\text{Latente Xileno}} + Q_{\text{Latente Solvente Mineral}} + Q_{\text{Enfriamiento Agua}} +$

$$Q_{\text{Enfriamiento Xileno}} + Q_{\text{Enfriamiento Solvente Mineral}}$$

Experimentalmente se observó que la cantidad que se evapora de los tres compuestos en la primera hora es el 25%, la cual disminuye con el tiempo. Por lo tanto ésta será la cantidad máxima de vapores que entrará al condensador, pudiendo determinar así, el calor máximo que se necesitará retirar en el equipo.

**Q<sub>Retirado(2)</sub>:**

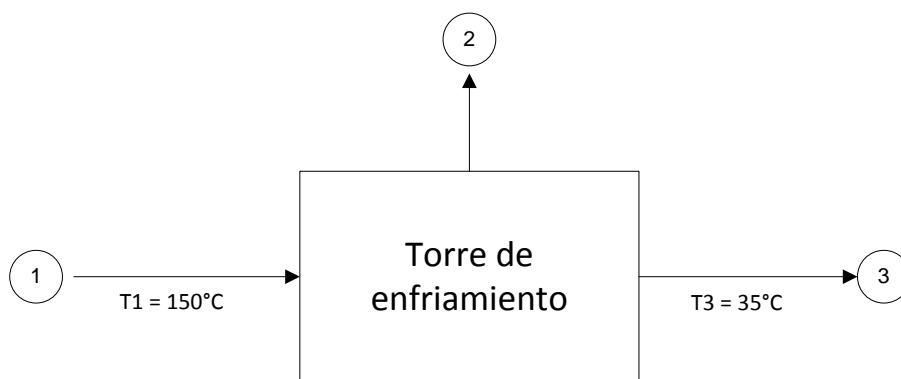
$$\left[ \left( 40.7 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \left( \frac{459.80 \text{ kg Agua}}{18.01 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} \right) \left( \frac{1}{4} \right) \right) + \left( 36.8 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \left( \frac{801.32 \text{ kg Xileno}}{106.16 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} \right) \left( \frac{1}{4} \right) \right) + \right. \\ \left. \left( 35.3 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \left( \frac{7,923.81 \text{ kg Solvente Mineral}}{121.4 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} \right) \left( \frac{1}{4} \right) \right) \right] + \left[ \left( 459.80 \text{ kg Agua} \left( \frac{1}{4} \right) \left( 4.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) + \right. \right. \\ \left. \left. 801.32 \text{ kg Xileno} \left( \frac{1}{4} \right) \left( 2.22 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) + 7,923.81 \text{ kg Solvente Mineral} \left( \frac{1}{4} \right) \left( 1.23 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \right) \right] 95-85 \text{ }^\circ\text{C} \\ = 34,523.13 \text{ kJ}$$

**5. Enfriamiento de la Resina Alquídica.** Esta etapa se da en una torre de enfriamiento, el balance de energía es el siguiente:

Figura D.5 Diagrama de balance de energía para la etapa de enfriamiento de la resina alquídica.

**Calor de entrada = Calor de salidas**

Calor de Resina Alquídica (150°C) = Calor Retirado + Calor de Resina Alquídica (35°C)  
 (1) (2) (3)



Al despejar para el calor retirado se tiene lo siguiente:

$$Q_{\text{Retirado}} (2) = Q_{\text{Resina Alquídica}(150^{\circ}\text{C})} (1) - Q_{\text{Resina Alquídica}(35^{\circ}\text{C})} (3)$$

Se tomará la temperatura de 35°C como referencia. Por lo tanto,  $Q_{\text{Resina Alquídica}(35^{\circ}\text{C})} (3) = 0$  y se obtiene:

$$Q_{\text{Retirado}} (2) = Q_{\text{Resina Alquídica}(150^{\circ}\text{C})} (1)$$

Sustituyendo los valores se obtiene:

**$Q_{\text{Retirado}} (2)$ :**

$$\left( 18,440.38 \text{ kg Resina} \left( 2.51 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \right) + 4,127.34 \text{ kg Solvente Mineral} \left( 2.05 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \right) \right) 150 - 35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 6,295,838.37 \text{ kJ}$$

## ANEXO E

### Diseño del equipo

#### 1. Tanque para el almacenamiento de etilenglicol

Cantidad de etilenglicol inicial: 5,246.16 kg

Re-abastecimiento diario de etilenglicol al día: 300 kg

Tiempo de re-abastecimiento a la semana: 2 días

Densidad del etilenglicol a 25°C: 1,116 kg/m<sup>3</sup>

Factor de seguridad: 1.25

Para determinar el volumen del tanque de etilenglicol, se utiliza la siguiente ecuación:

$$V_t = \left( \frac{m_i + m_R \times t}{\rho} \right) \times 1.25 \quad \text{Ecuación No. 2}$$

Donde:

$V_t$  = Volumen del tanque (m<sup>3</sup>)

$m_i$  = Masa inicial de etilenglicol (kg)

$m_R$  = Masa re-abastecida al tanque cada día (kg/día)

$\rho$  = Densidad del etilenglicol (kg/m<sup>3</sup>)

$t$  = Tiempo de re-abastecimiento (días)

$$V_t = \left( \frac{5,246.16 \text{ kg} + 300 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times 2 \text{ días}}{1,116 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right) \times 1.25 = 6.55 \text{ m}^3$$

Si el diámetro del tanque es igual a su altura, entonces éste está dado por la siguiente ecuación:

$$d_i = h_t = \sqrt[3]{\frac{4V_t}{\pi}} \quad \text{Ecuación No. 3}$$

Donde:

$d_i$  = Diámetro del tanque (m)

$h_t$  = Altura del tanque (m)

$V_t$  = Volumen del tanque (m)

$$d_i = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 6.55 \text{m}^3}{\pi}} = 2.03 \text{ m}$$

**2. Molino de martillos para trituración de botellas PET.** 8,116.35 lb/día en botellas PET es la cantidad que tiene que ser triturada por el molino de martillos, se requiere que cada hora se procese el 30% de esta cantidad.

$$\dot{m}_{\text{operación}} = f C_t \quad \text{Ecuación No. 4}$$

Donde:

$\dot{m}_{\text{operación}}$  = Flujo másico de operación (lb/h)

$C_t$  = Carga total (lb)

$f$  = Factor de operación

$$\dot{m}_{\text{operación}} = 0.3 \cdot 8,116.35 \text{ lb} = 2,434.90 \text{ lb/h}$$

Se dimensionó el molino basándose en este flujo másico de operación según la Tabla No. 21-2 (Perry, 2001). La capacidad más cercana para el tipo de molino de martillos elegido (Desintegrador Rietz) es de 3000 lb/h, así que éste es el que se utilizará y presenta las siguientes características.

**Tabla E.1**  
**Características del desintegrador Rietz**

|                             |   |
|-----------------------------|---|
| Modelo                      | R-12                                      |
| Capacidad másica del molino | 1,361 kg/h (3,000 lb/h)                   |
| Potencia del motor          | 11.19 kW (15 hp)                          |
| Velocidad del rotor         | 7,200 RPM                                 |
| Diámetro del rotor          | 0.3048 m (12 in)                          |
| Perforación de la rejilla   | 2 mm <sup>2</sup> (0.08 in <sup>2</sup> ) |

### 3. Tornillo de alimentación de PET

**a. Clasificación del sólido.** Para poder diseñar el alimentador de tornillo es necesario conocer las características del sólido con el que se está trabajando, como por ejemplo: la densidad a granel, el ángulo de reposo, el tamaño de partícula y si es abrasivo o no. Por lo tanto se utiliza la Tabla E.2 para determinar las características de este material.

**Tabla E.2**  
**Sistema de clasificación para sólidos a granel (Tabla 21-3 del Perry, 2001)**

|             |   |   |
|-------------|---|---|
| Tamaño      | Muy fino: < 149 $\mu$ m (malla 100)                 | A |
|             | Fino: 149 $\mu$ m a 3.18 mm (malla 100 a 1/8 in)    | B |
|             | Granular: 3.18 a 12.7 mm (1/8 a 1/2 in)             | C |
|             | Con terrones: > 12.7 mm (> 1/2 in)                  | D |
|             | Irregular: fibroso, pegajoso o similar              | H |
| Fluidez     | De flujo muy libre; ángulo de reposo de hasta 30°   | 1 |
|             | De flujo libre; ángulo de reposo de hasta 30° a 45° | 2 |
|             | Lento; ángulo de reposo de 45° o más                | 3 |
| Abrasividad | No abrasivo   | 6 |
|             | Medianamente abrasivo                               | 7 |
|             | Muy abrasivo  | 8 |

La clasificación del PET triturado sería B26 debido a que es un sólido fino con un flujo libre y no es abrasivo.

Teniendo la clasificación correspondiente y usando la Tabla No. 21-5 (Perry, 2001) se puede determinar el área aproximada que ocupa el sólido. En este caso es del 45%.

**b. Características del alimentador de tornillo.** Además, se estará utilizando la Tabla No. 21-6 (Perry, 2001) en donde se requiere conocer la capacidad volumétrica de PET a dosificar.

Cantidad de material a dosificar: 3,497.44 kg

Porcentaje de área que ocupa el sólido: 45%

Densidad a granel de PET: 256.82 kg/m<sup>3</sup>

Tiempo de dosificación: 0.5 h

Para determinar la capacidad volumétrica de PET triturado a dosificar, se utiliza la siguiente ecuación:

$$\dot{V}_d = \frac{\left( \frac{m_d}{t} \right)}{\rho_{\text{granel}}} \quad \text{Ecuación No. 4}$$

Donde:

$\dot{V}_d$  = Capacidad volumétrica a dosificar (m<sup>3</sup>/h)

$m_d$  = Cantidad de material a dosificar (kg)

$t$  = Tiempo de dosificación (h)

$\rho$  = Densidad a granel del PET (kg/m<sup>3</sup>)

$$\dot{V}_d = \frac{\left( \frac{3,497.44 \text{ kg}}{0.5 \text{ h}} \right)}{256.82 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 27.24 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Con este resultado se obtienen las siguientes características del alimentador de tornillo:

**Tabla E.3**  
**Características del alimentador de tornillo para dosificar PET triturado**

|                                       |                        |
|---------------------------------------|------------------------|
| Diámetro nominal                      | 0.089 m (3 1/2 in)     |
| Capacidad volumétrica del alimentador | 28.3 m <sup>3</sup> /h |
| Diámetro de paletas                   | 0.36 m (14 in)         |
| Diámetro de ejes                      | 0.076 m (3 in)         |
| Largo del tornillo                    | 2.3 m (7.54 ft)        |
| Velocidad de rotación                 | 45 RPM                 |
| Diámetro de sección de alimentación   | 0.30 m (12 in)         |
| Potencia del motor                    | 1.12 W (1.50 hp)       |

**4. Tolva para alimentación de PET triturado.** Para iniciar con el diseño de la tolva de alimentación es necesario pensar en ella como un cono completo con la base hacia arriba y utilizar la siguiente ecuación:

$$\tan \alpha = \frac{h}{r} \quad \text{Ecuación No. 5}$$

Donde:

$\alpha$  = ángulo de reposo del material

h = altura completa del cono (m)

r = radio del cono (m)

Para que el material tenga una buena fluidez se tomará un ángulo de 50°, por lo que se obtiene lo siguiente:

$$\tan(50^\circ) = \frac{h}{r} = 1.19$$

Para determinar el volumen del cono completo se utiliza ecuación:

$$V_{\text{cono}} = V_d = \frac{\pi}{3} r^2 h \quad \text{Ecuación No. 6}$$

Donde:

- $V_{\text{cono}}$  = Volumen del cono completo ( $\text{m}^3$ )  
 $V_d$  = Capacidad volumétrica a dosificar ( $\text{m}^3$ )  
 $h$  = Altura completa del cono (m)  
 $r$  = Radio del cono (m)

El volumen del cono es igual a la capacidad volumétrica que es necesaria agregar al reactor de despolimerización de PET, por lo tanto, primero es necesario determinar la capacidad volumétrica a dosificar.

$$V_d = \frac{m_d}{\rho_{\text{granel}}} \quad \text{Ecuación No. 7}$$

Donde:

- $V_d$  = Capacidad volumétrica a dosificar ( $\text{m}^3$ )  
 $m_d$  = Cantidad de material a dosificar (kg)  
 $\rho$  = Densidad a granel del PET ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$$V_d = \frac{3,497.44 \text{ kg}}{256.82 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 13.62 \text{ m}^3$$

Por lo tanto, el volumen del cono es de  $13.62 \text{ m}^3$  y se procede a despejar la ecuación No. 6 para obtener la altura del cono.

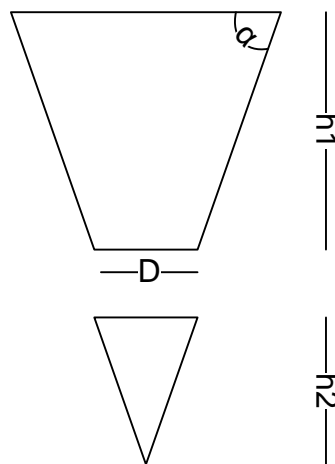
$$h = \sqrt[3]{\frac{V_{\text{cono}}}{\left(\frac{\pi}{3}\right)}} \cdot 1.19^2 = \sqrt[3]{\frac{13.62 \text{ m}^3}{\left(\frac{\pi}{3}\right)}} \cdot 1.19^2 = 2.64 \text{ m}$$

A la altura del cono se le agrega un factor de seguridad del 25%, la altura corregida es entonces: 3.30 m.

Despejando el radio de la ecuación No. 6 utilizando la altura corregida se obtiene un valor de 2.22 m.

Estos cálculos son con base en un cono completo, sin embargo, la tolva presenta un orificio de salida con diámetro igual al de alimentación del tornillo de dosificación de PET (12 in) y a una altura  $h_2$ , tal y como se muestra en la siguiente figura.

**Figura E.1**  
**Tobera de alimentación**



Entonces, para obtener la altura de la tolva es necesario utilizar la siguiente ecuación:

$$h_1 = h - h_2 = h - \tan \alpha r \quad \text{Ecuación No. 8}$$

Donde:

$h_1$  = Altura de la tolva (m)

$h_2$  = Altura de la parte inferior de la tolva (m)

$h$  = Altura completa y corregida del cono (m)

$\alpha$  = Ángulo de reposo del material

$r$  = Radio de alimentación del tornillo de dosificación (m)

$$h_1 = 3.30 \text{ m} - \left( \tan 50^\circ \left( \frac{0.3048 \text{ m}}{2} \right) \right) = 3.12 \text{ m}$$

## 5. Reactor para la despolimerización de PET

### a. Cantidad de los reactivos a la entrada del reactor

**Tabla E.4**

**Cantidad de los reactivos a la entrada del reactor para despolimerización de PET**

| Reactivo        | Cantidad (Kg) | Densidad (kg/m <sup>3</sup> ) |
|-----------------|---------------|-------------------------------|
| PET             | 3,497.44      | 1,169                         |
| Etilenglicol    | 5,246.16      | 1,116                         |
| Acetato de Zinc | 13.99         | 1,735                         |
| Total           | 8,757.58      | -----                         |

**b. Volumen de diseño del reactor.** Es necesario sumar el volumen que ocupan todos los reactivos que serán ingresados al reactor mediante la siguiente ecuación:

$$V_R = \frac{m_{PET}}{\rho_{PET}} + \frac{m_{Et}}{\rho_{Et}} + \frac{m_{Ac}}{\rho_{Ac}} \quad \text{Ecuación No. 9}$$

Donde:

- $V_R$  = Volumen de diseño del reactor (m<sup>3</sup>)
- $m_{PET}$  = Cantidad de PET agregado (kg)
- $\rho_{PET}$  = Densidad del PET triturado (kg/m<sup>3</sup>)
- $m_{Et}$  = Cantidad de etilenglicol agregado (kg)

$\rho_{Et}$  = Densidad del etilenglicol ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$m_{Ac}$  = Cantidad de acetato de zinc agregado (kg)

$\rho_{Ac}$  = Densidad del acetato de zinc ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$$V_R = \frac{3,497.44 \text{ kg}}{1,169 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{5,246.16 \text{ kg}}{1,116 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{13.99 \text{ kg}}{1,735 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 6.78 \text{ m}^3$$

**c. Dimensiones del reactor.** Si el diámetro del tanque es igual a la altura del líquido, entonces éste está dado por la ecuación No. 3.

$$d_i = h = \sqrt[3]{\frac{4V_R}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 6.78 \text{ m}^3}{\pi}} = 2.05 \text{ m}$$

**d. Volúmenes interiores del reactor**

**a. Volumen de la cabeza elipsoidal**

$$V_{CELIP} = \left( \frac{\pi d_i^3}{24} \right) \quad \text{Ecuación No. 10}$$

Donde:

$V_{CELIP}$  = Volumen de la cabeza elipsoidal ( $\text{m}^3$ )

$d_i$  = Diámetro del reactor (m)

$$V_{\text{CELIP}} = \left( \frac{\pi \cdot 2.05 \text{ m}^3}{24} \right) = 1.13 \text{ m}^3$$

**b. Volumen interior de la sección cilíndrica**

$$V_{\text{CIL}} = V_{\text{R}} - V_{\text{CELIP}} \quad \text{Ecuación No. 11}$$

Donde:

$V_{\text{CIL}}$  = Volumen interior de la sección cilíndrica ( $\text{m}^3$ )

$V_{\text{CELIP}}$  = Volumen de la cabeza elipsoidal ( $\text{m}^3$ )

$V_{\text{R}}$  = Volumen de diseño del reactor ( $\text{m}^3$ )

$$V_{\text{CIL}} = 6.78 \text{ m}^3 - 1.13 \text{ m}^3 = 5.65 \text{ m}^3$$

**c. Volumen interior total del reactor sin incluir la cabeza elipsoidal superior**

$$V_{\text{TCIL}} = V_{\text{CELIP}} + V_{\text{CIL}} \quad \text{Ecuación No. 12}$$

Donde:

$V_{\text{TCIL}}$  = Volumen interior total del reactor sin incluir la cabeza elipsoidal ( $\text{m}^3$ )

$V_{\text{CELIP}}$  = Volumen de la cabeza elipsoidal ( $\text{m}^3$ )

$V_{\text{CIL}}$  = Volumen interior de la sección cilíndrica ( $\text{m}^3$ )

$$V_{\text{TCIL}} = 1.13 \text{ m}^3 + 5.65 \text{ m}^3 = 6.78 \text{ m}^3$$

**e. Alturas de las secciones del reactor**

**a. Altura de la cabeza elipsoidal**

$$h_{\text{CELIP}} = 0.25 d_i \quad \text{Ecuación No. 13}$$

Donde:

$h_{\text{CELIP}}$  = Altura de la cabeza elipsoidal (m)

$d_i$  = Diámetro del reactor (m)

$$h_{\text{CELIP}} = 0.25 \cdot 2.05 \text{ m} = 0.51 \text{ m}$$

**b. Altura de la sección cilíndrica**

$$h_{\text{CIL}} = \left( \frac{4 V_{\text{CIL}}}{\pi d_i^2} \right) \quad \text{Ecuación No. 14}$$

Donde:

$h_{\text{CIL}}$  = Altura de la sección cilíndrica (m)

$V_{\text{CIL}}$  = Volumen de la sección cilíndrica (m<sup>3</sup>)

$d_i$  = Diámetro del reactor (m)

$$h_{\text{CIL}} = \left( \frac{4 \cdot 5.65 \text{ m}^3}{\pi \cdot 2.05 \text{ m}^2} \right) = 1.71 \text{ m}$$

c. Altura corregida de la sección cilíndrica

$$h_{CCIL} = h_{CIL} f \quad \text{Ecuación No. 15}$$

Donde:

$h_{CCIL}$  = Altura corregida de la sección cilíndrica (m)

$h_{CIL}$  = Altura de la sección cilíndrica (m)

$f$  = Factor de seguridad (1.25)

$$h_{CCIL} = 1.71 \text{ m} \cdot 1.25 = 2.14 \text{ m}$$

d. Altura total del reactor (sección cilíndrica corregida y las dos cabezas elipsoidales)

$$h_R = 2 h_{CELIP} + h_{CCIL} \quad \text{Ecuación No. 16}$$

Donde:

$h_R$  = Altura total del reactor (m)

$h_{CELIP}$  = Altura de la cabeza elipsoidal (m)

$h_{CCIL}$  = Altura corregida de la sección cilíndrica (m)

$$h_R = 2 \cdot 0.51 \text{ m} + 2.14 \text{ m} = 3.16 \text{ m}$$

e. Altura del líquido en el reactor

$$h = h_{CELIP} + h_{CIL} \quad \text{Ecuación No. 17}$$

Donde:

$h$  = Altura del líquido en el reactor (m)

$h_{\text{CELIP}}$  = Altura de la cabeza elipsoidal (m)

$h_{\text{CIL}}$  = Altura de la sección cilíndrica (m)

$$h = 0.51 \text{ m} + 1.71 \text{ m} = 2.22 \text{ m}$$

La altura del líquido es aproximadamente igual al diámetro interior del reactor (di)

#### f. Características de la turbina de agitación del reactor

Se utilizará una turbina de seis aspas rectas que presenta las siguientes proporciones:

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{H}{D_t} = 1$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_a} = 1$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Donde:

$D_t$  = Diámetro del tanque (m)

$D_a$  = Diámetro del rodete (m)

$H$  = Altura del líquido en el tanque (m)

$J$  = Ancho de las placas deflectoras (m)

$E$  = Distancia entre el rodete y el fondo del tanque (m)

$W$  = Ancho del rodete (m)

$L$  = Largo del rodete (m)

**Tabla E.5**  
**Dimensionamiento de la turbina de agitación para el reactor para la despolimerización de PET**

|   |        |
|---|--------|
| Diámetro del rodete (Da)                            | 0.68 m |
| Altura del líquido en el tanque (H)                 | 2.05 m |
| Ancho de las placas deflectoras (J)                 | 0.17 m |
| Distancia entre el rodete y el fondo del tanque (E) | 0.68 m |
| Ancho del rodete (W)                                | 0.14 m |
| Largo del rodete (L)                                | 0.17 m |

**g. Potencia para la turbina de agitación del reactor**

El consumo de potencia de la turbina está dado por la siguiente ecuación:

$$P = N_p n^3 D_a^5 \rho f \quad \text{Ecuación No. 18}$$

Donde:

- P = Potencia (kW)
- $N_p$  = número de potencia
- n = Velocidad de agitación (rev/min)
- $D_a$  = Diámetro del rodete (m)
- $\rho$  = Densidad ( $\text{kg/m}^3$ )
- f = factor de seguridad (1.25)

El número de potencia se obtiene a partir de las correlaciones existentes entre este valor y el número de Reynolds. El número de Reynolds está dado por la siguiente ecuación:

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 n \rho}{\mu} \quad \text{Ecuación No. 19}$$

Donde:

- $N_{Re}$  = número de Reynolds
- $D_a$  = Diámetro del rodete (m)
- $n$  = Velocidad de agitación (rev/min)
- $\rho$  = Densidad ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
- $\mu$  = Viscosidad ( $\text{kg}/\text{m s}$ )

La velocidad de agitación del rodete es de 45 RPM, es decir: 0.75 rev/s.

La viscosidad de la suspensión de BHET es de 0.79 Poises, es decir: 0.079  $\text{kg}/\text{m s}$

La densidad final es de 1,301.23  $\text{kg}/\text{m}^3$ .

$$N_{Re} = \frac{0.68 \text{ m}^2 \left( 0.75 \frac{\text{rev}}{\text{s}} \right) \left( 1,301.23 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}{0.079 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 5,775.24$$

Utilizando la Figura E.2 que correlaciona el número de Potencia con el número de Reynolds y seleccionando la curva No. 1, la cual corresponde a una turbina de seis aspas rectas, se obtiene un número de Potencia de 5.9 que permitirá obtener la potencia consumida por el agitador.

$$P = 5.9 \left( 0.75 \frac{\text{rev}}{\text{s}} \right)^3 0.68 \text{ m}^5 \left( 1,301.23 \frac{\text{kg}}{\text{m s}} \right) 1.25 = 0.65 \text{ kW} = 0.87 \text{ hP} \approx 1 \text{ hP}$$

**h. Área de la chaqueta de calentamiento para el reactor.** Si la reacción debe llegar a 180°C en aproximadamente una hora, el flujo de calor necesario para llegar a la temperatura de reacción, en esta hora, según el balance de energía, es de 2589988.86 kJ/h. Este es el flujo máximo de calor que se requerirá durante toda la reacción, por lo tanto, el cálculo del área de calentamiento tiene que ir con respecto a este flujo máximo de calor.

Por lo tanto, el área de la chaqueta de calentamiento está dada por la siguiente ecuación:

$$A_R = \frac{Q}{U\Delta T} \quad \text{Ecuación No. 20}$$

Donde:

$A_R$  = Área de calentamiento del reactor ( $m^2$ )

$Q$  = Flujo de calor requerido por el sistema (kJ/h)

$U$  = Coeficiente global de transferencia de calor ( $kJ/m^2h^\circ C$ )

$\Delta T$  = Cambio de temperatura durante el calentamiento ( $^\circ C$ )

Utilizando la Tabla No. 8.5 (Couper, 2010) se seleccionó el coeficiente global de transferencia de calor que fuera más apropiado para un reactor enchaquetado. Éste fue de 150 Btu/hft<sup>2</sup>°F o 3,066.282 kJ/m<sup>2</sup>h°C. Por lo tanto, el área de calentamiento es:

$$A_R = \frac{2,589,988.86 \frac{kJ}{h}}{3,066.28 \frac{kJ}{m^2h^\circ C} \cdot 180-25 \text{ }^\circ C} = 5.45 \text{ m}^2$$

## 6. Tornillo de alimentación de BHET

**a. Clasificación del sólido.** Para poder diseñar el alimentador de tornillo es necesario conocer las características del sólido con el que se está trabajando, como por ejemplo: la densidad a granel, el ángulo de reposo, el tamaño de partícula y si es abrasivo o no. Por lo tanto se utiliza la Tabla F.2 para determinar las características de este material.

La clasificación del BHET filtrado sería B26 debido a que es un sólido fino con un flujo libre y no es abrasivo.

Teniendo la clasificación correspondiente y usando la Tabla No. 21-5 (Perry, 2001) se puede determinar el área aproximada que ocupa el sólido. En este caso es del 45%.

**b. Características del alimentador de tornillo.** Además, se estará utilizando la Tabla No. 21-6 (Perry, 2001) en donde se requiere conocer la capacidad volumétrica de BHET a dosificar.

Cantidad de material a dosificar: 3,491.39 kg

Porcentaje de área que ocupa el sólido: 45%

Densidad a granel de BHET: 575.00 kg/m<sup>3</sup>

Tiempo de dosificación: 0.5 h

Para determinar la capacidad volumétrica de BHET a dosificar, se utiliza la ecuación No. 7

$$\dot{V}_d = \frac{\left(\frac{m_d}{t}\right)}{\rho_{\text{granel}}} = \frac{\left(\frac{3,491.39 \text{ kg}}{0.5 \text{ h}}\right)}{575.00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 12.14 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Donde:

$\dot{V}_d$  = Capacidad volumétrica a dosificar (m<sup>3</sup>/h)

$m_d$  = Cantidad de material a dosificar (kg)

$t$  = Tiempo de dosificación (h)

$\rho$  = Densidad a granel del BHET (kg/m<sup>3</sup>)

Con este resultado se obtienen las siguientes características del alimentador de tornillo:

**Tabla E.6**  
**Características del alimentador de tornillo para dosificar BHET**

|                                       |                        |
|---------------------------------------|------------------------|
| Diámetro nominal                      | 0.063 m (2 1/2 in)     |
| Capacidad volumétrica del alimentador | 17.0 m <sup>3</sup> /h |
| Diámetro de paletas                   | 0.30 m (12 in)         |
| Diámetro de ejes                      | 0.051 m (2 in)         |
| Largo del tornillo                    | 2.3 m (7.54 ft)        |
| Velocidad de rotación                 | 45 RPM                 |
| Diámetro de sección de alimentación   | 0.25 m (10 in)         |
| Potencia del motor                    | 0.56 kW (0.75 hp)      |

**7. Tolva para alimentación de BHET.** Para iniciar con el diseño de la tolva de alimentación es necesario pensar en ella como un cono completo con la base hacia arriba y utilizar la ecuación No. 5:

$$\tan \alpha = \frac{h}{r} = \tan(50^\circ) = 1.19$$

Donde:

$\alpha$  = ángulo de reposo del material (50°)

$h$  = altura completa del cono (m)

$r$  = radio del cono (m)

Para determinar el volumen del cono completo se utiliza la ecuación No. 7

$$V_{\text{cono}} = V_d = \frac{\pi}{3} r^2 h$$

Donde:

$V_{\text{cono}}$  = Volumen del cono completo ( $\text{m}^3$ )

$V_d$  = Capacidad volumétrica a dosificar ( $\text{m}^3$ )

$h$  = Altura completa del cono (m)

$r$  = Radio del cono (m)

El volumen del cono es igual a la capacidad volumétrica que es necesaria agregar al reactor de esterificación, por lo tanto, primero es necesario determinar la capacidad volumétrica a dosificar.

$$V_d = \frac{m_d}{\rho_{\text{granel}}} = \frac{3,491.39 \text{ kg}}{575.00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 6.07 \text{ m}^3$$

Donde:

$V_d$  = Capacidad volumétrica a dosificar ( $\text{m}^3$ )

$m_d$  = Cantidad de material a dosificar (kg)

$\rho$  = Densidad a granel del BHET ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

Por lo tanto, el volumen del cono es de  $6.07 \text{ m}^3$  y se procede a despejar la ecuación No. 6 para obtener la altura del cono.

$$h = \sqrt[3]{\frac{V_{\text{cono}}}{\left(\frac{\pi}{3}\right)}} 1.19^2 = \sqrt[3]{\frac{6.07 \text{ m}^3}{\left(\frac{\pi}{3}\right)}} 1.19^2 = 2.02 \text{ m}$$

A la altura del cono se le agrega un factor de seguridad del 25%, la altura corregida es entonces: 2.52 m.

Despejando el radio de la ecuación No. 6 utilizando la altura corregida se obtiene un valor de 1.70 m.

Estos cálculos son en base a un cono completo, sin embargo, la tolva presenta un orificio de salida con diámetro igual al de alimentación del tornillo de dosificación de BHET (10 in) y a una altura  $h_2$ , tal y como se muestra en la Figura E.1

Entonces, para obtener la altura de la tolva es necesario utilizar la ecuación No. 8

$$h_1 = h - h_2 = h - \tan \alpha r = 2.52 \text{ m} - \left( \tan 50^\circ \left( \frac{0.2540 \text{ m}}{2} \right) \right) = 2.37 \text{ m}$$

Donde:

$h_1$  = Altura de la tolva (m)

$h_2$  = Altura de la parte inferior de la tolva (m)

$h$  = Altura completa y corregida del cono (m)

$\alpha$  = Ángulo de reposo del material

$r$  = Radio de alimentación del tornillo de dosificación (m)

## 8. Tanque para el almacenamiento de aceite de soya

Flujo másico de aceite de soya al día: 8,769.12 kg/día

Densidad del aceite de soya a 25°C: 920 kg/m<sup>3</sup>

Tiempo de almacenamiento: 3 días

Factor de seguridad: 1.25

Para determinar el volumen del tanque se utiliza la siguiente ecuación:

$$V_t = \left( \frac{\dot{m}}{\rho} \right) t \times 1.25 \quad \text{Ecuación No. 21}$$

Donde:

$\dot{m}$  = Flujo másico de aceite de soya (kg/día)

$V_t$  = Volumen del tanque (m<sup>3</sup>)

$\rho$  = Densidad del aceite de soya (kg/m<sup>3</sup>)

$t$  = Tiempo de almacenamiento (días)

$$V_t = \left( \frac{8,769.12 \frac{\text{kg}}{\text{día}}}{920 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right) 3 \text{ días } 1.25 = 34.74 \text{ m}^3$$

Si el diámetro del tanque es igual a su altura, entonces éste está dado por la ecuación No. 3

$$d_i = h_t = \sqrt[3]{\frac{4V_t}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 34.74 \text{ m}^3}{\pi}} = 3.57 \text{ m}$$

Donde:

$d_i$  = Diámetro del tanque (m)

$h_t$  = Altura del tanque (m)

$V_t$  = Volumen del tanque (m)

## 9. Tornillo de alimentación de pentaeritritol

**a. Clasificación del sólido.** Para poder diseñar el alimentador de tornillo es necesario conocer las características del sólido con el que se está trabajando, como por ejemplo: la densidad a granel, el ángulo de reposo, el tamaño de partícula y si es abrasivo o no. Por lo tanto se utiliza la Tabla F.2 para determinar las características de este material.

La clasificación del pentaeritritol sería B26 debido a que es un sólido fino con un flujo libre y no es abrasivo.

Teniendo la clasificación correspondiente y usando la Tabla No. 21-5 (Perry, 2001) se puede determinar el área aproximada que ocupa el sólido. En este caso es del 45%.

### b. Características del alimentador de tornillo

Además, se estará utilizando la Tabla No. 21-6 (Perry, 2001) en donde se requiere conocer la capacidad volumétrica del pentaeritritol a dosificar.

Cantidad de material a dosificar: 1,774.48 kg

Porcentaje de área que ocupa el sólido: 45%

Densidad a granel del pentaeritritol: 800.00 kg/m<sup>3</sup>

Tiempo de dosificación: 0.5 h

Para determinar la capacidad volumétrica del pentaeritritol a dosificar, se utiliza la ecuación No. 4

$$\dot{V}_d = \frac{\left(\frac{m_d}{t}\right)}{\rho_{\text{granel}}} = \frac{\left(\frac{1,774.48 \text{ kg}}{0.5 \text{ h}}\right)}{800.00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 4.44 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Donde:

$\dot{V}_d$  = Capacidad volumétrica a dosificar (m<sup>3</sup>/h)

$m_d$  = Cantidad de material a dosificar (kg)

$t$  = Tiempo de dosificación (h)

$\rho$  = Densidad a granel del pentaeritritol (kg/m<sup>3</sup>)

Con este resultado se obtienen las siguientes características del alimentador de tornillo:

**Tabla E.7**  
**Características del alimentador de tornillo para dosificar pentaeritritol**

|                                       |                        |
|---------------------------------------|------------------------|
| Diámetro nominal                      | 0.063 m (2 1/2 in)     |
| Capacidad volumétrica del alimentador | 5.70 m <sup>3</sup> /h |
| Diámetro de paletas                   | 0.23 m (9 in)          |
| Diámetro de ejes                      | 0.051 m (2 in)         |
| Largo del tornillo                    | 2.3 m (7.54 ft)        |
| Velocidad de rotación                 | 40 RPM                 |
| Diámetro de sección de alimentación   | 0.15 m (6 in)          |
| Potencia del motor                    | 0.19 W (0.25 hp)       |

**10. Tolva para alimentación de pentaeritritol.** Para iniciar con el diseño de la tobera de alimentación es necesario pensar en ella como un cono completo con la base hacia arriba y utilizar la ecuación No. 5

$$\tan \alpha = \frac{h}{r} = \tan(50^\circ) = 1.19$$

Donde:

$\alpha$  = ángulo de reposo del material (50°)

$h$  = altura completa del cono (m)

$r$  = radio del cono (m)

Para determinar el volumen del cono completo se utiliza la ecuación No. 6

$$V_{\text{cono}} = V_d = \frac{\pi}{3} r^2 h$$

Donde:

- $V_{\text{cono}}$  = Volumen del cono completo ( $\text{m}^3$ )  
 $V_d$  = Capacidad volumétrica a dosificar ( $\text{m}^3$ )  
 $h$  = Altura completa del cono (m)  
 $r$  = Radio del cono (m)

El volumen del cono es igual a la capacidad volumétrica que es necesaria agregar al reactor de alcoholisis, por lo tanto, primero es necesario determinar la capacidad volumétrica a dosificar.

$$V_d = \frac{m_d}{\rho_{\text{granel}}} = \frac{1,774.48 \text{ kg}}{800.00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 2.22 \text{ m}^3$$

Donde:

- $V_d$  = Capacidad volumétrica a dosificar ( $\text{m}^3$ )  
 $m_d$  = Cantidad de material a dosificar (kg)  
 $\rho$  = Densidad a granel del pentaeritritol ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

Por lo tanto, el volumen del cono es de  $2.22 \text{ m}^3$  y se procede a despejar la ecuación No. 6 para obtener la altura del cono.

$$h = \sqrt[3]{\frac{V_{\text{cono}}}{\left(\frac{\pi}{3}\right)}} 1.19^2 = \sqrt[3]{\frac{2.22 \text{ m}^3}{\left(\frac{\pi}{3}\right)}} 1.19^2 = 1.44 \text{ m}$$

A la altura del cono se le agrega un factor de seguridad del 25%, la altura corregida es entonces: 1.80 m.

Despejando el radio de la ecuación No. 6 y utilizando la altura corregida se obtiene un valor de 1.21 m.

Estos cálculos son en base a un cono completo, sin embargo, la tolva presenta un orificio de salida con diámetro igual al de alimentación del tornillo de dosificación de pentaeritritol (6 in) y a una altura  $h_2$ , tal y como se muestra en la Figura E.1

Entonces, para obtener la altura de la tolva es necesario utilizar la ecuación No. 8

$$h_1 = h - h_2 = h - \tan \alpha r = 1.80 \text{ m} - \left( \tan 50^\circ \left( \frac{0.1524 \text{ m}}{2} \right) \right) = 1.71 \text{ m}$$

Donde:

$h_1$  = Altura de la tolva (m)

$h_2$  = Altura de la parte inferior de la tolva (m)

$h$  = Altura completa y corregida del cono (m)

$\alpha$  = Ángulo de reposo del material

$r$  = Radio de alimentación del tornillo de dosificación (m)

## 11. Reactor de alcoholisis

### a. Cantidad de los reactivos a la entrada del reactor

**Tabla E.8**  
**Cantidad de los reactivos a la entrada del reactor de alcoholisis**

| Reactivo       | Cantidad (Kg) | Densidad (kg/m <sup>3</sup> ) |
|----------------|---------------|-------------------------------|
| Aceite de soya | 8,769.12      | 920                           |
| Pentaeritritol | 1,774.48      | 1,380                         |
| Total          | 10,543.60     | -----                         |

**b. Volumen de diseño del reactor.** Es necesario sumar el volumen que ocupan todos los reactivos que serán ingresados al reactor mediante la siguiente ecuación:

$$V_R = \frac{m_{\text{soya}}}{\rho_{\text{soya}}} + \frac{m_{\text{Penta}}}{\rho_{\text{Penta}}} \quad \text{Ecuación No. 22}$$

Donde:

- $V_R$  = Volumen de diseño del reactor ( $\text{m}^3$ )
- $m_{\text{soya}}$  = Cantidad de aceite de soya agregado (kg)
- $\rho_{\text{soya}}$  = Densidad del aceite de soya ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
- $m_{\text{Penta}}$  = Cantidad de pentaeritritol agregado (kg)
- $\rho_{\text{Penta}}$  = Densidad de pentaeritritol ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$$V_R = \frac{8,769.12 \text{ kg}}{920 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{1,774.48 \text{ kg}}{1,380 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 10.82 \text{ m}^3$$

### c. Dimensiones del reactor

Si el diámetro del tanque es igual a la altura del líquido, entonces éste está dado por la ecuación No. 3

$$d_i = h = \sqrt[3]{\frac{4V_R}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 10.82 \text{ m}^3}{\pi}} = 2.40 \text{ m}$$

### d. Volúmenes interiores del reactor

#### a. Volumen de la cabeza elipsoidal

Se utilizará la ecuación No. 10:

$$V_{\text{CELIP}} = \left( \frac{\pi d_i^3}{24} \right) = \left( \frac{\pi \cdot 2.40^3}{24} \right) = 1.80 \text{ m}^3$$

Donde:

$$V_{\text{CELIP}} = \text{Volumen de la cabeza elipsoidal (m}^3\text{)}$$

$$d_i = \text{Diámetro del reactor (m)}$$

**b. Volumen interior de la sección cilíndrica**

Se utilizará la ecuación No. 11:

$$V_{\text{CIL}} = V_{\text{R}} - V_{\text{CELIP}} = 10.82 \text{ m}^3 - 1.80 \text{ m}^3 = 9.01 \text{ m}^3$$

Donde:

$$V_{\text{CIL}} = \text{Volumen interior de la sección cilíndrica (m}^3\text{)}$$

$$V_{\text{CELIP}} = \text{Volumen de la cabeza elipsoidal (m}^3\text{)}$$

$$V_{\text{R}} = \text{Volumen de diseño del reactor (m}^3\text{)}$$

**c. Volumen interior total del reactor sin incluir la cabeza elipsoidal superior**

Se utilizará la ecuación No. 12:

$$V_{\text{TCIL}} = V_{\text{CELIP}} + V_{\text{CIL}} = 1.80 \text{ m}^3 + 9.01 \text{ m}^3 = 10.82 \text{ m}^3$$

Donde:

$$V_{\text{TCIL}} = \text{Volumen interior total del reactor sin incluir la cabeza elipsoidal (m}^3\text{)}$$

$$V_{\text{CELIP}} = \text{Volumen de la cabeza elipsoidal (m}^3\text{)}$$

$$V_{\text{CIL}} = \text{Volumen interior de la sección cilíndrica (m}^3\text{)}$$

**e. Alturas de las secciones del reactor**

**a. Altura de la cabeza elipsoidal**

Se utilizará la ecuación No. 13:

$$h_{\text{CELIP}} = 0.25 d_i = 0.25 \cdot 2.40 \text{ m} = 0.60 \text{ m}$$

Donde:

$h_{\text{CELIP}}$  = Altura de la cabeza elipsoidal (m)

$d_i$  = Diámetro del reactor (m)

**b. Altura de la sección cilíndrica**

Se utilizará la ecuación No. 14:

$$h_{\text{CIL}} = \left( \frac{4 V_{\text{CIL}}}{\pi d_i^2} \right) = \left( \frac{4 \cdot 9.01 \text{ m}^3}{\pi \cdot 2.40 \text{ m}^2} \right) = 2.00 \text{ m}$$

Donde:

$h_{\text{CIL}}$  = Altura de la sección cilíndrica (m)

$V_{\text{CIL}}$  = Volumen de la sección cilíndrica (m<sup>3</sup>)

$d_i$  = Diámetro del reactor (m)

**c. Altura corregida de la sección cilíndrica**

Se utilizará la ecuación No. 15:

$$h_{CCIL} = h_{CIL} f = 2.00 \text{ m } 1.25 = 2.50 \text{ m}$$

Donde:

$h_{CCIL}$  = Altura corregida de la sección cilíndrica (m)

$h_{CIL}$  = Altura de la sección cilíndrica (m)

$f$  = Factor de seguridad (1.25)

- d.** Altura total del reactor (sección cilíndrica corregida y las dos cabezas elipsoidales)

Se utilizará la ecuación No. 16:

$$h_R = 2 h_{CELIP} + h_{CCIL} = 2 \text{ } 0.60 \text{ m } + 2.50 \text{ m} = 3.70 \text{ m}$$

Donde:

$h_R$  = Altura total del reactor (m)

$h_{CELIP}$  = Altura de la cabeza elipsoidal (m)

$h_{CCIL}$  = Altura corregida de la sección cilíndrica (m)

- e.** Altura del líquido en el reactor

Se utilizará la ecuación No. 17:

$$h = h_{CELIP} + h_{CIL} = 0.60 \text{ m} + 2.00 \text{ m} = 2.60 \text{ m}$$

Donde:

$h$  = Altura del líquido en el reactor (m)

$h_{\text{CELIP}}$  = Altura de la cabeza elipsoidal (m)

$h_{\text{CIL}}$  = Altura de la sección cilíndrica (m)

La altura del líquido es aproximadamente igual al diámetro interior del reactor (di)

**f.** Características de la turbina de agitación del reactor

Se utilizará una turbina de seis aspas rectas que presenta las siguientes proporciones:

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{H}{D_t} = 1$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_a} = 1$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Donde:

$D_t$  = Diámetro del tanque (m)

$D_a$  = Diámetro del rodete (m)

$H$  = Altura del líquido en el tanque (m)

$J$  = Ancho de las placas deflectoras (m)

$E$  = Distancia entre el rodete y el fondo del tanque (m)

$W$  = Ancho del rodete (m)

$L$  = Largo del rodete (m)

**Tabla E.9**  
**Dimensionamiento de la turbina de agitación para el reactor de alcoholisis**

|   |        |
|---|--------|
| Diámetro del rodete (Da)                            | 0.68 m |
| Altura del líquido en el tanque (H)                 | 2.40 m |
| Ancho de las placas deflectoras (J)                 | 0.20 m |
| Distancia entre el rodete y el fondo del tanque (E) | 0.80 m |
| Ancho del rodete (W)                                | 0.16 m |
| Largo del rodete (L)                                | 0.20   |

**f. Potencia para la turbina de agitación del reactor**

El consumo de potencia de la turbina está dado por la ecuación No. 18:

$$P = N_p n^3 D_a^5 \rho f$$

Donde:

- P = Potencia (kW)
- $N_p$  = número de potencia
- n = Velocidad de agitación (rev/min)
- $D_a$  = Diámetro del rodete (m)
- $\rho$  = Densidad ( $\text{kg/m}^3$ )
- f = factor de seguridad (1.25)

El número de potencia se obtiene a partir de las correlaciones existentes entre este valor y el número de Reynolds. El número de Reynolds está dado por la ecuación No. 19:

La velocidad de agitación del rodete es de 45 RPM, es decir: 0.75 rev/s.

La viscosidad de la mezcla inicial es de 1.3 Poises, es decir: 0.13 kg/m s

La densidad final es de 978.12  $\text{kg/m}^3$ .

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 n \rho}{\mu} = \frac{0.80 \text{ m}^2 \left(0.75 \frac{\text{rev}}{\text{s}}\right) \left(978.12 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{0.13 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 3,602.68$$

Donde:

- $N_{Re}$  = número de Reynolds
- $D_a$  = Diámetro del rodete (m)
- $n$  = Velocidad de agitación (rev/min)
- $\rho$  = Densidad ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
- $\mu$  = Viscosidad ( $\text{kg}/\text{m s}$ )

Utilizando la Figura E.2 que correlaciona el número de Potencia con el número de Reynolds y seleccionando la curva No. 1, la cual corresponde a una turbina de seis aspas rectas, se obtiene un número de Potencia de 5.7 que permitirá obtener la potencia consumida por el agitador.

$$P = 5.7 \left(0.75 \frac{\text{rev}}{\text{s}}\right)^3 0.80 \text{ m}^5 \left(978.12 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}\right) 1.25 = 1.02 \text{ kW} = 1.37 \text{ hP} \approx 1.5 \text{ hP}$$

**g. Área de la chaqueta de calentamiento para el reactor.** Si la reacción debe llegar a  $180^\circ\text{C}$  en aproximadamente una hora, el flujo de calor necesario para llegar a la temperatura de reacción, en esta hora, según el balance de energía, es de 3232760.69 kJ/h. Este es el flujo máximo de calor que se requerirá durante toda la reacción, por lo tanto, el cálculo del área de calentamiento tiene que ir con respecto a este flujo máximo de calor.

Por lo tanto, el área de la chaqueta de calentamiento está dada por la ecuación No. 20:

Utilizando la Tabla No. 8.5 (Couper, 2010) se seleccionó el coeficiente global de transferencia de calor que fuera más apropiado para un reactor enchaquetado. Éste fue de  $200 \text{ Btu}/\text{hft}^2\text{°F}$  o  $4,088.38 \text{ kJ}/\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}$ .

$$A_R = \frac{Q}{U\Delta T} = \frac{3,232,760.69 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{4,088.38 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}} 180-25 \text{ }^\circ\text{C}} = 5.10 \text{ m}^2$$

Donde:

$A_R$  = Área de calentamiento del reactor ( $\text{m}^2$ )

$Q$  = Flujo de calor requerido por el sistema ( $\text{kJ/h}$ )

$U$  = Coeficiente global de transferencia de calor ( $\text{kJ/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$ )

$\Delta T$  = Cambio de temperatura durante el calentamiento ( $^\circ\text{C}$ )

## 12. Tornillo de alimentación de anhídrido ftálico

**a. Clasificación del sólido.** Para poder diseñar el alimentador de tornillo es necesario conocer las características del sólido con el que se está trabajando, como por ejemplo: la densidad a granel, el ángulo de reposo, el tamaño de partícula y si es abrasivo o no. En este caso, a diferencia de los materiales anteriores, el anhídrido ftálico se encuentra listado en la Tabla No. 21-4 (Perry, 2001) debido a esto se conoce que su clasificación es: C36XZ.

Es decir, que es un sólido granular con un flujo lento y no es abrasivo.

Teniendo la clasificación correspondiente y usando la Tabla 21-5 (Perry, 2001), se puede determinar el área aproximada que ocupa el sólido. En este caso es del 45%.

**b. Características del alimentador de tornillo.** Además, se estará utilizando la Tabla 21-6 (Perry, 2001) en donde se requiere conocer la capacidad volumétrica del anhídrido ftálico a dosificar.

Cantidad de material a dosificar: 2,403.97 kg

Porcentaje de área que ocupa el sólido: 45%

Densidad a granel del anhídrido ftálico:  $480.55 \text{ kg/m}^3$

Tiempo de dosificación: 0.5 h

Para determinar la capacidad volumétrica del anhídrido ftálico a dosificar, se utiliza la ecuación No. 7:

$$\dot{V}_d = \frac{\left(\frac{m_d}{t}\right)}{\rho_{\text{granel}}} = \frac{\left(\frac{2,403.97 \text{ kg}}{0.5 \text{ h}}\right)}{480.55 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 10.00 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Donde:

- $\dot{V}_d$  = Capacidad volumétrica a dosificar ( $\text{m}^3/\text{h}$ )
- $m_d$  = Cantidad de material a dosificar (kg)
- $t$  = Tiempo de dosificación (h)
- $\rho$  = Densidad a granel del anhídrido ftálico ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

Con este resultado se obtienen las siguientes características del alimentador de tornillo:

**Tabla E.10**  
**Características del alimentador de tornillo para dosificar anhídrido ftálico**

|                                       |                             |
|---------------------------------------|-----------------------------|
| Diámetro nominal                      | 0.063 m (2 1/2 in)          |
| Capacidad volumétrica del alimentador | 11.30 $\text{m}^3/\text{h}$ |
| Diámetro de paletas                   | 0.25 m (10 in)              |
| Diámetro de ejes                      | 0.051 m (2 in)              |
| Largo del tornillo                    | 2.3 m (7.54 ft)             |
| Velocidad de rotación                 | 55 RPM                      |
| Diámetro de sección de alimentación   | 0.23 m (9 in)               |
| Potencia del motor                    | 0.37 W (0.5 hp)             |

**13. Tolva de anhídrido ftálico.** Para iniciar con el diseño de la tolva de alimentación es necesario pensar en ella como un cono completo con la base hacia arriba y utilizar la ecuación No. 5

$$\tan \alpha = \frac{h}{r} = \tan(50^\circ) = 1.19$$

Donde:

$\alpha$  = ángulo de reposo del material ( $50^\circ$ )

$h$  = altura completa del cono (m)

$r$  = radio del cono (m)

Para determinar el volumen del cono completo se utiliza la ecuación No. 7:

$$V_{\text{Cono}} = V_d = \frac{\pi}{3} r^2 h$$

Donde:

$V_{\text{Cono}}$  = Volumen del cono completo ( $\text{m}^3$ )

$V_d$  = Capacidad volumétrica a dosificar ( $\text{m}^3$ )

$h$  = Altura completa del cono (m)

$r$  = Radio del cono (m)

El volumen del cono es igual a la capacidad volumétrica que es necesaria agregar al reactor de esterificación, por lo tanto, primero es necesario determinar la capacidad volumétrica a dosificar.

$$V_d = \frac{m_d}{\rho_{\text{granel}}} = \frac{2,403.97 \text{ kg}}{480.55 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 5.00 \text{ m}^3$$

Donde:

$V_d$  = Capacidad volumétrica a dosificar ( $m^3$ )

$m_d$  = Cantidad de material a dosificar (kg)

$\rho$  = Densidad a granel del anhídrido ftálico ( $kg/m^3$ )

Por lo tanto, el volumen del cono es de  $5.00 m^3$  y se procede a despejar la ecuación No. 6 para obtener la altura del cono.

$$h = \sqrt[3]{\frac{V_{\text{Cono}}}{\left(\frac{\pi}{3}\right)}} 1.19^2 = \sqrt[3]{\frac{5.00 m^3}{\left(\frac{\pi}{3}\right)}} 1.19^2 = 1.89 m$$

A la altura del cono se le agrega un factor de seguridad del 25%, la altura corregida es entonces: 2.36 m.

Despejando el radio de la ecuación No. 6 utilizando la altura corregida se obtiene un valor de 1.59 m.

Estos cálculos son en base a un cono completo, sin embargo, la tolva presenta un orificio de salida con diámetro igual al de alimentación del tornillo de dosificación de anhídrido ftálico (9 in) y a una altura  $h_2$ , tal y como se muestra en la Figura E.1

Entonces, para obtener la altura de la tolva es necesario utilizar la ecuación No. 8

$$h_1 = h - h_2 = h - \tan \alpha r = 2.36 m - \left( \tan 50^\circ \left( \frac{0.23 m}{2} \right) \right) = 2.21 m$$

Donde:

$h_1$  = Altura de la tolva (m)

$h_2$  = Altura de la parte inferior de la tolva (m)

$h$  = Altura completa y corregida del cono (m)

$\alpha$  = Ángulo de reposo del material

$r$  = Radio de alimentación del tornillo de dosificación (m)

#### 14. Tanque para el almacenamiento de xileno

Cantidad de xileno inicial: 801.32 kg

Re-abastecimiento diario de xileno al día: 80.13 kg

Tiempo de re-abastecimiento a la semana: 2 días

Densidad del xileno a 25°C: 860 kg/m<sup>3</sup>

Factor de seguridad: 1.25

Para determinar el volumen del tanque de etilenglicol se utiliza la siguiente ecuación:

$$V_t = \left( \frac{m_i + m_R \times t}{\rho} \right) \times 1.25 \quad \text{Ecuación No. 22}$$

Donde:

$V_t$  = Volumen del tanque (m<sup>3</sup>)

$m_i$  = Masa inicial de xileno (kg)

$m_R$  = Masa re-abastecida al tanque cada día (kg/día)

$\rho$  = Densidad del xileno (kg/m<sup>3</sup>)

$t$  = Tiempo de re-abastecimiento (días)

$$V_t = \left( \frac{801.32 \text{ kg} + 80.13 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \cdot 2 \text{ días}}{860 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right) 1.25 = 1.40 \text{ m}^3$$

Si el diámetro del tanque es igual a su altura, entonces éste está dado por la siguiente fórmula:

$$d_i = h_t = \sqrt[3]{\frac{4V_t}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 1.40 \text{ m}^3}{\pi}} = 1.21 \text{ m}$$

Donde:

$d_i$  = Diámetro del tanque (m)

$h_t$  = Altura del tanque (m)

$V_t$  = Volumen del tanque (m)

### 15. Tanque para el almacenamiento de solvente mineral

Flujo másico de solvente mineral al día para dilución: 4,127.34 kg/día

Tiempo de almacenamiento: 1 semana de producción

Cantidad de solvente mineral inicial: 7,923.81 kg

Re-abastecimiento diario de solvente mineral al día: 2,377.14 kg

Tiempo de re-abastecimiento a la semana: 2 días

Densidad del solvente mineral a 25°C: 830 kg/m<sup>3</sup>

Factor de seguridad: 1.25

Para determinar el volumen del tanque de solvente mineral se utiliza la siguiente ecuación:

$$V_t = \left( \frac{\dot{m} \times t + m_i + m_R \times t_R}{\rho} \right) \times 1.25 \quad \text{Ecuación No. 23}$$

Donde:

$V_t$  = Volumen del tanque (m<sup>3</sup>)

$\dot{m}$  = Flujo másico de solvente mineral (kg/día)

$t$  = Tiempo de almacenamiento (días)

$m_i$  = Masa inicial de solvente mineral (kg)

$m_R$  = Masa re-abastecida al tanque cada día (kg/día)

$\rho$  = Densidad del solvente mineral (kg/m<sup>3</sup>)

$t$  = Tiempo de re-abastecimiento (días)

$$V_t = \left( \frac{4,127.34 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \cdot 3 \text{ días} + 7,923.81 \text{ kg} + 2,377.14 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \cdot 2 \text{ días}}{830 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right) 1.25 = 37.74 \text{ m}^3$$

Si el diámetro del tanque es igual a su altura, entonces éste está dado por la ecuación No. 3, como sigue:

$$d_i = h_t = \sqrt[3]{\frac{4V_t}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 37.74 \text{ m}^3}{\pi}} = 3.64 \text{ m}$$

Donde:

$d_i$  = Diámetro del tanque (m)

$h_t$  = Altura del tanque (m)

$V_t$  = Volumen del tanque (m)

## 16. Reactor de esterificación

### a. Cantidad de los reactivos a la entrada del reactor

**Tabla E.11**

**Cantidad de los reactivos a la entrada del reactor de esterificación**

| Reactivo           | Cantidad (Kg) | Densidad (kg/m <sup>3</sup> ) |
|--------------------|---------------|-------------------------------|
| Mezcla inicial     | 10,543.60     | 978.12                        |
| Anhídrido Ftálico  | 2,403.97      | 1,530                         |
| BHET               | 3,491.39      | 1,490                         |
| Xileno             | 801.32        | 860                           |
| Solvente Mineral   | 7,923.81      | 830                           |
| Hidróxido de Litio | 3.95          | 1,460                         |
| Total              | 25,168.03     | -----                         |

**b. Volumen de diseño del reactor.** Es necesario sumar el volumen que ocupan todos los reactivos que serán ingresados al reactor mediante la siguiente ecuación:

$$V_R = \frac{m_{\text{Mezcla}}}{\rho_{\text{Mezcla}}} + \frac{m_{\text{Anhídrido}}}{\rho_{\text{Anhídrido}}} + \frac{m_{\text{BHET}}}{\rho_{\text{BHET}}} + \frac{m_{\text{Xileno}}}{\rho_{\text{Xileno}}} + \frac{m_{\text{Solvente}}}{\rho_{\text{Solvente}}} + \frac{m_{\text{LiOH}}}{\rho_{\text{LiOH}}} \quad \text{Ecuación No. 24}$$

Donde:

- $V_R$  = Volumen de diseño del reactor ( $\text{m}^3$ )
- $m_{\text{Mezcla}}$  = Cantidad de mezcla inicial agregada (kg)
- $\rho_{\text{Mezcla}}$  = Densidad de la mezcla inicial ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
- $m_{\text{Anhídrido}}$  = Cantidad de anhídrido ftálico agregado (kg)
- $\rho_{\text{Anhídrido}}$  = Densidad del anhídrido ftálico ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
- $m_{\text{BHET}}$  = Cantidad de BHET agregado (kg)
- $\rho_{\text{BHET}}$  = Densidad del BHET ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
- $m_{\text{Xileno}}$  = Cantidad de xileno agregado (kg)
- $\rho_{\text{Xileno}}$  = Densidad del xileno ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
- $m_{\text{Solvente}}$  = Cantidad de solvente mineral agregado (kg)
- $\rho_{\text{Solvente}}$  = Densidad del solvente mineral ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
- $m_{\text{LiOH}}$  = Cantidad de hidróxido de litio agregado (kg)
- $\rho_{\text{LiOH}}$  = Densidad del hidróxido de litio ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$$V_R = \frac{10,543.60 \text{ kg}}{978.12 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{2,403.97 \text{ kg}}{1,530 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{3,491.39 \text{ kg}}{1,490 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{801.32 \text{ kg}}{860 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{7,923.81 \text{ kg}}{830 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{3.95 \text{ kg}}{1,460 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 25.21 \text{ m}^3$$

**c. Dimensiones del reactor.** Si el diámetro del tanque es igual a la altura del líquido, entonces éste está dado por la ecuación No. 3

$$d_i = h = \sqrt[3]{\frac{4V_R}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 25.21 \text{ m}^3}{\pi}} = 3.18 \text{ m}$$

#### d. Volúmenes interiores del reactor

##### a. Volumen de la cabeza elipsoidal

Se utilizará la ecuación No. 10:

$$V_{\text{CELIP}} = \left( \frac{\pi d_i^3}{24} \right) = \left( \frac{\pi \cdot 3.18^3}{24} \right) = 4.20 \text{ m}^3$$

Donde:

$V_{\text{CELIP}}$  = Volumen de la cabeza elipsoidal ( $\text{m}^3$ )

$d_i$  = Diámetro del reactor (m)

##### b. Volumen interior de la sección cilíndrica

Se utilizará la ecuación No. 11:

$$V_{\text{CIL}} = V_R - V_{\text{CELIP}} = 25.21 \text{ m}^3 - 4.20 \text{ m}^3 = 21.01 \text{ m}^3$$

Donde:

$V_{\text{CIL}}$  = Volumen interior de la sección cilíndrica ( $\text{m}^3$ )

$V_{\text{CELIP}}$  = Volumen de la cabeza elipsoidal ( $\text{m}^3$ )

$V_R$  = Volumen de diseño del reactor ( $\text{m}^3$ )

- c. Volumen interior total del reactor sin incluir la cabeza elipsoidal superior

Se utilizará la ecuación No. 12:

$$V_{TCIL} = V_{CELIP} + V_{CIL} = 4.20 \text{ m}^3 + 21.01 \text{ m}^3 = 25.21 \text{ m}^3$$

Donde:

$V_{TCIL}$  = Volumen interior total del reactor sin incluir la cabeza elipsoidal ( $\text{m}^3$ )

$V_{CELIP}$  = Volumen de la cabeza elipsoidal ( $\text{m}^3$ )

$V_{CIL}$  = Volumen interior de la sección cilíndrica ( $\text{m}^3$ )

**e. Alturas de las secciones del reactor**

- a. Altura de la cabeza elipsoidal

Se utilizará la ecuación No. 13:

$$h_{CELIP} = 0.25 d_i = 0.25 \cdot 3.18 \text{ m} = 0.79 \text{ m}$$

Donde:

$h_{CELIP}$  = Altura de la cabeza elipsoidal (m)

$d_i$  = Diámetro del reactor (m)

- b. Altura de la sección cilíndrica

Se utilizará la ecuación No. 14:

$$h_{\text{CIL}} = \left( \frac{4 V_{\text{CIL}}}{\pi d_i^2} \right) = \left( \frac{4 \cdot 21.01 \text{ m}^3}{\pi \cdot 3.18 \text{ m}^2} \right) = 2.65 \text{ m}$$

Donde:

- $h_{\text{CIL}}$  = Altura de la sección cilíndrica (m)
- $V_{\text{CIL}}$  = Volumen de la sección cilíndrica ( $\text{m}^3$ )
- $d_i$  = Diámetro del reactor (m)

**c.** Altura corregida de la sección cilíndrica

Se utilizará la ecuación No. 15:

$$h_{\text{CCIL}} = h_{\text{CIL}} f = 2.65 \text{ m} \cdot 1.25 = 3.31 \text{ m}$$

Donde:

- $h_{\text{CCIL}}$  = Altura corregida de la sección cilíndrica (m)
- $h_{\text{CIL}}$  = Altura de la sección cilíndrica (m)
- $f$  = Factor de seguridad (1.25)

**d.** Altura total del reactor (sección cilíndrica corregida y las dos cabezas elipsoidales)

Se utilizará la ecuación No. 16:

$$h_{\text{R}} = 2 h_{\text{CELIP}} + h_{\text{CCIL}} = 2 \cdot 0.79 \text{ m} + 3.31 \text{ m} = 4.90 \text{ m}$$

Donde:

$h_R$  = Altura total del reactor (m)

$h_{CELIP}$  = Altura de la cabeza elipsoidal (m)

$h_{CIL}$  = Altura corregida de la sección cilíndrica (m)

**e.** Altura del líquido en el reactor

Se utilizará la ecuación No. 17:

$$h = h_{CELIP} + h_{CIL} = 0.79 \text{ m} + 2.65 \text{ m} = 3.44 \text{ m}$$

Donde:

$h$  = Altura del líquido en el reactor (m)

$h_{CELIP}$  = Altura de la cabeza elipsoidal (m)

$h_{CIL}$  = Altura de la sección cilíndrica (m)

La altura del líquido es aproximadamente igual al diámetro interior del reactor (di)

**f. Características de la turbina de agitación del reactor**

Se utilizará una turbina de seis aspas rectas que presenta las siguientes proporciones:

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{H}{D_t} = 1$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_a} = 1$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Donde:

- $D_t$  = Diámetro del tanque (m)
- $D_a$  = Diámetro del rodete (m)
- $H$  = Altura del líquido en el tanque (m)
- $J$  = Ancho de las placas deflectoras (m)
- $E$  = Distancia entre el rodete y el fondo del tanque (m)
- $W$  = Ancho del rodete (m)
- $L$  = Largo del rodete (m)

**Tabla E.12**

**Dimensionamiento de la turbina de agitación para el reactor de esterificación**

|   |        |
|---|--------|
| Diámetro del rodete ( $D_a$ )                           | 1.06 m |
| Altura del líquido en el tanque ( $H$ )                 | 3.18 m |
| Ancho de las placas deflectoras ( $J$ )                 | 0.26 m |
| Distancia entre el rodete y el fondo del tanque ( $E$ ) | 1.06 m |
| Ancho del rodete ( $W$ )                                | 0.21 m |
| Largo del rodete ( $L$ )                                | 0.26   |

**g. Potencia para la turbina de agitación del reactor**

El consumo de potencia de la turbina está dado por la ecuación No. 18:

$$P = N_p n^3 D_a^5 \rho f$$

Donde:

- $P$  = Potencia (kW)
- $N_p$  = número de potencia
- $n$  = Velocidad de agitación (rev/min)
- $D_a$  = Diámetro del rodete (m)
- $\rho$  = Densidad ( $\text{kg/m}^3$ )
- $f$  = factor de seguridad (1.25)

El número de potencia se obtiene a partir de las correlaciones existentes entre este valor y el número de Reynolds. El número de Reynolds está dado por la ecuación No. 19:

La velocidad de agitación del rodete es de 90 RPM, es decir: 1.50 rev/s.

La viscosidad de la resina alquídica es de 4.955 Poises, es decir: 0.496 kg/m s.

La densidad final es de 999.34 kg/m<sup>3</sup>.

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 n \rho}{\mu} = \frac{1.06 \text{ m}^2 \left(1.50 \frac{\text{rev}}{\text{s}}\right) \left(999.34 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{0.496 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 3,395.28$$

Donde:

- $N_{Re}$  = número de Reynolds
- $D_a$  = Diámetro del rodete (m)
- $n$  = Velocidad de agitación (rev/min)
- $\rho$  = Densidad (kg/m<sup>3</sup>)
- $\mu$  = Viscosidad (kg/m s)

Utilizando la Figura E.2 que correlaciona el número de Potencia con el número de Reynolds y seleccionando la curva No. 1, la cual corresponde a una turbina de seis aspas rectas, se obtiene un número de Potencia de 5.5 que permitirá obtener la potencia consumida por el agitador.

$$P = 5.5 \left(1.50 \frac{\text{rev}}{\text{s}}\right)^3 1.06 \text{ m}^5 \left(999.34 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}\right) 1.25 = 22.00 \text{ kW} = 29.51 \text{ hP} \approx 30 \text{ hP}$$

**h. Área de la chaqueta de calentamiento para el reactor.** Si la reacción debe llegar a 230°C en aproximadamente una hora, el flujo de calor necesario para llegar a la temperatura de reacción, en esta hora, según el balance de energía, es de 5167635.39 kJ/h. Este es el flujo máximo de calor que se requerirá durante toda la reacción, por lo tanto, el cálculo del área de calentamiento tiene que ir con respecto a este flujo máximo de calor.

Por lo tanto, el área de la chaqueta de calentamiento está dada por la ecuación No. 20:

Utilizando la Tabla 8.5 (Couper, 2010) se seleccionó el coeficiente global de transferencia de calor que fuera más apropiado para un reactor enchaquetado. Éste fue de 200 Btu/hft<sup>2</sup>°F o 4,088.38 kJ/m<sup>2</sup>h°C.

$$A_R = \frac{Q}{U\Delta T} = \frac{5,167,635.39 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{4,088.38 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}} \cdot 230-25 \text{ }^\circ\text{C}} = 6.17 \text{ m}^2$$

Donde:

- $A_R$  = Área de calentamiento del reactor (m<sup>2</sup>)
- $Q$  = Flujo de calor requerido por el sistema (kJ/h)
- $U$  = Coeficiente global de transferencia de calor (kJ/m<sup>2</sup>h°C)
- $\Delta T$  = Cambio de temperatura durante el calentamiento (°C)

### 17. Condensador vertical para la separación de agua y vapores orgánicos durante la reacción de esterificación

**a. Área de transferencia de calor.** Para determinar el área de transferencia de calor es necesario tomar en cuenta el área de enfriamiento necesaria para condensar el azeótropo agua-xileno y el solvente mineral, así como la necesaria para enfriar estos condensados a una menor temperatura. El objetivo es asegurarse que el azeótropo se haya eliminado, debido que esto es lo que produce la separación entre el agua y el xileno para posterior eliminación del agua.

- a. Área de transferencia de calor en la condensación

**Tabla E.13**

**Media logarítmica de las diferencias de temperatura de los fluidos en la condensación**

| Flujo caliente (°C) | Temperatura | Flujo frío (°C) | Diferencia (°C) |
|---------------------|-------------|-----------------|-----------------|
| 95                  | Alta        | 40              | 55              |
| 95                  | Baja        | 30              | 65              |

$$DMTL = \frac{\Delta T_h}{\ln\left(\frac{\Delta T_h}{\Delta T_c}\right)} \quad \text{Ecuación No. 25}$$

Donde:

DMTL = Media logarítmica de las diferencias de temperatura (°C)

$\Delta T_h$  = Cambio de temperatura alta para los dos fluidos (°C)

$\Delta T_c$  = Cambio de temperatura baja para los dos fluidos (°C)

$$DMTL = \frac{55 \text{ °C}}{\ln\left(\frac{55 \text{ °C}}{65 \text{ °C}}\right)} = 59.86 \text{ °C}$$

Teniendo la media logarítmica de las diferencias de temperatura, se obtiene mediante la siguiente ecuación, la multiplicación de UA para posteriormente sumarla con la que corresponde al enfriamiento.

$$UA = \frac{Q_{\text{cond}}}{DMTL} \quad \text{Ecuación No. 26}$$

Donde:

U = Coeficiente global de transferencia de calor (kJ/m<sup>2</sup>h°C)

A = Área de transferencia de calor (m<sup>2</sup>)

$Q_{\text{cond}}$  = Calor de condensación (kJ/h)

DMTL = Media logarítmica de las diferencias de temperatura (°C)

$$UA = \frac{905.22 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{59.86 \text{ °C}} = 15.12 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}$$

b. Área de transferencia de calor en el enfriamiento

**Tabla E.14**

**Media logarítmica de las diferencias de temperatura de los fluidos en el enfriamiento**

| Flujo caliente (°C) | Temperatura | Flujo frío (°C) | Diferencia (°C) |
|---------------------|-------------|-----------------|-----------------|
| 95                  | Alta        | 30              | 65              |
| 85                  | Baja        | 25              | 60              |

Se utiliza la ecuación No. 25:

$$DMTL = \frac{\Delta T_h}{\ln\left(\frac{\Delta T_h}{\Delta T_c}\right)} = \frac{65\text{ °C}}{\ln\left(\frac{65\text{ °C}}{60\text{ °C}}\right)} = 62.47\text{ °C}$$

Donde:

DMTL = Media logarítmica de las diferencias de temperatura (°C)

$\Delta T_h$  = Cambio de temperatura alta para los dos fluidos (°C)

$\Delta T_c$  = Cambio de temperatura baja para los dos fluidos (°C)

Teniendo la media logarítmica de las diferencias de temperatura, se obtiene mediante la ecuación No. 26, la multiplicación de UA para posteriormente sumarla con la que corresponde al enfriamiento.

$$UA = \frac{Q_{\text{cond}}}{DMTL} = \frac{33,617.91 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{62.47\text{ °C}} = 538.17 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}$$

Donde:

U = Coeficiente global de transferencia de calor (kJ/m<sup>2</sup>h°C)

A = Área de transferencia de calor (m<sup>2</sup>)

$Q_{\text{cond}}$  = Calor de condensación (kJ/h)

DMTL = Media logarítmica de las diferencias de temperatura (°C)

$UA_{Total}$  es entonces: 553.30 kJ/h°C

DMTL<sub>Total</sub> se obtiene de la siguiente forma:

$$DMTL_{Total} = \frac{Q_{Total}}{UA_{Total}} = \frac{34,523.13 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{553.30 \text{ } ^\circ\text{C}} = 62.40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Despejando para  $A_{Total}$  y utilizando un coeficiente global de transferencia de calor (U), obtenido de Tabla No. 8.12 (Couper, 2010), como: 125 Btu/hft<sup>2</sup>°F o 2,555.24 kJ/m<sup>2</sup>h°C se obtiene el área total del condensador:

$$A_{Total} = \frac{Q_{Total}}{U \text{ DMTL}_{Total}} = \frac{34,523.13 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{2,555.24 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}} \cdot 62.40 \text{ } ^\circ\text{C}} = 0.22 \text{ m}^2$$

**b. Características de los tubos del condensador.** Se estará utilizando un intercambiador de concha y tubos, para los últimos, sus dimensiones y características son las siguientes:

**Tabla E.15**  
**Características de los tubos del condensador**

|  |                     |
|--|---------------------|
| BWG                                    | 16                  |
| Diámetro exterior ( $d_o$ )            | 0.0191 m (0.75 in)  |
| Espesor de pared ( $\delta$ )          | 0.0017 m (0.065 in) |
| Diámetro interior ( $d_i$ )            | 0.0157 m (0.62 in)  |
| Largo de los tubos                     | 0.914 m (3 ft)      |
| Número de pasos en los tubos           | 1                   |
| Arreglo de los tubos                   | Triangular          |
| Espaciado de los deflectores           | 0.0762 m (3 in)     |
| Distancia entre el centro de los tubos | 0.254 1 in)         |

**c. Número de tubos.** Teniendo el área total de transferencia de calor ( $0.22 \text{ m}^2$ ) y las dimensiones de los tubos del condensador, se puede determinar el número de tubos necesarios para cubrir el área total necesaria.

$$N_t = \frac{A_t}{\pi d_o L} \quad \text{Ecuación No. 27}$$

Donde:

$N_t$  = Número de tubos

$A_t$  = Área total de transferencia de calor ( $\text{m}^2$ )

$d_o$  = Diámetro exterior de los tubos (m)

$L$  = Largo de los tubos (m)

$$N_t = \frac{0.22 \text{ m}^2}{\pi \cdot 0.091 \text{ m} \cdot 0.914 \text{ m}} = 3.96 \approx 4 \text{ tubos}$$

**d. Características del tubo exterior del calentador.** Teniendo la cantidad de tubos y su respectivo diámetro exterior es posible seleccionar un tubo exterior para el condensador. Las características del tubo exterior son las siguientes:

**Tabla E.16**  
**Características del tubo exterior del condensador**

|                                     |                     |
|-------------------------------------|---------------------|
| Tamaño nominal del tubo exterior    | 0.0762 m (3 in)     |
| Número de cédula del tubo exterior  | 40                  |
| Diámetro exterior del tubo exterior | 0.0889 m (3.5 in)   |
| Diámetro interior del tubo exterior | 0.0779 m (3.068 in) |
| Espesor de pared del tubo exterior  | 0.55 0.216 in)      |

### e. Número de cruces

Se utiliza la siguiente ecuación:

$$N_t + 1 = 12 \frac{L}{B} \quad \text{Ecuación No. 28}$$

Donde:

$N_t + 1$  = Número de tubos

$L$  = Largo de los tubos (m)

$B$  = Espaciado de los deflectores (m)

$$N_t + 1 = 12 \left( \frac{3 \text{ ft}}{3 \text{ in}} \right) = 12 \text{ cruces}$$

### f. Número de deflectores

Se utiliza la siguiente ecuación:

$$N_d = N_t + 1 - 1 \quad \text{Ecuación No. 29}$$

Donde:

$N_d$  = Número de deflectores

$N_t + 1$  = Número de tubos

$$N_d = 12 - 1 = 11 \text{ deflectores}$$

**g. Claro entre los tubos**

Se utiliza la siguiente ecuación:

$$C' = P_T - d_o \quad \text{Ecuación No. 30}$$

Donde:

$C'$  = Claro entre los tubos (in)

$P_t$  = Distancia entre los tubos (in)

$d_o$  = Diámetro exterior de los tubos (in)

$$C' = P_T - d_o = 1 \text{ in} - \frac{3}{4} \text{ in} = 0.25 \text{ in} = 0.0064 \text{ m}$$

**h. Flujo másico de agua para el enfriamiento**

**Tabla E.17**  
**Diferencia de temperatura del flujo refrigerante**

|                          |    |
|--------------------------|----|
| Temperatura              | °C |
| Entrada ( $T_1$ )        | 25 |
| Salida ( $T_2$ )         | 40 |
| $\Delta T_{\text{agua}}$ | 15 |

Se utilizará la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{\text{agua}} = \frac{Q_r}{C_p \Delta T_{\text{agua}}} \quad \text{Ecuación No. 31}$$

Donde:

- $\dot{m}_{\text{agua}}$  = Flujo másico de agua para el enfriamiento (kg/h)
- $Q_r$  = Calor recibido por el agua para el enfriamiento (kJ/h)
- $C_p$  = Calor específico del agua (kJ/kg)
- $\Delta T_{\text{agua}}$  = Cambio en la temperatura del agua (°C)

$$\dot{m}_{\text{agua}} = \frac{34,523.13 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{4.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot 15^\circ\text{C}} = 550.61 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

## 18. Tanque decantador

**Tabla E.18**  
**Propiedades de las sustancias entrantes al decantador**

| Propiedad                             | Xileno y Solvente Mineral | Agua   |
|---------------------------------------|---------------------------|--------|
| Temperatura operación (°C)            | 85                        | 85     |
| Densidad (kg/m <sup>3</sup> )         | 816                       | 968.39 |
| Viscosidad (cP)                       | 0.38                      | 0.36   |
| Flujo volumétrico (m <sup>3</sup> /h) | 2.67                      | 0.12   |

### a. Tiempo de retención en el tanque decantador

$$t = \frac{100 \mu_H}{\rho_H - \rho_{Lo}} \quad \text{Ecuación No. 32}$$

Donde:

$\mu_H$  = Viscosidad del líquido más denso (cP)

$\rho_{Lo}$  = Densidad del líquido menos denso ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$\rho_H$  = Densidad del líquido más denso ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$$t = \frac{100 \cdot 0.36 \text{ cP}}{\left(968.39 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 816 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)} = 0.236 \text{ h} = 850.45 \text{ s}$$

### b. Volumen de diseño del decantador

$$V_{\text{Diseño}} = q_{\text{Total}} t \quad 1.10 \quad \text{Ecuación No. 33}$$

Donde:

$V_{\text{Diseño}}$  = Volumen del decantador ( $\text{m}^3$ )

$q_{\text{Total}}$  = Flujo másico total a la entrada del decantador ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$t$  = Tiempo de retención en el tanque decantador (s)

$$V_{\text{Diseño}} = \left(7.76 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot 850.45 \text{ s}\right) 1.10 = 0.73 \text{ m}^3$$

**c. Diámetro y altura del decantador.** El largo del tanque horizontal será dos veces su diámetro, tomando esto en cuenta, el diámetro será el siguiente:

$$D = \sqrt[3]{V_{\text{Diseño}} \frac{4}{2\pi}} \quad \text{Ecuación No. 34}$$

Donde:

D = Diámetro del tanque horizontal (m)

$V_{\text{Diseño}}$  = Volumen del decantador ( $\text{m}^3$ )

$$D = \sqrt[3]{0.73 \text{ m}^3 \frac{4}{2\pi}} = 0.77 \text{ m}$$

El largo es por lo tanto, el doble del diámetro del tanque, es decir: 1.55 m.

#### d. Altura total de las dos fases

$$Z_t = 0.9 D \quad \text{Ecuación No. 35}$$

Donde:

$Z_t$  = Altura total de las dos fases (m)

D = Diámetro del tanque horizontal (m)

$$Z_t = 0.9 \cdot 0.77 \text{ m} = 0.70 \text{ m}$$

**e. Altura de las fases dentro del tanque horizontal.** Para determinar estas alturas se debe considerar que se tiene un tanque horizontal parcialmente lleno, por lo que se utilizan las relaciones tomadas de la Figura No. 10-16 (Perry, 2001) en donde es necesario tener la fracción de volumen que ocupa el agua para relacionarlo con su respectivo valor de H/D.

Volumen ocupado por cada fluido:

$$V_{\text{Agua}} = 3.30 \times 10^{-5} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot 850.45 \text{ s} = 0.03 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{Xileno-Solvente}} = 7.43 \times 10^{-4} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot 850.45 \text{ s} = 0.63 \text{ m}^3$$

$$\text{Fracción volumen}_{\text{Agua}} = \frac{V_{\text{agua}}}{V_{\text{Diseño}}} = \frac{0.03 \text{ m}^3}{0.73 \text{ m}^3} = 0.038$$

De la tabla mencionada anteriormente, esta fracción de volumen ocupado corresponde a una relación  $H/D = 0.08$ . Por lo que la altura de la interface será ( $H=Z_{A1}$ ) 0.06 m.

La altura de la fase más densa ( $Z_{A2}$ ) se obtiene mediante la siguiente ecuación:

$$Z_{A2} = Z_{A1} + Z_t - Z_{A1} \left( \frac{\rho_{\text{Xileno y solvente}}}{\rho_{\text{Agua}}} \right) \quad \text{Ecuación No. 36}$$

Donde:

$Z_{A2}$  = Altura de la fase menos densa (m)

$Z_{A1}$  = Altura de la fase más densa (m)

$Z_t$  = Altura total de las dos fases (m)

$$Z_{A2} = 0.06 \text{ m} + 0.70 \text{ m} - 0.06 \text{ m} \left( \frac{816 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{968.39 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right) = 0.60 \text{ m}$$

## 19. Tanque para la dilución de la resina alquídica

### a. Características del tanque de dilución

Volumen de la resina alquídica: 17,232.05 L

Masa de solvente mineral agregado: 4,127.34 kg  
 Densidad del solvente mineral a 25°C: 830 kg/m<sup>3</sup>

Para determinar el volumen final de la dilución se utiliza la siguiente ecuación:

$$V_{\text{dilución}} = V_{\text{Resina alquídica}} \left( \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \right) + \left( \frac{m_{\text{Solvente Mineral}}}{\rho} \right) \quad \text{Ecuación No. 37}$$

Donde:

$V_{\text{dilución}}$  = Volumen final de la dilución de la resina alquídica (m<sup>3</sup>)

$V_{\text{Resina alquídica}}$  = Volumen de la resina alquídica (L)

$m_{\text{Solvente Mineral}}$  = Masa del solvente mineral agregado (kg)

$\rho$  = Densidad del solvente mineral (kg/m<sup>3</sup>)

$$V_{\text{dilución}} = 17,232.05 \text{ L} \left( \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \right) + \left( \frac{4,127.05 \text{ kg}}{830 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right) = 22.20 \text{ m}^3$$

El volumen anterior tiene que ocupar un 75% del volumen del tanque de dilución, por lo tanto, el volumen del tanque será:

$$V_t = \frac{V_{\text{dilución}}}{0.75} = 29.61 \text{ m}^3 \approx 30 \text{ m}^3 \quad \text{Ecuación No. 38}$$

El diámetro del tanque es igual a la altura del líquido en el tanque, entonces el diámetro está dado por la ecuación No. 3

$$d_i = h = \sqrt[3]{\frac{4V_{\text{dilución}}}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 22.20 \text{ m}^3}{\pi}} = 3.05 \text{ m}$$

La altura del tanque se toma con respecto al volumen del tanque, como sigue:

$$h_t = \frac{4 V_t}{\pi d_i^2} \quad \text{Ecuación No. 39}$$

Donde:

$d_i$  = Diámetro del tanque (m)

$h_t$  = Altura del tanque (m)

$V_t$  = Volumen del tanque (m)

$$h_t = \frac{4 \cdot 30 \text{ m}^3}{\pi \cdot 3.05 \text{ m}^2} = 4.12 \text{ m}$$

### b. Características de la turbina de agitación en el tanque de dilución

Se utilizará una turbina de seis aspas rectas que presenta las siguientes proporciones:

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{H}{D_t} = 1$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_a} = 1$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Donde:

$D_t$  = Diámetro del tanque (m)

$D_a$  = Diámetro del rodete (m)

$H$  = Altura del líquido en el tanque (m)

- J = Ancho de las placas deflectoras (m)  
 E = Distancia entre el rodete y el fondo del tanque (m)  
 W = Ancho del rodete (m)  
 L = Largo del rodete (m)

**Tabla E.19**  
**Dimensionamiento de la turbina de agitación para el tanque de dilución**

|   |        |
|---|--------|
| Diámetro del rodete (Da)                            | 1.02 m |
| Altura del líquido en el tanque (H)                 | 3.05 m |
| Ancho de las placas deflectoras (J)                 | 0.25 m |
| Distancia entre el rodete y el fondo del tanque (E) | 1.02 m |
| Ancho del rodete (W)                                | 0.20 m |
| Largo del rodete (L)                                | 0.25 m |

### c. Cálculo de la potencia del agitador

El consumo de potencia de la turbina está dado por la ecuación No. 18:

$$P = N_p n^3 D_a^5 \rho f$$

Donde:

- P = Potencia (kW o hP)  
 N<sub>p</sub> = número de potencia  
 n = Velocidad de agitación (rev/min)  
 D<sub>a</sub> = Diámetro del rodete (m)  
 ρ = Densidad (kg/m<sup>3</sup>)  
 f = factor de seguridad (1.25)

El número de potencia se obtiene a partir de las correlaciones existentes entre este valor y el número de Reynolds. El número de Reynolds está dado por la ecuación No. 19:

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 n \rho}{\mu} = \frac{1.02 \text{ m}^2 \left(1 \frac{\text{rev}}{\text{s}}\right) \left(1,112.56 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{0.412 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 2,783.87$$

La velocidad de agitación del rodete es 60 RPM, es decir: 1 rev/s.

La viscosidad de la resina alquídica diluida es 4.121 Poises, es decir: 0.412 kg/m s

La densidad final es 1,112.56 kg/m<sup>3</sup>.

Utilizando la Figura E.2 que correlaciona el número de Potencia con el número de Reynolds y seleccionando la curva No. 1, la cual corresponde a una turbina de seis aspas rectas, se obtiene un número de Potencia de 5.4 que permitirá obtener la potencia consumida por el agitador.

$$P = 5.4 \left(1 \frac{\text{rev}}{\text{s}}\right)^3 1.02 \text{ m}^5 \left(1,112.56 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}\right) 1.25 = 8.11 \text{ W} = 10.87 \text{ hP}$$

## 20. Intercambiador de calor para enfriar la resina alquídica

### a. Media logarítmica de las diferencias de temperatura

**Tabla E.20**

**Media logarítmica de las diferencias de temperatura de los fluidos en el enfriamiento**

| Flujo caliente (°C) | Temperatura | Flujo frío (°C) | Diferencia (°C) |
|---------------------|-------------|-----------------|-----------------|
| 150                 | Alta        | 40              | 110             |
| 35                  | Baja        | 25              | 10              |

Se utilizará la ecuación No. 25.

$$DMTL = \frac{\Delta T_h}{\ln\left(\frac{\Delta T_h}{\Delta T_c}\right)} = \frac{110\text{ °C}}{\ln\left(\frac{110\text{ °C}}{10\text{ °C}}\right)} = 41.70\text{ °C}$$

Donde:

DMTL = Media logarítmica de las diferencias de temperatura (°C)

$\Delta T_h$  = Cambio de temperatura alta para los dos fluidos (°C)

$\Delta T_c$  = Cambio de temperatura baja para los dos fluidos (°C)

Teniendo la media logarítmica de las diferencias de temperatura, se obtiene mediante la siguiente ecuación, la multiplicación de UA que corresponde al enfriamiento de la resina.

$$UA = \frac{Q}{DMTL} \quad \text{Ecuación No. 40}$$

Donde:

U = Coeficiente global de transferencia de calor (kJ/m<sup>2</sup>h°C)

A = Área de transferencia de calor (m<sup>2</sup>)

Q = Calor necesario para el enfriamiento (kJ/h)

DMTL = Media logarítmica de las diferencias de temperatura (°C)

$$UA = \frac{905.22 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{59.86\text{ °C}} = 15.12 \frac{\text{kJ}}{\text{h}^\circ\text{C}}$$

La DMTL debe de ser corregida debido a los dos pasos en el lado de los tubos. Se utilizará la Figura E.3 para intercambiadores 1-2. Primero es necesario calcular los dos factores siguientes:

$$Z = \frac{T_{ha} - T_{hb}}{T_{cb} - T_{ca}} \quad \text{Ecuación No. 41}$$

Donde:

- Z = Factor de corrección
- $T_{ha}$  = Temperatura de entrada del fluido caliente (°C)
- $T_{hb}$  = Temperatura de salida del fluido caliente (°C)
- $T_{ca}$  = Temperatura de entrada del fluido frio (°C)
- $T_{cb}$  = Temperatura de salida del fluido frio (°C)

$$Z = \frac{150\text{ °C} - 35\text{ °C}}{40\text{ °C} - 25\text{ °C}} = 7.67$$

El segundo factor es el siguiente:

$$\eta_H = \frac{T_{cb} - T_{ca}}{T_{ha} - T_{ca}} \quad \text{Ecuación No. 42}$$

Donde:

- $\eta_H$  = Factor de corrección
- $T_{ha}$  = Temperatura de entrada del fluido caliente (°C)
- $T_{ca}$  = Temperatura de entrada del fluido frio (°C)
- $T_{cb}$  = Temperatura de salida del fluido frio (°C)

$$\eta_H = \frac{40^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}}{150^\circ\text{C} - 25^\circ\text{C}} = 0.13$$

Con estos valores se lee la Figura E.3 y se encuentra que  $F_G$  es igual a 0.83. Entonces, la DMTL corregida es la siguiente:

$$\text{DMTL}_c = F_G \text{ DMTL} = 0.83 \cdot 41.70^\circ\text{C} = 34.61^\circ\text{C}$$

Teniendo la media logarítmica corregida de las diferencias de temperatura, así como un coeficiente global de transferencia de calor ( $U$ ), obtenido de la Tabla No. 8.5 (Couper, 2010), como: 45 Btu/hft<sup>2</sup>°F o 919.88 kJ/m<sup>2</sup>h°C se obtiene el área total del intercambiador.

$$A = \frac{\dot{Q}_{\text{enfriamiento}}}{U \text{ DMTL}_c} \quad \text{Ecuación No. 43}$$

Donde:

- A = Área de transferencia de calor (m<sup>2</sup>)
- U = Coeficiente global de transferencia de calor (kJ/m<sup>2</sup>h°C)
- $\dot{Q}_{\text{enfriamiento}}$  = Flujo de calor liberado por la resina alquídica diluida (kJ/h)
- DMTL = Media logarítmica corregida de las diferencias de temperatura (°C)

$$A = \frac{3,147,919.18 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{919.88 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}} \cdot 34.61^\circ\text{C}} = 98.86 \text{ m}^2$$

**b. Características de los tubos del intercambiador de calor.** Se estará utilizando un intercambiador de concha y tubos con dos pasos para el lado de los tubos, para éstos, sus dimensiones y características son las siguientes:

**Tabla E.21**  
**Características de los tubos del intercambiador de calor**

| BWG                                    | 18                  |
|--|---------------------|
| Diámetro exterior ( $d_o$ )            | 0.0191 m (0.75 in)  |
| Espesor de pared ( $\delta$ )          | 0.0017 m (0.065 in) |
| Diámetro interior ( $d_i$ )            | 0.0157 m (0.62 in)  |
| Largo de los tubos                     | 4.88 m (16 ft)      |
| Número de pasos en los tubos           | 2                   |
| Arreglo de los tubos                   | Triangular          |
| Espaciado de los deflectores           | 0.3048 m (12 in)    |
| Distancia entre el centro de los tubos | 0.0238 m (15/16 in) |

**c. Número de tubos.** Teniendo el área total de transferencia de calor ( $98.86 \text{ m}^2$ ) y las dimensiones de los tubos del intercambiador de calor, se puede determinar el número de tubos necesarios para cubrir el área total necesaria. Se utiliza la ecuación No. 27:

$$N_t = \frac{A_t}{\pi d_o L} = \frac{98.86 \text{ m}^2}{\pi \cdot 0.0191 \text{ m} \cdot 4.88 \text{ m}} = 338.74 \approx 339 \text{ tubos}$$

Donde:

$N_t$  = Número de tubos

$A_t$  = Área total de transferencia de calor ( $\text{m}^2$ )

$d_o$  = Diámetro exterior de los tubos (m)

$L$  = Largo de los tubos (m)

**d. Características del tubo exterior del calentador.** Para determinar el diámetro interior de la coraza se utiliza la Tabla E.24, se relaciona la cantidad de tubos para un arreglo triangular de 15/16 in para dos pasos en los tubos. Se obtiene entonces un diámetro interior de la coraza de  $21 \frac{1}{4}$  “.

**e. Número de cruces**

Se utiliza la ecuación No. 28:

$$N_t + 1 = 12 \frac{L}{B} = 12 \left( \frac{16 \text{ ft}}{12 \text{ in}} \right) = 16 \text{ cruces}$$

Donde:

- $N_t + 1$  = Número de tubos
- L = Largo de los tubos (m)
- B = Espaciado de los deflectores (m)
- f. Número de deflectores

Se utiliza la ecuación No. 29:

$$N_d = N_t + 1 - 1 = 12 - 1 = 11 \text{ deflectores}$$

Donde:

- $N_d$  = Número de deflectores
- $N_t + 1$  = Número de tubos

**g. Claro entre los tubos.**

Se utiliza la siguiente ecuación:

$$C' = P_t - d_o = 1 \text{ in} - \frac{3}{4} \text{ in} = 0.25 \text{ in}$$

Donde:

- $C'$  = Claro entre los tubos (in)
- $P_t$  = Distancia entre los tubos (in)
- $d_o$  = Diámetro exterior de los tubos (in)

## h. Flujo másico de agua para el enfriamiento

**Tabla E.23**  
**Diferencia de temperatura del flujo refrigerante**

|                           |    |
|---------------------------|----|
| Temperatura               | °C |
| Entrada (T <sub>1</sub> ) | 25 |
| Salida (T <sub>2</sub> )  | 40 |
| ΔT <sub>agua</sub>        | 15 |

Se utilizará la ecuación No. 31:

$$\dot{m}_{\text{agua}} = \frac{Q_r}{C_p \Delta T_{\text{agua}}} = \frac{3,147,919.18 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{4.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} 15^\circ\text{C}} = 50,206.05 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Donde:

- $\dot{m}_{\text{agua}}$  = Flujo másico de agua para el enfriamiento (kg/h)
- $Q_r$  = Calor recibido por el agua para el enfriamiento (kJ/h)
- $C_p$  = Calor específico del agua (kJ/kg)
- $\Delta T_{\text{agua}}$  = Cambio en la temperatura del agua (°C)

## 21. Equipo de refrigeración

**a. Condensador vertical.** Teniendo el flujo de calor que es absorbido por el agua de enfriamiento (32,722.09 BTU/h) es posible obtener las toneladas de refrigeración para poder diseñar una torre de enfriamiento, éstas se obtienen utilizando la siguiente ecuación:

$$TR = \frac{\dot{Q}_{cond} f}{12,000 \frac{BTU}{h}} \quad \text{Ecuación No. 44}$$

Donde:

TR = Toneladas de refrigeración

$\dot{Q}_{cond}$  = Flujo de calor absorbido por el refrigerante (BTU/h)

f = Factor de seguridad (1.25)

$$TR = \frac{32,722.09 \frac{BTU}{h} \cdot 1.25}{12,000 \frac{BTU}{h}} = 3.41 \text{ TR}$$

**b. Enfriamiento de resina alquídica.** Teniendo el flujo de calor que es absorbido por el agua de enfriamiento (2,983,695.39 BTU/h) es posible obtener las toneladas de refrigeración para poder diseñar una torre de enfriamiento, éstas se obtienen utilizando la siguiente ecuación:

$$TR = \frac{\dot{Q}_{cond} f}{12,000 \frac{BTU}{h}} \quad \text{Ecuación No. 45}$$

Donde:

TR = Toneladas de refrigeración

$\dot{Q}_{cond}$  = Flujo de calor absorbido por el refrigerante (BTU/h)

f = Factor de seguridad (1.25)

$$TR = \frac{2,983,695.39 \frac{BTU}{h} \cdot 1.25}{12,000 \frac{BTU}{h}} = 310.80 \text{ TR}$$

Figura E.2

Número de potencia  $N_p$  en función del número de Reynolds  $Re$  para distintas turbinas

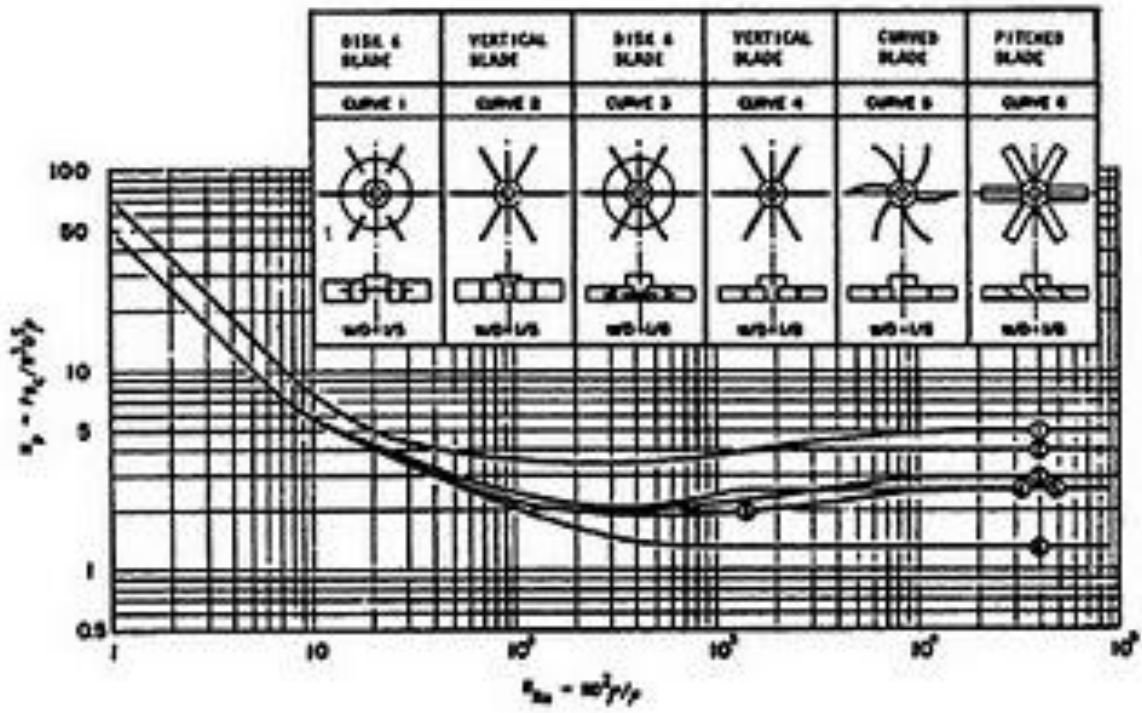
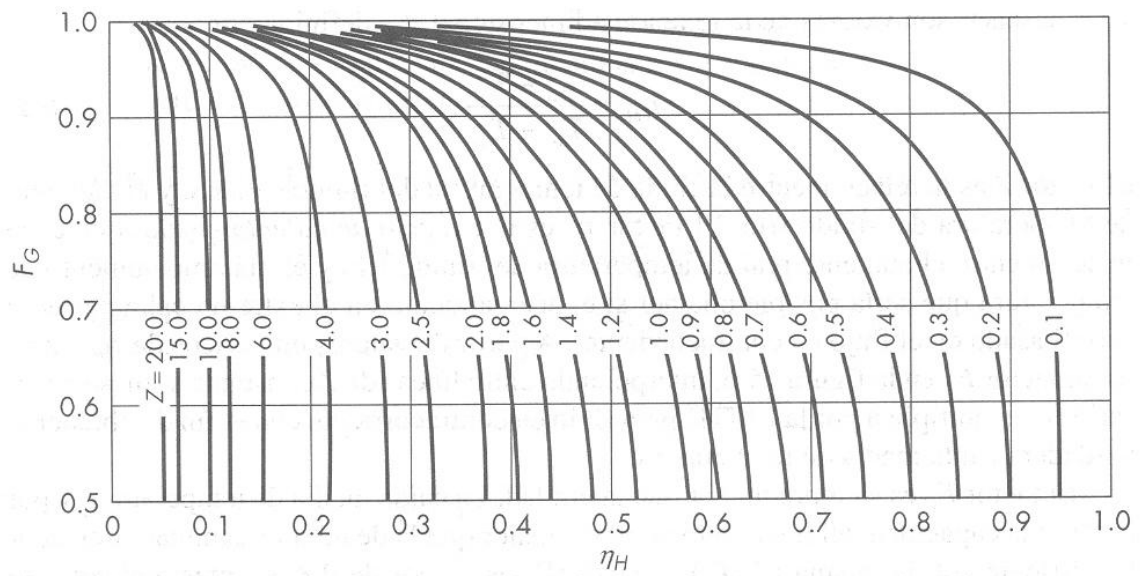


Figura E.3

Corrección del DMTL para intercambiadores 1-2



**Tabla E.23**  
**Disposición de los espejos de tubos en arreglo triangular**

| Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 15/16 plg |      |      |      |      |      | Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 plg         |      |      |      |      |      |
|---|------|------|------|------|------|---|------|------|------|------|------|
| Coraza DI, plg                                    | 1-P  | 2-P  | 4-P  | 6-P  | 8-P  | Coraza DI, plg  | 1-P  | 2-P  | 4-P  | 6-P  | 8-P  |
| 8   | 36   | 32   | 26   | 24   | 18   | 8   | 37   | 30   | 24   | 24   |      |
| 10  | 62   | 56   | 47   | 42   | 36   | 10  | 61   | 52   | 40   | 36   |      |
| 12  | 109  | 98   | 86   | 82   | 78   | 12  | 92   | 82   | 76   | 74   | 70   |
| 13 1/4  | 127  | 114  | 96   | 90   | 86   | 13 1/4  | 109  | 106  | 86   | 82   | 74   |
| 15 1/4  | 170  | 160  | 140  | 136  | 128  | 15 1/4  | 151  | 138  | 122  | 118  | 110  |
| 17 1/4  | 239  | 224  | 194  | 188  | 178  | 17 1/4  | 203  | 196  | 178  | 172  | 166  |
| 19 1/4  | 301  | 282  | 252  | 244  | 234  | 19 1/4  | 262  | 250  | 226  | 216  | 210  |
| 21 1/4  | 361  | 342  | 314  | 306  | 290  | 21 1/4  | 316  | 302  | 278  | 272  | 260  |
| 23 1/4  | 442  | 420  | 386  | 378  | 364  | 23 1/4  | 384  | 376  | 352  | 342  | 328  |
| 25  | 532  | 506  | 468  | 446  | 434  | 25  | 470  | 452  | 422  | 394  | 382  |
| 27  | 637  | 602  | 550  | 536  | 524  | 27  | 559  | 534  | 488  | 474  | 464  |
| 29  | 721  | 692  | 640  | 620  | 594  | 29  | 630  | 604  | 556  | 538  | 508  |
| 31  | 847  | 822  | 766  | 722  | 720  | 31  | 745  | 728  | 678  | 666  | 640  |
| 33  | 974  | 938  | 878  | 852  | 826  | 33  | 856  | 830  | 774  | 760  | 732  |
| 35  | 1102 | 1068 | 1004 | 988  | 958  | 35  | 970  | 938  | 882  | 864  | 848  |
| 37  | 1240 | 1200 | 1144 | 1104 | 1072 | 37  | 1074 | 1044 | 1012 | 986  | 870  |
| 39  | 1377 | 1330 | 1258 | 1248 | 1212 | 39  | 1206 | 1176 | 1128 | 1100 | 1078 |
| Tubos de 1" DE, arreglo triangular de 1 1/4 plg   |      |      |      |      |      | Tubos de 1 1/4" DE, arreglo triangular de 1 9/16" plg |      |      |      |      |      |
| 8   | 21   | 16   | 16   | 14   |      | 10  | 20   | 18   | 14   |      |      |
| 10  | 32   | 32   | 26   | 24   |      | 12  | 32   | 30   | 26   | 22   | 20   |
| 12  | 55   | 52   | 48   | 46   | 44   | 13 1/4  | 38   | 36   | 32   | 28   | 26   |
| 13 1/4  | 68   | 66   | 58   | 54   | 50   | 15 1/4  | 54   | 51   | 45   | 42   | 38   |
| 15 1/4  | 91   | 86   | 80   | 74   | 72   | 17 1/4  | 69   | 66   | 62   | 58   | 54   |
| 17 1/4  | 131  | 118  | 106  | 104  | 94   | 19 1/4  | 95   | 91   | 86   | 78   | 69   |
| 19 1/4  | 163  | 152  | 140  | 136  | 128  | 21 1/4  | 117  | 112  | 105  | 101  | 95   |
| 21 1/4  | 199  | 188  | 170  | 164  | 160  | 23 1/4  | 140  | 136  | 130  | 123  | 117  |
| 23 1/4  | 241  | 232  | 212  | 212  | 202  | 25  | 170  | 164  | 155  | 150  | 140  |
| 25  | 294  | 282  | 256  | 252  | 242  | 27  | 202  | 196  | 185  | 179  | 170  |
| 27  | 349  | 334  | 302  | 296  | 286  | 29  | 235  | 228  | 217  | 212  | 202  |
| 29  | 397  | 376  | 338  | 334  | 316  | 31  | 275  | 270  | 255  | 245  | 235  |
| 31  | 472  | 454  | 430  | 424  | 400  | 33  | 315  | 305  | 297  | 288  | 275  |
| 33  | 538  | 522  | 486  | 470  | 454  | 35  | 357  | 348  | 335  | 327  | 315  |
| 35  | 608  | 592  | 562  | 546  | 532  | 37  | 407  | 390  | 380  | 374  | 357  |
| 37  | 674  | 664  | 632  | 614  | 598  | 39  | 449  | 436  | 425  | 419  | 407  |
| 39  | 766  | 736  | 700  | 688  | 672  |   |      |      |      |      |      |

## ANEXO F

### Estudio Económico

#### 1. Inversión inicial

a. **Reactor con chaqueta de calentamiento para despolimerización.** Para determinar el costo del reactor se utilizan los valores encontrados en el diseño del equipo, así como la Tabla No. 9-50 (Perry, 2001) y la siguiente ecuación:

$$C_2 = C_1 \left( \frac{q_2}{q_1} \right)^n \quad \text{Ecuación No. 46}$$

Donde:

- $C_2$  = Costo del equipo para una capacidad  $q_2$  (\$)
- $C_1$  = Costo del equipo para una capacidad  $q_1$  (\$)
- $q_2$  = Capacidad del equipo requerido
- $q_1$  = Capacidad del equipo base
- $n$  = Exponente para el equipo

$$C_2 = \$ 9300.00 \left( \frac{9.32 \text{ m}^3}{0.3 \text{ m}^3} \right)^{0.53} = \$ 50,697.68$$

Este costo es para un reactor de acero al carbono, pero se quiere uno de acero inoxidable 306. Por lo tanto, se utiliza un factor, en este caso es de 1.8. Teniendo así:

$$C_2 = \$ 50,697.68 \cdot 1.8 = \$ 91,255.82$$

Estos costos están definidos para un M&S de 1000, por lo tanto, es necesario actualizarlos a la fecha actual, por eso se utilizará un M&S de 1477.7

$$C_2 = \$ 91,255.82 \left( \frac{1477.7}{1000} \right) = \$ 134,848.73$$

El costo en quetzales, para un cambio de moneda de 8.124, es:

$$C_2 = \$ 134,848.73 \left( \frac{Q}{\$} 8.124 \right) = Q 1,095,511.07$$

Debido a que estos precios son de Estados Unidos, es necesario invertir para transportar el equipo al país.

**Tabla F.1**  
**Descripción de los costos del reactor en cuestión de transporte e impuestos**

| Descripción   | Valor        |
|---------------|--------------|
| Flete (10%)   | Q 109,551.11 |
| Aduana (1%)   | Q 10,955.11  |
| Seguro (1%)   | Q 10,955.11  |
| IVA (12%)     | Q 131,461.33 |
| Arancel (10%) | Q 109,551.11 |

El costo del reactor es entonces: Q 1,467,984.83

**b. Tanque vertical para etilenglicol.** Para determinar el costo del tanque vertical de etilenglicol se utilizan los valores encontrados en el diseño del equipo, así como la Tabla No. 9-50 (Perry, 2001) y la ecuación No. 46:

$$C_2 = C_1 \left( \frac{q_2}{q_1} \right)^n = \$ 3,300.00 \left( \frac{6.55 \text{ m}^3}{3.8 \text{ m}^3} \right)^{0.3} = \$ 3,885.54$$

Donde:

$C_2$  = Costo del equipo para una capacidad  $q_2$  (\$)

$C_1$  = Costo del equipo para una capacidad  $q_1$  (\$)

$q_2$  = Capacidad del equipo requerido

$q_1$  = Capacidad del equipo base

$n$  = Exponente para el equipo

Estos costos están definidos para un M&S de 1000, por lo tanto, es necesario actualizarlos a la fecha actual, por eso se utilizará un M&S de 1477.7

$$C_2 = \$ 3,885.54 \left( \frac{1477.7}{1000} \right) = \$ 5,741.66$$

El costo en quetzales, para un cambio de moneda de 8.124, es:

$$C_2 = \$ 5,741.66 \left( \frac{Q}{\$} 8.124 \right) = Q 46,645.25$$

Debido a que estos precios son de Estados Unidos, es necesario invertir para transportar el equipo al país.

**Tabla F.2**

**Descripción de los costos del tanque vertical en cuestión de transporte e impuestos**

| Descripción   | Valor      |
|---------------|------------|
| Flete (10%)   | Q 4,664.53 |
| Aduana (1%)   | Q 466.45   |
| Seguro (1%)   | Q 466.45   |
| IVA (12%)     | Q 5,597.43 |
| Arancel (10%) | Q 4,664.53 |

El costo del tanque vertical es entonces: Q 62,504.64

c. **Filtro prensa.** Para determinar el costo del filtro prensa se utiliza la Tabla 9-50 (Perry, 2001) y la ecuación No. 46:

$$C_2 = C_1 \left( \frac{q_2}{q_1} \right)^n = \$ 5,700.00 \left( \frac{9.3 \text{ m}^2}{80 \text{ m}^2} \right)^{0.55} = \$ 18,616.96$$

Donde:

$C_2$  = Costo del equipo para una capacidad  $q_2$  (\$)

$C_1$  = Costo del equipo para una capacidad  $q_1$  (\$)

$q_2$  = Capacidad del equipo requerido

$q_1$  = Capacidad del equipo base

$n$  = Exponente para el equipo

Estos costos están definidos para un M&S de 1000, por lo tanto, es necesario actualizarlos a la fecha actual, por eso se utilizará un M&S de 1477.7

$$C_2 = \$ 18,616.96 \left( \frac{1477.7}{1000} \right) = \$ 27,510.28$$

El costo en quetzales, para un cambio de moneda de 8.124, es:

$$C_2 = \$ 27,210.28 \left( \frac{\text{Q}}{\text{\$}} 8.124 \right) = \text{Q } 223,493.51$$

Debido a que estos precios son de Estados Unidos, es necesario realizar una inversión para transportar el equipo al país.

**Tabla F.3**  
**Descripción de los costos del filtro prensa en cuestión de transporte e impuestos**

| Descripción   | Valor       |
|---------------|-------------|
| Flete (10%)   | Q 22,349.35 |
| Aduana (1%)   | Q 2,234.94  |
| Seguro (1%)   | Q 2,234.94  |
| IVA (12%)     | Q 26,819.22 |
| Arancel (10%) | Q 22,349.35 |

El costo del filtro prensa es entonces: Q 299,481.30

**d. Tornillo de alimentación de PET.** Para determinar el costo del tornillo de alimentación de PET se utiliza la siguiente ecuación:

$$C = 0.49L^{0.76} \quad \text{Ecuación No. 47}$$

Donde:

C = Costo del tornillo de alimentación (\$)

L = Longitud del tornillo

$$C = 0.49 \cdot 7.54 \text{ ft}^{0.76} = 2.275 \text{ k\$} = 2,275.09 \$$$

Estos costos están definidos para un M&S de 1,123.6 que corresponde al 2003, por lo tanto es necesario actualizarlos a la fecha actual, por eso se utilizará un M&S de 1477.7

$$C = \$ 2,275.09 \left( \frac{1477.7}{1123.6} \right) = \$ 2,992.08$$

El costo en quetzales, para un cambio de moneda de 8.124, es:

$$C_2 = \$ 2,992.08 \left( \frac{Q}{\$} 8.124 \right) = Q 24,307.64$$

Debido a que estos precios son de Estados Unidos, es necesario realizar una inversión para transportar el equipo al país.

**Tabla F.4**  
**Descripción de los costos del tornillo de alimentación en cuestión de transporte e impuestos**

| Descripción   | Valor      |
|---------------|------------|
| Flete (10%)   | Q 2,430.76 |
| Aduana (1%)   | Q 243.08   |
| Seguro (1%)   | Q 243.08   |
| IVA (12%)     | Q 2,916.92 |
| Arancel (10%) | Q 2,430.76 |

El costo del tornillo de alimentación es entonces: Q 35,572.23

**e. Molino de Martillos.** Para determinar el costo del Molino de martillos (Pulverizador) se utiliza la siguiente ecuación:

$$C = 27.5W^{0.39} \quad \text{Ecuación No. 48}$$

Donde:

- C = Costo del molino de martillos (\$)
- W = Capacidad máxima del molino

$$C = 27.5 \left( 1.361 \frac{\text{ton}}{\text{h}} \right)^{0.39} = 31.013 \text{ k\$} = 31,012.54 \$$$

Estos costos están definidos para un M&S de 1,123.6 que corresponde al 2003, por lo tanto es necesario actualizarlos a la fecha actual, por eso se utilizará un M&S de 1477.7

$$C = \$ 31,012.54 \left( \frac{1477.7}{1123.6} \right) = \$ 40,786.07$$

El costo en quetzales, para un cambio de moneda de 8.124, es:

$$C = \$ 40,786.07 \left( \frac{\text{Q}}{\$} 8.124 \right) = \text{Q } 331,346.07$$

Debido a que estos precios son de Estados Unidos, es necesario realizar una inversión para transportar el equipo al país.

**Tabla F.5**  
**Descripción de los costos del molino de martillos en cuestión de transporte e impuestos**

| <b>Descripción</b> | <b>Valor</b> |
|--------------------|--------------|
| Flete (10%)        | Q 33,134.61  |
| Aduana (1%)        | Q 3,313.46   |
| Seguro (1%)        | Q 3,313.46   |
| IVA (12%)          | Q 39,761.53  |
| Arancel (10%)      | Q 33,134.61  |

El costo del molino de martillos es entonces: Q 444,003.73

a. Agitador del reactor de despolimerización PET

Para determinar el costo del agitador se utiliza la siguiente ecuación:

$$C = 1.218^{[a + b \ln hp + c \ln hp^2]} \quad \text{Ecuación No. 49}$$

Donde:

- C = Costo del agitador (\$)
- a = Factor de corrección para una velocidad de 90 RPM (8.43)
- b = Factor de corrección para una velocidad de 90 RPM (-0.0880)
- c = Factor de corrección para una velocidad de 90 RPM (0.1123)
- hp = Potencia del agitador

$$C = 1.218^{[a + b \ln hp + c \ln hp^2]} = 1.218^{[8.43 - 0.0880 \ln 1 + 0.1123 \ln 1^2]} = 5.272 \text{ k\$} = 5,272.38 \$$$

Estos costos están definidos para un M&S de 1,123.6 que corresponde al 2003, por lo tanto es necesario actualizarlos a la fecha actual, por eso se utilizará un M&S de 1477.7

$$C = \$ 5,272.38 \left( \frac{1477.7}{1123.6} \right) = \$ 6,933.96$$

El costo en quetzales, para un cambio de moneda de 8.124, es:

$$C = \$ 6,933.96 \left( \frac{Q}{\$} 8.124 \right) = Q 56,331.47$$

Debido a que estos precios son de Estados Unidos, es necesario realizar una inversión para transportar el equipo al país.

**Tabla F.6**  
**Descripción de los costos del agitador en cuestión de transporte e impuestos**

| <b>Descripción</b> | <b>Valor</b> |
|--------------------|--------------|
| Flete (10%)        | Q 5,633.15   |
| Aduana (1%)        | Q 563.31     |
| Seguro (1%)        | Q 563.31     |
| IVA (12%)          | Q 6,759.78   |
| Arancel (10%)      | Q 5,633.15   |

El costo del agitador es entonces: Q 75,484.17

La suma del costo de todos estos equipos es: Q 2,382,030.91. Ahora es necesario estimar costos de instalación, instrumentación, tubería, etc. con respecto al costo total del equipo para definir la inversión inicial. Se utilizará la siguiente tabla para ilustrar los costos mencionados.

**Tabla F.7**  
**Inversión Inicial del proyecto propuesto**

|                       |                       |
|-----------------------|-----------------------|
| Equipo                | Q 2,382,030.91        |
| Instalación (45%)     | Q 1,071,913.91        |
| Instrumentación (13%) | Q 309,664.02          |
| Tubería (15%)         | Q 357,304.64          |
| Electricidad (15%)    | Q 357,304.64          |
| Ingeniería (35%)      | Q 833,710.82          |
| Contingencia (30%)    | Q 714,609.27          |
| <b>Total</b>          | <b>Q 6,026,538.19</b> |

**2. Costos variables.** El método y diseño propuestos, presentan un ahorro considerable en la compra de anhídrido ftálico, pero al mismo tiempo se requiere otra materia prima para sintetizar el BHET que es utilizado como reemplazo, así como electricidad extra que requieren los equipos propuestos.

$$\text{Costos variables} = \text{Costos}_{\text{Materia prima}} + \text{Costos}_{\text{Electricidad}}$$

### a. Costos de materia prima

$$\text{Costos}_{\text{Materia prima}} = \text{Ahorro}_{\text{Anhídrido Ftálico}} - \text{Costos}_{\text{Botellas PET}} - \text{Costo}_{\text{Etilenglicol}} - \text{Costo}_{\text{AcetatodeZinc}} - \text{Costo}_{\text{Combustible}}$$

El ahorro anual en la compra de anhídrido ftálico es el siguiente:

$$\text{Ahorro}_{\text{Anhídrido Ftálico}} = 3,491.39 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \left( \frac{\text{Q } 11.85}{\text{kg}} \right) 140 \text{ días} = \text{Q } 5,790,082.14$$

El precio por kilogramo de botellas desechadas es de Q1, pero se le agregó a cada kilogramo Q 0.10 en cuestión de transporte y manejo del mismo.

$$\text{Costo}_{\text{Botellas PET}} = 3,681.51 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \left( \frac{\text{Q } 1.10}{\text{kg}} \right) 140 \text{ días} = \text{Q } 566,953.05$$

Como está mostrado en el balance de masa, debido a la recirculación de etilenglicol, cada día sólo es necesario comprar: 262.31 kg del mismo.

$$\text{Costo}_{\text{Etilenglicol}} = 5,246.16 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \left( \frac{\text{Q } 13.25}{\text{kg}} \right) + 262.31 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \left( \frac{\text{Q } 13.25}{\text{kg}} \right) 140 \text{ días} = \text{Q } 556,260.46$$

El costo para el catalizador en la despolimerización es el siguiente:

$$\text{Costo}_{\text{Acetato de Zinc}} = 13.99 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \left( \frac{\text{Q } 70}{\text{kg}} \right) 140 \text{ días} = \text{Q } 137,099.56$$

El costo del combustible es una aproximación en base al 45% del utilizado en la línea actual.

$$\text{Costo}_{\text{Combustible}} = \text{Q } 164,711.55 \cdot 45\% = \text{Q } 74,120.20$$

El costo de la materia prima es entonces:

$$Q_{\text{Materia prima}} = \text{Q } 5,790,082.14 - \text{Q } 566,953.05 - \text{Q } 556,260.46 - \text{Q } 137,099.56 - \text{Q } 74,120.20$$

$$Q_{\text{Materia prima}} = \text{Q } 4,455,648.87$$

**b. Costos de electricidad.** Como se mencionaba anteriormente, se incurre en un costo extra de electricidad por el equipo propuesto, tal y como se puede observar a continuación:

$$\text{Costos}_{\text{Electricidad}} = \text{Costo}_{\text{Agitador}} + \text{Costo}_{\text{Tornillo}} + \text{Costo}_{\text{Molino}} + \text{Costo}_{\text{Bomba}}$$

$$\text{Costo}_{\text{Electricidad Agitador}} = 1 \text{ hp} \left( \frac{1 \text{ kW}}{1.341 \text{ hp}} \right) 6 \text{ h} \left( \frac{\text{Q } 1.25}{1 \text{ kWh}} \right) 140 \text{ días} = \text{Q } 784.35$$

$$\text{Costo}_{\text{Electricidad Tornillo}} = 1.5 \text{ hp} \left( \frac{1 \text{ kW}}{1.341 \text{ hp}} \right) 0.5 \text{ h} \left( \frac{\text{Q } 1.25}{1 \text{ kWh}} \right) 140 \text{ días} = \text{Q } 98.04$$

$$\text{Costo}_{\text{Electricidad Molino}} = 15 \text{ hp} \left( \frac{1 \text{ kW}}{1.341 \text{ hp}} \right) 3.33 \text{ h} \left( \frac{Q 1.25}{1 \text{ kWh}} \right) 140 \text{ días} = Q 6,529.71$$

$$\text{Costo}_{\text{Electricidad Bomba}} = 0.5 \text{ hp} \left( \frac{1 \text{ kW}}{1.341 \text{ hp}} \right) 0.5 \text{ h} \left( \frac{Q 1.25}{1 \text{ kWh}} \right) 140 \text{ días} = Q 32.68$$

$$\text{Costos}_{\text{Electricidad}} = Q 784.35 + Q 98.04 + Q 6,529.71 + Q 32.68 = Q 7,444.79$$

$$\text{Costos variables} = Q 4,455,648.87 - Q 7,444.79 = Q 4,448,204.09$$

### 3. Costos fijos

**a. Costos de mano de obra.** Debido a la ampliación del proceso y por consiguiente a la utilización de equipo extra se contratará a tres operarios más para suplir la mano de obra necesaria. El costo de la misma se detalla a continuación.

**Tabla F.8**  
**Descripción de puesto y salario para la mano de obra**

| Cargo   | Cantidad | Horas extras | IGGS    | Salario mensual | Prestaciones | Costo anual  |
|---|----------|--------------|---------|-----------------|--------------|--------------|
| Operario  | 3        | 30           | Q 81.20 | Q 1,996.93      | Q 3,500.00   | Q 27,463.10  |
| Gastos de IGSS, IRTRA, INTECAP y Pasivo Laboral |          |              |         |                 |              | Q 6,160.70   |
| Costo anual por operario                        |          |              |         |                 |              | Q 33,623.80  |
| Costo anual en mano de obra (3 operarios)       |          |              |         |                 |              | Q 100,871.40 |

**b. Costo de Mantenimiento.** El mantenimiento que se realizará al equipo será una vez al año y representa un 5% del costo del mismo.

$$\text{Costo}_{\text{Mantenimiento}} = Q 2,382,030.91 \cdot 5\% = Q 119,101.55$$

#### 4. Depreciación

La depreciación del equipo se hizo a cinco años por medio del método SMART, como sigue:

**Tabla F.9**  
**Depreciación del equipo propuesto**

| Año                 | 1            | 2            | 3            | 4            | 5            |
|---------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| Inversión en equipo | 20.00%       | 32.00%       | 19.20%       | 11.52%       | 17.28%       |
| Q 2,382,030.91      | Q-476,406.18 | Q-762,249.89 | Q-457,349.93 | Q-274,409.96 | Q-411,614.94 |

## 5. Flujo de caja

De acuerdo a la información presentada arriba, es posible obtener el siguiente flujo de caja:

**Tabla F.10**  
**Flujo de caja para el proyecto propuesto**

| Año               | 0               | 1               | 2               | 3               | 4               | 5               |
|-------------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| Ingresos          | Q -             | Q -             | Q -             | Q -             | Q -             | Q -             |
| Costos fijos      | Q -             | Q -219,972.95   | Q -239,952.81   | Q -261,769.27   | Q -285,593.07   | Q -311,611.00   |
| Costos variables  | Q -             | Q 4,448,204.09  | Q 4,626,132.25  | Q 4,811,177.54  | Q 5,003,624.64  | Q 5,203,769.63  |
| Depreciación      | Q -             | Q -476,406.18   | Q -762,249.89   | Q -457,349.93   | Q -274,409.96   | Q -411,614.94   |
| Utilidad Bruta    | Q -             | Q 3,751,824.96  | Q 3,623,929.55  | Q 4,092,058.33  | Q 4,443,621.61  | Q 4,480,543.69  |
| Impuestos         | Q -             | Q -1,200,583.99 | Q -1,159,657.46 | Q -1,309,458.67 | Q -1,421,958.92 | Q -1,433,773.98 |
| Utilidad Neta     | Q -             | Q 2,551,240.97  | Q 2,464,272.09  | Q 2,782,599.67  | Q 3,021,662.69  | Q 3,046,769.71  |
| Depreciación      | Q -             | Q 476,406.18    | Q 762,249.89    | Q 457,349.93    | Q 274,409.96    | Q 411,614.94    |
| Inversión Inicial | Q -6,026,538.19 | Q -             | Q -             | Q -             | Q -             | Q -             |
| Flujo de caja     | Q -6,026,538.19 | Q 3,027,647.15  | Q 3,226,521.98  | Q 3,239,949.60  | Q 3,296,072.66  | Q 3,458,384.65  |