

INTRODUCCIÓN

ANTECEDENTES

El diésel, también llamado gasóleo o gasoil, es un derivado del petróleo, el cual tiene una apariencia blanquizca o verdosa, que posee una densidad de 850 kg/m^3 ($0,850 \text{ g/cm}^3$) y un poder calorífico de 8.800 kcal/kg , se caracteriza por ser aceitoso el cual permite lubricar las partes del motor. Está compuesto fundamentalmente en un 75% de hidrocarburos saturados (isoparafinas y cicloparafinas) y un 25% de hidrocarburos aromáticos (alcalobencenos y naftalenos). Es utilizado principalmente como combustible en calefacción y en motores diésel.

La gasolina, también conocida como nafta y bencina, es un líquido volátil, inflamable y de olor característico, que está constituido por una mezcla de hidrocarburos y se obtiene por destilación fraccionada del petróleo bruto. Tiene una densidad de 720 g/L y se emplea como combustible en los motores de combustión interna y como disolvente.

Historia del origen del diésel y gasolina del petróleo

En la antigüedad el petróleo natural había sido utilizado por muchas culturas a lo largo de la historia. Se usó como combustible, en medicina, como aislante o para unir ladrillos. La primera destilación del petróleo se atribuye al árabe de origen persa Al-Razi, inventor del alambique, en el siglo IX.

No fue hasta el siglo XVIII, gracias a los trabajos del francés G. A. Hirn, cuando se empezaron a perfeccionar los métodos de refinado, consiguiendo derivados para el engrasado de máquinas. En 1846 el canadiense A. Gesner desarrolló el queroseno aplicado al alumbrado. La gasolina como tal, no surgió hasta 1857, año en el que se descubrió mediante la destilación fraccionada del petróleo.

La palabra Gasoline fue utilizada por primera vez en Estados Unidos en la ley de 1864 del Congreso que declaró un impuesto sobre el aceite.

El combustible diésel tuvo sus orígenes a partir de experimentos realizados por el científico e inventor alemán Rudolf Diesel para su motor de encendido por compresión que inventó en 1892, originalmente diseñó su motor para usar polvo de

carbón como combustible, pero cuando fue inyectado en diferentes cilindros causó una explosión que destruyó el prototipo, después de este intento fallido probó con aceites vegetales. Al final consiguió un producto estable a partir del refinado del petróleo, produciendo lo que hoy conocemos como gasóleo o diésel.

En Bolivia, de acuerdo a las memorias institucionales de YPFB señalan que, en el año 1915, en la hacienda Lourdes, ubicada en la ciudad de Santa Cruz, perteneciente a Miguel Velasco, quien descubrió petróleo que surgía de fuentes naturales dentro de su hacienda, después de obtener la concesión por parte del Estado contrató al ingeniero australiano Percy Boland la construcción de un alambique/destiladora. La misma que al funcionar positivamente se convirtió en la primera refinería de hidrocarburos del país.

Los primeros productos obtenidos fueron gasolina, kerosene y fuel oil pesado, combustibles que se comercializaban en Santa Cruz. Lamentablemente, la experiencia concluyó después de la Segunda Guerra Mundial, cuando los combustibles refinados en el exterior llegaron al país y a Santa Cruz a precios menores que los que comercializaba Velasco, lo que obligó a cerrar su emprendimiento (Royuela, 1996).

El diésel en Bolivia, recién se empezó a producir entre los años 1948 - 1949, cuando se construyeron las refinerías Carlos Montenegro en Sucre y Gualberto Villarroel en Cochabamba.

Problemática de los combustibles en Bolivia

En Bolivia, la problemática de los combustibles radica principalmente en la dependencia de las importaciones de diésel y gasolina, esta dependencia se ha visto agravado en los últimos años debido al incremento de las importaciones ocasionado por el descenso de la producción nacional de hidrocarburos líquidos en el país a raíz del agotamiento de los campos productores de gas y petróleo y el aumento del parque automotor. La dependencia de las importaciones de combustible y la fluctuación de los precios internacionales de estos combustibles han generado problemas en el abastecimiento del diésel y gasolina en el país.

El gobierno ha mantenido históricamente subsidios a los combustibles para mantener los precios bajos y así mitigar el impacto en la población. Sin embargo, estos subsidios han generado desequilibrios económicos, con un alto costo fiscal y distorsiones en el mercado. Esto ha generado debates sobre la necesidad de reformar el sistema de subvenciones y buscar alternativas más sostenibles en términos económicos y ambientales.

Otro aspecto es la insuficiente regulación y control en el mercado de combustibles, lo que ha propiciado el contrabando de combustibles hacia países vecinos como Perú, Brasil, Chile, Argentina y Paraguay.

Historia del plástico no biodegradable

El desarrollo del plástico tuvo sus inicios en Estados Unidos en 1860 con Wesley Hyatt quién desarrolló un método de obtención de celuloide, el cual se utilizó para fabricar diferentes objetos, desde placas dentales hasta cuellos de camisa, que a su vez dio origen a la película fotográfica y consecuentemente a la industria de la cinematografía. (Cano, 2017).

El primer plástico completamente sintético fue la baquelita, creada a partir del fenol y el formaldehído por el químico belga, nacionalizado estadounidense, Hendrik Baekeland en 1907. Así, se dio inicio a la llamada “era del plástico” que tuvo su esplendor en el siglo XX cuando se empezó la investigación de resinas plásticas y su consecuente aplicación a casi todos los campos de la industria. Diez años después, se hallaría la composición macromolecular del plástico, gracias al alemán Herman Staudinger, para el año 1930 los científicos inventaron los polímeros modernos que prevalecen hoy en la industria (Raffino, 2020).

A medida que fue incrementando la producción mundial de plásticos, esta empezó a causar problemas de contaminación y acumulación de plásticos en el medio ambiente, es por eso que se creó la primera planta de reciclaje de residuos de plástico del mundo en Conshohocken, Pennsylvania en 1972, impulsado por las demandas de

los activistas y de la sociedad en general, marcando el comienzo de todas las plantas de reciclaje en el futuro.

En Bolivia el reciclaje inició en 1978 con la creación de la primera planta de reciclaje de papel que se llamó Kupel, años más tarde se empezó a reciclar otros materiales, entre estos el plástico, que utilizaron para producir politubos y cajas para instalaciones eléctricas.

Pese a los esfuerzos de reciclar, actualmente solo se recicla el 4 % de las 7 mil toneladas de basura que se generan diarias.

Para enfrentar este problema se han estudiado diferentes vías de reciclaje, siendo el reciclaje químico, específicamente la pirolisis uno de los métodos más estudiados en los últimos años, que permite transformar los desechos plásticos en nuevos compuestos como ser combustibles.

Obtención de combustibles a partir de residuos plásticos

La pirólisis es una tecnología muy antigua y fue usada por primera vez para la preparación de carbón vegetal en Oriente Medio y el sur de Europa antes de 5500 a.C. También los egipcios usaron esta técnica para producir alquitrán para sellar barcos. Desde entonces, práctica del proceso de pirólisis ha ido creciendo y mejorando y se lleva a cabo extensivamente para la fabricación de carbón y coque (Zaman et al., 2017).

Con la crisis energética de los 70 se incitó a los investigadores a desarrollar los sistemas de conversión termoquímica de la biomasa. En la década de 1980, los científicos descubrieron que el rendimiento líquido de pirólisis podría incrementarse en la pirólisis rápida, donde la biomasa se calienta indirectamente y se condensa rápidamente. Por lo que en 1984 en Japón se desarrolló el proceso Taukishima Kikai utilizaba un reactor de lecho fluidizado a 815 °C para la pirólisis de los residuos sólidos urbanos a gran escala para la producción de gases que generasen electricidad (Conesa, 1996).

Actualmente existen muchas investigaciones e instalaciones dedicadas a la producción de combustibles derivadas del plástico por medio de la pirólisis. En la siguiente tabla se describe algunas de las instalaciones más relevantes de la producción de combustibles.

Tabla 0-1. Producción de combustibles por pirólisis en el mundo

Año	País	Instalación	Descripción
2003	Alemania	Alphakat	El proceso KDV tiene una eficiencia del 65 al 85% a baja temperatura de reacción (280°C) y es útil para cualquier tipo de residuo orgánico, así como para desechos plásticos, obteniendo como productos diésel, agua, cenizas y dióxido de carbono. La planta KDV-10000, cuenta con una capacidad de procesamiento entre 300000 a 700000 t/año, produciendo 80000000 l/año de diésel.
2009	Estados Unidos	Vadxx Energy LLC	Convierte continuamente los desechos plásticos en productos energéticos valiosos al procesar el plástico en un sistema cerrado y controlado. El proceso patentado de Vadxx se ejecuta en un equipo probado comercialmente, el cual cuenta con una extrusora, caldera, condensadores y tuberías. El plástico sólido se derrite y se convierte en un vapor que se dirige a través de las tuberías a un condensador donde se enfría y se condensa nuevamente en un líquido. El líquido se canaliza a un tanque de almacenamiento y está listo para ser recogido por un camión cisterna. Tiene una capacidad de procesar 60 t/día de desechos.
2009	Estados Unidos	Plastic2oil	La planta tiene una capacidad de procesar de 1,8 t/h y utiliza como materia prima polietileno y propileno no lavados, teniendo un rendimiento del 86% de combustibles líquidos, de 10-12% de gases y 2-4% de negro de carbón, produciendo 1 litro de combustible a partir de 1,2 kg de residuos plásticos.
2010	Corea	Eco Creation	La empresa utiliza como materia prima residuos plásticos como el Polietileno, Polipropileno y Poliéstireno, esta empresa ha logrado con su tecnología un rendimiento mayor al 80% en la producción de queroseno y diésel, 3% de gases y un 15% de nafta. La planta tiene una capacidad de procesar 100 t/día de plástico.

2010	Japón	Akinori Ito (Bles Corporation)	Patentó un equipo denominado “Blest Machine”, esta máquina tiene una capacidad de procesar 1 kg de plástico en un lapso de 3,5 horas con un rendimiento del 80% dependiendo de la mezcla de plástico utilizada. La máquina puede tratar diferentes tipos de plásticos como Polietileno (PE), Poliestireno (PS) y Polipropileno (PP)
2010	Inglaterra	Cynar PLC Green Fuel	La empresa reporta que, dependiendo de la mezcla y composición, la tecnología puede llegar a superar un índice de conversión del 90%, es decir que por cada tonelada de residuos plásticos se obtiene 665 litros de diésel, 190 litros de gasolina y 95 litros de queroseno, utilizando como materia prima Polietileno de Alta Densidad, Polietileno de Baja Densidad, Polipropileno y Poliestireno
2012	Estados Unidos	Polyflow	Funciona con un reactor con la capacidad de manejar hasta 60 t/día de residuos de polímeros mixtos. El reactor es un recipiente cilíndrico fijo, calentado por fuera, alojado en una cámara aislada, el cual, mediante un tornillo sin fin movido por un eje central, desplaza el material hacia adelante, permitiendo que la carbonilla salga por el extremo posterior. Los gases de combustión salen directamente a la atmósfera por la parte superior y los gases de pirólisis se conducen hacia un condensador por la parte superior del recipiente.
2013	Estados Unidos	Agilyx	La innovadora técnica de Agilyx permite obtener unos 50 barriles de crudo de buena calidad por cada 10 toneladas de plástico reciclado. El proceso tiene un rendimiento del 75% de aceite de pirólisis, 10 % de carbonilla y el resto gas.
2016	Estados Unidos	Brightmark Energy	Cuenta con la capacidad de procesar 100 000 toneladas de plásticos en 18 millones de galones de diésel ultra bajo en azufre cada año, así como en 6 millones de galones de cera de grado comercial.

Fuente: Calderón, F (2016); Eco Creation, (2016); Polanco, D (2019); Plastikgas (2019); Brightmark (2021).

Tabla 0-2. Producción de combustibles por pirólisis en América Latina

2014	México	Gerardo Nungaray	Realizó el diseño y construcción de una máquina portátil de 200 kg de capacidad. Esta máquina tiene un domo como tapa, el cual le permite cierta cantidad de reflujo. Además, posee un cilindro pequeño a la salida del domo, cuya función es alojar un catalizador para la realización de catálisis en fase gaseosa. También utiliza una centrífuga, para la separación de las parafinas sólidas cristalizadas. Utiliza para la calefacción del horno los gases de combustión, así como algunos aceites que resultan como subproductos del proceso. Esta máquina tiene un rendimiento de 90 %.
2015	México	Ing. Edgar Padilla	Mediante el proceso de pirólisis no catalítica desarrolló un proceso utilizando un reactor de tipo estacionario vertical, calentado por convección, el cual le permite obtener por condensación fraccionada de combustibles con un rendimiento de 48% de Gasolina, 28% de Diesel, 12% de Queroseno, 5% de Parafina, 5% de Gas y 2% de Coque. La Gasolina tiene producida por este proceso tiene un octanaje de 102 octanos. La planta Petgas tiene una capacidad de procesar 50 kg/ciclo de plásticos.
2016	México	Eduardo Sahagún	Creó una microempresa llamada Pyromaq enfocada en la transformación de plástico como el polipropileno, polietileno y poliestireno a combustibles líquidos como ser diésel y gasolina, el proceso consiste en introducir el plástico a un reactor batch durante el lapso de diez horas para pasar el plástico a petróleo sintético y después se pasa por un proceso de refinación convencional a alta temperatura. Esta compañía produce 1000 l/día de combustible en donde el diésel que se produce es de 65 cetanos y la gasolina de 90 octanos.
2019	Ecuador	Plastikgas	La planta procesa los residuos plásticos y los convierte en combustibles de alta calidad, produciendo una gasolina de 102 octanos y diésel de 55 cetanos, el combustible cuenta con la certificación de tres laboratorios: de la empresa petrolera mexicana PEMEX, de Clean Combustion Reaserch Center y de King Addullah Universidad de Ciencia y Tecnología de Arabia Saudita. La planta es una pequeña refinería que produce combustibles teniendo un rendimiento de 48% de gasolina, 28% de diésel, 14% de kerosene, 5% de parafina, 3% de GLP y 2% de coque.

2019	Chile	Universidad de Concepción	La planta de pirólisis de plásticos tiene una capacidad de 20 Kg/h y está compuesta por un reactor agitado y construido en su totalidad en acero AISI 316L. La energía necesaria para la reacción es otorgada por resistencias eléctricas con una potencia de 1,7 kW. La alimentación al reactor se realiza en forma fundida mediante una extrusora, la cual es calefaccionada por resistencias eléctricas, los productos gaseosos son condensados en intercambiadores de doble manto. La planta opera bajo condiciones de vacío.
------	-------	---------------------------	---

Fuente: Plastikgas (2019); Universidad de concepción (2019); Polanco, D (2019).

Tabla 0-3. Producción de combustibles de pirólisis en Bolivia

2017	Bolivia	Rejas, L	Realizó la investigación del proceso de pirólisis del polietileno de alta densidad (PEAD), polietileno de baja densidad (PEBD), polipropileno (PP), poliestireno (PS) a diferentes velocidades de calentamiento, obteniendo un rendimiento en la producción de petróleo sintético del 89%, del cual tuvo un rendimiento del 47,4% de gasolina, 11,3% de querosén y 31,9% de diésel.
2021	Bolivia	Metalúrgica Heresi	En la ciudad del Alto, realizó la construcción de una planta piloto, la cual utiliza como materia prima los plásticos y neumáticos para la producción de combustibles como ser diésel y gasolina, los mismos fueron sometidos a pruebas por la ANH que verificaron que los combustibles son de alta calidad. Esta planta piloto produce unos 28000 l/día y utiliza aproximadamente unas 90 toneladas de materia prima.
2022	Bolivia	Efficient Energy	Instaló en la ciudad de Tarija una planta piloto que mediante el proceso de pirólisis produce diésel y gasolina de residuos plásticos. Los informes de laboratorio efectuados y certificados por Servolab dieron como resultado un crudo de 44 grados API, esta planta tiene un rendimiento del 85%, del cual el 53 % es diésel y 35 % de gasolina. Esta planta piloto fue instalada para fines de prueba y luego fue desmontada.

Fuente: Diario La Opinión (2021); Erbol (2022).

OBJETIVOS

Objetivo General

Diseñar una planta piloto para la producción de Diésel y Gasolina a partir de residuos plásticos mediante el proceso de pirólisis en la ciudad de Tarija.

Objetivos específicos

- Caracterizar la materia prima (plásticos) que se desechan en la ciudad de Tarija.
- Realizar la cuantificación de la materia prima (residuos plásticos) que se dispondrá para la planta piloto de obtención de diésel y gasolina.
- Realizar el estudio de mercado (análisis de oferta y demanda de los productos y materia prima)
- Determinar el tamaño (capacidad) de la planta piloto para la obtención de Diésel y Gasolina.
- Establecer la localización de la planta piloto para la obtención de Diésel y Gasolina.
- Describir y seleccionar el proceso adecuado para la planta piloto de obtención de Diésel y Gasolina.
- Elaborar el diagrama de flujo de la planta piloto para la obtención de Diésel y Gasolina.
- Realizar el balance de materia y energía de la planta piloto para la obtención de Diésel y Gasolina.
- Diseñar y dimensionar los equipos principales de la planta piloto para la obtención de Diésel y Gasolina.
- Realizar la distribución de la planta piloto para la obtención de Diésel y Gasolina.
- Estimar el costo de inversión, operación y análisis de rentabilidad de la planta piloto para la obtención de Diésel y Gasolina en el departamento Tarija Bolivia.

JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO DE GRADO

Justificación económica

Con este proyecto se plantea la producción de diésel y gasolina a bajo costo que sea rentable, obtenido mediante un proceso eficiente y energéticamente autosostenible. Con el proceso de pirólisis se pretende valorar los residuos plásticos que en la actualidad son desechados en su gran mayoría sin ningún valor a los botaderos y rellenos sanitarios, buscando así su conversión en combustibles con alto rendimiento que pueda ser comercializado a nivel departamental y nacional, logrando así satisfacer parte de la demanda de diésel y gasolina que existe de la población, contribuyendo así a la disminución de los costos que comprende la importación de estos combustibles.

Justificación tecnológica

La pirólisis es una técnica nueva y emergente que demostró ser una tecnología adecuada de recuperación de materia prima, convirtiendo los materiales plásticos de desecho en combustibles de alta calidad, el punto más importante es la efectividad del método que ha sido demostrado y aplicado en diferentes proyectos a nivel mundial para generar energía eléctrica y combustibles y reducir la acumulación de los materiales plásticos de desecho.

Con este proyecto se propone una alternativa eficaz y limpia al proceso de reciclado y reutilización de los desechos plásticos, ya que la tecnología para este reciclado no es de difícil construcción ni de elevados costos, además de reducir la contaminación, también tiene el beneficio agregado de producir el combustible que existe actualmente. Los principales equipos que se usarán en este proyecto son: trituradora de plástico, reactor pirolítico, condensador y una torre de fraccionamiento.

Justificación social

Con el proyecto se busca contribuir a reducir los costos de importación que el gobierno realiza para poder satisfacer la demanda insatisfecha de combustibles que existe a nivel nacional.

Dar una alternativa de reutilización a los residuos plásticos como combustibles, dándole utilidad para que no represente un problema en la sociedad, ya que en la actualidad los residuos plásticos se encuentran acumulados en muchos lugares de la ciudad, dando una mala imagen en el paisaje y provocando puntos de infección, siendo un riesgo sanitario para la salud.

Con el proyecto también se pretende incentivar a mejorar el sistema de manejo de los residuos sólidos, incentivando al reciclaje de los plásticos en origen y evitando la sobre acumulación de estos en el relleno sanitario. Por lo tanto, con el proyecto se pretende contribuir a mejorar la calidad de vida de los habitantes de Tarija.

Justificación ambiental

Uno de los principales propósitos del proyecto es la reutilización de los plásticos como materia prima para la obtención de productos combustibles de alta calidad como el diésel y la gasolina, reduciendo el impacto que ocasiona contaminando el medio ambiente y degradando gran parte de ecosistemas en la naturaleza.

El proceso de pirólisis es un proceso limpio y autosostenible que no daña el medio ambiente por tratarse de un proceso cerrado, y los combustibles obtenidos son de buena calidad y libre de azufre.

Justificación personal

Con el presente proyecto se pretende aportar al desarrollo industrial de la ciudad de Tarija poniendo en práctica todo lo aprendido durante mi formación profesional como ingeniero químico.

CAPÍTULO I
ESTUDIO DE MERCADO

1 Estudio de Mercado

1.1 Generalidades

El estudio de mercado permite estimar con la máxima aproximación posible los parámetros de oferta y demanda, precios de materia prima, precios producto final, canales de distribución o comercialización, necesarios para sustentar las decisiones de mercado que se aplicarán en el proyecto, conjuntamente el análisis de la materia prima y la oferta actual en el mercado con el fin de justificar la demanda que aplicará el proyecto.

1.2 Estructura del mercado del diésel y gasolina en Bolivia

En Bolivia, el abastecimiento de combustibles para el consumo nacional se realiza por dos vías: la primera es por la producción nacional, a partir de las refinerías Gualberto Villaroel, Guillermo Elder Bell y Oro Negro; y la segunda es mediante la importación de los combustibles de otros países.

1.2.1 Producción nacional

La producción nacional está a cargo de la empresa YPFB Refinación S.A., que es la empresa encargada de desarrollar las actividades relacionadas con la refinación de petróleo crudo para la producción de combustibles y otros derivados.

Actualmente existen tres refinerías instaladas en el país que se encuentran en operación, las refinerías Gualberto Villaroel y Guillermo Elder Bell pertenecen a YPFB Refinación y la refinería Oro Negro pertenece al sector privado.

- **Refinería Gualberto Villaroel**

La Refinería Gualberto Villarroel se encuentra instalada en la ciudad de Cochabamba y ubicada en la Avenida Petrolera, Kilómetro 6 de la carretera antigua a Santa Cruz. Con una capacidad actual para procesar 40.200 barriles por día de petróleo crudo (BPD), la Refinería Gualberto Villarroel es la planta de refinación con mayor capacidad de procesamiento de petróleo en el país.

Construida en 1948, esta planta posee dos Unidades de Reformación Catalítica con una capacidad de procesamiento total de 13.437 BPD de MSR, teniendo como objetivo principal la producción de gasolina reformada de alto octanaje (95 RON) para elaborar mayores volúmenes de Gasolina Especial (85 RON); asimismo cuenta con una planta de Lubricantes para la producción de Aceites Base y Aceites Lubricantes Automotrices e Industriales cuya capacidad de producción es de 2.400 m³/mes.

La producción de lubricantes y grasas, con la marca YPFB, es realizada en la Planta de Lubricantes de esta Refinería, y son comercializados por YPFB Refinación S.A.

- **Refinería Guillermo Elder Bell**

La Refinería Guillermo Elder Bell cuenta con una capacidad de procesamiento de 24.600 barriles de petróleo crudo por día y está conformada por las unidades de crudo del Área 301 y el Área 300 y dos plantas de Reformación Catalítica que procesan un total de 6.400 BPD. Esta unidad de refinación está ubicada en el departamento de Santa Cruz y fue inaugurada en 1979, desde entonces contribuye al desarrollo nacional con la producción de gasolina y diésel oíl, entre otros productos de importancia estratégica.

En marzo del año 2024 se inauguró la planta de biodiesel I, la cual tiene una capacidad máxima de producción de 1.500 barriles de biodiésel con materia prima proveniente de aceites vegetales, como el macororó, palma, girasol y soya.

- **Refinería Oro Negro**

Las instalaciones de Refinería Oro Negro se encuentran ubicadas el Cantón Paurito, a 40 Km de la ciudad de Santa Cruz de la Sierra, en la localidad de Tundy, campo La Peña.

Oro Negro inició sus operaciones en el año 2002 produciendo diésel oil , a finales del año 2005, completó su proyecto de expansión, con lo que incrementó su capacidad de producción tanto en volumen (3250 BPD) como en productos, teniendo actualmente

producción de Diésel, Gasolina Especial y el GLP como productos terminados y Gasolina Blanca y Crudo Reconstituido como productos intermedios.

1.2.2 Importación de Combustibles en Bolivia

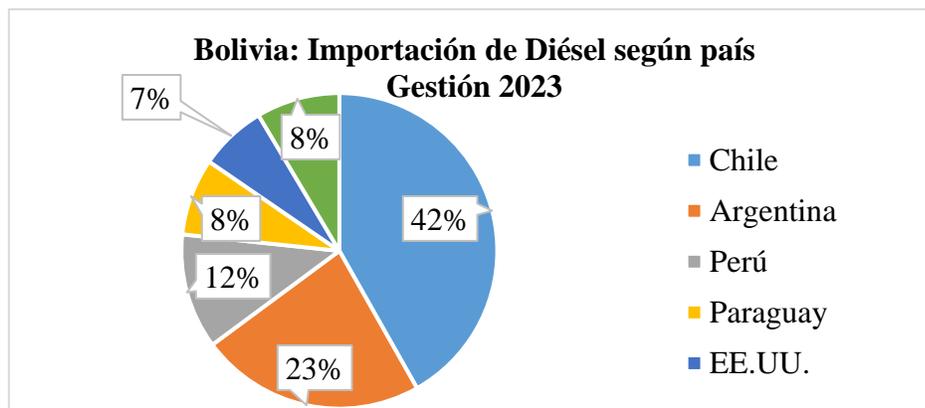
En la actualidad, la producción nacional de gasolina y diésel no llega a cubrir el 100% de la demanda nacional, por lo que el estado a través de Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos (YPFB) se ve obligado a importar los líquidos a precios internacionales y a comercializarlos a un costo subvencionado en el mercado interno.

Las importaciones de combustibles para satisfacer la demanda nacional se han ido incrementando en gran magnitud en los últimos años. Según información del Instituto Nacional de Estadística (INE) procesada por el Instituto Boliviano de Comercio Exterior (IBCE) revela que en 2022 Bolivia batió récord llegando a importar combustibles por 3.379,3 millones de dólares.

1.2.2.1 Principales países de los que se importa Diésel y Gasolina a Bolivia

En el año 2023, Bolivia importó Diesel de 11 países por un volumen de 1.499.611 toneladas y desembolsó 1.891,1 millones de dólares, siendo el principal proveedor Chile vendiendo 686.872,4 toneladas por un valor de 761,4 millones de dólares, lo que representa el 41,8% en valor del total adquirido, seguido por Argentina con el 23,05% en valor del total importado, luego aparece Perú con 11,81%. El resto de Diesel fue importado de Singapur, Estados Unidos, Brasil, India, Países Bajos, Paraguay, Argelia y Suiza.

Figura 1-1. Principales países que exportan Diésel a Bolivia

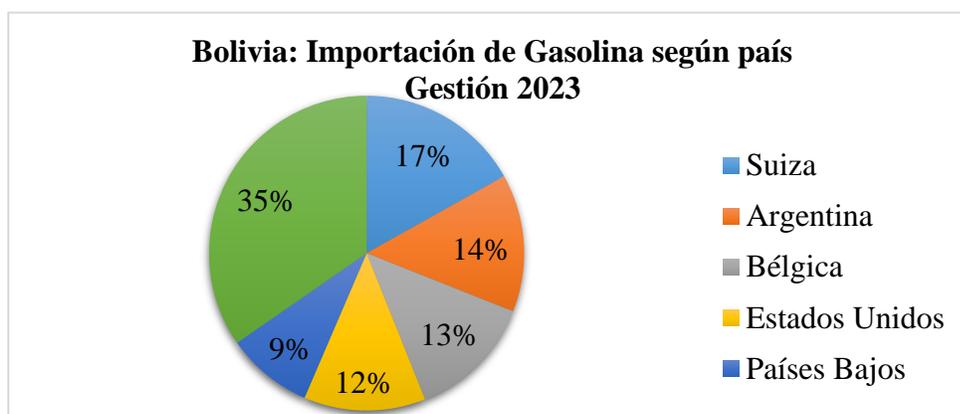


Fuente: Instituto Boliviano de Comercio Exterior (IBCE).

En cuanto a la compra de gasolinas, las importaciones durante el año 2023 alcanzaron las 762.262 toneladas y se gastaron 1.022,96 millones de dólares. Bolivia compró gasolina a 14 países, principalmente en América del Sur y Europa.

El principal país del que se importó gasolina fue Suiza con 104.593,85 toneladas por un costo de 172,45 millones de dólares, lo que representa el 16,87% del valor importado. El segundo país fue Argentina, que suministró el 14,16% del valor total, seguido por Bélgica, que del total representa el 12,93%. Además de estos tres países, Bolivia importó combustibles de Chile, Perú, Alemania, Lituania, Holanda, Panamá, Paraguay, Rusia, Singapur, Letonia y Estados Unidos.

Figura 1-2. Principales países que exportan Gasolina a Bolivia



Fuente: Instituto Boliviano de Comercio Exterior (IBCE).

1.3 Descripción y especificaciones de materias primas y productos

En este proyecto se realizó el estudio de mercado en base a las materias primas, debido a que es el factor limitante para el tamaño de la planta.

A continuación, se describirá las materias primas que se utilizaran en el proyecto.

1.3.1 Materias primas

En la actualidad, existen una gran variedad de tipos de plásticos que son usados en múltiples aplicaciones, tanto industriales como cotidianas. Los plásticos más comúnmente utilizados se los puede clasificar en 7 tipos como se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 1-1. Tipo de Plástico

Tipo de plástico	Acrónimo	Código Internacional SPI
Polietileno Tereftalato	PET	1
Polietileno de Alta Densidad	PEAD/HDPE	2
Policloruro de Vinilo	PVC	3
Polietileno de Baja Densidad	PEBD/LDPE	4
Polipropileno	PP	5
Poliestireno	PS	6
Otros	OTROS	7

Fuente: Elaboración propia.

Los plásticos que se utilizarán como materia prima para este proceso son el Polietileno de Alta densidad, el Polietileno de baja densidad, el Polipropileno y el Poliestireno, todos los cuales están compuestos solo de Carbono e Hidrógeno y son los que mejor rendimiento y comportamiento han tenido durante las investigaciones en el proceso de pirólisis. No se incluirán el PVC ni el PET ya que estos no presentan buen comportamiento durante el proceso.

Tabla 1-2. Adecuación de plásticos al proceso pirolítico

Material	Adecuación para Pirólisis	Comentarios
Tereftalato de Polietileno (PET)	No adecuada	Contiene heteroátomos. Bajo rendimiento de aceite de pirolisis. Se produce la formación durante la pirólisis de Ácido Tereftálico (TPA) y Acido Benzoico (BA), causando obstrucción y corrosión en las tuberías.
Polietileno de Alta Densidad (PEAD)	Muy buena	Debido a la estructura de cadena ramificada, el proceso requiere altas temperaturas.
Polietileno de Baja Densidad (PEBD)		
Policloruro de Vinilo (PVC)	No adecuada	Se obtiene gas peligroso (gas de cloro). Dechloración cuando se somete a temperaturas bajas en un rango de 250 °C y 320 °C o por absorción química. En pirólisis catalítica la degradación de coque y la existencia de cloro perjudican la función catalítica del catalizador.
Polipropileno (PP)	Muy buena	Requiere temperaturas altas en el proceso. En pirólisis catalítica produce un alto rendimiento líquido con altos compuestos aromáticos.
Poliestireno (PS)	Muy buena	Baja temperatura requerida en comparación a PP y PE y produce menos aceite viscoso en comparación a PE y PP.

Fuente: Suárez, 2019 y Calderón, 2016.

A continuación, se describirán los tipos de plásticos que son aptos como materia prima en el proyecto.

1.3.1.1 Polietileno de Baja Densidad (PEBD)

Es un plástico blanco, opalino o transparente en capas delgadas, muy flexible, de brillo craso, fácilmente fusible. Está formado por cadenas largas de $-(CH_2-CH_2)_n-$ más o menos ramificadas.

Figura 1-3. Símbolo de reciclaje de Polietileno de Baja Densidad (PEBD)



La flexibilidad que caracteriza al polietileno de baja densidad PEBD/LDPE lo convierte en un material ideal para la fabricación de bolsas y sacos de plástico (tanto de supermercado como de basura) así como para la elaboración de film transparente, tanto doméstico como industrial.

Otros objetos en cuya elaboración se utiliza este material pueden ser tuberías, juguetes, cables, envases y tapones de plástico, cartones de leche (como una de las capas aislantes), envases para detergentes y otros productos químicos, piezas de automóviles, etc.

Es muy frecuente encontrar envases para el sector cosmético y el sector sanitario elaborados con polietileno de baja densidad PEBD/LDPE.

PEBD o LDPE por sus siglas en inglés (Low Density Polyethylene) representa aproximadamente el 33% de todos los plásticos del mercado.

1.3.1.2 Polietileno de Alta Densidad (PEAD)

El polietileno de alta densidad es un polímero de la familia de las poliolefinas (como el polipropileno). Es un polímero termoplástico conformado por unidades repetitivas de etileno. Se designa como HDPE (por sus siglas en inglés, High Density Polyethylene) o PEAD en español (polietileno de alta densidad).

El polietileno de alta densidad se obtiene por adición, es decir, sumando distintas unidades de etileno. Sus moléculas apenas presentan ramificaciones, lo que le confiere una densidad molecular considerable, que se traduce en una gran resistencia y dureza, así como una mayor tolerancia a las altas temperaturas. Esta característica es, a su vez, la principal diferencia entre el polietileno de alta densidad y el de baja densidad.

Figura 1-4. Símbolo de reciclaje de Polietileno de Alta Densidad (PEAD)



La rigidez y resistencia del polietileno son sus principales ventajas. Se trata de un material resistente a los impactos, a la tracción y a las temperaturas altas y bajas. Su resistencia no solo es física, ya que no es atacado por los ácidos o el disolvente.

Se trata de un material incoloro y casi opaco. Su facilidad para imprimir, pintar y pegar sobre él permite un amplio abanico de opciones de personalización.

Se trata, además, de un material muy fácil de procesar mediante métodos como inyección o extrusión. El polietileno de alta densidad es un material reciclable, especialmente mediante reciclaje mecánico y térmico.

Botellas de leche, lejía, limpiadores y la mayoría de las botellas de champú, muchos envases domésticos y de productos químicos industriales como detergentes y cloro, cajas, botellas de jugos de frutas, tapas para envases de alimentos, bidones, tambores, contenedores industriales a granel, contenedores de basura, cajas de hielo, juguetes, tanques de combustible, cuerdas, y redes de pesca deportiva, bandas, correas, fabricación de tejidos, redes para el envasado de frutas y verduras, tubos y accesorios de tubería (gas, agua, alcantarillado, drenaje, desagües al mar, aplicación industrial, protección de cables, tubos de acero de recubrimiento), hojas de cables de energía y telecomunicaciones, sacos y bolsas plásticas, film para invernaderos y otros usos agrícolas, objetos de menaje, como vasos, platos, cubiertos.

1.3.1.3 Polipropileno (PP)

El polipropileno (PP) es el polímero termoplástico, parcialmente cristalino, que se obtiene de la polimerización del propileno (o propeno). Pertenece al grupo de las poliolefinas y es utilizado en una amplia variedad de aplicaciones que incluyen empaques para alimentos, tejidos, equipo de laboratorio, componentes automotrices y películas transparentes.

Tiene gran resistencia contra diversos solventes químicos, así como contra álcalis y ácidos. El PP tiene un grado de cristalinidad intermedio entre el polietileno de alta y el de baja densidad.

Figura 1-5. Símbolo de reciclaje de Polipropileno (PP)



1.3.1.4 Poliestireno (PS)

El poliestireno (PS) es un polímero termoplástico que se obtiene de la polimerización del estireno monómero. Existen cuatro tipos principales: el PS cristal o GPPS (del inglés: General Purpose Polystyrene), que es transparente, rígido y quebradizo; el poliestireno de alto impacto o HIPS (del inglés: High Impact Polystyrene), es resistente al impacto y opaco blanquecino; el poliestireno expandido o EPS (del inglés: Expandable Polystyrene; PSE en francés), muy ligero; y el poliestireno extruido, similar al expandido, pero más denso e impermeable. Las aplicaciones principales del PS antichoque y el PS cristal son la fabricación de envases mediante extrusión-termoformado, y de objetos diversos mediante moldeo por inyección. Las formas expandida y extruida se emplean principalmente como aislantes térmicos en construcción y para formar coquillas de protección en los embalajes de objetos frágiles para protegerlos. El EPS también es utilizado para la producción de cajas de pescado o neveras para el transporte de vacunas, por su capacidad aislante.

Su fórmula condensada es $(C_8H_8)_n$ y su fórmula estructural consiste de un anillo de benceno y dos grupos $-CH$.

Figura 1-6. Símbolo de reciclaje de Poliestireno (PS)



1.3.2 Productos

Los productos que se obtendrán como resultado de pirólisis de los residuos plásticos son la gasolina, kerosene y el diésel.

1.3.2.1 Gasolina

Las gasolinas son una mezcla de hidrocarburos que se obtienen por destilación fraccionada del petróleo crudo, cuyas propiedades de volatilidad, inflamabilidad e índice de octano proporcionan al motor del vehículo un fácil arranque en frío y una máxima potencia durante la aceleración. La diferencia entre una gasolina y otra consiste en la especificación mínima del índice de octano (RON).

En la siguiente tabla se muestra las características técnicas de la gasolina.

Tabla 1-3. Características técnicas de la gasolina

PRUEBA	ESPECIFICACIÓN				UNIDAD	MÉTODO ASTM		
	VERANO (*)		INVIERNO (*)			Alter. 1	Alter. 2	Alter. 3
	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo				
Gravedad Específica 15,6/15,6°C	Informar		Informar			D 1298	D 4052	
Relación V/L= 20 (760 mmHg)	51 (124)		51 (124)		°C (°F)	D 5188	D 2533	D 4814
Tensión de Vapor Reid a 100 °F (37,8 °C)	7,0	11,5	7,0	11,5	Psig	D 323	D 4953	D 5191
Contenido de Plomo (**)		0,013		0,013	g Pb/L	D 3237	D 5059	
Corrosión lámina de Cobre (3h/50°C)		1		1		D 130		
Gomas Existentes		5		5	mg/100mL	D 381		
Azufre Total		0,05		0,05	% peso	D 1266	D 2622	
Octanaje RON	85		85			D 2699		
Octanaje MON	Informar		Informar			D 2700		
Índice Antidetonaante (RON+MON)/2	Informar		Informar					
Color	Incolora a ligeramente amarillo		Incolora a ligeramente amarillo			Visual		
Apariencia	Cristalina		Cristalina			Visual		
Poder Calórico	Informar		Informar		BTU/lb	D 240		
Destilación Engler (760 mmHg)						D 86		
10 % Vol.		65 (149)		60 (140)	°C (°F)			
50 % Vol.	77 (170)	118 (245)	77 (170)	116 (240)	°C (°F)			
90 % Vol.		190 (374)		185 (365)	°C (°F)			
Punto Final		225 (437)		225 (437)	°C (°F)			
Residuo		2		2	% vol			
Contenido de Aromáticos Totales		42		42	% vol	D 1319	D 5134	D 5769
Contenido de Olefinas		18		18	% vol	D 1319	D 5134	D 6729
Contenido de Benceno		3		3	% vol	D 4053	D 5134	D 3606
Contenido de Manganeseo		18		18	mg Mn/L	D 3831		
Contenido de Oxígeno		2,7		2,7	% peso	D 2504	D 4815	

Fuente: YPF Refinación.

(*) Verano se define del 1° de septiembre al 31 de marzo e invierno se define del 1° de abril al 31 de agosto.

(**) El contenido de plomo especificado es un valor intrínseco de la materia prima, sin haberse adicionado cantidad alguna del mismo con fines de mejorar su octanaje.

1.3.2.2 Kerosene

El kerosene es un producto altamente refinado, su combustión es limpia y no deja depósitos o residuos de hollín.

El kerosene se utiliza principalmente como solvente para limpiezas en seco, como combustible en quemadores con mecha o vaporizadores, por ejemplo: lámparas, calentadores y quemadores domésticos, como dieléctricos en procesos de mecanizado por descargas eléctricas, para curado de asfaltos y como lote separador en transporte de hidrocarburos por poliductos.

En la siguiente tabla se muestra las características técnicas del kerosene.

Tabla 1-4. Características técnicas del kerosene

PRUEBA	ESPECIFICACIÓN		UNIDAD	MÉTODO ASTM		
	Mínimo	Máximo		Alter. 1	Alter. 2	Alter. 3
Gravedad Específica 15,6/15,6°C	Informar			D 1298	D 4052	
Corrosión lámina de Cobre (3h/100°C)		3		D 130		
Azufre Total		0,03	% peso	D 1266	D 4294	D 2622
Color Saybolt	+16					
Punto de inflamación	38 (100)		°C (°F)	D 56	D 93	
Apariencia	Cristalina			Visual		
Agua y sedimentos		0,05	% vol	D 1796		
Viscosidad cinemática a 40°C	1,0	1,9	cSt	D 445	D 7042	
Destilación Engler (760 mmHg)				D 86		
10 % Vol.		225 (437)	°C (°F)			
Punto Final		320 (608)	°C (°F)			
Recuperado	97		% vol			

Fuente: YPF Refinación.

1.3.2.3 Diésel

Es una mezcla de hidrocarburos que se obtiene de la destilación fraccionada del petróleo a una temperatura entre 250°C y 350°C a presión atmosférica. Es más sencillo de refinar que la Gasolina y tiene mayores cantidades de componentes minerales y de azufre. Además, contiene un 18% más de energía por unidad de volumen que la Gasolina, lo que, sumado a la mayor eficiencia de los motores Diesel, contribuye a que su rendimiento sea mayor.

Este producto está destinado al uso en motores de ciclo Diésel, denominado así por el inventor; también es para su uso como combustible para motores estacionarios de porte mediano, como los de maquinaria agrícola, vial, etc. Y puede ser empleado en calderas de baja presión destinadas, por ejemplo, para la producción de vapor para calefacción.

En la siguiente tabla se muestra las características técnicas del diésel.

Tabla 1-5. Características técnicas del diésel

PRUEBA	ESPECIFICACIÓN				UNIDAD	MÉTODO ASTM		
	ORIENTE (*)		OCCIDENTE			Alter. 1	Alter. 2	Alter. 3
	Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo				
Gravedad Específica 15,6/15,6°C	0,79	0,88	0,79	0,88		D 1298	D 4052	
Corrosión lámina de Cobre (3h/100°C)		3		3		D 130		
Azufre Total		0,5		0,5	% peso	D 1266	D 4294	D 2622
Punto de escurrimiento		(*)		-1,1(30)	°C (°F)	D 97		
Punto de inflamación	38 (100,4)		38 (100,4)		°C (°F)	D 93		
Apariencia	Cristalina		Cristalina			Visual		
Viscosidad cinemática a 40°C	1,7	5,5	1,7	5,5	cSt	D 445	D 7042	
Índice de Cetano (**)	45		45			D 976	D 4737	
Número de Cetano	42		42			D 613		
Residuo Carbonoso Ramsbottom de 10% de residuo destilado		0,3		0,3	% peso	D 524	D 189	D 430
Cenizas		0,02		0,02	% peso	D 482		
Agua y sedimentos		0,05		0,05	% vol	D 1796	D 2709	
Destilación Engler (760 mmHg)						D 86		
90% Vol.	282 (540)	382 (720)	282 (540)	382 (720)	°C (°F)			
Poder Calórico	Informar		Informar		Btu/lb	D 4868	D 240	
Color ASTM	Informar		Informar			D 1500		
Contenido de Aromáticos Totales	Informar		Informar		% vol	D 1319		
ZONA ORIENTE (*)	Ene-Feb-Mar		Abr	May-Jun-Jul-Ago		Sep	Oct-Nov	Dic
Punto de escurrimiento	12 (53,6)		7 (44,6)	3 (37,4)		7 (44,6)	9 (48,2)	12 (53,6)

(*) Se consideran Oriente a los departamentos de Santa Cruz, Beni, Pando y las zonas tropicales de La Paz, Cochabamba, Chuquisaca, Tarija y Occidente al resto de los departamentos.

Fuente: YPF Refinación.

1.4 Análisis de la oferta y la demanda

1.4.1 Análisis de la oferta y demanda de materias primas

Las materias primas que se pueden utilizar en este proyecto son 4 tipos de residuos plásticos los cuales son: Polietileno de Alta Densidad, Polietileno de Baja Densidad, Polipropileno y Poliestireno.

Generación residuos sólidos en Tarija

La generación de residuos sólidos en Tarija, según datos del Instituto Nacional de Estadísticas (INE), es el quinto departamento en generar más residuos a nivel nacional, llegando a producir 75554 toneladas en el año 2021.

Tabla 1-6. Generación de residuos sólidos en Tarija

Periodo	Residuos sólidos (Ton/año)	Residuos sólidos (Ton/día)
2016	56648	155,20
2017	59060	161,81
2018	62881	172,28
2019	64317	176,21
2020	68121	186,63
2021	75554	207,00
2022	68587	187,91
2023	70746	193,82

Fuente: Instituto Nacional de Estadísticas (INE).

Respecto a la composición de los residuos generados en Tarija, el 49,68 % son orgánicos, el 22,03 % son desechos reciclables (papel, plástico, vidrios, metales) y el restante 28,29 % son residuos no reciclables.

De acuerdo al estudio de generación y caracterización de residuos sólidos del área urbana del municipio de Tarija (2016), el 8,3% del total de residuos sólidos que se genera en el departamento son residuos plásticos.

El 80% de la generación de plásticos puede ser reciclable y solo el 4% de la generación de residuos plásticos reaprovechables son reciclados (ICEX, 2022).

Tabla 1-7. Residuos sólidos plásticos reciclados y no reciclados en la ciudad de Tarija

Año	Residuos sólidos generados (Ton/año)	Generación de residuos sólidos (Ton/día)	Generación de residuos plásticos (8,3% de la generación de residuos sólidos) (Ton/día)	Residuos plásticos que pueden ser reciclados (80% de la generación de residuos plásticos) (Ton/día)	Residuos plásticos reciclados (4% de la generación de residuos plásticos) (Ton/día)	Residuos plásticos no reciclados (96 % de la generación de residuos plásticos) (Ton/día)
2016	56648	155,20	12,88	10,31	0,52	12,37
2017	59060	161,81	13,43	10,74	0,54	12,89
2018	62881	172,28	14,30	11,44	0,57	13,73
2019	64317	176,21	14,63	11,70	0,59	14,04
2020	68121	186,63	15,49	12,39	0,62	14,87
2021	75554	207,00	17,18	13,74	0,69	16,49
2022	68587	187,91	15,60	12,48	0,62	14,97
2023	70746	193,82	16,09	12,87	0,64	15,44

Fuente: Elaboración propia, 2024.

En la siguiente tabla se puede observar la composición física de los plásticos presentes en los residuos sólidos generados en la ciudad de Tarija de acuerdo a sus fuentes generadoras.

Tabla 1-8. Composición física de residuos plásticos en la ciudad de Tarija

Clasificación	Domiciliario	Mercados	Ferías	Comidas	Hospedajes	Unidades Educativas	Universidades	Instituciones	Industrias	%
Polietileno Tereftalato PET	1,90%	0,42%	1,17%	1,00%	4,13%	1,57%	2,76%	1,35%	0,85%	1,655%
Polietileno Baja Densidad	1,30%	0,33%	1,49%	2,00%	1,53%	12,10%	17,23%	1,82%	9,65%	1,423%
Polietileno Alta Densidad	0,70%	0,46%	0,91%	1,00%	0,72%	3,46%	2,44%	0,66%	2,42%	0,720%
Polipropileno	0,70%	0,37%	2,56%	1,00%	1,20%	9,39%	4,39%	2,17%	0,34%	0,759%
Policloruro de Vinilo (PVC)	0,00%	0,00%	0,00%	0,01%	0,03%	0,00%	0,12%	0,00%	0,29%	0,004%
Otro plásticos tipo película	2,10%	1,38%	2,87%	1,00%	1,97%	2,68%	2,56%	0,95%	3,18%	1,925%
Otros plásticos	1,70%	0,58%	0,91%	2,00%	1,22%	3,36%	2,90%	1,86%	6,73%	1,643%
Poliestireno	0,20%	0,02%	0,11%	0,01%	0,17%	0,58%	0,51%	0,66%	0,01%	0,171%

Fuente: Datos extraídos del estudio de generación y caracterización de residuos sólidos del área urbana del municipio de Tarija.

Con los datos de la tabla anterior se calculó la cantidad de Polietileno de baja y alta Densidad, Polipropileno y Poliestireno que se genera en la ciudad de Tarija.

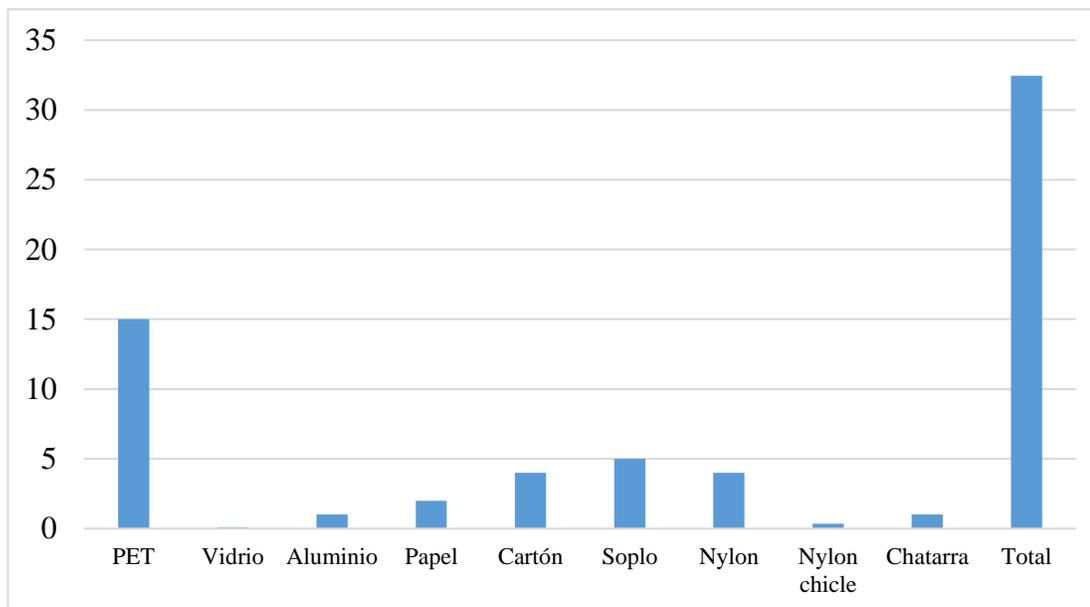
Tabla 1-9. Generación de Polietileno de baja y alta Densidad, Polipropileno y Poliestireno en la ciudad de Tarija

Periodo	Residuos sólidos (Ton/año)	Residuos sólidos (Ton/día)	Polietileno Baja Densidad	Polietileno Alta Densidad	Polipropileno	Poliestireno	Total generados (Ton/día)	Residuos plásticos que pueden ser reciclados (80%) (Ton/día)	Total (Ton/año)
			1,42%	0,72%	0,76%	0,17%			
2016	56.648	155,20	2,21	1,12	1,18	0,27	4,77	3,82	1392,82
2017	59.060	161,81	2,30	1,17	1,23	0,28	4,97	3,98	1452,13
2018	62.881	172,28	2,45	1,24	1,31	0,29	5,29	4,24	1546,08
2019	64.317	176,21	2,51	1,27	1,34	0,30	5,42	4,33	1581,38
2020	68.121	186,63	2,65	1,34	1,42	0,32	5,74	4,59	1674,91
2021	75.554	207,00	2,94	1,49	1,57	0,35	6,36	5,09	1857,67
2022	68.587	187,91	2,67	1,35	1,43	0,32	5,78	4,62	1686,37
2023	70746	193,82	2,76	1,40	1,47	0,33	5,96	4,77	1739,41

Fuente: Elaboración propia, 2024.

El reciclaje en la ciudad de Tarija es realizado principalmente por la Asociación MARMAT (Mujeres en acción de reciclaje por el medio ambiente de Tarija) la cual tiene un convenio de Cooperación Interinstitucional con la Entidad Municipal de Aseo Tarija (EMAT), esta asociación se encarga de realizar la recolección de botellas PET, plásticos, cartón y otros materiales principalmente en el relleno sanitario de Pampa Galana y así también en los diferentes barrios.

En la siguiente tabla se muestra las cantidades por mes de material que fueron reciclados por la asociación MARMAT.

Figura 1-7. Material acopiado por MARMAT 2023 (t/mes)

Fuente: Sistematización proyecto Basura Cero Tarija II (Aguatuya), 2023.

La Entidad de Aseo Municipal de Tarija (EMAT) juntamente con la Cooperación de Suecia, Aguatuya, Swisscontact y Helvetas pusieron en marcha el año 2021 en su primera fase el proyecto piloto Basura Cero en Tarija, este proyecto consiste en la recolección diferenciada desde el origen, el cual se realizó en dos barrios que son El Carmen y El Molino. En una segunda fase del proyecto EMAT en 2023 continuó con recolección diferenciada desde el origen en estos dos barrios y además incluyó a los barrios 15 de abril, Juan Nicolai, el Rosedal y San Pedro.

A continuación, se muestra el reporte de la recolección diferenciada de residuos reciclables en el proyecto basura cero.

Tabla 1-10. Reporte mensual de residuos reciclables del servicio de recolección diferenciada

	PET (kg)	Aluminio (kg)	Cartón (kg)	Film embalaje (kg)	Papel (kg)	Vidrio (kg)	Soplo (k g)
Gestión 2022							
Total, año	3600,7	595,84	1485,1	1075,8	729,86	1075,8	423,5

Gestión 2023							
Enero	298,5	24,8		59,8	62,0	196,8	60,7
Febrero	322,0	50,0		72,0	111,0	117,0	49,0
Marzo	357,0	35,0		63,0	128,0	114,0	60,0
Abril	321,0	41,0		52,0	154,0	75,0	42,0
Mayo	264,0	23,0	75,0	57,0	68,0	106,0	40,0
Junio	262,0	34,0	41,0	52,5	73,0	80,0	42,0
Julio		32,0	34,0	66,0	150,0	98,0	40,0
Agosto	219,0	25,0	21,0	27,5	50,0	49,0	28,0
Septiembre	36,0	3,0	17,0	9,0	30,0	10,0	5,0

Fuente: Entidad de Aseo Municipal de Tarija (EMAT), 2023.

En el departamento de Tarija solo existen dos pequeñas empresas que se dedican a reciclar y reutilizar los plásticos. Una de las empresas es Capital Industrial creada por el ingeniero Enzo Armando Valdez Subía, que está dedicada a la producción de resinas de polietileno reciclado para posteriormente venderlo como materia prima dentro de la industria tarijeña.

La segunda empresa llamada Peregrino Soluciones Ambientales, fue creada por don Jhonny Mamami, esta empresa se dedica a fabricar escobas y ladrillos ecológicos a partir del procesamiento de las botellas PET.

Al no existir empresas grandes en la ciudad de Tarija que se dediquen a procesar y transformar los residuos plásticos, los residuos recolectados por las mujeres de MARMAT y personas particulares son entregados a cambio de una remuneración económica a industrias recicladoras en la ciudad de Santa Cruz para ser procesada y transformada en productos nuevos.

1.4.2 Análisis de la oferta de diésel y gasolina

1.4.2.1 Producción de combustibles en Bolivia

La producción de combustibles en Bolivia está a cargo de la empresa YPFB Refinación S.A., la cual cuenta con dos refinerías: Gualberto Villarroel, Guillermo Elder Bell y la refinería Oro Negro que pertenece al sector privado.

En la siguiente tabla se puede ver los volúmenes de producción de combustibles en Bolivia entre los años 2010 al 2023.

**Tabla 1-11. Volúmenes de producción de refinados de petróleo en Bolivia
(Barriles)**

Período	Gasolina automotor	Gasolina aviación	Gas licuado	Kerosene	Jet fuel	Diésel
2010	5.491.460	4.050	909.080	127.220	1.095.720	4.035.290
2011	5.428.710	27.980	945.520	128.410	1.182.140	4.274.500
2012	5.925.660	45.190	920.960	121.590	1.052.050	4.590.850
2013	6.760.610	40.510	1.013.640	107.320	1.300.510	5.192.120
2014	6.876.820	48.700	984.960	117.650	1.412.430	5.646.340
2015	6.903.580	38.210	1.184.760	124.220	1.497.190	6.322.650
2016	8.848.210	33.650	1.284.310	138.640	1.480.650	5.820.590
2017	8.659.000	36.530	1.195.590	119.600	1.489.490	5.326.560
2018	8.330.570	42.450	1.151.760	138.990	1.397.870	5.174.560
2019	7.534.330	44.110	985.170	155.670	1.385.640	4.180.070
2020	8.010.980	37.070	951.580	109.470	645.120	4.453.920
2021	7.698.500	37.400	954.610	126.620	855.230	3.884.730
2022	7.111.750	32.920	886.720	95.930	1.168.720	2.963.580
2023	6.425.980	32.580	733.040	103.020	1.295.670	2.156.820

Fuente: Instituto Nacional de Estadística/YPF Refinación, 2024.

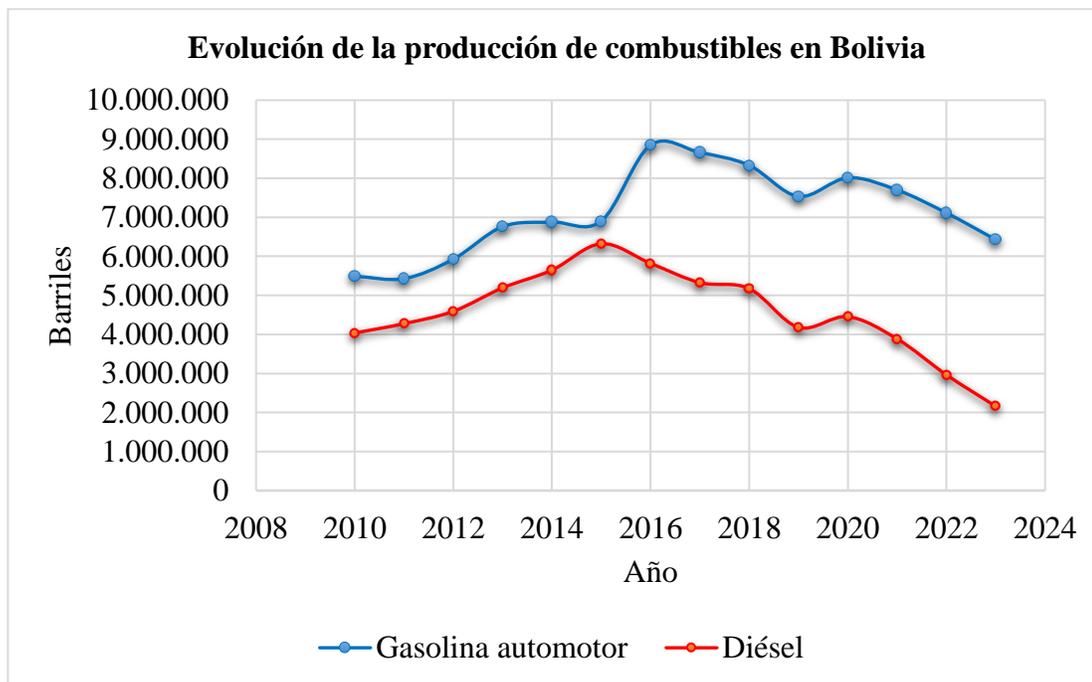
Según datos del Instituto Nacional de Estadísticas (INE), el abastecimiento de la demanda interna de diésel por parte de la producción nacional se redujo entre 2010 y 2023, pasando de cubrir del 48% en el 2010 al 14% en el 2023.

En el caso del abastecimiento de la demanda interna de la gasolina por parte de la producción nacional se redujo pasando de cubrir el 86 % en el 2010 al 44 % en el 2023.

En la siguiente figura se puede observar que el pico más alto de producción para el diésel fue en 2015 y para la gasolina en 2016. Posteriormente, se registró un descenso en la producción de combustibles debido al agotamiento de los campos productores de petróleo, incrementando así más la demanda interna insatisfecha del país. Para contrarrestar esta baja de producción, el gobierno autorizó la importación de petróleo crudo para la refinación en Bolivia con el objetivo de reducir la subvención asociada a la importación directa de insumos, aditivos, diésel y obtener otros derivados.

Como se puede observar en la figura la producción de combustibles en Bolivia tuvo un decrecimiento, teniendo un promedio anual de -4,7% para la gasolina y un -12,5% para el diésel.

Figura 1-8. Evolución de la producción de combustibles en Bolivia



Fuente: Instituto Nacional de Estadística/YPFB Refinación, 2024.

1.4.2.2 Importaciones de combustibles en Bolivia

Bolivia se caracteriza por ser un país gasífero con poca producción en petróleo, por tal motivo, la producción de petróleo crudo no es suficiente para satisfacer los requerimientos de petróleo de las refinерías. Por esta razón, Bolivia se ve en la necesidad de importar combustibles para poder satisfacer la demanda interna del país.

En la actualidad, los requerimientos de gasolina y diésel al no poder ser satisfechos por la producción nacional son cubiertos gracias a las importaciones que realiza el gobierno a través de Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos (YPFB), esta entidad adquiere los combustibles a precios internacionales y comercializa en el interior del país a un precio subvencionado.

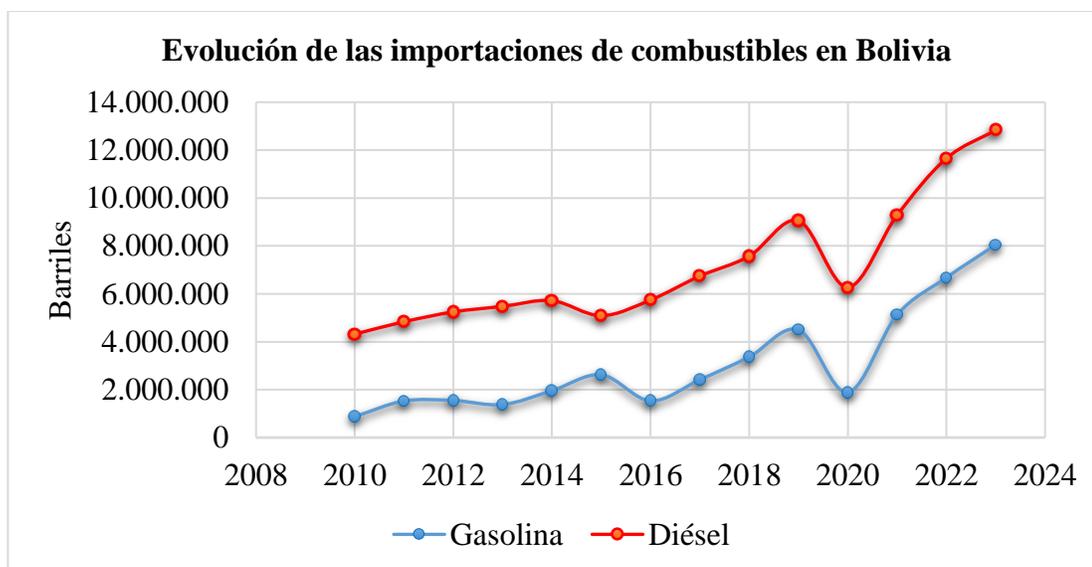
En la tabla I-12 se puede observar los volúmenes de importación de diésel y gasolina realizados durante los años 2010 a 2022.

Tabla 1-12. Importaciones de Diésel y Gasolina en Bolivia (Barriles)

Período	Gasolina	Diésel
2010	874.275	4.315.654
2011	1.527.200	4.834.717
2012	1.551.145	5.244.767
2013	1.379.080	5.477.527
2014	1.957.553	5.714.817
2015	2.621.002	5.088.457
2016	1.532.389	5.742.597
2017	2.415.566	6.742.677
2018	3.365.537	7.572.932
2019	4.495.002	9.051.037
2020	1.885.899	6.270.941
2021	5.122.403	9.283.760
2022	6.677.770	11.655.019

Fuente: Instituto Nacional de Estadísticas (INE); Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos (YPFB) 2023.

Figura 1-9. Evolución de las importaciones de combustibles en Bolivia



Fuente: Instituto Nacional de Estadísticas (INE), 2024.

En la figura 1-9 se puede observar que existe un incrementado en los volúmenes de importación de gasolina y diésel a través de los años, el cual tiene un crecimiento promedio anual del 31,2% para la gasolina y un 10,3% para el diésel.

1.4.3 Análisis de la demanda de diésel y gasolina

1.4.3.1 Volúmenes comercializados de combustibles en Bolivia

La comercialización de combustibles en Bolivia está a cargo de la empresa estatal Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos (YPFB), el cual se encarga de la refinación de los combustibles en el interior del país y de suministrar y comercializar los combustibles faltantes a través de las importaciones de los diferentes países.

A continuación, en la tabla I-13 se muestran los datos históricos de los volúmenes comercializados de combustibles en el país para cubrir la demanda nacional.

Tabla 1-13. Volúmenes comercializados de combustibles en Bolivia (barriles)

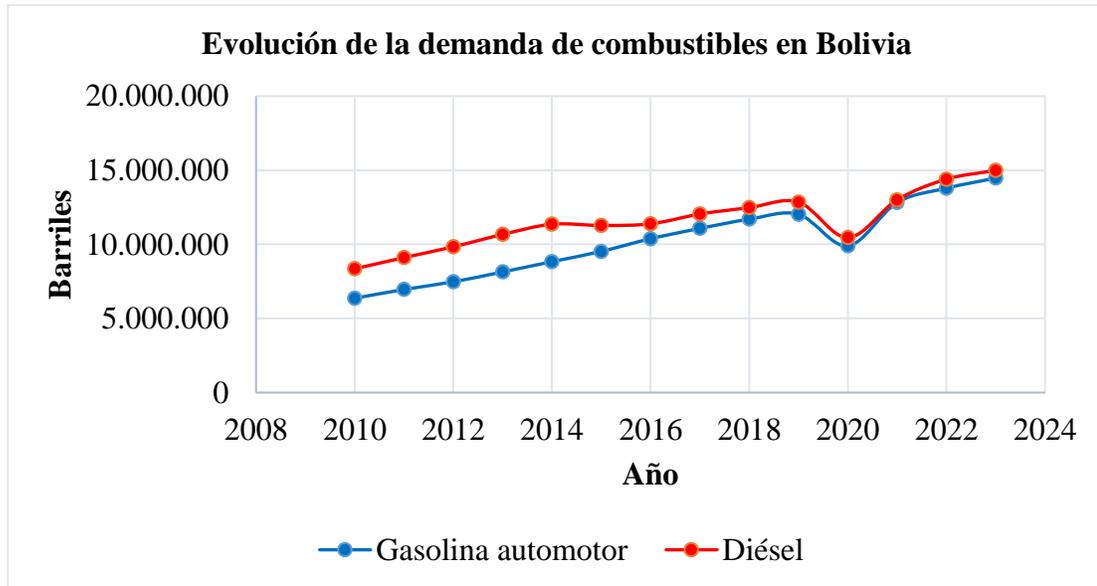
Periodo	Gasolina Automotor	Gasolina Aviación	Gas Licuado	Kerosene	Jet Fuel	Diésel Oíl
2010	6.365.733	32.449	4.343.144	45.841	1.051.562	8.350.942
2011	6.955.914	13.760	4.503.393	49.994	1.182.175	9.109.214
2012	7.476.810	8.677	4.530.874	47.479	1.052.081	9.835.619
2013	8.139.692	6.323	4.604.901	42.893	1.300.549	10.669.648
2014	8.834.372	5.344	4.758.234	46.471	1.412.477	11.361.155
2015	9.524.584	11.202	4.844.776	46.638	1.374.636	11.274.915
2016	10.380.598	29.923	4.947.420	42.971	1.410.317	11.384.654
2017	11.074.563	38.665	5.044.853	36.703	1.408.299	12.047.126
2018	11.696.105	41.260	5.212.406	38.102	1.334.126	12.474.346
2019	12.029.336	39.435	5.341.941	34.972	1.335.209	12.850.991
2020	9.896.879	33.531	5.097.699	22.019	613.874	10.452.754
2021	12.820.903	39.796	5.602.394	32.270	894.746	13.004.592
2022	13.789.520	33.630	5.758.430	27.640	1.149.930	14.398.640
2023	14.474.937	30.814	5.688.901	28.288	1.286.994	14.992.658

Fuente: Instituto Nacional de Estadística (INE), 2024.

En la siguiente figura se puede observar que el crecimiento de la demanda de combustibles ha sido constante a lo largo del tiempo. Sin embargo, se puede notar una caída en la demanda durante el año 2020. Esta disminución se debió a la paralización de actividades en el país debido a la pandemia del COVID-19.

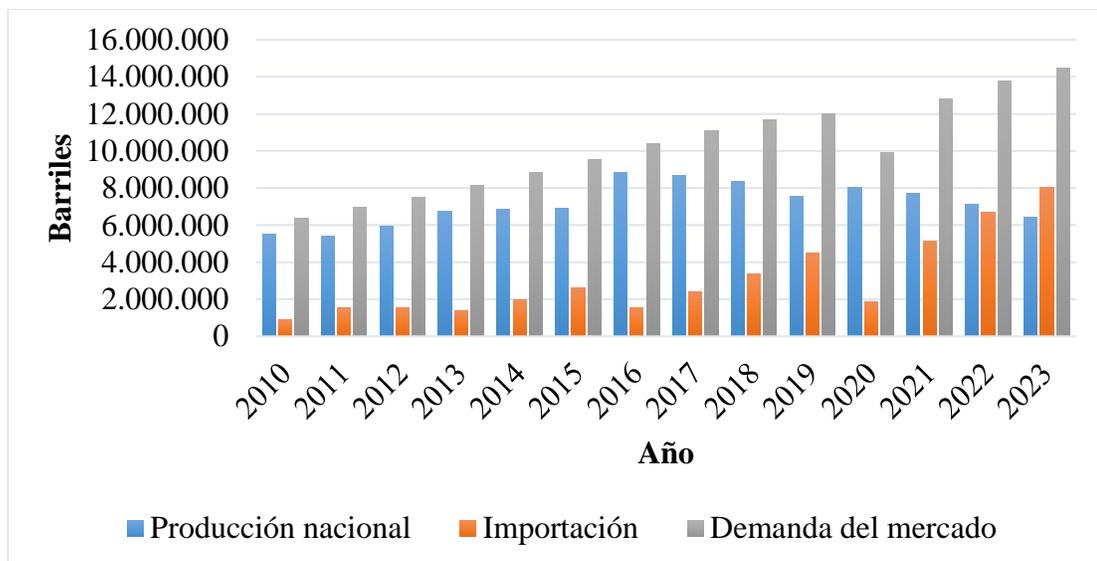
El consumo de diésel en Bolivia tiene una tasa promedio de crecimiento del 5,02% anual, mientras que la gasolina tiene una tasa promedio de crecimiento del 6,96% anual.

Figura 1-10. Evolución de la demanda de combustibles en Bolivia

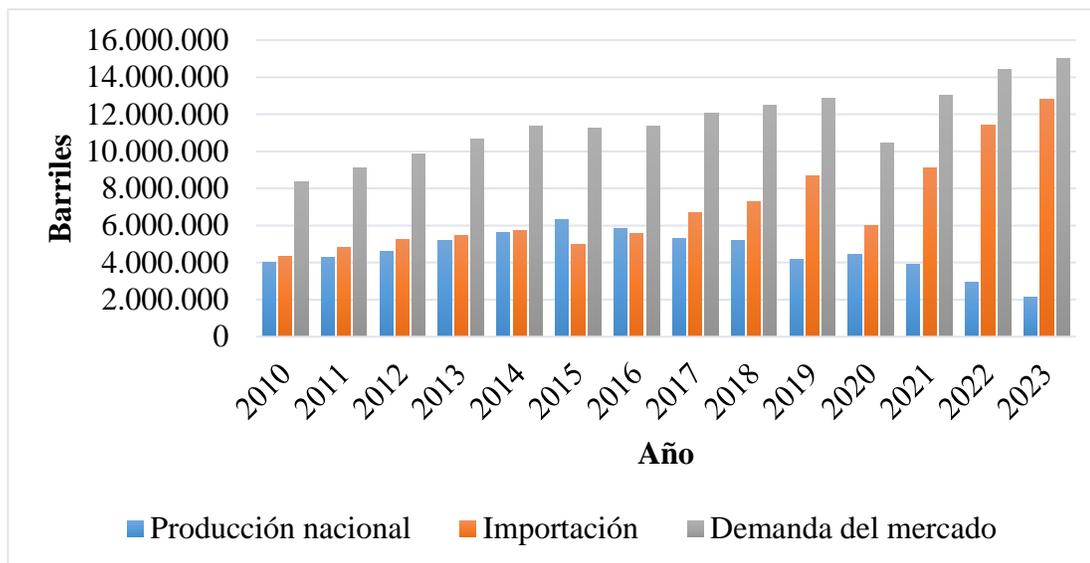


Fuente: Instituto Nacional de Estadística (INE), 2024.

Figura 1-11. Balance entre la demanda y oferta de la gasolina



Fuente: Instituto Nacional de Estadística (INE), 2024.

Figura 1-12. Balance entre la demanda y oferta del diésel

Fuente: Instituto Nacional de Estadística (INE), 2024.

1.5 Descripción geográfica del mercado y políticas de comercialización

1.5.1 Descripción de geográfica del mercado

El mercado nacional para la comercialización de diésel predomina en el eje central, el departamento de Santa Cruz es el que más consume, con el 39%, seguido por La Paz con el 22% y Cochabamba con el 16%. Tarija consume el 4% del total de diésel comercializado (YPFB, 2022).

La comercialización de la gasolina también predomina en el eje central, siendo el departamento de Santa Cruz el mayor consumidor con el 33%, seguido por La Paz con el 27% y Cochabamba con el 17%. Tarija consume el 4% del total de la gasolina comercializada. (YPFB, 2022).

El diésel y gasolina en el departamento de Tarija es distribuido y comercializado por Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos (YPFB) y los precios están regulados por la Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH).

1.5.2 Políticas de comercialización

En Bolivia, el sector de hidrocarburos, incluyendo la comercialización de diésel y gasolina, está estrictamente regulado por el Estado. La Agencia Nacional de

Hidrocarburos (ANH) supervisa y controla todas las actividades relacionadas con los hidrocarburos, incluyendo la fijación de precios, la calidad de los combustibles y la autorización de instalaciones de comercialización.

El suministro y la comercialización de diésel y gasolina están controlados por la empresa estatal Yacimientos Petrolíferos Fiscales Bolivianos (YPFB). La ANH regula los precios de los hidrocarburos, los cuales deben ser aprobados mediante Decreto Supremo por el Gabinete de ministros debido a su impacto en la economía del país.

La ANH también controla la calidad de los combustibles comercializados en el país, garantizando que cumplan con los estándares establecidos. Para comercializar cualquier tipo de combustible, es necesario inscribir las instalaciones en la ANH.

Dado que los combustibles de pirólisis son nuevos en Bolivia, no existen regulaciones específicas para este tipo de combustible. Su producción requiere la colaboración de la ANH y el Ministerio de Hidrocarburos. Los combustibles de pirolisis al ser productos nuevos se deben adecuar a las normativas existentes para los combustibles derivados del petróleo.

El Decreto Supremo N° 28701, de 1 de mayo de 2006, en su artículo 2, parágrafo II, dispone que YPFB, a nombre y en representación del Estado, en ejercicio pleno de la propiedad de todos los hidrocarburos producidos en el país, asume su comercialización, definiendo las condiciones, volúmenes y precios tanto para el mercado interno, como para la exportación y la industrialización.

El Decreto Supremo N° 28865 del 20 de septiembre de 2006, establece las normas que se deben cumplir para el transporte, almacenamiento y operación de los combustibles.

El Decreto Supremo N° 29158, 13 de junio de 2007 en el capítulo II artículo 12 establece el registro obligatorio para la comercialización de combustibles.

El Decreto Supremo 5271, el cual autoriza de manera excepcional a personas naturales o jurídicas privadas la importación de diésel y gasolina para su comercialización en el mercado interno.

1.6 Análisis de precios

1.6.1 Análisis de precios de materias primas

En el país no existe un precio fijo para los residuos plásticos, este precio puede variar por varios factores, dependiendo del tipo de residuo y la cantidad de material que se demande en el mercado.

En la siguiente tabla se muestran los precios promedio, mínimo y máximo según tipo de residuo.

Tabla 1-14. Precios de los residuos plásticos reciclables

TIPO DE RESIDUO	PRECIO PROMEDIO Bs/kg	PRECIO MÍNIMO Bs/kg	PRECIO MÁXIMO Bs/kg
PET - Polietileno Tereftalato	2,39	1,50	3,10
PEAD - Polietileno de alta densidad	1,98	0,50	3,00
PEBD - Polietileno de baja densidad	2,83	1,00	6,70
PP - Polipropileno	2,19	1,40	3,69
PS - Poliestireno	1,97	1,00	2,00
PVC - Policloruro de vinilo	1,98	1,00	2,80
Otro tipo de plástico	1,93	0,50	2,00

Fuente: Estudio de un proceso tecnológico para el reciclaje de botellas PET-G.A.M.L.P. Dirección de Gestión Ambiental.

En el departamento de Tarija actualmente (2024) la asociación MARMAT están comercializando el PET a 1,80 Bs/kg, plástico denominado soplo a 2,3 Bs/kg, film de embalaje a 2,50 Bs/kg, papel a 1 Bs/kg, cartón a 0,5 Bs/Kg, aluminio a 6,5 Bs/kg.

El precio de los residuos plásticos reciclados varía de acuerdo a sus proveedores y el tipo de plástico reciclado, para fines del proyecto se optará trabajar con un precio de 2,4 Bs/kg. de plástico.

1.6.2 Análisis de precios de los combustibles

Los precios de los combustibles en Bolivia están regulados por el estado mediante la Agencia Nacional de Hidrocarburos, por políticas del gobierno nacional, en el marco de su Modelo Económico Social Comunitario Productivo, mantiene estable los precios para la comercialización en el mercado interno a través de la subvención. Como se puede ver en la siguiente tabla, los precios se mantuvieron congelados en los últimos años.

Tabla 1-15. Precios de combustibles al mercado interno

PRODUCTO	AÑO						
	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Gasolina Especial (Bs/L)	3,74	3,74	3,74	3,74	3,74	3,74	3,74
Gasolina Especial + (Bs/L)		3,74	3,74	3,74	3,74	3,74	3,74
Gasolina Premium + (Bs/L)						4,79	6,18*
Gasolina Súper Etanol 92 (Bs/L)	4,50	4,50	4,50	4,50	4,50	4,50	4,50
Gasolina Ultra Premium 100 (Bs/L)							6,82*
Gasolina de Aviación (Bs/L)	4,57	4,57	4,57	4,57	4,57	4,57	4,57
Diésel Oíl (Bs/L)	3,72	3,72	3,72	3,72	3,72	3,72	3,72
Kerosene (Bs/L)	2,72	2,72	2,72	2,72	2,72	2,72	2,72

Fuente: Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH), 2024.

(*) El costo de las gasolinas Premium Plus y Ultra Premium 100 está sujeto a las variaciones en el precio internacional del petróleo.

Sin embargo, el precio internacional de los combustibles presenta variaciones, esto debido a varios factores como ser: el precio internacional del petróleo crudo, el costo de refinación, los impuestos, costos de distribución, etc.

En la siguiente tabla se muestra la variación del precio internacional del diésel y la gasolina en el mercado interno para el consumidor final.

Tabla 1-16. Precio internacional de los combustibles año 2023-2024

	Gasolina Especial Internacional	Diesel Oil Internacional
Gestión 2023		
Enero	9.44	10.12
Febrero	9.45	10.21
Marzo	9.41	10.19
Abril	9.26	9.96
Mayo	9.15	9.68
Junio	8.89	9.36
Julio	8.68	8.97
Agosto	8.68	8.88
Septiembre	8.68	8.88
Octubre	8.68	8.88
Noviembre	8.68	8.88
Diciembre	8.68	8.88
Gestión 2024		
Enero	8.68	8.88
Febrero	8.68	8.88
Marzo	8.68	8.88
Abril	8.68	8.88
Mayo	8.68	8.88
Junio	8.68	8.88

Fuente: Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH), 2024.

1.6.3 Subvención a la importación de combustibles

La subvención a la importación de combustibles es una política social implementada por el gobierno nacional, en el marco del Modelo Económico Social Comunitario Productivo, el cual tiene como objetivo proporcionar gasolina y diésel a precios por debajo de su costo real en el mercado interno, con el propósito de reducir la inflación y preservar la estabilidad económica el país.

En el marco de esta política, el gobierno subsidia parte del costo de importación de los combustibles, lo que permite ofrecerlos a precios más accesibles para los consumidores. Esta medida busca beneficiar a la población, especialmente a los

sectores más vulnerables, al reducir el impacto de los altos precios de los combustibles en el costo de vida.

En la siguiente tabla, se muestra el costo de la subvención de los combustibles, los cuales son cubiertos con recursos del Tesoro General de la Nación (TGN) a través de la emisión de Notas de Crédito Fiscal (NOCRES).

Tabla 1-17. Costo de la subvención a la gasolina y el diésel

(En millones de bolivianos)

Año	Subvención al diésel	Subvención a la gasolina	Total
2016	1.306	118	1.424
2017	1.895	347	2.242
2018	2.880	592	3.472
2019	3.075	1.101	4.176
2020	1.419	292	1.711
2021	3.337	993	4.330
2022	8.094	3.828	11.922
2023			12.678

Fuente: Yacimientos Petroleros Fiscales Bolivianos (YPFB); Ministerio de Economía.

La política de mantener congelado los precios de los combustibles en los últimos años ha sido fundamental para mantener la estabilidad de los precios de los principales productos de la canasta familiar; sin embargo, el costo de la subvención de los combustibles se incrementó de manera sustancial, generando altos costos al Tesoro General de la Nación, reduciendo la capacidad de disponibilidad financiera del Estado para la ejecución de otros sectores de la economía nacional.

El incremento de los costos de subvención a la importación de los combustibles, está relacionado al incremento de la demanda de los combustibles, la declinación de los campos productores de gas y petróleo y la variación de los precios del petróleo a nivel internacional.

Los precios de los combustibles al ser más bajos que los precios en los países vecinos ha influido en el contrabando de los combustibles en las fronteras, según el ministro Ivan Molina el 30% de los combustibles importados se pierde a través del contrabando, los cuales son llevados y vendidos principalmente a Brasil, Perú y Argentina. Sin embargo, a pesar de los esfuerzos del Gobierno Nacional por controlar esta actividad ilícita mediante la emisión de normativas, la población hace formas para continuar con el contrabando de combustibles hacia otros países.

1.7 Proyecciones

Las proyecciones se desarrollan mediante el análisis de regresión lineal utilizando el método de mínimos cuadrados, las siguientes ecuaciones responden a este método:

Fórmula general:

$$Y_e = a + b(X) \quad (\text{Ec. 1-1})$$

Donde:

Ye: Valor calculado de la variable dependiente (Demanda, Oferta).

X: Valor de la variable independiente (Tiempo)

a: Constante

b: Coeficiente de X

Para encontrar los valores de la variable dependiente “Y”, con los valores de la variable independiente hay que calcular los valores de “a” y “b” y remplazar en la fórmula inicial.

Aplicando regresión lineal obtenemos las ecuaciones de las variables:

$$a = \frac{(\sum Y) * (\sum X^2) - (\sum X) * (\sum XY)}{n(\sum X^2) - (\sum X)^2} \quad (\text{Ec. 1-2})$$

$$b = \frac{n(\sum XY) - (\sum X)(\sum Y)}{n(\sum X^2) - (\sum X)^2} \quad (\text{Ec. 1-3})$$

Donde:

n = Número de años.

ΣXY = Sumatoria de los productos XY .

ΣX = Sumatoria de X .

ΣY = sumatoria de Y .

ΣX^2 = sumatoria de X^2 .

1.7.1 Análisis de la materia prima

1.7.1.1 Análisis de la oferta de residuos plásticos en Tarija

En el cuadro siguiente se presenta un análisis de la generación de residuos plásticos en el departamento de Tarija. Este análisis se enfoca en cuatro tipos de plásticos que son de interés para el proyecto: Polietileno de Alta Densidad, Polietileno de Baja Densidad, Propileno y Poliestireno.

Tabla 1-18. Análisis de la oferta de plásticos en Tarija

Periodo	Tiempo X	Residuos plásticos generados Y	Residuos plásticos que pueden ser reciclados (80%) Y
2016	1	4,77	3,82
2017	2	4,97	3,98
2018	3	5,29	4,24
2019	4	5,42	4,33
2020	5	5,74	4,59
2021	6	6,36	5,09
2022	7	5,78	4,62
2023	8	5,96	4,77
Sumatoria Σ	36	44,29	35,44

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Tabla 1-19. Valores de las variables de la oferta de plásticos en Tarija

Variable	Dato	
	Plástico generado	Residuos plásticos que pueden ser reciclados (80%)
a	4,68	3,75
b	0,19	0,15

Fuente: Elaboración propia, 2024.

1.7.1.2 Resultados

Con los datos presentados en el cuadro anterior, se realizó la proyección de la generación de residuos plásticos de tipo Polietileno de Alta Densidad, Polietileno de Baja Densidad, Propileno y Poliestireno.

Tabla 1-20. Proyección de la generación de residuos plásticos en Tarija

Año	Generación de residuos plásticos (Ton/día)	Generación de residuos plásticos que pueden ser reciclados (80%) (Ton/día)
2024	6,39	5,11
2025	6,58	5,26
2026	6,77	5,41
2027	6,95	5,56
2028	7,14	5,71
2029	7,33	5,86
2030	7,52	6,01
2031	7,71	6,16
2032	7,90	6,31
2033	8,09	6,46
2034	8,28	6,61
2035	8,47	6,76
2036	8,66	6,91

Fuente: Elaboración propia, 2024.

1.7.2 Análisis de los combustibles en Bolivia

A continuación, se desarrolla el análisis de la demanda y oferta del diésel y la gasolina.

1.7.2.1 Análisis de la demanda de combustibles en Bolivia

Tabla 1-21. Análisis de la demanda de gasolina y diésel en Bolivia

Periodo	Tiempo X	Gasolina Y	Diésel Y
2010	1	6.365.733	8.350.942
2011	2	6.955.914	9.109.214
2012	3	7.476.810	9.835.619
2013	4	8.139.692	10.669.648
2014	5	8.834.372	11.361.155
2015	6	9.524.584	11.274.915
2016	7	10.380.598	11.384.654
2017	8	11.074.563	12.047.126
2018	9	11.696.105	12.474.346
2019	10	12.029.336	12.850.991
2020	11	9.896.879	10.452.754
2021	12	12.820.903	13.004.592
2022	13	13.789.520	14.398.640
2023	14	14.474.937	14.992.658

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Tabla 1-22. Valores de las variables de la demanda de gasolina y diésel en Bolivia

Variable	Demanda	
	Gasolina	Diesel
a	5892692	8565818,6
b	580593	402721,8

Fuente: Elaboración propia, 2024.

1.7.2.2 Análisis de la oferta de combustibles en Bolivia

Tabla 1-23. Análisis de la producción de gasolina y diésel en Bolivia

Periodo	Tiempo X	Gasolina Y	Diésel Y
2014	1	6.876.820	5.646.340
2015	2	6.903.580	6.322.650
2016	3	8.848.210	5.820.590
2017	4	8.659.000	5.326.560
2018	5	8.330.570	5.174.560
2019	6	7.534.330	4.180.070
2020	7	8.010.980	4.453.920
2021	8	7.698.500	3.884.730
2022	9	7.111.750	2.963.580
2023	10	6.425.980	2.156.820

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Tabla 1-24. Valores de las variables de la producción de gasolina y diésel en Bolivia

Variable	Producción nacional	
	Gasolina	Diesel
a	8009612,7	6866678
b	-67207,4	-413399,3

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Tabla 1-25. Análisis de las importaciones de gasolina y diésel en Bolivia

Periodo	Tiempo X	Gasolina Y	Diésel Y
2014	1	1.957.553	5.714.817
2015	2	2.621.002	4.952.262
2016	3	1.532.389	5.564.068
2017	4	2.415.566	6.720.564
2018	5	3.365.537	7.299.790
2019	6	4.495.002	8.670.916
2020	7	1.885.899	5.998.834
2021	8	5.122.403	9.119.862
2022	9	6.677.770	11.435.060

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Tabla 1-26. Valores de las variables de importaciones de gasolina y diésel en Bolivia

Variable	Importaciones	
	Gasolina	Diesel
a	910497,3	4148712,4
b	486192,1	661862,8

Fuente: Elaboración propia, 2024.

1.7.2.3 Resultados

Con los datos presentados en los cuadros anteriores se realizó la proyección de oferta y demanda para los próximos años, los resultados de las proyecciones se muestran en el siguiente cuadro:

Tabla 1-27. Proyección de la oferta y demanda de gasolina (Barriles)

Año	Demanda de Gasolina	Oferta de gasolina		Demanda insatisfecha
		Producción nacional	Importaciones	
2024	14.601.586	7.270.331	6.258.611	1.072.645
2025	15.182.179	7.203.124	6.744.803	1.234.253
2026	15.762.772	7.135.917	7.230.995	1.395.861
2027	16.343.365	7.068.709	7.717.187	1.557.469
2028	16.923.958	7.001.502	8.203.379	1.719.078
2029	17.504.551	6.934.294	8.689.571	1.880.686
2030	18.085.144	6.867.087	9.175.763	2.042.294
2031	18.665.737	6.799.880	9.661.955	2.203.902
2032	19.246.330	6.732.672	10.148.148	2.365.511
2033	19.826.923	6.665.465	10.634.340	2.527.119
2034	20.407.516	6.598.257	11.120.532	2.688.727
2035	20.988.109	6.531.050	11.606.724	2.850.336
2036	21.568.702	6.463.843	12.092.916	3.011.944

Fuente: Elaboración propia, 2024.

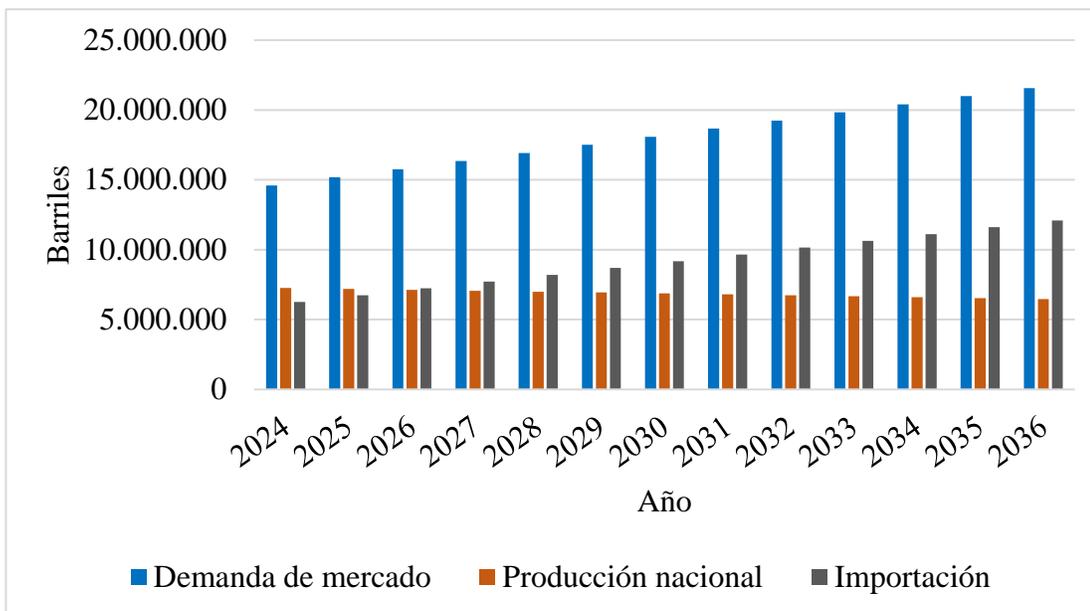
Tabla 1-28. Proyección de la oferta y demanda de diésel (Barriles)

Año	Demanda de diésel	Oferta de diésel		Demanda insatisfecha
		Producción nacional	Importaciones	
2024	14.606.646	2.319.286	11.429.203	858.157
2025	15.009.368	1.905.887	12.091.066	1.012.416
2026	15.412.090	1.492.487	12.752.928	1.166.674
2027	15.814.812	1.079.088	13.414.791	1.320.932
2028	16.217.534	665.689	14.076.654	1.475.191
2029	16.620.255	252.290	14.738.517	1.629.449
2030	17.022.977	0	15.400.379	1.622.598
2031	17.425.699	0	16.062.242	1.363.457
2032	17.828.421	0	16.724.105	1.104.316
2033	18.231.143	0	17.385.968	845.175
2034	18.633.865	0	18.047.830	586.034
2035	19.036.587	0	18.709.693	326.893
2036	19.439.308	0	19.371.556	67.752

Fuente: Elaboración propia, 2024.

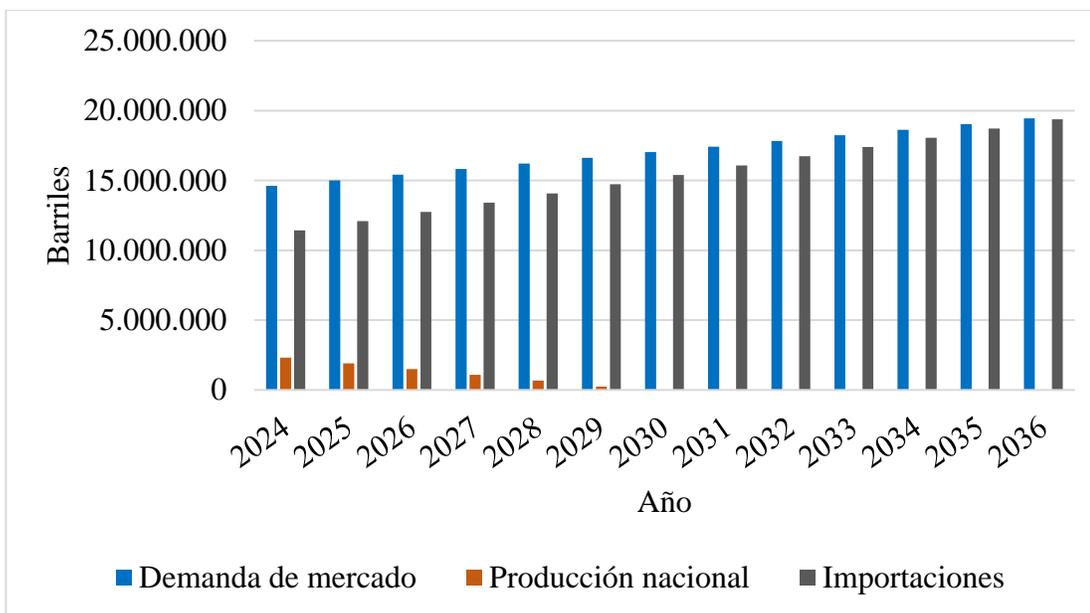
Según el análisis de la demanda y la oferta realizados en base al consumo y la producción del diésel y gasolina en el mercado boliviano. Se puede observar que la oferta del diésel y gasolina producido en el país tenderá a disminuir en los próximos años. Situación totalmente contraria a la demanda, que se incrementara año tras año, de continuar esta situación, las importaciones del diésel oíl y gasolina para satisfacer el mercado interno aumentarán y consecuentemente el gasto que esta importación significa.

Figura 1-13. Proyección de la oferta y demanda de gasolina



Fuente: Elaboración propia, 2024.

Figura 1-14. Proyección de la oferta y demanda de diésel



Fuente: Elaboración propia, 2024.

Con el desarrollo del proyecto se pretende satisfacer el 0,017% de la demanda de gasolina y el 0,013% de la demanda de diésel utilizando el 47,5% de la materia prima. A través del desarrollo de la planta piloto se podrán ajustar y optimizar variables clave del proceso, como la temperatura, la presión, el tiempo de residencia, lo que permitirá validar la tecnología y minimizar los riesgos financieros, determinando su viabilidad económica para posterior desarrollar plantas industriales de mayor escala en el país.

CAPÍTULO II
TAMAÑO Y LOCALIZACIÓN

2 Tamaño y localización

2.1 Justificación del tamaño

El tamaño de la planta se define como la capacidad de producción óptima de una instalación, determinada por las limitaciones que surgen a partir de la demanda del mercado, la tecnología, inversión y la disponibilidad de las materias primas.

a) Ciclo de vida del proyecto

El proyecto se tendrá un ciclo de vida de 11 años, contando desde su instalación.

La etapa de instalación se llevará a cabo en el 2025, dando inicio a la etapa operativa (funcionamiento) el año 2026.

Durante la etapa de funcionamiento se alcanzará su capacidad máxima de producción, la cual se logrará gradualmente en el lapso comprendido entre los años 2026 y 2036.

La planta piloto tendrá un periodo de funcionamiento en su primera etapa de 1 turno/día, comprendido de 8 horas, y un periodo de funcionamiento anual de 300 días (lunes a sábado), estos días de trabajo se los considera descontando los domingos y días feriados existentes durante el año. A partir del cuarto año la planta funcionará en dos turnos/día.

b) Tamaño de la planta

El principal factor que determina el tamaño de la planta en este proyecto es la disponibilidad de la materia prima. Según el estudio de mercado realizado, se estima que la cantidad de residuos plásticos generados que podrían ser utilizados como materia prima en el proceso es de 6,91 toneladas/día para el año 2036.

Sin embargo, debido a la falta de conciencia y capacitación de la población sobre la importancia de la correcta segregación de los residuos sólidos reciclables, que hacen que se dificulte la separación de los residuos plásticos, se decidió que inicialmente la empresa tendrá la capacidad de procesar el 30% de la materia prima disponible durante el primer año de funcionamiento, es decir, 2 ton/día en un turno laboral. Posteriormente, se plantea aumentar la capacidad de procesamiento a 4 ton/día en el

cuarto año de funcionamiento, repartidos en dos turnos laborales, procesando el 48 % de la materia prima.

Tabla 2-1. Tamaño del proyecto

Descripción	Ton/día	Ton/año
Residuos plásticos disponibles	6,91	2522,2
Cantidad de residuos a ser usados en el primer año de operación	2	600
Cantidad de residuos a ser usados en el cuarto año de operación	4	1200
Cantidad de turnos laborales en el primer año	1	
Cantidad de turnos laborales en el cuarto año	2	

Fuente: Elaboración propia, 2024.

La planta tendrá una capacidad instalada de procesar 2 toneladas de residuos plásticos en el reactor.

Se espera producir 3763 barriles de gasolina y 2532 barriles de diésel al año, utilizando 1200 toneladas/año de residuos plásticos. Satisfaciendo la demanda de gasolina en un 0,017% y para el diésel un 0,013% para el año 2036.

2.2 Localización de la planta

La selección del lugar preciso para la instalación de la planta piloto de obtención de diésel y gasolina a partir de residuos plásticos, debe ser evaluada por un método cualitativo adecuado, mediante el uso de alternativas y asignación de valores ponderables, que estén de acuerdo con la relevancia atribuida. La suma de las calificaciones de las alternativas permitirá seleccionar la localización más apropiada, para tal hecho se analiza la macro y micro localización y los factores determinantes a tomar en cuenta.

2.2.1 Macro localización

Implica la selección de un área que cumpla con criterios aceptables, para la ubicación de la planta, predominando los criterios de tipo económico, social y políticos.

Analizando los criterios planteados para la macro localización de la planta piloto de obtención de combustibles a partir de residuos plásticos, se instalará la planta en el departamento de Tarija, debido a que con la planta se pretende dar otra alternativa al proceso de reciclado de los residuos plásticos que se desechan en la ciudad de Tarija y generar combustibles para el departamento.

2.2.2 Micro localización

La micro localización es el proceso de seleccionar la ubicación específica dentro de una región geográfica previamente identificada durante la macro localización. En este nivel, se elige el sitio exacto donde se establecerá la planta, considerando detalles más específicos y detallados.

2.2.2.1 Factores de localización

Para la micro localización de la planta piloto de obtención de combustibles a partir de residuos plásticos se considerará los siguientes factores:

- Proximidad a la materia prima.
- Costo y disponibilidad de terreno.
- Servicios básicos (Agua, Electricidad y Gas).
- Mano de obra.
- Impacto ambiental.
- Accesibilidad y costo de transporte.

2.2.2.2 Método cuantitativo por puntos

Una vez definido los principales factores determinantes para la localización del proyecto, se asignó valores ponderados de peso relativo, de acuerdo con la importancia de los factores considerados.

Se planteo dos alternativas a considerar para la localización de la planta, dichas alternativas son:

- Comunidad de Pampa Galana
- Barrio Nuevo Amanecer

Tabla 2-2. Aplicación del método cualitativo por puntos para la selección de la localización de la planta

Factor	Peso	Comunidad Pampa Galana		Barrio Nuevo Amanecer	
		Calificación	Ponderación	Calificación	Ponderación
Proximidad a la materia prima	0,2	9	1,8	9	1,8
Costo y disponibilidad de terreno	0,3	9	2,7	8	2,4
Servicios básicos	0,2	5	1	8	1,6
Mano de obra	0,1	7	0,7	8	0,8
Impacto ambiental	0,1	5	0,5	5	0,5
Accesibilidad y costo de transporte	0,1	6	0,6	7	0,7
TOTAL	1		7,3		7,8

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Con los resultados presentados en la tabla anterior, se define la mejor opción de localización para la planta piloto es la zona del barrio Nuevo Amanecer, municipio de Cercado, departamento de Tarija

La planta se instalará al lado del centro municipal de reciclaje en el barrio Nuevo Amanecer, distrito 10 de la ciudad capital de Tarija, ubicado a 5 km del centro de la ciudad con una latitud sud 21°31'60.0", longitud Oeste 64°41'17.9" y una altura 1957 m/s/n/m.

Se tomó la decisión de instalar la planta piloto en este barrio por la cercanía a la materia prima, ya que ahí se encuentra instalada el centro municipal de reciclaje, donde la asociación de recicladores MARMAT realizan el acopio de todos los residuos que reciclan de los diferentes barrios y del relleno sanitario.

La planta se encuentra a una distancia muy cercana del relleno sanitario de Pampa Galana, donde actualmente trabaja la asociación de recicladores de MARMAT, así también se encuentra cerca del nuevo complejo de tratamiento de residuos sólidos que se está construyendo la comunidad de Pampa Galana, el cual está ubicado a 4 km del actual relleno sanitario.

Respecto a los servicios básicos, la zona donde está ubicada el centro de reciclaje, en el barrio Nuevo Amanecer presenta con acceso a energía trifásica estable por parte de la empresa SETAR S.A. el costo es de 0,812 Bs. por kW/h.

El lugar dispone de sistema de alcantarillado y agua potable, el cual es distribuida vía sistema de cañería dotado por COSAALT con un costo de 2,93 Bs/m³.

El gas natural es provisto por la Empresa Tarijeña del Gas-EMTAGAS el cual aplica una tarifa industrial de acuerdo a la Resolución Administrativa RAR-ANH-DRC N°0569/2019, conforme a lo siguiente:

Tabla 2-3. Tarifa del gas natural industrial en Tarija

Segmento de consumo en MPCs/mes		Precios \$us/MPC
>= 0	<= 20	1,700
> 20	<= 10000	1,867
> 10000	<= 30000	2,102
> 30000		2,516

Fuente: Ministerio de Hidrocarburos y Energías, 2020.

Según datos del SENAMHI la ciudad de Tarija tiene una temperatura media anual de 17,9 °C. Durante el año, las temperaturas máximas promedio alcanzan los 26,2 °C, mientras que las mínimas promedio son de 9,5 °C. En cuanto a las temperaturas extremas, se registró una máxima de 39,3 °C y una mínima de -9,5 °C. En relación a las precipitaciones, la ciudad experimenta una media anual que varía entre 500 y 700 mm. Además, Tarija goza de un período sin heladas que se extiende entre 6 y 7 meses al año.

Figura 2-1. Mapa de localización de la planta



Fuente: Google Earth.

CAPÍTULO III
INGENIERÍA DEL PROYECTO

3 Ingeniería del proyecto

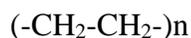
3.1 Características técnicas de las materias primas y productos

Se describe a continuación las características principales de las materias primas y los productos que forman parte del proceso.

3.1.1 Características técnicas de la materia prima

3.1.1.1 Polietileno de Alta Densidad

El polietileno de alta densidad (HDPE, PEHD o PEAD) es un polímero termoplástico producido a partir del monómero etileno. Se caracteriza por tener una alta densidad molecular, lo que le confiere una gran resistencia y dureza, así como una mayor tolerancia a las altas temperaturas. Sus moléculas apenas presentan ramificaciones, lo que hace que tenga una elevada cristalinidad y una baja distancia entre macromoléculas vecinas.



En la siguiente tabla se muestran sus principales propiedades:

Tabla 3-1. Propiedades del Polietileno de Alta Densidad

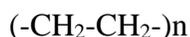
Densidad (Kg/m ³)	952 - 965
Cristalinidad %	70-80
Temperatura de fusión (°C)	130 - 137
Temperatura de descomposición (°C)	290 - 310
Calor específico (KJ/Kg K)	1,9
Coefficiente de expansión térmica (10 ⁶ m/m K)	100-200
Conductividad térmica (W/m K)	0,461-0,502
Coefficiente de fricción	0,2
Reciclabilidad	Es reciclable
Resistencias químicas	
Ácidos concentrados	Buena
Álcalis	Buena
Alcoholes	Buena
Grasas y aceites	Aceptable
Halógenos	Mala
Hidrocarburos aromáticos	Aceptable

Fuente: Universidad de Barcelona, 2023.

3.1.1.2 Polietileno de Baja Densidad

El polietileno de baja densidad (PEBD o LDPE, por sus siglas en inglés) es un polímero termoplástico hecho del monómero etileno. Es un polímero de la familia de los polímeros olefínicos. Se caracteriza por tener una baja densidad molecular, lo que le confiere una mayor flexibilidad y una mayor transparencia que el polietileno de alta densidad. Sus moléculas presentan ramificaciones, lo que hace que tenga una menor cristalinidad y una mayor distancia entre macromoléculas vecinas.

El polietileno se compone de una unidad estructural en la que dos átomos de carbono y cuatro átomos de hidrógeno están unidos mediante enlaces covalentes. Esta unidad se repite de forma indefinida para formar el polietileno. Dependiendo de las condiciones de temperatura, presión y tipo de catalizador, esta unidad básica se repetirá n veces, por lo que su estructura química es de la siguiente manera:



En la siguiente tabla se muestran sus principales propiedades:

Tabla 3-2. Propiedades del Polietileno de Baja Densidad

Densidad (Kg/m ³)	917 - 932
Temperatura de fusión (°C)	98 - 115
Temperatura de descomposición (°C)	250 - 280
Calor específico (KJ/Kg K)	1,9
Coefficiente de expansión térmica (10 ⁶ m/m K)	100-200
Conductividad térmica (W/m K)	0,322-0,348
Reciclabilidad	Es reciclable
Temperatura máxima de utilización (°C)	81 - 95
Temperatura mínima de utilización (°C)	(-68) - (-58)
Resistencias químicas	
Ácidos concentrados	Buena
Álcalis	Buena
Alcoholes	Buena
Cetonas	Buena
Grasas y aceites	Moderada
Halógenos	Mala
Hidrocarburos aromáticos	Aceptable

Fuente: Universidad de Barcelona, 2023.

3.1.1.3 Polipropileno

El polipropileno (PP) es un polímero termoplástico parcialmente cristalino que se obtiene de la polimerización del propileno (o propeno), un subproducto gaseoso de la refinación del petróleo. Es un compuesto químico clasificado como plástico y pertenece al grupo de las poliolefinas. El polipropileno se caracteriza por ser resistente a la humedad, a los productos químicos y a la abrasión, y por tener una alta resistencia a la tracción y al impacto. Además, es un material reciclable y se utiliza en una amplia variedad de aplicaciones, como envases, textiles, tuberías, muebles, juguetes, entre otros

Su fórmula general es:



En la siguiente tabla se muestran sus principales propiedades:

Tabla 3-3. Propiedades del Polipropileno

Densidad (Kg/m ³)	890 - 910
Cristalinidad %	50-60
Temperatura de fusión (°C)	150 - 175
Temperatura de descomposición (°C)	220 - 300
Calor específico (KJ/Kg K)	1,87 - 1,96
Coefficiente de expansión térmica (10 ⁶ m/m K)	100 - 180
Conductividad térmica (W/m K)	0,113 – 0,167
Coefficiente de fricción	0,24 – 0,25
Reciclabilidad	Es reciclable
Temperatura máxima de utilización (°C)	100 - 115
Temperatura mínima de utilización (°C)	(-123) - (-73.2)
Resistencias químicas	
Ácidos concentrados	Buena
Álcalis	Buena
Alcoholes	Buena
Grasas y aceites	Buena
Halógenos	Mala
Hidrocarburos aromáticos	Aceptable

Fuente: Universidad de Barcelona, 2023.

3.1.1.4 Poliestireno

El poliestireno (PS) es un polímero termoplástico que se obtiene de la polimerización del estireno. Existen cuatro tipos principales: el poliestireno cristal o GPPS (del inglés: General Purpose Polystyrene), que es transparente, rígido y quebradizo; el poliestireno de alto impacto o HIPS (del inglés: High Impact Polystyrene), es resistente al impacto y opaco blanquecino; el poliestireno expandido o EPS (del inglés: Expandable Polystyrene o PSE (del francés: Polystyrène Expandible), muy ligero; y el poliestireno extruido, similar al expandido, pero más denso e impermeable.

Su fórmula general es:



En la siguiente tabla se muestran sus principales propiedades:

Tabla 3-4. Propiedades del Poliestireno

Densidad (Kg/m ³)	1040 - 1050
Cristalinidad %	Amorfo
Temperatura de fusión (°C)	150 – 243
Temperatura de descomposición (°C)	250 – 300
Temperatura de transición vítrea (°C)	73,9 - 110
Temperatura máxima de utilización (°C)	76,9 - 103
Temperatura mínima de utilización (°C)	(-123) - (-73,2)
Calor específico (KJ/Kg K)	1,69 - 1,76
Coefficiente de expansión térmica (10 ⁶ m/m K)	50 - 83
Conductividad térmica (W/m K)	0,121 – 0,131
Reciclabilidad	Es reciclable
Resistencias químicas	
Ácidos concentrados	Aceptable
Álcalis	Buena
Alcoholes	Buena
Grasas y aceites	Buena
Halógenos	Mala
Hidrocarburos aromáticos	Buena

Fuente: Universidad de Barcelona, 2023.

En la siguiente tabla se presenta una clasificación de estos materiales de acuerdo con su composición según análisis próximo, es decir, su contenido de humedad, carbono fijo, material volátil y cenizas, así como su análisis último o elemental (contenido de carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno).

Tabla 3-5. Análisis próximo y último de algunos plásticos comunes en los residuos sólidos

Caracterización	PP	PS	HDPE	LDPE
Análisis próximo (% peso)				
Humedad	0,18	0,25	0,07	0,30
Carbono fijo	0,20	0,12	0,03	0,00
Material Volátil	97,62	99,63	98,50	99,70
Cenizas	2,00	0,00	1,40	0,00
Análisis último (% peso)				
C	83,000	89,815	83,900	83,670
H	14,800	7,480	14,691	16,330
O	0,191	0,000	0,005	0,000
N	0,008	2,700	0,003	0,000
S	0,001	0,005	0,001	0,000

Fuente: S. D. Sharuddin et al, 2016.

3.1.2 Productos del proceso de pirólisis

3.1.2.1 Propiedades del aceite producido por pirólisis de residuos plásticos

Tabla 3-6. Propiedades del aceite producido por pirólisis de residuos plásticos

Propiedades del aceite de pirolisis		Método ASTM
Contenido de azufre (ppm)	156,5	D7220
Grado API (Grados API)	44,4	D287
Densidad (g/cm ³)	0,8044	D287
Punto de fluidez (°C)	-3	D97
Viscosidad Saybolt (SUS)	32	D88

Fuente: Calderón, F. (Bogotá-Colombia), 2016.

3.1.2.2 Propiedades del combustible líquido producido por pirólisis de residuos plásticos

Tabla 3-7. Calidad del Diésel

Composición del Diésel	Diésel de plástico
Agua y sedimento (mL/100mL)	0,003
Azufre (mg/kg)	11,1
Contenido de aromáticos (mL/100mL)	26
Cenizas (g/100g)	0,01
Color ASTM; Clasificación	3,0
Corrosión lámina de cobre; 3h a 50°C	1b
Gravedad específica a 15°C	0,8276
Destilación:	
Punto inicial de ebullición (°C)	220
Temp. 50 % vol. recuperado (°C)	285
Temp. 95 % vol. recuperado (°C)	343
Punto final de ebullición (°C)	380
Gravedad API (grados API)	41
Índice de Cetano; #	53,2
Número de Cetano; #	54,8
Punto de fluidez (°C)	-17
Punto de nube (°C)	1,0
Punto de inflamación (°C)	53
Res. carbón micro (g/100g)	Max. 0,1
Viscosidad cinemática a 40 °C (mm ² /s)	2,54
Lubricidad a 60 °C (micrómetros)	500

Fuente: Laboratorios Dr. Calderón Bogotá-Colombia, 2016.

Tabla 3-8. Calidad de la Gasolina

Composición de la Gasolina	Gasolina de plástico
Color visual	Amarillo Claro
Gravedad específica a 28°C	0,7254
Gravedad específica a 15°C	0,7365
Gravedad API (grados API)	60,65
Poder Calorífico Total (Kcal/kg)	11262
Poder Calorífico Neto (Kcal/kg)	10498
Azufre (mg/kg)	20
Corrosión lámina de cobre; 3h a 50°C	1a
Destilación:	
10 % Vol. evaporado (°C)	70
50 % Vol. evaporado (°C)	75-120
90 % Vol. evaporado (°C)	192
Punto final de ebullición (°C)	220
Flash Point (Abel) (°C)	22
Estab. a la oxidación a 100 °C min.	Min. 20
Goma existente mg/100 ml	3,6
Índice de Cierre al Vapor ICV (kPa)	Max. 98
Índice de Octano AKI	96
Presión de Vapor RVP; kPa (psia)	55 (8,0)
Plomo (g/L)	Nil
Benceno; mL/100mL	1
Aromáticos totales; mL/100mL	28

Fuente: Laboratorios Dr. Calderón Bogotá-Colombia, 2016.

Tabla 3-9. Calidad del Fuel Oil

Parámetro	Unidades	Valor	Método ASTM
Agua y sedimentos	Volumen en %	0,2	D96
Cenizas	Masa en %	0,018	D482
Contenido de azufre	Masa en %	0,19	D129
Poder calorífico	BTU/lb	19794	D240
Punto de Fluidez	°C	33	D97

Fuente: Laboratorios Dr. Calderón Bogotá-Colombia, 2016.

3.2 Descripción de los procesos existentes para la elaboración del producto

Las tres principales tecnologías que se utilizan para tratar los residuos plásticos y convertirlos en combustibles son: gasificación, hidrocrackeo y pirólisis.

3.2.1 Gasificación

La gasificación es la conversión termoquímica de cualquier material que contenga carbono a temperaturas ≥ 600 °C utilizando menos oxígeno del necesario para la combustión estequiométrica. El proceso produce un gas conocido como gas de síntesis que es adecuado para calefacción, generación de energía, aplicaciones industriales y producción de combustibles líquidos. (AECOM & Fichtner Consulting Engineers, 2021).

Los gases obtenidos dependen en gran parte del agente gasificante que se utilice, estos pueden ser oxígeno enriquecido con nitrógeno, nitrógeno los de mayor rendimiento, pero mayor en costo de mantenimiento, también se utilizan como gasificantes aire y vapor de agua con menores rendimientos (Ipiates, R, 2018).

El rendimiento del proceso de gasificación varía dependiendo de la tecnología, el combustible y el agente gasificante que se utilice, en el rango de 70-80%. El resto de la energía introducida en el combustible se invierte en las reacciones endotérmicas, en las pérdidas de calor de los reactores, en el enfriamiento de los gases ligeros (syngas), necesario para su secado (eliminación de vapor de agua), filtración y en el lavado (cuando es necesario eliminar los alquitranes) (Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía, 2007).

Es posible utilizar el gas de síntesis para producir hidrocarburos utilizando reactores de Fischer-Tropsch. El proceso implica una reacción química compleja entre el gas de síntesis y un catalizador en el que se generan hidrocarburos líquidos, como gasolina, diésel y aceites lubricantes.

En el proceso de gasificación se consideran algunos factores los cuales intervendrán en el correcto proceso y reacciones químicas que ocurran en el reactor como son:

- Agente gasificante: Aire, oxígeno, vapor de agua, CO₂, H₂.

- Temperatura y Presión en las que ocurre las reacciones en el reactor.
- Tipos de gasificadores: Pueden ser gasificadores de lecho fijo y gasificadores de lecho fluido.
- Transporte neumático, sistemas combinados o circulantes, horno rotatorio, etc.
- Fuente de calor: Puede ser por métodos directos o indirectos.
- Forma de incorporación de la materia prima: Alimentación superior o alimentación inferior.

3.2.2 Hidrocraqueo

El hidrocraqueo consiste en la degradación de los polímeros mediante calentamiento en atmósfera de hidrógeno a elevadas presiones y en presencia de catalizadores bifuncionales capaces de promover asimismo la hidrogenación de los productos. Es un tratamiento versátil que permite obtener elevados rendimientos a hidrocarburos líquidos operando a temperaturas entre 300-500 °C. Sin embargo, la necesidad de trabajar con hidrógeno a presiones entre 20 y 100 bares encarece de manera notable el proceso.

Los catalizadores de hidrocraqueo han de ser bifuncionales, estos deben contar con una fase metálica con función hidrogenante/deshidrogenante y un material ácido con función de craqueo e isomerización, que puede ser cualquiera de los materiales habitualmente utilizados en el craqueo catalítico. La apropiada combinación de ambas funciones da lugar a una variedad de reacciones de reformado (isomerización de parafinas lineales a ramificadas; deshidrociclación de parafinas lineales a naftenos; deshidrogenación de naftenos hacia aromáticos; entre otras), además de la saturación de los dobles enlaces y el craqueo de las moléculas.

Los catalizadores más habituales son sílice-alúminas o zeolitas impregnadas con metales, que pueden ser, tanto metales nobles, generalmente Pt o Pd, como de transición, siendo los más habituales, en este caso, Ni, Mo, W y Co.

3.2.3 Pirólisis

Los procesos de pirólisis se clasifican en dos: térmica y catalítica.

3.2.3.1 Pirólisis térmica

La pirólisis térmica, también conocida como cracking térmico, es un proceso químico en el que los residuos orgánicos, en particular los plásticos, se someten a altas temperaturas de entre 350 °C y 850 °C, en ausencia de oxígeno, lo que resulta en la desintegración de los residuos sólidos en gases ligeros (syngas), líquidos (hidrocarburos) y sólidos (carbón).

Los distintos tipos de procesos de pirólisis se clasifican atendiendo a la velocidad de calentamiento, el tiempo de residencia y la temperatura final en: carbonización, pirólisis convencional, pirólisis rápida, pirólisis flash de gases y líquidos, pirólisis ultra rápida, pirólisis a vacío, hidropirólisis y metano pirólisis.

Algunas de sus características principales son:

- Alta producción de gases con uno y dos carbonos.
- Las olefinas producidas presentan menos ramificaciones.
- Los aceites de hidrocarburos producidos presentan una variada distribución de pesos moleculares.
- La producción de coque es alta.
- Las reacciones son más lentas que aquellas que son realizadas con un catalizador.
- Líquidos producidos tienen un alto valor calorífico y un bajo contenido en azufre.
- Mayor producción de líquidos que la pirólisis catalítica.

3.2.3.2 Pirólisis catalítica

La pirólisis catalítica o también llamada cracking catalítico, es un proceso de descomposición térmica, en la cual consiste en promover la degradación de los plásticos mediante un catalizador, normalmente un sólido con propiedades ácidas (zeolitas, sílice-alúminas, etc.).

Los catalizadores adecuados pueden tener la capacidad de controlar tanto el rendimiento del producto y la distribución de productos de degradación del polímero, así como para reducir significativamente la temperatura de reacción, que puede conducir a un proceso más barato con productos más valiosos (Y.-H. & M.-H., 2006).

La utilización de catalizadores ácidos ayuda a la transferencia de hidrógeno, es decir ayuda a la adición electrofílica para la ruptura de los enlaces moleculares de los polímeros para dar lugar a moléculas de menor tamaño.

Dentro de las características más destacables de la pirólisis catalítica se encuentran:

- Disminución significativa del tiempo y temperatura de reacción.
- Alta producción de compuestos de 3 y 4 carbonos, en la fase gaseosa.
- Las olefinas son el producto primario, y presentan más ramificaciones.
- La selectividad hacia aceites de hidrocarburos de menor tamaño es mayor, produciendo hidrocarburos dentro del rango de 5 a 10 carbonos. Se obtienen menos olefinas y más hidrocarburos ramificados y aromáticos.
- Se incrementa la producción de gases. Se produce una mayor fracción gaseosa respecto a reacciones sin catalizador bajo similares condiciones de operación.

3.2.4 Diferencias de los procesos para la producción de combustibles líquidos

Tabla 3-10. Diferencias de los procesos para la producción de combustibles líquidos

Tecnología	Ventajas	Desventajas	Eficiencia
Gasificación	Produce gas de síntesis que puede ser convertido en combustibles líquidos mediante el proceso de Fischer-Tropsch.	Requiere altas temperaturas y presiones. Necesita un alto grado de pureza de la alimentación. Altos costos de inversión y operación. Emisiones de gases de efecto invernadero y otros contaminantes.	Baja. Rendimiento energético de hasta el 60%.
Hidrocraqueo	Produce combustibles líquidos de alta calidad.	Requiere hidrogeno, catalizadores y altas presiones. Requiere una alta calidad y pureza en la alimentación de residuos plásticos. Costos de inversión y operación más altos que la pirólisis y la gasificación. Emisiones de gases de efecto invernadero y otros contaminantes.	Alta. Rendimiento energético de hasta el 90%.
Pirólisis térmica	Produce una amplia gama de productos líquidos, gaseosos y sólidos. Los combustibles líquidos son de alta calidad.	Requiere altas temperaturas y tiempos de residencia largos. Emisiones de gases de efecto invernadero y otros contaminantes.	Alta. Rendimiento energético de hasta el 90%.
Pirólisis catalítica	Produce combustibles líquidos de alta calidad. Alta eficiencia en la conversión de residuos plásticos en combustibles líquidos.	Requiere catalizadores y temperaturas moderadas. Problemas en la desactivación del catalizador. Moderados costos de inversión y operación. Requiere una gestión adecuada de los efluentes y gases de escape para evitar impactos ambientales.	Alta. Rendimiento energético de hasta el 90%.

Fuente: Elaboración propia, 2023.

3.2.5 Selección del proceso a diseñar

Como se mencionó anteriormente, existen al menos cuatro tipos de procesos para la producción de combustibles líquidos: gasificación, hidrocrackeo, pirólisis térmica y pirólisis catalítica. Para seleccionar el proceso más adecuado para la producción de combustibles, se realizará un análisis de ponderación que tomará en cuenta los factores más relevantes para obtener un producto de alta calidad. Este análisis facilitará la elección del proceso a ejecutar en el proyecto y garantizará que se obtenga el mejor resultado posible.

Tabla 3-11. Aplicación del método cualitativo por puntos para la selección de la tecnología

Factor	Peso	Gasificación		Hidro craqueo		Pirólisis térmica		Pirólisis catalítica	
		Calificación	Ponderación	Calificación	Ponderación	Calificación	Ponderación	Calificación	Ponderación
Impacto Ambiental	0,1	7	0,7	6	0,6	8	0,8	8	0,8
Calidad del producto	0,3	6	1,8	7	2,1	7	2,1	7	2,1
Eficiencia energética	0,3	5	1,5	7	2,1	7	2,1	8	2,4
Costos de inversión	0,15	6	0,9	5	0,75	9	1,35	7	1,05
Costos de operación	0,15	8	1,2	6	0,9	8	1,2	7	1,05
TOTAL	1		6,1		6,45		7,55		7,4

Fuente: Elaboración propia, 2023.

Basándonos en los resultados presentados en la tabla anterior, se ha determinado que el proceso de pirólisis térmica es la mejor alternativa para la producción de diésel y gasolina, ya que ha obtenido la puntuación más alta, con 7,55 puntos, superando a las demás opciones evaluadas. Por lo tanto, se ha decidido optar por esta tecnología como parte del proceso productivo del proyecto.

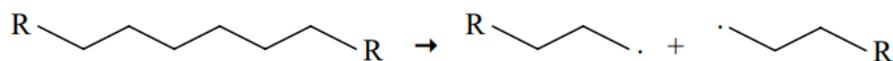
3.3 Mecanismo térmico de degradación

La rotura de los enlaces químicos bajo la influencia del calor es el resultado de superar las energías de disociación de los enlaces.

De acuerdo a Hernández, R (2007), el mecanismo de degradación térmica presenta tres etapas: iniciación, propagación y terminación.

a) Iniciación: Consiste en la rotura inicial del polímero, en los enlaces C-C dando lugar a radicales primarios de diferente tamaño molecular.

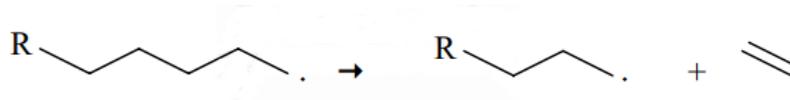
Figura 3-1. Inicio de la rotura del polímero



Fuente: Hernández Férrez, R. 2007.

Puede ocurrir de dos maneras: ruptura en el fin de la cadena y ruptura aleatoria de la cadena. La ruptura en el fin de la cadena o depolimerización, sucede cuando se rompe a partir de los grupos terminales produciendo sucesivamente los monómeros correspondientes. La división aleatoria de la cadena ocurre por la ruptura de la cadena en puntos aleatorios, como enlaces más débiles o presencia de impurezas, dando una variada mezcla de fragmentos usualmente más largos que las unidades monoméricas.

b) Propagación: Es la liberación de monómeros formados a partir de la rotura en posición β del radical primario formado en la etapa de iniciación y la formación de un nuevo radical.

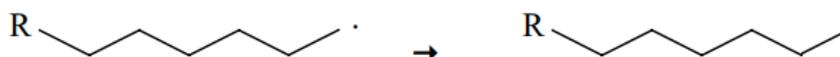
Figura 3-2. Propagación

Fuente: Hernández Férez, R. 2007.

El radical generado debido a esta rotura debe estabilizarse, proceso que se lleva a cabo mediante la transferencia de hidrógeno. Esta transferencia puede ser inter- o intra- molecular, para ello existen dos posibles rutas de estabilización:

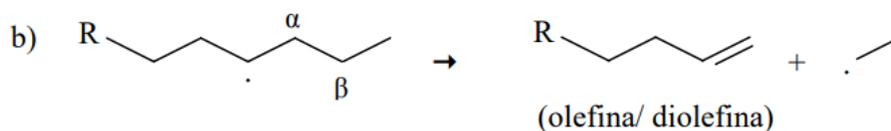
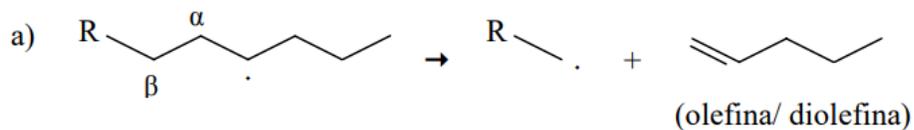
- **Ruta 1:** Consta de dos pasos y da lugar a un compuesto insaturado:

1. Transferencia intramolecular de hidrógeno, consiste en el paso de un hidrógeno de un carbono a otro dentro de la misma molécula.

Figura 3-3. Transferencia intramolecular de hidrógeno

Fuente: Hernández Férez, R. 2007.

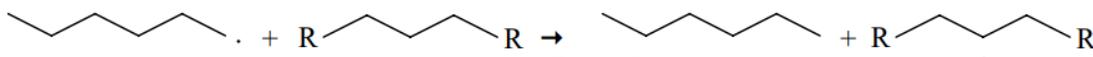
2. Rotura del enlace en posición β del radical formado. Es la rotura del enlace C-C en posición β respecto al radical.

Figura 3-4. Rotura del enlace en posición β respecto al radical

Fuente: Hernández Férez, R. 2007.

- Ruta 2: Consta de un único paso, la transferencia intermolecular que supone la abstracción de un hidrógeno de una cadena cercana, dando como resultado un compuesto saturado.

Figura 3-5. Transferencia intermolecular de hidrógeno



Fuente: Hernández Férez, R. 2007.

Por lo tanto, cuando existe transferencia intramolecular de hidrógeno y posterior ruptura del enlace en posición β respecto al radical, se da lugar a la formación de un compuesto insaturado. Cuando se da transferencia intermolecular, que se supone es la abstracción de un hidrógeno de una cadena cercana, el resultado es un compuesto saturado.

Las reacciones de formación de monómeros, así como de transferencia de hidrógeno que aparecen en esta etapa de propagación están muy influidas por factores como la temperatura o la presión, así como por la cantidad de hidrógenos presentes en la molécula. A elevadas temperaturas la reacción de generación de monómero o rotura β está mucho más favorecida que a temperaturas moderadas y se generan un mayor número de radicales cortos que tienden a evolucionar a través de la reacción que produce parafinas (transferencia intermolecular). Por otra parte, si la molécula cuenta con abundancia de hidrógenos las reacciones de transferencia y posterior rotura en β (ruta 1) se verán favorecidas frente a las roturas β que pueden generar monómeros por lo que el rendimiento obtenido de este producto será reducido. Además, la naturaleza del material a degradar también influye en los productos obtenidos pudiendo obtenerse en esta etapa cantidades considerables del monómero constituyente del polímero, resultado de la primera de las roturas del radical primario.

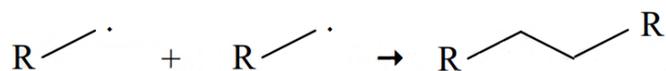
Como resultado de la combinación de todos los procesos de estabilización se obtienen, en mayor o menor medida como productos de la etapa de propagación, un compuesto saturado, uno insaturado y un nuevo radical libre, que podrá seguir

cualquiera de las rutas comentadas anteriormente o continuar por la etapa de terminación.

c) **Terminación:** Durante esta etapa se produce la recombinación de radicales. Puede llevarse a cabo por la unión de dos radicales, para generar una nueva molécula (modo bimolecular) o por la desproporción de los macro radicales primarios, dando lugar a un alcano y una olefina.

- Recombinación:

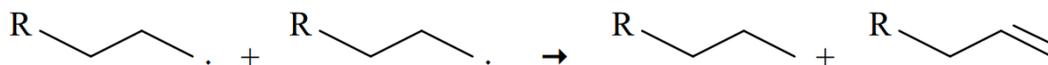
Figura 3-6. Unión de dos radicales



Fuente: Hernández Férez, R. 2007.

- Desproporción de los macro radicales primarios:

Figura 3-7. Desproporción de los radicales primarios



Fuente: Hernández Férez, R. 2007.

3.4 Factores importantes que afectan el proceso de pirólisis

Los factores que influyen en los procesos de pirólisis son:

3.4.1 Temperatura

La temperatura juega un papel determinante, ya que esta variable determina la velocidad de descomposición térmica, así como la estabilidad de las materias primas que ingresan, y de igual manera influye en los productos obtenidos. Las elevadas temperaturas que están por encima de los 600 °C favorecen la generación de gases, mientras que, a temperaturas bajas, menores a 400 °C favorece la formación de hidrocarburos líquidos. Para tener un mayor control de la interface gas-líquido

comúnmente se seleccionan temperaturas comprendidas entre 400 °C y 500 °C (Espinoza; Naranjo, 2014).

3.4.2 Composición de la materia prima

La composición de la materia prima también afecta el rendimiento de los productos de pirólisis, los tipos de plástico PE y PP necesitan temperaturas más altas para su descomposición completa en comparación con el plástico PS, debido a su compleja estructura (Miskolczi, Angyal, Bartha, & Valkai, 2009).

3.4.3 Tiempo de residencia

Se define como el tiempo total que la alimentación pasa a través del reactor. Cuando las partículas permanecen en el reactor durante más tiempo, se producen productos más estables térmicamente, como los hidrocarburos de menor peso molecular. En diferentes estudios se observa que el tiempo de residencia afecta la distribución del producto en rangos de temperatura específicos, donde para tiempo de residencias largos se incrementa el rendimiento de gases y el producto líquido tiene menores rendimientos. La determinación de este parámetro se relaciona principalmente con la temperatura, además del tipo de reactor a utilizarse en la pirólisis.

3.4.4 Catalizador

Los catalizadores son materiales que aceleran las reacciones químicas y favorecen la obtención de productos deseados sin intervenir en la reacción, estos materiales tienen alta selectividad debido a sus centros activos en donde se producen intercambios electrónicos favoreciendo la velocidad de las reacciones químicas (Ipiates, P. 2018).

Los catalizadores ácidos tienen una mayor eficiencia en la pirólisis de materiales plásticos debido a que los centros activos de estos catalizadores permiten la ruptura del enlace covalente Carbono-Carbono y facilitan la transferencia de moléculas de hidrogeno (Ipiates, P. 2018).

El uso de catalizadores en la degradación de plásticos tiene varias ventajas, como la disminución del tiempo de residencia, disminución de las temperaturas de operación, aumento de la selectividad, disminución de la cantidad de energía necesaria y

aumento de la calidad de los productos. El uso de catalizadores en la pirólisis de los plásticos hace que aumente la velocidad de las reacciones de craqueo que derivan en un aumento en el rendimiento de los gases y una reducción en el rendimiento del aceite líquido. Sin embargo, el uso de catalizadores también presenta desventajas, como la necesidad de regenerarlos debido a la formación de coque.

3.4.5 Tamaño de la partícula

El tamaño de las partículas es un factor importante en la pirólisis ya que influye en la transmisión de calor en el reactor. Las partículas más pequeñas se calientan más rápidamente que las más grandes, lo que resulta en una mayor degradación de la fracción líquida y gaseosa.

3.4.6 Tipo de reactor utilizado

Una de las variables de mayor relevancia en la pirólisis de plásticos térmica como catalítica es el tipo de reactor utilizado, debido a que la temperatura, presión, tiempo de residencia y las demás variables tendrán mayor o menor incidencia en los productos obtenidos con el tipo de diseño del reactor (Ipiales, P. 2018).

3.4.7 Humedad

La humedad es un parámetro que influye, de manera indirecta, sobre el balance térmico del proceso, es decir que la pirólisis ocurre a una temperatura inferior a la fijada, ya que parte del calor suministrado es usado en la evaporación de la cantidad de agua y no es aprovechado en la degradación química del plástico (Conesa, 2016).

El contenido de humedad, además, causa afecciones a los gases de salida y provoca el desplazamiento de algunas reacciones, por lo cual, la mayoría de procesos termoquímicos exigen que el contenido de humedad de una muestra sea inferior al 30% (Fernández, 2010).

3.5 Reactores de pirólisis

La elección del reactor de pirólisis juega un papel decisivo en cuanto a la obtención de productos. Para elegir correctamente un reactor en el proceso se debe tener en

cuenta los aspectos más importantes en el diseño de un reactor para el proceso de pirólisis que son la transferencia de calor y masa.

Es importante considerar que los coeficientes de transferencia de calor dentro de una masa de plástico fundido suelen ser muy bajos. Por lo tanto, para compensar estos bajos coeficientes sin recurrir a grandes diferencias de temperatura, la superficie de transferencia de calor tiene que ser lo más grande posible. Además, la renovación constante de la masa de plástico en contacto con la superficie de transferencia también tiene un impacto importante en el proceso de reacción, ya que previene sobrecalentamientos locales que puede causar reacciones no deseadas.

Entre los tipos de reactores más utilizados se encuentran los siguientes:

3.5.1 Reactor tipo Batch

Los reactores tipo Batch se utilizan con frecuencia en procesos de pequeña escala, generalmente para experimentación en laboratorios, y en la producción de productos costosos o que son difíciles de obtener. Estos reactores se caracterizan por el hecho de que los reactivos son agregados y posteriormente se les permite reaccionar por un tiempo determinado, para luego extraer los productos resultantes.

Los equipos tipo Batch poseen una cubierta que cumple la función de aislante térmico y en algunos casos posee un dispositivo de agitación mecánica. Además, los reactores Batch no utilizan gases fluidizantes, es decir, el vapor de la reacción obtenida se desplaza por principios termodinámicos, esto conlleva a reacciones secundarias de aromatizantes o ciclaciones, lo que perjudica el rendimiento del equipo (Garrido, 2013).

3.5.2 Reactor semi-batch o semi-continuo

Los reactores semi-batch o semi-continuos son aquellos en los que se introduce la materia prima antes de comenzar el proceso y luego se inicia el ciclo en el que los productos se generan de forma continua hasta que las materias primas se agoten o se detenga el suministro de energía en forma de calor.

Los reactores semicontinuos poseen un flujo de gas inerte, generalmente es el nitrógeno (N_2), el mismo que tiene la capacidad de desplazar y guiar los flujos volátiles desprendidos por la reacción; al implementar esta particularidad se disminuyen las reacciones secundarias que comúnmente aparecían usando el reactor batch (Garrido, 2013).

Los reactores semi-batch son muy similares a los reactores batch, con la ventaja de que, los productos orientados en la pirólisis son compuestos primarios en su mayoría. Además, los reactores semi-batch muestran una mayor generación de la fracción líquida, lo que aumenta su eficiencia en cuanto a combustibles líquidos.

Una notable desventaja del reactor semi batch es que requiere tiempos de reacción prolongados; por ejemplo, cuando el residuo carbonoso denominado coque se adhiere a las paredes internas del reactor, este dificulta la efectiva transferencia de calor, por lo que requiere más energía para su funcionamiento, por ende, se elevan los tiempos de reacción lo que resulta en altos costos operacionales (Obando, 2015).

Estos reactores disminuyen la efectividad del catalizador, lo que hace que los rendimientos sigan siendo similares entre las reacciones térmicas y catalíticas (Garrido, 2013).

3.5.3 Reactor de lecho fijo

Los reactores de lecho fijo por lo general son recipientes que se calientan únicamente por el fondo y las paredes. Aunque su simplicidad es una ventaja, desde el punto de vista operativo presentan varios inconvenientes, como una transferencia de calor y masa deficiente, poca superficie de transferencia, la adherencia del coque en el fondo del reactor, el riesgo de sobrecalentamiento de la base o las paredes y la deformación del cuerpo del reactor, en especial del fondo y la necesidad de limpiar el coque adherido en las paredes y el fondo del reactor.

Los reactores de lecho fijo son una opción popular para su uso como reactor de pirólisis secundario. Esto se debe a que los productos de la pirólisis primaria, que son

principalmente líquidos y gases, pueden ser introducidos fácilmente en el reactor de lecho fijo.

3.5.4 Reactor de lecho fluidizado

El reactor de lecho fluidizado es utilizado principalmente en los procesos catalíticos en donde el catalizador se desactiva con frecuencia y requiere una regeneración. Es considerado principalmente para ser implementado en el ámbito industrial y en procesos a gran escala, porque permite que la pirólisis se ejecute de forma continua (Garrido, 2013).

Los reactores de lecho fluidizado se han utilizado generalmente para la pirólisis de residuos plásticos, ya que proporcionan una excelente transferencia de calor y masa con una distribución de temperatura estable y homogénea, dando tiempos de residencia más cortos y una gama de productos más uniforme.

El reactor de lecho fluidizado emplea el mismo catalizador como medio transferencia de calor, este catalizador se calienta a través de la combustión de la carbonilla depositada sobre el reactor durante el ciclo de combustión. Durante el ciclo de cracking, el catalizador cede el calor a los productos de reacción. Este reactor posee una alta complejidad y un elevado costo.

3.5.5 Reactor de tornillo

Este reactor tiene una extrusora que atornilla la materia prima del alimentador en un ambiente libre de oxígeno. El reactor se calienta con fuentes de calor externas y cuenta con una cinta transportadora con modos de calentamiento internos y externos para acelerar la reacción. Además, tiene una configuración especial de operación continua para la remoción del coque que se forma durante el proceso, lo cual puede obstaculizar la transferencia de calor.

Los residuos sólidos y los productos de pirólisis se separan y recolectan del otro extremo de la extrusora. Un reactor tubular es fácil de diseñar y operar si se conoce el coeficiente de transferencia de calor, ya que es un sistema simple y seguro. También tienen un bajo costo de operación y construcción.

En un reactor de tipo tornillo, la alta viscosidad de los plásticos no representa un problema para el flujo, ya que el material es impulsado por un motor externo. Tanto el plástico fundido como las partículas sólidas pueden ser introducidos en el reactor. Además, el pequeño diámetro de la extrusora y la mezcla homogénea de los materiales, aseguran un gradiente de temperatura radial insignificante, lo que permite una buena velocidad de transferencia de calor y control de la temperatura de pirólisis. La velocidad de alimentación puede ser ajustada controlando la velocidad de rotación de la extrusora, lo que determina el tiempo de residencia de los plásticos (Rodríguez, L. A, 2019).

3.5.6 Ventajas y desventajas de los reactores utilizados en pirólisis de desechos plásticos

Cada reactor presenta sus ventajas, así como sus desventajas, las cuales son resumidas y presentadas en la siguiente tabla.

Tabla 3-12. Ventajas y desventajas de los reactores utilizados en pirólisis de desechos plásticos

Reactor	Ventajas	Desventajas
Batch	<ul style="list-style-type: none"> • Fácil operación. • Sencillo control de parámetros. • Buenos resultados a escala laboratorio. • Diseño simple. • Se puede lograr una alta conversión. 	<ul style="list-style-type: none"> • Proceso discontinuo. • No apto para escala industrial. • Alto costo de operación.
Semi-batch o semi-continúo	<ul style="list-style-type: none"> • Fácil operación. • Diseño simple. • La flexibilidad de agregar reactivos a lo largo del tiempo. • Muestran una mayor generación de la fracción líquida que los reactores Batch. 	<ul style="list-style-type: none"> • Alto costo de operación. • Tiempos de reacción prolongados. • No apto para escala industrial. • Disminuyen la efectividad del catalizador.
Lecho fijo	<ul style="list-style-type: none"> • Diseño simple y construcción. • Baja inversión y mantenimiento. • Utilizado preferentemente a escala laboratorio. • Fácil identificación de 	<ul style="list-style-type: none"> • Baja transferencia de calor. • No apto para escala industrial. • Pobre contacto con catalizador. • La temperatura y descomposición no son

	parámetros dominantes que afectan los productos de pirólisis.	uniformes. • Dificultad para operar en continuo.
Lecho fluidizado	<ul style="list-style-type: none"> • Alta transferencia de calor. • Proceso continuo. • Excelente contacto entre el plástico y el catalizador. • Temperatura constante (isotermicidad). • Buena mezcla del material y productos uniforme. 	<ul style="list-style-type: none"> • Alta inversión y costo de mantenimiento. • Erosión y desgaste del reactor. • Problemas de defluidización. • Difícil separación de productos, material del lecho y catalizador. • No es común su aplicación a escala industrial.
Tipo tornillo	<ul style="list-style-type: none"> • Sencillo diseño y construcción. • Buena transferencia de calor. • Proceso continuo. • Buena mezcla del material y contacto de catalizador. 	<ul style="list-style-type: none"> • Erosión del sistema (tornillo y reactor). • Influencia del tamaño de partícula. • Mantenimiento moderado-alto. • Pretratamiento requerido.

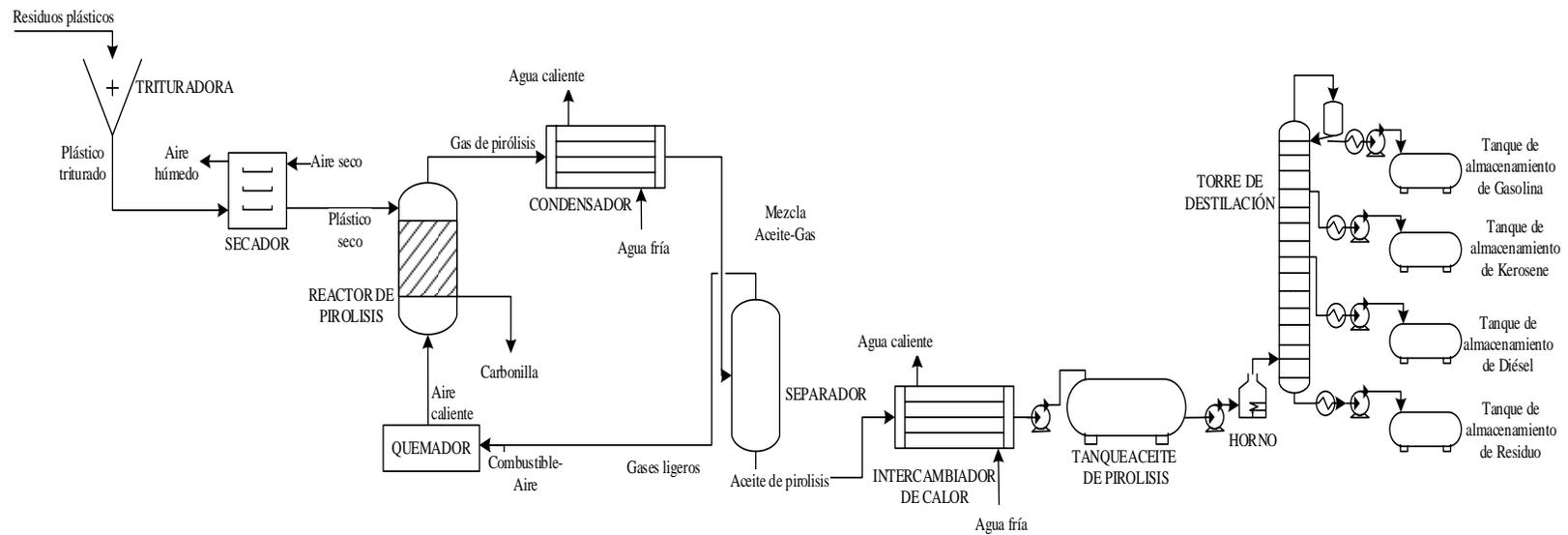
Fuente: Rodríguez, L. A, 2019.

En este proyecto al tratarse de una planta piloto se eligió el reactor tipo batch debido a su simple diseño y fácil operación, además de brindar buenos rendimientos de productos y transferencias de calor.

3.6 Diagrama de Flujo

El siguiente esquema muestra el diagrama de flujo para el proceso.

Figura 3-8. Diagrama de flujo del proceso de pirolisis

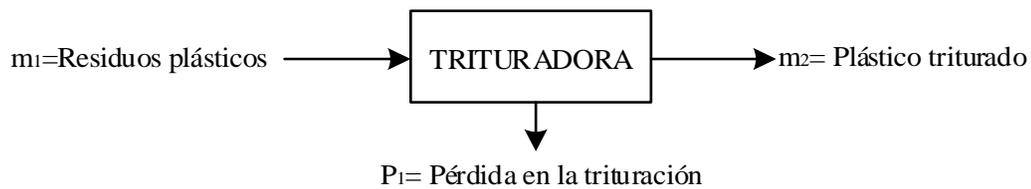


Fuente: Elaboración propia, 2024.

3.7 Balances de materia y energía

Balance de masa en la trituradora

Se realiza la trituración de la materia prima con el objetivo de reducir el tamaño de las partículas a un tamaño menor a 2 mm. Esta reducción de tamaño de partícula es un paso crucial ya que facilita la posterior descomposición térmica del residuo plástico en el reactor de pirólisis. En el proceso de trituración se considera una pérdida del 0,2%.



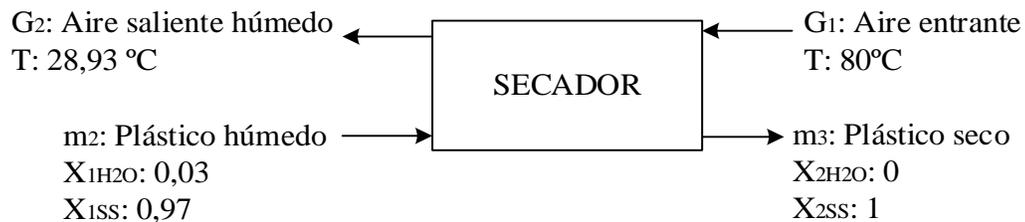
$$m_2 = m_1 - P_1$$

$$m_2 = 2000 \text{ kg} - (2000 * 0,002)\text{kg}$$

$$m_2 = 1996 \text{ kg}$$

Balance de masa en el secador

Los residuos plásticos posconsumo pueden contener una humedad promedio del 3% respecto al peso de la muestra, al estar expuestos a la intemperie (anexo 2), el cual al entrar al equipo de secado pierde peso correspondiente a la humedad.



$$m_2 + G_1 = m_3 + G_2 \quad (\text{Ec. 3-1})$$

Balance de materia con respecto a la humedad:

$$S_1 * W_{1SS} + g_1 * Y_1 = S_2 * W_{2SS} + g_2 * Y_2 \quad (\text{Ec. 3-2})$$

Donde:

S: Masa del plástico seco.

W_{SS} : kg de agua/kg de plástico seco.

g: Masa de aire seco.

Y: kg de agua/kg de aire seco.

La masa en base seca: $S_1 = S_2$ y $g_1 = g_2$

$$S_1 * (W_{1SS} - W_{2SS}) = g_2 * (Y_2 - Y_1) \quad (\text{Ec. 3-3})$$

Cantidad de sólido seco:

$$S_1 = 1996 \text{ kg} * 0,97 = 1936,12 \text{ kg de plástico seco}$$

$$W_{1SS} = \frac{0,03}{1 - 0,03} = 0,0309 \frac{\text{kg de agua}}{\text{kg de plástico seco}}$$

$$W_{2SS} = \frac{0}{1} = 0 \frac{\text{kg de agua}}{\text{kg de plástico seco}}$$

Cantidad de agua evaporada:

$$1936,12 \text{ kg plástico seco} * (0,0309 - 0) \frac{\text{kg agua}}{\text{kg plástico seco}} = 59,826 \text{ kg de agua}$$

Aire seco necesario g_2 :

El aire necesario para el secado se calienta desde la temperatura ambiente de 18 °C, humedad relativa de 66,2% y humedad absoluta de $Y_0 = 0,0107$ kg agua/kg aire seco (anexo 3), hasta la temperatura necesaria para ingresar al secador de 80 °C manteniendo su humedad absoluta $Y_1 = 0,0107$ kg agua/kg aire seco (anexo 4). El aire sale saturado del secador a su temperatura de bulbo húmedo de 28,93 °C y una humedad absoluta de $Y_2 = 0,0322$ kg agua/kg aire seco (anexo 5).

Utilizando la ecuación 3-3 se calcula el aire seco necesario g_2 .

$$59,826 \text{ kg agua} = g_2 * (0,0322 - 0,0107) \frac{\text{kg agua}}{\text{kg aire seco}}$$

$$g_2 = 2782,61 \text{ kg de aire seco}$$

Cálculo de la cantidad de aire a la entrada del secador:

$$G_1 = 2782,61 \text{ kg de aire seco} + 2782,61 \text{ kg de aire seco} * 0,0107 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg aire seco}}$$

$$G_1 = 2812,38 \text{ kg de aire}$$

Cálculo de la cantidad de aire que sale del secador:

$$G_2 = 2782,61 \text{ kg de aire seco} + 2782,61 \text{ kg de aire seco} * 0,0322 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg aire seco}}$$

$$G_2 = 2872,21 \text{ kg de aire}$$

Volumen de aire de entrada G_1 :

$$g_1 = \frac{Q_1}{V_{H1}} \quad (\text{Ec. 3-4})$$

Donde:

$Q_1 = G_1 = \text{Caudal}$.

$V_{H1} = \text{Volumen húmedo}$.

$g_1 = \text{Aire seco}$.

$$V_H = \left[\frac{1}{PM_{\text{Aire}}} + \frac{Y_1}{PM_{\text{Agua}}} \right] * \frac{R * T}{P} \quad (\text{Ec. 3-5})$$

$$V_{H1} = \left[\frac{1}{29 \frac{\text{kg}}{\text{kg mol}}} + \frac{0,0107 \frac{\text{kg}}{\text{kg aire seco}}}{18 \frac{\text{kg}}{\text{kg mol}}} \right] * \frac{0,08206 \frac{\text{atm m}^3}{\text{kg mol K}} * 353,15 \text{ K}}{0,804 \text{ atm}}$$

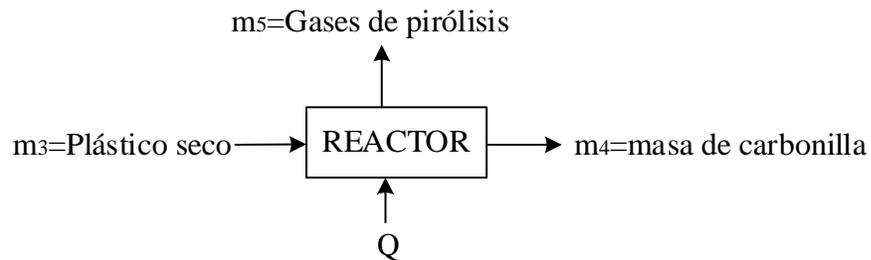
$$V_{H1} = 1,2643 \frac{\text{m}^3}{\text{kg aire seco}}$$

$$G_1 = g_1 * V_{H1}$$

$$G_1 = 2782,61 \text{ kg aire seco} * 1,2643 \frac{\text{m}^3}{\text{kg aire seco}} = 3518,05 \text{ m}^3$$

Balance en el reactor

Se presentan los cálculos del balance de masa en el reactor a partir de los rendimientos experimentales de Rejas, L. (2017), quien obtiene un rendimiento promedio de 89,1% de aceite de pirólisis y 5,54 % de carbón y el restante gases ligeros (anexo 9), con un porcentaje en la mezcla de los plásticos de: 31,4% de Polietileno de Baja Densidad, 25,7% de Polietileno de Baja Densidad, 26,7 % de Polipropileno y 16,2% de Poliestireno (anexo 6).



Masa de carbonilla:

$$m_4 = m_3 * 0,0554$$

$$m_4 = 1936,12 \text{ kg de plástico} * 0,0554$$

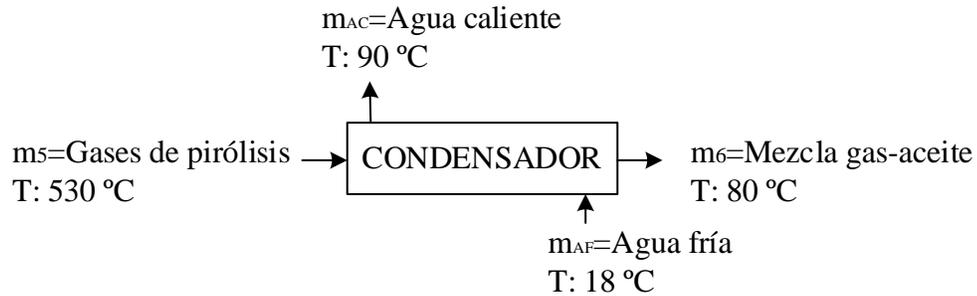
$$m_4 = 107,26 \text{ kg de carbonilla}$$

Cantidad de gas de pirólisis producido:

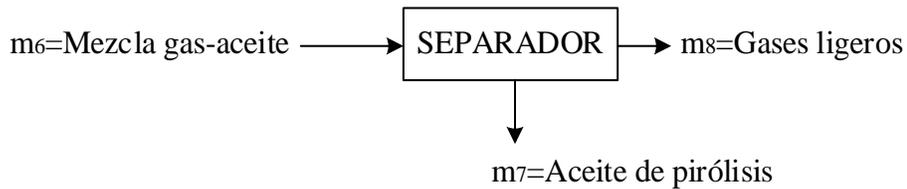
$$m_5 = m_3 - m_4 \quad (\text{Ec. 3-6})$$

$$m_5 = 1936,12 \text{ kg} - 107,26 \text{ kg}$$

$$m_5 = 1828,86 \text{ kg de gas de pirólisis}$$

Balance en el condensador

$$m_5 = m_6 = 1828,86 \text{ kg de gas y aceite}$$

Balance en el separador

Masa de aceite de pirólisis:

$$m_7 = m_3 * 0,839$$

$$m_7 = 1936,12 \text{ kg} * 0,891$$

$$m_7 = 1725,08 \text{ kg de aceite de pirólisis}$$

Cantidad de gases ligeros:

$$m_8 = m_6 - m_7 \quad (\text{Ec. 3-7})$$

$$m_8 = 1828,86 \text{ kg} - 1725,08 \text{ kg}$$

$$m_8 = 103,78 \text{ kg de gases ligeros no condensables}$$

Balance en la torre de destilación

De acuerdo a de Rejas, L (2017), que obtuvo como rendimientos experimentales en la destilación del aceite de pirólisis: 47,4 % de Gasolina, 11,3 % Querosén, 31,9 % de Diésel y 9,4 % de Residuos (anexo 16).



En la pirólisis se obtuvo 1725,08 kg de aceite de pirólisis con una densidad de 820 kg/m³, haciendo un volumen de aceite de pirólisis de 2,10376 m³.

Cantidad de gasolina producido:

$$m_9 = 2,10376 \text{ m}^3 \text{ de aceite de pirólisis} * 0,474$$

$$V = 0,99718 \text{ m}^3 = 997,18 \text{ l}$$

Cantidad de querosén producido:

$$m_{10} = 2,10376 \text{ m}^3 \text{ de pirólisis} * 0,113$$

$$V = 0,23772 \text{ m}^3 = 237,72 \text{ l}$$

Cantidad de diésel producido:

$$m_{11} = 2,10376 \text{ m}^3 \text{ de aceite de pirólisis} * 0,319$$

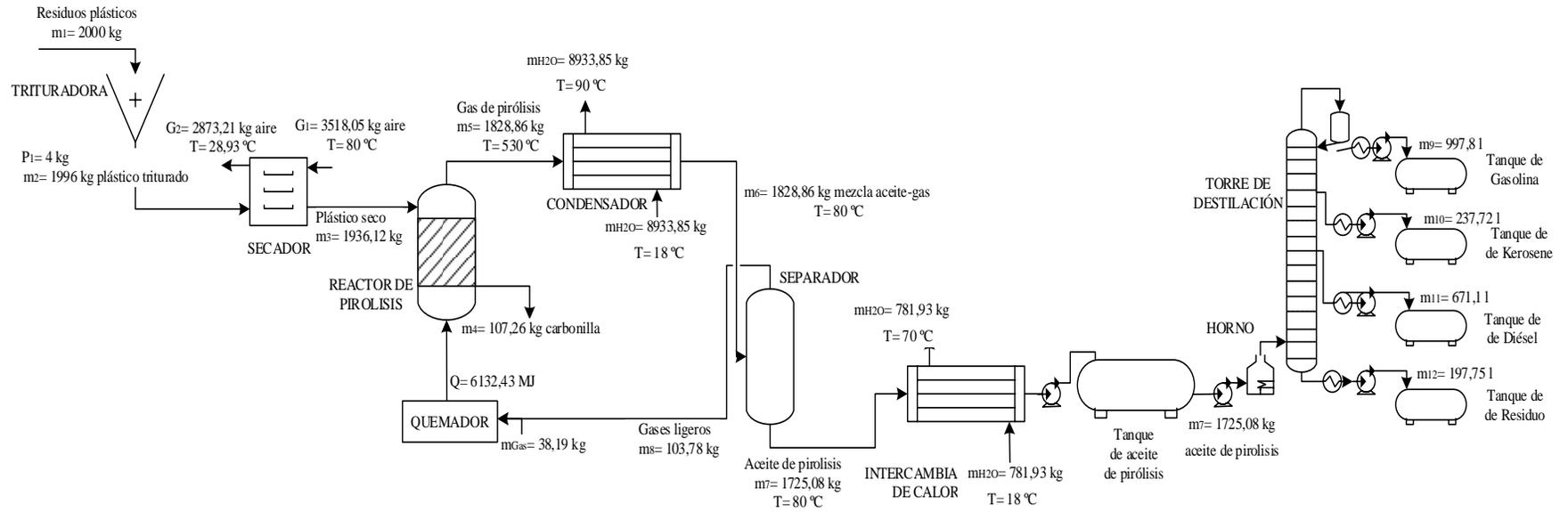
$$V = 0,6711 \text{ m}^3 = 671,1 \text{ l}$$

Cantidad de residuo:

$$m_{12} = 2,10376 \text{ m}^3 \text{ de aceite de pirólisis} * 0,094$$

$$V = 0,19775 \text{ m}^3 = 197,753 \text{ l}$$

Figura 3-9. Corrientes de entradas y salidas en los equipos de la planta



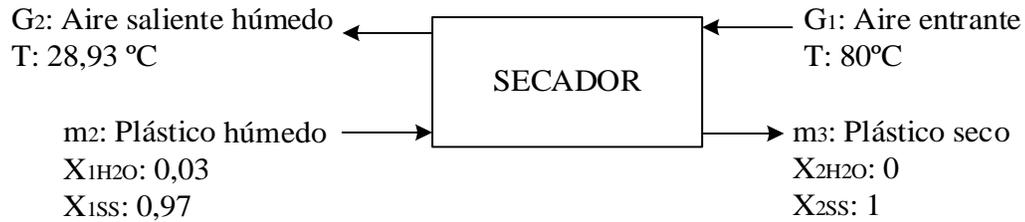
Fuente: Elaboración propia, 2024.

Tabla 3-13. Resumen del balance de materia

Primer año				
Requerimiento de materia prima				
	Día	Semana	Mes	Año
Residuos Plásticos (t)	2	12	50	600
Producción de combustibles líquidos				
Aceite de pirólisis (l)	2103,8	12622,6	52594,0	631127,9
Gasolina (l)	997,2	5983,1	24929,6	299154,6
Querosén (l)	237,7	1426,3	5943,1	71317,5
Diésel (l)	671,1	4026,6	16777,5	201329,8
Producción de residuos solidos				
Carbonilla (kg)	107,3	643,6	2681,5	32178,3
Cuarto año				
Requerimiento de materia prima				
	Día	Semana	Mes	Año
Residuos Plásticos (t)	4	24	100	1200
Producción de combustibles líquidos				
Aceite de pirólisis (l)	4207,5	25245,1	105188,0	1262255,8
Gasolina (l)	1994,4	11966,2	49859,1	598309,2
Querosén (l)	475,4	2852,7	11886,2	142634,9
Diésel (l)	1342,2	8053,2	33555,0	402659,6
Producción de residuos solidos				
Carbonilla (kg)	214,5	1287,1	5363,1	64356,6

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Balance de energía en el secador



$$S_1 * H_1 + g_1 * h_1 = S_2 * H_2 + g_2 * h_2 \quad (\text{Ec. 3-8})$$

Como $S_1 = S_2$ y $g_1 = g_2$

$$S_1(H_1 - H_2) = g_1(h_2 - h_1) \quad (\text{Ec. 3-9})$$

Cálculo de la entalpia del aire que sale del secador:

$$h_2 = C_{H2}(T - T^\circ) + \lambda Y_2 \quad (\text{Ec. 3-10})$$

Donde:

C_H : Calor húmedo o calor específico del aire húmedo.

T : Temperatura a la que se encuentra el aire.

T° : Temperatura de referencia.

λ : Calor latente de vaporización del agua.

Calculamos primero el calor húmedo:

$$C_{H2} = C_{p\text{Aire}} + C_{p\text{vapor}} * Y_2 \quad (\text{Ec. 3-11})$$

$$C_{H2} = 0,24 \frac{\text{kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} + 0,46 \frac{\text{kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} * 0,032265 \frac{\text{kg}}{\text{kg aire seco}}$$

$$C_{H2} = 0,2548419 \frac{\text{kcal}}{\text{kg aire seco } ^\circ\text{C}}$$

$$h_2 = 0,2548419 \frac{\text{kcal}}{\text{kg aire seco } ^\circ\text{C}} * (28,93 - 0)^\circ\text{C} + 597,2 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \\ * 0,032265 \frac{\text{kg}}{\text{kg aire seco}}$$

$$h_2 = 26,641 \frac{\text{kcal}}{\text{kg aire seco}} = 111,467 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire seco}}$$

Entalpia del aire que ingresa al secador:

$$h_1 = C_{H1}(T - T^\circ) + \lambda Y_1$$

$$C_{H1} = C_{p\text{Aire}} + C_{p\text{vapor}} * Y_1$$

$$C_{H1} = 0,24 \frac{\text{kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} + 0,46 \frac{\text{kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} * 0,0107 \frac{\text{kg}}{\text{kg aire seco}}$$

$$C_{H1} = 0,244922 \frac{\text{kcal}}{\text{kg aire seco } ^\circ\text{C}}$$

$$h_1 = 0,244922 \frac{\text{kcal}}{\text{kg aire seco } ^\circ\text{C}} * (80 - 0)^\circ\text{C} + 597,2 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} * 0,0107 \frac{\text{kg}}{\text{kg aire seco}}$$

$$h_1 = 25,9838 \frac{\text{kcal}}{\text{kg aire seco}} = 108,716 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire seco}}$$

Cálculo del calor total para el secado:

$$Q = G_1(h_2 - h_1) \quad (\text{Ec. 3-12})$$

$$Q = 2782,61 \text{ kg aire seco} * \left(111,467 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire seco}} - 108,716 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire seco}} \right)$$

$$Q = 7654,96 \text{ kJ}$$

Cálculo del calor necesario para calentar el aire desde temperatura ambiente hasta 80°C:

$$h_0 = C_{H0} * (T - T^\circ) + \lambda Y_0$$

$$C_{H0} = C_{p\text{Aire}} + C_{p\text{vapor}} * Y_0$$

$$C_{H_0} = 0,24 \frac{\text{kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} + 0,46 \frac{\text{kcal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} * 0,0107 \frac{\text{kg}}{\text{kg aire seco}}$$

$$C_{H_0} = 0,244922 \frac{\text{kcal}}{\text{kg aire seco } ^\circ\text{C}}$$

$$h_0 = 0,244922 \frac{\text{kcal}}{\text{kg aire seco } ^\circ\text{C}} * (18 - 0)^\circ\text{C} + 597,2 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} * 0,0107 \frac{\text{kg}}{\text{kg aire seco}}$$

$$h_0 = 10,7986 \frac{\text{kcal}}{\text{kg aire seco}} = 45,181 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire seco}}$$

$$Q = G_1(h_1 - h_0) \quad (\text{Ec. 3-13})$$

$$Q = 2782,61 \text{ kg aire seco} * \left(108,716 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire seco}} - 45,181 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire seco}} \right)$$

$$Q = 176793,13 \text{ kJ}$$

Balance de energía en el reactor

El balance de energía se centra en la cantidad de energía en forma de calor que el reactor necesita para llevar a cabo la pirólisis de los residuos plásticos durante el tiempo de operación establecido, el cual se calcula a través del cambio de entalpia que sufre el plástico desde la temperatura ambiente de 18 °C hasta la temperatura optima de operación de 530 °C en el interior del reactor, la entalpia de reacción de craqueo y vaporización para generar los gases de pirólisis.

$$\Delta H = Q_{\text{sensible}} (T_1-T_2) + \Delta H_f + Q_{\text{sensible}} (T_2-T_3) + \Delta H_{\text{craqueo}} + \Delta H_{\text{vap}} \quad (\text{Ec. 3-14})$$

$$+ Q_{\text{sensible}} (T_3-T_4)$$

Donde:

T_1 = Temperatura ambiente = 18 °C

T_2 = Temperatura fusión plástico = 240 °C

T_3 = Temperatura de craqueo = 340 °C

T_4 = Temperatura salida de gases = 530 °C

Tabla 3-14. Propiedades físicas requeridas en el balance térmico

	Tf (°C)	Tb (°C)	Cp (kJ/kg °C)	ΔH_f (kJ/kg)	ΔH_{vap} (kJ/kg)	$\Delta H_{craqueo}$ (kJ/kg)	$C_{p_{vap}}$ (kJ/kg °C)
Plástico	240	300	1,67	210	350	625	1,5
Agua		100	4,18	334	2,257		2,08

Fuente: Calderón, F. 2016.

$$Q_{\text{Pirólisis}} = C_p(T_2 - T_1) + \Delta H_f + C_p(T_3 - T_2) + \Delta H_{\text{craqueo}} + \Delta H_{\text{vap}} \\ + C_{p_{\text{vap}}}(T_4 - T_3)$$

$$Q_{\text{Pirólisis}} = \left[1,9 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} * (240 - 18)^\circ\text{C} \right] + 210 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + \left[1,67 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} * (340 - 240)^\circ\text{C} \right] \\ + 625 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 350 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + \left[1,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} * (530 - 340)^\circ\text{C} \right]$$

$$Q_{\text{Pirólisis}} = 2058,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

La energía en forma de calor que se requiere para llevar a cabo la pirólisis en el reactor es de 2058,8 kJ/kg. Como en el reactor se alimentará un lote de 1936,12 kg de residuos plásticos, entonces la energía requerida será:

$$Q_{\text{Pirólisis}} = 1936,12 \text{ kg} * 2058,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q_{\text{Pirólisis}} = 3986083,856 \text{ kJ} = 3986,08 \text{ MJ}$$

Se considera una pérdida de calor en el reactor hacia el ambiente del 35% (Calderón, F. 2019).

$$P = \frac{\text{Perdidas de calor}}{\text{Calor bruto necesario}} = 35\%$$

$$Q_{\text{Perdidas}} = Q_{\text{Pirólisis}} * \left[\frac{P}{1 - P} \right]$$

$$Q_{\text{Perdidas}} = 3986,08 \text{ MJ} * \left[\frac{0,35}{1 - 0,35} \right]$$

$$Q_{\text{Perdidas}} = 2146,35 \text{ MJ}$$

$$Q_{\text{Total}} = Q_{\text{Pirólisis}} + Q_{\text{Perdidas}}$$

$$Q_{\text{Total}} = 3986,08 \text{ MJ} + 2146,35 \text{ MJ}$$

$$Q_{\text{Total}} = 6132,43 \text{ MJ}$$

El cálculo de la cantidad de combustible que se requiere en el quemador se desarrolló a través de la siguiente ecuación, la cual describe la cantidad de combustible requerido de gas natural para la fase de inicio y el gas de reciclo para la fase de craqueo.

$$m_{\text{combustible}} = \frac{Q_{\text{requerido}}}{PC_{\text{Combustible}}} \quad (\text{Ec. 3-15})$$

En la siguiente tabla se observan los valores del poder calorífico del gas natural y del gas de reciclo.

Tabla 3-15. Poder calorífico del gas natural y gas de reciclo

Combustible	Poder calorífico	
	MJ/m ³	MJ/kg
Gas Natural	36,14	62,3
Gas de pirólisis	-	46,05

Fuente: Agencia Nacional de Hidrocarburos (ANH), 2018; Calderón, F. 2019.

Como se muestra en el diagrama de flujo del proceso, se propone el reciclo de los gases no condensables con el propósito de suministrar calor al reactor. Dado que en la etapa de inicio de la pirólisis los gases todavía no se producen, el suministro de calor al reactor será mediante gas natural, una vez pasada esta etapa se ara el suministro de forma combinada, es decir mediante gas natural y gas de reciclo.

Para la fase de arranque se determinó la energía necesaria:

$$Q = C_p (T_2 - T_1) + \Delta H_f + C_p (T_3 - T_2)$$

$$Q = \left[1,9 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} * (240 - 18)^\circ\text{C} \right] + 210 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + \left[1,67 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} * (340 - 240)^\circ\text{C} \right]$$

$$Q = 798,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Siendo la alimentación 1936,12 kg de materia prima y considerando la pérdida de calor.

$$Q = \left[798,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} * 1936,12 \text{ kg} \right]$$

$$Q = 1546572,7 \text{ kJ} = 1546,57 \text{ MJ}$$

$$Q = 1546,57 \text{ MJ} + 1546,57 \text{ MJ} * \left[\frac{0,35}{1 - 0,35} \right]$$

$$Q = 2379,34 \text{ MJ}$$

Haciendo uso de la ecuación 3-15, se calcula la cantidad de gas natural para la etapa de arranque de pirólisis.

$$m_{\text{Gas Natural}} = \frac{2379,34 \text{ MJ}}{62,3 \text{ MJ/kg}}$$

$$m_{\text{Gas Natural}} = 38,192 \frac{\text{kg}}{\text{Batch}} = 65,836 \frac{\text{m}^3}{\text{Batch}}$$

Se calculó la cantidad de gas de reciclado necesario para la fase de reacción del proceso de pirólisis. Para esto se estableció la cantidad de energía necesaria durante esta fase.

$$Q = \Delta H_{\text{craqueo}} + \Delta H_{\text{vap}} + C_{p_{\text{vap}}}(T_4 - T_3)$$

$$Q = 625 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 350 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + \left[1,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} * (530 - 340)^\circ\text{C} \right]$$

$$Q = 1260 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Teniendo en cuenta la alimentación de materia prima al reactor y la pérdida de calor.

$$Q = 1260 \frac{\text{KJ}}{\text{kg}} * 1936,12 \text{ kg}$$

$$Q = 2439511,2 \text{ kJ} = 2439,51 \text{ MJ}$$

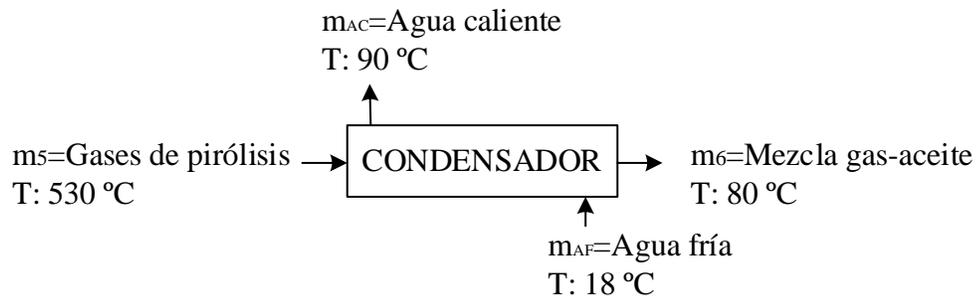
$$Q = 2439,51 \text{ MJ} + 2439,51 \text{ MJ} * \left[\frac{0,35}{1 - 0,35} \right]$$

$$Q = 3753,09 \text{ MJ}$$

$$m_{\text{Gas de reciclo}} = \frac{3753,09 \text{ MJ}}{46,05 \text{ MJ/kg}}$$

$$m_{\text{Gas de reciclo}} = 81,5 \frac{\text{kg}}{\text{Batch}}$$

Balance de energía en el condensador:



Debido a la complejidad de la composición de los gases condensables, no se puede establecer una temperatura de condensación por lo que se asumirá que su condensación y enfriamiento se llevará a cabo en dos etapas, siendo estas la condensación del vapor y enfriamiento desde su temperatura de entrada hasta la temperatura de salida. Asimismo, los gases no condensables también experimentan un proceso de enfriamiento. Por lo tanto, se considera que el flujo total de calor transferido en el intercambiador de calor puede ser calculado mediante la siguiente fórmula:

$$Q_{\text{Total}} = Q_{CgC} + Q_{EgC} + Q_{EgNC}$$

Donde:

Q_{CgC} : Calor de condensación de los gases condensables (kJ)

Q_{EgC} : Calor de enfriamiento de los gases condensables (kJ)

Q_{EgNC} : Calor de enfriamiento de los gases no condensables (kJ)

El calor de los gases condensables se expresa en la siguiente fórmula:

$$Q_{CgC} = m_C * L_V$$

Donde:

m_C : masa del aceite condensado (kg/h)

L_V : Entalpía de vaporización (kJ/kg). Se determinó a través del diagrama del anexo 19.

$$Q_{CgC} = 1725,08 \text{ kg} * 460 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q_{CgC} = 793536,8 \text{ kJ}$$

Calor de enfriamiento del condensado:

$$Q_{EgC} = m_C * C_{p1} * \Delta T$$

La capacidad calórica del condensado se determinó a través del diagrama presentado en la figura del anexo 18, por lo que se utilizó una temperatura promedio del condensado entre la entrada y la salida y la viscosidad del aceite de pirólisis.

$$Q_{EgC} = 1725,08 \text{ kg} * 2,34 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} * (530 - 80)^\circ\text{C}$$

$$Q_{EgC} = 1816509,24 \text{ kJ}$$

Flujo de calor de enfriamiento de los gases no condensables:

$$Q_{EgNC} = m_C * C_{p_{gNC}} * \Delta T$$

$$Q_{EgNC} = 103,78 \text{ kg} * 1,74 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} * (530 - 80)^\circ\text{C}$$

$$Q_{EgNC} = 81259,74 \text{ kJ}$$

Calor total transferido:

$$Q_{\text{Total}} = 793536,8 \text{ kJ} + 1816509,24 \text{ kJ} + 81259,74 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{Total}} = 2691305,78 \text{ kJ}$$

Utilizando la ecuación 3-16, se calcula la masa de agua requerida.

$$Q_{\text{ganado}} = Q_{\text{cedido}} \quad (\text{Ec. 3-16})$$

Cp del agua: 4,184 kJ/kg °C (Perry, 2001, p. 2-181).

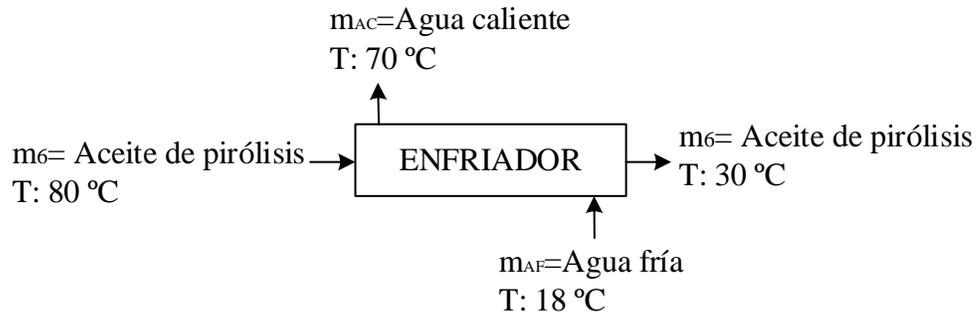
$$m_{\text{H}_2\text{O}} * C_{p\text{H}_2\text{O}} * \Delta T = Q_{\text{cedido por los gases}}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{Q_{\text{cedido por los gases}}}{C_{p\text{H}_2\text{O}} * \Delta T}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{(2691305,78 \text{ kJ})}{4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} * (90 - 18)^\circ\text{C}}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 8933,85 \text{ kg}$$

Balance de energía en el enfriador del aceite de pirólisis:



Calor de enfriamiento del aceite de pirólisis:

$$Q_{\text{Ea}} = m_a * C_{p_a} * \Delta T$$

La capacidad calórica del aceite de pirólisis se determinó a través del diagrama presentado en la figura del anexo 18, por lo que se utilizó una temperatura promedio del condensado entre la entrada y la salida y la viscosidad del aceite de pirólisis.

$$Q_{Ea} = 1725,08 \text{ kg} * 1,97 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} * (80 - 30)^\circ\text{C}$$

$$Q_{Ea} = 169920,38 \text{ kJ}$$

Masa de agua requerida:

$$Q_{\text{ganado}} = Q_{\text{cedido}}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} * C_{p\text{H}_2\text{O}} * \Delta T = Q_{\text{cedido por el aceite de pirólisis}}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{Q_{\text{cedido por el aceite de pirólisis}}}{C_{p\text{H}_2\text{O}} * \Delta T}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{169920,38 \text{ kJ}}{4,179 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} * (70 - 18)^\circ\text{C}}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 781,93 \text{ kg}$$

Balance de energía en la destilación

Mediante la simulación en Aspen HYSYS se obtuvo el requerimiento energético del horno, condensador y los intercambiadores de calor para el enfriamiento de los combustibles.

Tabla 3-16. Balance de energía en la destilación

Nombre	Flujo de calor [kJ/h]
Q-Horno	1686076,4
Q-Condensador	1336267,6
Q-Gasolina	71632,0
Q-Diésel	278819,7
Q-Querosén	60969,8
Q-Residuo	137821,1

Fuente: Elaboración propia, Aspen HYSYS, 2024.

Cálculo del calor total suministrado por el combustible

El calor total a suministrar por el combustible considera el calor transferido al fluido, las pérdidas por revestimiento y la eficiencia del horno.

Se considera que la eficiencia del horno es de 80% y que las pérdidas por revestimiento son equivalentes al 2% del calor suministrado al fluido (Towler & Sinnott, 2012).

De acuerdo a la simulación realizada la cantidad de calor transferida al fluido es: 1686076,4 kJ/h = 468354,56 W

$$Q_{\text{perdidas}} = 2\% * 468354,56 \text{ W}$$

$$Q_{\text{perdidas}} = 9367,09 \text{ W}$$

$$Q_{\text{combustión}} = \frac{468354,56 \text{ W} + 9367,09 \text{ W}}{80\%}$$

$$Q_{\text{combustión}} = 597152,06 \text{ W} = 2149,75 \text{ MJ/h}$$

Cálculo de la cantidad requerida de gas:

$$m_{\text{Gas}} = \frac{2149,75 \text{ MJ/h}}{62,3 \text{ MJ/kg}}$$

$$m_{\text{Gas}} = 34,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 59,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

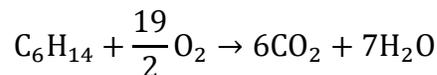
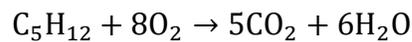
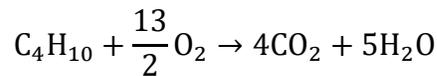
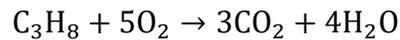
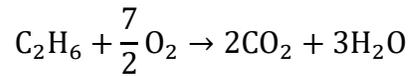
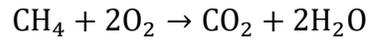
El peso molecular del gas combustible es de 20,72 kg/kmol, con lo cual el flujo molar de combustible es:

$$n_c = \frac{34,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{20,72 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}$$

$$n_c = 1,665 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

Cálculo del aire requerido:

El flujo de aire necesario se calcula a partir de las reacciones de combustión de los componentes del gas natural, considerando un 20% de exceso de aire se tiene:



Conocido el flujo molar de combustible y las fracciones molares de su composición (Anexo 35); las moles de oxígeno para cada componente son:

$$1,3934 \frac{\text{kmol CH}_4}{\text{h}} * \frac{2 \text{ mol O}_2}{1 \text{ mol CH}_4} = 2,7869 \frac{\text{kmol O}_2}{\text{h}}$$

$$0,1132 \frac{\text{kmol C}_2\text{H}_6}{\text{h}} * \frac{\frac{7}{2} \text{ mol O}_2}{1 \text{ mol C}_2\text{H}_6} = 0,3963 \frac{\text{kmol O}_2}{\text{h}}$$

$$0,0533 \frac{\text{kmol C}_3\text{H}_8}{\text{h}} * \frac{5 \text{ mol O}_2}{1 \text{ mol C}_3\text{H}_8} = 0,2664 \frac{\text{kmol O}_2}{\text{h}}$$

$$0,0816 \frac{\text{kmol C}_4\text{H}_{10}}{\text{h}} * \frac{\frac{13}{2} \text{ mol O}_2}{1 \text{ mol C}_4\text{H}_{10}} = 0,5303 \frac{\text{kmol O}_2}{\text{h}}$$

$$0,0097 \frac{\text{kmol C}_5\text{H}_{12}}{\text{h}} * \frac{8 \text{ mol O}_2}{1 \text{ mol C}_5\text{H}_{12}} = 0,0773 \frac{\text{kmol O}_2}{\text{h}}$$

$$0,0088 \frac{\text{kmol C}_6\text{H}_{14}}{\text{h}} * \frac{\frac{19}{2} \text{ mol O}_2}{1 \text{ mol C}_6\text{H}_{14}} = 0,0838 \frac{\text{kmol O}_2}{\text{h}}$$

El flujo molar estequiométrico de oxígeno resulta:

$$n_{O_2} = 2,7869 + 0,3963 + 0,2664 + 0,5303 + 0,0773 + 0,0838$$

$$n_{O_2} = 4,141 \frac{\text{kmol } O_2}{\text{h}}$$

El flujo total de aire considerando el 20% de exceso es:

$$n_{\text{Aire}} = 4,141 \frac{\text{kmol } O_2}{\text{h}} * \frac{1 \text{ kmol Aire}}{0,21 \text{ kmol } O_2} * 1,2$$

$$n_{\text{Aire}} = 23,66 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{ Aire}$$

$$m_{\text{Aire}} = 23,66 \frac{\text{kmol Aire}}{\text{h}} * \frac{28,84 \text{ kg Aire}}{1 \text{ kmol Aire}}$$

$$m_{\text{Aire}} = 682,4 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Cálculo de agua en el condensador de la torre de destilación

$$m_{H_2O} = \frac{-Q_{\text{cedido}}}{C_{p_{H_2O}} * \Delta T}$$

$$m_{H_2O} = \frac{-(-1336267,6 \text{ kJ/h})}{4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} * (90 - 18)^\circ\text{C}}$$

$$m_{H_2O} = 4435,77 \text{ kg/h}$$

Cálculo de agua en el intercambiador de calor de enfriamiento de Gasolina

$$m_{H_2O} = \frac{-Q_{\text{cedido por la gasolina}}}{C_{p_{H_2O}} * \Delta T}$$

$$m_{H_2O} = \frac{-(-71632,0 \text{ kJ/h})}{4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} * (55 - 18)^\circ\text{C}}$$

$$m_{H_2O} = 462,72 \text{ kg/h}$$

Cálculo de agua en el intercambiador de calor de enfriamiento de diésel

$$m_{H_2O} = \frac{-Q_{\text{cedido por el diésel}}}{C_{p_{H_2O}} * \Delta T}$$

$$m_{H_2O} = \frac{-(-278819,7 \text{ kJ/h})}{4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} * (90 - 18)^\circ\text{C}}$$

$$m_{H_2O} = 925,55 \text{ kg/h}$$

Cálculo de agua en el intercambiador de calor de enfriamiento del queroseno

$$m_{H_2O} = \frac{-Q_{\text{cedido por el querosén}}}{C_{p_{H_2O}} * \Delta T}$$

$$m_{H_2O} = \frac{-(-59186,75 \text{ kJ/h})}{4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} * (90 - 18)^\circ\text{C}}$$

$$m_{H_2O} = 196,47 \text{ kg/h}$$

Cálculo de agua en el intercambiador de calor de enfriamiento del residuo

$$m_{H_2O} = \frac{-Q_{\text{cedido por el residuo}}}{C_{p_{H_2O}} * \Delta T}$$

$$m_{H_2O} = \frac{-(-137821,1 \text{ kJ/h})}{4,184 \frac{\text{kJ}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} * (90 - 18)^\circ\text{C}}$$

$$m_{H_2O} = 457,5 \text{ kg/h}$$

3.8 Diseño de los equipos principales

3.8.1 Diseño del reactor Batch

El dimensionamiento del reactor se realizará en base al volumen total de los residuos plásticos, por lo cual se tomará en cuenta sus densidades:

Densidad del polietileno de alta y baja densidad: 920 a 970 kg/m³

Densidad del polipropileno: 900 kg/m³

Densidad del poliestireno: 1050 kg/m³

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (\text{Ec. 3-17})$$

Donde:

P = Densidad (kg/m³).

m = Masa (kg).

V = Volumen (m³).

Considerando la densidad más baja que corresponde al polipropileno, se calcula el volumen para 968,06 kg de materia prima.

$$V = \frac{1936,12 \text{ kg}}{900 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V = 2,15 \text{ m}^3$$

Con un sobredimensionamiento del 20%:

$$V = 2,6 \text{ m}^3 = 2600 \text{ l}$$

El cálculo del diámetro y altura del reactor se hace en base al volumen total de la mezcla y se determina mediante las siguientes ecuaciones.

$$H = \frac{4 * V}{\pi * D^2} \quad (\text{Ec. 3-18})$$

$$D = \frac{2}{3} H \quad (\text{Ec. 3-19})$$

Donde:

H = Altura del reactor (m).

D = Diámetro del reactor (m).

V = Volumen (m³)

Igualando las ecuaciones 3-18 y 3-19, se calcula la altura del reactor y posterior el diámetro del reactor.

$$H = 1,96 \text{ m}$$

$$D = 1,3 \text{ m}$$

Se requiere un reactor con un volumen de tanque de reacción mayor o igual a $2,6 \text{ m}^3$ o 2600 litros, una altura de 1,96 metros, y un diámetro de 1,3 metros.

Cálculo de la presión máxima permitida:

Para poder determinar el espesor del material del cuerpo del reactor, primero es necesario conocer la presión que ejerce la altura del fluido líquido dentro del reactor, la cual se determina mediante la siguiente ecuación.

$$P_F = \rho_f * g * H \quad (\text{Ec. 3-20})$$

Donde:

P_F = Presión hidrostática (bar).

ρ_f = Densidad del fluido (kg/m^3).

g = Gravedad (m/s^2)

Esta ecuación se utiliza para calcular la presión. Esto se debe a que el plástico se derrite a los pocos minutos de iniciar el proceso y se vuelve viscoso, similar a un fluido líquido.

Se considera la presión ejercida por cada tipo de plástico, debido a que la materia prima para la alimentación del reactor está constituida por polipropileno, poliestireno y polietileno de alta y baja densidad. Al tener el poliestireno mayor densidad, es el polímero que ejerce mayor presión al reactor. Por esta razón se tomará la presión del Poliestireno como referencia para la presión del fluido.

$$P_{PS} = 1050 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 1,96 \text{ m}$$

$$P_{PS} = 20188,98 \text{ Pa}$$

$$P_F = P_{PS}$$

Para determinar la presión de operación, a la cual estará sometido el reactor, se utilizó la siguiente ecuación. Según el Manual de recipientes a presión de Megyesy (1998), se recomienda diseñar el recipiente a una presión superior a la presión de operación, la cual se satisface sumando 30 lb/pulg² de presión de diseño (206842,77 Pa).

$$P_{MAX} = P_{ATM} + P_F + 206842,77 \text{ Pa} \quad (\text{Ec. 3-21})$$

Donde:

P_{ATM} = Presión atmosférica en la ciudad de Tarija (Pa).

P_F = Presión hidrostática del fluido (bar).

P_{MAX} = Presión máxima permitida (bar).

Reemplazando datos se tiene:

$$P_{MAX} = 81593,3 \text{ Pa} + 20188,98 \text{ Pa} + 206842,77 \text{ Pa}$$

$$P_{MAX} = 308625,05 \text{ Pa} = 0,308625 \text{ MPa}$$

Cálculo del espesor del reactor:

Para determinar el espesor del reactor sometido a presión máxima permisible, se utilizó la norma ASME sección VIII división 1 y el manual de recipientes sometidos a presión de Megyesy, utilizando la ecuación de la parte UG-27 para recipientes a presión de forma cilíndrica (anexo 20), la cual también recomienda como margen de corrosión de 0,0625 pulg.

$$t = \frac{PR}{SE - 0,6 P} + C.A. \quad (\text{Ec. 3-22})$$

Donde:

t: Espesor mínimo de pared (mm).

P: Presión interna de diseño (MPa).

R: Radio interno (mm).

S: Esfuerzo máximo del material a la temperatura deseada (MPa).

E: Eficiencia de la junta.

C.A: Margen por corrosión.

Se seleccionó como material de diseño el acero inoxidable SA-240-304, la temperatura máxima a la que va a estar sometido el reactor es 550 °C.

S = 84,11 MPa (anexo 21)

E = 0,85 (ASME sección VIII división 1)

Reemplazando datos:

$$t = \frac{0,308625 \text{ MPa} * 650 \text{ mm}}{84,11 \text{ MPa} * 0,85 - 0,6 * 0,308625 \text{ MPa}} + 1,5875 \text{ mm}$$

$$t = 4,4 \text{ mm} \approx 5 \text{ mm}$$

Cálculo del tiempo de reacción en el reactor

Para el cálculo del tiempo de reacción se utilizaron la constante de velocidad de reacción y el orden de reacción obtenidos por Rejas. L, 2017. Donde $k = 0,0988 \text{ min}^{-1}$ y $n = 0,8$.

Usando la ecuación de diseño del reactor:

$$\frac{dX_A}{dt} = \frac{-r_A V}{N_{AO}}$$

$$N_{AO} \frac{dX_A}{dt} = -r_A V$$

Siendo:

$$N_{AO} = C_{AO} V$$

$$-r_A = k C_A^{4/5}$$

$$C_A = C_{AO} (1 - X_A)$$

Reemplazando e integrando:

$$C_{AO}V \frac{dX_A}{dt} = kC_A^{4/5}V$$

$$C_{AO} \frac{dX_A}{dt} = kC_{AO}^{4/5} (1 - X_A)^{4/5}$$

$$\frac{C_{AO}}{kC_{AO}^{4/5}} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)^{4/5}} = \int_0^t dt$$

$$\frac{C_{AO}^{1/5}}{k} \left[-5(1 - X_A)^{1/5} \right] - \left[-5(1 - 0)^{1/5} \right] = t$$

$$t = \frac{C_{AO}^{1/5}}{k} \left[5 - 5(1 - X_A)^{1/5} \right]$$

$$t = \frac{(744,66)^{1/5}}{0,0988 \text{ min}^{-1}} \left[5 - 5(1 - 0,891)^{1/5} \right]$$

$$t = 68,01 \text{ min}$$

3.8.2 Diseño del condensador

Cálculo de la ΔT_{ml} :

Fluido caliente:

T_1 : 530 °C

T_2 : 80 °C

Fluido frío:

t_1 : 18 °C

t_2 : 90 °C

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (\text{Ec. 3-23})$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(530 - 90) - (80 - 18)}{\ln \frac{(530 - 90)}{(80 - 18)}}$$

$$\Delta T_{ml} = 192,89 \text{ °C} = 379,2 \text{ °F}$$

De acuerdo a Donald Q. Kern “procesos de transferencia de calor”, para el diseño del intercambiador de calor, se propone de acuerdo a la tabla 6.1 del libro (anexo 22) las dimensiones de los tubos.

Tubo exterior IPS: 2

Tubo interior IPS: 1 ¼

El criterio para decidir que corriente se debe colocar en que tubo depende del flujo másico de cada corriente. Este criterio dice que la corriente con un flujo másico mayor se colocará en el espacio con un área de flujo mayor y en consecuencia el otro fluido se colocará en el otro espacio. De acuerdo a la tabla 6.2 del libro de Kern para los tubos seleccionados, el tubo interno es el que tiene un área de flujo mayor, por lo tanto, por ese espacio ira el flujo del agua.

De la tabla 11, del libro de Kern, se saca los diámetros externos e interno para una cedula 40.

Tubo exterior IPS: 2 in → DE: 2,38 in (0,1983 ft); DI: 2,067 in (0,17225 ft)

Tubo interior IPS: 1 ¼ → DE: 1,66 in (0,1383 ft); DI: 1,38 in (0,115 ft)

Cálculo del coeficiente de película por el lado del tubo

Área de flujo:

$$a_f = \frac{\pi * D_{\text{Int. tubo pequeño}}^2}{4} \quad (\text{Ec. 3-24})$$

$$a_f = \frac{\pi * (0,115 \text{ ft})^2}{4}$$

$$a_f = 0,0104 \text{ ft}^2$$

Flujo masico:

$$G = \frac{m}{a_f} \quad (\text{Ec. 3-25})$$

Siendo la masa del agua 8933,85 kg en un tiempo de 68,01 min \rightarrow 7881,65 kg/h = 17376 lb/h

$$G = \frac{17376 \text{ lb/h}}{0,0104 \text{ ft}^2}$$

$$G = 1670769,2 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}$$

Número de Reynolds:

$$Re = \frac{G * D_{\text{Int. tubo pequeño}}}{\mu} \quad (\text{Ec. 3-26})$$

$$Re = \frac{1670769,2 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2} * 0,115 \text{ ft}}{1,2386 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}}$$

$$Re = 155125,5$$

Se calcula J_H de la figura 24 del libro de Donald Q. Kern.

$$J_H = \frac{h_i * D}{k} * \left(\frac{c_p * \mu}{k}\right)^{-\frac{1}{3}} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0.14} \quad (\text{Ec. 3-27})$$

$$J_H = 370$$

$$\left(\frac{c_p * \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{0,9988 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}} * 1,2386 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}}{0,37585 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2 (\text{°F}/\text{ft})}}\right)^{\frac{1}{3}} = 1,4875$$

Cálculo del h_i :

$$h_i = J_H * \frac{k}{D} * \left(\frac{c_p * \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$h_i = 370 * \frac{0,37585 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2 (\frac{\text{°F}}{\text{ft}})}}{0,115 \text{ ft}} * 1,4875 * 1 = 1798,77 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2 \text{°F}}$$

$$h_{io} = h_i * \frac{DI}{DE}$$

$$h_{io} = 1798,77 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2 \text{°F}} * \frac{0,115 \text{ ft}}{0,1383 \text{ ft}}$$

$$h_{io} = 1495,72 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2 \text{°F}}$$

Cálculo del coeficiente de película para el espacio anular.

$$a_f = \frac{\pi * D_{\text{Int. tubo grande}}^2 - D_{\text{Ext. tubo pequeño}}^2}{4} \quad (\text{Ec. 3-28})$$

$$a_f = \frac{\pi * (0,17225 \text{ ft})^2 - (0,1383 \text{ ft})^2}{4}$$

$$a_f = 0,00828 \text{ ft}^2$$

$$Deq = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$

$$Deq = \frac{(0,17225 \text{ ft})^2 - (0,1383 \text{ ft})^2}{0,1383 \text{ ft}}$$

$$Deq = 0,0762 \text{ ft}$$

Flujo másico:

$$G = \frac{m}{a_f}$$

Siendo la masa de gas de pirólisis 1828,86 kg en un tiempo de 68,01 min de reacción en el reactor $\rightarrow 1613,46 \text{ kg/h} = 3557,08 \text{ lb/h}$

$$G = \frac{3557,08 \text{ lb/h}}{0,00828 \text{ ft}^2}$$

$$G = 429599,03 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}$$

Número de Reynolds:

A $T_c = 404,42 \text{ °F}$ de la figura 14 del Kern $\mu = 0,2 \text{ cp}$.

$$Re = \frac{G * Deq}{\mu}$$

$$\text{Re} = \frac{429599,03 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2} * 0,0762 \text{ ft}}{0,484 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}}$$

$$\text{Re} = 67635,22$$

Se calcula J_H de la figura 24 del libro de Donald Q. Kern

$$J_H = \frac{h_o * D_e}{k} * \left(\frac{c_p * \mu}{k} \right)^{-\frac{1}{3}} * \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$$

$$J_H = 180$$

De la figura 1 del Kern: $k = 0,073 \text{ Btu/h ft}^2 (\text{°F/ft})$

$$\left(\frac{c_p * \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{0,525 \frac{\text{Btu}}{\text{lb °F}} * 0,484 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}}{0,073 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2 (\text{°F/ft})}} \right)^{\frac{1}{3}} = 1,5155$$

$$h_o = J_H * \frac{k}{D_e} * \left(\frac{c_p * \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} * \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_o = 180 * \frac{0,073 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2 (\frac{\text{°F}}{\text{ft}})}}{0,0762 \text{ ft}} * 1,5155 * 1 = 261,33 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2 \text{°F}}$$

Coefficiente global de transferencia de calor:

$$U_C = \frac{h_{i0} * h_o}{h_{i0} + h_o} \quad (\text{Ec. 3-29})$$

$$U_C = \frac{1495,72 * 261,33}{1495,72 + 261,33} = 222,46 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2 \text{°F}}$$

Cálculo de longitud de horquillas:

$$A_{\text{est}} = \frac{Q}{U * \Delta T_{\text{ml}}}$$

$$A_{\text{est}} = \frac{2250432,9 \text{ Btu/h}}{222,46 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2 \text{°F}} * 379,2 \text{ °F}}$$

$$A_{\text{est}} = 26,67 \text{ ft}^2 = 2,478 \text{ m}^2$$

A continuación, se define la ecuación para calcular la longitud estimada del intercambiador de calor, misma que está en función del área y la superficie exterior por pie lineal del tubo interno.

$$L_{\text{est}} = \frac{A_{\text{est}}}{a_{\text{esp}}} \quad (\text{Ec. 3-30})$$

Para una tubería 1 ¼ pulgadas, el área específica es 0,435 ft²/ft.

$$L_{\text{est}} = \frac{26,678 \text{ ft}^2}{0,435 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}} = 61,33 \text{ ft}$$

Se sabe que la longitud por horquilla L_h es de 24 ft y que la longitud estimada del intercambiador de calor es de 61,52 ft, con lo que es posible saber el número de horquillas que integrarán el intercambiador de calor.

$$N_h = \frac{L_{\text{total}}}{L_{\text{horquilla}}} \quad (\text{Ec. 3-31})$$

$$N_h = \frac{61,33 \text{ ft}}{24 \text{ ft}} = 2,56$$

El número de horquillas calculado se redondea a 3

$$N_{\text{horquillas}} * L_{\text{horquilla}} = L_T$$

$$L_T = 3 * 24 \text{ ft} = 72 \text{ ft}$$

Área de diseño:

$$A_d = L_T * a_{\text{esp}}$$

$$A_d = 72 \text{ ft} * 0,435 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} = 31,32 \text{ ft}^2 = 2,9 \text{ m}^2$$

Coeficiente de diseño:

$$U_D = \frac{Q}{A_d * \Delta T_{ml}}$$

$$U_D = \frac{2250432,9 \text{ Btu/h}}{31,32 \text{ ft}^2 * 379,2 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$U_D = 189,49 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2\text{ }^\circ\text{F}}$$

Cálculo del factor de obstrucción:

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C * U_D}$$

$$R_d = \frac{222,46 - 189,49}{222,46 * 189,49} = 0,000782$$

Caída de presión tubo interior:

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(159828,74)^{0,42}}$$

$$f = 0,00522$$

$$\Delta F_P = \frac{4fG_p^2 L}{2g\rho^2 D}$$

$$\Delta F_P = \frac{4 * 0,00522 * \left(1670769,2 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}\right)^2 * 72 \text{ ft}}{2 * 4,18 * 10^8 * 42,5^2 * 0,115}$$

$$\Delta F_P = 24,167 \text{ ft}$$

$$\Delta P_P = \frac{24,167 * 42,5}{144}$$

$$\Delta P_P = 7,13 \text{ lb/plg}^2$$

Caída de presión en el anulo:

$$D'_e = (D_2 - D_1)$$

$$D'_e = 0,17225 \text{ ft} - 0,1383 \text{ ft}$$

$$D'_e = 0,03395 \text{ ft}$$

$$Re'_a = \frac{D'_e * G_a}{\mu}$$

$$Re'_a = \frac{0,03395 \text{ ft} * 429599,03 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}}{0,484 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}}$$

$$Re'_a = 30134,06$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(30134,06)^{0,42}}$$

$$f = 0,00347$$

De la figura 6 del Kern: $s = 0,69$; $\rho = 62,5 \times 0,69 = 43,125$

$$\Delta F_a = \frac{4fG_a^2L}{2g\rho^2D'_e}$$

$$\Delta F_a = \frac{4 * 0,00347 * \left(429599,03 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}\right)^2 * 72 \text{ ft}}{2 * 4,18 * 10^8 * 43,125^2 * 0,03395 \text{ ft}}$$

$$\Delta F_p = 3,4942 \text{ ft}$$

$$v = \frac{G}{3600\rho} = \frac{429599,03}{3600 * 43,125}$$

$$v = 2,7671 \text{ ft/s}$$

$$F_1 = 3 \left(\frac{V^2}{2g'} \right) = 3 \left(\frac{(2,7671 \text{ ft/s})^2}{2 * 32,2 \text{ ft/s}^2} \right)$$

$$F_1 = 0,3567 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(3,4942 \text{ ft} + 0,3567 \text{ ft}) * 43,125 \text{ lb/ft}^3}{144}$$

$$\Delta P_a = 1,1524 \text{ lb/plg}^2$$

3.8.3 Diseño del separador

La corriente de salida del intercambiador de calor contiene una mezcla de gases que está conformada por gases condensables y gases no condensables producidos durante el proceso, esta mezcla va a ser separada en una unidad de separación gas-líquido que se denomina separador vertical bifásico.

Velocidad máxima admisible del gas:

$$V_g = K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (\text{Ec. 3-32})$$

Donde:

K: Coeficiente de Sauders Brown

ρ_L : Densidad de la fase líquida.

ρ_G : Densidad de la fase gaseosa.

El coeficiente K para un separador vertical con extractor tipo malla será de 0,12 ft/s (anexo 24).

$$V_g = 0,12 \frac{\text{ft}}{\text{seg}} * \sqrt{\frac{47,95 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} - 0,13 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,13 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}}$$

$$V_g = 2,3015 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$$

Área mínima requerida del gas:

$$A = \frac{Q_G}{V_G} \quad (\text{Ec. 3-33})$$

Donde:

A: Área mínima requerida del gas

Q_G: Flujo volumétrico de gas actual (ft³/s)

$$A = \frac{1,355 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}}{2,3015 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}} = 0,589 \text{ ft}^2 = 0,0547 \text{ m}^2$$

Diámetro mínimo interno del separador:

$$D_S = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}} \quad (\text{Ec. 3-34})$$

$$D_S = \sqrt{\frac{4 * 0,589 \text{ ft}^2}{\pi}} = 0,866 \text{ ft} = 10,392 \text{ pulg} = 0,264 \text{ m}$$

De acuerdo con el resultado obtenido, se observa que el diámetro comercial más cercano al requerido es el de 12 3/4 pulgadas con un diámetro interior de 12,09 pulgadas.

Tasa volumétrica del líquido:

$$Q_L = \frac{W_L}{\rho_L}$$

$$Q_L = \frac{0,932 \frac{\text{lb}}{\text{s}}}{47,95 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 0,01944 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}$$

Volumen de retención de líquido:

Para una gravedad de 41,06° API de acuerdo a la tabla del anexo 25, sería un tiempo de retención de 1 minuto.

$$V_L = 60 * Q_L * t_{\text{ret}}$$

$$V_L = 60 * 0,01944 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} * 1 \text{ min}$$

$$V_L = 1,1662 \text{ ft}^3$$

Altura del líquido en el recipiente:

Con el diámetro seleccionado el $A = 0,7972 \text{ ft}^2$

$$H_L = \frac{V_L}{A}$$

$$H_L = \frac{1,1662 \text{ ft}^3}{0,7972 \text{ ft}^2}$$

$$H_L = 1,4629 \text{ ft}$$

Densidad de la mezcla:

$$\rho_m = \frac{W_L + W_G}{Q_L + Q_G}$$

$$\rho_m = \frac{0,932 \frac{\text{lb}}{\text{s}} + 0,05607 \frac{\text{lb}}{\text{s}}}{0,01944 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} + 0,4286 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}$$

$$\rho_m = 2,205 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Velocidad en la boquilla de entrada y salidas:

$$V_{bE} = \frac{100}{\sqrt{\rho_m}}$$

$$V_{bE} = \frac{100}{\sqrt{2,205 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}}$$

$$V_{bE} = 67,34 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

$$V_{bG} = \frac{60}{\sqrt{\rho_G}}$$

$$V_{bG} = \frac{60}{\sqrt{0,13 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}}$$

$$V_{bG} = 165,9 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

$$V_{bL} = \frac{10}{\sqrt{\rho_L}}$$

$$V_{bL} = \frac{10}{\sqrt{47,95 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}}$$

$$V_{bL} = 1,444 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Diámetro de la boquilla de entrada:

$$D_{bE} = \sqrt{\frac{4(Q_L + Q_G)}{\pi * V_{bE}}}$$

$$D_{bE} = \sqrt{\frac{4 \left(0,01944 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} + 0,4286 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \right)}{\pi * 67,34 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}}$$

$$D_{bE} = 0,092 \text{ ft} = 1,1045 \text{ in} = 0,028 \text{ m}$$

$$D_{bG} = \sqrt{\frac{4(Q_G)}{\pi * V_{bG}}}$$

$$D_{bG} = \sqrt{\frac{4 \left(0,4286 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \right)}{\pi * 165,9 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}}$$

$$D_{bG} = 0,0574 \text{ ft} = 0,6882 \text{ in} = 0,0175 \text{ m}$$

$$D_{bL} = \sqrt{\frac{4(Q_L)}{\pi * V_{bL}}}$$

$$D_{bL} = \sqrt{\frac{4 * 0,01944 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{\pi * 1,444 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}}$$

$$D_{bL} = 0,1309 \text{ ft} = 1,5711 \text{ in} = 0,0399 \text{ m}$$

Cálculo de la distancia entre el extractor y la boquilla de gas:

$$h_1 = 0,25D - 0,5D_{bG}$$

$$h_1 = 0,25 * 12,09 \text{ in} - 0,5 * 0,6882 \text{ in}$$

$$h_1 = 2,6784 \text{ in} = 0,068 \text{ m}$$

Altura del extractor de neblina:

$$h_2 = 0,5 \text{ pie} = 6 \text{ in} = 0,1524 \text{ m}$$

Distancia entre la parte superior de la boquilla de alimentación y la parte inferior del eliminador de neblina:

$$h_3 = 0,6 * D$$

$$h_3 = 0,6 * 12,09 \text{ in}$$

$$h_3 = 7,254 \text{ in} = 0,1843 \text{ m}$$

Diámetro de la boquilla de alimentación:

$$h_4 = D_{bE}$$

$$h_4 = 0,092 \text{ ft} = 1,1045 \text{ in} = 0,028 \text{ m}$$

La distancia entre la boquilla de entrada y el máximo nivel de líquido:

$$h_5 = 0,3 * D$$

$$h_5 = 0,3 * 12,09 \text{ in}$$

$$h_5 = 3,627 \text{ in} = 0,0921 \text{ m}$$

Altura del líquido:

$$h_6 = H_L$$

$$h_6 = 1,4629 \text{ ft} = 17,5548 \text{ in} = 0,4459 \text{ m}$$

Altura del separador:

$$h_{SEP} = 38,2187 \text{ in} = 0,9708 \text{ m}$$

Cálculo de la relación H/D

$$\frac{H}{D} = \frac{38,2187 \text{ in}}{12,09 \text{ in}} = 3,16$$

Según GPSA (Gas Processors Suppliers, Association), las relaciones H/D verticales típicas están normalmente en el rango de 2 a 4.

3.8.4 Diseño del intercambiador de calor de enfriamiento del aceite de pirólisis

Cálculo de la ΔT_{ml} :

Fluido caliente:

$$T_1: 80 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_2: 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

Fluido frío:

$$t_1: 18 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t_2: 70 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (\text{Ec. 3-35})$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(80 - 70) - (30 - 18)}{\ln \frac{(80 - 70)}{(30 - 18)}}$$

$$\Delta T_{ml} = 10,96 \text{ }^\circ\text{C} = 51,73 \text{ }^\circ\text{F}$$

De acuerdo a Donald Q. Kern “procesos de transferencia de calor”, para el diseño del intercambiador de calor, se propone de acuerdo a la tabla 6.1 del libro (anexo 22) las dimensiones de los tubos.

Tubo exterior IPS: 2

Tubo interior IPS: 1 ¼

De la tabla 11, del libro de Kern, se saca los diámetros externos e interno para una cedula 40.

Tubo exterior IPS: 2 in → DE: 2,38 in (0,1983 ft); DI: 2,067 in (0,17225 ft)

Tubo interior IPS: 1 ¼ → DE: 1,66 in (0,1383 ft); DI: 1,38 in (0,115 ft)

Cálculo del coeficiente de película por el lado del tubo

Área de flujo:

$$a_f = \frac{\pi * D_{\text{Int. tubo pequeño}}^2}{4} \quad (\text{Ec. 3-36})$$

$$a_f = \frac{\pi * (0,115 \text{ ft})^2}{4}$$

$$a_f = 0,0104 \text{ ft}^2$$

Flujo masico:

$$G = \frac{m}{a_f} \quad (\text{Ec. 3-37})$$

Siendo la masa del agua 781,93 kg en 1,13 horas: 689,837 kg/h = 1520,83 lb/h

$$G = \frac{1520,83 \text{ lb/h}}{0,0104 \text{ ft}^2}$$

$$G = 146233,65 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}$$

Número de Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{G * D_{\text{Int. tubo pequeño}}}{\mu} \quad (\text{Ec. 3-38})$$

$$\text{Re} = \frac{146233,65 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2} * 0,115 \text{ ft}}{1,4684 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}}$$

$$\text{Re} = 11452,51$$

Se calcula $J_H = 42$ de la figura 24 del libro de Donald Q. Kern.

$$J_H = \frac{h_i * D}{k} * \left(\frac{c_p * \mu}{k}\right)^{-\frac{1}{3}} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0.14} \quad (\text{Ec. 3-39})$$

$$\left(\frac{c_p * \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{0,9981 \frac{\text{Btu}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} * 1,4684 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{h}}}{0,356 \frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot (^\circ\text{F}/\text{ft})}}\right)^{\frac{1}{3}} = 1,6$$

$$h_i = J_H * \frac{k}{D} * \left(\frac{c_p * \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$h_i = 42 * \frac{0,356 \frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \left(\frac{^\circ\text{F}}{\text{ft}}\right)}}{0,115 \text{ ft}} * 1,6 * 1 = 208,03 \frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$h_{io} = h_i * \frac{DI}{DE}$$

$$h_{io} = 208,03 \frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} * \frac{0,115 \text{ ft}}{0,1383 \text{ ft}}$$

$$h_{io} = 172,98 \frac{\text{Btu}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Cálculo del coeficiente de película para el espacio anular.

$$a_f = \frac{\pi * D_{\text{Int. tubo grande}}^2 - D_{\text{Ext. tubo pequeño}}^2}{4} \quad (\text{Ec. 3-40})$$

$$a_f = \frac{\pi * (0,17225 \text{ ft})^2 - (0,1383 \text{ ft})^2}{4}$$

$$a_f = 0,00828 \text{ ft}^2$$

$$\text{Deq} = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$

$$\text{Deq} = \frac{(0,17225 \text{ ft})^2 - (0,1383 \text{ ft})^2}{0,1383 \text{ ft}}$$

$$\text{Deq} = 0,0762 \text{ ft}$$

Flujo másico:

$$G = \frac{m}{a_f}$$

Siendo la masa del aceite de pirolisis 1725,08 kg en un tiempo de 68,01 min →
1521,9 kg/h = 3355,23 lb/h

$$G = \frac{3355,23 \text{ lb/h}}{0,00828 \text{ ft}^2}$$

$$G = 405221 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}$$

Número de Reynolds:

A Tc = 130,1 °F de la figura 14 del Kern $\mu = 1,1$ cp.

$$Re = \frac{G * D_{eq}}{\mu}$$

$$Re = \frac{405221 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2} * 0,0762 \text{ ft}}{2,66 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}}$$

$$Re = 11608,2$$

Se calculó $J_H = 41$ de la figura 24 del libro de Donald Q. Kern

$$J_H = \frac{h_o * D_e}{k} * \left(\frac{c_p * \mu}{k} \right)^{-\frac{1}{3}} * \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$$

De la figura 1 del Kern: $k = 0,08$ Btu/h ft² (°F/ft)

$$\left(\frac{c_p * \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{0,5 \frac{\text{Btu}}{\text{lb °F}} * 2,66 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}}{0,08 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2 (\text{°F/ft})}} \right)^{\frac{1}{3}} = 2,55$$

Cálculo del ho:

$$h_o = J_H * \frac{k}{D_e} * \left(\frac{c_p * \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} * \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_o = 41 * \frac{0,08 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2 \left(\frac{^\circ\text{F}}{\text{ft}}\right)}}{0,0762 \text{ ft}} * 2,55 * 1 = 109,76 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2\text{°F}}$$

Coefficiente global de transferencia de calor:

$$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Ec. 3-41})$$

$$U_c = \frac{172,98 * 109,76}{172,98 + 109,76} = 67,151 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2\text{°F}}$$

Cálculo del área estimada:

$$A_{\text{est}} = \frac{Q}{U * \Delta T_{\text{ml}}}$$

$$A_{\text{est}} = \frac{142085,09 \text{ Btu/h}}{67,151 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2\text{°F}} * 51,73 \text{ °F}}$$

$$A_{\text{est}} = 40,9 \text{ ft}^2 = 3,8 \text{ m}^2$$

A continuación, se define la ecuación para calcular la longitud estimada del intercambiador de calor, misma que está en función del área y la superficie exterior por pie lineal del tubo interno.

$$L_{\text{est}} = \frac{A_{\text{est}}}{a_{\text{esp}}} \quad (\text{Ec. 3-42})$$

Para una tubería 1 ¼ pulgadas, el área específica es 0,435 ft²/ft.

$$L_{\text{est}} = \frac{40,9 \text{ ft}^2}{0,435 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}} = 94 \text{ ft}$$

Se sabe que la longitud por horquilla L_h es de 24 ft y que la longitud estimada del intercambiador de calor es de 94 ft, con lo que es posible saber el número de horquillas que integrarán el intercambiador de calor.

$$N_h = \frac{L_{\text{total}}}{L_{\text{horquilla}}} \quad (\text{Ec. 3-43})$$

$$N_h = \frac{94 \text{ ft}}{24 \text{ ft}} = 3,48$$

El número de horquillas calculado se redondea a 4

$$N_{\text{horquillas}} * L_{\text{horquilla}} = L_T$$

$$L_T = 4 * 24 \text{ ft} = 96 \text{ ft}$$

Área de diseño:

$$A_d = L_T * a_{\text{esp}}$$

$$A_d = 96 \text{ ft} * 0,435 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} = 41,76 \text{ ft}^2 = 3,88 \text{ m}^2$$

Coefficiente de diseño:

$$U_D = \frac{Q}{A_d * \Delta T_{\text{ml}}}$$

$$U_D = \frac{142085,09 \text{ Btu/h}}{41,76 \text{ ft}^2 * 51,73 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$U_D = 65,773 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}}$$

Cálculo del factor de obstrucción:

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C * U_D}$$

$$R_d = \frac{67,151 - 65,773}{67,151 * 65,773} = 0,000312$$

Caída de presión tubo interior:

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(11452,51)^{0,42}}$$

$$f = 0,00871$$

$$\Delta F_P = \frac{4fG_p^2 L}{2g\rho^2 D}$$

$$\Delta F_P = \frac{4 * 0,00871 * \left(146233,65 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}\right)^2 * 96 \text{ ft}}{2 * 4,18 * 10^8 * 61,682^2 * 0,115}$$

$$\Delta F_P = 0,1955 \text{ ft}$$

$$\Delta P_P = \frac{0,1955 * 61,682}{144}$$

$$\Delta P_P = 0,0838 \text{ lb/plg}^2$$

Caída de presión en el anulo:

$$D'_e = (D_2 - D_1)$$

$$D'_e = 0,17225 \text{ ft} - 0,1383 \text{ ft}$$

$$D'_e = 0,03395 \text{ ft}$$

$$Re'_a = \frac{D'_e * G_a}{\mu}$$

$$Re'_a = \frac{0,03395 \text{ ft} * 405221 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}}{2,66 \frac{\text{lb}}{\text{ft h}}}$$

$$Re'_a = 5171,9$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(5171,9)^{0,42}}$$

$$f = 0,01076$$

De la figura 6 del Kern: $s = 0,79$; $\rho = 62,5 \times 0,79 = 49,375$

$$\Delta F_a = \frac{4fG_a^2 L}{2g\rho^2 D_e}$$

$$\Delta F_a = \frac{4 * 0,01076 * \left(405221 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}\right)^2 * 96 \text{ ft}}{2 * 4,18 * 10^8 * 49,375^2 * 0,03395 \text{ ft}}$$

$$\Delta F_p = 9,805 \text{ ft}$$

$$v = \frac{G}{3600\rho} = \frac{405221 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}}{3600 * 49,375 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}$$

$$v = 2,28 \text{ ft/s}$$

$$F_1 = 3 \left(\frac{V^2}{2g'}\right) = 3 \left(\frac{(2,28 \text{ ft/s})^2}{2 * 32,2 \text{ ft/s}^2}\right)$$

$$F_1 = 0,2422 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(9,805 \text{ ft} + 0,2422 \text{ ft}) * 49,375 \text{ lb/ft}^3}{144}$$

$$\Delta P_a = 3,445 \text{ lb/plg}^2$$

3.8.5 Diseño de la columna de destilación

Número de platos:

Para determinar el número de platos en la columna de destilación se utiliza la tabla del anexo 26 establecida por Torres, L; Pérez, A (2014).

La torre a diseñar considera: salida de la gasolina por el tope de la columna, 4 platos teóricos entre el corte de gasolina y el corte de querosén con una eficiencia de 90%, 5 platos teóricos entre el corte de querosén y el corte de diésel con una eficiencia de 60%, 3 platos teóricos comprendidos entre el diésel y zona flash con eficiencia del 50% y 2 platos teóricos entre zona flash y fondo de la torre con eficiencia del 33%. Por lo que la torre tendrá un total de 25 platos reales.

Tamaño de la columna:

Espacio entre platos: En la industria del petróleo, se considera un espacio mínimo de 18 pulgadas por razones de accesibilidad (anexo 27).

Diámetro de la torre:

Se estima con la ecuación de Souders & Brown la velocidad de vapor máxima permisible:

$$\hat{u}_v = (-0,171 * l_t^2 + 0,271 * l_t - 0,047)[(\rho_L - \rho_V)/\rho_V]^{1/2}$$

Donde:

\hat{u}_v = Velocidad de vapor máxima permisible basada en el área neta para el flujo (m/s)

l_t = Espaciado del plato (m)

$$\hat{u}_v = (-0,171 * 0,4572^2 + 0,271 * 0,4572 - 0,047) \left[\frac{(805,693 - 799,954)}{799,954} \right]^{1/2}$$

$$\hat{u}_v = 0,003486 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

El diámetro de la columna:

$$D_C = \sqrt{\frac{4V'_w}{\pi\rho_V\hat{u}_v}}$$

Donde:

V'_w = Flujo máximo de vapor (kg/s)

D_C = Diámetro de la columna (m)

$$D_C = \sqrt{\frac{4 * 0,911944 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{\pi * 799,954 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,003486 \frac{\text{m}}{\text{s}}}}$$

$$D_C = 0,6453 \text{ m}$$

Altura: La altura total de la columna está dada por la ecuación:

$$H = Z + S + T$$

Donde:

H = Altura total de la columna (m)

Z = Altura neta (ocupada por las etapas de contacto) (m)

S = Altura de la base = 1,8 m (6 pies)

T = Altura del tope = 0,5 m

La altura neta de la columna:

$$Z = \left(\frac{N}{E_o} \right) * l$$

Donde:

E_o = Eficiencia global de la columna

l = Espacio entre platos

$$E_o = \frac{\text{Número de etapas ideales}}{\text{Número de etapas reales}}$$

$$E_o = \frac{14 \text{ platos}}{25 \text{ platos}} = 0,56$$

$$Z = \left(\frac{14}{0,56} \right) * 0,4572 \text{ m}$$

$$Z = 11,43 \text{ m}$$

$$H = 11,43 \text{ m} + 1,8 \text{ m} + 0,5 \text{ m}$$

$$H = 13,73 \text{ m}$$

Presión en la torre:

La presión en el tope de la torre se calcula considerando una presión a la salida del condensador, de acuerdo a Petroamazonas EP (2019) se considera trabajar con una presión en el condensador de aproximadamente 14,7 psi.

Según (Watkins, 1979) la presión en la torre de destilación viene determinada por las siguientes consideraciones:

- Caída de presión en el condensador: 5 psi
- Caída de presión entre platos: 0,15 psi.

- Caída de presión entre la entrada de la alimentación y el fondo: 4 psi.

Presión en el tope de la torre:

$$P_{\text{tope}} = P_{\text{condensador}} + \Delta P_{\text{condensador}}$$

$$P_{\text{tope}} = 14,7 \text{ psi} + 5 \text{ psi} = 19,7 \text{ psi} = 135,826 \text{ kPa}$$

Presión en el fondo de la torre:

$$P_{\text{fondo}} = P_{\text{tope}} + \Delta P_{\text{torre}}$$

$$\Delta P_{\text{torre}} = N^{\circ} \text{ platos} * 0,15 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{torre}} = 25 * 0,15 \text{ psi} = 3,75 \text{ psi} = 25,855 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{fondo}} = 19,7 \text{ psi} + 3,75 \text{ psi} = 23,45 \text{ psi} = 161,68 \text{ kPa}$$

Presión en la entrada de la alimentación:

$$P_{\text{entrada}} = P_{\text{fondo}} + \Delta P_{\text{entrada-fondo}}$$

$$P_{\text{entrada}} = 23,45 \text{ psi} + 4 \text{ psi} = 27,45 \text{ psi} = 189,26 \text{ kPa}$$

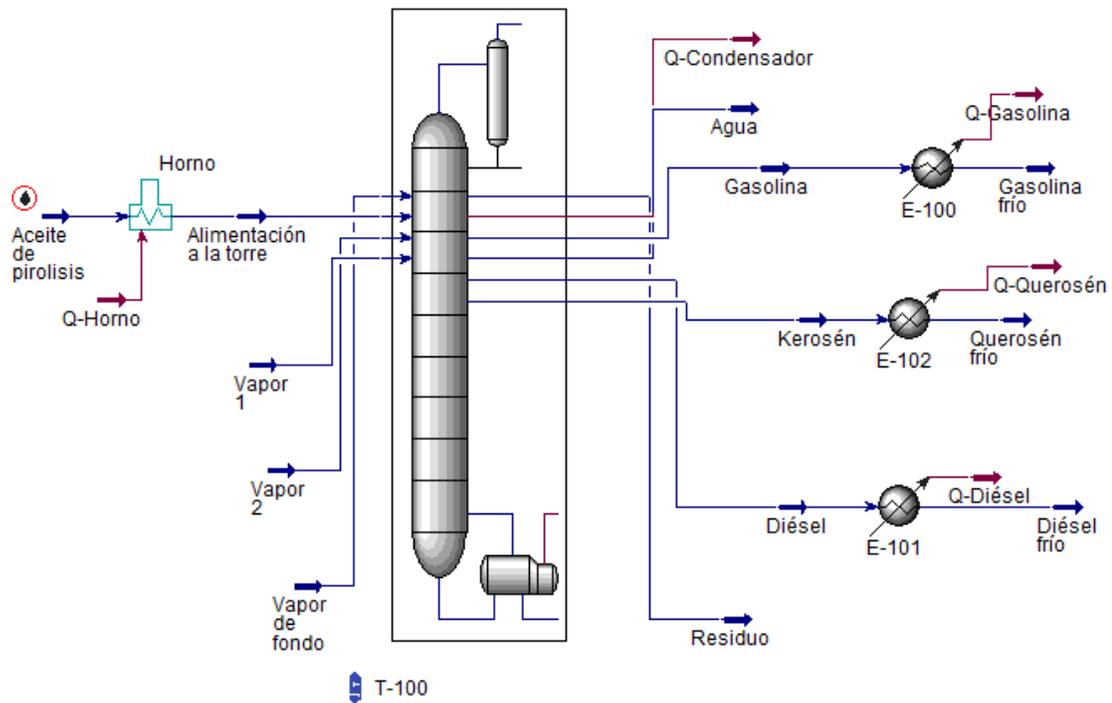
Simulación de la columna de destilación:

Para facilitar el cálculo de los equipos de la torre de destilación, se realizó la simulación del proceso de destilación del aceite de pirólisis con los datos de propiedades del aceite de pirólisis y la curva de destilación ASTM D86 (anexo 12).

Se realiza la separación de los combustibles en la columna atmosférica de destilación, donde primero el crudo entra al horno que se encarga de evaporar hasta un sobrecalentamiento de 3% a una temperatura de 336,5 °C y 189,26 kPa de presión. El crudo caliente se introduce en la parte inferior de la torre atmosférica de 25 platos en la denominada “zona flash”. La columna de destilación opera a una presión de 135,826 kPa en el tope y una presión 161,68 kPa en el fondo. Se suministra por el fondo de la columna vapor de agua a razón de 10 lb/bbl de producto para arrastrar los volátiles en el fondo de la torre y en los strippers se suministra vapor de agua de 5 lb/bbl de producto. Por el lateral del condensador sale el agua condensada con un

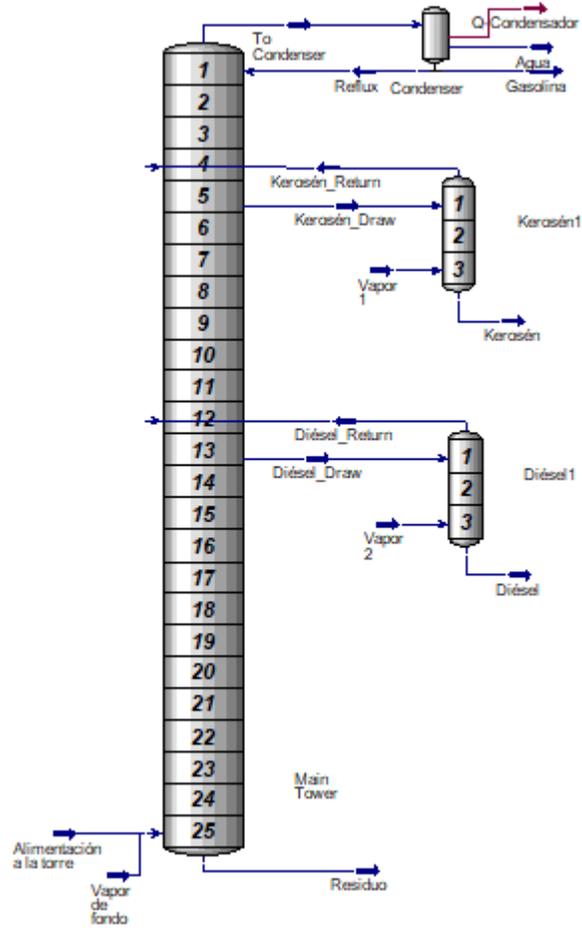
flujo de 68,08 kg/h a 71,53 °C y 135,83 kPa. Por fondo de condensador se separa la gasolina con un flujo de 760,68 kg/h a 71,53 °C y 135,83 kPa. Por el fondo del stripper con 3 bandejas y que sale en la etapa 5 de la torre, se separa el querosén con flujo de 193,89 kg/h a 170,2 °C y 168,86 kPa, en la etapa 13 de la torre por el fondo del stripper con 3 bandejas se separa el diésel con flujo de 580,42 kg/h a 238,83 °C y 165,99 kPa y por fondo de torre se separa el residuo con flujo de 190,94 kg/h.

Figura 3-10. Diagrama de flujo de la columna de destilación



Fuente: Elaboración propia, Aspen HYSYS, 2024.

Figura 3-11. Sub-diagrama de flujo de la columna de destilación



Fuente: Elaboración propia, Aspen HYSYS, 2024.

En la siguiente tabla se reflejan los datos de todas las corrientes participantes en el diagrama principal.

Tabla 3-17. Balanace de materia en la columna de destilación

Nombre	Aceite de pirolisis	Alimentación a la torre	Vapor de fondo	Gasolina	Kerosén	Diésel	Residuo
Fracción de vapor	0,00	0,97	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Temperatura [C]	25,00	336,50	336,50	71,53	170,20	238,83	328,98
Presión [kPa]	223,73	189,26	413,41	135,83	168,86	165,99	161,68
Flujo molar [kgmole/h]	12,01	12,01	3,11	7,65	1,29	2,65	0,46
Caudal másico [kg/h]	1725,12	1725,12	55,98	760,68	193,89	580,42	190,94
Caudal volumétrico[m ³ /h]	2,10	2,10	0,06	1,00	0,24	0,67	0,20
Flujo de calor [kJ/h]	-3740289,4	-2054213	-717983,9	-1596812	-360942	-972043,2	-276372,85

Nombre	Agua	Vapor 1	Vapor 2	Gasolina frío	Diésel frío	Querosén frío
Fracción de vapor	0,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00
Temperatura [C]	71,53	336,50	336,50	25,00	25,00	25,00
Presión [kPa]	135,83	413,41	413,41	135,83	165,99	168,86
Flujo molar [kgmole/h]	3,78	0,19	0,53	7,65	2,65	1,29
Caudal másico [kg/h]	68,08	3,35	9,56	760,68	580,42	193,89
Caudal volumétrico [m ³ /h]	0,07	0,00	0,01	1,00	0,67	0,24
Flujo de calor [kJ/h]	-1067946,7	-43019,1	-122645,76	-1668443,93	-1250862,82	-421911,81

Fuente: Elaboración propia, Aspen HYSYS, 2024.

Diseño del horno

El horno aprovechara como combustible los gases ligeros producto de la pirólisis. La temperatura del aceite de pirólisis a la salida del horno es de 335,5 °C.

Los cálculos para el horno toman en cuenta las siguientes consideraciones:

- La transferencia de calor en la sección de radiación será del 60% del calor total transferido, y en la sección de convección será del 40% del total (Towler & Sinnott, 2012).
- La temperatura del fluido de proceso a la salida de la sección de convección tiene un incremento de 16,6 °C en relación a la temperatura de entrada.
- La temperatura de la superficie del tubo en la sección de radiación es 150 °F (65,5 °C) superior a la temperatura de salida de la sección de convección.
- La temperatura del gas de combustión a la salida de la chimenea disminuye en 80 °C en relación a su temperatura de entrada (Towler & Sinnott, 2012).

De acuerdo a la simulación realizada la cantidad de calor transferida al fluido es: 1686076,407 kJ/h.

El calor transferido en la sección de radiación es:

$$Q = 0,6 * 1686076,4 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 1011705,8 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 281029,4 \text{ W}$$

El calor transferido en la sección de convección es:

$$Q = 0,4 * 1686076,4 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 674430,56 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = 187341,8 \text{ W}$$

Cálculo de la temperatura de gases calientes:

Según (Towler & Sinnott, 2012) el flujo de calor Q hacia los tubos en la sección de radiación debe ser de 30 kW/m².

$$T_g = \left(\frac{\dot{Q}}{\sigma * \alpha * F} + T_t^4 \right)^{1/4} \quad (\text{Ec. 3-44})$$

Se considera que la distancia entre centros de tubos es igual al diámetro del tubo, el factor de eficacia de absorción α para esta disposición es de 0,7 y el factor de intercambio de radiación F se considera igual a 1.

σ : constante de Stephen – Boltzman, $5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W/m}^2\text{K}^4$

La temperatura a la salida del tubo es:

$$T_t = T_{SC} + 65,5^\circ\text{C}$$

$$T_{SC} = T_e + 16,6^\circ\text{C}$$

$$T_{SC} = 25^\circ\text{C} + 16,6^\circ\text{C} = 41,6^\circ\text{C}$$

$$T_t = 41,6^\circ\text{C} + 65,5^\circ\text{C} = 107,1^\circ\text{C} = 380,25 \text{ K}$$

La temperatura de gases calientes es:

$$T_g = \left(\frac{30000 \frac{\text{W}}{\text{m}^2}}{5,67 \cdot 10^{-8} \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}^4} * 0,7 * 1} + (380,25 \text{ K})^4 \right)^{1/4}$$

$$T_g = 938,798 \text{ K} = 665,648^\circ\text{C}$$

Cálculo del número de tubos:

El número de tubos de la sección de radiación se calcula a partir del área plana fría, con la siguiente ecuación.

$$A_{CP} = N_{\text{tubos}} * \text{Longitud expuesta} * \text{distancia entre centros de tubo}$$

La distancia de la tubería se considera de 12 ft (3,6576 m), está dentro del rango recomendado por la API STD 560, mientras que la distancia entre centros de tubo es igual al diámetro interno de tubería, y para este caso se tiene un diámetro de $\frac{3}{4}$ in (0,01885 m).

$$N_{\text{tubos}} = \frac{A_{CP}}{\text{Longitud expuesta} * \text{distancia entre centros de tubo}} \quad (\text{Ec. 3-45})$$

El área plana fría es:

$$A_{CP} = \frac{281029,4 \text{ W}}{30000 \frac{\text{W}}{\text{m}^2}}$$

$$A_{CP} = 9,3676 \text{ m}^2$$

El número de tubos resultante es:

$$N_{\text{tubos}} = \frac{9,3676 \text{ m}^2}{3,6576 \text{ m} * 0,01885 \text{ m}}$$

$$N_{\text{tubos}} = 136$$

Cálculo del número de tubos en sección de convección:

Para un sistema de intercambio de calor gas-liquido, el coeficiente global de transferencia de calor es menor debido al gas, y se considera de $50 \text{ W/m}^2\text{°C}$.

El número de tubos depende del área de transferencia y se calcula con la siguiente ecuación, las temperaturas para el cálculo del LMTD son:

T_{te} : La temperatura a la entrada del tubo = 25 °C

T_{ts} : La temperatura a la salida del tubo = $41,6 \text{ °C}$

T_g : Temperatura de gases calientes = $665,648 \text{ °C}$

T_{cs} : La temperatura del gas de combustión a la salida de la chimenea = $585,648 \text{ °C}$

$$\Delta T_{lm} = \frac{(t_{ce} - t_{ts}) - (t_{cs} - t_{te})}{\ln \frac{(t_{ce} - t_{ts})}{(t_{cs} - t_{te})}} \quad (\text{Ec. 3-46})$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{(665,648 - 41,6) - (585,648 - 25)}{\ln \frac{(665,648 - 41,6)}{(585,648 - 25)}}$$

$$\Delta T_{lm} = 591,782 \text{ °C}$$

El área de transferencia de calor para la sección de convección es:

$$A_t = \frac{187341,8 \text{ W}}{50 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}} * 591,782 \text{ °C}}$$

$$A_t = 6,3314 \text{ m}^2$$

El área de transferencia de 1 tubo es:

$$A_{t-1 \text{ tubo}} = \pi * 0,01885 \text{ m} * 3,6576 \text{ m}$$

$$A_{t-1 \text{ tubo}} = 0,2166 \text{ m}^2$$

El número total de tubos es:

$$N_t = \frac{6,3314 \text{ m}^2}{0,2166 \text{ m}^2} = 30$$

Cálculo de las dimensiones del horno

La distribución de tubos en la sección de radiación se lleva a cabo en 3 caras para un total de 136 tubos en las 2 caras laterales se reparten 68 tubos en cada una, mientras que los tubos en la cara superior se calculan con la siguiente ecuación:

$$N_{\text{tubos pared superior}} = \frac{68}{1,85} = 36$$

La altura de la sección de radiación para un diámetro externo de tubería de 1,05 in (0,02667 m) es:

$$H_{\text{radiación}} = \frac{1}{2} * 136 * 0,02667 \text{ m} + 2 * (0,02667 \text{ m})$$

$$H_{\text{radiación}} = 1,87 \text{ m}$$

La altura de la sección de convección:

$$H_{\text{convección}} = \frac{1}{2} * 30 * 0,02667 \text{ m}$$

$$H_{\text{convección}} = 0,4 \text{ m}$$

La altura total del horno:

$$H_{\text{horno}} = 1,87 \text{ m} + 0,4 \text{ m}$$

$$H_{\text{horno}} = 2,27 \text{ m}$$

La profundidad del horno:

La profundidad del horno se calcula considerando una distancia de 2 diámetros externos de tubería y la longitud del tubo con la ecuación:

$$W_{\text{radiación}} = L_{\text{tubos}} + 2 * d_{\text{ext}} \quad (\text{Ec. 3-47})$$

$$W_{\text{radiación}} = 3,6576 \text{ m} + 2 * 0,02667 \text{ m}$$

$$W_{\text{radiación}} = 3,7109 \text{ m}$$

El ancho del horno:

$$A_{\text{radiación}} = \frac{H_{\text{radiación}}}{1,5} \quad (\text{Ec. 3-48})$$

$$A_{\text{radiación}} = \frac{1,87 \text{ m}}{1,5} = 1,2467 \text{ m}$$

Intercambiador de calor para enfriar la gasolina

Con la simulación en Aspen HYSYS se obtuvo el calor removido en un intercambiador de calor de doble tubo en flujos contracorriente.

$Q = 71631,95 \text{ kJ/h}$ (calor removido)

$m_{\text{H}_2\text{O}} = 462,72 \text{ kg/h}$ (masa de agua necesaria para enfriar)

De acuerdo a Donald Q. Kern “procesos de transferencia de calor”, para el diseño del intercambiador de calor, se propone de acuerdo a la tabla 6.1 del libro (anexo 22) las dimensiones de los tubos.

Tubo exterior IPS: 2

Tubo interior IPS: 1 ¼

De la tabla 11, del libro de Kern, se saca los diámetros externos e interno para una cedula 40.

Tubo exterior IPS: 2 in → DE: 2,38 in (0,1983 ft); DI: 2,067 in (0,17225 ft)

Tubo interior IPS: 1 ¼ → DE: 1,66 in (0,1383 ft); DI: 1,38 in (0,115 ft)

Cálculo de la ΔT_{ml} :

Fluido caliente:

T_1 : 71,53 °C

T_2 : 25 °C

Fluido frío:

t_1 : 18 °C

t_2 : 55 °C

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (\text{Ec. 3-49})$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(71,53 - 55) - (25 - 18)}{\ln \frac{(71,53 - 55)}{(25 - 18)}}$$

$$\Delta T_{ml} = 11,09 \text{ °C}$$

Cálculo de área:

Dado que los fluidos que participan del intercambio de calor son agua y combustibles, de acuerdo con Incropera y Dewitt, “Fundamentos de transferencia de calor” se utiliza el valor $U = 350 \text{ (W/m}^2\text{°C)}$, para calcular el área necesaria para el intercambiador.

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_{ml}} \quad (\text{Ec. 3-50})$$

$$A = \frac{19897,8 \text{ W}}{350 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ °C}} * 11,09 \text{ °C}}$$

$$A = 5,126 \text{ m}^2$$

Con un sobredimensionamiento del 20%.

$$A = 6,15 \text{ m}^2$$

A continuación, se define la ecuación para calcular la longitud estimada del intercambiador de calor, misma que está en función del área y la superficie exterior por pie lineal del tubo interno.

$$L_{\text{est}} = \frac{A_{\text{est}}}{a_{\text{esp}}} \quad (\text{Ec. 3-51})$$

Para una tubería 1 ¼ pulgadas, el área específica es 0,132588 m²/m.

$$L_{\text{est}} = \frac{6,15 \text{ m}^2}{0,132588 \frac{\text{m}^2}{\text{m}}} = 46,38 \text{ m}$$

Se sabe que la longitud por horquilla L_h es de 24 ft (7,312 m) y que la longitud estimada del intercambiador de calor es de 46,38, con lo que es posible saber el número de horquillas que integrarán el intercambiador de calor.

$$N_h = \frac{L_{\text{total}}}{L_{\text{horquilla}}} \quad (\text{Ec. 3-52})$$

$$N_h = \frac{46,38 \text{ m}}{7,312 \text{ m}} = 6$$

El número de horquillas calculado es 6

Intercambiador de calor para enfriar el diésel

Con la simulación en Aspen HYSYS se obtuvo el calor removido para el enfriamiento del diésel en un intercambiador de calor de doble tubo en flujos contracorriente.

$Q = 77449,9 \text{ W}$ (calor removido)

$m_{\text{H}_2\text{O}} = 925,55 \text{ kg/h}$ (masa de agua necesaria para enfriar)

De acuerdo a Donald Q. Kern “procesos de transferencia de calor”, para el diseño del intercambiador de calor, se propone de acuerdo a la tabla 6.1 del libro (anexo 22) las dimensiones de los tubos.

Tubo exterior IPS: 2

Tubo interior IPS: 1 ¼

De la tabla 11, del libro de Kern, se saca los diámetros externos e interno para una cedula 40.

Tubo exterior IPS: 2 in → DE: 2,38 in (0,1983 ft); DI: 2,067 in (0,17225 ft)

Tubo interior IPS: 1 ¼ in → DE: 1,66 in (0,1383 ft); DI: 1,38 in (0,115 ft)

Cálculo de la ΔT_{ml} :

Fluido caliente:

Fluido frio:

T_1 : 238,83 °C

t_1 : 18 °C

T_2 : 25 °C

t_2 : 90 °C

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (\text{Ec. 3-53})$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(238,83 - 90) - (25 - 18)}{\ln \frac{(238,83 - 90)}{(25 - 18)}}$$

$$\Delta T_{ml} = 46,4 \text{ °C}$$

Cálculo de área:

Dado que los fluidos que participan del intercambio de calor son agua y combustibles, de acuerdo con Incropera y Dewitt, “Fundamentos de transferencia de calor” se utiliza el valor $U = 350 \text{ (W/m}^2\text{°C)}$, para calcular el área necesaria para el intercambiador.

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_{ml}} \quad (\text{Ec. 3-54})$$

$$A = \frac{77449,9 \text{ W}}{350 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ °C}} * 46,4 \text{ °C}}$$

$$A = 4,77 \text{ m}^2$$

Con un sobredimensionamiento del 20%.

$$A = 5,7 \text{ m}^2$$

A continuación, se define la ecuación para calcular la longitud estimada del intercambiador de calor, misma que está en función del área y la superficie exterior por pie lineal del tubo interno.

$$L_{\text{est}} = \frac{A_{\text{est}}}{a_{\text{esp}}}$$

Para una tubería 1 ¼ pulgadas, el área específica es 0,132588 m²/m.

$$L_{\text{est}} = \frac{5,7 \text{ m}^2}{0,132588 \frac{\text{m}^2}{\text{m}}} = 43,16 \text{ m}$$

Se sabe que la longitud por horquilla L_h es de 24 ft (7,312 m) y que la longitud estimada del intercambiador de calor es de 43,16 m, con lo que es posible saber el número de horquillas que integrarán el intercambiador de calor.

$$N_h = \frac{L_{\text{total}}}{L_{\text{horquilla}}} \quad (\text{Ec. 3-55})$$

$$N_h = \frac{43,16 \text{ m}}{7,312 \text{ m}} = 5,9 \approx 6$$

El número de horquillas calculado se redondea a 6

Intercambiador de calor para enfriar el querosén

Con la simulación en Aspen HYSYS se obtuvo el calor removido para enfriar el residuo en un intercambiador de calor de doble tubo en flujos contracorriente.

Q = 16440,76 W (calor removido)

m_{H2O} = 196,47 kg/h (masa de agua necesaria para enfriar)

De acuerdo a Donald Q. Kern “procesos de transferencia de calor”, para el diseño del intercambiador de calor, se propone de acuerdo a la tabla 6.1 del libro (anexo 22) las dimensiones de los tubos.

Tubo exterior IPS: 2

Tubo interior IPS: 1 ¼

De la tabla 11, del libro de Kern, se saca los diámetros externos e interno para una cedula 40.

Tubo exterior IPS: 2 in → DE: 2,38 in (0,1983 ft); DI: 2,067 in (0,17225 ft)

Tubo interior IPS: 1 ¼ → DE: 1,66 in (0,1383 ft); DI: 1,38 in (0,115 ft)

Cálculo de la ΔT_{ml} :

Fluido caliente:

T_1 : 170,2 °C

T_2 : 30 °C

Fluido frio:

t_1 : 18 °C

t_2 : 90 °C

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (\text{Ec. 3-56})$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(170,2 - 90) - (30 - 18)}{\ln \frac{(170,2 - 90)}{(30 - 18)}}$$

$$\Delta T_{ml} = 35,9 \text{ °C}$$

Cálculo de área:

Dado que los fluidos que participan del intercambio de calor son agua y combustibles, de acuerdo con Incropera y Dewitt, “Fundamentos de transferencia de calor” se utiliza el valor $U = 350 \text{ (W/m}^2\text{°C)}$, para calcular el área necesaria para el intercambiador.

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_{ml}} \quad (\text{Ec. 3-57})$$

$$A = \frac{16440,8 \text{ W}}{350 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} * 35,9 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$A = 1,3 \text{ m}^2$$

Con un sobredimensionamiento del 20%.

$$A = 1,6 \text{ m}^2$$

A continuación, se define la ecuación para calcular la longitud estimada del intercambiador de calor, misma que está en función del área y la superficie exterior por pie lineal del tubo interno.

$$L_{\text{est}} = \frac{A_{\text{est}}}{a_{\text{esp}}} \quad (\text{Ec. 3-58})$$

Para una tubería 1 ¼ pulgadas, el área específica es 0,132588 m²/m.

$$L_{\text{est}} = \frac{1,6 \text{ m}^2}{0,132588 \frac{\text{m}^2}{\text{m}}} = 12,0725 \text{ m}$$

Se sabe que la longitud por horquilla L_h es de 24 ft (7,312 m) y que la longitud estimada del intercambiador de calor es de 12,0725 m, con lo que es posible saber el número de horquillas que integrarán el intercambiador de calor.

$$N_h = \frac{L_{\text{total}}}{L_{\text{horquilla}}} \quad (\text{Ec. 3-59})$$

$$N_h = \frac{12,0725 \text{ m}}{7,312 \text{ m}} = 1,651 \approx 2$$

El número de horquillas calculado se redondea a 2.

Intercambiador de calor para enfriar el residuo

Con la simulación en Aspen HYSYS se obtuvo el calor removido para enfriar el residuo en un intercambiador de calor de doble tubo en flujos contracorriente.

$$Q = 38243,65 \text{ W (calor removido)}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 457,5 \text{ kg/h (masa de agua necesaria para enfriar)}$$

De acuerdo a Donald Q. Kern “procesos de transferencia de calor”, para el diseño del intercambiador de calor, se propone de acuerdo a la tabla 6.1 del libro (anexo 22) las dimensiones de los tubos.

Tubo exterior IPS: 2

Tubo interior IPS: 1 ¼

De la tabla 11, del libro de Kern, se saca los diámetros externos e interno para una cedula 40.

Tubo exterior IPS: 2 in → DE: 2,38 in (0,1983 ft); DI: 2,067 in (0,17225 ft)

Tubo interior IPS: 1 ¼ → DE: 1,66 in (0,1383 ft); DI: 1,38 in (0,115 ft)

Cálculo de la ΔT_{ml} :

Fluido caliente:

$$T_1: 329 \text{ °C}$$

$$T_2: 30 \text{ °C}$$

Fluido frío:

$$t_1: 18 \text{ °C}$$

$$t_2: 90 \text{ °C}$$

$$\Delta T_{\text{ml}} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (\text{Ec. 3-60})$$

$$\Delta T_{\text{ml}} = \frac{(329 - 90) - (30 - 18)}{\ln \frac{(329 - 90)}{(30 - 18)}}$$

$$\Delta T_{\text{ml}} = 75,88 \text{ °C}$$

Cálculo de área:

Dado que los fluidos que participan del intercambio de calor son agua y combustibles, de acuerdo con Incropera y Dewitt, “Fundamentos de transferencia de calor” se utiliza el valor $U = 350 \text{ (W/m}^2\text{°C)}$, para calcular el área necesaria para el intercambiador.

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_{ml}} \quad (\text{Ec. 3-61})$$

$$A = \frac{38243,65 \text{ W}}{350 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{°C}} * 75,88 \text{ °C}}$$

$$A = 1,44 \text{ m}^2$$

Con un sobredimensionamiento del 20%.

$$A = 1,7 \text{ m}^2$$

A continuación, se define la ecuación para calcular la longitud estimada del intercambiador de calor, misma que está en función del área y la superficie exterior por pie lineal del tubo interno.

$$L_{est} = \frac{A_{est}}{a_{esp}} \quad (\text{Ec. 3-62})$$

Para una tubería 1 ¼ pulgadas, el área específica es $0,132588 \text{ m}^2/\text{m}$.

$$L_{est} = \frac{1,7 \text{ m}^2}{0,132588 \frac{\text{m}^2}{\text{m}}} = 13,03 \text{ m}$$

Se sabe que la longitud por horquilla L_h es de 24 ft (7,312 m) y que la longitud estimada del intercambiador de calor es de 13,03 m, con lo que es posible saber el número de horquillas que integrarán el intercambiador de calor.

$$N_h = \frac{L_{total}}{L_{horquilla}} \quad (\text{Ec. 3-63})$$

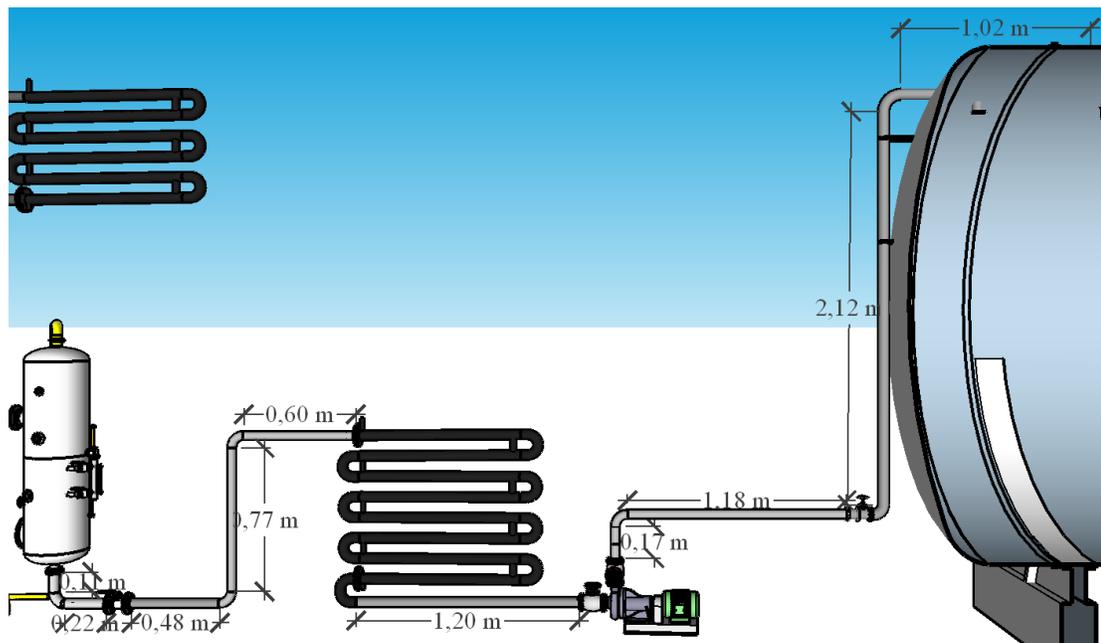
$$N_h = \frac{13,03 \text{ m}}{7,312 \text{ m}} = 1,78 \approx 2$$

El número de horquillas calculado se redondea a 2.

3.8.6 Diseño de bombas

Bomba aceite de pirólisis

Figura 3-12. Diagrama bomba de aceite de pirólisis



Fuente: Elaboración propia, 2024.

Para el diseño de la bomba se usará cañerías de acero comercial con rugosidad absoluta de 0,00006 m, para los diámetros de las tuberías se usará la gráfica de Mott, R (anexo 36) el cual tiene un diámetro de succión y un diámetro de descarga.

μ : 0,0015 kg/m s

Ds: 0,02363 m (diámetro interno de succión)

Dd: 0,0183 m (diámetro interno de descarga)

Q: 0,000516 m³/s

ρ : 808,3 kg/m³

$\Delta P = 2422 \text{ kg/m}^2$ aprox. 2,5 m pérdida de carga (intercambiador de calor)

Usando la ecuación de balance macroscópico de energía para el cálculo de la altura de diseño tenemos:

$$H_{\text{DIS}} = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \frac{\Delta V^2}{2g} + \Delta Z + hf \quad (\text{Ec. 3-64})$$

$$hf = \frac{\text{Vel}^2}{2 * g * D_i} \sum (L_c + L_{\text{ACC}}) f \quad (\text{Ec. 3-65})$$

Donde:

ρ : Densidad

g : Gravedad (9,81 m/s²)

ΔP : Diferencia de presión

ΔV : Diferencia de velocidad

V_s : Velocidad de succión

V_d : Velocidad de descarga

Vel : Velocidad (succión o descarga)

ΔZ : Diferencia de altura

hf : Longitud equivalente del tramo total

L_c : Longitud equivalente de la cañería

L_{acc} : Longitud equivalente de accesorios

f : Factor de fricción

Tramo de succión:

$$V_s = \frac{4 * Q}{\pi * D_s^2} \quad (\text{Ec. 3-66})$$

$$V_s = \frac{4 * 0,000516 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi * (0,02363 \text{ m})^2}$$

$$V_s = 1,1766 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Calculamos el número de Reynolds para encontrar el factor de fricción:

$$\text{Re} = \frac{D_i * V_s * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 3-67})$$

$$\text{Re} = \frac{0,02363 \text{ m} * 1,1766 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 808,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,0015 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$\text{Re} = 14982,26$$

Dado a que el flujo es turbulento depende de la rugosidad del material, entonces el factor de fricción es igual:

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 \frac{\varepsilon}{D} + \frac{5,74}{\text{Re}^{0,9}} \right) \right]^2} \quad (\text{Ec. 3-68})$$

Para acero inoxidable $\varepsilon = 0,006 \text{ cm}$

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 * \frac{0,00006 \text{ m}}{0,02363 \text{ m}} + \frac{5,74}{14982,26^{0,9}} \right) \right]^2}$$

$$f = 0,0325$$

De la figura 3-12 se obtiene la longitud de la cañería y los accesorios, la longitud equivalente de los accesorios se obtiene de la figura adjunta en el anexo 37.

Tabla 3-18. Longitud de succión separador-bomba

Accesorios DN 20 (Lacc)	
Válvula de paso y cierre	0,82 m
Válvula de bola	0,29 m
Codo 90° x 4	0,63 m x 4 = 2,52 m
Intercambiador	2,5 m
Longitud de tubería DN 20 (Lc)	
Tubo de acero total	3,38 m

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Usando la ecuación 3-65, tenemos:

$$h_{fs} = \frac{\left(1,1766 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 0,02363 \text{ m}} * (3,38 \text{ m} + 5,31 \text{ m}) * 0,0325$$

$$h_{fs} = 0,9236 \text{ m}$$

Tramo de la descarga:

$$V_s = \frac{4 * Q}{\pi * Dd^2} \quad (\text{Ec. 3-69})$$

$$V_s = \frac{4 * 0,000516 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi * (0,0183 \text{ m})^2}$$

$$V_s = 1,9618 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Calculamos el número de Reynolds para encontrar el factor de fricción:

$$\text{Re} = \frac{D_i * V_s * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 3-70})$$

$$Re = \frac{0,0183 \text{ m} * 1,9618 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 808,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,0015 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 19345,95$$

Dado a que el flujo es turbulento depende de la rugosidad del material, entonces el factor de fricción es igual:

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 \frac{\varepsilon}{D} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2} \quad (\text{Ec. 3-71})$$

Para acero inoxidable $\varepsilon = 0,006 \text{ cm}$

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 * \frac{0,00006 \text{ m}}{0,0183 \text{ m}} + \frac{5,74}{19345,95^{0,9}} \right) \right]^2}$$

$$f = 0,0325$$

De la figura 3-12 se obtiene la longitud de la cañería y los accesorios, la longitud equivalente de los accesorios se obtiene de la figura adjunta en el anexo 37.

Tabla 3-19. Longitud de descarga bomba-tanque de aceite de pirólisis

Accesorios DN 15 (Lacc)	
Válvula de paso y cierre	0,76 m
Codo x 4	0,50 m x 4 = 2 m
Longitud de tubería DN 15 (Lc)	
Tubo de acero total	4,49 m

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Usando la ecuación 3-65, tenemos:

$$h_{fd} = \frac{\left(1,9618 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 0,0183 \text{ m}} * (4,49 \text{ m} + 2,76 \text{ m}) * 0,0325$$

$$h_{fd} = 2,525 \text{ m}$$

Pérdida de carga total:

$$h_f = h_{f_{\text{Succión}}} + h_{f_{\text{Descarga}}} \quad (\text{Ec. 3-72})$$

$$h_f = 0,9236 \text{ m} + 2,525 \text{ m}$$

$$h_f = 3,448 \text{ m}$$

Debido a que las presiones del proceso son iguales, usando la ecuación 3-64, tenemos:

$$H_{DIS} = \frac{\left(1,9618 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 - \left(1,1766 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 1,52 \text{ m} + 3,448 \text{ m}$$

$$H_{DIS} = 5,0938 \text{ m}$$

Cálculo de la potencia teórica:

$$P_t = Q * g * \rho * H_{DIS} \quad (\text{Ec. 3-73})$$

$$P_t = 0,000516 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 808,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 5,0938 \text{ m}$$

$$P_t = 20,84 \text{ W}$$

Cálculo de la potencia real:

En general las bombas tienen una eficiencia media del 75% (Testing and Research Centre How to improve efficiency of centrifugal pumps, 2009).

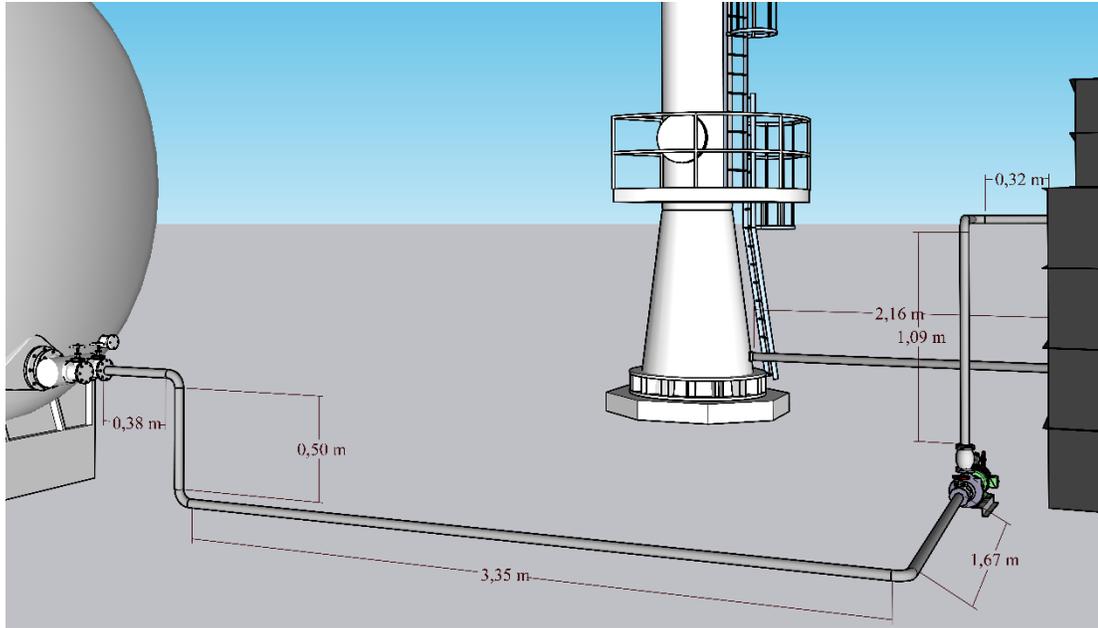
$$P_r = \frac{P_t}{0,75} \quad (\text{Ec. 3-74})$$

$$P_r = \frac{20,84 \text{ W}}{0,75}$$

$$P_r = 27,79 \text{ W}$$

Bomba de aceite de pirólisis al horno

Figura 3-13. Diagram bomba aceite pirólisis-horno



Fuente: Elaboración propia, 2024.

Para el diseño de la bomba se usará cañerías de acero comercial con rugosidad absoluta de 0,00006 m, para los diámetros de las tuberías se usará la gráfica de Mott, R (anexo 36) el cual tiene un diámetro de succión y un diámetro de descarga.

μ : 0,0017 kg/m s

Ds: 0,02363 m (diámetro interno de succión)

Dd: 0,0183 m (diámetro interno de descarga)

Q: 0,000584 m³/s

ρ : 812,3 kg/m³

ΔP = 5 psi aprox. 3,52 m pérdida de carga (horno)

Usando la ecuación de balance macroscópico de energía para el cálculo de la altura de diseño tenemos:

$$H_{DIS} = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \frac{\Delta V^2}{2g} + \Delta Z + hf \quad (\text{Ec. 3-75})$$

$$hf = \frac{Vel^2}{2 * g * D_i} \sum (L_C + L_{ACC}) f \quad (\text{Ec. 3-76})$$

Tramo de succión:

$$V_S = \frac{4 * Q}{\pi * D_S^2} \quad (\text{Ec. 3-77})$$

$$V_S = \frac{4 * 0,000584 \frac{m^3}{s}}{\pi * (0,02363 \text{ m})^2}$$

$$V_S = 1,3317 \frac{m}{s}$$

Calculamos el número de Reynolds para encontrar el factor de fricción:

$$Re = \frac{D_i * V_S * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 3-78})$$

$$Re = \frac{0,02363 \text{ m} * 1,3317 \frac{m}{s} * 812,3 \frac{kg}{m^3}}{0,0017 \frac{kg}{m \cdot s}}$$

$$Re = 15035,8$$

Dado a que el flujo es turbulento depende de la rugosidad del material, entonces el factor de fricción es igual:

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 \frac{\varepsilon}{D} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2} \quad (\text{Ec. 3-79})$$

Para acero inoxidable $\varepsilon = 0,006 \text{ cm}$

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 * \frac{0,00006 \text{ m}}{0,02363 \text{ m}} + \frac{5,74}{15035,8^{0,9}} \right) \right]^2}$$

$$f = 0,0325$$

De la figura 3-13 se obtiene la longitud de la cañería y los accesorios, la longitud equivalente de los accesorios se obtiene de la figura adjunta en el anexo 37.

Tabla 3-20. Longitud de succión tanque de aceite de pirólisis-bomba

Accesorios DN 20 (Lacc)	
Válvula de paso y cierre x2	0,82 m x 2 = 1,64
Codo 90° x 3	0,63 m x 3 = 1,89 m
Longitud de tubería DN 20 (Lc)	
Tubo de acero total	5,9 m

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Usando la ecuación 3-76, tenemos:

$$h_{fs} = \frac{\left(1,3317 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 0,02363 \text{ m}} * (5,9 \text{ m} + 3,53 \text{ m}) * 0,0325$$

$$h_{fs} = 1,1723 \text{ m}$$

Tramo de la descarga:

$$V_s = \frac{4 * Q}{\pi * Dd^2} \quad (\text{Ec. 3-80})$$

$$V_s = \frac{4 * 0,000584 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi * (0,0183 \text{ m})^2}$$

$$V_s = 2,22 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Calculamos el número de Reynolds para encontrar el factor de fricción:

$$Re = \frac{D_i * V_s * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 3-81})$$

$$Re = \frac{0,0183 \text{ m} * 2,22 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 812,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,0017 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 19415,09$$

Dado a que el flujo es turbulento depende de la rugosidad del material, entonces el factor de fricción es igual:

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 \frac{\varepsilon}{D} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2} \quad (\text{Ec. 3-82})$$

Para acero inoxidable $\varepsilon = 0,006 \text{ cm}$

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 * \frac{0,00006 \text{ m}}{0,0183 \text{ m}} + \frac{5,74}{19415,09^{0,9}} \right) \right]^2}$$

$$f = 0,0325$$

De la figura 3-13 se obtiene la longitud de la cañería y los accesorios, la longitud equivalente de los accesorios se obtiene de la figura adjunta en el anexo 37.

Tabla 3-21. Longitud de descarga bomba-columna de destilación

Accesorios DN 15 (Lacc)	
Válvula de paso y cierre	0,76 m
Codo	0,50 m
Horno	3,52
Longitud de tubería DN 15 (Lc)	
Tubo de acero total	3,57 m

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Usando la ecuación 3-76, tenemos:

$$h_{fd} = \frac{\left(2,22 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 0,0183 \text{ m}} * (3,57 \text{ m} + 4,78 \text{ m}) * 0,0325$$

$$h_{fd} = 2,1534 \text{ m}$$

Pérdida de carga total:

$$hf = hf_{\text{Succión}} + hf_{\text{Descarga}} \quad (\text{Ec. 3-83})$$

$$hf = 1,1723 \text{ m} + 2,1534 \text{ m}$$

$$hf = 3,5258 \text{ m}$$

Usando la ecuación 3-75, tenemos:

$$H_{\text{DIS}} = \frac{\left(2,22 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 - \left(1,3317 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 0,71 \text{ m} + 3,5258 \text{ m}$$

$$H_{\text{DIS}} = 4,1967 \text{ m}$$

Cálculo de la potencia teórica:

$$P_t = Q * g * \rho * H_{\text{DIS}} \quad (\text{Ec. 3-84})$$

$$P_t = 0,000584 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 812,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 4,1967 \text{ m}$$

$$P_t = 19,53 \text{ W}$$

Cálculo de la potencia real:

En general las bombas tienen una eficiencia media del 75% (Testing and Research Centre How to improve efficiency of centrifugal pumps, 2009).

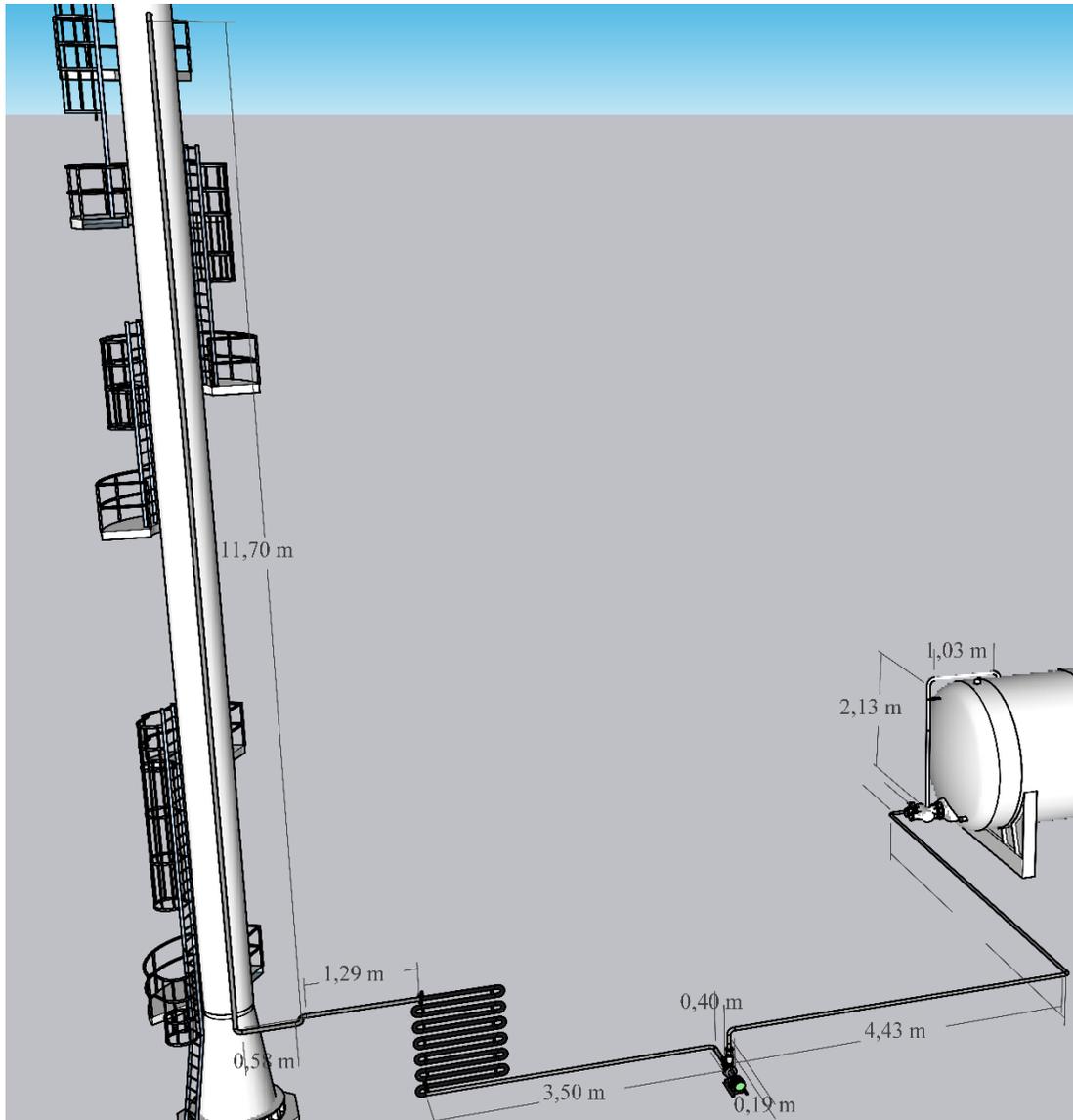
$$P_r = \frac{P_t}{0,75} \quad (\text{Ec. 3-85})$$

$$P_r = \frac{18,78 \text{ W}}{0,75}$$

$$P_r = 26 \text{ W}$$

Bomba de gasolina

Figura 3-14. Diagrama bomba de gasolina



Fuente: Elaboración propia, 2024.

Para el diseño de la bomba se usará cañerías de acero comercial con rugosidad absoluta de 0,00006 m, para los diámetros de las tuberías se usará la gráfica de Mott, R (anexo 36) el cual tiene un diámetro de succión y un diámetro de descarga.

μ : 0,0005 kg/m s

Ds: 0,015799 m (diámetro interno de succión)

Dd: 0,01252 m (diámetro interno de descarga)

Q: 0,000277 m³/s

ρ: 753,2 kg/m³

Usando la ecuación de balance macroscópico de energía para el cálculo de la altura de diseño tenemos:

$$H_{DIS} = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \frac{\Delta V^2}{2g} + \Delta Z + hf \quad (\text{Ec. 3-86})$$

$$hf = \frac{Vel^2}{2 * g * D_i} \sum (L_C + L_{ACC}) f \quad (\text{Ec. 3-87})$$

Tramo de succión:

$$V_S = \frac{4 * Q}{\pi * D_S^2} \quad (\text{Ec. 3-88})$$

$$V_S = \frac{4 * 0,000277 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi * (0,015799 \text{ m})^2}$$

$$V_S = 1,413 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Calculamos el número de Reynolds para encontrar el factor de fricción:

$$Re = \frac{D_i * V_S * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 3-89})$$

$$Re = \frac{0,015799 \text{ m} * 1,413 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 753,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,0005 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 33628,4$$

Dado a que el flujo es turbulento depende de la rugosidad del material, entonces el factor de fricción es igual:

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 \frac{\varepsilon}{D} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2} \quad (\text{Ec. 3-90})$$

Para acero inoxidable $\varepsilon = 0,006 \text{ cm}$

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 * \frac{0,00006 \text{ m}}{0,015799 \text{ m}} + \frac{5,74}{33628,4^{0,9}} \right) \right]^2}$$

$$f = 0,03142$$

De la figura 3-14 se obtiene la longitud de la cañería y los accesorios, la longitud equivalente de los accesorios se obtiene de la figura adjunta en el anexo 37.

Tabla 3-22. Longitud de succión columna de destilación-bomba

Accesorios DN 15 (Lacc)	
Válvula de paso y cierre	0,76 m
Codo 90° x 6	0,5 m x 6 = 3 m
Intercambiador	2,5 m
Longitud de tubería DN 15 (Lc)	
Tubo de acero total	17,17 m

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Usando la ecuación 3-87, tenemos:

$$h_{fs} = \frac{\left(1,413 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 0,015799 \text{ m}} * (17,17 \text{ m} + 6,26 \text{ m}) * 0,03142$$

$$h_{fs} = 4,7413 \text{ m}$$

Tramo de la descarga:

$$V_s = \frac{4 * Q}{\pi * Dd^2} \quad (\text{Ec. 3-91})$$

$$V_s = \frac{4 * 0,000277 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi * (0,01252 \text{ m})^2}$$

$$V_s = 2,2492 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Calculamos el número de Reynolds para encontrar el factor de fricción:

$$\text{Re} = \frac{D_i * V_s * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 3-92})$$

$$\text{Re} = \frac{0,01252 \text{ m} * 2,2492 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 553,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,0005 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$\text{Re} = 42427,7$$

Dado a que el flujo es turbulento depende de la rugosidad del material, entonces el factor de fricción es igual:

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 \frac{\varepsilon}{D} + \frac{5,74}{\text{Re}^{0,9}} \right) \right]^2} \quad (\text{Ec. 3-93})$$

Para acero inoxidable $\varepsilon = 0,006 \text{ cm}$

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 * \frac{0,00006 \text{ m}}{0,01252 \text{ m}} + \frac{5,74}{42427,7^{0,9}} \right) \right]^2}$$

$$f = 0,03252$$

De la figura 3-14 se obtiene la longitud de la cañería y los accesorios, la longitud equivalente de los accesorios se obtiene de la figura adjunta en el anexo 37.

Tabla 3-23. Longitud de descarga bomba-tanque de gasolina

Accesorios DN 10 (Lacc)	
Válvula de paso y cierre x 2	0,57 m x 2 = 1,14 m
Codo x 6	0,38 m x 6 = 2,28 m
Longitud de tubería DN 10 (Lc)	
Tubo de acero total	14,37 m

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Usando la ecuación 3-87, tenemos:

$$h_{fd} = \frac{\left(2,2492 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 0,01252 \text{ m}} * (14,37 \text{ m} + 3,42 \text{ m}) * 0,03252$$

$$h_{fd} = 11,912 \text{ m}$$

Pérdida de carga total:

$$h_f = h_{f_{\text{Succión}}} + h_{f_{\text{Descarga}}} \quad (\text{Ec. 3-94})$$

$$h_f = 4,7413 \text{ m} + 11,912 \text{ m}$$

$$h_f = 16,6533 \text{ m}$$

Usando la ecuación 3-86, tenemos:

$$H_{DIS} = \frac{\left(101325 \frac{\text{kg}}{\text{m s}^2} - 135800 \frac{\text{kg}}{\text{m s}^2}\right)}{553,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + \frac{\left(2,25 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 - \left(1,4 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 9,71 \text{ m} + 16,6533 \text{ m}$$

$$H_{DIS} = 2,4335 \text{ m}$$

Cálculo de la potencia teórica:

$$P_t = Q * g * \rho * H_{DIS} \quad (\text{Ec. 3-95})$$

$$P_t = 0,000277 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 753,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 2,4335 \text{ m}$$

$$P_t = 4,98 \text{ W}$$

Cálculo de la potencia real:

En general las bombas tienen una eficiencia media del 75% (Testing and Research Centre How to improve efficiency of centrifugal pumps, 2009).

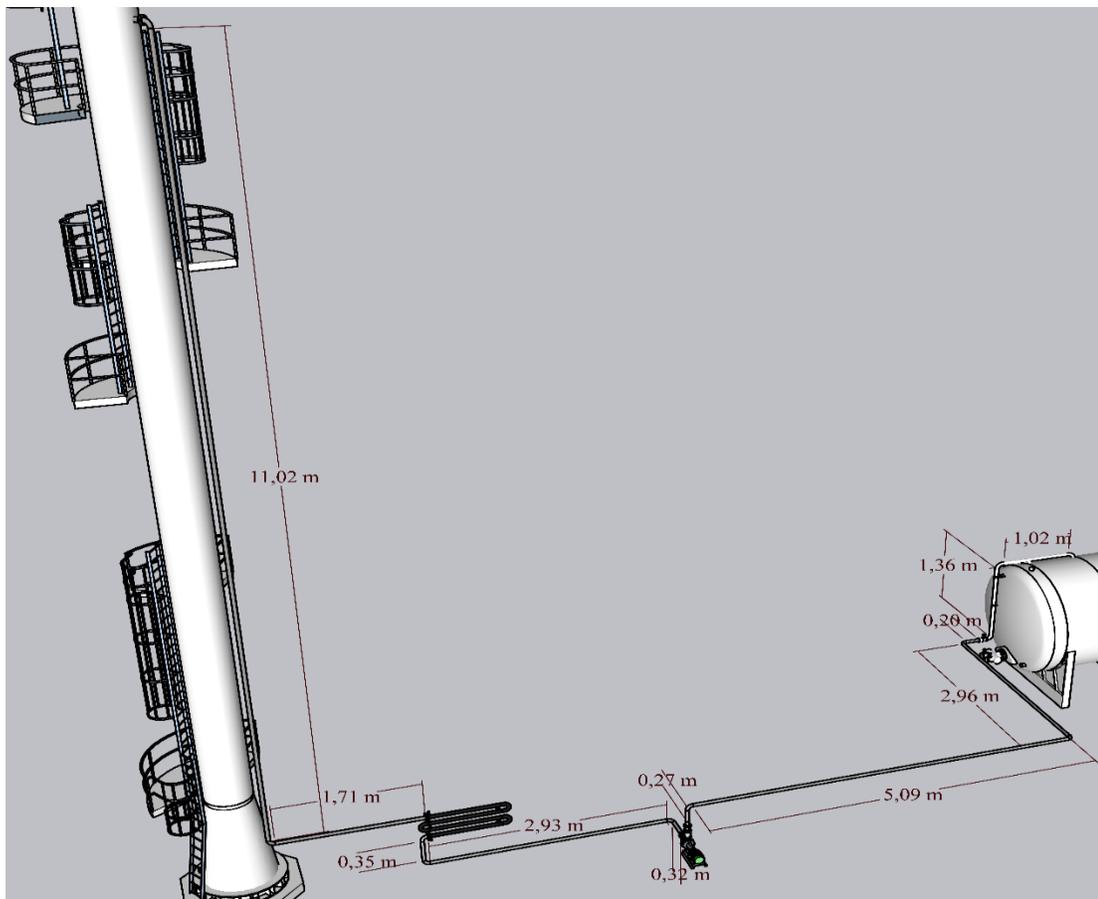
$$P_r = \frac{P_t}{0,75} \quad (\text{Ec. 3-96})$$

$$P_r = \frac{2,98 \text{ W}}{0,75}$$

$$P_r = 6,64 \text{ W}$$

Bomba kerosene

Figura 3-15. Diagrama bomba kerosene



Fuente: Elaboración propia, 2024.

Para el diseño de la bomba se usará cañerías de acero comercial con rugosidad absoluta de 0,00006 m.

μ : 0,0018 kg/m s

Ds: 0,009246 m (diámetro interno de succión)

Dd: 0,006833 m (diámetro interno de descarga)

Q: 0,0000674 m³/s

ρ : 799 kg/m³

Usando la ecuación de balance macroscópico de energía para el cálculo de la altura de diseño tenemos:

$$H_{DIS} = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \frac{\Delta V^2}{2g} + \Delta Z + hf \quad (\text{Ec. 3-97})$$

$$hf = \frac{Vel^2}{2 * g * D_i} \sum (L_C + L_{ACC}) f \quad (\text{Ec. 3-98})$$

Tramo de succión:

$$V_S = \frac{4 * Q}{\pi * D_S^2} \quad (\text{Ec. 3-99})$$

$$V_S = \frac{4 * 0,0000674 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi * (0,009246 \text{ m})^2}$$

$$V_S = 1,0041 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Calculamos el número de Reynolds para encontrar el factor de fricción:

$$Re = \frac{D_i * V_S * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 3-100})$$

$$Re = \frac{0,009246 \text{ m} * 1,0041 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 799 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,0018 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 4121$$

Dado a que el flujo es turbulento depende de la rugosidad del material, entonces el factor de fricción es igual:

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 \frac{\varepsilon}{D} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2} \quad (\text{Ec. 3-101})$$

Para acero inoxidable $\varepsilon = 0,006 \text{ cm}$

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 * \frac{0,00006 \text{ m}}{0,009246 \text{ m}} + \frac{5,74}{4121^{0,9}} \right) \right]^2}$$

$$f = 0,04706$$

De la figura 3-15 se obtiene la longitud de la cañería y los accesorios, la longitud equivalente de los accesorios se obtiene de la figura adjunta en el anexo 37.

Tabla 3-24. Longitud de succión columna de destilación-bomba kerosene

Accesorios DN 10 (Lacc)	
Válvula de paso y cierre	0,57 m
Codo 90° x 5	0,38 m x 5 = 1,9 m
Intercambiador	2,5 m
Longitud de tubería DN 10 (Lc)	
Tubo de acero total	16,33 m

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Usando la ecuación 3-98, tenemos:

$$h_{fs} = \frac{\left(1,0041 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 0,009246\text{m}} * (16,33 \text{ m} + 5,32 \text{ m}) * 0,04706$$

$$h_{fs} = 5,5707\text{m}$$

Tramo de la descarga:

$$V_s = \frac{4 * Q}{\pi * Dd^2} \quad (\text{Ec. 3-102})$$

$$V_s = \frac{4 * 0,0000674 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi * (0,006833 \text{ m})^2}$$

$$V_s = 1,8385 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Calculamos el número de Reynolds para encontrar el factor de fricción:

$$\text{Re} = \frac{D_i * V_s * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 3-103})$$

$$\text{Re} = \frac{0,006833 \text{ m} * 1,8385 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 799 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,0018 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$\text{Re} = 5576,2$$

Dado a que el flujo es turbulento depende de la rugosidad del material, entonces el factor de fricción es igual:

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 \frac{\varepsilon}{D} + \frac{5,74}{\text{Re}^{0,9}}\right)\right]^2} \quad (\text{Ec. 3-104})$$

Para acero inoxidable $\varepsilon = 0,006 \text{ cm}$

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 * \frac{0,00006 \text{ m}}{0,006833 \text{ m}} + \frac{5,74}{5576,2^{0,9}} \right) \right]^2}$$

$$f = 0,04654$$

De la figura 3-15 se obtiene la longitud de la cañería y los accesorios, la longitud equivalente de los accesorios se obtiene de la figura adjunta en el anexo 37.

Tabla 3-25. Longitud de descarga bomba-tanque de kerosene

Accesorios DN 10 (Lacc)	
Válvula de paso y cierre x 2	0,57 m x 2 = 1,14 m
Codo x 6	0,38 m x 6 = 2,28 m
Longitud de tubería DN 10 (Lc)	
Tubo de acero total	10,9 m

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Usando la ecuación 3-98, tenemos:

$$h_{fd} = \frac{\left(1,8385 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 0,006833 \text{ m}} * (10,9 \text{ m} + 3,42 \text{ m}) * 0,04654$$

$$h_{fd} = 16,8029 \text{ m}$$

Pérdida de carga total:

$$hf = hf_{\text{Succión}} + hf_{\text{Descarga}} \quad (\text{Ec. 3-105})$$

$$hf = 5,5707 \text{ m} + 16,8029 \text{ m}$$

$$hf = 22,3735 \text{ m}$$

Usando la ecuación 3-97, tenemos:

$$H_{\text{DIS}} = \frac{\left(101325 \frac{\text{kg}}{\text{m s}^2} - 168900 \frac{\text{kg}}{\text{m s}^2}\right)}{799 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + \frac{\left(1,8385 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 - \left(1 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 9,71 \text{ m} + 22,373 \text{ m}$$

$$H_{DIS} = 4,1\text{m}$$

Cálculo de la potencia teórica:

$$P_t = Q * g * \rho * H_{DIS} \quad (\text{Ec. 3-106})$$

$$P_t = 0,000067 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 799 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 4,1 \text{ m}$$

$$P_t = 2,18 \text{ W}$$

Cálculo de la potencia real:

En general las bombas tienen una eficiencia media del 75% (Testing and Research Centre How to improve efficiency of centrifugal pumps, 2009).

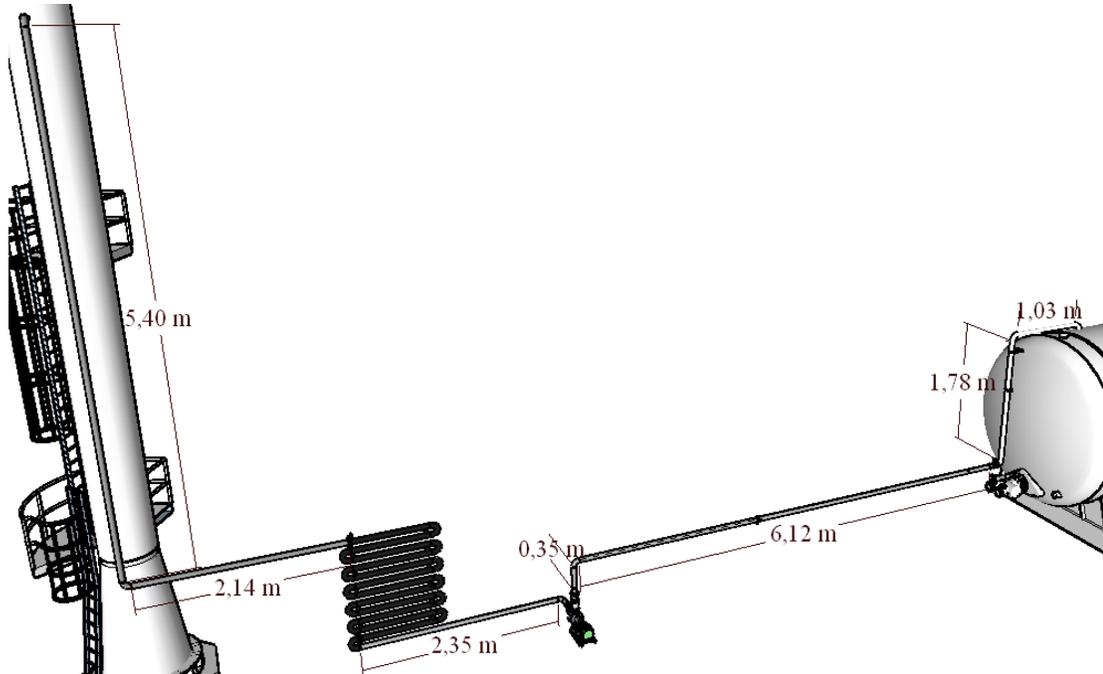
$$P_r = \frac{P_t}{0,75} \quad (\text{Ec. 3-107})$$

$$P_r = \frac{2,18 \text{ W}}{0,75}$$

$$P_r = 2,91 \text{ W}$$

Bomba diésel

Figura 3-16. Diagrama bomba diésel



Fuente: Elaboración propia, 2024.

Para el diseño de la bomba se usará cañerías de acero comercial con rugosidad absoluta de 0,00006 m.

μ : 0,0047 kg/m s (Viscosidad diésel)

D_s : 0,01252 m (Diámetro interno de succión)

D_d : 0,01252 m (Diámetro interno de descarga)

Q : 0,0001864 m³/s (Caudal)

ρ : 850,2 kg/m³ (Densidad diésel)

Usando la ecuación de balance macroscópico de energía para el cálculo de la altura de diseño tenemos:

$$H_{DIS} = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \frac{\Delta V^2}{2g} + \Delta Z + h_f \quad (\text{Ec. 3-108})$$

$$hf = \frac{Vel^2}{2 * g * D_i} \sum (L_C + L_{ACC}) f \quad (\text{Ec. 3-109})$$

Tramo de succión:

$$V_S = \frac{4 * Q}{\pi * D_S^2} \quad (\text{Ec. 3-110})$$

$$V_S = \frac{4 * 0,0001864 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi * (0,01252 \text{ m})^2}$$

$$V_S = 1,5535 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Calculamos el número de Reynolds para encontrar el factor de fricción:

$$Re = \frac{D_i * V_S * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 3-111})$$

$$Re = \frac{0,01252 \text{ m} * 1,5535 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 850,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,0047 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 3428,5$$

Dado a que el flujo es turbulento depende de la rugosidad del material, entonces el factor de fricción es igual:

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 \frac{\varepsilon}{D} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2} \quad (\text{Ec. 3-112})$$

Para acero inoxidable $\varepsilon = 0,006 \text{ cm}$

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 * \frac{0,00006 \text{ m}}{0,01252 \text{ m}} + \frac{5,74}{3428,5^{0,9}} \right) \right]^2}$$

$$f = 0,04748$$

De la figura 3-16 se obtiene la longitud de la cañería y los accesorios, la longitud equivalente de los accesorios se obtiene de la figura adjunta en el anexo 37.

Tabla 3-26. Longitud de succión columna de destilación-bomba diésel

Accesorios DN 10 (Lacc)	
Válvula de paso y cierre	0,57 m
Codo 90° x 4	0,38 m x 4 = 1,52 m
Intercambiador	2,5 m
Longitud de tubería DN 10 (Lc)	
Tubo de acero total	9,89 m

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Usando la ecuación 3-109, tenemos:

$$h_{fs} = \frac{\left(1,5135 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 0,01252 \text{ m}} * (9,89 \text{ m} + 4,59 \text{ m}) * 0,04748$$

$$h_{fs} = 6,4142 \text{ m}$$

Tramo de la descarga:

$$V_s = \frac{4 * Q}{\pi * Dd^2} \quad (\text{Ec. 3-113})$$

$$V_s = \frac{4 * 0,0001864 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi * (0,01252 \text{ m})^2}$$

$$V_s = 1,5135 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Calculamos el número de Reynolds para encontrar el factor de fricción:

$$\text{Re} = \frac{D_i * V_s * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 3-114})$$

$$Re = \frac{0,01252 \text{ m} * 1,5135 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 850,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,0047 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 3428,5$$

Dado a que el flujo es turbulento depende de la rugosidad del material, entonces el factor de fricción es igual:

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 \frac{\varepsilon}{D} + \frac{5,74}{Re^{0,9}} \right) \right]^2} \quad (\text{Ec. 3-115})$$

Para acero inoxidable $\varepsilon = 0,006 \text{ cm}$

$$f = \frac{0,25}{\left[\log_{10} \left(0,27027 * \frac{0,00006 \text{ m}}{0,01252 \text{ m}} + \frac{5,74}{3428,5^{0,9}} \right) \right]^2}$$

$$f = 0,04748$$

De la figura 3-16 se obtiene la longitud de la cañería y los accesorios, la longitud equivalente de los accesorios se obtiene de la figura adjunta en el anexo 37.

Tabla 3-27. Longitud de descarga bomba-tanque de diésel

Accesorios DN 10 (Lacc)	
Válvula de paso y cierre x 2	0,57 m x 2 = 1,14 m
Codo x 4	0,38 m x 4 = 1,52 m
Longitud de tubería DN 10 (Lc)	
Tubo de acero total	9,28 m

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Usando la ecuación 3-109, tenemos:

$$h_{fd} = \frac{\left(1,5135 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 0,01252 \text{ m}} * (9,28 \text{ m} + 2,66 \text{ m}) * 0,04748$$

$$h_{fd} = 5,2857 \text{ m}$$

Pérdida de carga total:

$$h_f = h_{f_{\text{Succión}}} + h_{f_{\text{Descarga}}} \quad (\text{Ec. 3-116})$$

$$h_f = 6,4102 \text{ m} + 5,2857 \text{ m}$$

$$h_f = 11,5969 \text{ m}$$

Usando la ecuación 3-108, tenemos:

$$H_{\text{DIS}} = \frac{\left(101325 \frac{\text{kg}}{\text{m s}^2} - 166000 \frac{\text{kg}}{\text{m s}^2}\right)}{850,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + \frac{\left(1,5 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 - \left(1,5 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 3,27 \text{ m} + 11,5969 \text{ m}$$

$$H_{\text{DIS}} = 0,6716 \text{ m}$$

Cálculo de la potencia teórica:

$$P_t = Q * g * \rho * H_{\text{DIS}} \quad (\text{Ec. 3-117})$$

$$P_t = 0,0001864 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 850,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,6716 \text{ m}$$

$$P_t = 1,04 \text{ W}$$

Cálculo de la potencia real:

En general las bombas tienen una eficiencia media del 75% (Testing and Research Centre How to improve efficiency of centrifugal pumps, 2009).

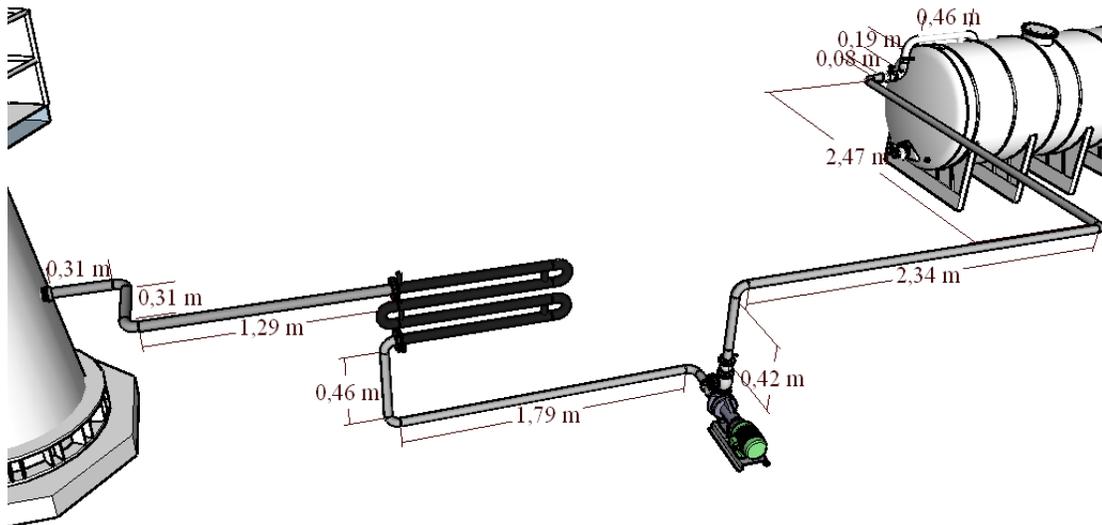
$$P_r = \frac{P_t}{0,75} \quad (\text{Ec. 3-118})$$

$$P_r = \frac{1,04 \text{ W}}{0,75}$$

$$P_r = 1,39 \text{ W}$$

Bomba residuo

Figura 3-17. Diagrama bomba residuo



Fuente: Elaboración propia, 2024.

Para el diseño de la bomba se usará cañerías de acero comercial con rugosidad absoluta de 0,00006 m, para los diámetros de las tuberías se usará la gráfica de Mott, R (anexo 36) el cual tiene un diámetro de succión y un diámetro de descarga.

μ : 0,39 kg/m s (Viscosidad residuo)

D_s : 0,02363 m (Diámetro interno de succión)

D_d : 0,0183 m (Diámetro interno de descarga)

Q : 0,000055 m³/s

ρ : 929,8 kg/m³

Usando la ecuación de balance macroscópico de energía para el cálculo de la altura de diseño tenemos:

$$H_{DIS} = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \frac{\Delta V^2}{2g} + \Delta Z + hf \quad (\text{Ec. 3-119})$$

$$hf = \frac{Vel^2}{2 * g * D_i} \sum (L_C + L_{ACC}) f \quad (\text{Ec. 3-120})$$

Tramo de succión:

$$V_S = \frac{4 * Q}{\pi * D_S^2} \quad (\text{Ec. 3-121})$$

$$V_S = \frac{4 * 0,000055 \frac{m^3}{s}}{\pi * (0,02363 \text{ m})^2}$$

$$V_S = 0,1258 \frac{m}{s}$$

Calculamos el número de Reynolds para encontrar el factor de fricción:

$$Re = \frac{D_i * V_S * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 3-122})$$

$$Re = \frac{0,02363 \text{ m} * 0,1258 \frac{m}{s} * 929,8 \frac{kg}{m^3}}{0,39 \frac{kg}{m \cdot s}}$$

$$Re = 7,1$$

Dado a que el flujo es laminar no depende de la rugosidad del material, entonces el factor de fricción es igual:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (\text{Ec. 3-123})$$

$$f = \frac{64}{7,1}$$

$$f = 9,03$$

De la figura 3-17 se obtiene la longitud de la cañería y los accesorios, la longitud equivalente de los accesorios se obtiene de la figura adjunta en el anexo 37.

Tabla 3-28. Longitud de succión columna de destilación-bomba de residuo

Accesorios DN 20 (Lacc)	
Válvula de paso y cierre	0,82 m
Codo 90° x 5	0,63 m x 5 = 3,15 m
Longitud de tubería DN 20 (Lc)	
Tubo de acero total	4,16 m

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Usando la ecuación 3-120, tenemos:

$$h_{fs} = \frac{\left(0,1258 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 0,02363 \text{ m}} * (4,16 \text{ m} + 3,97 \text{ m}) * 9,03$$

$$h_{fs} = 3,2766 \text{ m}$$

Tramo de la descarga:

$$V_s = \frac{4 * Q}{\pi * Dd^2} \quad (\text{Ec. 3-124})$$

$$V_s = \frac{4 * 0,000055 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi * (0,0183 \text{ m})^2}$$

$$V_s = 0,2097 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Calculamos el número de Reynolds para encontrar el factor de fricción:

$$\text{Re} = \frac{D_i * V_s * \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 3-125})$$

$$Re = \frac{0,0183 \text{ m} * 0,2097 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 929,8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,39 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 9,2$$

Dado a que el flujo es laminar no depende de la rugosidad del material, entonces el factor de fricción es igual:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (\text{Ec. 3-126})$$

Para acero inoxidable $\varepsilon = 0,006 \text{ cm}$

$$f = \frac{64}{9,2}$$

$$f = 6,99$$

De la figura 3-17 se obtiene la longitud de la cañería y los accesorios, la longitud equivalente de los accesorios se obtiene de la figura adjunta en el anexo 37.

Tabla 3-29. Longitud de descarga bomba-tanque de residuo

Accesorios DN 15 (Lacc)	
Válvula de paso y cierre x 2	0,76 m x 2 = 1,52 m
Codo 90° x 6	0,50 m x 6 = 3 m
Longitud de tubería DN 15 (Lc)	
Tubo de acero total	5,96 m

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Usando la ecuación 3-120, tenemos:

$$h_{fd} = \frac{\left(0,2097 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 0,0183 \text{ m}} * (5,96 \text{ m} + 4,52 \text{ m}) * 6,99$$

$$h_{fd} = 8,9805 \text{ m}$$

Pérdida de carga total:

$$hf = hf_{\text{Succión}} + hf_{\text{Descarga}} \quad (\text{Ec. 3-127})$$

$$hf = 3,2766 \text{ m} + 8,9805 \text{ m}$$

$$hf = 12,257 \text{ m}$$

Usando la ecuación 3-119, tenemos:

$$H_{\text{DIS}} = \frac{\left(101325 \frac{\text{kg}}{\text{m s}^2} - 161700 \frac{\text{kg}}{\text{m s}^2}\right)}{929,8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + \frac{\left(2,2 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 - \left(0,1258 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 0,15 \text{ m} + 12,257 \text{ m}$$

$$H_{\text{DIS}} = 5,789 \text{ m}$$

Cálculo de la potencia teórica:

$$P_t = Q * g * \rho * H_{\text{DIS}} \quad (\text{Ec. 3-128})$$

$$P_t = 0,000055 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 929,8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 5,789 \text{ m}$$

$$P_t = 2,91 \text{ W}$$

Cálculo de la potencia real:

En general las bombas tienen una eficiencia media del 75% (Testing and Research Centre How to improve efficiency of centrifugal pumps, 2009).

$$P_r = \frac{P_t}{0,75} \quad (\text{Ec. 3-129})$$

$$P_r = \frac{2,91 \text{ W}}{0,75}$$

$$P_r = 3,88 \text{ W}$$

Tuberías, válvulas y accesorios

Tabla 3-30. Resumen de requerimiento de tuberías, válvulas y accesorios

Accesorio	IPS 1/8 plg.	IPS 1/4 plg.	IPS 3/8 plg.	IPS 1/2 plg.	IPS 3/4 plg.
Tubería	10,9 m	16,33 m	33,54 m	31,2 m	13,44
Válvula de bola					1
Válvula globo	2	1	5	5	4
Codo 90°	6	5	14	17	12

Fuente: Elaboración propia, 2024.

3.8.7 Dimensionamiento de los tanques de almacenamiento

Los tanques tendrán una capacidad de almacenamiento de 15 días con un sobredimensionamiento del 20%.

Tabla 3-31. Dimencionamiento de los tanques de almacenamiento

Tanque	Capacidad máxima calculada (litros)	Capacidad sobredimensionada (litros)
Almacenamiento de aceite de pirolisis	63113	80000
Almacenamiento de diésel	20133	25000
Almacenamiento de gasolina	29915	36000
Almacenamiento de kerosene	7132	10000
Almacenamiento de residuo	1187	1500

Fuente: Elaboración propia, 2024.

3.8.8 Especificaciones técnicas de los equipos del proceso

Tabla 3-32. Especificaciones de los equipos

	<p>Balanza</p> <p>Marca: FERTON brasilera</p> <p>Capacidad máxima: 1000 kg</p> <p>Dimensiones de plataforma: 0,8 x 0,5 m</p> <p>Altura: 1 m</p> <p>Potencia de trabajo: 0,015 kW</p> <p>Precio: 300 USD</p>
	<p>Trituradora de residuos plásticos</p> <p>Tipo: NPCP-150</p> <p>Potencia: 11 kW</p> <p>Capacidad: 300-600 kg/h</p> <p>Rejilla: 8 mm</p> <p>Precio: 2300 USD</p> <p>Tamaño (L*W*H): 1400x1010x1500 mm</p>
	<p>Secador de plásticos</p> <p>Marca: HaoRui modelo HR-800</p> <p>Potencia: 21 kW</p> <p>Capacidad: 800 kg/h</p> <p>Dimensiones (L*W*H): 2500*800*1000 mm</p> <p>Precio: 1900 USD</p>
	<p>Reactor</p> <p>Capacidad: 3 m³</p> <p>Dimensiones (D*H): 1700*3200 mm</p> <p>Temperatura: 0 °C a 700 °C</p> <p>Material: Acero inoxidable 304</p> <p>Precio: 9500 USD</p>
	<p>Intercambiador de calor</p> <p>Modelo: LEX-3</p> <p>Área máxima de enfriado: 3 m²</p> <p>País: China</p> <p>Precio: 230 USD</p>

	<p>Separador</p> <p>Modelo: DN300</p> <p>Marca: HANGJIAN</p> <p>País = China</p> <p>Precio: 2400 USD</p>
	<p>Intercambiador de calor enfriador de aceites</p> <p>Modelo: LEX-4</p> <p>Área máxima de enfriado: 4 m²</p> <p>País: China</p> <p>Precio: 300 USD</p>
	<p>Tanque de almacenamiento de aceite de pirólisis</p> <p>Marca Comercial: Luqiang</p> <p>Grosor del cilindro: 6 mm</p> <p>Capacidad: 80000 L</p> <p>Dimensiones: D2500*L16300 mm</p> <p>Precio: 25000 USD</p>
	<p>Tanque de almacenamiento de diésel</p> <p>Grosor del cilindro: 6 mm</p> <p>Capacidad: 25000 L</p> <p>Dimensiones: D2200*7100 mm</p> <p>Precio: 6000 USD</p>
	<p>Tanque de almacenamiento de gasolina</p> <p>Grosor del cilindro: 8 mm</p> <p>Capacidad: 36000 L</p> <p>Dimensiones: D2500*8600 mm</p> <p>Precio: 8640 USD</p>
	<p>Tanque de almacenamiento de querosén</p> <p>Grosor del cilindro: 6 mm</p> <p>Capacidad: 10000 L</p> <p>Dimensiones: D1800*4500 mm</p> <p>Precio: 1500 USD</p>
	<p>Tanque de almacenamiento de residuo</p> <p>Grosor del cilindro: 6 mm</p> <p>Capacidad: 1500 L</p> <p>Dimensiones: D500*2000 mm</p> <p>Precio: 600 USD</p>

	<p>Mini refinera</p> <p>Materia prima: Aceite de pirólisis de plástico</p> <p>Flujo: 35 l/min</p> <p>Precio: 20000 USD</p>
	<p>Intercambiador de calor gasolina</p> <p>Modelo: WD26</p> <p>Área máxima de enfriado: 6,5 m²</p> <p>País: China</p> <p>Precio: 470 USD</p>
	<p>Intercambiador de calor diésel</p> <p>Modelo: WHC-8.0DKG</p> <p>Área máxima de enfriado: 6 m²</p> <p>País: China</p> <p>Precio: 400 USD</p>
	<p>Intercambiador de calor keroseno</p> <p>Modelo: QR-250</p> <p>Área máxima de enfriado: 2 m²</p> <p>País: China</p> <p>Precio: 250 USD</p>
	<p>Intercambiador de calor residuo</p> <p>Modelo: QR-250</p> <p>Área máxima de enfriado: 2 m²</p> <p>País: China</p> <p>Precio: 250 USD</p>
	<p>Bomba (6)</p> <p>Marca: LUZAN</p> <p>Potencia: 0,5 Hp</p> <p>Caudal: 40 l/min</p> <p>Alimentación: 230 V</p> <p>Precio: 50 USD</p>

Fuente: Alibaba.com, Made-in-China, Mercado Libre, 2024.

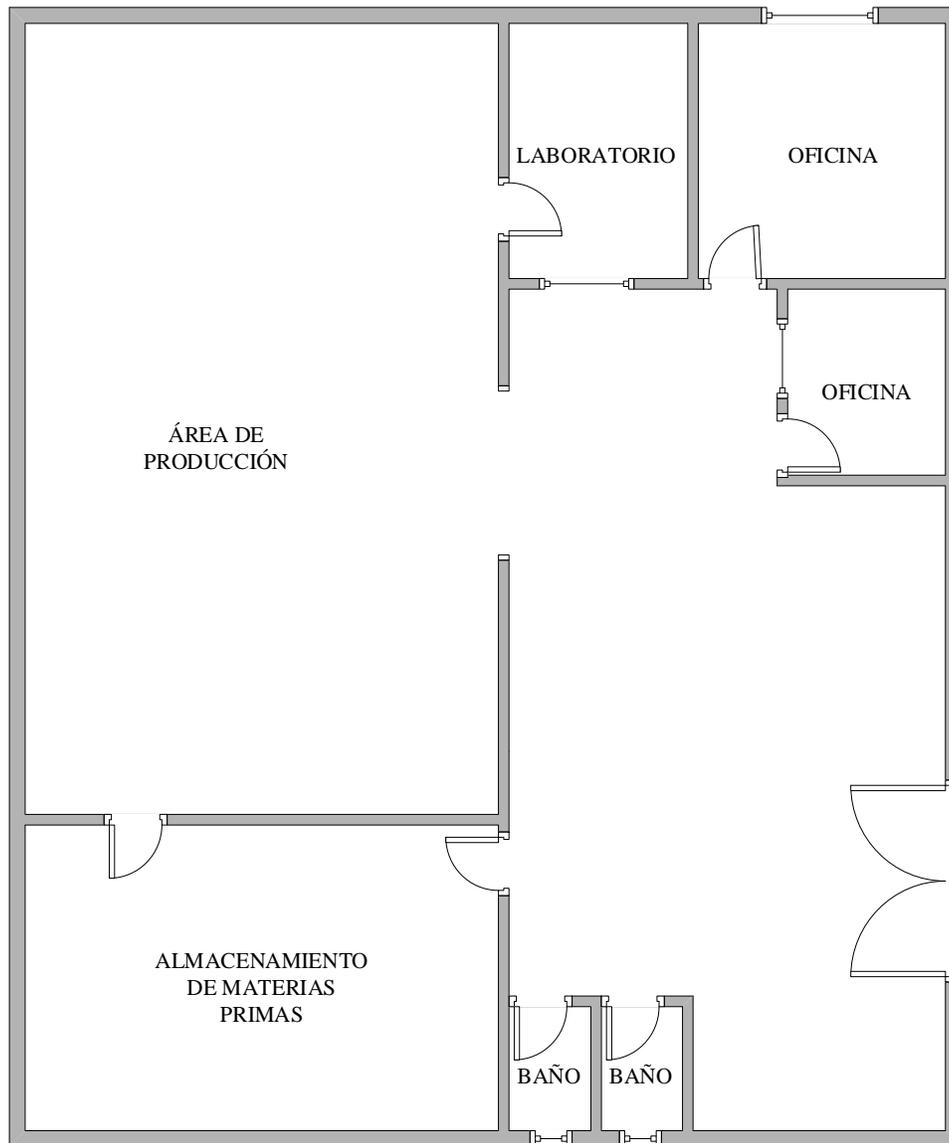
Tabla 3-33. Precio de tuberías, accesorios y válvulas

Accesorio	Cantidad	Precio unitario Bs.	Precio total Bs.
IPS 1/8 plg.			
Tubería	11 m	33,79	371,69
Válvula globo	2 unid.	96	192
Codo 90°	6 unid.	34,5	207
IPS 1/4 plg.			
Tubería	17 m	39,51	671,67
Válvula globo	1 unid,	255	276
Codo 90°	5 unid.	41,45	207,25
IPS 3/8 plg.			
Tubería	34 m	38,79	1318,86
Válvula globo	5 unid.	300	1500
Codo 90°	14 unid.	41,87	586,18
IPS 1/2 plg.			
Tubería	32 m	44,25	1416
Válvula globo	5 unid.	310	1550
Codo 90°	17 unid.	62	1054
IPS 3/4 plg.			
Tubería	14 m	49,37	691,18
Válvula de bola	1 unid	83	83
Válvula globo	4 unid.	373	1492
Codo 90°	12 unid.	78,69	944,28
TOTAL			12561,11

Fuente: Ebay-Bolivia, 2024.

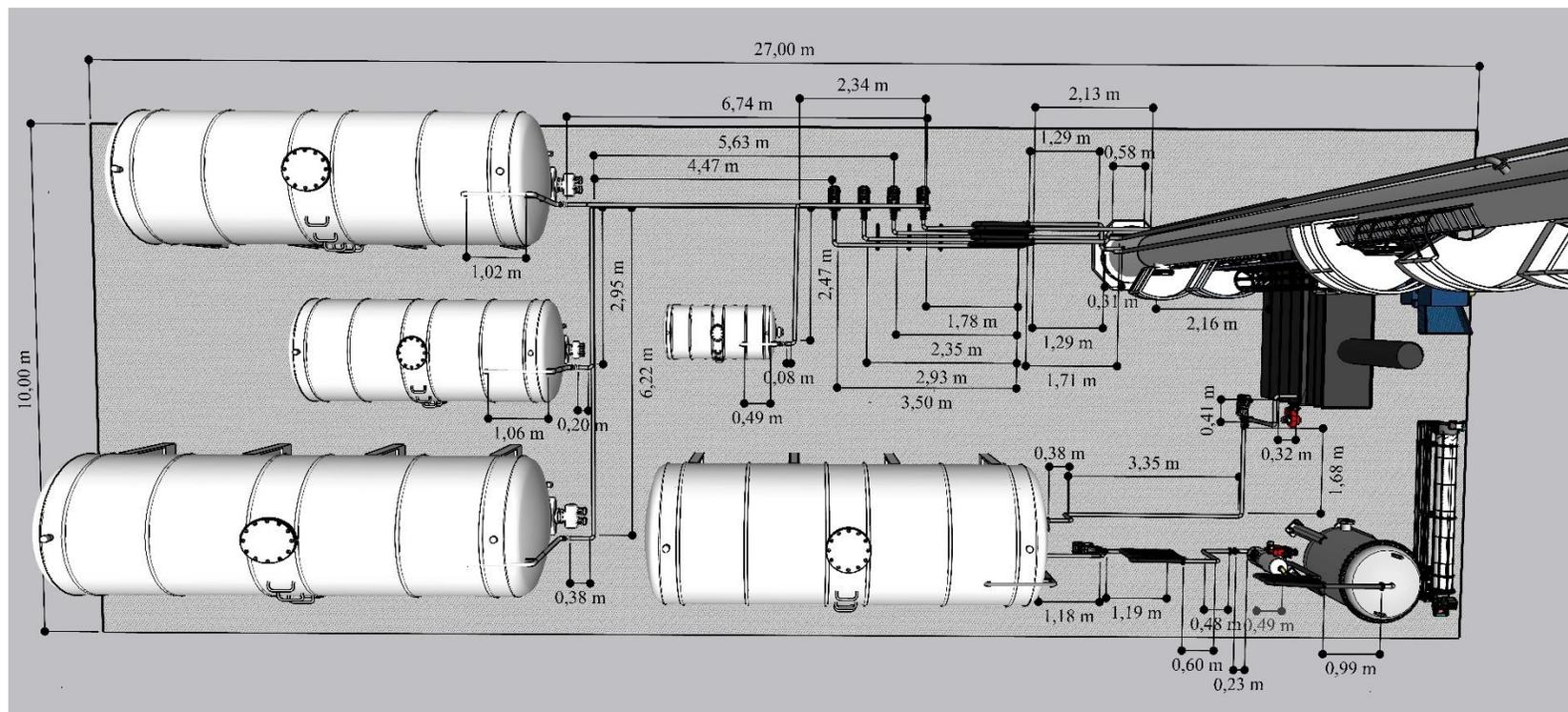
3.9 Distribución general de la planta

Figura 3-18. Distribución general de la planta



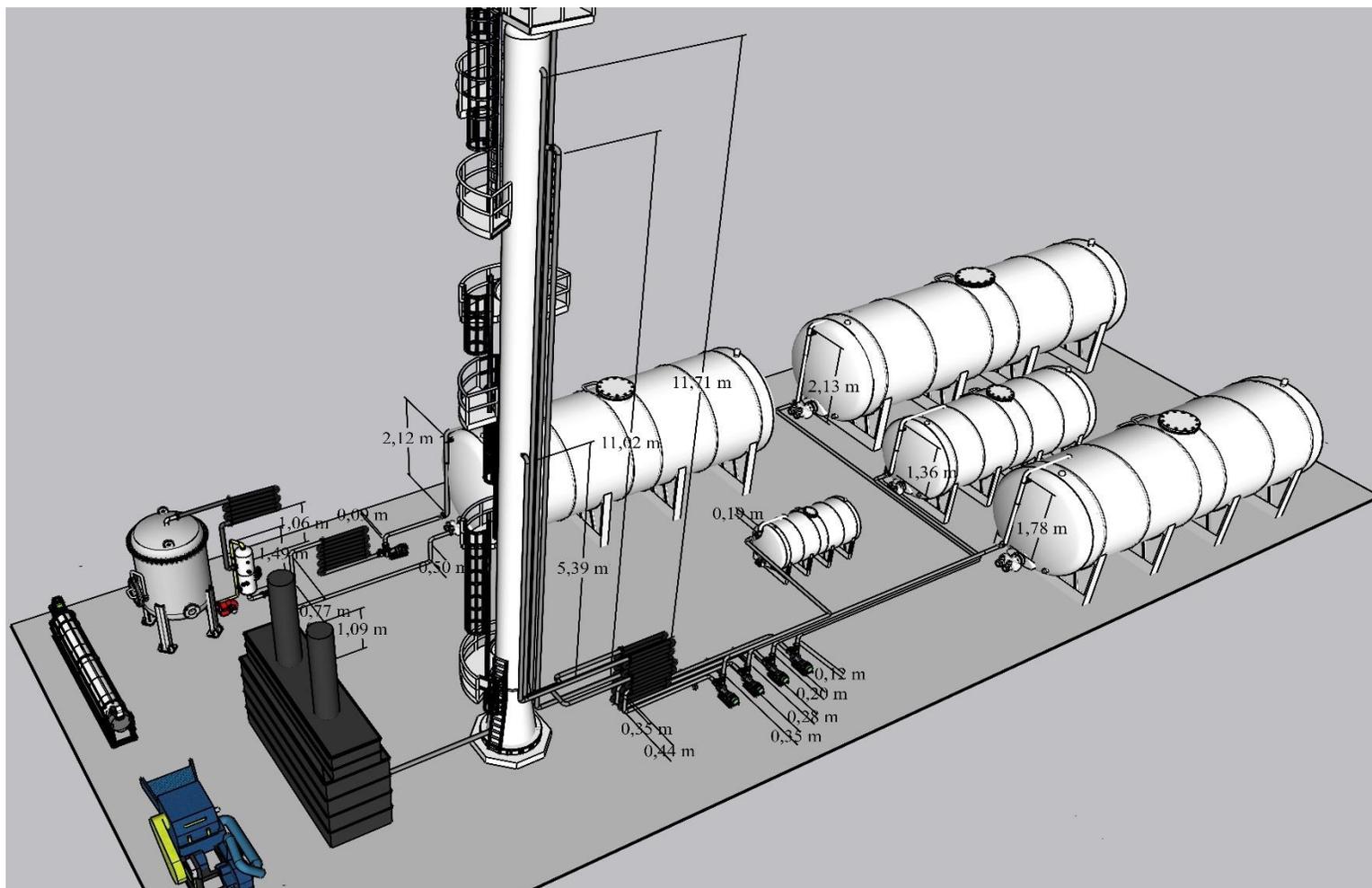
Fuente: Elaboración propia, 2024.

Figura 3-19. Plano en planta de los equipos



Fuente: Elaboración propia, 2024.

Figura 3-20. Plano en planta de los equipos vista isométrico



Fuente: Elaboración propia, 2024.

3.10 Servicios auxiliares

3.10.1 Energía eléctrica

El requerimiento de energía eléctrica será satisfecho por SETAR, con un tendido de corriente trifásica para la planta. Para conocer la cantidad de energía que se requiere para realizar todo el proceso, es necesario analizar en cada equipo, por ello se detalla a continuación.

Tabla 3-34. Energía requerida parra la producción

Equipo	Consumo de energía (kW/h)	Horas de uso	kW/turno
Balanza	0,015	1	0,015
Triturador	11	3,5	38,5
Secador	21	2,5	52,5
Bombas (6)	2,22	4	19,98
Total			111,0

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Tabla 3-35. Costo de energía eléctrica por año

Periodo	Turnos	Consumo anual (kWh)	Costo (Bs/kWh)	Costo anual (Bs)
Primer año	1	33298,5	0,561	18680
Segundo año	1	33298,5	0,561	18680
Tercer año	1	33298,5	0,561	18680
Cuarto año	2	66597	0,561	37361
Quinto año	2	66597	0,561	37361
Sexto año	2	66597	0,561	37361
Séptimo año	2	66597	0,561	37361
Octavo año	2	66597	0,561	37361
Noveno año	2	66597	0,561	37361
Décimo año	2	66597	0,561	37361

Fuente: Elaboración propia con datos de SETAR, 2024.

3.10.2 Consumo de agua

La cantidad de agua que se utilizará durante todo el proceso será abastecida mediante la cooperativa COSAALT.

Tabla 3-36. Consumo de agua por turno

Equipo	Consumo de agua día (m³)	Consumo anual (m³/año)
Condensador de gases de pirolisis	8,93585	2680,755
Intercambiador de calor-Aceite de pirolisis	0,78193	234,579
Condensador destilación	26,61462	1330,731
Intercambiador de calor-Gasolina	2,77632	138,816
Intercambiador de calor-Kerosene	1,17882	58,941
Intercambiador de calor-Diésel	5,5533	277,665
Intercambiador de calor-Residuo	2,745	137,25
Baños	0,5	150
Total	49,08584	5008,737

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Según COSAALT Tarija, la tarifa del precio de agua es 2,93 Bs/m³.

Tabla 3-37. Costo de agua

Periodo	Turnos	Consumo anual (m³/año)	Costo (Bs/m³)	Costo anual (Bs)
Primer año	1	5008,7	2,93	14675,6
Segundo año	1	5008,7	2,93	14675,6
Tercer año	1	5008,7	2,93	14675,6
Cuarto año	2	10017,5	2,93	29351,2
Quinto año	2	10017,5	2,93	29351,2
Sexto año	2	10017,5	2,93	29351,2
Séptimo año	2	10017,5	2,93	29351,2
Octavo año	2	10017,5	2,93	29351,2
Noveno año	2	10017,5	2,93	29351,2
Décimo año	2	10017,5	2,93	29351,2

Fuente: Elaboración propia, 2024.

3.10.3 Consumo de Gas

La cantidad de gas requerida para el proceso será satisfecha a través de la conexión domiciliaria por cañería de EMTAGAS.

Tabla 3-38. Gas requerido para la producción

Periodo	Turnos	Volumen de gas anual (m³)
Primer año	1	22720,8
Segundo año	1	22720,8
Tercer año	1	22720,8
Cuarto año	2	45441,6
Quinto año	2	45441,6
Sexto año	2	45441,6
Séptimo año	2	45441,6
Octavo año	2	45441,6
Noveno año	2	45441,6
Décimo año	2	45441,6

Fuente: Elaboración propia, 2024.

3.11 Cronograma de ejecución, CPM y GANTT

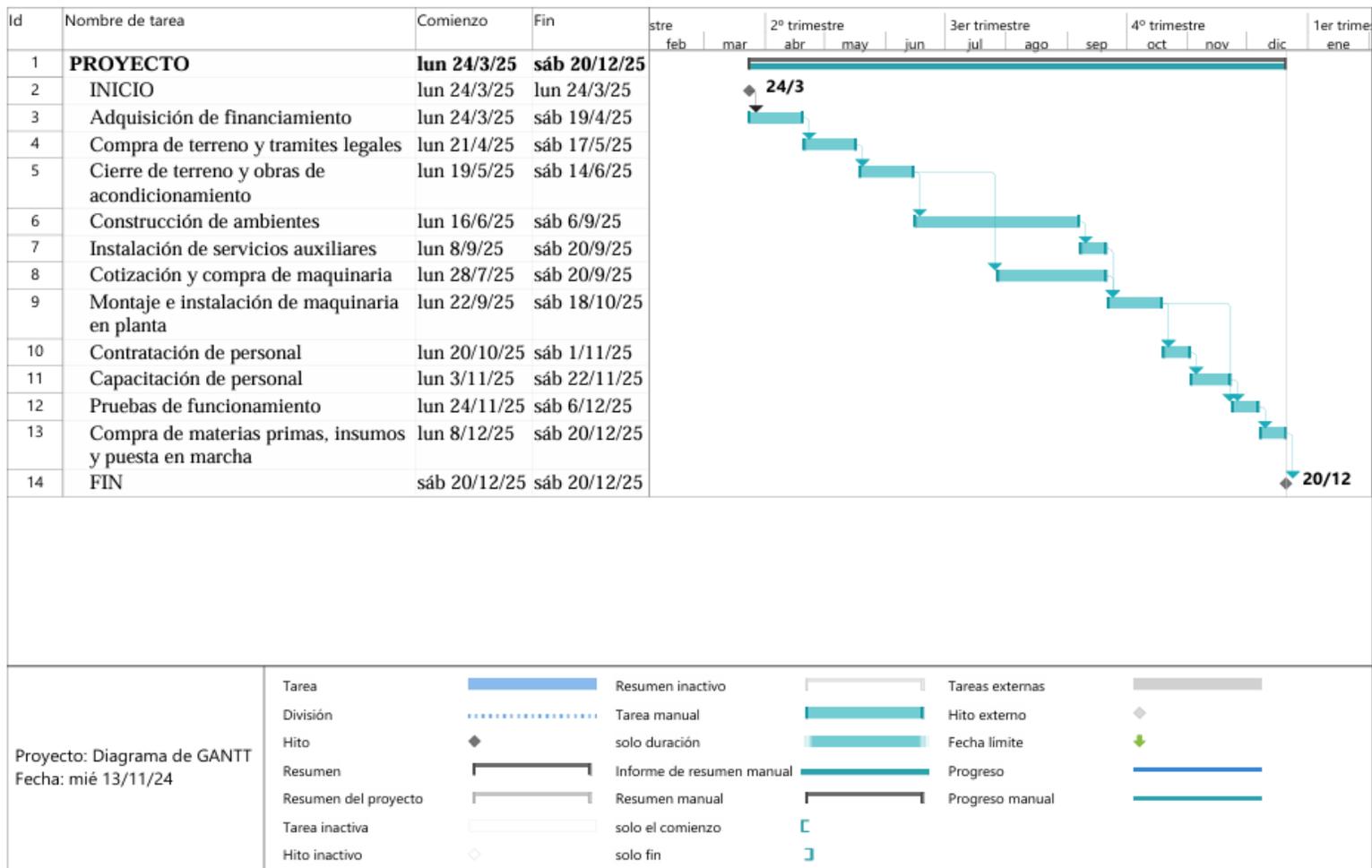
El cronograma de actividades en la fase de instalación debe contemplar el estudio Técnico Económico Social, licitación y contratación de servicios de supervisión y obras, construcción de obras civiles, adquisición de equipos, pruebas iniciales de la planta; requiriendo estas actividades un año calendario correspondiendo al año cero 2025.

Tabla 3-39. Cronograma de ejecución

Número	Tarea	Duración	Comienzo	Fin
1	Adquisición de financiamiento	4 semanas	24/03/2025	19/04/2025
2	Trámites legales	2 semanas	21/04/2025	03/05/2025
3	Compra de terreno	2 semanas	05/05/2025	17/05/2025
4	Cierre de terreno y obras de acondicionamiento	4 semanas	19/05/2025	14/06/2025
5	Construcción de ambientes	12 semanas	16/06/2025	06/09/2025
6	Instalación de servicios auxiliares	2 semanas	08/09/2025	20/09/2025
7	Cotización y compra de maquinaria	8 semanas	28/07/2025	20/09/2025
8	Montaje e instalación de maquinaria en planta	4 semanas	22/09/2025	18/10/2025
9	Contratación de personal	2 semanas	20/10/2025	01/11/2025
10	Capacitación de personal	3 semanas	03/11/2025	22/11/2025
11	Pruebas de funcionamiento	2 semanas	24/11/2025	06/12/2025
12	Compra de materias primas, insumos y puesta en marcha	2 semanas	08/12/2025	20/12/2025

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Figura 3-21. Diagrama GANTT

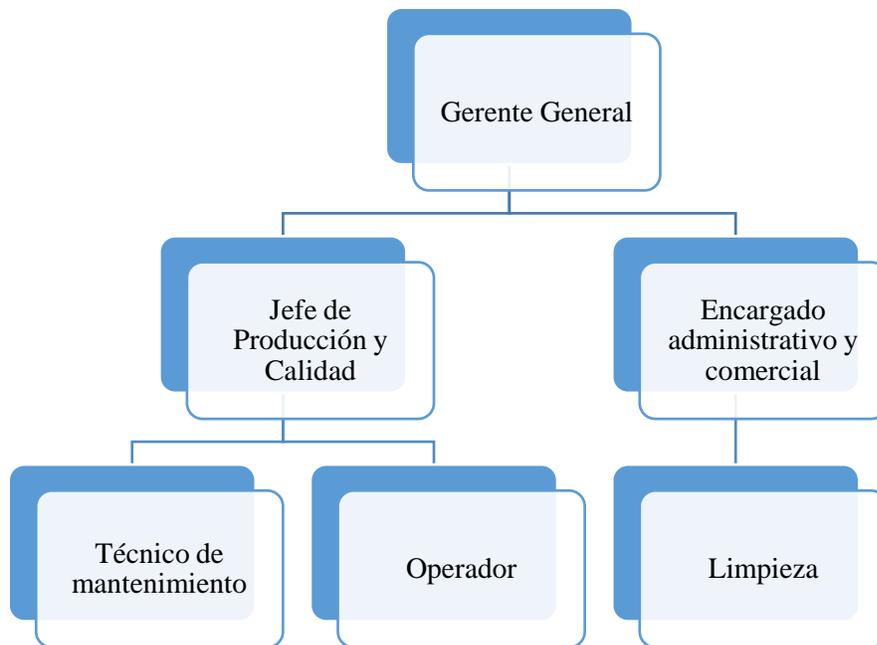


Fuente: Elaboración propia, 2024.

3.12 Organización de la empresa

La organización de la planta de producción de combustibles estará distribuida de la forma descrita en la siguiente figura.

Figura 3-22. Organigrama de la empresa



Fuente: Elaboración propia, 2023.

3.12.1 Descripción de funciones y responsabilidades

Gerente general:

El Gerente General es responsable de la empresa asumiendo la representación legal, tiene como propósito, organizar, dirigir y coordinar y controlar el funcionamiento y desarrollo de las actividades globales de la empresa. Sus funciones son:

Como funcionario superior, es responsable de la empresa asumiendo la representación legal, debe dirigir y controlar las actividades globales de la empresa, teniendo autoridad para:

- Dirigir y administrar la empresa.

- Ejecutar y hacer cumplir los planes de producción, ampliación, cumplimiento del presupuesto y la eficiencia de la empresa.
- Precautelar, cuidar y resguardar los bienes, derechos e intereses de la empresa.
- Establecer las relaciones de comercialización del producto, con organismos de financiamiento, asistencia técnica tendientes a mejorar el desarrollo global de la empresa.
- Controlar, reemplazar, sancionar y retirar al personal subalterno en función del interés de la empresa.
- Evaluar el logro de los objetivos y el desempeño de las diferentes áreas de la empresa.

Encargado administrativo y comercial:

Deberá dirigir las actividades de carácter financiero, contable y Administrativas de la empresa. Por otro lado, también es responsable de la parte comercial, donde debe planificar, organizar, dirigir, coordinar, ejecutar y evaluar las políticas comerciales, estrategias de marketing, planes y programas comerciales, orientando su accionar al cumplimiento de metas.

Jefe de producción y calidad:

Encargado de supervisar las diferentes áreas de producción y de hacer cumplir las obligaciones de los operadores, es decir que es el responsable directo del aprovechamiento eficaz de los medios de producción, realiza un eficiente control del proceso productivo, es el responsable de que el producto y las materias primas cumplan con todas las especificaciones técnicas; por otro lado, es el responsable de implementar los sistemas de gestión empezando primero con el de calidad, luego con el de medio ambiente y finalmente con el de seguridad industrial.

Mantenimiento

El técnico de mantenimiento tiene como única función el reparar, dar mantenimiento y evaluar el funcionamiento de la maquinaria y servicios auxiliares de la planta cuando sea necesario.

Operadores

Encargado de realizar el trabajo indicado por el encargado de planta, para lograr que se lleve a cabo lo planificado y lo indicado en las respectivas órdenes de trabajo. Con eficiente manejo de los materiales y dentro de los estándares de productividad y calidad establecidos.

2. INFORMACIÓN TÉCNICA DE LA UNIDAD INDUSTRIAL

2.1 MATERIAS PRIMAS, INSUMOS Y MATERIALES (Llenar el Anexo de la Página 5)

2.2 CONSUMO DE AGUA, ENERGÍA ELÉCTRICA, COMBUSTIBLES Y LUBRICANTES

Descripción	Cantidad Anual	Unidad
A) AGUA B)	10017,5	m3/año
B) ENERGÍA ELÉCTRICA	66597	kWh/año
C) OTRA ENERGÍA		
D) COMBUSTIBLES		
GAS NATURAL	45441,6	m3/año
DIESEL		
E) OTRO COMBUSTIBLE		
F) LUBRICANTES		

2.3 POTENCIA INSTALADA

Potencia Instalada KVA

2.4 PRODUCTOS Y SUB PRODUCTOS OBTENIDOS (Llenar en anexo de la Página 6)

2.5 INFRAESTRUCTURA DE SERVICIOS

2.5.1 Fuente de provisión de agua:

Red pública Pozo Otros

2.5.2 Energía eléctrica:

Potencia instalada de red pública KVA

Potencia instalada de generación propia KVA

2.5.3 Descargas de efluentes industriales:

Conexión al alcantarillado SI NO

Lugar de descarga de efluentes

2.5.4 Conexión de gas natural:

SI NO

2.5.5 Servicio de residuos sólidos:

SI NO

Lugar de disposición de residuos

Se coloca en bolsas de residuos y se entrega a EMAT

2.6 DATOS DEL PERSONAL EMPLEADO

Número de empleados de la Unidad Industrial

10

2.7 DATOS DE SUPERFICIE

Superficie ocupada de las instalaciones [m²]

270

Superficie total del predio [m²]

480

2.8 ANEXOS**Se incluyen los siguientes documentos**

Fotocopia de documento de identidad de la persona natural o del representante legal.

Fotocopia legalizada del Poder del Representante Legal (en el caso de sociedades).

Croquis de ubicación de la Unidad Industrial.

2.9 DECLARACIÓN JURADA

El suscrito: Yuleny Valdez Maiga..... como Representante Legal de la Unidad Industrial que se registra, doy fe de la veracidad de la información detallada en el presente documento y asumo la responsabilidad sobre la misma.

Nombre: Yuleny Valdez Maigua.....

N° Cédula de Identidad: ...10666238.Tarija.....

Lugar y fecha: ...12 de diciembre de 2024..... Firma: 

CAPÍTULO IV
ASPECTOS ECONÓMICOS DEL
PROYECTO

4 ASPECTOS ECONÓMICOS DEL PROYECTO

4.1 INVERSIÓN DEL PROYECTO

La Inversión del proyecto se refiere al gasto monetario que se efectúa para la adquisición de determinados activos fijos o tangibles y los activos diferidos o intangibles, es decir, la compra de bienes o servicios para la producción o adquisición de bienes de capital con los que el proyecto producirá durante su vida útil.

4.1.1 Estructura de la inversión

La inversión del proyecto se efectúa mediante el análisis de valores de producción de bienes o servicios, con el análisis de inversiones fijas, diferidas y capital de trabajo.

4.1.1.1 Inversión fija

La inversión fija se caracteriza por su materialidad, es decir, considera todo insumo que pueda verse y tocar, por lo cual está sujeta a la depreciación, lo que es sinónimo de desvalorización gradual a lo largo de su uso, ya sea por desgaste u obsolescencia.

a. Maquinaria y equipos

La Ley N°1391 aprobada el 31 de agosto de 2021 y el Decreto Supremo N°4579, reduce a 0% la alícuota del Impuesto al Valor Agregado (IVA) para importación de bienes de capital, plantas industriales, vehículos de carga de alta capacidad en volumen y tonelaje, incluidos vehículos frigoríficos y maquinaria pesada.

Los equipos y maquinaria necesaria para el proceso, se detalla en la siguiente tabla.

Tabla 4-1. Costos de maquinarias y equipos

Ítem	Descripción	Unidad	Cantidad	Precio (USD)	Total (USD)	Total (Bs.)
1	Balanza	Pza.	1	300	300	2088
2	Triturador de plásticos	Pza.	1	2300	2300	16008
3	Secador de plásticos	Pza.	1	1900	1900	13224
4	Reactor	Pza.	1	9500	9500	66120
5	Intercambiador de calor-aceite de pirólisis	Pza.	1	230	230	1600,8
6	Separador	Pza.	1	2400	2400	16704
7	Intercambiador de calor-enfriador aceite de pirólisis	Pza.	1	300	300	2088
8	Tanque de almacenamiento de aceite de pirólisis	Pza.	1	25000	25000	174000
9	Tanque de almacenamiento de diésel	Pza.	1	6000	6000	41760
10	Tanque de almacenamiento de gasolina	Pza.	1	8640	8640	60134,4
11	Tanque de almacenamiento de keroseno	Pza.	1	1500	1500	10440
12	Tanque de almacenamiento de residuo	Pza.	1	600	600	4176
13	Mini refinería	Pza.	1	20000	20000	139200
14	Intercambiador de calor-Gasolina	Pza.	1	470	470	3271,2
15	Intercambiador de calor-Diésel	Pza.	1	400	400	2784
16	Intercambiador de calor-Keroseno	Pza.	1	250	250	1740
17	Intercambiador de calor-residuo	Pza.	1	250	250	1740
18	Bomba	Pza.	6	50	300	2088
19	Tubería, accesorios	Total	-	1805	1805	12561,1
				TOTAL	82145	571728

Tipo de cambio 1 USD = 6,96 Bs.

Fuente: Elaboración propia, 2024.

b. Obras civiles

Tomando en cuenta las dimensiones de los ambientes tanto de la parte administrativa como la necesaria para implementar el área de equipos de la planta de producción de combustibles, se plantea ocupar un terreno de 480 m².

Tabla 4-2. Obras civiles

Ítem	Descripción	Unidad	Cantidad	Precio Unitario (Bs.)	Valor Total (Bs.)
1	Terreno	m ²	480	588	282240
Área Administrativa					
2	Excavación	m ²	32	53,79	1721
	Cimiento	m ³	10,5	473,73	4974
	Columna de hormigón	Pza.	10	3069,73	30697
	Cubierta de calamina	m ²	32	175	5600
	Muro de ladrillo	m ²	62	108,25	5196
	Total, obra civil				48188,7
Área de Producción					
3	Excavación	m ²	300	53,79	16137
	Cimiento	m ³	60	473,73	28424
	Columna de hormigón	Pza.	6	3069,73	18418
	Cubierta de calamina	m ²	300	175	52500
	Muro de ladrillo	m ²	270	108,25	29228
	Total, obra civil				144706,7
Obra Externa					
4	Obra civil cierre perimetral	m ²	184	155,76	28659,84
				TOTAL	503795

Fuente: Elaboración propia con datos de los precios unitarios de la revista Presupuesto & Construcción, 2024.

c. Muebles y encerres

Los requerimientos mobiliarios e implementos varios se describen en la siguiente tabla.

Tabla 4-3. Muebles y encerres

Ítem	Descripción	Unidad	Cantidad	Precio Unitario (Bs.)	Valor Total (Bs.)
Muebles administración					
1	Escritorio de madera	Pza.	2	420	840
2	Silla giratoria	Pza.	2	400	800
3	Silla	Pza.	4	140	560
4	Estantes	Pza.	2	800	1600
5	Computadora de escritorio	Pza.	2	4790	9580
6	Impresora	Pza.	2	934	1868
7	Cesto de basura	Pza.	2	100	200
Muebles de producción					
8	Escritorio de madera	Pza.	1	420	420
9	Silla giratoria	Pza.	1		0
10	Silla	Pza.	5	140	700
11	Estante	Pza.	1	800	800
12	Gavetero	Pza.	1	350	350
13	Cesto de basura	Pza.	2	100	200
				Total (Bs.)	17918

Fuente: Elaboración propia, 2024.

4.1.1.2 Inversión diferida

En la inversión diferida contempla los gastos en instalación y transporte.

El costo de importar de China a Chile (Puerto Iquique) es de 4600 USD por container (JetStar Cargo Logistics, 2024). Se requerirá del flete de 2 container para hacer llegar los equipos de China a puerto al puerto de Iquique).

El costo de transporte terrestre desde el puerto de Iquique de los equipos a la ciudad de Tarija es de es de 2800 USD (anexo 38).

Tabla 4-4. Costo de transporte e instalación

Ítem	Descripción	Unidad	Cantidad	Precio Unitario (Bs.)	Valor Total (Bs.)
1	Transporte de importación	Flete	2	32016	64032
2	Transporte al interior de Bolivia	Flete	2	19488	38976
3	Montaje de maquinaria y equipos	Pza.	18	500	9000
				Total (Bs.)	112008

Fuente: Elaboración propia, 2024.

4.1.1.3 Costo de operación

a. Mano de obra

Contempla los gastos necesarios tanto del personal permanente como el eventual y los beneficios sociales.

Tabla 4-5. Costo de mano de obra del primer al tercer año

Ítem	Descripción	Unidad	Cantidad	Precio Unitario (Bs.)	Valor Total (Bs.)
1	Gerente general	1	12	5000	60000
2	Encargado administrativo y comercial	1	12	3000	36000
3	Jefe de producción y calidad	1	12	3500	42000
4	Operador	2	12	2500	60000
5	Limpieza	1	12	2500	30000
Eventual					
6	Técnico de mantenimiento	1	1	3200	3200
				Total (Bs.)	231200

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Tabla 4-6. Costo de mano de obra más beneficios sociales (1-3 año)

Beneficios sociales	Valor Total (Bs.)
Riesgo laboral (1,71%)	3898,80
Fondo pro vivienda (2%)	4560,00
Seguro de salud (10%)	22800,00
Aporte solidario (3%)	6840,00
Aguinaldo	19000
Aguinaldo productivo PIB>4,5%	19000
Total + beneficios	307299

Fuente: Elaboración propia, 2024.

El costo de mano de obra en los tres primeros años será de 307299 bolivianos.

Tabla 4-7. Costo de mano de obra del cuarto al decimo año

Ítem	Descripción	Unidad	Cantidad	Precio Unitario (Bs.)	Valor Total (Bs.)	
1	Gerente general	1	12	5000	60000	
2	Encargado administrativo y comercial	1	12	3000	36000	
3	Jefe de producción y calidad	2	12	3500	84000	
4	Operador	4	12	2500	120000	
5	Limpieza	1	12	2500	30000	
Eventual						
6	Técnico de mantenimiento	1	1	3200	3200	
					Total (Bs.)	333200

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Tabla 4-8. Costo de mano de obra más beneficios sociales (4-10 año)

Beneficios sociales	Valor Total (Bs)
Riesgo laboral (1,71%)	5643,00
Fondo pro vivienda (2%)	6600,00
Seguro de salud (10%)	33000,00
Aporte solidario (3%)	9900,00
Aguinaldo	27500
Aguinaldo productivo PIB>4,5%	27500
Total + beneficios	443343

Fuente: Elaboración propia, 2024.

A partir del cuarto año se incrementará un nuevo turno, por lo que se incrementará un encargado de producción y calidad y dos operarios, por lo que el costo de mano de obra incrementará a 443343 bolivianos.

b. Materia prima e insumos

Tabla 4-9. Costo de materia prima

Periodo	Residuos Plásticos (kg)	Precio Unitario (Bs.)	Costo de total de residuos plásticos (Bs.)	Agua (m ³ /año)	Costo de agua (Bs.)	Total (Bs.)
Primer año	600000	2,4	1440000	5008,7	14675,6	1454676
Segundo año	600000	2,4	1440000	5008,7	14675,6	1454676
Tercer año	600000	2,4	1440000	5008,7	14675,6	1454676
Cuarto año	1200000	2,4	2880000	10017,5	29351,2	2909351,2
Quinto año	1200000	2,4	2880000	10017,5	29351,2	2909351,2
Sexto año	1200000	2,4	2880000	10017,5	29351,2	2909351,2
Séptimo año	1200000	2,4	2880000	10017,5	29351,2	2909351,2
Octavo año	1200000	2,4	2880000	10017,5	29351,2	2909351,2
Noveno año	1200000	2,4	2880000	10017,5	29351,2	2909351,2
Décimo año	1200000	2,4	2880000	10017,5	29351,2	2909351,2

Fuente: Elaboración propia, 2024.

c. Consumo de energía

Tabla 4-10. Costo de energía eléctrica y gas

Periodo	Energía eléctrica (kWh)	Costo de electricidad (Bs.)	Gas (m ³)	Costo de gas (Bs.)	Valor Total (Bs.)
Primer año	33298,5	18680	22720,8	10425,2	29106
Segundo año	33298,5	18680	22720,8	10425,2	29106
Tercer año	33298,5	18680	22720,8	10425,2	29106
Cuarto año	66597	37361	45441,6	20850	58211
Quinto año	66597	37361	45441,6	20850	58211
Sexto año	66597	37361	45441,6	20850	58211
Séptimo año	66597	37361	45441,6	20850	58211
Octavo año	66597	37361	45441,6	20850	58211
Noveno año	66597	37361	45441,6	20850	58211
Décimo año	66597	37361	45441,6	20850	58211

Fuente: Elaboración propia, 2024.

d. Cálculo de depreciación

En Bolivia los factores de depreciación básicos son obtenidos de: Boliviaimpuestos.com extraído del anexo del art. 22 del DS 24051 (anexo 39).

Tabla 4-11. Depreciación

	Equipos	Muebles	Edificaciones	Total (Bs.)
Inversión (Bs.)	571728	17918	221555,3	
Factor (%)	12,5	10	2,5	
Año				
2024	71465,9	1791,8	5538,9	78796,6
2025	71465,9	1791,8	5538,9	78796,6
2026	71465,9	1791,8	5538,9	78796,6
2027	71465,9	1791,8	5538,9	78796,6
2028	71465,9	1791,8	5538,9	78796,6
2029	71465,9	1791,8	5538,9	78796,6
2030	71465,9	1791,8	5538,9	78796,6
2031	71465,9	1791,8	5538,9	78796,6
2032	71465,9	1791,8	5538,9	78796,6
2033	71465,9	1791,8	5538,9	78796,6
2034	71465,9	1791,8	5538,9	78796,6
Total	786125,3	19709,8	60927,7	866762,8
Inversión adicional	214397,8	1791,8	0,0	216189,6
Valor residual	0,0	0,0	160627,6	160627,6

Fuente: Elaboración propia, con datos de Boliviaimpuestos, 2024.

Como inversión adicional se calcula a 216189,6 Bs. y de valor residual tenemos de 160627,6 Bs.

4.1.2 Costos de producción

El costo de producción es el gasto total que una empresa debe asumir para elaborar un producto o servicio. Estos costes asociados son: materia prima, mano de obra y cargos indirectos.

Tabla 4-12. Costo de producción (Bs)

Nº	Detalle	Año de operación									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	Costo directo	1623025	1623025	1623025	3234016						
	Materia prima	1454676	1454676	1454676	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351
	Mano de obra directa	139244	139244	139244	266454	266454	266454	266454	266454	266454	266454
	Consumo de energía	29106	29106	29106	58211	58211	58211	58211	58211	58211	58211
2	Costo indirecto	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452
	Gastos administrativos	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055
	Depreciación	78797	78797	78797	78797	78797	78797	78797	78797	78797	78797
	Amort. Inver. Dif.	12600,8	12600,8	12600,8	12600,8	12600,8	12600,8	12600,8	12600,8	12600,8	12600,8
	Costo total (1+2)	1882477	1882477	1882477	3493468						

Fuente: Elaboración propia, 2024.

4.1.3 Capital de trabajo

Son recursos financieros que se debe contar para que el proyecto empiece a operar. Es decir, hay que financiar la primera producción antes de recibir ingresos.

Para el primer año de producción se necesita un total de 1882477 bolivianos para ejecutar la operación optima de la planta piloto, lo cual se propone un financiamiento de los primeros 3 meses iniciales para poner en operación la planta.

Tabla 4-13. Capital de trabajo

Costo capital de operación anual (Bs.)	Costo capital de operación/mes (Bs.)	Costo capital de operación para 3 meses (Bs.)
1882477	156873	470619

Fuente: Elaboración propia, 2024.

4.1.4 Costos fijos y variables

Los costos fijos son aquellos costos que permanecen constantes ante cualquier volumen de producción, vale decir, que no dependen de la producción. Los costos variables son costos que varían en forma directa con la variación o cambios en los volúmenes de producción.

Tabla 4-14. Costos fijos y variables (Bs.)

N°	Detalle	Año de operación									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
a)	Costos fijos	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452
	Costos de administración	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055
	Depreciación	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6
	Amort. Inver. Dif.	12600,8	12600,8	12600,8	12600,8	12600,8	12600,8	12600,8	12600,8	12600,8	12600,8
b)	Costos variables	1623025	1623025	1623025	3234016						
	Materia prima	1454676	1454676	1454676	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351
	Mano de obra directa	139244	139244	139244	266454	266454	266454	266454	266454	266454	266454
	Consumo de energía	29106	29106	29106	58211	58211	58211	58211	58211	58211	58211
	Costo total (a+b)	1882477	1882477	1882477	3493468						

Fuente: Elaboración propia, 2024.

4.1.5 Costo unitario del producto

El costo unitario de producción es llamado también costo promedio total, indica el costo de producir una unidad del bien o servicio para cada nivel de producción. Ante esto es necesario mencionar que para poder determinar el costo unitario del producto es necesario saber el costo unitario de producción, por ello a continuación, en la siguiente tabla, se calcula dicho costo.

Tabla 4-15. Costo unitario de producción Bs/l

Año	Costo total CT=CF + CV (A)	Cantidad de diésel (litros)	Cantidad de gasolina (litros)	Cantidad total litros (B)	Costo unitario de producción C.U.P (A/B)
1	1882477	201329,8	299154,6	500484,4	3,761
2	1882477	201329,8	299154,6	500484,4	3,761
3	1882477	201329,8	299154,6	500484,4	3,761
4	3493468	402659,6	598309,2	1000968,8	3,490
5	3493468	402659,6	598309,2	1000968,8	3,490
6	3493468	402659,6	598309,2	1000968,8	3,490
7	3493468	402659,6	598309,2	1000968,8	3,490
8	3493468	402659,6	598309,2	1000968,8	3,490
9	3493468	402659,6	598309,2	1000968,8	3,490
10	3493468	402659,6	598309,2	1000968,8	3,490

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Una vez encontrado el valor de costo unitario de producción por litro, se determina el costo unitario del producto considerando el margen de utilidad y los impuestos (IVA).

Tabla 4-16. Costo unitario del producto (Bs.)

Año	Costo unitario de producción (Bs.)	Margen de utilidad	Precio de venta (Bs.)	Precio de venta con IVA (Bs.)
1	3,761	0,25	4,70	5,3
2	3,761	0,25	4,70	5,3
3	3,761	0,25	4,70	5,3
4	3,490	0,25	4,36	4,9
5	3,490	0,25	4,36	4,9
6	3,490	0,25	4,36	4,9
7	3,490	0,25	4,36	4,9
8	3,490	0,25	4,36	4,9
9	3,490	0,25	4,36	4,9
10	3,490	0,25	4,36	4,9

Fuente: Elaboración propia, 2024.

El costo unitario de venta de los combustibles se determina en 5 Bs. por litro.

4.1.6 Estimación de ingresos y determinación de utilidades

Tomado como costo unitario los precios de los combustibles en el mercado interno (gasolina 3,74 Bs/l, diésel 3,72 Bs/l y kerosene 2,72 Bs/l), se estiman los ingresos y se determina las utilidades que genera el proyecto en la tabla 4-17, estado de pérdidas y ganancias.

En la tabla 4-18 de estado de pérdidas y ganancias, se estiman los ingresos y se determina las utilidades que genera el proyecto considerando el costo unitario calculado para la venta de gasolina y diésel a 5 Bs/l y kerosene 2,72 Bs/l.

Tabla 4-17. Estado de pérdidas y ganancias (Bs.) (considerando el costo unitario los precios subvencionados)

N°	Detalle	Año de operación									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	Ingresos	2061769	2061769	2061769	4123537						
	Ingresos por venta de diésel	748947	748947	748947	1497894	1497894	1497894	1497894	1497894	1497894	1497894
	Ingresos por venta de gasolina	1118838	1118838	1118838	2237676	2237676	2237676	2237676	2237676	2237676	2237676
	Ingresos por venta de kerosene	193984	193984	193984	387967	387967	387967	387967	387967	387967	387967
2	Costo total (a+b)	1882477	1882477	1882477	3493468						
	a) Costos fijos	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452
	Costos de administración	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055
	Depreciación	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6
	Amort. Inver. Dif.	12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601
	b) Costos variables	1623025	1623025	1623025	3234016						
	Materia prima	1454676	1454676	1454676	2909351,2	2909351,2	2909351,2	2909351,2	2909351,2	2909351,2	2909351,2
	Mano de obra directa	139244	139244	139244	266454	266454	266454	266454	266454	266454	266454
	Consumo de energía	29106	29106	29106	58211	58211	58211	58211	58211	58211	58211
3	Utilidad antes de impuestos (1-2)	179291	179291	179291	630069						
4	Impuestos transacciones (3%)	61853	61853	61853	123706						
5	Utilidad imponible (3-4)	117438	117438	117438	506363						
6	Impuestos a utilidades (25%)	29360	29360	29360	126591						
7	Utilidad contable (5-6)	146798	146798	146798	379772						

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Tabla 4-18. Estado de pérdidas y ganancias (Bs.) (considerando el costo unitario calculado en el proyecto para la venta)

Nº	Detalle	Año de operación									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	Ingresos	2696406	2696406	2696406	5392811						
	Ingresos por venta de diésel	1006649	1006649	1006649	2013298	2013298	2013298	2013298	2013298	2013298	2013298
	Ingresos por venta de gasolina	1495773	1495773	1495773	2991546	2991546	2991546	2991546	2991546	2991546	2991546
	Ingresos por venta de kerosene	193984	193984	193984	387967	387967	387967	387967	387967	387967	387967
2	Costo total (a+b)	1882477	1882477	1882477	3493468						
	a) Costos fijos	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452
	Costos de administración	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055
	Depreciación	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6	78796,6
	Amort. Inver. Dif.	12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601
	b) Costos variables	1623025	1623025	1623025	3234016						
	Materia prima	1454676	1454676	1454676	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351
	Mano de obra directa	139244	139244	139244	266454	266454	266454	266454	266454	266454	266454
	Consumo de energía	29106	29106	29106	58211	58211	58211	58211	58211	58211	58211
3	Utilidad antes de impuestos (1-2)	813928	813928	813928	1899343						
4	Impuestos transacciones (3%)	80892	80892	80892	161784	161784	161784	161784	161784	161784	161784
5	Utilidad imponible (3-4)	733036	733036	733036	1737559						
6	Impuestos a utilidades (25%)	183259	183259	183259	434390	434390	434390	434390	434390	434390	434390
7	Utilidad contable (5-6)	549777	549777	549777	1303169						

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Analizando la tabla 4-17 de estado de pérdidas y ganancias, comercializando el combustible a precio del combustible subvencionado, si bien hay una utilidad contable positiva, al realizar los pagos de amortización del préstamo y los intereses, se produce un flujo de caja financiero negativo los 3 primeros años.

Por lo que se determina que el precio unitario óptimo para la comercialización del diésel y la gasolina es de 5 Bs/l y para el kerosene de 2,72 Bs/l, dando una utilidad contable positiva, tabla 4-18.

4.2 FINANCIAMIENTO

Es la obtención de recursos económicos con destino a la implementación de bienes y servicios que conforman el proyecto.

El presente proyecto tiene un financiamiento del 20% es aporte propio y el restante 80% es financiado mediante préstamo bancario.

Tabla 4-19. Financiamiento de inversión (Bs.)

	DETALLE	Requerido
1	Inversión (a+b)	1219449
	a) Inversión Fija	1093441
	Maquinaria y equipos	571728
	Terreno + Obras civiles	503795
	Muebles y enceres	17918
	b) Inversión diferida	126008
	Costo de transporte e instalación de equipos	112008
	Gastos de organización	6000
	Gastos de legales	3000
	Gastos de puesta en marcha	5000
2	Capital de Trabajo	470619
3	Inversión adicional (Depreciación)	216189,62
4	Imprevistos (10%)	190626
	Inversión Total Requerida (1+2+3+4)	2096884
	Aporte propio (20%)	419376,71
	Aporte solicitado (80%)	1677506,8

Fuente: Elaboración propia, 2024.

El aporte propio será de 419376,71 bolivianos y el aporte solicitado de 1680000 bolivianos.

4.2.1 Necesidad de capital

El capital necesario, según la tabla 4-19, es 2096884 Bs. necesarios para la implementación del proyecto.

4.2.2 Fuentes de financiamiento

El financiamiento necesario para el proyecto se efectuará mediante una entidad bancaria. En el país existen diferentes entidades financieras que prestan sus servicios para diferentes tipos de proyectos, con lo cual se accedió a la página oficial del banco central de Bolivia para obtener información de estas como se presenta a continuación.

Tabla 4-20. Información sobre el interés que se paga por un préstamo

Entidades	MONEDA NACIONAL				
	Empresarial	PYME	Micro-crédito	Consumo	Vivienda
BANCOS MÚLTIPLES					
NACIONAL DE BOLIVIA	6,52	10,35	12,82	14,41	6,68
MERCANTIL SANTA CRUZ	5,95	8,92	15,38	13,68	9,08
CRÉDITO DE BOLIVIA	6,14	8,10	22,61	24,61	10,64
BISA	6,73	6,59	15,58	17,23	8,87
UNION	6,14	7,63	13,94	17,78	6,05
ECONOMICO		12,08	14,25	16,93	10,76
GANADERO	6,81	6,09	18,97	17,77	
NACIÓN ARGENTINA		8,77			
ENTIDADES ESPECIALIZADAS EN MICROFINANZAS					
BANCOS MÚLTIPLES					
SOLIDARIO			14,92	25,44	24,80
FIE			13,79	23,35	11,11
FORTALEZA		11,02	13,98		10,87
PRODEM		23,45	16,71	26,52	18,58
BANCOS PYME					
DE LA COMUNIDAD				25,57	
ECO FUTURO			13,83	24,33	20,20

ENTIDADES FINANCIERAS DE VIVIENDA					
LA PRIMERA					7,43
PROMOTORA					
PROGRESO					
COOPERATIVAS DE AHORRO Y CRÉDITO					
JESUS NAZARENO			19,59	16,12	
SAN MARTIN			24,76	17,24	17,23
FATIMA					
LA MERCED			23,88	24,24	
SAN PEDRO					
LOYOLA			12,01	14,52	
CAT. TARIJA					
SAN ANTONIO				14,10	
PIO X					
INCAHUASSI					
QUILLACOLLO				24,70	
S.J. PUNATA			11,86	19,86	16,65
TRINIDAD				29,33	
COMARAPA			14,10	19,16	
SAN ROQUE				18,37	
SAN MATEO					
CHOROLQUE				16,95	
M. F. GAINZA			20,09	25,15	
MADRE Y MAESTRA				19,56	
E. G. CHACO			13,80		
CAT. POTOSÍ			12,13	24,36	18,97
ASUNCIÓN			13,53	18,05	12,68
S. J. BERMEJO				24,36	
MAG. RURAL			12,07	18,54	11,52
SAN JOAQUIN					
S.C BORROMEIO				26,82	
CACEF			12,79	13,18	
LA SAGRADA FAMILIA			34,59	37,48	
PROGRESO			42,63	31,60	
MAG. RURAL CHUQUISACA					
SAN FRANCISCO SOLANO					
SAN PEDRO DE AIQUILE					
SAN MARTIN					

CRISTO REY COCHABAMBA				26,82	
VIRGEN DE LOS REMEDIOS					26,25
COOPROLE			12,16		
SOLUCREDIT San Silvestre			20,36	34,49	
USAMA					
PAULO VI				17,23	
HOSPICIO				15,19	
CANTERA				21,34	
INSTITUCIONES FINANCIERAS DE DESARROLLO					
IFD CIDRE			17,50	25,90	18,39
IFD CRECER			35,72	21,86	21,83
IFD DIACONIA			25,33	28,17	20,46
IFD FONDECO			42,57		
IFD FUBODE			35,37	26,60	
IFD IDEPRO			33,82	26,08	26,56
IFD IMPRO			15,70	42,58	
IFD PROMUJER			36,78	30,17	23,05

Fuente: Reportes de las Entidades Financieras / Elaboración: Gerencia de Entidades Financieras – BCB, 2024.

Se elige como entidad financiera del proyecto al Banco Ganadero con un interés anual del 6,09 % para la pequeña y mediana empresa.

4.2.3 Amortizaciones

Se planea pagar el costo capital de 1680000 Bs. en un periodo de 10 años, teniendo un año de gracia.

$$A = \frac{K}{n}$$

Donde:

A: Amortización anual.

K: Capital obtenido mediante préstamo.

n: Plazo del préstamo (años).

Tabla 4-21. Plan de pago cuota variable (Bs.)

Año	Saldo capital	Interés "I"	Amortización "A"	Total (I+A)
1	1680000	102312	0	102312,0
2	1680000	102312	168000	270312,0
3	1512000	92080,8	168000	260080,8
4	1344000	81849,6	168000	249849,6
5	1176000	71618,4	168000	239618,4
6	1008000	61387,2	168000	229387,2
7	840000	51156	168000	219156,0
8	672000	40924,8	168000	208924,8
9	504000	30693,6	168000	198693,6
10	336000	20462,4	168000	188462,4
11	168000	10231,2	168000	178231,2

Fuente: Elaboración propia, 2024.

CAPÍTULO V
EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL
PROYECTO

5 EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO

5.1 Determinación del punto de equilibrio

El punto de equilibrio permite conocer el punto donde las ventas y la producción no generan pérdida ni ganancias, según Paredes, 1996; en este punto los ingresos igualan los costos fijos y variables; su fórmula responde a:

$$PE = \frac{\text{Costos fijos}}{1 - \frac{\text{Costos variables}}{\text{ventas}}} \quad (\text{Ec. 5-1})$$

En la siguiente tabla, se puede observar el punto de equilibrio monetario.

Tabla 5-1. Punto de equilibrio monetario (Bs.)

Año de producción	1 - 3	4 - 10
Costo fijo total	259452	259452
Costo variable total	1623025	3234016
Ventas totales	2696406	5392811
Punto de equilibrio	651762	648128

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Punto de equilibrio en volumen físico:

$$PEV = \frac{\text{P. E. monetario}}{\text{Precio de venta}} \quad (\text{Ec. 5-2})$$

Tabla 5-2. Punto de equilibrio en volumen físico (l)

Año de producción	1 - 3	4 - 10
P.E. monetario	651761,5	648128,1
Precio de ventas (Bs.)	5,0	5,0
P.E. Volumen físico	130352,3	129625,6

Fuente: Elaboración propia, 2024.

5.2 Determinación de indicadores económicos

Un indicador económico es un dato estadístico sobre la economía que permite el análisis de la situación y rendimiento económico pasado y presente, así como realizar pronósticos para el futuro, los indicadores económicos incluyen varios índices e informes de gastos y ganancias.

5.3 Fuentes y usos de fondos

El flujo de fondos llamado también de origen y aplicación, muestra el origen de los fondos monetarios y su destino o aplicación en el tiempo también permite conocer la estructura y necesidad financiera del proyecto en un periodo dado.

Tabla 5-3. Flujo de caja al precio de venta de los combustibles subvencionados (Bs.)

N°	Detalle	Instalación	Producción									
		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	Fuentes	2096884	2061769	2061769	2061769	4123537						
	Aporte propio	419377										
	Préstamo	1677507										
	Ingresos efectivos (con IVA)		2061769	2061769	2061769	4123537	4123537	4123537	4123537	4123537	4123537	4123537
2	Usos	2199196	2244002	2234801	2224455	3984184	3973839	3963493	3953147	3942802	3932456	3922111
	a) Costos de inversión	2096884										
	Inversión fija	1093441										
	Inversión diferida	126008										
	Capital trabajo	470619										
	Inversión adicional (Depreciación)	216190										
	Imprevistos	190626										
	b) Costo efectivo de producción		1882477	1882477	1882477	3493468						
	Costo variable		1623025	1623025	1623025	3234016	3234016	3234016	3234016	3234016	3234016	3234016
	Materia prima		1454676	1454676	1454676	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351
	Mano de obra directa		139244	139244	139244	266454	266454	266454	266454	266454	266454	266454
	Consumo de energía		29106	29106	29106	58211	58211	58211	58211	58211	58211	58211
	Costos fijos		259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452
	Costos de administración		168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055
	Depreciación		78797	78797	78797	78797	78797	78797	78797	78797	78797	78797
	Amort. Inver. Dif.		12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601
	c) Préstamo	102312	270312	261111	250765	240419	230074	219728	209383	199037	188691	178346
	Amortización del préstamo		168000	168000	168000	168000	168000	168000	168000	168000	168000	168000
	Interés	102312	102312	93111	82765	72419	62074	51728	41383	31037	20691	10346
	d) Impuestos nacionales		91213	91213	91213	250297						
	Impuestos transacciones (3%)		61853	61853	61853	123706	123706	123706	123706	123706	123706	123706
	Impuestos a utilidades (25%)		29360	29360	29360	126591	126591	126591	126591	126591	126591	126591
3	Flujo de caja financiero (1-2)	-2199196	-182233	-173032	-162686	139353	149698	160044	170390	180735	191081	201427

Fuente: Elaboración propia, 2024.

Tabla 5-4. Flujo de caja al precio unitario de venta calculado de los combustibles en el proyecto (Bs.)

N°	Detalle	Instalación	Producción									
		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	Fuentes	2096884	2696406	2696406	2696406	5392811						
	Aporte propio	419377										
	Préstamo	1677507										
	Ingresos efectivos (con IVA)		2696406	2696406	2696406	5392811	5392811	5392811	5392811	5392811	5392811	5392811
2	Usos	2199196	2416941	2407961	2397615	4330283	4319937	4309592	4299246	4288901	4278555	4268209
	a) Costos de inversión	2096884										
	Inversión fija	1093441										
	Inversión diferida	126008										
	Capital trabajo	470619										
	Inversión adicional (Depreciación)	216190										
	Imprevistos	190626										
	b) Costo efectivo de producción		1882477	1882477	1882477	3493468						
	Costo variable		1623025	1623025	1623025	3234016	3234016	3234016	3234016	3234016	3234016	3234016
	Materia prima		1454676	1454676	1454676	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351	2909351
	Mano de obra directa		139244	139244	139244	266454	266454	266454	266454	266454	266454	266454
	Consumo de energía		29106	29106	29106	58211	58211	58211	58211	58211	58211	58211
	Costos fijos		259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452	259452
	Costos de administración		168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055	168055
	Depreciación		78797	78797	78797	78797	78797	78797	78797	78797	78797	78797
	Amort. Inver. Dif.		12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601	12601
	c) Préstamo	102312	270312	261332	250987	240641	230295	219950	209604	199259	188913	178567
	Amortización del préstamo	0	168000	168222	168222	168222	168222	168222	168222	168222	168222	168222
	Interés	102312	102312	93111	82765	72419	62074	51728	41383	31037	20691	10346
	d) Impuestos nacionales		264151	264151	264151	596174						
	Impuestos transacciones (3%)		80892	80892	80892	161784	161784	161784	161784	161784	161784	161784
	Impuestos a utilidades (25%)		183259	183259	183259	434390	434390	434390	434390	434390	434390	434390
3	Flujo de caja financiero (1-2)	-2199196	279465	288445	298790	1062528	1072873	1083219	1093565	1103910	1114256	1124602

Fuente: Elaboración propia, 2024.

5.4 Evaluación económica

5.4.1 Valor actual neto

$$VAN = \sum_{T=1}^N \frac{Ft}{(1+i)^t} - I_0 \quad (\text{Ec. 5-3})$$

Donde:

Ft: Utilidad neta

I₀: Inversión total

i: Tasa de interés 6,09%

t: Periodo de años

Tabla 5-5. Flujo neto financiero

Inversión	Año									
0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
2199196	279465	288445	298790	1062528	1072873	1083219	1093565	1103910	1114256	1124602

Fuente: Elaboración propia, 2024.

El proyecto tiene un VAN: 3.655.642,69 Bs.

5.4.2 Tasa interna de retorno

La tasa interna de retorno T.I.R. es una tasa porcentual que indica la rentabilidad promedio anual que genera el capital que permanece invertido en el proyecto. Se define como la tasa de interés con la cual el valor actual neto del proyecto (VAN) es igual a cero.

$$TIR = i_1 + (i_2 - i_1) * \left[\frac{VAN_1}{VAN_1 - VAN_2} \right] \quad (\text{Ec. 5-4})$$

Donde:

i_1 : Tasa de actualización del último VAN positivo.

i_2 : Tasa de actualización del último VAN negativo.

VAN_1 : Valor actual neto, obtenido con i_1 .

VAN_2 : Valor actual neto, obtenido con i_2 .

Tabla 5-6. Tasa interna de retorno

Inversión	Año										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
2199196	279465	288445	298790	1062528	1072873	1083219	1093565	1103910	1114256	1124602	

Fuente: Elaboración propia, 2024.

El proyecto tiene un TIR = 26,28%

5.4.3 Relación Beneficio/Costo

La relación B/C muestra la cantidad de dinero actualizado que percibirá el proyecto por cada unidad monetaria invertida, resulta de dividir los ingresos brutos actualizados (beneficios) entre los costos actualizados, a una tasa de interés vigente en el mercado.

$$\frac{B}{C} = \frac{\frac{B_1}{(1+i)^1} + \frac{B_2}{(1+i)^2} + \frac{B_3}{(1+i)^3} + \dots + \frac{B_n}{(1+i)^n}}{\frac{C_0}{(1+i)^0} + \frac{C_1}{(1+i)^1} + \frac{C_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{C_n}{(1+i)^n}} \quad (\text{Ec. 5-5})$$

Donde:

B_{1-n} : Beneficio bruto en el año 1, 2, 3, ...n.

C_0 : Costo de inversión en el año 0.

C_{1-n} : Costo de inversión en el año 1 hasta n.

$(1+i)$: Factor de actualización

n: Periodo.

Tabla 5-7. Relación Beneficio/Costo

Detalle	Año										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión	2199196										
Ingresos		2696406	2696406	2696406	5392811	5392811	5392811	5392811	5392811	5392811	5392811
Egresos		2416941	2407961	2397615	4330283	4319937	4309592	4299246	4288901	4278555	4268209

Fuente: Elaboración propia, 2024.

El proyecto tiene una relación B/C = 1,1275 Bs.

5.5 Análisis de sensibilidad

Análisis con el incremento del precio de los residuos plásticos

Realizando los cálculos de T.I.R. en base al precio de compra de los residuos plásticos el T.I.R. debe ser mayor a la tasa de interés del financiamiento 6,09% (Ing. José Auad, 2022).

Tabla 5-8. Analisis de sensibilidad en el incremento del precio de residuos plásticos

Precio de residuos plásticos (Bs.)	T.I.R. (%)	V.A.N. (Bs.)
2,4	26,28%	3655642,70
2,5	23,54%	3099635,74
3,0	8,17%	319600,95
3,1	4,48%	-236406,00

Fuente: Elaboración propia, 2024.

El precio máximo que se debe comprar el kilogramo de residuos plásticos tiene que ser 3 Bs. para que el proyecto esté en equilibrio, pasando esta cifra el proyecto no será viable.

Análisis en el precio de venta de los combustibles

Tabla 5-9. Análisis de sensibilidad en el precio de venta de los combustibles

Precio de combustibles (Bs.)	T.I.R. (%)	VAN (Bs.)
5,00	26,28%	3655642,69
4,50	15,20%	1473022,93
4,20	7,21%	163451,08
4,17	6,31%	32493,89
4,16	6,01%	-11158,50

Fuente: Elaboración propia, 2024.

El precio mínimo de venta del diésel y la gasolina para que el proyecto sea factible es de 4,17 Bs. el litro de combustible.

CAPÍTULO VI
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1 Conclusiones

En base a los datos del Instituto Nacional de Estadística se desechan diariamente 193,82 toneladas de residuos sólidos, del cual el 8,3% son residuos plásticos, generándose diariamente 16,087 toneladas de residuos plásticos.

Con el estudio de generación y caracterización de residuos sólidos del área urbana del municipio de Tarija, se determinó que del total de residuos sólidos que se generan en el área urbana son 1,655% PET, 1,423% PEBD, 0,72% PEAD, 0,759% PP, 0,004% PVC, 0,171% PS y 3,568% que pertenece a otras categorías de plásticos.

En el estudio de mercado se determinó que el abastecimiento de combustibles por parte de la producción nacional se redujo en los últimos años, llegando a un 14% para el diésel y un 44% para la gasolina en el 2023, haciendo que se incremente las importaciones de estos combustibles para satisfacer la demanda interna. También determinó que la demanda de gasolina para el año 2036 será de 21568702 barriles y la demanda de diésel de 19439308 barriles.

La planta de pirolisis tendrá una capacidad de procesar 2 t/batch en el reactor de pirolisis, procesando en los tres primeros años 600 t/año y al partir de cuarto año se incrementará 1200 t/año operando en dos turnos.

Con el análisis de la localización se pudo determinar a la zona del barrio Nuevo Amanecer ubicada en la provincia Cercado del departamento de Tarija como la más favorable para instalar la planta piloto.

La tecnología que se utilizó para el proceso es la pirólisis térmica, que consiste en calentar los residuos hasta los 530 °C en el interior del reactor sin la presencia de oxígeno, degradando los residuos plásticos en hidrocarburos más ligeros.

El diseño de la planta piloto tiene una capacidad máxima de procesar 2000 kg/batch de residuos plásticos con un rendimiento de aceite de pirólisis del 89,1%, el cual al ser sometido al proceso de destilación en una torre de fraccionamiento tiene un rendimiento de 47,4 % gasolina, 11,3% de kerosene y el 31,9 % diésel.

Para la implementación del proyecto se requiere una inversión total de 2096884 bolivianos, (80% aporte solicitado y 20% aporte propio), mediante el estudio económico se determinó que el precio unitario óptimo para la comercialización del diésel y la gasolina es de 5 Bs. el litro y para el kerosene de 2,72 Bs/l, con el cual el proyecto es rentable generando un VAN de 3.655.642,69 Bs, un T.I.R. del 26,28% y la relación beneficio costo B/C de 1,1275 Bs. a un precio de compra de 2,4 Bs. el kilogramo de residuos plásticos.

6.2 Recomendaciones

Realizar un convenio con la asociación de recicladoras de residuos plásticos, para obtener un suministro estable de residuos plásticos.

El precio límite de compra de residuos plásticos es de 3 Bs. el kilogramo y el precio mínimo de venta del diésel y gasolina es de 4,17 Bs. el litro, pasando estas cifras el proyecto no será rentable.

Para el proceso se requiere solo residuos plásticos de tipo Polietileno de Alta Densidad, Polietileno de Baja Densidad, Polipropileno y Poliestireno, debido a que los otros tipos de plásticos tienen bajos rendimientos y además al momento de la pirólisis generan compuestos clorados, ácido teraftálico y ácido benzoico que son perjudiciales para el proceso.

Los combustibles producidos pueden ser comercializados a vehículos convencionales que utilizan la gasolina especial de 85 octanos y vehículos convencionales que utilizan el combustible diésel oíl.