

**UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ**

**Colegio de Ciencias e Ingenierías**

**Análisis tecno-económico para una planta de reciclaje químico de  
desperdicio de PET**

**Freddy Ernesto Quijano Carrasco**

**Ingeniería Química**

Trabajo de fin de carrera presentado como requisito  
para la obtención del título de Ingeniero Químico

Quito, 13 de mayo de 2022

# **UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ**

**Colegio de Ciencias e Ingenierías**

**HOJA DE CALIFICACIÓN**

**DE TRABAJO DE FIN DE CARRERA**

**Análisis tecno-económico para una planta de reciclaje químico de  
desperdicio de PET**

**Freddy Ernesto Quijano Carrasco**

**Nombre del profesor, Título académico**

**Diego Sebastián Ponce Cahuasqui, Ph. D  
Juan Sebastián Proaño Avilés, Ph. D.**

Quito, 13 de mayo de 2022

**© DERECHOS DE AUTOR**

Por medio del presente documento certifico que he leído todas las Políticas y Manuales de la Universidad San Francisco de Quito USFQ, incluyendo la Política de Propiedad Intelectual USFQ, y estoy de acuerdo con su contenido, por lo que los derechos de propiedad intelectual del presente trabajo quedan sujetos a lo dispuesto en esas Políticas.

Asimismo, autorizo a la USFQ para que realice la digitalización y publicación de este trabajo en el repositorio virtual, de conformidad a lo dispuesto en la Ley Orgánica de Educación Superior del Ecuador.

Nombres y apellidos: Freddy Ernesto Quijano Carrasco

Código: 00200532

Cédula de identidad: 1720371820

Lugar y fecha: Quito, 13 de mayo de 2022

## **ACLARACIÓN PARA PUBLICACIÓN**

**Nota:** El presente trabajo, en su totalidad o cualquiera de sus partes, no debe ser considerado como una publicación, incluso a pesar de estar disponible sin restricciones a través de un repositorio institucional. Esta declaración se alinea con las prácticas y recomendaciones presentadas por el Committee on Publication Ethics COPE descritas por Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing, disponible en <http://bit.ly/COPETheses>.

## **UNPUBLISHED DOCUMENT**

**Note:** The following capstone project is available through Universidad San Francisco de Quito USFQ institutional repository. Nonetheless, this project – in whole or in part – should not be considered a publication. This statement follows the recommendations presented by the Committee on Publication Ethics COPE described by Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing available on <http://bit.ly/COPETheses>.

## RESUMEN

En este proyecto se plantea un análisis tecno-económico para una planta de reciclaje químico para desperdicio de tereftalato de polietileno (PET). Anualmente se producen aproximadamente 70 millones de toneladas métricas de PET debido a su versatilidad como material en varias industrias. Sin embargo, la mayor parte de plástico post-consumo termina en vertederos de basura lo cual representa una grave problemática para el medio ambiente. Este proyecto se plantea como una alternativa para reducir la cantidad de desperdicio plástico generado en el Ecuador. Inicialmente, se seleccionó el mecanismo de reciclaje químico más adecuado para producir monómeros que puedan ser utilizados para el reprocesamiento del PET. Posteriormente, se realizó el diseño del proceso y de la planta que funciona aprovechando la depolimerización del desperdicio plástico a través de metanólisis supercrítica. Por último, se realizó un análisis económico y de flexibilidad para evaluar la viabilidad económica del proyecto. Se planteó una capacidad inicial de procesamiento de 8760 toneladas de PET al año, lo cual resulta en un proyecto viable económicamente al obtener excelentes indicadores económicos. De todas formas, se realizó un análisis de flexibilidad con el propósito de encontrar los parámetros de operación que maximicen la factibilidad financiera del proyecto.

**Palabras clave:** tereftalato de polietileno, reciclaje químico, desperdicio plástico, metanólisis supercrítica, dimetil tereftalato, etilenglicol

## ABSTRACT

This project consists in a techno – economic analysis for a chemical recycling plant for polyethylene terephthalate waste (PET). Approximately 70 million metric tons of PET are produced annually due to its versatility as a material in various industries. Nonetheless, most post-consumed plastic ends up in landfills, thus constituting a serious problem for the environment. This project is proposed as an alternative to reduce the amount of plastic waste generated in Ecuador. At first, a suitable chemical recycling process was selected to generate monomers that can be applied for PET reprocessing. Subsequently, the process and the recycling plant design was carried out by considering supercritical methanolysis as the depolymerization mechanism. Finally, an economic and flexibility analysis was performed to assess the economic viability of the project. An initial PET processing capacity of 8760 metric tons per year was proposed, which resulted in an economically viable project by obtaining excellent economic indicators. Despite that, a flexibility analysis was executed with the purpose of finding the operating parameters that maximize the financial feasibility of the project.

**Keywords:** polyethylene terephthalate, plastic waste, supercritical methanolysis, dimethyl terephthalate, ethylene glycol

## TABLA DE CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN.....	14
1.1 ANTECEDENTES .....	14
1.1.1 Tereftalato de polietileno (PET).....	14
1.1.2 Tipos de Reciclaje .....	15
1.1.3 Reciclaje Químico .....	15
1.1.4 Procesos actuales en Metanólisis.....	16
1.2 JUSTIFICACIÓN.....	17
1.3 OBJETIVOS.....	18
1.3.1 Objetivo General .....	18
1.3.2 Objetivos Específicos .....	18
2. BASES DE DISEÑO.....	19
2.1 DESCRIPCIÓN DE LOS PRODUCTOS .....	19
2.1.1 Dimetil Tereftalato .....	19
2.1.2 Etilenglicol .....	20
2.2 DESCRIPCIÓN DE LAS MATERIAS PRIMAS.....	20
2.3 UBICACIÓN DE LA PLANTA.....	21
2.4 LIMITACIONES .....	21
2.4.1 Limitaciones legales .....	21
2.4.2 Limitaciones de materia prima .....	22
2.4.3 Limitaciones del proceso .....	22
3. DISEÑO DEL PROCESO.....	24
3.1 SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA PARA EL PROCESO .....	24

3.1.1. Pretratamiento del PET.....	24
3.1.2 Proceso de reacción .....	25
3.1.3 Proceso de separación.....	28
3.1.4 Diagrama del proceso .....	29
4. DISEÑO DE LA PLANTA .....	32
4.1 CAUDAL DE PRODUCCIÓN .....	32
4.2 BALANCE DE MASA .....	32
4.3 BALANCE DE ENERGÍA .....	33
4.4 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS .....	34
5. ANÁLISIS ECONÓMICO.....	39
5.1 ESTIMACIÓN DE COSTOS .....	39
5.1.1 Inversión de capital fijo .....	39
5.1.2 Capital de trabajo.....	40
5.1.3 Costos de producción .....	41
5.2 ESTIMACIÓN DE INGRESOS Y FLUJO DE CAJA .....	41
6. ANÁLISIS DE FLEXIBILIDAD.....	43
7. CONCLUSIONES.....	46
8. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	47
ANEXO A: ABREVIACIONES Y TERMINOLOGÍA .....	54
ANEXO B – METODOLOGÍA .....	58
ANEXO C – DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS.....	61
ANEXO D – BALANCE DE MASA Y ENERGÍA .....	80
ANEXO E – ANÁLISIS ECONÓMICO Y DE FLEXIBILIDAD .....	85



## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Comparación métodos de reciclaje químico .....	16
Tabla 2: Resumen del balance de masa para proceso de metanólisis supercrítica .....	33
Tabla 3: Resumen consumo energético por secciones del proceso .....	34
Tabla 4: Dimensionamiento tanques de almacenamiento .....	35
Tabla 5: Dimensionamiento del reactor .....	36
Tabla 6: Resumen parámetros de destilación .....	37
Tabla 7: Dimensionamiento interno de las columnas de destilación.....	38
Tabla 8: Estimación Inversión de Capital Fijo .....	40
Tabla 9: Estimación Capital de Trabajo .....	40
Tabla 10: Estimación costos de producción .....	41
Tabla 11: Ingresos generados en un año.....	41
Tabla 12: Indicadores económicos .....	42

## ÍNDICE DE TABLAS ANEXOS

Tabla C 1: Máximos esfuerzos permisibles para distintos materiales a diferentes temperaturas .....	64
Tabla C 2: Grosos mínimos para tanques de distintos diámetros.....	65
Tabla C 3: Datos cinéticos reacción de depolimerización.....	70
Tabla C 4: Comparación moléculas parecidas al PET .....	71
Tabla C 5: Parámetros destilación shortcut .....	72
Tabla C 6: Cálculos estimados destilación shortcut .....	72
Tabla C 7: Destilación rigurosa.....	73
Tabla D 1: Balance de masa parte 1 .....	80
Tabla D 2: Balance de masa parte 2 .....	80
Tabla D 3: Balance de masa parte 3 .....	80
Tabla D 4: Balance de energía columnas de destilación .....	81
Tabla D 5: Balance de energía enfriadores.....	81
Tabla D 6: Balance de masa detallado con flujos másicos y fracciones molares parte 1.....	82
Tabla D 7: Balance de masa detallado con flujos másicos y fracciones molares parte 2.....	83
Tabla D 8: Pesos moleculares de los compuestos .....	84

Tabla E 1: Parámetros para estimación de costos preliminar por método de Step Count.....	85
Tabla E 2: Estimación preliminar costo ISBL por método Step Count .....	85
Tabla E 3: Estimación costo ISBL por método Bridgewater .....	86
Tabla E 4: Factores de Lang .....	87
Tabla E 5: Cálculo ISBL por factores de Lang parte 1 .....	87
Tabla E 6: Cálculo ISBL por factores de Lang parte 2 .....	88
Tabla E 7: Factores de Hand .....	89
Tabla E 8: Cálculo ISBL por factores de Hand parte 1 .....	89
Tabla E 9: Cálculo ISBL por factores de Hand parte 2 .....	90
Tabla E 10: Factores de instalación método factorial detallado .....	91
Tabla E 11: Cotización de equipos para sección de pretratamiento .....	92
Tabla E 12: Factores para estimación de costos de equipos parte 1 .....	93
Tabla E 13: Factores para estimación de costos de equipos parte 2.....	94
Tabla E 14: Estimación costos equipos parte 1 .....	95
Tabla E 15: Estimación costos equipos parte 2 .....	96
Tabla E 16: Estimación costos columnas de destilación .....	97
Tabla E 17: Flujo de caja parte 1 .....	97
Tabla E 18: Flujo de caja parte 2.....	98

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Aumento en la producción de PET en los últimos años .....	14
Figura 2: Reacción de depolimerización del PET .....	25
Figura 3: Proceso de metanólisis por Eastman Kodak .....	29
Figura 4: Diagrama de flujo del proceso .....	31
Figura 5: Variación del VAR y PRI en función de la capacidad de producción y costo de venta del DMT.....	43
Figura 6: Variación del VAR y PRI en función de la conversión de PET en la reacción y costo de venta del DMT .....	44
Figura 7: Gráfico de contorno para evaluación del VAN.....	45

## ÍNDICE DE FIGURAS EN ANEXOS

Figura C 1: Número de potencia en función de número de Reynolds.....	68
Figura C 2: Destilación Shortcut .....	70
Figura C 3: Comparación estructura molecular PET vs BHET [39].....	71
Figura C 4: Destilación Rigurosa .....	73
Figura C 5: Primer intento DT-201 .....	74
Figura C 6: Segundo intento DT-201 .....	75
Figura C 7: Dos diámetros para columna DT-201 .....	76
Figura C 8: Configuración DT-201 final.....	76
Figura C 9: Configuración DT-201 un diámetro 5.6 m.....	77

Figura C 10: Configuración DT-201 con alertas .....	77
Figura C 11: Configuración DT-202 bandejas con error.....	78
Figura C 12: Configuración DT-202 empaquetada .....	78
Figura C 13: Configuración DT-203 empaquetada .....	79
Figura E 1: VAN en función de precio DMT a 600 kg/h.....	99
Figura E 2: PRI en función de precio DMT a 600 kg/h .....	99
Figura E 3: VAN en función de precio DMT a 800 kg/h.....	100
Figura E 4: PRI en función de precio DMT a 800 kg/h .....	100
Figura E 5: VAN en función de precio DMT a 1200 kg/h.....	101
Figura E 6: PRI en función de precio DMT a 1200 kg/h .....	101
Figura E 7: VAN en función de precio DMT en conversión 70% .....	102
Figura E 8: PRI en función de precio DMT en conversión 70%.....	102
Figura E 9: VAN en función de precio DMT en conversión 80% .....	103
Figura E 10: PRI en función de precio DMT en conversión 80%.....	103
Figura E 11: VAN en función de precio DMT en conversión 90% .....	104
Figura E 12: PRI en función de precio DMT en conversión 90%.....	104

## 1. INTRODUCCIÓN

### 1.1 Antecedentes

#### 1.1.1 Tereftalato de polietileno (PET)

El tereftalato de polietileno es un polímero de alto peso molecular, compuesto de etilenglicol y tereftalato unidos por enlace éster [1]. Es un termoplástico semi-cristalino, cuyos monómeros provienen del petróleo crudo. Los termoplásticos son el tipo de polímero sintético más común, ya que representan el 80% del total de polímeros generados a nivel mundial [2]. Este material es utilizado comúnmente para la producción de fibras en la industria textil, y para la elaboración de empaques desechables como botellas de almacenamiento de líquidos [3], debido a sus propiedades de durabilidad, plasticidad y transparencia [4]. El PET es el poliéster más sintetizado a nivel mundial, con una producción de 70 millones de toneladas anualmente [5], y es el tercer tipo de plástico más producido después del polietileno y el polipropileno. El PET es químicamente inactivo [6], lo cual lo convierte en un material útil a nivel industrial pero también resistente a la biodegradación [7].

U.S. Polyethylene Terephthalate (PET) compounding market size, by product, 2014 - 2024  
(USD Million)

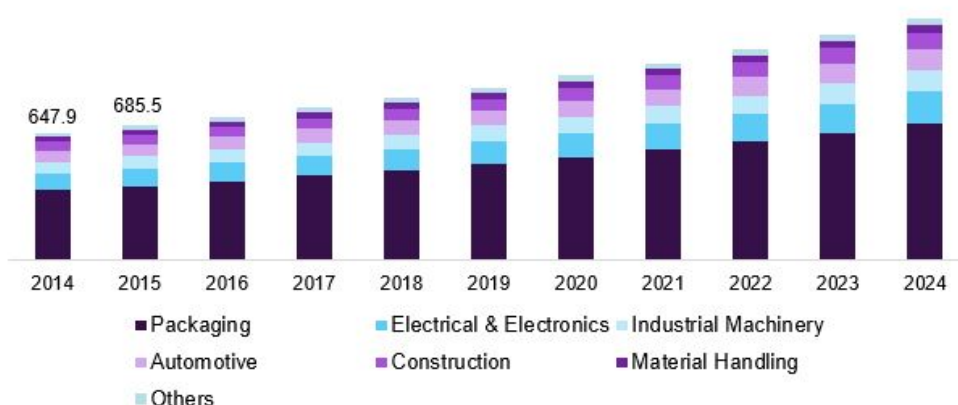


Figura 1: Aumento en la producción de PET en los últimos años [8]

### 1.1.2 Tipos de Reciclaje

Existen cuatro métodos prácticos para el procesamiento de reciclaje del PET, los cuales son reciclaje primario, secundario, terciario y cuaternario. El reciclaje primario consiste en la reutilización de chatarra industrial de pre-consumo no contaminada, y se mezcla con material virgen de plástico dentro de la planta de producción [3]. El reciclaje secundario, también conocido como reciclaje mecánico, consiste en la separación del PET de sus contaminantes y su reprocesamiento a través de procesos de extrusión [9]. El reciclaje terciario es el tratamiento químico del PET, en donde se dan reacciones de depolimerización para obtener los monómeros del PET y posteriormente reprocesarlos [10]. Finalmente, el reciclaje cuaternario se refiere a la recuperación energética de los plásticos a través de su incineración [11].

A pesar de que el reciclaje mecánico es el tipo de reprocesamiento más utilizado a nivel industrial [12], existen algunas desventajas al reprocesar el plástico a través de este método [3]. El principal problema está relacionado a la disminución de la viscosidad del polímero por degradación térmica. También se da lugar a la generación de oligómeros que afectan las propiedades de tinte e impresión del PET [13].

### 1.1.3 Reciclaje Químico

El reciclaje terciario tiene la finalidad de degradar la cadena polimérica en sus monómeros a través de una reacción de depolimerización [14]. Las tendencias actuales buscan aprovechar el desperdicio sólido del PET para transformarlo en monómeros que serán la materia prima necesaria para el reprocesamiento de poliésteres [15]. Esto se logra a través de la solvólisis, que es el proceso de degradación química del plástico al utilizar un solvente en exceso.

Entre los procesos de solvólisis se destacan la glicólisis, hidrólisis, aminólisis y metanólisis (Ver Tabla 1). La glicólisis es la degradación del PET para obtener etilenglicol

(EG) a través de una reacción de condensación para obtener como producto principal al monómero bis(2-hidroxi) tereftalato (BHET). Existe alto nivel de dificultad en la recuperación de producto para la glicólisis ya que existe presencia de otros oligómeros, por lo que es necesario la presencia de catalizador con el propósito de disminuir los problemas asociados a la separación [16]. En los procesos de hidrólisis y aminólisis se obtienen monómeros como ácido tereftálico (TPA), EG y bis(2-hidroxi) tereftalamida (BHETA) [11]. La metanólisis consiste en la depolimerización del PET utilizando metanol a altas temperaturas para obtener dimetil tereftalato (DMT) y EG. Este proceso tiene la ventaja de obtener DMT de la misma calidad que el DMT virgen, y la separación entre los monómeros y el metanol es efectiva. Las desventajas de este método están relacionadas a los altos costos energéticos del proceso [17], y a la alta corrosión que provoca el proceso en los equipos [11].

Tabla 1: Comparación métodos de reciclaje químico [18]

Tipo de reciclaje	Solvente	Monómeros	Temperaturas [°C]	Presiones [bar]	Eficiencia [%]	Tiempo reacción [min]
Metanólisis	Metanol	DMT+EG	160-350	1-150	60-98	30-120
Glicólisis	Etilenglicol	BHET	110-270	1-10	46-98	60-1000
Hidrólisis	Agua	TPA+EG	115-420	1-16	85-98	30-420

#### 1.1.4 Procesos actuales en Metanólisis

Existen algunos catalizadores que pueden acelerar el tiempo de reacción de depolimerización, y asimismo permiten disminuir las condiciones de temperatura y presión necesarias para dar lugar a la reacción. Los catalizadores más utilizados para optimizar la reacción de metanólisis son los organometálicos [19], entre los cuales el más reportado es el acetato de zinc [20]. La alternativa a los catalizadores organometálicos son los líquidos iónicos, los cuales pueden reducir las temperaturas necesarias a 20°C [19].



Adicionalmente, la depolimerización de PET es llevada a cabo utilizando fluidos en condiciones supercríticas debido a la alta reactividad que causan en el polímero. El metanol en temperaturas de 300°C y presiones superiores a 80 atm [21] contiene suficiente energía cinética para mantener una alta velocidad de reacción en condiciones líquidas de los reactivos [17].

## **1.2 Justificación**

En el Distrito Metropolitano de Quito se deshechan diariamente 1.7 millones de botellas de PET aproximadamente [22]. La mayor cantidad de desperdicio plástico termina en vertederos de basura [23], como el relleno sanitario de El Inga. Según cifras estimadas de la Empresa Pública Metropolitana de Gestión Integral de Residuos Sólidos, solo el 15% de este desperdicio termina en máquinas recicladoras colocadas por el Distrito Metropolitano. Este proyecto busca aprovechar la gran cantidad de desperdicio plástico generada en la capital ecuatoriana a través del reciclaje químico, con la finalidad de producir monómeros que permitan el reprocesamiento del plástico. Al haber una gran disponibilidad de residuos plásticos en el Ecuador, los desechos de botellas PET tienen un valor de mercado casi nulo. Por lo tanto, se espera que los costos del proceso sean asociados principalmente al consumo energético y el precio del solvente.

Por otra parte, los monómeros obtenidos por la metanólisis del PET son útiles para otro tipo de aplicaciones adicionales al reprocesamiento del PET. El DMT obtenido puede ser una fuente para producir otros monómeros y por lo tanto puede generar una variedad de productos plásticos poliésteres. Adicionalmente, el DMT obtenido puede ser tratado con procesos de hidrogenación para obtener alcoholes. El EG no solo es aplicado en la industria de polímeros, sino que también tiene funcionalidades como agente refrigerante y anticongelante. Por consiguiente, existe un gran interés en el mercado para acceder a estos productos por vías más sustentables. Ambos monómeros pueden ser comercializados para distintos usos industriales,

ya que la calidad de estos productos es muy similar a la calidad obtenida por procesos convencionales de producción de DMT y EG.

### **1.3 Objetivos**

#### **1.3.1 Objetivo General**

Realizar un diseño preliminar y análisis de factibilidad para una planta de reciclaje químico de PET utilizando desperdicios de botellas plásticas.

#### **1.3.2 Objetivos Específicos**

1. Definir el proceso de reciclaje químico más conveniente para la depolimerización del PET
2. Realizar el diseño del proceso y la planta industrial del proceso químico de reciclaje
3. Analizar la viabilidad económica del diseño de una planta de reciclaje químico en Ecuador

## **2. BASES DE DISEÑO**

### **2.1 Descripción de los Productos**

En el diseño de esta planta se propone la producción de dos monómeros, dimetil tereftalato (DMT) y etilenglicol (EG). Estos dos monómeros se obtendrán por el proceso de solvólisis del PET utilizando metanol como solvente, el cual fue el proceso de depolimerización seleccionado para este proyecto. Estos productos serán purificados a concentraciones mayores al 99% en peso con el fin de que sean adecuados para las posteriores aplicaciones en la industria de reprocesamiento de plástico.

#### **2.1.1 Dimetil Tereftalato**

El dimetil tereftalato es un compuesto diéster que es utilizado principalmente para la manufactura de poliésteres como PET y PBT en la industria de los polímeros. Este compuesto se obtiene convencionalmente por el proceso de esterificación del ácido tereftálico, aunque también se utiliza el proceso de Witten para generar DMT a partir de la oxidación y esterificación del p-xileno al hacerlo reaccionar con metanol. El mercado global de DMT está avaluado en 1007.3 millones de dólares, con proyecciones de alcanzar 1045.1 millones para el año 2027 [24].

Según la hoja de seguridad del DMT, este compuesto no es una sustancia peligrosa y posee una estabilidad química en las condiciones recomendadas de almacenamiento. Para almacenarlo se deberá mantener en un contenedor cerrado, en una localización bien ventilada y en ausencia de humedad [25]. Este compuesto químico será producido para obtenerlo en estado líquido, aunque se lo encuentra en el mercado en estado sólido y líquido [24].

### **2.1.2 Etilenglicol**

El etilenglicol es un compuesto orgánico diol que tiene aplicaciones como anticongelante y como precursor para la producción de poliésteres. Este compuesto se obtiene a partir del etileno, a través del óxido de etileno el cual es un intermediario. El mercado del etilenglicol en Estados Unidos se estimó en 8.3 billones de dólares en el año 2020, alcanzando un avalúo global de 30.7 billones y con proyecciones de 38.1 billones de dólares para el año 2027 [26].

En la hoja de seguridad del etilenglicol se muestra que este compuesto debe tener algunas medidas de precaución en caso de estar continuamente expuesto o al ser ingerido. Adicionalmente, para su almacenamiento deberá estar en contenedores muy bien cerrados [27]. La presentación física de este producto también será en estado líquido.

### **2.2 Descripción de las materias primas**

La materia prima necesaria para obtener los monómeros de interés son botellas plásticas de PET y metanol. Las botellas plásticas provendrán de vertederos de basura o máquinas recicladoras colocadas por el Distrito Metropolitano de Quito. Estas botellas también pueden ser adquiridas en centros de acopio de Ecuador por un precio estimado entre 0.60 y 0.65 USD el kilogramo[28]. Las botellas de PET serán la materia prima a partir de la cual se pueden obtener los monómeros DMT y EG a través del reciclaje químico. Es importante que las botellas no cuenten con la presencia de contaminantes como etiquetas o tapas, ya que estos componentes no están hechos de tereftalato de polietileno y por lo tanto no se degradarán en la reacción de depolimerización del PET. Este problema causaría deterioro en la calidad de los monómeros obtenidos y complicaciones en el proceso de separación del DMT y EG para su purificación.

El metanol actuará como solvente en el proceso de solvólisis con el fin de descomponer las botellas en sus monómeros, y se necesitará altas cantidades ya que es necesario suplir solvente en exceso para que se efectúe la reacción de metanólisis [29].

### **2.3 Ubicación de la planta**

La ubicación para la planta de reciclaje químico fue definida en función de la cercanía y accesibilidad a la materia prima, y en función de la facilidad de distribución de los productos obtenidos. A pesar de que existen desechos de botellas plásticas en todo el Ecuador, se ha decidido enfocarse en la ciudad de Quito debido a la presencia de botaderos y rellenos sanitarios presentes en la cercanía de la capital. En el relleno sanitario El Inga se depositan aproximadamente 2000 toneladas diarias de desperdicios sólidos correspondientes a los 2 millones de habitantes de la ciudad [30], lo cual permitiría satisfacer la demanda de materia prima para la producción de la planta en caso de establecer una logística de recuperación de las botellas PET en los vertederos.

### **2.4 Limitaciones**

Para definir las limitaciones del proyecto, se han clasificado en limitaciones legales, limitaciones de materia prima y limitaciones del proceso.

#### **2.4.1 Limitaciones legales**

Existen ciertas limitaciones asociadas a leyes necesarias para la importación de materias primas. Para realizar la importación del metanol se requiere una licencia otorgada por el Ministerio de Producción, Comercio Exterior, Inversiones y Pesca, donde es necesario presentar documentación y realizar cartas a directivos de la subsecretaría de competitividad industrial y territorial con el fin de obtener los permisos necesarios para importar el solvente [31].

### **2.4.2 Limitaciones de materia prima**

Existe una gran problemática para poder suplir a la planta con botellas PET que cumplan los requerimientos necesarios para llevar a cabo el proceso de reciclaje químico. Los principales retos están asociados a la logística de obtención de las botellas desde los vertederos de basura. Se deberá establecer una estrategia para la separación y recuperación de botellas PET, aparte de un tratamiento previo de eliminación de contaminantes para que la materia prima sea apropiada para el proceso. Adicionalmente, grandes cantidades de desperdicio no terminan en los rellenos sanitarios regulados por los municipios. Se ha reportado que el 72% de los desperdicios sólidos terminan en botaderos de tipo cielo abierto como quebradas o terrenos baldíos [32], lo cual limita gravemente el acceso a la materia prima necesaria para la producción de la planta.

Otra alternativa es la importación de desechos plásticos desde Estados Unidos. Muchas empresas plásticas del Ecuador importan debido a la falta de logística para la recuperación de los desechos plásticos en el país. Por ejemplo, Productos Paraíso adquirió en los últimos 5 años 17783 toneladas de desechos sólidos importados. Los desechos que ingresan al Ecuador contienen aproximadamente un 50% de tierra [33], implicando así un proceso de lavado y secado intenso del PET, lo cual causa problemáticas en el proceso debido al riesgo de agua presente en caso de un proceso ineficiente de secado [16]. La humedad presente deberá ser menor al 0.02% para evitar reacciones de hidrólisis que afecten el proceso de reciclaje del PET [3].

### **2.4.3 Limitaciones del proceso**

Los procesos de alcoholisis ocurren en condiciones extremas, llegando a alcanzar temperaturas de aproximadamente 280°C y presiones de hasta 4 MPa [11]. Estas condiciones pueden resultar muy peligrosas, y en caso de que algo salga mal podría provocar accidentes

graves. Adicionalmente, los equipos necesarios para operar en condiciones de altas presiones requerirán de una cantidad considerable de recubrimiento para poder soportar la presión necesaria para dar lugar a la reacción de metanólisis.

### 3. DISEÑO DEL PROCESO

#### 3.1 Selección de tecnología para el proceso

Debido a la versatilidad de métodos disponibles para el reciclaje del PET, existe una gran cantidad de operaciones unitarias que se podrían realizar dentro de la planta. Por este motivo, es esencial analizar las alternativas con el fin de realizar un diseño adecuado para la producción de monómeros a partir del desecho de botellas plásticas.

##### 3.1.1. Pretratamiento del PET

El pretratamiento físico de las botellas plásticas es un proceso relativamente simple [34], el cual consiste en la eliminación de contaminantes y procesos de reducción de tamaño de partícula [35]. El pretratamiento comienza por la clasificación de botellas, para posteriormente realizar el proceso de remoción de contaminantes como PVC, PE y otro tipo de contenedores plásticos. Asimismo, se debe realizar un lavado riguroso para eliminar los contaminantes residuales y la presencia de tierra. Se ha reportado que el lavado puede ser realizado con soluciones de 2% NaOH y detergente a 80°C, seguido de un lavado frío de agua. Otra alternativa es lavar con solvente tetracloroetileno (TCE) [3]. Para este caso se consideró solo un lavado con agua para la remoción de tierra.

Posteriormente se debe realizar el secado, el cual es un paso crítico en la parte de pretratamiento de la materia prima aunque puede llegar a ser costoso. Es importante asegurar un secado riguroso ya que niveles significativos de humedad afectan los productos obtenidos, al provocar reacciones de hidrólisis que generan otros monómeros y por lo tanto disminuyen el rendimiento de la reacción para la generación de los monómeros de interés como el DMT [19]. El agua también es un contaminante que induce la formación de azeótropos que



dificultarán el proceso de separación de los productos, y adicionalmente es un compuesto que envenena catalizadores en caso de que estos sean usados para el proceso de reacción.

Posterior al circuito de lavado y secado, el PET pasa por un sistema de reducción de tamaño que consiste de una trituradora y un molino para obtener un tamaño de partícula de  $\approx 127.5 \mu\text{m}$ , tamaño que maximiza la conversión de la reacción de depolimerización del PET. El tamaño de partícula es un factor importante a considerar ya que la conversión para la reacción de depolimerización puede disminuir de un 97.8% a un 26.8% si se utiliza un tamaño de partícula mayor al especificado [36].

### 3.1.2 Proceso de reacción

La reacción es la parte del proceso que determina cuánto se depolimeriza el PET y en qué cantidad se producirán los monómeros de interés. Para este caso se seleccionó a la metanólisis supercrítica como el proceso de reacción que descompone al PET en sus monómeros DMT y EG, la cual es una reacción de trans-esterificación.

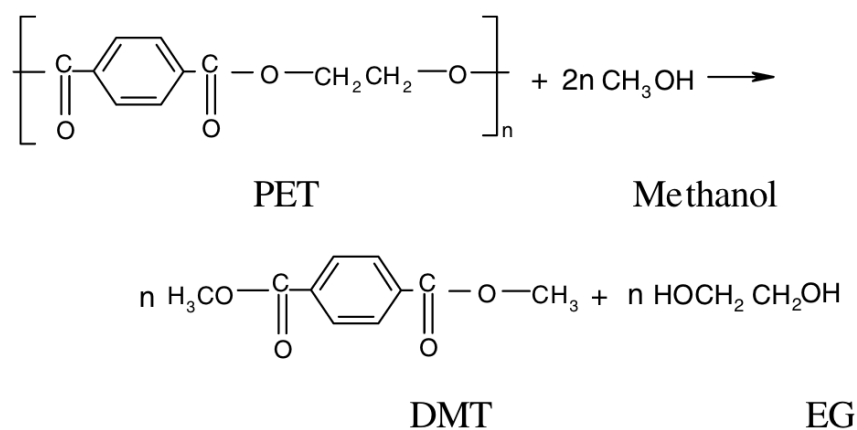
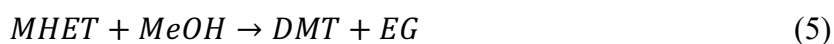
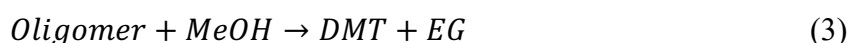


Figura 2: Reacción de depolimerización del PET

La reacción principal mostrada en la Figura 2 indica que se necesitan 2 moles de metanol para descomponer una unidad monomérica de PET en 1 mol de DMT y 1 mol de EG. Goto et al. [37] desarrollaron un modelo cinético para la depolimerización del PET en metanol supercrítico, el cual incluye las reacciones secundarias las cuales se pueden observar entre las ecuaciones 1-8. Las altas temperaturas y presiones involucradas en la metanólisis son los factores que causan la degradación del polímero en oligómeros y monómeros.



Para el proceso de reacción, se consideró solamente la reacción principal, por lo que las posteriores operaciones de separación solo consideran la presencia de PET no reaccionado, EG, DMT, MeOH y oligómeros.

Existen algunas alternativas cinéticas para llevar a cabo el proceso, entre las cuales destacan el uso de catalizadores como acetato de zinc con la presencia de un co-solvente de diclorometano, en donde se pueden obtener altas conversiones y rendimientos a temperaturas de 160 °C. Sin embargo, las cantidades de MeOH y co-solvente necesarias para llevar a cabo la reacción son extremadamente altas, requiriendo de hasta 46.2 veces más en peso la cantidad

de PET que se quiera depolimerizar [20]. Otra alternativa es utilizar un catalizador de carbonato de potasio ( $K_2CO_3$ ), ya que es una sal no tóxica que permite realizar la depolimerización a bajas temperaturas ( $35^\circ C$ ). De todas formas, las desventajas de utilizar este catalizador son los largos tiempos de reacción, que llegan hasta las 24 horas por cada batch. También se necesita altas cantidades de solvente en exceso, reportándose tasas en peso metanol:PET de 8.3. Adicionalmente se obtiene un menor rendimiento de DMT que es el producto principal, alcanzando hasta un máximo del 93% [19]. Las consecuencias de utilizar catalizador es que este debe ser separado y desactivado una vez terminada la reacción para evitar que el DMT y EG reaccionen para formar dietilenglicol tereftalato [11]. La separación del catalizador puede llegar a ser un proceso complicado que se puede evitar con la utilización de fluidos supercríticos.

Actualmente los fluidos supercríticos son usados para la depolimerización del PET debido a su alta reactividad [38]. Al utilizar metanol supercrítico se puede obtener los monómeros con conversiones cercanas al 100% en tiempos aproximados a 30 minutos sin la necesidad de utilizar catalizador [39]. Aun así, durante la reacción se producen glicoles, alcoholes y otros productos derivados del tereftalato, por lo que el rendimiento de la reacción no logra llegar al 100% [40]. También es posible realizar la metanólisis con vapor de metanol, aunque los requerimientos energéticos para la metanólisis por vapor son mayores a los de la metanólisis supercrítica [18]. Un punto importante para considerar es que existe una mayor cantidad de información acerca de estudios cinéticos de la degradación del PET con metanol supercrítico. Por otro lado, no se han reportado muchos modelos cinéticos detallados de metanólisis utilizando catalizadores. La principal desventaja de utilizar metanol supercrítico está asociada a los costos energéticos necesarios para alcanzar las altas temperaturas y presiones necesarias para dar lugar a la reacción. Para este caso de estudio se consideró la depolimerización con metanol supercrítico, donde el rendimiento de DMT y EG es de 98% a 8.1 MPa y  $300^\circ C$

durante un tiempo de reacción de 30 minutos [41], datos cinéticos que se pueden observar en la

Tabla C 3 de los anexos. Adicionalmente, la conversión del PET se asumió que es igualmente del 98% ya que el rendimiento de la reacción para el DMT y el EG son casi idénticos a la conversión de depolimerización del PET [36]. Es importante realizar un control riguroso del nivel de humedad, ya que el contacto con moléculas de agua puede causar reacciones de hidrólisis y por lo tanto producción de MMT (mono-metil tereftalato), alterando el rendimiento de DMT para la reacción [19].

### **3.1.3 Proceso de separación**

Una vez depolimerizado el PET en DMT y EG, es necesario recuperar el solvente en exceso y realizar una separación de los monómeros para obtener productos de alta pureza. El DMT y EG pueden ser fácilmente recuperados después del proceso de reacción [42]. Los monómeros deben alcanzar purezas mayores al 99.9% para posteriormente ser reprocesados como PET en aplicaciones de empaquetado de alimentos y bebidas [43]. Existe un par de

alternativas para realizar la separación de los compuestos después del reactor. La primera alternativa consiste en un proceso de enfriamiento, precipitación, centrifugación y cristalización, aunque esta opción puede resultar problemática por la formación de azeótropos debido a la presencia de agua en caso de fallos en el proceso de secado [11].

El proceso de separación seleccionado fue basado en el proceso de metanólisis de Eastman Kodak mostrado en la Figura 3, donde existe una serie de 3 columnas de destilación que cumplen la función de recuperar el metanol y los monómeros. La primera columna se encarga de la recuperación del metanol al separarlo del resto de componentes, operando a una presión de 245.2 kPa. La segunda columna recupera al EG como el producto destilado, a una presión de 101.3 kPa. Finalmente, la última columna de destilación opera a una baja presión de 13.3 kPa con el fin de separar el DMT de los oligómeros que no reaccionaron en DMT o EG al tener un rendimiento de reacción del 98% [39].

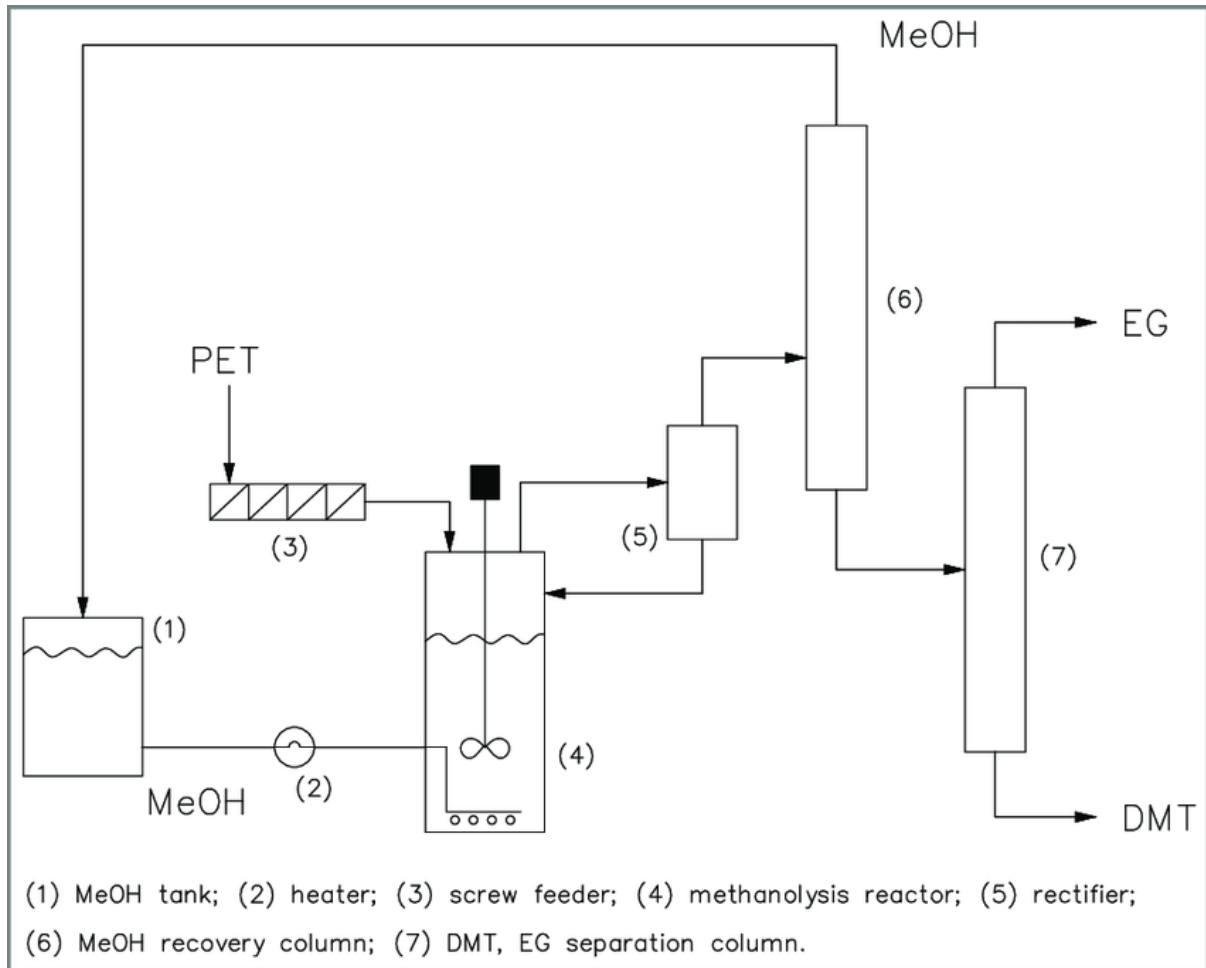
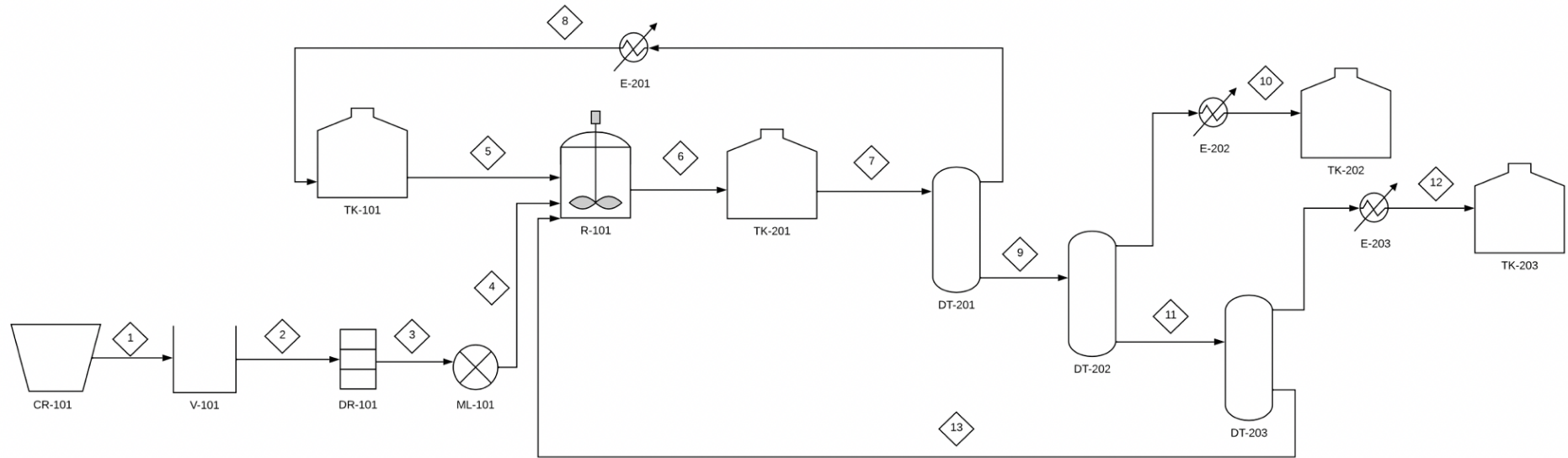


Figura 3: Proceso de metanólisis por Eastman Kodak [21]

### 3.1.4 Diagrama del proceso

Después de haber definido las operaciones unitarias principales del proceso, se pudo construir un diagrama de flujo mostrado en la Figura 4. En el diagrama se puede observar la sección de pretratamiento de las botellas plásticas, que consiste en una primera operación para reducción de tamaño a través de la trituradora CR-101. Una vez que los residuos han sido triturados, estos pasan a una sección de lavado V-101 y posteriormente son secados en el equipo DR-101. Al asegurarse que las escamas de plástico han sido correctamente secadas y no contienen niveles de humedad que pueden perturbar la eficiencia del proceso de depolimerización, estas pasan a un molino pulverizador que se encarga de obtener el tamaño óptimo de partícula de  $127.5 \mu\text{m}$ . Una vez que el PET ha completado la sección de

pretratamiento físico, este es ingresado a un reactor tipo batch (R-101) junto al solvente en exceso que proviene del tanque de almacenamiento de metanol (TK-101). En el reactor se da la reacción de depolimerización donde se produce DMT, EG y oligómeros que no reaccionaron completamente, y adicionalmente quedan remanentes de PET y MeOH ya que la conversión de la reacción es del 98%. El PET no reaccionado permanecerá en el reactor, mientras el resto de componentes son trasladados a un tanque de almacenamiento (TK-201) que puede alimentar continuamente el resto del proceso. Después del tanque TK-201, se procede al circuito de separación y recuperación de los productos, el cual está compuesto de 3 columnas de destilación. La primera columna (DT-201) se encarga de separar al MeOH del resto de componentes más pesados, por lo que el destilado será metanol de alta pureza. El resto de componentes salen por la parte de debajo de la primera columna, y son la alimentación de la segunda columna (DT-202). En esta columna se separa al EG del resto de compuestos, siendo el EG más volátil saliendo de la columna por la sección del destilado. Por debajo de la segunda columna salen DMT y oligómeros, los cuales son alimentados a la tercera columna (DT-203) para ser separados. El DMT al ser más volátil que los oligómeros sale por la parte del destilado. Los oligómeros más pesados son realimentados al reactor para que puedan ser reaccionados en DMT y EG posteriormente. Finalmente, existen tanques de almacenamiento para los productos de EG y DMT, los cuales son los tanques TK-202 y TK-203 respectivamente.



Código	Equipo	Código	Equipo
CR-101	Trituradora	DT-202	Columna de destilación EG
V-101	Máquina de lavado	DT-203	Columna de destilación DMT
DR-101	Máquina de secado	TK-202	Tanque de almacenamiento EG
ML-101	Molino	TK-203	Tanque de almacenamiento DMT
R-101	Reactor	E-201	Enfriador MeOH
TK-101	Tanque de almacenamiento MeOH	E-202	Enfriador EG
TK-201	Tanque de alimentación a columnas	E-203	Enfriador DMT
DT-201	Columna de destilación MeOH		

Figura 4: Diagrama de flujo del proceso



## 4. DISEÑO DE LA PLANTA

Todas las tecnologías de procesos de pretratamiento, reacción y separación de los productos ya fueron establecidas en la Sección 3.1. Una vez que todas las operaciones unitarias a utilizar han sido bien definidas en el diseño del proceso, es necesario determinar cómo funciona cada una de las operaciones. Por este motivo, esta sección se enfoca en determinar el caudal de producción, para posteriormente realizar el balance de masa. Después de conocer los flujos másicos, es necesario realizar el dimensionamiento de los equipos para posteriormente efectuar el análisis económico de la planta.

### 4.1 Caudal de producción

Debido a que el DMT y el EG tienen una alta demanda para una variedad de procesos adicionales a los de producción de botellas de plástico, el principal limitante para establecer el caudal de producción está dado por la disponibilidad de materia prima, en este caso las botellas de PET. El Distrito Metropolitano de Quito ha reportado que aproximadamente 1.7 millones de botellas son desechadas diariamente en la capital ecuatoriana [28]. Esto equivale a 14.8 toneladas métricas diarias de desperdicio diarias. Como caudal de producción se estableció que se quiere abarcar todo el desperdicio producido en la ciudad de Quito, más un 60% de desperdicio proveniente de otras provincias del país. Considerando estas necesidades, se estableció un caudal de entrada de 1000 kg/h de PET para el proceso. Adicionalmente, el proceso requiere de una relación en peso de 5:1 [39] para el Metanol y el PET, por lo que el caudal de entrada de Metanol se estableció como 5000 kg/h.

### 4.2 Balance de masa

El balance de masa del proceso fue realizado a partir del caudal de producción establecido anteriormente. Los procesos de hidrólisis son de tipo batch, con tiempos de

reacción de 30 minutos debido a las altas temperaturas y presiones aplicadas durante el proceso de metanólisis. A pesar de que la parte de reacción debe ser realizada en configuración batch, el proceso de separación y purificación de los productos debe ser realizado de forma continua, ya que las columnas de destilación fueron establecidas para operar continuamente con el fin de reducir los costos energéticos y de producción que requieren las columnas de destilación batch. Adicionalmente, se requiere trabajar con grandes cantidades de material, por lo que los procesos de destilación batch no son los más indicados para este proceso [44].

Debido a la configuración de proceso semi-continuo, se decidió establecer ciclos para determinar la masa de reactivos y productos necesarios por ciclo, y adicionalmente decidir el número de ciclos por año considerando el tiempo de reacción batch y un tiempo adicional de preparación y limpieza del reactor. Por este motivo, se fijó el tiempo de ciclo en 1 hora, resultando en 8760 ciclos al año. En la Tabla 2 se muestra el requerimiento de PET y MeOH al igual que la cantidad de productos obtenidos en toneladas por año. Para el metanol se consideró que a la cantidad de masa necesaria se le debe restar la cantidad de metanol recuperada y recirculada en el proceso de separación de la primera columna.

Tabla 2: Resumen del balance de masa para proceso de metanólisis supercrítica

	<b>Metanol</b>	<b>PET</b>	<b>DMT</b>	<b>EG</b>
<b>kg/ciclo</b>	5000.00	1000.00	970.50	305.62
<b>Ton m/año</b>	2764.35	8760.00	8501.54	2677.21

### 4.3 Balance de energía

Para el balance de energía del proceso global se consideró el consumo energético de las operaciones unitarias principales. En la Tabla 3 se observa un resumen de la potencia necesaria para cada equipo. Para la sección de pre-tratamiento se utilizaron los requerimientos energéticos de los equipos cotizados por catálogo, mientras para los equipos dimensionados se

realizó la estimación energética. Para el reactor se calculó el consumo energético tomando en cuenta al agitador y el calor necesario para calentar el reactor utilizando vapor de agua. En la sección de destilación se tomó en cuenta los calores del condensador y rehervidor de cada columna. Como se muestra en la Tabla 3, el principal consumo energético proviene del proceso de separación y purificación de los productos. A pesar de que la destilación es una de las técnicas más importantes de separación en la industria, los costos energéticos requeridos para las columnas de destilación suelen llegar a representar más del 50% de los costos operativos de la planta [45].

Tabla 3: Resumen consumo energético por secciones del proceso

<b>Sección del proceso</b>	<b>Potencia [kW]</b>
Pretratamiento	358.00
Reactor	494.78
Destilación	3864.75
<b>Total</b>	<b>4717.54</b>

#### 4.4 Dimensionamiento de los equipos

En base a la selección de tecnologías y equipos realizada en las secciones anteriores, se realizó el dimensionamiento de los equipos principales. La metodología detallada del dimensionamiento de todos los equipos se encuentra en el Anexo C. Para realizar el dimensionamiento de los tanques de almacenamiento se decidió utilizar configuraciones verticales debido a la gran cantidad de material que estos van a almacenar. El tanque de almacenamiento de metanol (TK-101) puede estar construido de acero de carbono u acero inoxidable 304. El resto de los tanques fueron diseñados con el mismo material para prevenir la corrosión en los equipos causada por la metanólisis [11]. A pesar de que el acero de carbono representa menores costos iniciales de inversión, existirían mayores costos asociados a los menores tiempos de vida útil debido a que el metanol es un solvente polar que causa corrosión

en los equipos [46]. Los cabezales de los tanques fueron diseñados con terminaciones torisféricas ya que son las más utilizadas debido a la amplia sección radial que permite una mejor distribución en el tanque, lo cual permite aguantar altas presiones máximas, aunque menores que los terminales elipsoidales [47]. El resumen del dimensionamiento de los tanques de almacenamiento se encuentra en la Tabla 4.

Tabla 4: Dimensionamiento tanques de almacenamiento

	<b>TK-101</b>	<b>TK-201</b>	<b>TK-202</b>	<b>TK-203</b>
<b>Configuración</b>	Vertical			
<b>Material</b>	SS-304			
<b>Terminal</b>	Torisférico			
<b>Volumen [m<sup>3</sup>]</b>	37.88	173.02	6.61	19.41
<b>Altura [m]</b>	5.78	9.59	3.23	4.62
<b>Diámetro [m]</b>	2.89	4.79	1.61	2.31
<b>Grosor [mm]</b>	10.00	12.00	7.00	9.00
<b>Masa total [kg]</b>	64444.84	212893.76	14081.42	37138.10

En el reactor es necesario mantener la temperatura constante y que la reacción se lleve a cabo en una atmósfera libre de oxígeno. También es importante mantener un flujo turbulento a lo largo del reactor, lo cual se logra a través del agitador [40]. De todas formas, para compensar las limitaciones de transferencia de masa causadas por factores geométricos es necesario adquirir el tamaño de partícula óptimo de 127.5  $\mu\text{m}$  [19]. Se seleccionó un contenedor cilíndrico con acero inoxidable ASI 304 [41] ya que la mayoría de los tanques a presión utilizan este tipo de configuración [48]. El resumen del dimensionamiento del reactor R-101 se encuentra en la Tabla 5, incluyendo datos acerca del tanque a presión, el agitador y la chaqueta de calentamiento. Se puede evidenciar que la potencia necesaria para impulsar el agitador es pequeña, esto debido al número de Reynolds que del mismo modo es lo

suficientemente bajo para ser considerado laminar. La mezcla en el reactor está constituida principalmente por metanol, el cual tiene una baja densidad y viscosidad, por lo que la potencia necesaria para su agitación no es muy alta pero de todas formas asegura una correcta agitación en el tanque para asegurar que la reacción se lleve a cabo sin ningún problema. El factor más importante a considerar con respecto al reactor R-101 es el grosor y la masa necesaria para el recubrimiento del tanque. Ya que la cinética requiere de una alta presión de operación para asegurar los altos rendimientos y conversiones, el tanque requiere un grosor de recubrimiento apropiado. Esto no solo representa una alta inversión económica para el equipo, sino que adicionalmente implica problemáticas relacionadas con la seguridad de operación del equipo, ya que un mínimo error en la maniobra del reactor puede resultar en accidentes desastrosos.

Tabla 5: Dimensionamiento del reactor

<b>Tanque</b>	Configuración	Vertical	<b>Agitador</b>	Tipo	Propulsor
	Material	AISI-304		Factor	0.3
	Terminal	Elipsoidal		Da [m]	0.72
	Volumen [m <sup>3</sup> ]	21.97		N [rev/s]	8
	Altura [m]	4.82		Re	7.63E+02
	Diámetro [m]	2.41		Potencia [kW]	18.45
	Grosor tanque [cm]	11.34	<b>Chaqueta</b>	Area [m <sup>2</sup> ]	36.48
	Grosor cabezal [cm]	10.83		U [W/m <sup>2</sup> K]	2556
	Masa total [kg]	33316.00		Potencia [kW]	490.28

Para realizar el dimensionamiento de las columnas de destilación se aprovechó el software de simulación de procesos Aspen Hysys. En este programa se estimaron parámetros iniciales como número de etapas teóricas, etapa de alimentación ideal y temperaturas del condensador y rehervidor. A partir de la primera estimación de parámetros por destilación

shortcut, se ejecutó una simulación de destilación rigurosa, con cálculos termodinámicos para cada etapa de destilación [49]. En la Tabla 6 se puede observar un resumen de los parámetros obtenidos para las tres columnas de destilación. Es evidente que la columna DT-202 es la que contiene un mayor número de etapas teóricas para realizar la separación, esto debido a que la diferencia entre los puntos de ebullición del DMT y EG es menor a las diferencias en los puntos de ebullición con respecto al MeOH. Adicionalmente, el DMT y EG pueden formar un azeótropo [21], por lo que es necesario utilizar un mayor número de etapas y cambiar la presión de operación de la columna para asegurar una separación eficiente. Finalmente, para la columna DT-203 la separación debe ser realizada en condiciones de vacío (13.3 kPa) ya que el punto de burbuja para el DMT y los oligómeros es muy alto a presión atmosférica [39].

Tabla 6: Resumen parámetros de destilación

	<b>DT-201</b>	<b>DT-202</b>	<b>DT-203</b>
<b>Tipo de condensador</b>	Total	Total	Total
<b>Número de etapas</b>	15	28	7
<b>Etapas de alimentación</b>	1	4	1
<b>Presión Condensador [kPa] [39]</b>	238	91	12
<b>Presión Rehervidor [kPa] [39]</b>	252	111	15
<b>Temperatura Condensador [°C]</b>	88.77	197.4	207.6
<b>Temperatura Rehervidor [°C]</b>	251.8	288.7	338.2
<b>Reflux Ratio</b>	0.17	0.27	3

Asimismo, se realizó un dimensionamiento de la parte interna de las columnas para estimar el diámetro y la altura total de la columna, lo cual se puede mostrar en la Tabla 7. El análisis de la operación interna de las columnas es una etapa necesaria para la parte de dimensionamiento ya que se evalúan los parámetros de la columna como diámetro y altura de las etapas para determinar un punto de operación adecuado en el cual no se encontrarán

problemas como inundación, altas presiones húmedas de bandeja, entre otros. Se realizó una selección entre columnas de tipo bandeja o de relleno empaquetado dependiendo de las necesidades operacionales de cada columna [50].

En la Tabla 7 se observa que para la columna DT-201 existen dos diámetros de 0.65 y 0.79 metros, ya que este tipo de configuración permite un punto operacional para la columna que evita la inundación. Se plantearon otro tipo de configuraciones para la primera columna, como utilizar un solo diámetro de 6 metros junto a una altura entre etapas de 0.9 metros. Se consideró que a pesar de que el diseño de dos diámetros puede requerir una construcción y mantenimiento especial debido a la soldadura entre la diferencia de diámetros, este diseño es más rentable que construir una columna de destilación con un solo diámetro pero que sea casi 8 veces mayor al otro diámetro.

Tabla 7: Dimensionamiento interno de las columnas de destilación

	<b>DT-201</b>	<b>DT-202</b>	<b>DT-203</b>
<b>Tipo de Columna</b>	Bandeja	Empaquetada	Empaquetada
<b>Diámetro [m]</b>	0.65-0.79	0.50	0.40
<b>Altura total [m]</b>	9.47	11.80	3.20

Para las siguientes columnas DT-202 y DT-203, se decidió utilizar columnas de tipo empaquetada ya que las presiones de operación son menores y este tipo de columnas resultan ser más eficientes al tener una menor caída de presión a lo largo de cada etapa.

## 5. ANÁLISIS ECONÓMICO

A través de la evaluación económica es posible determinar si el proyecto propuesto es viable económicamente y si existen áreas que se puedan optimizar para garantizar la viabilidad del proyecto. En este análisis se realizó una estimación de todos los costos asociados a la planta, al igual que la inversión necesaria para empezar el proyecto. Adicionalmente, se realizó el flujo de caja para hallar indicadores económicos como el VAN, TIR, ROI y PRI. Los cálculos se encuentran adjuntados en el Anexo E.

### 5.1 Estimación de costos

#### 5.1.1 Inversión de capital fijo

El cálculo de costos para la inversión de capital fijo consiste en hallar el costo ISBL (Inside Battery Limits), OSBL (Outside Battery Limits), costos de ingeniería, diseño y construcción, y finalmente los costos imprevistos. El ISBL está asociado a los costos de adquisición e instalación de los equipos de la planta. Los equipos necesarios para las operaciones unitarias definidas en la fase de diseño del proceso fueron cotizados a través de proveedores y se utilizaron precios de catálogos. También se realizó una estimación preliminar del costo para la mayoría de equipos a través de correlaciones que permiten obtener un estimado del costo en función de parámetros dados para cada tipo de equipo. Adicionalmente, se calculó el OSBL y los costos de imprevistos e ingeniería, diseño y construcción en función del costo ISBL calculado. Para estimar la inversión total de capital fijo se utilizaron los factores de Hand, Lang y el método factorial detallado. A partir del promedio de los tres métodos se obtuvo un costo de inversión total de capital fijo  $\approx 27$  millones USD. El resumen del costo total de capital fijo se puede observar en la Tabla 8.



Tabla 8: Estimación Inversión de Capital Fijo

	<b>ISBL [USD]</b>	<b>OSBL [USD]</b>	<b>Ingeniería, Diseño &amp; Construcción [USD]</b>	<b>Imprevistos [USD]</b>	<b>Total Capital Fijo [USD]</b>
Hand	13,317,692	5,327,077	1,331,769	6,658,846	26,635,385
Lang	15,322,826	6,129,130	1,532,283	7,661,413	30,645,651
Detallado	12,420,374	4,968,150	-	-	22,722,056
<b>Promedio</b>	<b>13,686,964</b>	<b>5,474,786</b>	<b>-</b>	<b>-</b>	<b>26,667,697</b>

### 5.1.2 Capital de trabajo

El costo de capital de trabajo representa el dinero necesario adicional al costo de construir la planta para que esta empiece a funcionar y pueda operar hasta que se comience a ver las ganancias. Para estimar el capital de trabajo se suele incluir valores como inventario de materias primas para dos semanas, costos de créditos, y entre otros los cuales se observan en la Tabla 9.

Tabla 9: Estimación Capital de Trabajo

	<b>Costo [USD/año]</b>
Inventario materia prima	443,244
Inventario productos	1,557,605
Efectivo en caja	644,458
Cuentas a cobrar	2,577,835
Créditos cuentas pendientes	2,137,118
Inventario repuesto	191,617
<b>Total capital de trabajo [USD]</b>	<b>7,551,880</b>

### 5.1.3 Costos de producción

Los costos de producción se dividen en costos variables y fijos. Los costos variables son dependientes de la capacidad operativa de la planta, por lo que se basan principalmente en la cantidad de materia prima utilizada para el proceso. Por otro lado, los costos fijos no varían en función de la producción generada en la planta. Si se reduce la cantidad de producto elaborado estos costos permanecerán constantes, y se incluyen parámetros como sueldos del personal, mantenimiento, espacio físico, entre otros. En la Tabla 10 se puede observar el total de los costos de producción.

Tabla 10: Estimación costos de producción

<b>Costos variables [USD]</b>	28,016,018
<b>Costos fijos [USD]</b>	5,495,847
<b>Total costos de producción [USD]</b>	33,511,866

### 5.2 Estimación de ingresos y flujo de caja

Ya que la planta se encarga de la producción de los monómeros EG y DMT, los ingresos provendrán de la venta de estos productos. El precio del EG se fijó en 0.837 USD por cada kilogramo producido, en función de valores encontrados en el mercado. Asimismo, el DMT se estimó que tendrá un precio de venta de 4.5 USD por kilogramo. A partir de los balances de masa se calculó los ingresos generados anualmente dada la capacidad establecida de la planta, los cuales se muestran en la Tabla 11.

Tabla 11: Ingresos generados en un año

<b>Producto</b>	<b>Precio [USD/kg]</b>	<b>Producción [kg/año]</b>	<b>Ingresos [USD/año]</b>
<b>DMT</b>	4.5	8501538.56	38256923.54
<b>EG</b>	0.837	2677207.26	2240822.47

En base a los parámetros calculados en el análisis económico, se pudo calcular el flujo de caja para 10 años de duración del proyecto. De esta forma, se obtuvo los indicadores económicos que evalúan la viabilidad económica de la construcción de la planta como son el VAN, TIR, ROI y PRI. Estos indicadores se encuentran en la Tabla 12, e indican que el proyecto es rentable a pesar de tener un tiempo de recuperación de la inversión superior a 5 años.

Tabla 12: Indicadores económicos

<b>VAN [USD]</b>	14,676,394
<b>TIR</b>	35%
<b>ROI</b>	0.55
<b>PRI [años]</b>	5.3

## 6. ANÁLISIS DE FLEXIBILIDAD

Una vez realizada la estimación de la viabilidad económica del proyecto con los parámetros iniciales, se procedió a ejecutar un análisis de flexibilidad con el objetivo de mejorar la factibilidad económica del proyecto. El análisis consistió en cambiar variables de entrada como capacidad de procesamiento de PET y precio de venta del DMT para observar el cambio producido en las variables de salida que en este caso fueron los indicadores económicos como el VAN y el PRI. La capacidad de procesamiento de PET se varió en un rango entre 600 – 1200 kg/h mientras el precio de venta del DMT varió en un rango entre 2.5 – 7 USD.

En la Figura 5 se puede observar cómo responden el VAN y PRI al variar los parámetros establecidos. Se puede evidenciar que por encima del precio de venta de 4 USD/kg DMT el VAN comienza a ser positivo y el tiempo de retorno de la inversión comienza a disminuir. El resto del análisis donde se varía la capacidad de producción se encuentra adjuntado en el Anexo E. A pesar de que la viabilidad económica mejora al aumentar la producción, se incrementan los problemas asociados a la logística de la obtención de la materia prima.

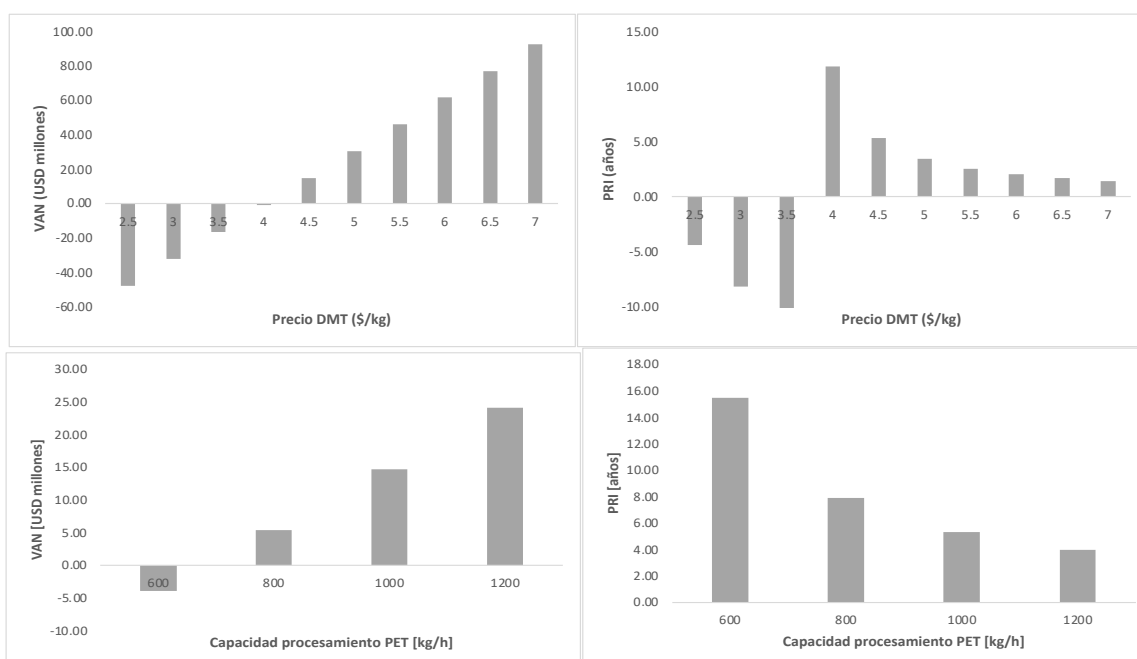


Figura 5: Variación del VAR y PRI en función costo de venta del DMT y capacidad de procesamiento de PET

Por otro lado, se realizó un análisis del VAN y PRI al variar parámetros como la conversión de PET en la reacción y el precio del DMT. La conversión fue variada entre un rango de 70 – 98%, y el ejemplo para una conversión de 98% se encuentra en la Figura 6. Inicialmente se asumió una conversión del 98%, pero se sabe que este dato puede variar por la presencia de mezclas complejas compuestas de glicoles, alcoholes y derivados de tereftalato [38].

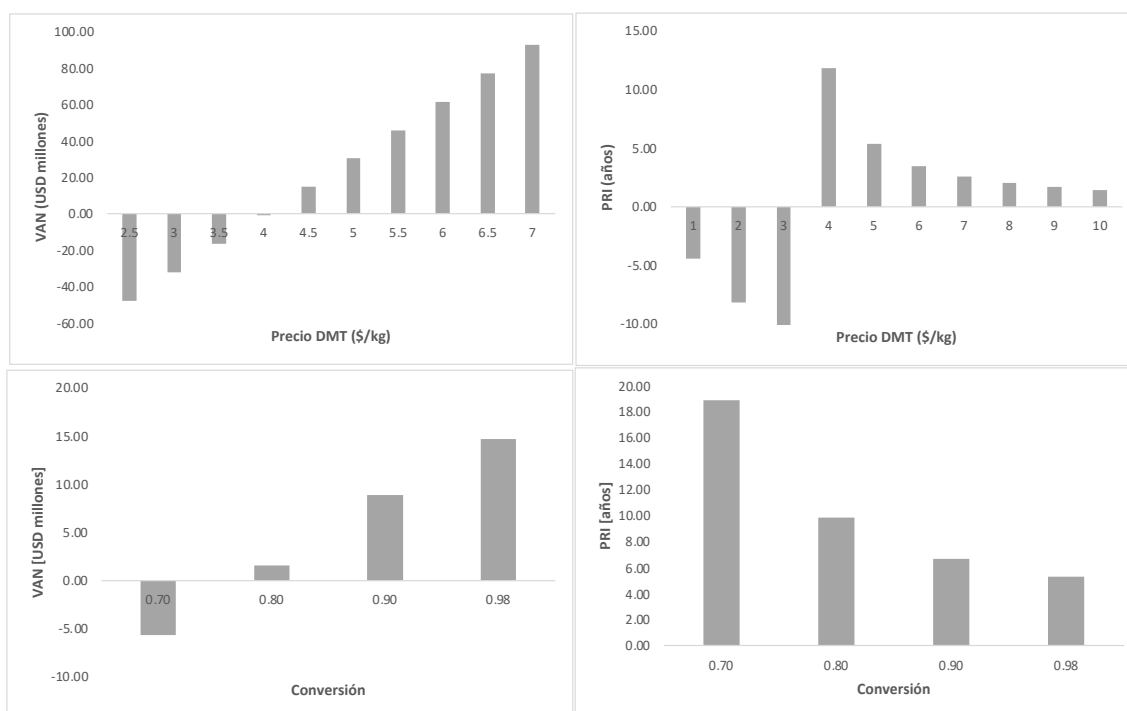


Figura 6: Variación del VAR y PRI en función de la conversión de PET en la reacción y costo de venta del DMT

Finalmente, se realizó un gráfico de contorno mostrado en la Figura 7 donde se muestra el comportamiento del VAN en función de la capacidad de procesamiento de PET en kg/h y el precio de venta del DMT en USD/kg. El gráfico demuestra que al aumentar la producción y el precio de venta el VAN aumentará de igual manera. El VAN será negativo en caso de que la capacidad de procesamiento de plástico sea menor a 600 kg/h. En el caso de operar a una capacidad de 1000 kg/h, el VAN toma un valor de 0 cuando el precio del DMT llega a los 4.03 USD/kg, por lo que el precio de venta debe estar por encima de este valor.

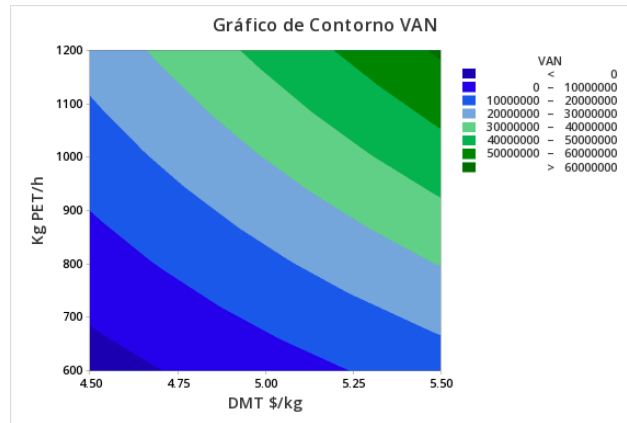


Figura 7: Gráfico de contorno para evaluación del VAN

## 7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En este proyecto se pudo realizar un análisis tecno-económico para la construcción de una planta de reciclaje químico de botellas de tereftalato de polietileno (PET). El proyecto buscó afrontar la problemática asociada a la gran cantidad de desperdicio plástico que termina en vertederos de basura por causa del aumento en la producción anual de PET. En primer lugar, se seleccionó a la metanólisis supercrítica como método de depolimerización del PET debido a que a través de este método se obtienen los monómeros de interés dimetiltereftalato (DMT) y etilenglicol (EG). Adicionalmente, se evita la necesidad de utilizar catalizador para la reacción de depolimerización, por lo cual se simplifica el proceso de separación y purificación de los productos. En segundo lugar, se realizó el diseño del proceso y de la planta de reciclaje químico, en donde se planteó un caudal inicial de procesamiento de 1000 kg/h de PET en base a la cantidad de desperdicio plástico generado en Ecuador. A partir de esto, se logró ejecutar los balances de masa y energía del proceso y posteriormente el dimensionamiento de los equipos necesarios para desempeñar el proceso. En el dimensionamiento del reactor se pudo observar que el grosor necesario para soportar las condiciones extremas de la reacción es demasiado ancho, por lo que se podrían buscar alternativas con respecto a los datos cinéticos, aunque eso resulte en menor cantidad de producto generado. Finalmente se analizó la viabilidad económica del proyecto, en donde se evidenció que el planteamiento inicial del caudal de procesamiento de 1000 kg/h y del precio del DMT de 4.5 USD resultan en un proyecto rentable. De todas formas, el análisis de flexibilidad mostró que el mínimo precio de venta debe ser de 4.03 USD/kg para obtener indicadores económicos positivos. Al aumentar el precio de venta del DMT también aumenta el VAN y disminuye el PRI, por lo que el proyecto se vuelve más atractivo posibles inversionistas.

A pesar de los resultados obtenidos, la construcción y funcionamiento de este tipo de plantas tienen más limitaciones técnicas que económicas, debido a las altas presiones y

temperaturas a las que trabajan. Por lo tanto, se recomienda utilizar un catalizador para evitar las condiciones extremas que se requieren para llevar a cabo la depolimerización. Esto disminuiría los costos asociados al tanque del reactor y asimismo se reducirían los riesgos en el ámbito de seguridad al operar en condiciones más estables. El desafío actual es desarrollar un catalizador heterogéneo para reacciones de depolimerización, ya que todos los catalizadores reportados actualmente son catalizadores homogéneos y su recuperación puede ser complicada al encontrarse en la misma fase que el resto de la mezcla. Adicionalmente, es recomendable ver alternativas con respecto a las operaciones unitarias de separación ya que las columnas de destilación requieren de altas cantidades de energía lo que repercute en los costos operativos de la planta. Se puede realizar operaciones de enfriamiento, centrifugación, precipitación y cristalización, las cuales podrían resultar en mayor recuperación del catalizador en caso de que se decida utilizar uno homogéneo. Por otro lado, es importante mencionar que la configuración más eficiente para la operación de una planta de reciclaje químico es que funcione anexada a una planta de producción de PET. De esta manera, los productos obtenidos de la planta de reciclaje ingresarán directamente como materias primas a la planta de PET lo cual puede reducir costos a pesar de requerir una mayor inversión. Finalmente, el proyecto planteado es un ideal que asume disponibilidad de botellas PET como materia prima, lo cual no es completamente acertado en la realidad actual del país. Hoy en día, el Ecuador no cuenta con un sistema de reciclaje capaz de recuperar gran parte del desperdicio plástico generado en el país, y a pesar de que la logística de recuperación de botellas no está dentro del alcance del proyecto, se recomienda implementar sistemas eficientes de reciclaje los cuales serán la base para poder llevar a cabo este tipo de proyectos.



## 8. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] X. Han *et al.*, “Structural insight into catalytic mechanism of PET hydrolase,” *Nature Communications*, vol. 8, no. 1, Dec. 2017, doi: 10.1038/s41467-017-02255-z.
- [2] Z. Leng, R. K. Padhan, and A. Sreeram, “Production of a sustainable paving material through chemical recycling of waste PET into crumb rubber modified asphalt,” *Journal of Cleaner Production*, vol. 180, pp. 682–688, Apr. 2018, doi: 10.1016/j.jclepro.2018.01.171.
- [3] A. M. Al-Sabagh, F. Z. Yehia, G. Eshaq, A. M. Rabie, and A. E. ElMetwally, “Greener routes for recycling of polyethylene terephthalate,” *Egyptian Journal of Petroleum*, vol. 25, no. 1. Egyptian Petroleum Research Institute, pp. 53–64, Mar. 01, 2016. doi: 10.1016/j.ejpe.2015.03.001.
- [4] S. Yoshida *et al.*, “A bacterium that degrades and assimilates poly(ethylene terephthalate),” *Science (1979)*, vol. 351, no. 6278, pp. 1196–1199, 2016.
- [5] V. Tournier *et al.*, “An engineered PET depolymerase to break down and recycle plastic bottles,” *Nature*, vol. 580, no. 7802, pp. 216–219, Apr. 2020, doi: 10.1038/s41586-020-2149-4.
- [6] I. Taniguchi, S. Yoshida, K. Hiraga, K. Miyamoto, Y. Kimura, and K. Oda, “Biodegradation of PET: Current Status and Application Aspects,” *ACS Catalysis*, vol. 9, no. 5, pp. 4089–4105, May 2019, doi: 10.1021/acscatal.8b05171.
- [7] H. P. Austin *et al.*, “Characterization and engineering of a plastic-degrading aromatic polyesterase,” *Proc Natl Acad Sci U S A*, vol. 115, no. 19, pp. E4350–E4357, May 2018, doi: 10.1073/pnas.1718804115.
- [8] Inc. Grand View Research, “Polyethylene Terephthalate Compounding Market Size, Share & Trends Analysis Report By Application (Packaging, Electrical & Electronics,

- Industrial Machinery, Automotive, Construction, Material Handling), By Region, And Segment Forecasts, 2016 - 2024,” San Francisco, 2016.
- [9] F. Awaja and D. Pavel, “Recycling of PET,” *European Polymer Journal*, vol. 41, no. 7. pp. 1453–1477, Jul. 2005. doi: 10.1016/j.eurpolymj.2005.02.005.
- [10] J. M. Garcia and M. L. Robertson, “The future of plastics recycling,” *Science*, vol. 358, no. 6365. American Association for the Advancement of Science, pp. 870–872, Nov. 17, 2017. doi: 10.1126/science.aag0324.
- [11] A. B. Raheem, Z. Z. Noor, A. Hassan, M. K. Abd Hamid, S. A. Samsudin, and A. H. Sabeen, “Current developments in chemical recycling of post-consumer polyethylene terephthalate wastes for new materials production: A review,” *Journal of Cleaner Production*, vol. 225. Elsevier Ltd, pp. 1052–1064, Jul. 10, 2019. doi: 10.1016/j.jclepro.2019.04.019.
- [12] K. Ragaert, L. Delva, and K. van Geem, “Mechanical and chemical recycling of solid plastic waste,” *Waste Management*, vol. 69. Elsevier Ltd, pp. 24–58, Nov. 01, 2017. doi: 10.1016/j.wasman.2017.07.044.
- [13] V. Dulioa *et al.*, “Characterization of low-molecular-weight oligomers in recycled poly(ethylene terephthalate),” 1995.
- [14] S. M. Al-Salem, P. Lettieri, and J. Baeyens, “Recycling and recovery routes of plastic solid waste (PSW): A review,” *Waste Management*, vol. 29, no. 10. pp. 2625–2643, Oct. 2009. doi: 10.1016/j.wasman.2009.06.004.
- [15] D. Paszun and T. Szychaj, “Chemical Recycling of Poly(ethylene terephthalate),” *Industrial and Engineering Chemistry Research*, vol. 36, no. 4, pp. 1373–1383, 1997.
- [16] A. Aguado *et al.*, “Chemical depolymerisation of PET complex waste: Hydrolysis vs. glycolysis,” *Journal of Material Cycles and Waste Management*, vol. 16, no. 2, pp. 201–210, 2014, doi: 10.1007/s10163-013-0177-y.

- [17] M. Genta, T. Iwaya, M. Sasaki, M. Goto, and T. Hirose, “Depolymerization mechanism of poly(ethylene terephthalate) in supercritical methanol,” *Industrial and Engineering Chemistry Research*, vol. 44, no. 11, pp. 3894–3900, May 2005, doi: 10.1021/ie0488187.
- [18] B. Geyer, G. Lorenz, and A. Kandelbauer, “Recycling of poly(ethylene terephthalate) – A review focusing on chemical methods,” *Express Polymer Letters*, vol. 10, no. 7. BME-PT and GTE, pp. 559–586, Jul. 01, 2016. doi: 10.3144/expresspolymlett.2016.53.
- [19] D. D. Pham and J. Cho, “Low-energy catalytic methanolysis of poly(ethyleneterephthalate),” *Green Chemistry*, vol. 23, no. 1, pp. 511–525, Jan. 2021, doi: 10.1039/d0gc03536j.
- [20] M. Hofmann, J. Sundermeier, C. Alberti, and S. Enthaler, “Zinc(II) acetate Catalyzed Depolymerization of Poly(ethylene terephthalate),” *ChemistrySelect*, vol. 5, no. 32, pp. 10010–10014, Aug. 2020, doi: 10.1002/slct.202002260.
- [21] M. Han, “Depolymerization of PET Bottle via Methanolysis and Hydrolysis,” in *Recycling of Polyethylene Terephthalate Bottles*, Elsevier, 2019, pp. 85–108. doi: 10.1016/b978-0-12-811361-5.00005-5.
- [22] el Universo, “Quiteños podrán recibir 2 centavos por cada botella de plástico depositada en máquinas recicladoras,” Quito, May 05, 2021.
- [23] R. Miandad, M. A. Barakat, M. Rehan, A. S. Aburizaiza, I. M. I. Ismail, and A. S. Nizami, “Plastic waste to liquid oil through catalytic pyrolysis using natural and synthetic zeolite catalysts,” *Waste Management*, vol. 69, pp. 66–78, Nov. 2017, doi: 10.1016/j.wasman.2017.08.032.

- [24] A. More, “Dimethyl Terephthalate (DMT) Market Share, Size ,Growth, Global Business Prospect, Gross Margin Analysis, Industry Leading Players Update, Development History, and Industry Research Report 2027,” Jan. 07, 2022.
- [25] Millipore Sigma, “Dimethyl Terephthalate Safety Data Sheet,” Darmstadt, Mar. 2022.
- [26] I. Global Industry Analysts, “Ethylene Glycol - Global Market Trajectory & Analytics,” Apr. 2021.
- [27] Millipore Sigma, “Ethylene Glycol Safety Data Sheet,” Darmstadt, Mar. 2022.
- [28] el Universo, “Entre \$3,25 y \$ 32,50 se puede ganar por reciclar,” Quito, Apr. 22, 2014.
- [29] Y. Yang, Y. Lu, H. Xiang, Y. Xu, and Y. Li, “Study on methanolytic depolymerization of PET with supercritical methanol for chemical recycling,” *Polymer Degradation and Stability*, vol. 75, pp. 185–191, 2002, doi: [https://doi.org/10.1016/S0141-3910\(01\)00217-8](https://doi.org/10.1016/S0141-3910(01)00217-8).
- [30] EMGRIS, “Relleno Sanitario del Distrito Metropolitano de Quito,” 2022.
- [31] C. E. I. y P. Ministerio de Producción, “Emisión de licencia no automática de importación de metanol,” Mar. 23, 2022.
- [32] A. y T. E. Ministerio del Ambiente, “Programa ‘PNGIDS’ Ecuador,” 2017.
- [33] M. F. Soliz, *La partida 3915: importación de desechos plásticos en Ecuador*. Quito: Universidad Andina Simón Bolívar, 2021.
- [34] G. P. Karayannidis and D. S. Achilias, “Chemical recycling of poly(ethylene terephthalate),” *Macromolecular Materials and Engineering*, vol. 292, no. 2, pp. 128–146, Feb. 2007, doi: [10.1002/mame.200600341](https://doi.org/10.1002/mame.200600341).
- [35] R. Siddique, J. Khatib, and I. Kaur, “Use of recycled plastic in concrete: A review,” *Waste Management*, vol. 28, no. 10, pp. 1835–1852, 2008, doi: [10.1016/j.wasman.2007.09.011](https://doi.org/10.1016/j.wasman.2007.09.011).

- [36] S. Mishra and A. S. Goje, "Kinetic and thermodynamic study of methanolysis of poly(ethylene terephthalate) waste powder," *Polymer International*, vol. 52, no. 3, pp. 337–342, 2003, doi: 10.1002/pi.1147.
- [37] M. Goto, H. Koyamoto, A. Kodama, T. Hirose, S. Nagaoka, and B. J. Mccoy, "Degradation Kinetics of Polyethylene Terephthalate in Supercritical Methanol," *AIChE Journal*, vol. 48, no. 1, pp. 136–144, Jan. 2002, doi: <https://doi.org/10.1002/aic.690480114>.
- [38] V. Sinha, M. R. Patel, and J. v. Patel, "Pet waste management by chemical recycling: A review," *Journal of Polymers and the Environment*, vol. 18, no. 1, pp. 8–25, Mar. 2010. doi: 10.1007/s10924-008-0106-7.
- [39] M. Genta, T. Iwaya, M. Sasaki, and M. Goto, "Supercritical methanol for polyethylene terephthalate depolymerization: Observation using simulator," *Waste Management*, vol. 27, no. 9, pp. 1167–1177, 2007, doi: 10.1016/j.wasman.2006.06.005.
- [40] Stoyko. Fakirov, *Handbook of thermoplastic polyesters : homopolymers, copolymers, blends, and composites*. Wiley-VCH, 2002.
- [41] B.-K. Kim, G.-C. Hwang, S.-Y. Bae, S.-C. Yi, and H. Kumazawa, "Depolymerization of Polyethyleneterephthalate in Supercritical Methanol," *Department of Chemical Engineering, Hanyang University*, Sep. 2001, doi: <https://doi.org/10.1002/app.1645>.
- [42] M. N. Siddiqui, H. H. Redhwi, and D. S. Achilias, "Recycling of poly(ethylene terephthalate) waste through methanolic pyrolysis in a microwave reactor," *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, vol. 98, pp. 214–220, 2012, doi: 10.1016/j.jaap.2012.09.007.
- [43] C. Pudack, M. Stepanski, and P. Fässler, "PET Recycling – Contributions of Crystallization to Sustainability," *Chemie-Ingenieur-Technik*, vol. 92, no. 4, pp. 452–458, Apr. 2020, doi: 10.1002/cite.201900085.

- [44] P. Wankat, *Separation Process Engineering. Includes Mass Transfer Analysis*, 3rd ed. Westford, Massachusetts: Pearson Education, Inc., 2012.
- [45] A. A. Kiss, S. J. Flores Landaeta, and C. A. Infante Ferreira, "Towards energy efficient distillation technologies - Making the right choice," *Energy*, vol. 47, no. 1, pp. 531–542, 2012, doi: 10.1016/j.energy.2012.09.038.
- [46] Methanol Institute, "Atmospheric Above Ground Tank Storage of Methanol," Mar. 2018.
- [47] J. J. McKetta, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design: Volume 42 - Pressure-Relieving Devices: Rupture Disks: Selection of to Process Control and Dynamics: Savings from Upgrading*, vol. 42. New York: CRC Press, 1992.
- [48] J. Couper, W. Roy Penney, J. Fair, and S. Walas, *Chemical Process Equipment: Selection and Design*, 2nd ed. Elsevier, 2005.
- [49] G. M. Ramapriya, A. Selvarajah, L. E. Jimenez Cucaita, J. Huff, M. Tawarmalani, and R. Agrawal, "Short-cut Methods versus Rigorous Methods for Performance-evaluation of Distillation Configurations," Purdue University, West Lafayette, 2018.
- [50] A. Montoya and B. Ruggeri, "DISEÑO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN PARA RECUPERACIÓN DE UNA SUSTANCIA TERMOSENSIBLE," Pontificia Universidad Católica de Valparaiso, 2012.
- [51] G. Towler and R. Sinnott, *Chemical Engineering Design. Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*, 2nd Ed. 2013.
- [52] C. J. Geankoplis, *Procesos de transporte y operaciones unitarias*, 2nd ed. California: Allyn and Bacon, 1983.

## ANEXO A: ABREVIACIONES Y TERMINOLOGÍA

### Terminología especializada

- **Plástico:** material sintético derivado del petróleo, que cuenta con características físicas como elasticidad y flexibilidad [6]
- **Termoplástico:** clasificación de los plásticos, los cuales a altas temperaturas son deformables y moldeables, y al enfriar se endurecen [3]
- **Polímero:** macromolécula compuesta por unidades de moléculas de menor tamaño llamadas monómeros (Brazel, & Rosen, 2012)
- **Monómero:** molécula de menor masa que se une a través de enlaces químicos a otros monómeros para formar un polímero (Brazel, & Rosen, 2012)
- **Teraftalato de polietileno (PET):** termoplástico semi-cristalino cuyos monómeros provienen del petróleo crudo. Material utilizado principalmente para botellas desechables de plástico y aplicaciones en la industria textil [3]
- **Reciclaje mecánico:** separación de plástico de sus contaminantes para su futuro reprocesamiento al derretirlo en extrusoras [11]
- **Reciclaje químico:** transformación del plástico que consiste en degradar la cadena polimérica a través de una reacción de depolimerización [11]
- **Contaminación:** presencia de sustancias distintas al plástico como ácidos, agua, acetaldehídos, etc., que deterioran las propiedades físicas y químicas del material durante su reprocesamiento [3].
- **Depolimerización:** reacción de transposición que reduce la cadena polimérica
- **Solvólisis:** degradación del polímero que causa una reacción de depolimerización al degradar utilizando un solvente [11]
- **Alcoholólisis:** proceso de depolimerización principal del PET, que consiste en la quimiólisis del material polimérico con reactivos alcoholes en exceso, como metanol y etanol [11]
- **Metanolólisis:** ruta de depolimerización que consiste en insertar metanol a altas temperaturas y presiones para formar monómeros del PET como DMT y EG [12]
- **Glicólisis:** método más simple y antiguo para la depolimerización del PET, produce monómeros y oligómeros utilizando etilenglicol [12]

## Abreviaciones

- **DMT:** dimetil tereftalato
- **EG:** etilenglicol
- **MeOH:** metanol
- **TPA:** ácido tereftálico
- **BHETA:** bis(2-hidroxi) tereftalamida
- **PVC:** cloruro de polivinilo
- **PE:** polietileno
- **TCE:** tetracloroetileno
- **MMT:** (mono-metil tereftalato)
- **MHET:** metil-2 hidroxietil tereftalato
- **TAMME:** ácido tereftálico monometil ester
- **ME:** 2-metoxietanol
- **DEG:** dietilenglicol
- **BHET:** bis (hidroxi-etil) tereftalato

## Variables

- **Q:** Caudal volumétrico
- **$\rho$ :** Densidad
- **$\rho_m$ :** Densidad ponderada
- **$\mu$ :** Viscosidad
- **$\mu_m$ :** Viscosidad ponderada
- **m:** masa
- **$m_i$ :** masa de la especie i
- **$t_i$ :** tiempo llenado de tanque



- **V:** volumen
- **V<sub>f</sub>:** volumen final
- **V<sub>i</sub>:** volumen inicial
- **h:** altura
- **D:** diámetro
- **D<sub>r</sub>:** diámetro reactor
- **D<sub>a</sub>:** diámetro agitador
- **A:** área
- **t<sub>T</sub>:** grosor tanque
- **t<sub>R</sub>:** grosor reactor
- **te:** grosor cabezal elipsoidal
- **tt:** grosor cabezal torisférico
- **Me:** masa cabezal elipsoidal
- **Mt:** masa cabezal torisférico
- **S:** máximo esfuerzo permisible
- **E:** eficiencia de soldadura
- **P:** presión de operación
- **R:** radio
- **f<sub>s</sub>:** factor de seguridad
- **Re:** número de Reynolds
- **N:** velocidad de rotación del agitador
- **N<sub>p</sub>:** número de potencia
- **p:** potencia
- **Q':** calor

- $c_p$ : calor específico
- $t_{\text{heat}}$ : tiempo de calentamiento
- $U$ : coeficiente global de transferencia de calor

## ANEXO B – METODOLOGÍA

Objetivo específico 1: Definir el proceso de reciclaje químico más conveniente para la depolimerización del PET.

- Comparación entre los procesos de reciclaje químico, como metanólisis, glicólisis, hidrólisis, entre otros.
  - Establecer los monómeros obtenidos por cada proceso como metanólisis, hidrólisis, glicólisis y determinar cuál es el más conveniente.
- Definición del proceso más conveniente para el reciclaje del PET, entre alternativas como metanol supercrítico, o catalizadores como compuestos organometálicos, sales, acetatos metálicos, entre otros.
  - Analizar alternativas como metanol supercrítico, o catalizadores.
  - Entre los catalizadores evaluar la conveniencia de compuestos organometálicos, sales, acetatos metálicos, entre otros.
  - Realizar una matriz de decisiones con el fin de determinar el proceso más conveniente.

Objetivo específico 2: Realizar un diseño del proceso y la planta industrial del proceso químico de reciclaje.

- Definición del caudal de producción.
  - Establecer un caudal base a partir de la información del desperdicio de botellas generado en Ecuador.
  - Evaluar caudales de producción de plantas similares
- Planteamiento de las operaciones unitarias necesarias.
  - Establecer procesos de pre-tratamiento para la preparación de materia prima.

- Trituración y molienda son necesarios para llegar a un tamaño de partícula óptimo.
- Lavado y secado necesario ya que las botellas vienen contaminadas desde vertederos de basura.
- El agua puede arruinar la cinética de la reacción
- Establecer proceso cinético para el reactor.
  - Tiempos de reacción.
  - Condiciones de presión y temperatura.
  - Hallar la conversión y el rendimiento de la reacción.
- Evaluar las alternativas para la etapa de purificación y separación de los productos.
  - Circuito de columnas de destilación.
  - Alternativa con cristalización y enfriamiento.
- Diagramación del proceso.
  - Utilizar herramientas digitales que permitan plasmar el proceso planteado de forma gráfica.
- Realizar balances de masa y energía.
  - Realizar cálculos en Excel del balance de masa global y para cada operación.
  - Automatizar los cálculos para que al variar los caudales se calcule el resto del balance automáticamente.
  - Calcular la energía necesaria para llevar a cabo el proceso.
- Dimensionamiento de equipos y simulación del proceso.
  - Escoger equipos necesarios para el proceso.
  - Dimensionar los equipos en base a la capacidad requerida.
  - Evaluar alternativas de equipos por catálogo.

- Simular las operaciones que sean posibles en el software computacional Aspen Hysys.

Objetivo específico 3: Analizar la viabilidad económica del diseño de una planta de reciclaje químico en Ecuador

- Establecimiento de proveedores de materias primas.
  - Buscar disponibilidad de materias primas en Ecuador.
  - Establecer si la materia prima es suficiente para suplir el caudal de producción.
  - En caso de que no sea suficiente, buscar alternativas.
  - Buscar distintos proveedores.
- Estimación de costos de inversión de capital fijo, capital de trabajo y costos de producción.
  - Realizar cálculo de estimación de costos.
  - Llevar a cabo el flujo de caja del proyecto.
  - Estimar parámetros económicos que muestren la viabilidad económica del proyecto.
- Planteamiento de análisis de flexibilidad.
  - Definir variables que pueden cambiar durante el proceso.
  - Ver cómo responden los parámetros de salida en función del cambio de las variables de entrada.
- Análisis de resultados.
  - Analizar los cálculos obtenidos para definir si el proyecto es viable de producir o no.

## ANEXO C – DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS

### Tanques de almacenamiento (TK-101, TK-201, TK-202, TK-203)

- Primero se decidió en la configuración de los tanques, seleccionando entre una configuración horizontal o vertical. Se seleccionó la configuración vertical para todos los tanques ya que es la mejor opción para manejar volúmenes grandes y manejar una buena distribución de presión a lo largo de todo el tanque.
- Dependiendo de la configuración del tanque, también variarán las ecuaciones para el volumen del tanque llenado hasta cierto porcentaje de altura.
- A partir del balance de masa realizado, se obtiene el caudal másico que ingresa a cada tanque en términos de kg/h
- Utilizando la densidad de cada corriente se puede encontrar el caudal volumétrico que ingresa a cada tanque

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

- Una vez obtenido el caudal volumétrico, se establece un tiempo  $t_l$  a lo largo del cual el tanque pueda almacenar y así se obtiene el volumen del tanque

$$V = t_l * Q$$

- Para todos los tanques se estableció una relación altura:diámetro de 2 con el fin de asegurar estabilidad

$$h = 2D$$

- Utilizando la densidad de cada corriente, se puede encontrar el caudal volumétrico que ingresa a cada tanque

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

- Una vez obtenido el caudal volumétrico, se establece un tiempo  $t_l$  a lo largo del cual el tanque pueda almacenar y así se obtiene el volumen del tanque

$$V = t_l * Q$$

- Para todos los tanques se estableció una relación altura:diámetro de 2 con el fin de asegurar estabilidad

$$h = 2D$$

- Para un tanque cilíndrico, se puede obtener su volumen con las siguientes ecuaciones

$$A = \pi * \frac{D^2}{4}$$

$$V = A * h = h \pi * \frac{D^2}{4}$$

- Utilizando la herramienta Goal Seek en What-if Analysis de Excel, se encontró la altura y el diámetro del tanque al igualar los valores de volumen utilizando el caudal



volumétrico y el área de tanque, realizando iteraciones modificando el valor del diámetro hasta que ambos valores coincidan

- Una vez obtenidos los valores de dimensionamiento, se seleccionó el tipo de material con el cual se construirá el tanque, obteniendo acero inoxidable del tipo 304 (SS-304)
- Se definió la presión de operación para cada tanque, considerando la presión hidroestática por el fluido dada por la siguiente ecuación

$$P = \rho gh$$

- Se hayó el máximo esfuerzo permisible para cada material a la temperatura de operación de cada tanque, utilizando la Tabla C 1

Tabla C 1: Máximos esfuerzos permisibles para distintos materiales a diferentes temperaturas [51]

Material	Grade	Min Tensile Strength (ksi)	Min Yield Strength (ksi)	Maximum Temperature (°F)	Maximum Allowable Stress at Temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9
Killed carbon steel	A515 Gr 60	60	32	1000	17.1	17.1	17.1	14.3	5.9
Low alloy steel 1¼ Cr, ½ Mo, Si	A387 Gr 22	60	30	1200	17.1	16.6	16.6	16.6	13.6
Stainless steel 13 Cr	410	65	30	1200	18.6	17.8	17.2	16.2	12.3
Stainless steel 18 Cr, 8 Ni	304	75	30	1500	20.0	15.0	12.9	11.7	10.8
Stainless steel 18 Cr, 10 Ni, Cb	347	75	30	1500	20.0	17.1	15.0	13.8	13.4
Stainless steel 18 Cr, 10 Ni, Ti	321	75	30	1500	20.0	16.5	14.3	13.0	12.3
Stainless steel 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5

Note:

1. The stress values for type 304 stainless steel are not the same as those given for stainless steel 304L in Table 7.8 of this book.
2. 1 ksi = 1000 psi = 6.8948 N/mm<sup>2</sup>

- A partir de esos valores, se calcula el grosor del tanque y la masa

$$t_T = \frac{P R}{S E - 0.6 P}$$

$$M_T = \pi D h t_T \rho$$

- Se definió la utilización de cabezales torisféricos, ya que estos son los más utilizados en la industria
- Para hayar el grosor del cabezal torisférico se utiliza la siguiente ecuación

$$t_t = \frac{0.885 P L}{S E - 0.1 P}$$

$$M_t = 2 * 0.842 * D^2 t_t \rho$$

- En caso de que el grosor del tanque sea demasiado pequeño, se debe utilizar la siguiente tabla para determinar el grosor mínimo dependiendo del diámetro del tanque

Tabla C 2: Grosos mínimos para tanques de distintos diámetros [51]

Vessel diameter (m)	Minimum thickness (mm)
1	5
1 to 2	7
2 to 2.5	9
2.5 to 3.0	10
3.0 to 3.5	12

Reactor (R-101)

- El volumen del reactor fue calculado al considerar la masa de entrada y las densidades de cada compuesto. La densidad del metanol utilizada fue la de este componente en estado supercrítico

$$V_i = \sum_{i=1}^n \frac{m_i}{\rho_i}$$

- Una vez obtenido el volumen inicial, se obtuvo un volumen final considerando un factor de seguridad del 15%

$$V_f = V_i * (1 + f_s)$$

- Se estableció una relación altura:diámetro de 2 para el reactor

$$\frac{h}{D} = 2$$

- A partir de la relación altura:diámetro, se utilizó la herramienta Goal Seek de Excel para encontrar el diámetro y la altura que resulten en el volumen planteado en el primer paso del dimensionamiento del reactor

$$V_f = A * h = h \pi * \frac{D^2}{4}$$

- El grosor del tanque fue determinado utilizando la siguiente ecuación:

$$t_R = \frac{P R}{S E - 0.6 P}$$

- Para el reactor se consideró la utilización de cabezales elipsoidales, donde el grosor del cabezal está dado por

$$t_e = \frac{P D}{2 S E - 0.2 P}$$

- A partir del grosor se puede calcular la masa de los cabezales

$$M_e = 2 * 1.084 * D^2 H t_e \rho$$

- Y la masa total del reactor será la suma de la masa del tanque más los cabezales

$$M_{R\ Total} = M_R + M_T$$

### Agitador Reactor

- Primero se escogió el tipo de agitador a utilizarse. En este caso se utilizó un agitador tipo propulsor de tres aspas debido a la viscosidad ponderada que se obtuvo.

- La densidad ponderada se obtuvo de la siguiente forma

$$\rho_m = \frac{m_1\rho_1 + m_2\rho_2 + m_3\rho_3 + m_4\rho_4}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4}$$

- Al igual que la viscosidad ponderada

$$\mu_m = \frac{m_1\mu_1 + m_2\mu_2 + m_3\mu_3 + m_4\mu_4}{m_1 + m_2 + m_3 + m_4}$$

- Debido al tipo de agitador, se asumió que este cubre aproximadamente el 30% del diámetro del tanque

$$D_a = 0.3 * D_R$$

- A partir de los valores calculados, se puede realizar una estimación del número de Reynolds del impulsor para posteriormente utilizar correlaciones que permitan encontrar el requerimiento de potencia

$$Re = \frac{D_a^2 N \rho_m}{\mu_m}$$

- Se decidió que el agitador girará a 8 rev/s ya que este tipo de impulsores operan entre 400 y 1750 rpm [52].

- A partir del número de Reynolds, se puede utilizar la Figura C 1 para estimar el número de potencia

$$N_p = \frac{p}{\rho N^3 D_a^5}$$

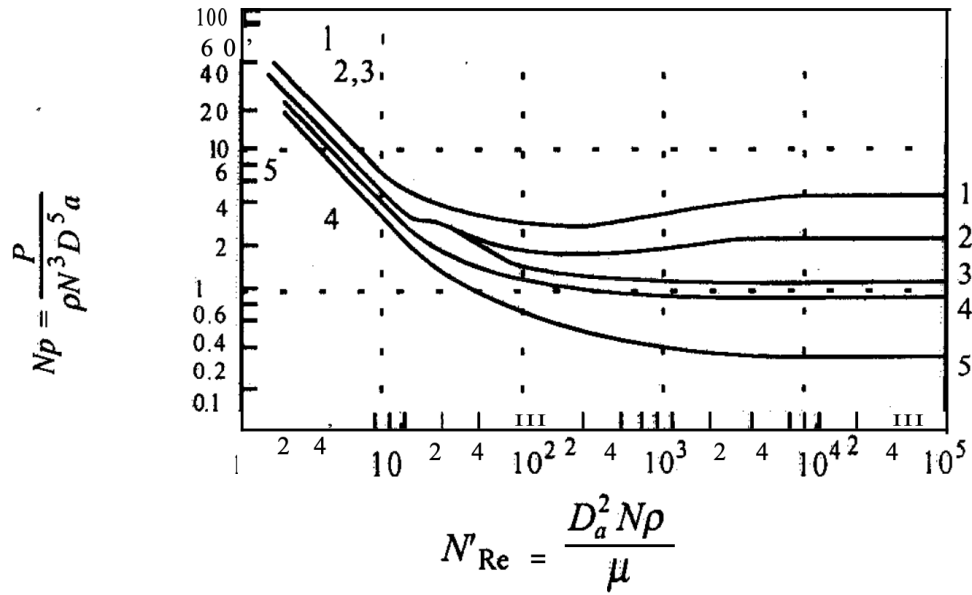


Figura C 1: Número de potencia en función de número de Reynolds

- Estimando el número de potencia con el número de Reynolds, se obtiene el cálculo para el consumo de potencia para el agitador

#### Chaqueta de calentamiento

- Para estimar la energía, se estimó que el grosor de la chaqueta es el 1% del área, el cual fue estimado de la siguiente manera

$$A = 2 \pi R^2 D$$

- El flujo de calor utilizado para calentar el reactor a la temperatura deseada está dado por

$$Q = \frac{m C_p \Delta T}{t_{heat}}$$

- Mientras la energía requerida para mantener la temperatura constante se haya con la siguiente fórmula

$$Q = U A \Delta T$$

#### Cinética

- Para el diseño del reactor se consideraron los siguientes datos cinéticos [41]

Tabla C 3: Datos cinéticos reacción de depolimerización

Tiempo (min)	100-conv (wt%)	Conv (wt%)
0	37.93	62.07
10	16.01	83.99
20	7.67	92.33
30	2.28	97.72

### Columnas de destilación (DT-201, DT 202, DT 203)

- Para realizar el dimensionamiento de las columnas de destilación se aprovechó el software de simulación Aspen Hysys con el objetivo de obtener los parámetros de operación de las columnas
- Se partió realizando una destilación shortcut con las especificaciones de composición de LK en la corriente más pesada y HK en la corriente más liviana de cada columna

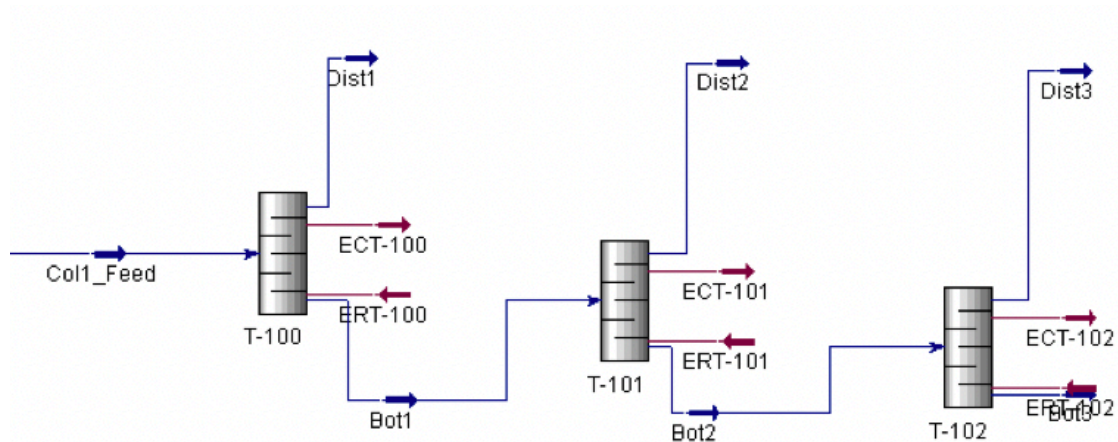


Figura C 2: Destilación Shortcut

- Ya que el PET no es un compuesto que existe en la base de datos de Hysys, se creó un compuesto hipotético con propiedades moleculares similares al PET. Se decidió

copiar las propiedades de la molécula más parecida químicamente entre el B2HET y el ácido tereftálico. Esto se puede observar en la Tabla C 4

Tabla C 4: Comparación moléculas parecidas al PET

	<b>BHET</b>	<b>T-PhthalAcid</b>	<b>PET</b>
<b>Formula</b>	C <sub>12</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub>	C <sub>8</sub> H <sub>6</sub> O <sub>4</sub>	C <sub>10</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>
<b>MW</b>	254.2	166.1	192.17
<b>Norm Boil Pt [°C]</b>	409.9	766.9	350
<b>Ideal liq density [kg/m<sup>3</sup>]</b>	1335	854.7	-
<b>Tc [°C]</b>	572.9	1117	-
<b>Pc [kPa]</b>	2470	3950	-
<b>Vc [m<sup>3</sup>/kgmole]</b>	0.656	0.424	-
<b>Acentricity</b>	1.604	1.092	-

- Analizando las propiedades, se decidió que el BHET es la molécula más parecida al monómero del PET, por lo que se utilizaron sus propiedades físicas para la simulación

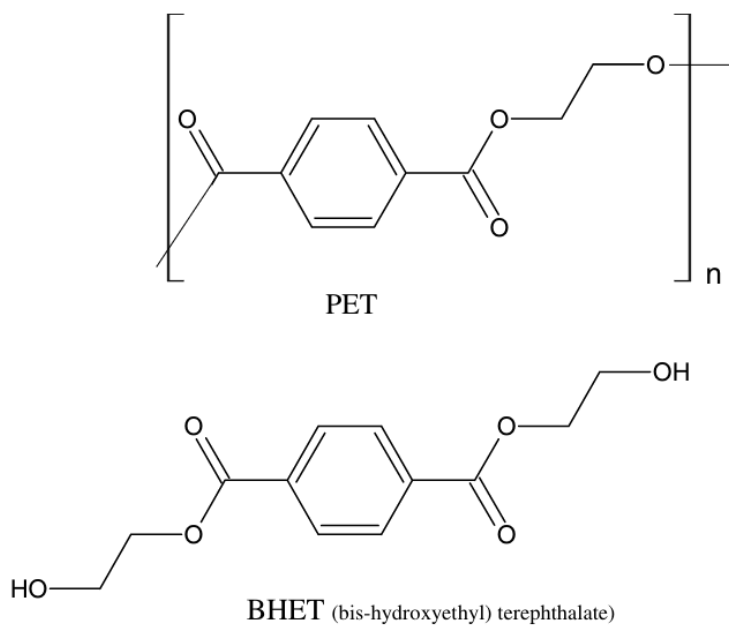


Figura C 3: Comparación estructura molecular PET vs BHET [39]



- Una vez creado el compuesto hipotético en Hysys, se planteó la simulación de destilación shortcut utilizando los parámetros mostrados en Tabla C 5

Tabla C 5: Parámetros destilación shortcut

	<b>DT-201</b>	<b>DT-202</b>	<b>DT-203</b>
<b>LK in Bot</b>	MeOH	EG	DMT
<b>Mole Frac</b>	1E-06	1E-06	1E-06
<b>HK in Dist</b>	EG	DMT	PET
<b>Mole Frac</b>	5.16E-04	1.01E-04	1.01E-04
<b>Cond Pressure (kPa)</b>	245.2	101.3	13.3
<b>Reb Pressure (kPa)</b>	245.2	101.3	13.3
<b>Ext Reflux Rat</b>	0.17	0.27	3
<b>Min Reflux Rat</b>	0.034	0.216	0.014

- A partir de ingresar los parámetros de destilación shortcut, se obtuvieron los siguientes estimados para el número de etapas de destilación, etapa adecuada de alimentación y temperaturas del rehervidor y condensador. Los resultados se muestran en la Tabla C 6.

Tabla C 6: Cálculos estimados destilación shortcut

	<b>DT-201</b>	<b>DT-202</b>	<b>DT-203</b>
<b>Min Trays</b>	5.951	9.851	5.745
<b>Actual Trays</b>	14.039	27.405	6.635
<b>Optimum Feed</b>	0.304	3.593	0.193
<b>T Cond (°C)</b>	88.77	197.4	207.6
<b>T Reb (°C)</b>	251.8	288.7	338.2
<b>Cond Duty (kJ/h)</b>	-5.74E+06	-3.29E+05	-1.22E+06
<b>Reb Duty (kJ/h)</b>	-7.13E+05	3.37E+05	1.07E+06

- Basándose en los datos de destilación shortcut, se realiza una destilación rigurosa

Tabla C 7: Destilación rigurosa

	DT-201	DT-202	DT-203
<b>Condensador tipo</b>	Total		
<b>N Stages</b>	15	1	7
<b>Feed stage</b>	1	12	1
<b>Cond Pressure (kPa)</b>	238	91	12
<b>Reb Pressure (kPa)</b>	252	111	15
<b>Op Cond T (°C)</b>	88.77	15	207.6
<b>Op Reb T (°C)</b>	251.8	207.6	338.2
<b>Reflux Ratio</b>	0.17	0	3

- La configuración de columnas de destilación por método riguroso se observa de la siguiente manera

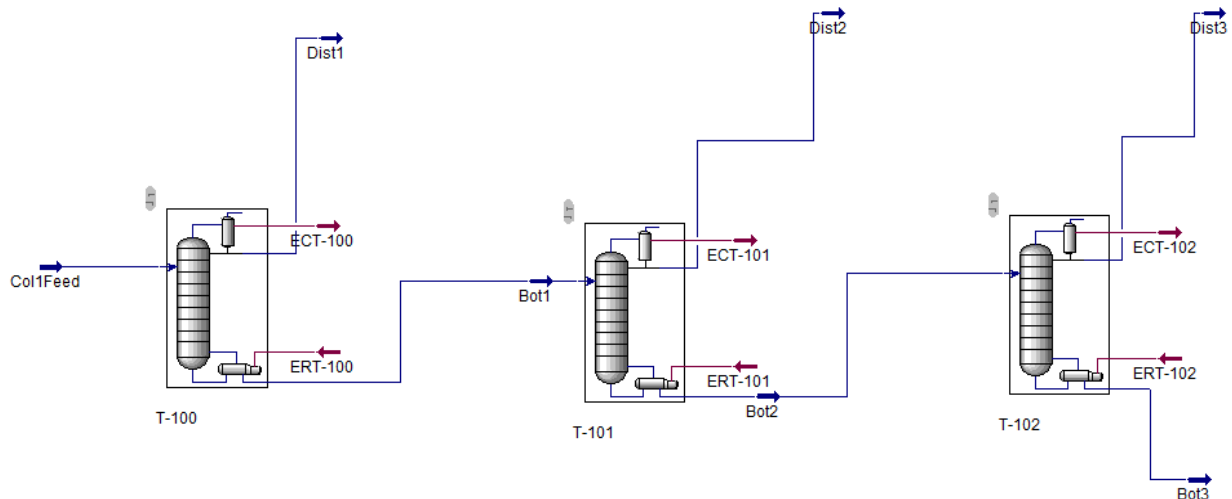


Figura C 4: Destilación Rigurosa

- Una vez que la simulación ha compilado, se puede realizar el análisis de diseño interno de las columnas, donde se va a encontrar el diámetro y la altura de cada etapa necesaria para llevar a cabo una destilación en ausencia de factores que puedan afectar el proceso de separación como la inundación de la columna o el secado de la columna.

## Dimensionamiento interno de las columnas de destilación

### DT-201

- Para la primera columna de destilación DT-201 se plantearon 3 posibles configuraciones que puedan ser viables para llevar a cabo el proceso de separación por destilación.
- Los primeros intentos de destilación consistieron en diseñar una columna con un solo diámetro y una sola altura de cada etapa, lo cual resultó en errores como jet flood, downcomer backup y altas caídas de presiones a través de la columna

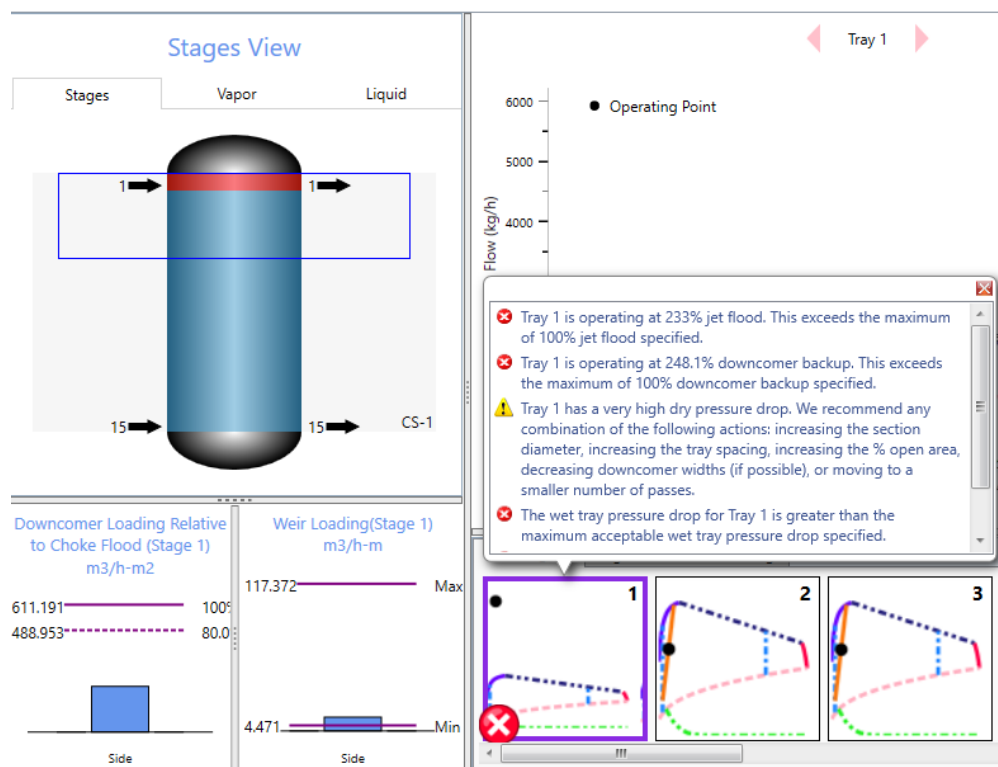


Figura C 5: Primer intento DT-201

- Como se puede observar en la Figura C 5, el porcentaje de jet flood está por encima de lo especificado al igual que el porcentaje de downcomer backup. Esto indica que la columna de destilación no está funcionando en un punto de operación óptimo dentro de las regiones marcadas por los gráficos hidráulicos de la columna. Para solucionar

este problema se puede modificar el dimensionamiento interno de la columna al cambiar el diámetro o la altura de las etapas.

- El incrementar el diámetro, los porcentajes de inundación y secado disminuían, pero causaban más errores en el resto de las etapas de la columna como se puede observar en la Figura C 6

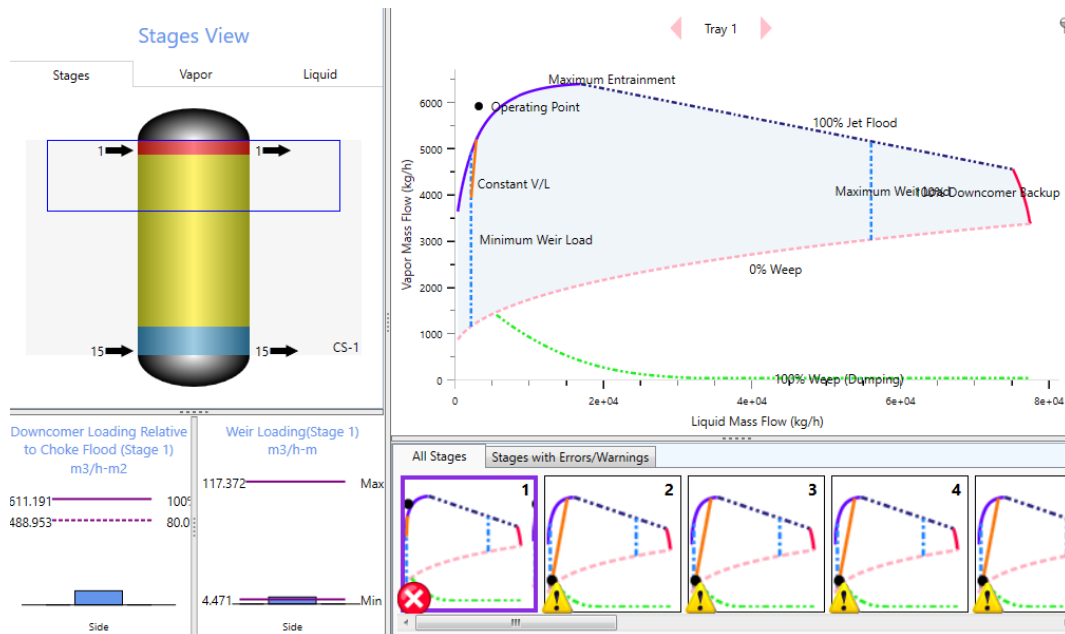


Figura C 6: Segundo intento DT-201

- Un diámetro demasiado grande causa que el punto de operación se acerque a los límites permisibles, por lo que se debió solucionar los gráficos hidráulicos de otra manera. Se decidió dividir a la columna en dos secciones para que la etapa de alimentación tenga un mayor diámetro y así evitar los problemas hidráulicos, mientras se busca mantener un diámetro menor para la parte inferior de la columna. Este diseño no termina siendo útil si es que no se optimiza el diámetro y la altura de los platos, como se muestra en la Figura C 7.

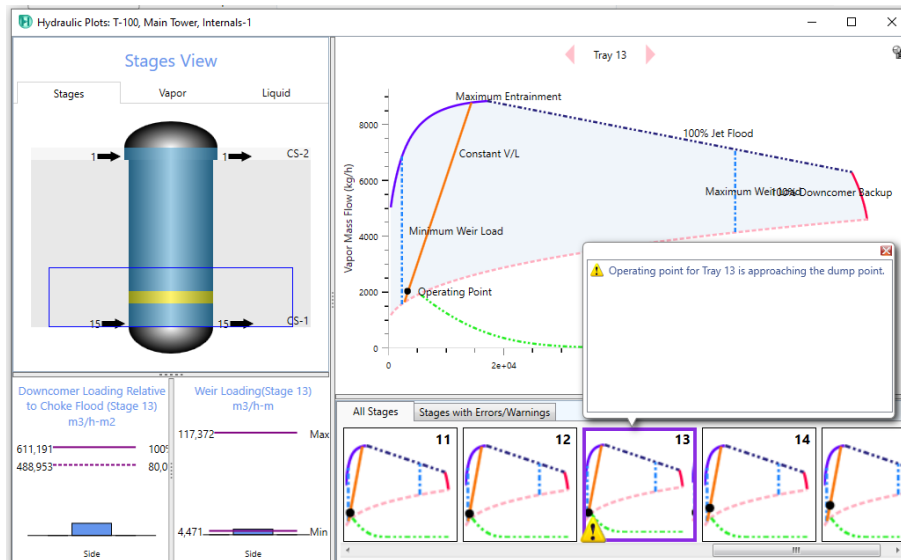


Figura C 7: Dos diámetros para columna DT-201

- Una vez optimizado el dimensionamiento, se obtiene una columna con dos secciones que operan sin advertencias de peligro como se muestra en Figura C 8

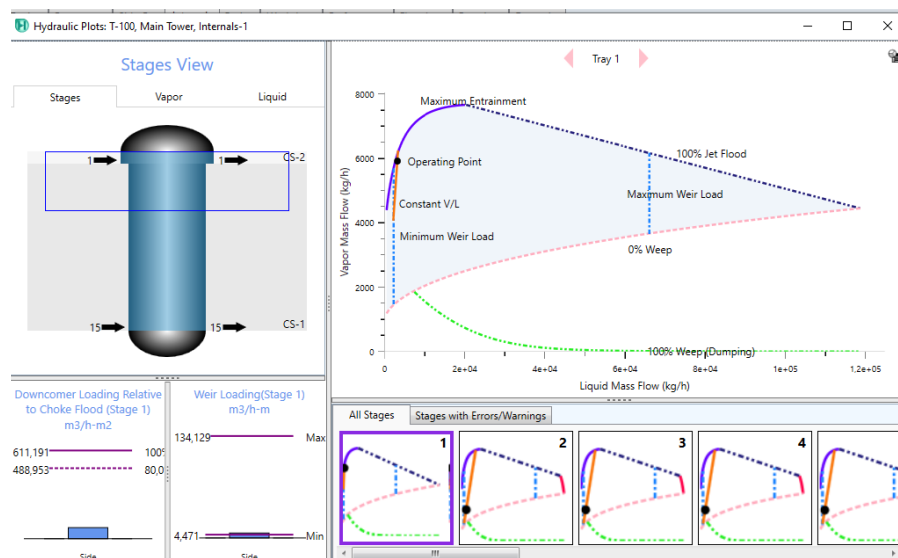


Figura C 8: Configuración DT-201 final

- Otra alternativa que se evaluó para la configuración de la columna es mantener un solo diámetro a lo largo de toda la columna. Esto representó un problema ya que el diámetro incrementaba demasiado, alcanzado a llegar los 5.6 m lo cual no es normal para una columna de destilación. Los resultados de esta configuración se muestran en la Figura C 9.

Column Internals Summary	
Number Of Stages	15
Total Height [m]	15,45
Total Head Loss [mm]	2273
Total Pressure Drop [mbar]	168,9
Number Of Sections	1
Number Of Diameters	1
Pressure Drop Across Sump [kPa]	<empty>

Sections Summary						
Section	Start	End	Diameter [m]	Height [m]	Internal Type	Tray or Packing Type
CS-1	1_Main Tower	15_Main Tower	5,600	15,45	Trayed	Sieve

Figura C 9: Configuración DT-201 un diámetro 5.6 m

- Otra configuración que permite la operación de la columna sin errores consiste en mantener un solo diámetro pequeño, pero que funciona con muchas alertas de peligro en varias etapas a lo largo de la columna, lo cual no es seguro si se quiere implementar esta columna en una planta industrial. Los resultados de esta configuración se muestran en la Figura C 10

Number Of Stages	15
Total Height [m]	9,144
Total Head Loss [mm]	859,7
Total Pressure Drop [mbar]	73,37
Number Of Sections	1
Number Of Diameters	1
Pressure Drop Across Sump [kPa]	<empty>

Section	Start	End	Diameter [m]	Height [m]	Internal Type	Tray or Packing Type
CS-1	1_Main Tower	15_Main Tower	0,8050	9,144	Trayed	Sieve

Figura C 10: Configuración DT-201 con alertas

### DT-202

- Para esta columna, primero se intentó realizar un diseño para columna por bandejas. Este tipo de columna no funcionó ya que se opera a una menor presión que la primera columna, por lo que existían errores hidráulicos durante el dimensionamiento interno como se muestra en la Figura C 11.

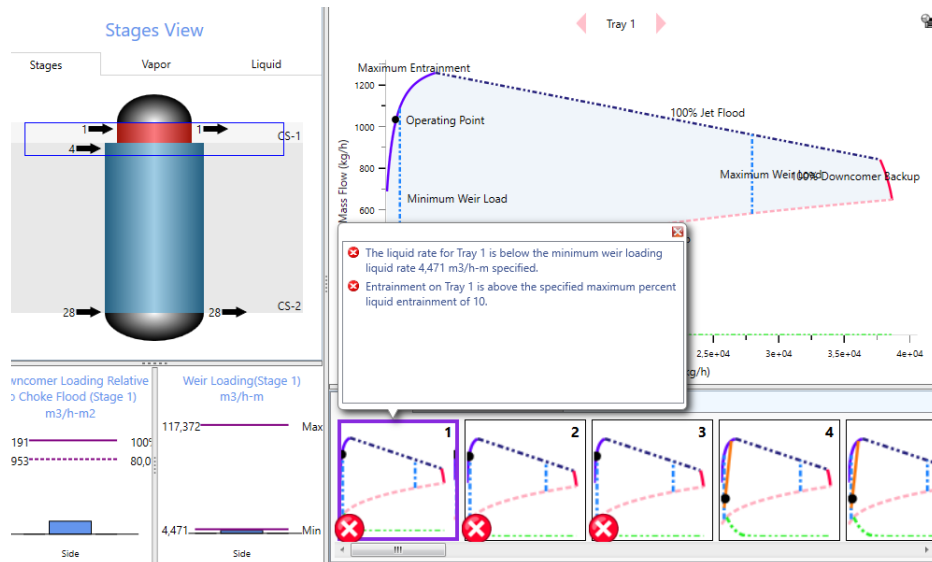


Figura C 11: Configuración DT-202 bandejas con error

- El problema se soluciona al implementar una columna empaquetada, la cual funciona con los parámetros establecidos en la Tabla 7: Dimensionamiento interno de las columnas de destilación. El resultado se observa en la Figura C 12.

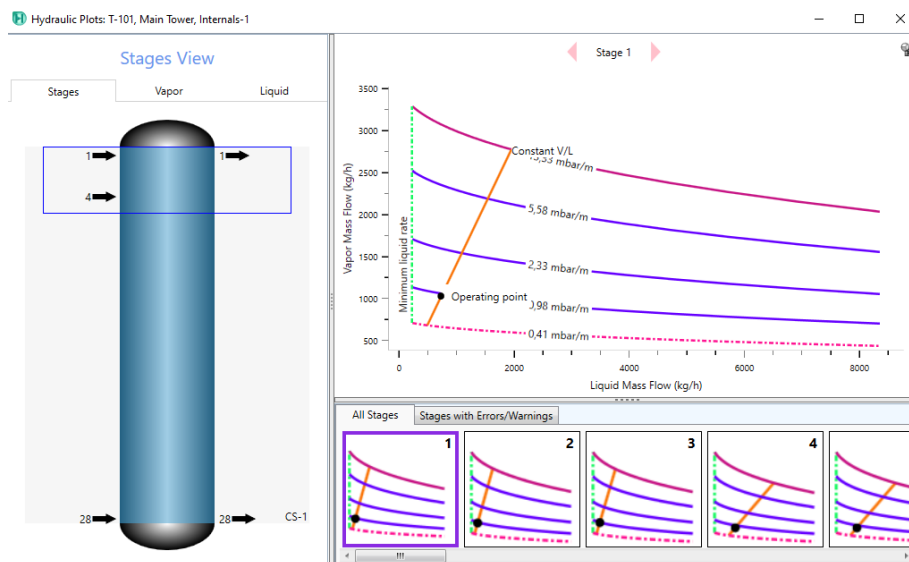


Figura C 12: Configuración DT-202 empaquetada

### DT-203

- Para esta columna se siguió el mismo procedimiento establecido para la columna DT-202. Se realizó un diseño de columna empaquetada, resultando en la columna mostrada en la Figura C 13.

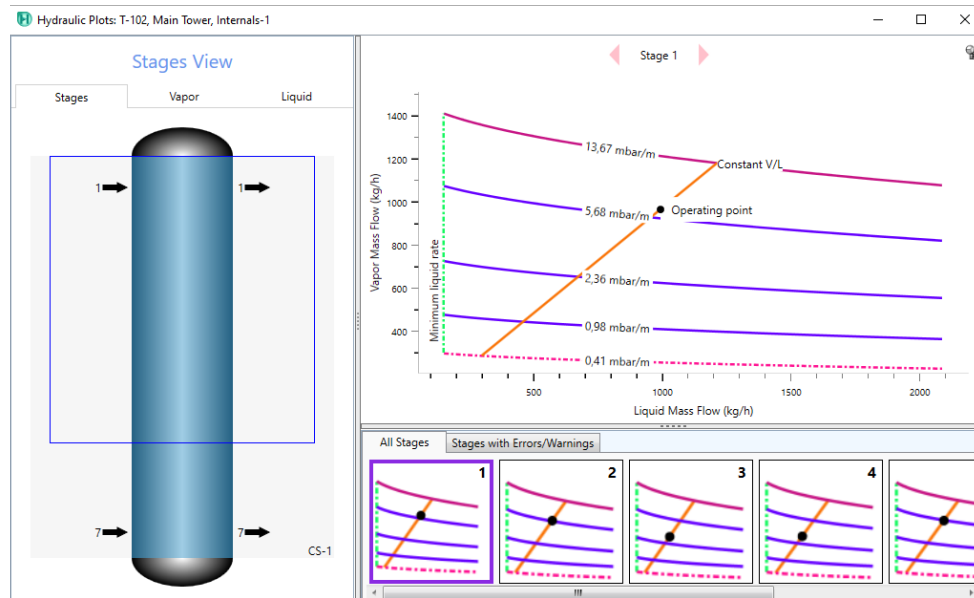


Figura C 13: Configuración DT-203 empaquetada



## ANEXO D – BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

Tabla D 1: Balance de masa parte 1

<b>Corriente</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>
<b>Unidades</b>	kg	kg	kg	kg
<b>Total</b>	1200.00	1200.00	1200.00	1200.00
<b>Metanol</b>	0	0	0	0
<b>PET</b>	1200.00	1200.00	1200.00	1200.00
<b>DMT</b>	0	0	0	0
<b>EG</b>	0	0	0	0
<b>Oligómeros</b>	0	0	0	0

Tabla D 2: Balance de masa parte 2

<b>Corriente</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>
<b>Unidades</b>	kg	kg	kg	kg
<b>Total</b>	5000.00	5980.05	5980.05	4684.43
<b>Metanol</b>	5000.00	4679.75	4679.75	4679.75
<b>PET</b>	0	0	0	0
<b>DMT</b>	0	970.50	970.50	0
<b>EG</b>	0	310.20	310.20	4.68
<b>Oligómeros</b>	0	19.60	19.60	0

Tabla D 3: Balance de masa parte 3

<b>Corriente</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>
<b>Unidades</b>	kg	kg	kg	kg	kg
<b>Total</b>	1295.62	305.62	990.00	970.50	19.50
<b>Metanol</b>	0	0	0	0	0
<b>PET</b>	0	0	0	0	0
<b>DMT</b>	970.50	0.10	970.40	970.40	0
<b>EG</b>	305.52	305.52	0	0	0
<b>Oligómeros</b>	19.60	0	19.60	0.10	19.50

Tabla D 4: Balance de energía columnas de destilación

	<b>EC DT- 201</b>	<b>ER DT- 201</b>	<b>EC DT- 202</b>	<b>ER DT- 202</b>	<b>EC DT- 203</b>	<b>EC DT- 203</b>
<b>Flujo de calor (kJ/h)</b>	8.96E+06	2.45E+06	8.63E+05	8.64E+05	4.68E+05	3.06E+05
<b>Flujo de calor (kW)</b>	2.49E+03	6.82E+02	2.40E+02	2.40E+02	1.30E+02	8.49E+01

Tabla D 5: Balance de energía enfriadores

<b>Enfriador</b>	<b>Q (kJ/h)</b>	<b>Q (kJ/s)</b>	<b>Power (kW)</b>	<b>T salida</b>	<b>T final</b>	<b><math>\Delta T</math></b>
<b>E-201</b>	1.05E+06	292.78	292.9	85.59	25	60.59
<b>E-202</b>	1.58E+05	44.00	43.99	193.9	25	168.90
<b>E-203</b>	2.72E+05	75.53	75.53	204.2	25	179.20

Tabla D 6: Balance de masa detallado con flujos másicos y fracciones molares parte 1

	<b>PET no</b>	<b>-</b>	<b>Col1 Feed</b>	<b>Dist1</b>	<b>Bot1/Col2</b>
	<b>rxn</b>				<b>F</b>
<b>Corriente</b>	<b>Reactor</b>	<b>-</b>	<b>7</b>	<b>8</b>	<b>9</b>
<b>kg/h</b>	20	<b>kg/h</b>	5980	4684	1296
<b>xMeOH</b>	0	<b>xMeOH</b>	0.783	0.999	0
<b>xPET</b>	1	<b>xOlig</b>	0.003	0	0.015
<b>xDMT</b>	0	<b>xDMT</b>	0.162	0	0.749
<b>xEG</b>	0	<b>xEG</b>	0.052	0.001	0.236
<b>xTot</b>	1	<b>xTot</b>	1	1	1
<b>F MeOH</b>	0	<b>F MeOH</b>	4679.750	4679.750	0
<b>F PET</b>	20	<b>F Olig</b>	19.6	0	19.6
<b>F DMT</b>	0	<b>F DMT</b>	970.495	0	970.495
<b>F EG</b>	0	<b>F EG</b>	310.205	4.68443449	305.520
<b>n MeOH</b>	0	<b>n MeOH</b>	146.060	146.059615	0
<b>n PET</b>	0.10407452	<b>n Olig</b>	0.102	0	0.102
<b>n DMT</b>	0	<b>n DMT</b>	4.998	0	4.998
<b>n EG</b>	0	<b>n EG</b>	4.998	0.075	4.922
<b>n tot</b>	0.10407452	<b>n tot</b>	156.157	146.135	10.022
<b>xmMeOH</b>	0	<b>xmMeOH</b>	0.935	0.999	0
<b>xmPET</b>	1	<b>xmOlig</b>	0.001	0	0.010
<b>xmDMT</b>	0	<b>xmDMT</b>	0.032	0	0.499
<b>xmEG</b>	0	<b>xmEG</b>	0.032	0.001	0.491
<b>xmTot</b>	1	<b>xmTot</b>	1	1	1

Tabla D 7: Balance de masa detallado con flujos másicos y fracciones molares parte 2

	<b>Dist2</b>	<b>Bot2/Col3</b>	<b>Dist3</b>	<b>Bot3</b>
		<b>F</b>		
<b>Corriente</b>	10	11	12	13
<b>kg/h</b>	306	990	970	20
<b>xMeOH</b>	0	0	0	0
<b>xOlig</b>	0	0.020	1E-04	1
<b>xDMT</b>	0.0001	0.980	0.9999	0
<b>xEG</b>	0.9999	0	0	0
<b>xTot</b>	1	1	1	1
<b>F MeOH</b>	0	0	0	0
<b>F Olig</b>	0	19.6	0.097	19.503
<b>F DMT</b>	0.09704953	970.398	970.398	0
<b>F EG</b>	305.520218	0	0	0
<b>n MeOH</b>	0	0	0	0
<b>n Olig</b>	0	0.102	0.001	0.101
<b>n DMT</b>	0.000	4.997	4.997	0
<b>n EG</b>	4.922	0	0	0
<b>n tot</b>	4.923	5.099	4.998	0.101
<b>xmMeOH</b>	0	0	0	0
<b>xmOlig</b>	0	0.020	0.000	1
<b>xmDMT</b>	0.000	0.980	1.000	0
<b>xmEG</b>	1.000	0	0	0
<b>xmTot</b>	1	1	1	1

Tabla D 8: Pesos moleculares de los compuestos

<b>Compuesto</b>	<b>MW</b>
<b>PET Monómero C<sub>10</sub>H<sub>8</sub>O<sub>4</sub></b>	192.17
<b>MeOH</b>	32.04
<b>DMT</b>	194.19
<b>EG</b>	62.07

## ANEXO E – ANÁLISIS ECONÓMICO Y DE FLEXIBILIDAD

En este anexo se presentan los pasos realizados para obtener la estimación preliminar de costos con los cuales se efectuó el flujo de caja que permitió calcular los parámetros económicos que indicaron la viabilidad financiera del proyecto

### Método Step Count

- Primero se comenzó con un análisis preliminar para estimar los costos ISBL, en donde se utilizaron los parámetros mostrados en la Tabla E 1 con el fin de estimar los costos mostrados en la Tabla E 2. S corresponde a la capacidad de producción de la planta

Tabla E 1: Parámetros para estimación de costos preliminar por método de Step Count

<b>Process</b>	<b>Licensor</b>	<b>Capacity Units</b>	<b>Slower</b>	<b>Supper</b>	<b>a</b>	<b>n</b>
DMT by methanolysis	Generic	MMlb/y	30	80	5.173	0.6

$$C_{ISBL} = a * S^n$$

Tabla E 2: Estimación preliminar costo ISBL por método Step Count

<b>S (lb/year)</b>	1.87E+07
<b>S (MMlb/year)</b>	18.75
<b>C ISBL (USD millones)</b>	30.02

### Método Bridgewater

- Para estimar los costos por el método Bridgewater se utilizaron las siguientes dos ecuaciones dependiendo el caudal de producción de la planta

$$Q \geq 60,000 \quad C = 3200 N \left(\frac{Q}{S}\right)^{0.675}$$

$$Q < 60,000 \quad C = 280,000 N \left(\frac{Q}{S}\right)^{0.3}$$

- A partir de las ecuaciones se estima el costo ISBL mostrado en la Tabla E 3

Tabla E 3: Estimación costo ISBL por método Bridgewater

<b>Q (kg/h)</b>	1276
<b>Q (toneladas métricas/año)</b>	11645
<b>s (masa product deseado/masa alimentada al reactor)</b>	0.21
<b>N (unidades funcionales)</b>	8
<b>C ISBL (USD millones)</b>	59.12

#### Método factorial

Los métodos mostrados anteriormente no son muy precisos al momento de estimar los costos asociados a la planta, por lo que es necesario utilizar los métodos factoriales para realizar una estimación preliminar más acertada. Una vez que se tiene un conocimiento más detallado del proceso, es posible aplicar estos métodos para estimar los costos de una planta de procesos químicos basándose principalmente en el costo de los equipos requeridos para el proceso

#### Factores de Lang

- El método factorial mediante factores de Lang consiste en calcular el costo de capital fijo ISBL en función del costo total de los equipos dado por la siguiente ecuación

$$C = F \left( \sum C_e \right)$$

- $C_e$  se refiere al costo de los equipos, mientras  $F$  es el factor dado por la Tabla E 4 en donde su valor depende de si la operación unitaria está trabajando con sólidos, líquidos o una mezcla de ambos

Tabla E 4: Factores de Lang [51]

F Lang Sólidos	3.1
F Lang Fluidos	4.74
F Lang Mixto	3.63

- En la Tabla E 5 y Tabla E 6 se muestran todos los equipos con su respectivo precio y el factor de Lang utilizado para cada uno, y asimismo se calculó el costo de capital fijo ISBL realizando la sumatoria de los costos individuales multiplicados por los factores de Lang

Tabla E 5: Cálculo ISBL por factores de Lang parte 1

<b>Código Equipo</b>	<b><math>C_e</math> (USD)</b>	<b>Lang <math>f</math></b>	<b><math>F * C_e</math> Lang</b>
CR-101	21466.04	3.1	66544.71
V-101	49000.00	3.1	151900.00
DR-101	49000.00	3.1	151900.00
ML-101	13832.00	3.1	42879.20
R-101	454092.96	3.63	1648357.44
TK-101	631345.32	4.74	2992576.79
TK-201	1307834.40	4.74	6199135.07
TK-202	245099.87	4.74	1161773.38
TK-203	449629.57	4.74	2131244.15
DT-201	56976.01	4.74	270066.29
DT-202	16914.56	4.74	80175.00
DT-203	2067.53	4.74	9800.10



Tabla E 6: Cálculo ISBL por factores de Lang parte 2

<b>Código Equipo</b>	<b>C<sub>e</sub> (USD)</b>	<b>Lang f</b>	<b>F*C<sub>e</sub> Lang</b>
P-101	4751.86	4.74	22523.80
P-102	4765.91	4.74	22590.42
P-201	4765.91	4.74	22590.42
P-202	4741.93	4.74	22476.77
P-203	4636.19	4.74	21975.53
P-204	4623.07	4.74	21913.37
P-205	4631.47	4.74	21953.17
P-206	4631.20	4.74	21951.88
P-207	4620.09	4.74	21899.21
E-201	15232.00	4.74	72199.68
E-202	15232.00	4.74	72199.68
E-203	15232.00	4.74	72199.68
<b>Total (USD)</b>	<b>3385121.88</b>		<b>15322825.73</b>

### Factores de Hand

- Si bien el cálculo del ISBL por factores de Hand hace una distinción entre procesos dependiendo del procesamiento de sólidos o líquidos, los factores de Hand pueden ser más precisos ya que se tiene un factor para distintos tipos de equipos como se muestra en la Tabla E 7

Tabla E 7: Factores de Hand

<b>Equipment Type</b>	<b>Installation Factor</b>
Compressors	2.5
Distillation columns	4
Fired heaters	2
Heat exchangers	3.5
Instruments	4
Miscellaneous equipment	2.5
Pressure vessels	4
Pumps	4

Tabla E 8: Cálculo ISBL por factores de Hand parte 1

<b>Código</b>	<b>C<sub>e</sub></b>	<b>Hand f</b>	<b>F*C<sub>e</sub> Hand</b>
<b>CR-101</b>	21466.04	2.5	53665.09
<b>V-101</b>	49000.00	2.5	122500.00
<b>DR-101</b>	49000.00	2.5	122500.00
<b>ML-101</b>	13832.00	2.5	34580.00
<b>R-101</b>	454092.96	4	1816371.83
<b>TK-101</b>	631345.32	4	2525381.26
<b>TK-201</b>	1307834.40	4	5231337.62
<b>TK-202</b>	245099.87	4	980399.47
<b>TK-203</b>	449629.57	4	1798518.27
<b>DT-201</b>	56976.01	4	227904.04
<b>DT-202</b>	16914.56	4	67658.22
<b>DT-203</b>	2067.53	4	8270.13

Tabla E 9: Cálculo ISBL por factores de Hand parte 2

<b>Código</b>	<b>Ce</b>	<b>Hand f</b>	<b>F*Ce Hand</b>
<b>P-101</b>	4751.86	4	19007.42
<b>P-102</b>	4765.91	4	19063.65
<b>P-201</b>	4765.91	4	19063.65
<b>P-202</b>	4741.93	4	18967.74
<b>P-203</b>	4636.19	4	18544.75
<b>P-204</b>	4623.07	4	18492.29
<b>P-205</b>	4631.47	4	18525.88
<b>P-206</b>	4631.20	4	18524.80
<b>P-207</b>	4620.09	4	18480.35
<b>E-201</b>	15232.00	3.5	53312.00
<b>E-202</b>	15232.00	3.5	53312.00
<b>E-203</b>	15232.00	3.5	53312.00
<b>Total (USD)</b>	3385121.88		13317692.45

- El cálculo del costo ISBL mediante factores de Hand se muestra en la Tabla E 8 y la Tabla E 9

### Factorial Detallado

- El método factorial detallado permite realizar una estimación más precisa una vez que se ha finalizado de establecer el proceso y se ha dimensionado cada uno de los equipos. El factor de instalación puede ser estimado de manera más rigurosa
- El costo ISBL puede ser estimado utilizando la siguiente ecuación

$$C = \sum_{i=1}^{i=M} C_{e,i,CS} [(1 + f_p)f_m + (f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_i)]$$

- Los factores indicados en la ecuación se pueden encontrar en la Tabla E 10, donde existe un factor específico para cada tipo de operación en donde se procesan fluidos, sólidos o una mezcla de ambos

Tabla E 10: Factores de instalación método factorial detallado [51]

Item	Process Type		
	Fluids	Fluids-Solids	Solids
1. Major equipment, total purchase cost	$C_e$	$C_e$	$C_e$
$f_{er}$ Equipment erection	0.3	0.5	0.6
$f_p$ Piping	0.8	0.6	0.2
$f_i$ Instrumentation and control	0.3	0.3	0.2
$f_{el}$ Electrical	0.2	0.2	0.15
$f_c$ Civil	0.3	0.3	0.2
$f_s$ Structures and buildings	0.2	0.2	0.1
$f_l$ Lagging and paint	0.1	0.1	0.05
ISBL cost $C = \Sigma C_e \times$	3.3	3.2	2.5
Offsites (OS)	0.3	0.4	0.4
Design and Engineering (D&E)	0.3	0.25	0.2
Contingency (X)	0.1	0.1	0.1
Total fixed capital cost $C_{FC} = C(1 + OS)(1 + DE + X)$			
$= C \times$	1.82	1.89	1.82
$= \Sigma C_e \times$	6.00	6.05	4.55

### Estimación de costo de los equipos

Los métodos anteriores de estimación de costos están basados en los costos de los equipos necesarios para llevar a cabo el proceso, por lo que se requieren valores precisos con respecto a los equipos. El valor más preciso que se puede obtener es a través de proveedores que muestren el valor real del equipo que se va a comprar, aunque no existe una disponibilidad de todos los equipos necesarios para el proceso. Por este motivo, se realizó una cotización de los equipos ofertados por proveedores y los equipos que no se pudieron cotizar se realizó su estimación de costos. Los equipos cotizados se pueden observar en la Tabla E 11.

Tabla E 11: Cotización de equipos para sección de pretratamiento

Sección	Operación	Código	Cantidad	Capacidad (kg/h)	Precio (USD)
Pretratamiento	Trituración- lavado- secado	CR-101 V- 101 DR- 101	1	1000	70000
	Molienda	ML-101	1	1200	9880

Con respecto al resto de equipos, su costo fue estimado debido a que fueron muy específicos como para encontrar información con respecto a su costo de parte de un proveedor

- Para realizar la estimación de costos de un equipo, se utilizó la siguiente fórmula

$$C_e = a + b S^n$$

- donde a, b y n son factores dados dependiendo del equipo y S es una cantidad definida en unidades específicas para cada clase de equipo. Los factores se pueden encontrar en las tablas mostradas en la Tabla E 12 y Tabla E 13

Tabla E 12: Factores para estimación de costos de equipos parte 1

<b>Equipment</b>	<b>Units for Size, S</b>	<b>S<sub>Lower</sub></b>	<b>S<sub>Upper</sub></b>	<b>a</b>	<b>b</b>	<b>n</b>	<b>Note</b>
<i>Agitators &amp; mixers</i>							
Propeller	driver power, kW	5.0	75.0	4,300	1,920	0.8	
Spiral ribbon mixer	driver power, kW	5.0	35.0	11,000	420	1.5	
Static mixer	Liters/s	1.0	50.0	780	62	0.8	
<i>Boilers</i>							
Packaged, 15 to 40 bar	kg/h steam	5,000.0	200,000.0	4,600	62	0.8	
Field erected, 10 to 70 bar	kg/h steam	20,000.0	800,000.0	-90,000	93	0.8	
<i>Centrifuges</i>							
High-speed disk	diameter, m	0.26	0.49	63,000	260,000	0.8	
Atmospheric suspended basket	power, kW	2.0	20.0	37,000	1,200	1.2	
<i>Compressors</i>							
Blower	m <sup>3</sup> /h	200.0	5,000.0	4,200	27	0.8	
Centrifugal	driver power, kW	132.0	29,000.0	8,400	3,100	0.6	
Reciprocating	driver power, kW	100.0	16,000.0	240,000	1.33	1.5	
<i>Conveyors</i>							
Belt, 0.5 m wide	length, m	10.0	500.0	21,000	340	1.0	
Belt, 1.0 m wide	length, m	10.0	500.0	23,000	575	1.0	
Bucket elevator, 0.5 m bucket	height, m	10.0	35.0	14,000	1,450	1.0	
<i>Crushers</i>							
Reversible hammer mill	tonne/h	20.0	400.0	400	9,900	0.5	
Pulverizers	kg/h	200.0	4,000.0	3,000	390	0.5	
<i>Crystallizers</i>							
Scraped surface crystallizer	length, m	7.0	280.0	41,000	40,000	0.7	
<i>Distillation columns</i>							
See pressure vessels, packing, and trays							
<i>Dryers</i>							
Direct contact rotary	area, m <sup>2</sup>	11.0	180.0	-7,400	4,350	0.9	1
Pan	area, m <sup>2</sup>	1.5	15.0	-5,300	24,000	0.5	2
Spray dryer	evap rate kg/h	400.0	4,000.0	190,000	180	0.9	
<i>Evaporators</i>							
Vertical tube	area, m <sup>2</sup>	11.0	640.0	17,000	13,500	0.6	
Agitated falling film	area, m <sup>2</sup>	0.5	12.0	29,000	53,500	0.6	

(continued)

Tabla E 13: Factores para estimación de costos de equipos parte 2

<b>Equipment</b>	<b>Units for Size, S</b>	<b>S<sub>Lower</sub></b>	<b>S<sub>Upper</sub></b>	<b>a</b>	<b>b</b>	<b>n</b>	<b>Note</b>
<i>Exchangers</i>							
U-tube shell and tube	area, m <sup>2</sup>	10.0	1,000.0	10,000	88	1.0	
Floating head shell and tube	area, m <sup>2</sup>	10.0	1,000.0	11,000	115	1.0	
Double pipe	area, m <sup>2</sup>	1.0	80.0	500	1,100	1.0	
Thermosiyhon reboiler	area, m <sup>2</sup>	10.0	500.0	13,000	95	1.0	
U-tube Kettle reboiler	area, m <sup>2</sup>	10.0	500.0	14,000	83	1.0	
Plate and frame	area, m <sup>2</sup>	1.0	180.0	1,100	850	0.4	3
<i>Filters</i>							
Plate and frame	capacity, m <sup>3</sup>	0.4	1.4	76,000	54,000	0.5	
Vacuum drum	area, m <sup>2</sup>	10.0	180.0	-45,000	56,000	0.3	
<i>Furnaces</i>							
Cylindrical	duty, MW	0.2	60.0	53,000	69,000	0.8	
Box	duty, MW	30.0	120.0	7,000	71,000	0.8	
<i>Packings</i>							
304 ss Raschig rings	m <sup>3</sup>			0	3,700	1.0	
Ceramic intalox saddles	m <sup>3</sup>			0	930	1.0	
304 ss Pall rings	m <sup>3</sup>			0	4,000	1.0	
PVC structured packing	m <sup>3</sup>			0	250	1.0	
304 ss structured packing	m <sup>3</sup>			0	3,200	1.0	4
<i>Pressure vessels</i>							
Vertical, cs	shell mass, kg	150.0	69,200.0	-400	230	0.6	5
Horizontal, cs	shell mass, kg	250.0	69,200.0	-2,500	200	0.6	
Vertical, 304 ss	shell mass, kg	90.0	124,200.0	-10,000	600	0.6	5
Horizontal, 304 ss	shell mass, kg	170.0	114,000.0	-15,000	560	0.6	
<i>Pumps and drivers</i>							
Single-stage centrifugal	flow Liters/s	0.2	500.0	3,300	48	1.2	
Explosion-proof motor	power, kW	1.0	2,500.0	920	600	0.7	
Condensing steam turbine	power, kW	100.0	20,000.0	-19,000	820	0.8	
<i>Reactors</i>							
Jacketed, agitated	volume, m <sup>3</sup>	0.5	100.0	14,000	15,400	0.7	
Jacketed, agitated, glass-lined	volume, m <sup>3</sup>	0.5	25.0	13,000	34,000	0.5	
<i>Tanks</i>							
Floating roof	capacity, m <sup>3</sup>	100.0	10,000.0	53,000	2,400	0.6	
Cone roof	capacity, m <sup>3</sup>	10.0	4,000.0	5,700	700	0.7	
<i>Trays</i>							
Sieve trays	diameter, m	0.5	5.0	100	120	2.0	6
Valve trays	diameter, m	0.5	5.0	130	146	2.0	6
Bubble cap trays	diameter, m	0.5	5.0	200	240	2.0	6
<i>Utilities</i>							
Cooling tower & pumps	flow liters/s	100.0	10,000.0	61,000	650	0.9	7
Packaged mechanical refrigerator	evaporator duty, kW	50.0	1,500.0	4,900	720	0.9	
Water ion exchange plant	flow m <sup>3</sup> /h	1.0	50.0	6,200	4,300	0.7	

- A partir de los factores, se realizó la estimación de los costos como se muestra en la

Tabla E 14, Tabla E 15 y Tabla E 16

Tabla E 14: Estimación costos equipos parte 1

Equipo	Código	S unidades	S lower	S upper	S
Crusher pulverizer	CR-101	kg/h	200	4000	1000.00
Jacketed, agitated	R-101	volume m3	0.5	100	21.97
Pressure vessel h 304		shell mass kg	90	124200	33316.00
Agitador propeller		power kW	5	75	18.46
Tanque	TK-101	shell mass kg	90	124200	64444.84
	TK-201				212893.76
	TK-202				14081.42
	TK-203				37138.10
Columna Tray sieve	DT-201	diameter m	0.5	5	0.79
	DT-202				0.50
	DT-203				0.40
Columna vessel	DT-201	shell mass kg	90	124200	1489.11
	DT-202				301.59
	DT-203				120.64
Centrifugal single	P-101	flow L/s	0.2	500	1.75
	P-102				1.91
	P-201				1.91
	P-202				1.64
	P-203				0.31
	P-204				0.08
	P-205				0.23
	P-206				0.22
	P-207				0.00
U-tube heat exch	E-201	area m2	10	1000	10.00
	E-202				10.00
	E-203				10.00



Tabla E 15: Estimación costos equipos parte 2

Código	a	b	n	Cei
CR-101	3000	390	0.5	15332.88
R-101	14000	15400	0.7	147919.50
	-10000	600	0.6	300272.26
	4300	1920	0.8	24079.86
TK-101	-10000	600	0.6	450960.94
TK-201				934167.43
TK-202				175071.33
TK-203				321163.98
DT-201	100	120	2	174.89
DT-202				130.00
DT-203				119.20
DT-201	-10000	600	0.6	38073.77
DT-202				8441.83
DT-203				642.41
P-101	3300	48	1.2	3394.18
P-102				3404.22
P-201				3404.22
P-202				3387.10
P-203				3311.56
P-204				3302.20
P-205				3308.19
P-206				3308.00
P-207				3300.06
E-201	10000	88	1	10880.00
E-202				10880.00
E-203				10880.00

Tabla E 16: Estimación costos columnas de destilación

<b>Columna</b>	<b>N trays</b>	<b>C<sub>ei</sub> Tray</b>	<b>C<sub>ei</sub> Tanque</b>	<b>C<sub>ei</sub> Total</b>
DT-201	15	2623.38	38073.77	40697.15
DT-202	28	3640.00	8441.83	12081.83
DT-203	7	834.40	642.41	1476.81

### Flujo de Caja

El flujo de caja que se construyó a raíz de los costos estimados, con el fin de obtener estimadores económicos que indiquen la viabilidad del proyecto.

- Para el flujo de caja se consideró un impuesto del 12%
- Se realizó los cálculos de flujo de caja y valor presente de flujo de caja en función del beneficio bruto y los impuestos pagados como se muestra en la Tabla E 17 y Tabla E

18

Tabla E 17: Flujo de caja parte 1

<b>Año</b>	<b>Beneficio Bruto</b>	<b>Cargo de depreciación</b>	<b>Ingreso imponible</b>	<b>Impuestos pagados</b>
0	0	0	0	0
1	6985879.30	1368696.42	5617182.88	1966014.01
2	6985879.30	1368696.42	5617182.88	1966014.01
3	6985879.30	1368696.42	5617182.88	1966014.01
4	6985879.30	1368696.42	5617182.88	1966014.01
5	6985879.30	1368696.42	5617182.88	1966014.01
6	6985879.30	1368696.42	5617182.88	1966014.01
7	6985879.30	1368696.42	5617182.88	1966014.01
8	6985879.30	1368696.42	5617182.88	1966014.01
9	6985879.30	1368696.42	5617182.88	1966014.01
10	6985879.30	1368696.42	5617182.88	1966014.01

Tabla E 18: Flujo de caja parte 2

<b>Año</b>	<b>Flujo de caja</b>	<b>Flujo caja acumulativo</b>	<b>Factor de descuento</b>	<b>Valor presente de FC</b>
0	-13686964	-13686964	1.000	-13686964
1	5019865.29	-8667099	0.893	4482022.58
2	5019865.29	-3647234	0.797	4001805.87
3	5019865.29	1372632	0.712	3573040.96
4	5019865.29	6392497	0.636	3190215.14
5	5019865.29	11412362	0.567	2848406.38
6	5019865.29	16432228	0.507	2543219.98
7	5019865.29	21452093	0.452	2270732.12
8	5019865.29	26471958	0.404	2027439.40
9	5019865.29	31491823	0.361	1810213.75
10	5019865.29	36511689	0.322	1616262.27

### Análisis de Flexibilidad

Finalmente, se realizó un análisis de flexibilidad con el objetivo de observar la variación en los parámetros económicos al alterar factores como la capacidad de producción de PET y el precio del DMT

- Primero se evaluó cómo varían el VAN y PRI al cambiar el costo de venta del DMT en un rango entre 2.5 y 7 USD, y a la vez se cambió la capacidad de procesamiento en un rango entre 600 y 1200 kg/h

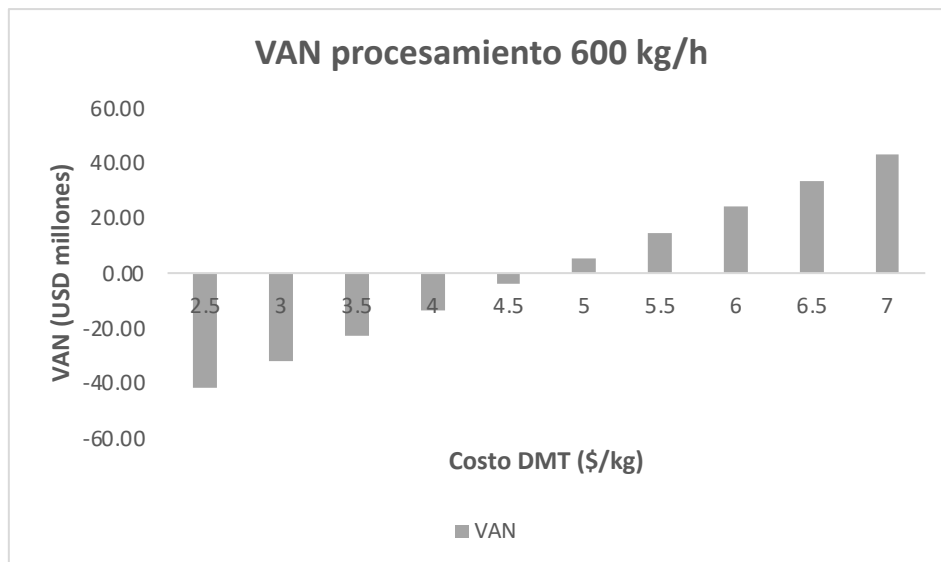


Figura E 1: VAN en función de precio DMT a 600 kg/h

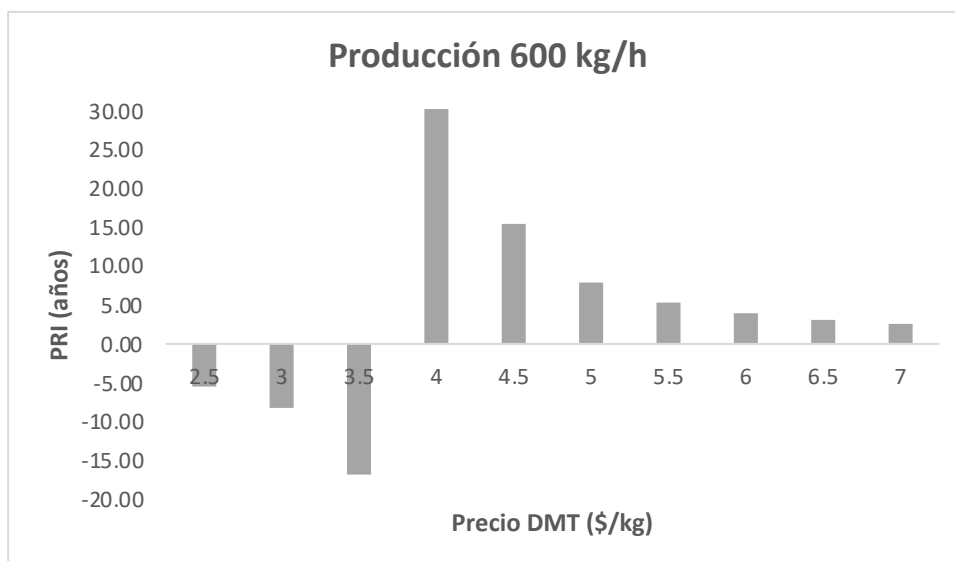


Figura E 2: PRI en función de precio DMT a 600 kg/h

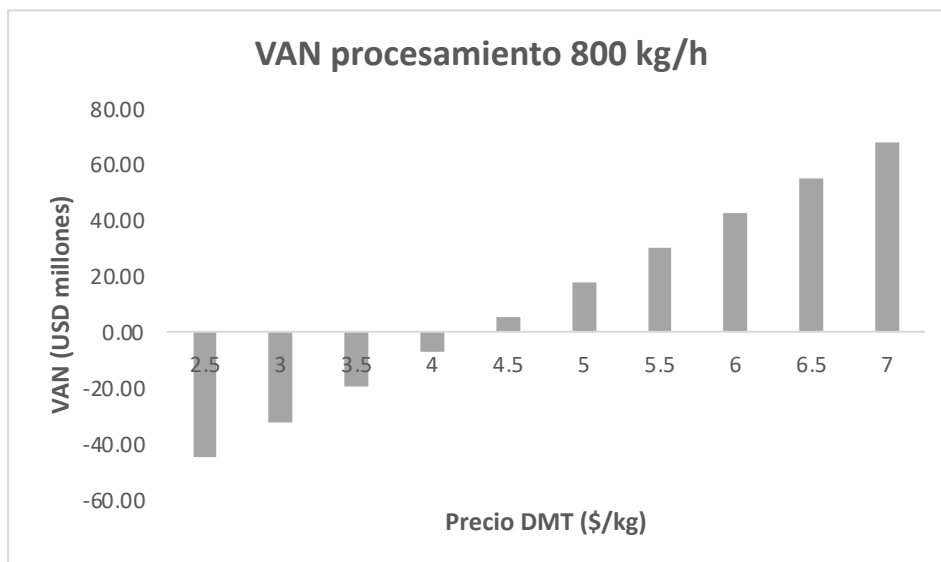


Figura E 3: VAN en función de precio DMT a 800 kg/h



Figura E 4: PRI en función de precio DMT a 800 kg/h

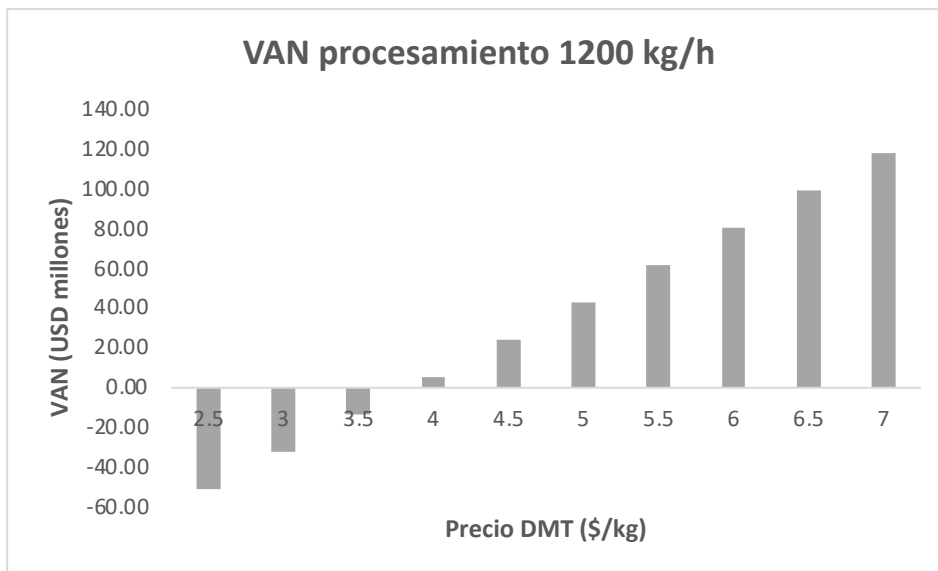


Figura E 5: VAN en función de precio DMT a 1200 kg/h

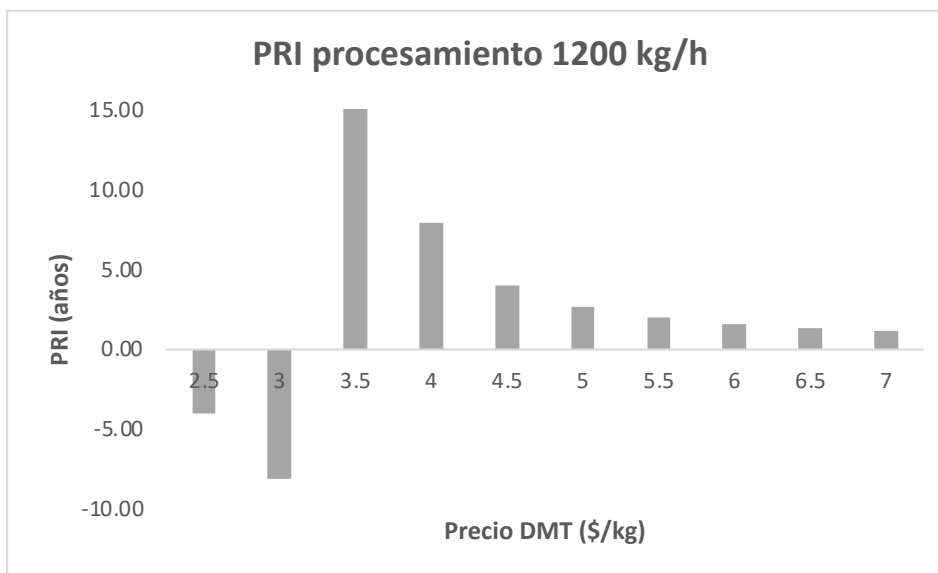


Figura E 6: PRI en función de precio DMT a 1200 kg/h

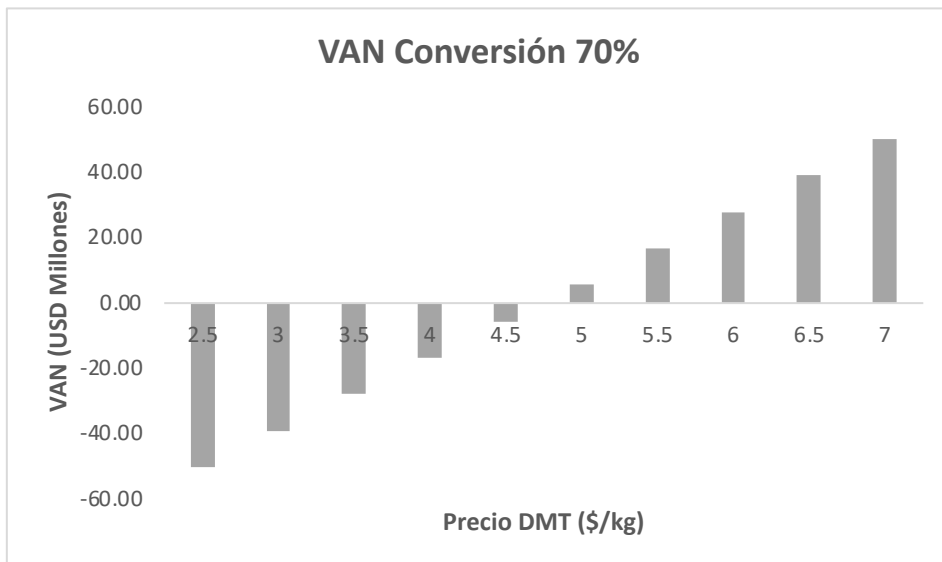


Figura E 7: VAN en función de precio DMT en conversión 70%

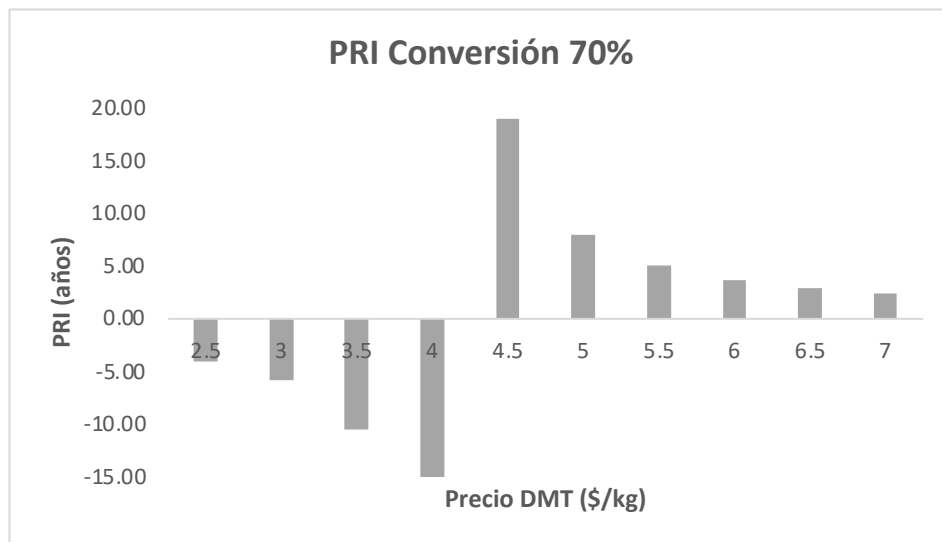


Figura E 8: PRI en función de precio DMT en conversión 70%

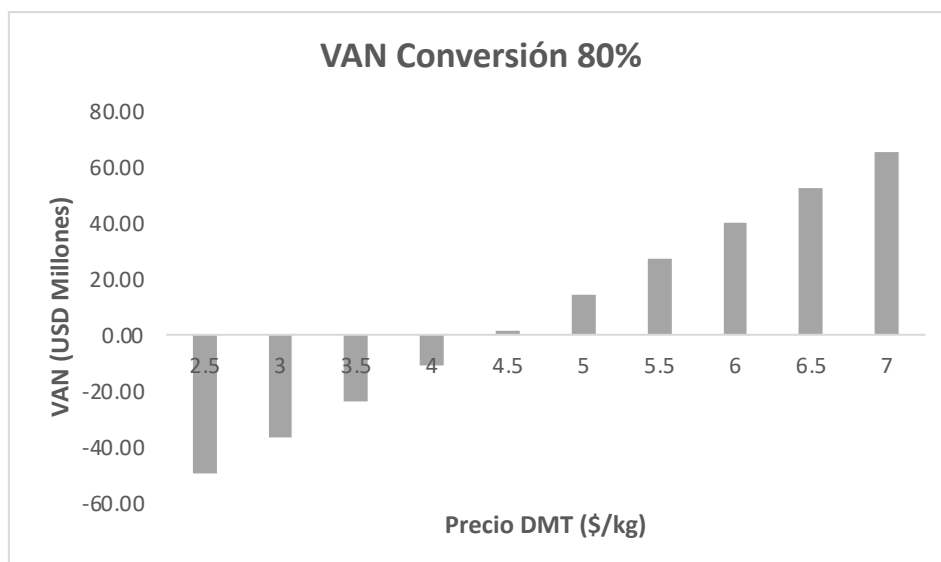


Figura E 9: VAN en función de precio DMT en conversión 80%

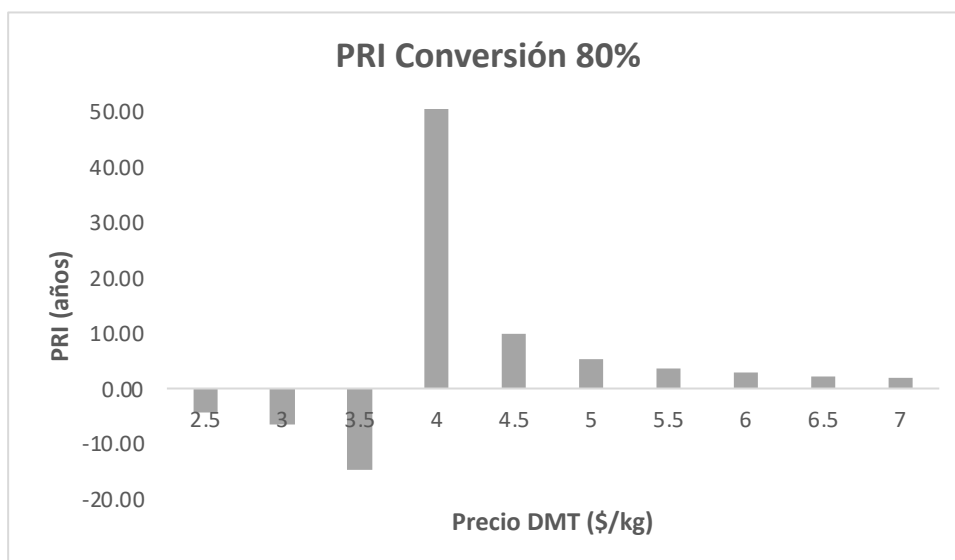


Figura E 10: PRI en función de precio DMT en conversión 80%



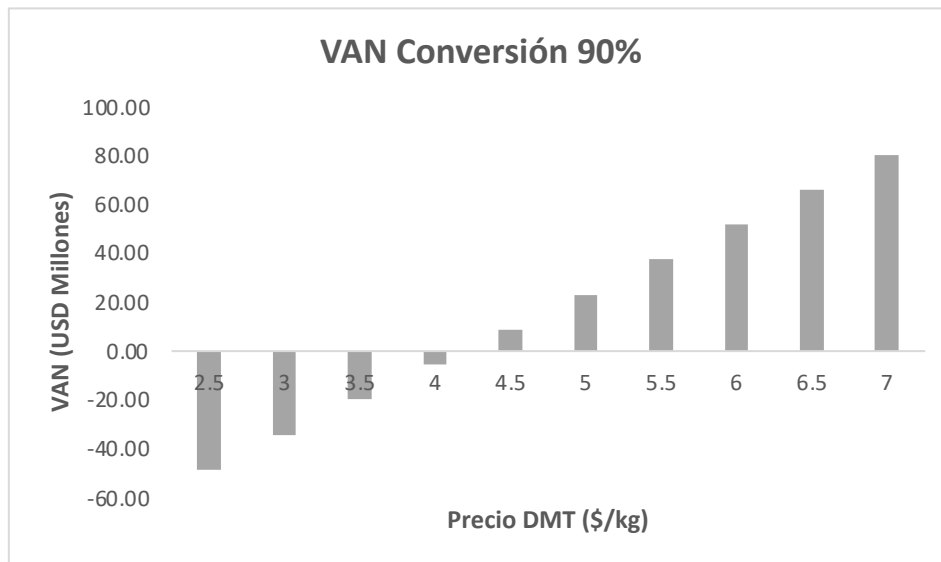


Figura E 11: VAN en función de precio DMT en conversión 90%

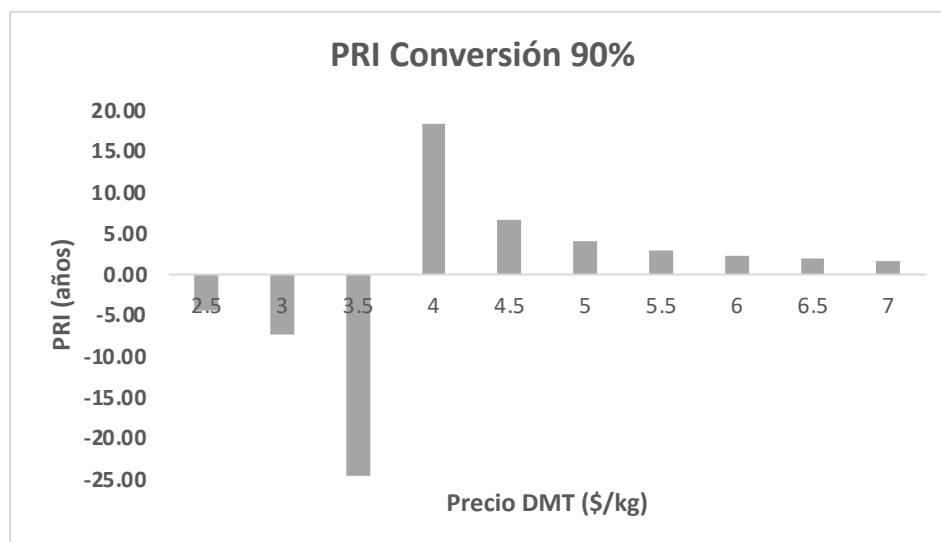


Figura E 12: PRI en función de precio DMT en conversión 90%