

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA OBTENCIÓN DE
COMBUSTIBLE LÍQUIDO POR MEDIO DE PIRÓLISIS DE
NEUMÁTICOS FUERA DE USO (NFU)**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERA
QUÍMICA**

MARÍA MERCEDES YÁNEZ TAPIA

DIRECTOR: ING. MARCELO FERNANDO SALVADOR QUIÑONES M. Sc.

Quito, abril 2021

© Escuela Politécnica Nacional (2021)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, María Mercedes Yáñez Tapia, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

María Mercedes Yáñez Tapia

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por María Mercedes Yáñez Tapia, bajo mi supervisión.

Ing. Marcelo Fernando Salvador Quiñones M. Sc.
DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

A Dios porque gracias a él he podido culminar esta etapa, la fuerza y entrega vinieron de su mano comprendiendo que su tiempo y planes son perfectos.

A mis padres Milton y Mercedes quienes me han brindado su apoyo incondicional siempre, enseñándome con el ejemplo que todo esfuerzo trae su recompensa y que mientras las cosas se hagan con el corazón anteponiendo ante todo los valores y principios que me inculcaron nunca nos fallaremos a nosotros mismos. Gracias por haber confiado en mí y haber estado junto a mí en los momentos más difíciles, sin su apoyo no hubiese llegado hasta aquí.

A mis hermanos Freddy y Adriana junto con sus familias por sus consejos y gran apoyo que al igual que el de mis padres fue incondicional. Gracias por ayudarme y comprenderme a lo largo de esta etapa, sin ustedes el camino hubiese sido más difícil. A mi tía Blanca por sus consejos y apoyo a la distancia.

A mis primas Sofy, Lucy y Gaby quienes me apoyaron a lo largo de esta etapa convirtiéndose en mis hermanas con las cuales fue grato compartir experiencias y vivencias. Gracias por su comprensión y apoyo a pesar de la distancia y las circunstancias de la vida y sobre todo gracias por su amistad incondicional.

A la FIQA a través de la cual conocí grandes maestros y personas, agradezco a cada uno de ellos de quienes aprendí mucho porque más allá del desarrollo académico me inculcaron valores éticos y morales; de manera especial al Ing. Marcelo Salvador porque sin su ayuda no hubiese sido posible el desarrollo de este trabajo dadas las circunstancias en las que se realizó.

A mis amigos y compañeros con los cuales compartí este camino en común y de los cuales me llevó los mejores momentos. En especial a mis amigas Kathy y Wendy con quienes conviví de principio a fin esta carrera con momentos altos y bajos compartiendo las mismas alegrías y tristezas, gracias por su ayuda y amistad sincera.

DEDICATORIA

A toda mi familia quien siempre me apoyo y comprendió a lo largo de esta etapa. En especial a mis sobrinos Jhojan, Emilio y Samantha quienes fueron mi fuente de alegría e inspiración para continuar con perseverancia durante este tiempo.

A mis abuelitos que no están físicamente hoy conmigo pero a los cuales tengo muy presentes. De manera especial a mi abuelita Olimpia quien me acompañó hasta la mitad de este camino el cual ahora culmino recordando todos los abrazos y consejos que en su momento supo darme.

Y a ti que leerás esto.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	xiii
1. JUSTIFICACIÓN	1
1.1. Antecedentes y descripción del problema	1
1.2. Situación de los neumáticos fuera de uso	3
1.2.1. NFU a nivel internacional	3
1.2.2. NFU a nivel nacional	4
1.2.2.1. Distribución del sector automotor	4
1.2.2.2. Legislación y proyectos relacionados con la gestión de NFU	6
1.3. Alternativas tecnológicas para el tratamiento de NFU	8
1.3.1. Tratamientos mecánicos	9
1.3.2. Tratamientos de reducción de tamaño	9
1.3.3. Tratamientos de regeneración	9
1.4. Pirólisis	10
1.4.1. Fundamentos y tipos de pirólisis	10
1.4.2. Reactores pirolíticos	12
1.5. Pirólisis de neumáticos fuera de uso	12
1.5.1. Productos pirolíticos	13
1.5.2. Pirolizadores de NFU	15
2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	17
2.1. Materia prima	17
2.1.1. Características y composición de los neumáticos	17
2.1.2. Especificaciones de la materia prima	21
2.2. Localización de la planta	22
2.3. Capacidad de la planta	25
2.4. Descripción detallada del proceso	26
2.4.1. Recepción y almacenamiento	26
2.4.2. Trituración primaria	26
2.4.3. Trituración secundaria y separación magnética	27
2.4.4. Pirólisis	27
2.4.5. Condensación y enfriamiento	29
2.4.6. Separación líquido-gas	30

2.4.7.	Almacenamiento de productos	32
2.5.	Definición del producto	32
2.5.1.	Líquido pirolítico	32
2.5.2.	Carbón pirolítico	34
2.5.3.	Gas no condensable	36
2.6.	Mercado	37
3.	BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO	39
3.1.	Bases y criterios de diseño de procesos y equipos principales	39
3.1.1.	Almacenamiento	39
3.1.2.	Trituración primaria, trituración secundaria y separación magnética	41
3.1.3.	Pirólisis	41
3.1.3.1.	Cinética de pérdida de masa, cinética exotérmica y flujo de calor de la pirólisis de NFU	43
3.1.3.2.	Tiempo de pirólisis	52
3.1.3.3.	Especificaciones del horno rotatorio	53
3.1.4.	Condensación y enfriamiento	57
3.1.4.1.	Flujo calórico total transferido en el intercambiador de calor	60
3.1.4.2.	Especificaciones del intercambiador de calor	65
3.1.5.	Separación líquido-gas	70
3.1.5.1.	Tipo de separador y elementos internos	70
3.1.5.2.	Especificaciones del separador bifásico horizontal	73
3.1.6.	Almacenamiento de combustible	79
3.1.6.1.	Tipo de tanque y sus elementos	79
3.1.6.2.	Especificaciones del tanque de almacenamiento	81
3.2.	Bases y criterios de diseño de procesos y equipos secundarios	85
3.2.1.	Bandas transportadoras	86
3.2.2.	Tornillos sin fin	87
3.2.3.	Tuberías, bombas y compresores	89
3.2.3.1.	Transporte de líquidos	89
3.2.3.2.	Transporte de gases	94
4.	DISEÑO DE LA PLANTA	96
4.1.	Balance de masa	97
4.1.1.	Trituración primaria, trituración secundaria y separación magnética	97
4.1.2.	Pirólisis	98
4.1.3.	Condensación y enfriamiento	106
4.1.4.	Separación líquido-gas	109

4.2.	Balance de energía	110
4.2.1.	Pirólisis	110
4.2.2.	Condensación y enfriamiento	113
4.3.	Dimensionamiento y especificaciones de los equipos	115
4.3.1.	Dimensionamiento de equipos principales	115
4.3.1.1.	Galpón de almacenamiento	115
4.3.1.2.	Trituradora primaria, trituradora secundaria y separador magnético	116
4.3.1.3.	Horno rotatorio pirolítico	117
4.3.1.4.	Intercambiador de calor	122
4.3.1.5.	Separador bifásico horizontal	130
4.3.1.6.	Tanque de almacenamiento	141
4.3.2.	Dimensionamiento de equipos secundarios	145
4.3.2.1.	Bandas transportadoras	145
4.3.2.2.	Tornillos sin fin	146
4.3.2.3.	Tuberías, bombas y compresores	148
4.4.	Hojas de especificaciones de los equipos propuestos	158
4.5.	Planificación de la producción	165
4.6.	Diagrama de bloques (BFD)	167
4.7.	Diagrama de flujo de proceso (PFD)	169
4.8.	Layout y planos de elevación	173
4.9.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID)	177
5.	ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA	181
5.1.	Estudio financiero	181
5.1.1.	Egresos	181
5.1.1.1.	Inversiones	181
5.1.1.2.	Egresos desembolsables	183
5.1.1.3.	Egresos no desembolsables	185
5.1.2.	Ingresos	186
5.1.2.1.	Ingresos por ventas de productos	187
5.1.2.2.	Ingresos por valor de desecho	187
5.2.	Evaluación financiera	188
5.2.1.	Flujo de caja neto	188
5.2.2.	Indicadores de rentabilidad	191
6.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	193

6.1. Conclusiones	193
6.2. Recomendaciones	194
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	196
ANEXOS	210

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 1.1.	Cantidad anual generada de neumáticos fuera de uso en algunos países del mundo	3
Tabla 2.1.	Composición de neumáticos de vehículos de pasajeros y camiones según la U.S. Tire Manufacturers Association	18
Tabla 2.2.	Composición química de los neumáticos fuera de uso	19
Tabla 2.3.	Caracterización física de NFU	22
Tabla 2.4.	Análisis próximo y último de NFU (base aire-seco)	22
Tabla 2.5.	Matriz de decisión de la localización de la planta en el DMQ	24
Tabla 2.6.	Neumáticos fuera de uso en la ciudad de Quito, año 2009	25
Tabla 2.7.	Propiedades fisicoquímicas del líquido pirolítico	33
Tabla 2.8.	Distribución de tamaño del carbón pirolítico	34
Tabla 2.9.	Análisis próximo y último del carbón pirolítico (base aire-seco)	35
Tabla 2.10.	Composición molar del gas no condensable	36
Tabla 2.11.	Propiedades fisicoquímicas del gas no condensable	37
Tabla 3.1.	Mejores recomendaciones para el almacenamiento provisional de NFU	40
Tabla 3.2.	Condiciones de operación para llevar a cabo la pirólisis de NFU en un horno rotatorio a escala piloto	42
Tabla 3.3.	Parámetros del modelo empleado en el planteamiento del caso de estrategia convencional de pirólisis de NFU	53
Tabla 3.4.	Valores de la inclinación en grados y porcentaje para hornos rotatorios	54
Tabla 3.5.	Grado de llenado del horno según su pendiente	55
Tabla 3.6.	Espesores de ladrillos refractarios recomendados según el diámetro interno del horno rotatorio	57

Tabla 3.7.	Entalpía de vaporización de la fracción condensable y capacidad calórica del gas no condensable	63
Tabla 3.8.	Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor	67
Tabla 3.9.	Rangos permisibles de velocidad para diversos fluidos que circulan en un intercambiador de calor de tubos y coraza	69
Tabla 3.10.	Coefficiente de transferencia global de calor (U) para enfriadores	69
Tabla 3.11.	Densidad del líquido y gas en el separador bifásico horizontal	74
Tabla 3.12.	Tiempo de retención del líquido según su °API	76
Tabla 3.13.	Factor A para los distintos desviadores de entrada	78
Tabla 3.14.	Requisitos para tanques de fondo plano según la norma API 650	79
Tabla 3.15.	Velocidades típicas de succión y descarga de fluidos líquidos	90
Tabla 4.1.	Parámetros de la cinética de pérdida de masa	106
Tabla 4.2.	Parámetros de la cinética exotérmica	106
Tabla 4.3.	Valores de cambios de entalpía	111
Tabla 4.4.	Resultados del caso de múltiples etapas	112
Tabla 4.5.	Propiedades del ladrillo refractario ER-40	121
Tabla 4.6.	Datos del número de tubos para condensadores e intercambiadores de calor	124
Tabla 4.7.	Resultados de las iteraciones para la determinación del coeficiente de arrastre de la partícula (C_D)	133
Tabla 4.8.	Resultados de las longitudes efectivas por capacidad de gas y de líquido	135
Tabla 4.9.	Resultados de las longitudes costura a costura por capacidad de gas	136
Tabla 4.10.	Resultados de las relaciones de esbeltez para cada uno de los diámetros comerciales planteados	137

Tabla 4.11.	Relaciones de esbeltez	137
Tabla 4.12.	Accesorios empleados en la tubería de transporte de combustible líquido	154
Tabla 4.13.	Hoja de especificación de la trituradora primaria	159
Tabla 4.14.	Hoja de especificación de la trituradora secundaria y separador magnético	160
Tabla 4.15.	Hoja de especificación del horno rotatorio pirolítico	161
Tabla 4.16.	Hoja de especificación del intercambiador de calor de tubos y coraza	162
Tabla 4.17.	Hoja de especificación del separador bifásico horizontal	163
Tabla 4.18.	Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de combustible líquido	164
Tabla 5.1.	Costo total de inversión	182
Tabla 5.2.	Costos variables anuales	183
Tabla 5.3.	Costos fijos anuales por salarios	184
Tabla 5.4.	Costos fijos anuales	184
Tabla 5.5.	Gastos anuales	185
Tabla 5.6.	Egresos desembolsables anuales	185
Tabla 5.7.	Egresos no desembolsables anuales	186
Tabla 5.8.	Ingresos por ventas anuales	187
Tabla 5.9.	Ingresos por valor de desecho al finalizar el proyecto	188
Tabla 5.10.	Flujo de caja neto del proyecto	190
Tabla 5.11.	Relación entre el VAN y TIR	191
Tabla 5.12.	Indicadores de rentabilidad y tiempo de recuperación de la inversión	191
Tabla AII.1.	Resultados del caso de estrategia convencional y caso de múltiples etapas	216
Tabla AIII.1.	Resultados del dimensionamiento del tanque de	219

	almacenamiento de agua	
Tabla AIII.2.	Resultados del dimensionamiento de las tuberías requeridas en el proceso de producción definido	220
Tabla AVIII.1.	Costo banda transportadora	230
Tabla AVIII.2.	Costo trituradora primaria	230
Tabla AVIII.3.	Costo trituradora secundaria y separador magnético	231
Tabla AVIII.4.	Costo tornillo sin fin transportador	231
Tabla AVIII.5.	Costo tornillo sin fin enfriamiento	231
Tabla AVIII.6.	Costo reactor pirolítico	232
Tabla AVIII.7.	Costo intercambiador de calor	232
Tabla AVIII.8.	Costo separador bifásico horizontal	232
Tabla AVIII.9.	Costo total de maquinaria, equipos principales, equipos secundarios y accesorios	233

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Vehículos matriculados en el Ecuador durante el periodo 2008-2017	4
Figura 1.2.	Vehículos matriculados por provincias del Ecuador en el año 2017	5
Figura 1.3.	Vehículos matriculados en el Ecuador según su uso o servicio	5
Figura 1.4.	Vehículos matriculados en el Ecuador según su clase	6
Figura 1.5.	Niveles y tipos de tratamiento para neumáticos fuera de uso	8
Figura 1.6.	Tipos de pirolizadores para neumáticos usados	15
Figura 2.1.	Estructura molecular del caucho natural	19
Figura 2.2.	Estructura molecular del caucho de butadieno (BR)	20
Figura 2.3.	Estructura molecular del caucho de estireno-butadieno (SBR)	20
Figura 2.4.	Mapa de ocupación del suelo para actividades industriales en el DMQ	23
Figura 2.5.	Esquema de un reactor de pirólisis tipo horno rotatorio de neumáticos usados a escala piloto	29
Figura 2.6.	Secciones de separación en un separador bifásico horizontal	31
Figura 3.1.	Formas más habituales de almacenar NFU. A) forma natural, B) forma entrelazada	40
Figura 3.2.	Grado de llenado de un material en un horno rotatorio	54
Figura 3.3.	Flujo de condensado en el interior de un tubo horizontal	58
Figura 3.4.	Condensación en presencia de un gas no condensable	59
Figura 3.5.	Intercambiador de calor de tubos y coraza 1:1 (1 paso por la coraza y 1 paso por los tubos)	60

Figura 3.6.	Calor específico de varios hidrocarburos líquidos	64
Figura 3.7.	Factor de corrección 2 pasos por la coraza y 4, 8, etc. (cualquier múltiplo de 4) pasos por los tubos	65
Figura 3.8.	Tipos de desviadores de entrada	71
Figura 3.9.	Ubicación de un <i>vortex breaker</i> en un separador bifásico horizontal	72
Figura 3.10.	Elementos internos y dimensiones de un separador bifásico horizontal	73
Figura 3.11.	Viscosidad de gases hidrocarburos	74
Figura 3.12.	Relación de alturas (β) vs Relación de áreas (α) para un separador bifásico horizontal	75
Figura 3.13.	Esfuerzos permisibles (kg/cm^2) de los materiales de construcción más comunes para tanques de almacenamiento	84
Figura 3.14.	Datos de transportadores de banda con rodillos	87
Figura 3.15.	Capacidades y condiciones de carga de un transportador de tornillo sin fin	88
Figura 3.16.	Clases de material y sus densidades al granel	88
Figura 3.17.	Clases de material según sus características	89
Figura 3.18.	Diagrama de Moody	91
Figura 4.1.	Corrientes involucradas en el proceso de pretratamiento de NFU	97
Figura 4.2.	Corrientes involucradas en la etapa de pirólisis	99
Figura 4.3.	Corrientes involucradas en la etapa de condensación y enfriamiento	107
Figura 4.4.	Corrientes involucradas en la etapa de separación líquido-gas	110
Figura 4.5.	Esquema de los componentes estructurales de un horno rotatorio	122
Figura 4.6.	Diámetro comercial vs longitud costura a costura	138

Figura 4.7.	Guía de selección del material	141
Figura 4.8.	Diagrama de Gantt de una jornada laboral diaria del proceso de obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU	166
Figura 4.9.	Diagrama de bloques (BFD) del proceso de obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU	168
Figura 4.10.	Diagrama de flujo de proceso (PFD) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Plano 1	170
Figura 4.11.	Diagrama de flujo de proceso (PFD) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Plano 2	171
Figura 4.12.	Diagrama de flujo de proceso (PFD) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Plano 3	172
Figura 4.13.	Layout de la planta de producción de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Vista superior.	174
Figura 4.14.	Plano de elevación de la planta de producción de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Vista lateral	175
Figura 4.15.	Plano de elevación de la planta de producción de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Vista isométrica total	176
Figura 4.16.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Plano 1	178
Figura 4.17.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Plano 2	179
Figura 4.18.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Plano 3	180
Figura AI.1.	Resultados experimentales y ajustados de TGA a diferentes velocidades de calentamiento	212
Figura AI.2.	Resultados experimentales y ajustados de DTG a diferentes	212

	velocidades de calentamiento	
Figura AII.1.	Resultados experimentales y ajustados de DTA a diferentes velocidades de calentamiento	213
Figura AII.2.	Perfil de cambio de entalpía de reacción en función del tiempo. Caso estrategia convencional	214
Figura AII.3.	Perfil de temperatura de la partícula en función del tiempo. Caso estrategia convencional	215
Figura AII.4.	Perfil de pérdida de fracción de masa en función del tiempo. Caso estrategia convencional	215
Figura AIV.1.	Diagrama de bloques (BFD) del proceso de obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo	222
Figura AV.1	Diagrama de flujo de proceso (PFD) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo. Plano 1	223
Figura AV.2.	Diagrama de flujo de proceso (PFD) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo. Plano 2	224
Figura AV.3	Diagrama de flujo de proceso (PFD) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo. Plano 3	225
Figura AVI.1.	Tabla de espaciamiento in situ	226
Figura AVII.1.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo. Plano 1	227
Figura AVII.2	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo. Plano 2	228
Figura AVII.3	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo. Plano 3	229

RESUMEN

El objetivo del presente trabajo es el diseño de una planta para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de neumáticos fuera de uso (NFU), este proyecto se propone con la finalidad de plantear una alternativa que permita contrarrestar el daño ambiental causado por la acumulación e inadecuada eliminación de este tipo de residuos, los neumáticos usados han incrementado su cantidad a nivel mundial convirtiéndose así en un problema de contaminación ambiental que debe tratarse; a su vez, el proyecto busca ser rentable a través de la venta de los productos que se obtendrán, entre los que destaca la producción de un combustible líquido.

Puesto que la provincia de Pichincha posee el mayor número de vehículos matriculados a nivel nacional, y por ende, la mayor cantidad de NFU, la planta se localizaría en una de las zonas industriales dentro del Distrito Metropolitano de Quito (DMQ) con una capacidad de tratamiento de neumáticos fuera de uso de 2 t/día definida con base en un estudio de mercado existente en el que se ejecutó la cuantificación de los neumáticos usados disponibles en esta ciudad, con esta capacidad se tratarán alrededor de 100 000 NFU/año equivalentes al 91,63 % de los neumáticos usados disponibles sin procesar dentro del DMQ.

El proceso de producción definido involucra las siguientes operaciones unitarias: recepción y almacenamiento, trituración primaria, trituración secundaria y separación magnética, pirólisis, condensación y enfriamiento, separación líquido-gas y almacenamiento de productos. Los productos que se obtendrán son: combustible líquido, carbón pirolítico y gas no condensable; sin embargo, el producto principal objetivo de este proyecto es el combustible líquido el cual posee propiedades energéticas semejantes a un combustible de tipo diésel industrial, por esta razón, su aplicación estará dirigida al mercado del sector industrial ecuatoriano.

Dentro del proceso de producción planteado, la pirólisis es el proceso más importante puesto que en este ocurre la transformación fisicoquímica de la

materia prima en productos, esta técnica consiste en la descomposición termoquímica de los compuestos orgánicos presentes en los neumáticos bajo condiciones no oxidativas, descomponiéndolos en compuestos orgánicos más simples; se basa en la adición de calor el cual permite que los enlaces químicos de las moléculas del material se fraccionen, es decir, proporciona un mecanismo por el cual los compuestos orgánicos se descomponen y vaporizan. El proceso de producción definido es semicontinuo, por esta razón, y con la finalidad de aprovechar cada uno de los equipos que conforman el proceso, se ejecutarán 4 procesos semilotes diarios que en conjunto tratarán la capacidad establecida de 2 t/día de NFU.

Definidas las etapas del proceso de producción se desarrolló la ingeniería básica y conceptual para lo cual se plantearon las bases y criterios de diseño de cada uno de los procesos y equipos involucrados, estos parámetros se establecieron con base en investigaciones efectuadas alrededor de este tema y fundamentos técnicos y teóricos. Posteriormente, se ejecutó el diseño de la planta a partir de la capacidad de tratamiento planteada por semilote, este diseño involucró el desarrollo de balances de masa, balances de energía y el dimensionamiento y especificaciones de los equipos principales y secundarios requeridos para el completo funcionamiento del proceso de producción de combustible líquido. Como parte del desarrollo de la ingeniería también se realizó una planificación de la producción que concluyó en una jornada laboral de 14 horas, además, se elaboraron los diagramas de ingeniería pertinentes: BFD, PFD, Layout y P&ID.

Finalmente, se realizó una evaluación de prefactibilidad económica del proyecto con el objetivo de determinar su rentabilidad, para ello, fue necesario realizar un estudio y evaluación financiera para lo cual se identificaron los rubros por inversión, egresos desembolsables y egresos no desembolsables, todo esto en función de los requisitos del proceso de producción; mientras que, los ingresos por ventas se definieron con base en la venta de combustible líquido y carbón pirolítico cuya producción anual sería de 61 063,61 gal y 203 603,20 kg respectivamente. Con base en los valores del flujo de caja neto elaborado se obtuvo un valor de VAN de 728 927,14 USD y una TIR de 30,49 % bajo estos

indicadores financieros se estableció que la rentabilidad del proyecto es mayor a la exigida después de recuperar toda la inversión y por lo tanto, la implementación del proyecto sería factible.

1. JUSTIFICACIÓN

1.1. ANTECEDENTES Y DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

Los acelerados cambios sociales, económicos, ambientales y tecnológicos han puesto a la humanidad frente a desafíos sin precedentes y la necesidad de valorizar los desechos; los neumáticos, plásticos y electrónicos descartados se han convertido en los mayores residuos sólidos en muchos países del mundo (Abdulkadir y Recep, 2016, p. 261; Antoniou y Zabaniotou, 2013, p. 540). Los neumáticos fuera de uso (NFU) son residuos no biodegradables de baja densidad aparente cuyas formas y características mecánicas les confieren una compactación difícil que sumada al considerable incremento en el número de vehículos a nivel mundial y a la falta de mecanismos técnicos y económicos para su tratamiento, los convierte en un problema de contaminación en términos de eliminación de desechos (Hita et al., 2016, p. 746; Martínez et al., 2013, p. 180).

Conforme el Consejo Empresarial Mundial para el Desarrollo Sostenible, cada año se producen alrededor de 26 millones de toneladas de neumáticos fuera de uso en todo el mundo, en las regiones desarrolladas, el 33 % de NFU se emplea en la producción de materiales, el 31 % en la generación de combustibles y el 23 % como caucho recuperado, sin embargo, no sucede lo mismo en países emergentes (Asia, 2018). La Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos (EPA) plantea el siguiente orden preferencial para el tratamiento de NFU: reducir, reutilizar, reciclar, aprovechar en energía y desechar en una instalación apropiada, pero en la acción, los métodos tradicionales para el tratamiento de estos desechos son: incineración, reutilización y su disposición en vertederos (Choi, Oh y Kim, 2017, p. 2234; Frigo, Seggiani, Puccini y Vitolo, 2014, p. 399). No obstante, de acuerdo con la Fundación de Vida Sostenible (FVS), la incineración de NFU ocasiona impactos negativos en el medio ambiente por la generación de gases potencialmente nocivos, mientras que, su disposición en vertederos origina hábitats propicios para la proliferación de roedores e insectos que a su vez, son generadores de problemas de salud (FVS, 2014).

Una refinería de residuos es el conjunto de operaciones termoquímicas cuyo objetivo es la producción de combustibles alternativos y productos químicos basados en la valorización energética de residuos como: neumáticos, plásticos, biomasa, entre otros, con este fin, varios investigadores han estudiado la conversión de la llanta de desecho en productos útiles, ya sean líquidos, sólidos o gaseosos con la finalidad de reducir los inconvenientes suscitados por la contaminación ambiental ocasionada por los NFU (Abdulkadir y Recep, 2016, p. 262; Hita et al., 2016, p. 746).

El caucho de los neumáticos posee un valor calorífico (36-40 MJ/kg) superior al del carbón (14,7-32,6 MJ/kg), por esta razón, es conveniente aprovechar su alto potencial energético en la búsqueda de combustibles alternativos y de esta manera, aminorar la alta dependencia del petróleo como fuente para la obtención de combustibles ya que su extracción genera una huella negativa en el medio ambiente (Miranda, Pinto, Gulyurtlu y Cabrita, 2013, p. 542; Perry, 2001, p. 27-4; Zabaniotou y Stavropoulos, 2003, p. 712).

Dentro de un escenario energético, la valorización de NFU por medio de pirólisis es una alternativa prometedora por la cantidad cada vez mayor de este tipo de residuos (Hita et al., 2016, p. 749). En este contexto, la importancia del presente trabajo radica en la necesidad de buscar nuevas rutas para el tratamiento de NFU que permitan contrarrestar el daño ambiental generado por su inadecuada eliminación, y a su vez, obtener productos con distintas funcionalidades; la clave para resolver este problema es tratar los NFU no como un flujo de desecho, más bien, como un recurso valioso que debe aprovecharse.

Por esta razón, en este trabajo se propone el diseño de una planta para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de neumáticos fuera de uso, para cumplir este propósito se definirá el proceso de producción, se desarrollará la ingeniería conceptual y básica; y se evaluará la prefactibilidad económica del proyecto con la finalidad de conocer su viabilidad y rentabilidad.

1.2. SITUACIÓN DE LOS NEUMÁTICOS FUERA DE USO

1.2.1. NFU A NIVEL INTERNACIONAL

En el año 2013 se estimó que existían alrededor de 4 000 millones de NFU localizados en vertederos de todo el mundo. Cada año se venden alrededor de 1 400 millones de neumáticos en el planeta, los cuales posteriormente, entrarán en la categoría de neumáticos fuera de uso. En unidades vendidas los neumáticos de vehículos livianos conforman un poco más del 90 % mientras que, los neumáticos para camiones y otras categorías representan el 10 % restante; (Martínez et al., 2013, p. 180).

En la Tabla 1.1, se expone la cantidad de NFU generados anualmente en algunos países del mundo.

Tabla 1.1. Cantidad anual generada de neumáticos fuera de uso en algunos países del mundo

País	Año	Millones de NFU generados
Estados Unidos	2005	292
China	-	112
Japón	2006	80
México	2004	30
Brasil	-	27
Corea del Sur	2003	23
Canadá	2003	22
Australia	2006	20
Malasia	-	14
Sudáfrica	2003	12
Argentina	2007	12
Irán	2006	10
Israel	2003	7
Nueva Zelanda	-	4
Puerto Rico	-	4

Fuente: (Vignart, 2010, p. 20)

1.2.2. NFU A NIVEL NACIONAL

1.2.2.1. Distribución del sector automotor

La cantidad de NFU generados guarda relación con el número de vehículos dentro del sector automotor nacional, por ello, es imprescindible conocer su distribución. De acuerdo con el Anuario de Estadísticas de Transporte 2017 ejecutado por el Instituto Nacional de Estadística y Censos (INEC), el número de vehículos matriculados presenta un incremento paulatino en el tiempo, tal es el caso que entre los años 2016 y 2017 el crecimiento fue del 8,8 % (INEC, 2017). En la Figura 1.1, se presenta la cantidad de vehículos matriculados en el Ecuador desde el año 2008 a 2017.

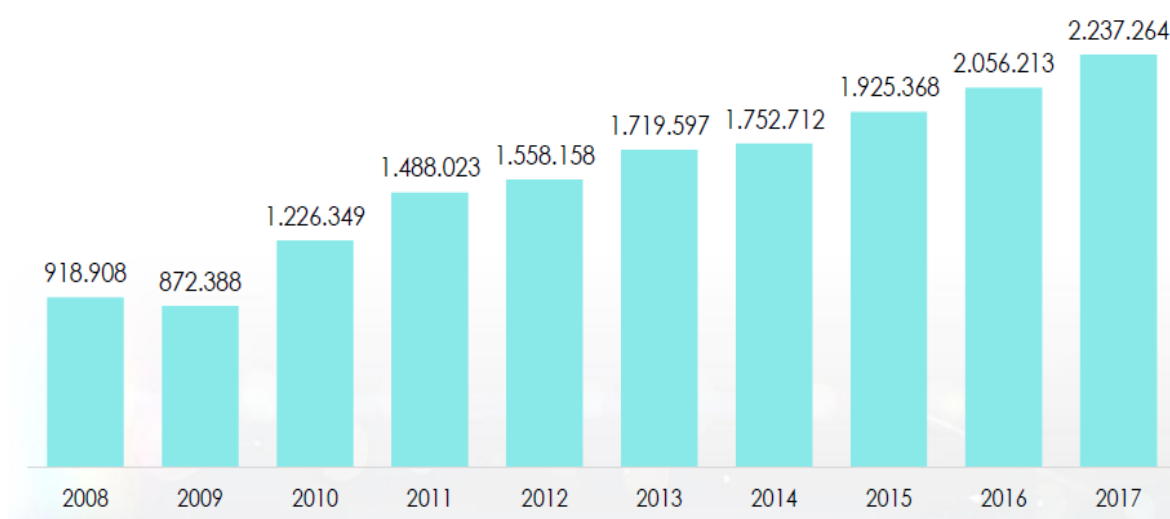


Figura 1.1. Vehículos matriculados en el Ecuador durante el periodo 2008-2017

Fuente: (INEC, 2017)

Para el año 2017, la provincia de Pichincha abarcó el 22,9 % del total de vehículos matriculados a nivel nacional convirtiéndose así en la provincia con mayor número de vehículos (INEC, 2017). En la Figura 1.2, se muestran los vehículos matriculados por provincias en el Ecuador durante el año 2017.

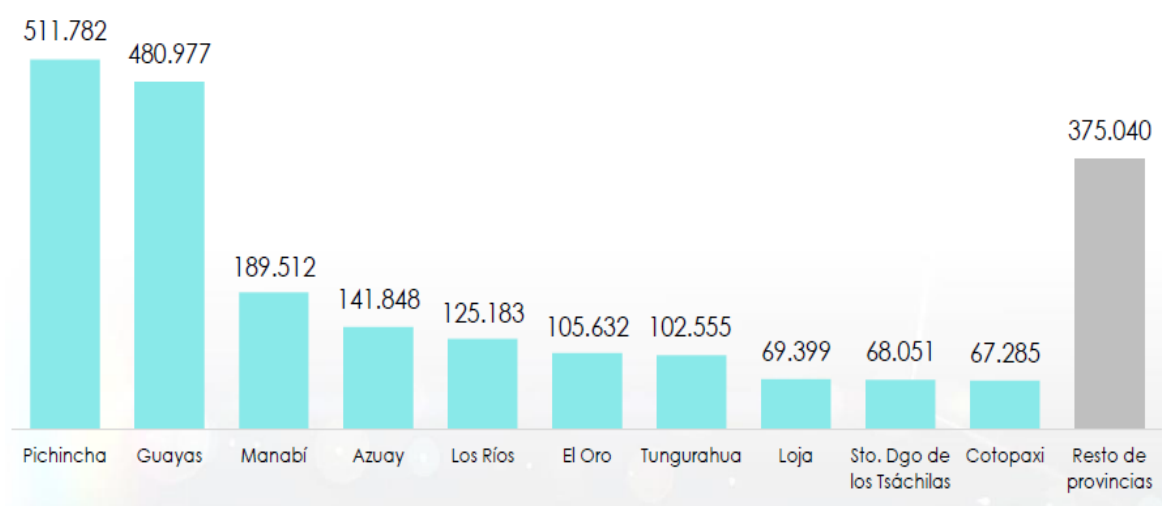


Figura 1.2. Vehículos matriculados por provincias en el Ecuador en el año 2017
Fuente: (INEC, 2017)

Para el año 2017 existieron alrededor de 2,2 millones de vehículos matriculados a nivel nacional, de los cuales el 91,1 % correspondieron a vehículos de servicio particular (INEC, 2017). En la Figura 1.3, se exponen los porcentajes de vehículos matriculados en el Ecuador según su uso.

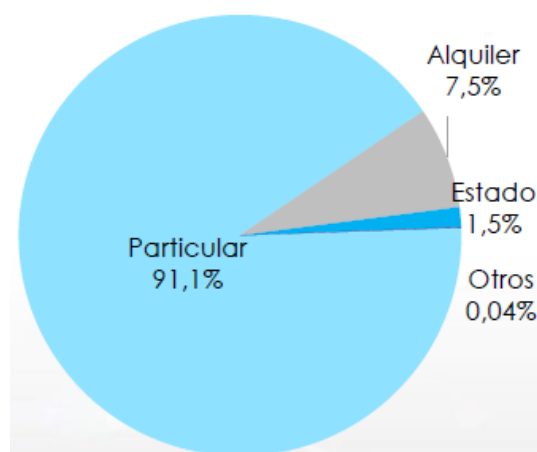


Figura 1.3. Vehículos matriculados en el Ecuador según su uso o servicio
Fuente: (INEC, 2017)

De acuerdo con el informe emitido por el INEC (2017), dentro del total de vehículos matriculados registrados en el año 2017, el mayor porcentaje correspondió a la clase automóvil. En la Figura 1.4, se presenta la cantidad de vehículos matriculados en el Ecuador de acuerdo con su clase.

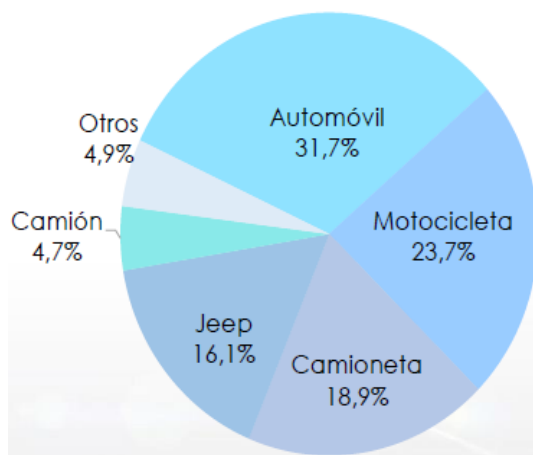


Figura 1.4. Vehículos matriculados en el Ecuador según su clase
Fuente: (INEC, 2017)

Con base en la información presentada y de acuerdo con el diario El Telégrafo el cual reporta que en Ecuador alrededor de 3 millones de neumáticos se usan anualmente pero de ellos solo 1,5 millones se reciclan mientras el resto no tiene un tratamiento adecuado, es necesario plantear alternativas que ayuden al tratamiento de NFU en el país, ya que su cantidad ha incrementado paulatinamente con el tiempo y por lo tanto ha generado una mayor contaminación en el medio ambiente y consecuentemente en la salud de sus habitantes (El Telégrafo, 2018; MAE, 2018).

1.2.2.2. Legislación y proyectos relacionados con la gestión de NFU

En materia de legislación con respecto a neumáticos fuera de uso, el Ecuador cuenta con el Acuerdo Ministerial No. 142 del 11 de octubre del 2012 el mismo que plantea listados de sustancias químicas peligrosas, desechos peligrosos y especiales; según este Acuerdo, los NFU se consideran desechos especiales y se definen como *“desechos, que, sin ser peligrosos, por su naturaleza, pueden impactar el entorno ambiental o la salud, debido al volumen de generación y/o difícil degradación y para los cuales se debe implementar un sistema de recuperación, reuso y/o reciclaje con el fin de reducir la cantidad de desechos generados, evitar su inadecuado manejo y disposición, así como la sobresaturación de los rellenos sanitarios municipales”*, además, especifica que

los NFU son aquellos neumáticos que han perdido su utilidad para la cual fueron creados por usos, daños o defectos. Por otra parte, también cuenta con el Acuerdo Ministerial 098 vigente desde el 2015, cuyo objetivo es, *“establecer los requisitos, procedimientos y especificaciones ambientales para la elaboración, aplicación y control del Programa de Gestión Integral de Neumáticos Usados, que fomente la reducción, reutilización, reciclaje y otras formas de valorización, con la finalidad de proteger el ambiente”* (Normativa Jurídica del Ecuador, 2015).

A partir del 2013, el Ministerio del Ambiente y Agua publicó e implementó políticas públicas dirigidas a la gestión integral de residuos basadas en la Responsabilidad Extendida del Productor (REP) con el fin de establecer que tanto productores como importadores de determinados productos son los responsables del mismo durante su ciclo de vida incluida su disposición final. En el 2014, el Ministerio del Ambiente y Agua consolidó su Plan Nacional de Movilización de Neumáticos Fuera de Uso con la finalidad de removerlos de los diversos lugares de disposición final en organización con las Direcciones Provinciales de Ambiente, los Gobiernos Autónomos Descentralizados y el Ministerio de Salud Pública de tal manera que, entre el 2014 y 2015, se recuperaron más de 1 500 000 unidades de NFU a nivel nacional; en el mismo periodo el MAE coordinó la remoción de más de 170 mil neumáticos fuera de uso de alrededor de 60 lugares de disposición final en todo el país (MAE, 2016).

En el 2018, se dio a conocer el Sistema Ecuatoriano de Gestión Integral de Neumáticos Usados (SEGINUS) cuyo director ejecutivo José Guarderas señaló que el sistema tiene la aprobación y supervisión del Ministerio del Ambiente y Agua; su principal objetivo es el manejo sustentable de los neumáticos fuera de uso en el país a través de su transformación en energía, pisos, material para artesanos, entre otros productos. SEGINUS, nace como iniciativa del sector llantero ecuatoriano, es una corporación sin fines de lucro que se responsabiliza de la recopilación, transporte, almacenamiento y disposición final de los NFU, para ello, todos los importadores y productores cobran a sus consumidores el denominado “Ecovalor” de 1,00 USD por cada neumático nuevo de vehículos livianos. Actualmente, SEGINUS ha reciclado alrededor de 2,2 millones de

neumáticos usados cuyo tipo de aprovechamiento está designado de la siguiente manera: 8 % artesanal, 25 % cogeneración, 27 % granulado y 40 % pirólisis (SEGINUS, 2020). A través de la campaña nacional “Ecuador libre de llantas usadas” impulsada por el gobierno de Lenín Moreno, gobiernos locales, empresas importadoras, comercializadoras y SEGINUS recolectaron 65 mil NFU en la provincia de Santo Domingo de los Tsáchilas y en la región Insular de Galápagos 15 mil, convirtiéndose así, en 2 de las 24 provincias de Ecuador libres de neumáticos usados (MAE, 2020).

1.3. ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS PARA EL TRATAMIENTO DE NFU

Las tecnologías aplicadas con el fin de proporcionar un tratamiento para los neumáticos fuera de uso varían de acuerdo con su aplicación y requerimiento. En la Figura 1.5, se presenta la clasificación de las distintas tecnologías de reciclaje de NFU con base en el nivel de tratamiento.

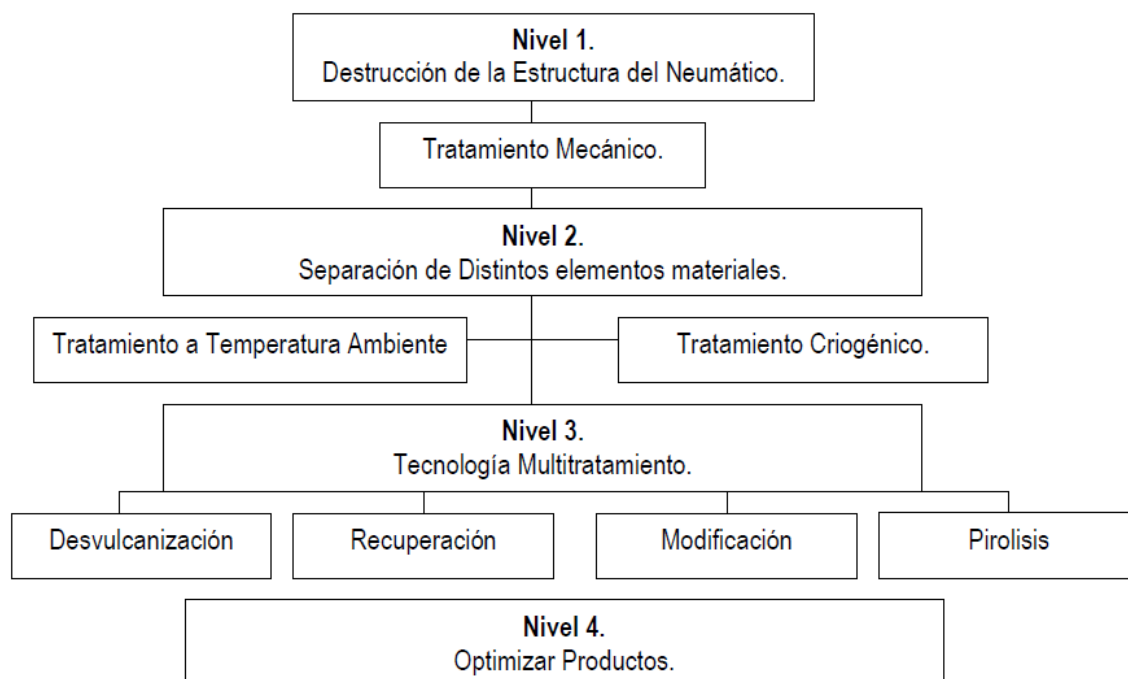


Figura 1.5. Niveles y tipos de tratamiento para neumáticos fuera de uso

Fuente: (Cano, Cerezo y Urbina, 2007, p. 19)

Se explican brevemente algunas de las alternativas planteadas que se emplean para el tratamiento de los NFU (Cano, et al., 2007, p. 21).

1.3.1. TRATAMIENTOS MECÁNICOS

La finalidad de este tipo de tratamiento es disminuir el volumen del neumático, se considera una técnica de trituración previa y por ello se obtienen piezas irregulares cuyo tamaño depende del uso posterior que se le otorgue al material; estos procesos se caracterizan por el empleo de trituradoras con dos o más ejes paralelos provistos de cuchillas las cuales definen el tamaño del material, este equipo se utiliza previo a una molienda y en vertederos o centros de acopio.

1.3.2. TRATAMIENTOS DE REDUCCIÓN DE TAMAÑO

- *Molienda a temperatura:* consiste en trocear neumáticos a tamaños entre 2,5 y 10,0 cm; para este fin, se emplea maquinaria que realice molienda por fricción, separación del metal y fibra a temperatura ambiente.
- *Molienda criogénica:* su objetivo es desintegrar el neumático a temperaturas de alrededor de -200 °C, para ello, se emplea nitrógeno líquido con el fin de que el material se fragilice; este proceso requiere de molinos de impacto, secadores y separadores de fibra y metal; entre sus ventajas se encuentra la obtención de partículas con un amplio rango de tamaño y una baja oxidación superficial.

1.3.3. TRATAMIENTOS DE REGENERACIÓN

- *Desvulcanización:* su propósito es invertir el proceso de vulcanización del caucho, es decir, cortar los puentes de azufre entre cadenas de macromoléculas pero sin degradarlas a diferencia de los tratamientos de

trituration, todo esto con el fin de conservar las características de los compuestos. La desvulcanización puede ser de tipo física en la cual se emplean fuentes de energía externa o de tipo química si se usan agentes químicos como disulfuros o mercaptanos orgánicos.

1.4. PIRÓLISIS

1.4.1. FUNDAMENTOS Y TIPOS DE PIRÓLISIS

La pirólisis de carbón y biomasa, principalmente madera, fue ampliamente utilizada para la producción de gas combustible y combustible sólido sin humo desde 1700 hasta 1900; esta técnica, también denominada destilación térmica o termólisis consiste en un tratamiento termoquímico que permite romper los enlaces químicos de la estructura del material mediante una descomposición térmica en condiciones no oxidativas (atmósfera inerte o vacío) además, es el primer paso en cualquier gasificación o combustión; se puede emplear en el reciclaje de materias primas para transformar desechos sólidos en combustibles con alto contenido calórico, productos químicos, monómeros u otros materiales valiosos (Martínez et al., 2013, p. 182).

Al comienzo de la pirólisis, la materia orgánica se divide principalmente en pequeñas fracciones que dan lugar a una reacción exotérmica, conforme incrementa la temperatura, algunos de los productos primarios se descomponen en productos secundarios, sin embargo, las reacciones endotérmicas dominan el requerimiento de energía del proceso de pirólisis. Entre todas las demandas de energía involucradas en este procedimiento, la entalpía de reacción es la más representativa, por lo tanto, la temperatura ejerce un efecto considerable en el grado de conversión de los productos y por ende, es la variable con mayor influencia en la pirólisis (Martínez et al., 2013, p. 183).

Los tipos de pirólisis pueden definirse como (Prabir, 2018, p. 162):

- *Pirólisis lenta:* es la forma más antigua de pirólisis y se caracteriza por bajas velocidades de calentamiento, tiempos de residencia de vapor y sólidos relativamente largos, y en algunas ocasiones, por bajas temperaturas (~400 °C). Su principal objetivo es la producción de carbón, puesto que tiempos de residencia más largos dan como resultado una producción en mayor cantidad de coque, alquitrán y productos térmicamente estables.
- *Pirólisis convencional:* en ella se calienta el material a una velocidad y temperatura moderadas (~600 °C) mientras que, el tiempo de residencia del producto se encuentra en el orden de minutos.
- *Pirólisis rápida:* el material se calienta rápidamente y alcanza la temperatura máxima de pirólisis antes de descomponerse, implica una disgregación rápida caracterizada por altas velocidades de calentamiento con cortos tiempos de residencia en la zona caliente y un rápido enfriamiento de los productos volátiles, de esta manera, favorece la condensación de los volátiles liberados y se obtiene en mayor cantidad productos líquidos.
- *Pirólisis instantánea:* el material se calienta rápidamente, pero no a la velocidad de la pirólisis rápida, lo hace en un rango de temperatura relativamente moderado de 450-600 °C, sin embargo, el producto de gases pirolíticos deja el pirolizador dentro de un corto tiempo de residencia; esta operación incrementa el rendimiento del líquido pirolítico y reduce la producción de carbón.
- *Pirólisis en presencia de un medio:* la descomposición térmica del material se lleva a cabo en un medio como el agua o el hidrógeno; la hidropirólisis pertenece a este grupo, la descomposición tiene lugar en una atmósfera de hidrógeno a alta presión y produce una fracción líquida con oxígeno reducido; por otra parte, la pirólisis hidratada emplea como medio agua a alta temperatura y se desarrolla en dos etapas.

1.4.2. REACTORES PIROLÍTICOS

Desde la antigüedad los pirolizadores se han aprovechado para producir carbón vegetal, los primeros funcionaban en modo discontinuo a una velocidad de calentamiento muy lenta durante extensos periodos y de esta manera, optimizaban la producción de carbón. Basado en el modo de contacto gas-sólido en el equipo, algunos tipos de pirolizadores son (Prabir, 2018, p. 176):

- *Pirolizador de lecho fluidizado burbujeante:* el material triturado se alimenta a un lecho burbujeante de arena u otros sólidos, el lecho se fluidifica con un gas inerte y la mezcla intensa de sólidos del lecho inerte ofrece un control de temperatura y transferencia de calor adecuados.
- *Pirolizador de lecho fluidizado circulante:* su principio de funcionamiento es similar al de lecho fluidizado burbujeante, con la diferencia de que el lecho está muy expandido y los sólidos se reciclan alrededor de un circuito externo comprendido por un ciclón; el gas y los sólidos se mueven hacia arriba del reactor con cierto grado de reflujo interno.
- *Pirolizador de cono giratorio:* las partículas del material ingresan al fondo de un cono giratorio junto con partículas sólidas portadoras de calor, gracias a su excelente mezcla, el material se calienta rápidamente; sin embargo, su compleja geometría puede plantear algunos problemas de escalamiento.
- *Pirolizador de vacío:* a través de una bomba se mantiene el vacío que disminuye el punto de ebullición de los productos de gas y de esta manera, evita reacciones químicas adversas.

1.5. PIRÓLISIS DE NEUMÁTICOS FUERA DE USO

Existen registros de los primeros trabajos sobre pirólisis de neumáticos usados en los años 1920 y 1930, sin embargo, no fue sino a partir de la década de 1970 que

el interés por la pirólisis creció en todo el mundo y hoy en día se pueden encontrar patentes para el procesamiento de neumáticos a partir de esta técnica (Martínez et al., 2013, p. 185). La pirólisis de NFU consiste en la descomposición termoquímica de los compuestos orgánicos presentes en los neumáticos bajo condiciones no oxidativas, descomponiéndolos en compuestos orgánicos más simples; se basa en la adición de calor el cual permite que los enlaces químicos de las moléculas del material se fraccionen, es decir, proporciona un mecanismo por el cual los compuestos orgánicos se descomponen y vaporizan (Antoniou y Zabaniotou, 2013, p. 543; Hita et al., 2016, p. 749; Martínez et al., 2013, p. 183).

La mayoría de los procesos de pirólisis de NFU operan dentro de un rango de temperatura entre 250-500 °C, aunque algunos procesos operan hasta 900 °C, se llevan a cabo en una atmósfera inerte y producen tres corrientes de salida: carbón sólido (para la producción de carbón activado o relleno de refuerzo), aceite pirolítico (puede ser directamente utilizado como combustible alternativo en motores de combustión, o fraccionado para adquirir propiedades similares a la gasolina y diésel) y gas combustible (Antoniou y Zabaniotou, 2013, p. 543; Luo y Feng, 2017, p. 27).

El mercado concerniente al tratamiento de neumáticos fuera de uso es un mercado en crecimiento a largo plazo, en países como Estados Unidos, Canadá, Japón y la mayoría de los países europeos, el éxito de la pirólisis se basa principalmente en el sistema de responsabilidad del productor. Una planta de pirólisis es una inversión rentable, pero depende en gran medida de varios factores, entre ellos: precio del producto, capacidad de producción, costo total de producción e inversión de capital (Antoniou y Zabaniotou, 2013, p. 554).

1.5.1. PRODUCTOS PIROLÍTICOS

La composición de los neumáticos está en función de su marca y tipo, por lo tanto, los productos pirolíticos varían de acuerdo con la categoría del neumático y en gran medida con los parámetros de diseño y operación del proceso de pirólisis;

por esta razón, dada la heterogeneidad de los tratamientos, la comparación de resultados se dificulta. Los productos obtenidos a partir de la pirólisis de NFU pueden ser empleados en procesos industriales como reemplazo de combustibles fósiles o como materia prima de plantas alternativas para la fabricación de productos químicos más refinados (Amir y Navid, 2014, p. 653; Martínez et al., 2013, p. 201). Los productos que se obtienen a partir de la pirólisis de NFU son: (Hita et al., 2016, p. 751)

- *Gases*: consisten en una mezcla de compuestos parafínicos y olefínicos junto con cantidades más pequeñas de otros hidrocarburos, están compuestos principalmente de hidrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano, etano, eteno, propano, propeno, butano, butenos, butadieno y algunas concentraciones de compuestos de azufre y nitrógeno que se pueden destinar para suministrar calor al proceso de pirólisis y hacerlo autosuficiente.
- *Aceite pirolítico*: se asemeja a las fracciones de petróleo y puede usarse como combustible de vehículos después de la eliminación de compuestos altamente pesados o aprovecharse como fuente de productos químicos refinados; estudios revelan que el aceite pirolítico es el producto más interesante y económicamente atractivo de la pirólisis de NFU, es un líquido parduzco, su poder calorífico puede ser tan alto como 44 MJ/kg e incluso posee propiedades similares al diésel. Además, consiste en una mezcla de diferentes compuestos orgánicos que van desde C5-C20, contiene compuestos aromáticos, alifáticos y en gran proporción contiene isopreno, limoneno, estireno, BTX, etc. (Rohit et al., 2018, p. 384).
- *Carbón pirolítico*: su mayor utilidad es en la producción de carbón activado, otras aplicaciones menores son como relleno de refuerzo para productos de caucho de bajo valor, relleno en pavimento de carreteras o como pigmento de tinta. Este producto puede presentar un valor calorífico entre 25 y 34 MJ/kg que lo hace muy atractivo como combustible sólido, sin embargo, el carbón pirolítico puede procesarse aún más para adquirir características específicas a fin de cumplir con las especificaciones de negro de carbón o carbón activado.

1.5.2. PIROLIZADORES DE NFU

De acuerdo con Witold, Katarzyna y Wojciech (2019), quienes estudiaron la eficiencia y proporciones de los productos de pirólisis de neumáticos fuera de uso en función del tipo de reactor, existen varios criterios para clasificar los pirolizadores de NFU, entre ellos, el método de abastecimiento de energía, el modo de operación del reactor y el movimiento de la materia prima dentro del equipo (p. 26). En la Figura 1.6, se presenta la clasificación de los reactores pirolíticos de acuerdo con el movimiento de la materia prima en el interior del equipo ya sea neumática, mecánica o gravitacional; posteriormente se describen brevemente cada uno de ellos.

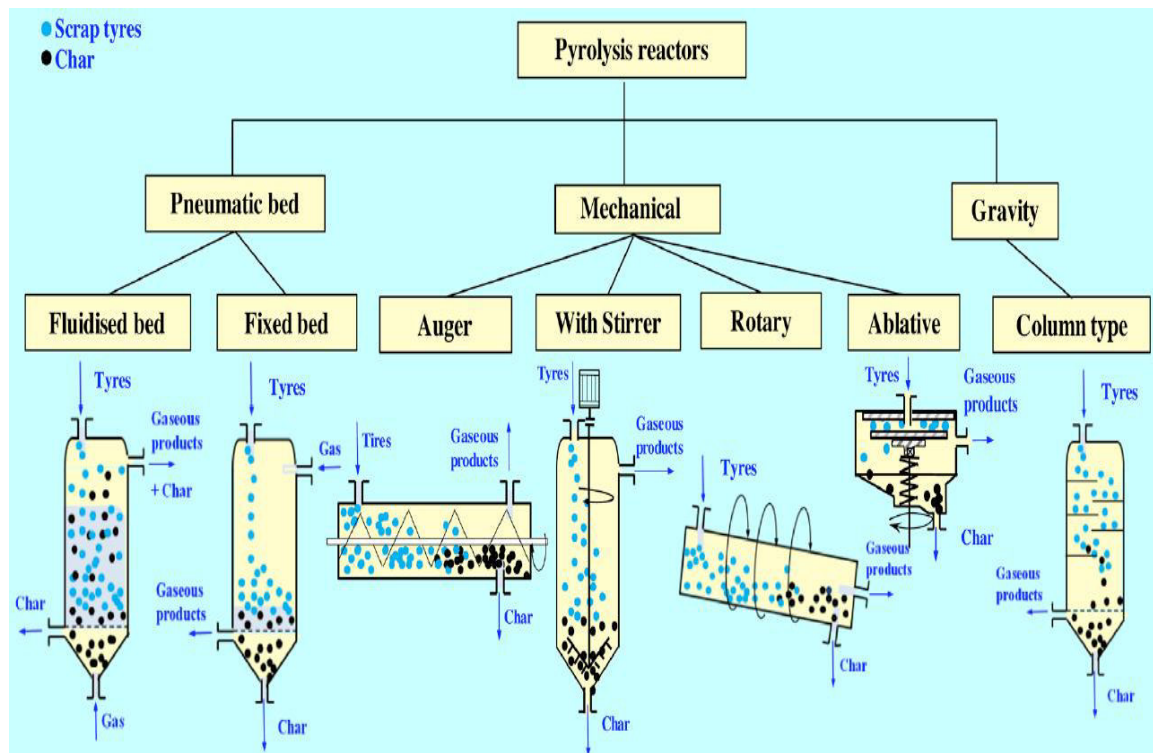


Figura 1.6. Tipos de pirolizadores para neumáticos usados

Fuente: (Witold et al., 2019, p. 26)

- *Pirolizador de lecho fijo:* es el más antiguo, funciona de modo discontinuo, es de construcción muy simple y se utiliza frecuentemente a escala laboratorio; el calor necesario para la descomposición térmica del neumático puede ser

suministrado desde una fuente externa y puede ejecutarse en presencia o ausencia de un gas inerte.

- *Pirolizador de lecho fluidizado*: empleado para la gasificación de carbón y en procesos continuos, razón por la cual, son aplicados en plantas comerciales. Se clasifican en: pirolizadores burbujeantes de lecho fluidizado, reactores con lechos de boquilla y lecho fluido, CSBR (*Conical Spouted Bed Reactors*) integrado con un sobrecalentador, CSBR con sobrecalentador separado, CSBR con tubo de aspiración, CSBR al vacío y CSBR catalítico.
- *Pirolizador de tornillo*: es una tecnología prometedora y multifacética para el reciclaje de neumáticos; son simples de operar y pueden ser móviles, además, requieren de poco o nada de gas portador y baja energía.
- *Pirolizador con agitación*: en los tipos lote, un agitador mecánico mezcla vigorosamente la carga, intensifica la velocidad de transferencia de calor y minimiza las diferencias de temperatura dentro del reactor.
- *Pirolizador de horno rotatorio*: presenta muchas ventajas frente a otros tipos de reactores; permiten una adecuada mezcla de la materia prima y transferencia de calor durante la rotación lenta del horno inclinado que proporciona productos pirolíticos uniformes.
- *Pirolizador ablativo*: constituye un método nuevo de pirólisis rápida mediante el cual, el calor se transfiere por contacto directo entre el disco giratorio calentado o el cono y las partículas del material. La limitación de este método es la baja conductividad de la materia prima.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En este capítulo se establecerán las especificaciones de materia prima, localización y capacidad de la planta, además, se describirán cada una de las operaciones unitarias que conforman el proceso de producción de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU y se definirán los productos obtenidos y su mercado. El presente trabajo se desarrolló a partir de la recopilación de información de tres proyectos que se desarrollaron alrededor de la pirólisis de neumáticos fuera de uso; de esta manera, las operaciones unitarias que conformarán el proceso de producción junto con los datos de caracterización y propiedades tanto de la materia prima como de los productos obtenidos en cada una de las etapas del proceso se establecieron con base en la investigación de Li, Yao, Chi, Yan y Cen (2004), en la cual se realizó la pirólisis de NFU a escala piloto en un reactor de horno rotatorio; en el proyecto ejecutado por Meza (2014), cuyo propósito fue el diseño de una planta para la obtención de carbón activado a partir de neumáticos de automóvil fuera de uso y en el estudio realizado por Chivatá y Duarte (2018), quienes ejecutaron el diseño conceptual de una planta para el aprovechamiento de caucho molido de neumáticos usados a partir de pirólisis.

2.1. MATERIA PRIMA

2.1.1. CARACTERÍSTICAS Y COMPOSICIÓN DE LOS NEUMÁTICOS

Los neumáticos fuera de uso existentes en el Ecuador constituyen la materia prima para poner en marcha el proceso de obtención de combustible líquido por medio de pirólisis. Por esta razón, es importante conocer acerca de los neumáticos, los mismos que, son materiales poliméricos pertenecientes al grupo de los elastómeros, es decir, están constituidos por cadenas largas caracterizadas por formar una estructura de red que puede deformarse temporalmente ante la presencia de fuerzas externas. Los neumáticos están compuestos generalmente

de caucho (60-65 % p/p), negro de humo (25-35 % p/p) y el resto consiste en aceleradores de vulcanización y rellenos que se agregan durante su proceso de fabricación (Martínez et al., 2013, p. 181).

Los neumáticos para vehículos tanto livianos como pesados son principalmente una combinación de caucho natural y sintético, en promedio, un neumático de automóvil nuevo pesa entre 9 y 11 kg; mientras que, los neumáticos de camiones y autobuses pesan entre 45 y 54 kg. El proceso de producción de neumáticos conlleva un tratamiento de vulcanización donde una reacción irreversible entre el elastómero, el azufre y otros productos químicos produce enlaces cruzados entre las cadenas moleculares del elastómero y la formación de una red química tridimensional; estos elastómeros enlazados conforman materiales termoendurecibles sólidos, insolubles e infusibles que dan como resultado una alta resistencia y elasticidad que dificulta la degradación del neumático (Martínez et al., 2013, p. 181).

De acuerdo con Williams (2013), un neumático puede contener hasta 30 tipos diferentes de caucho sintético, 8 gomas naturales distintas, una gama diferente de rellenos de negro de carbón y 40 aditivos orgánicos e inorgánicos de acuerdo con el fabricante y su finalidad de uso; por ese motivo, existe una amplia variedad de resultados en la literatura con respecto a su tratamiento (p. 1714). En la Tabla 2.1 se presentan los porcentajes de composición de neumáticos de acuerdo con la U.S. Tire Manufacturers Association (2020).

Tabla 2.1. Composición de neumáticos de vehículos de pasajeros y camiones según la U.S. Tire Manufacturers Association

Componente	Neumáticos pasajeros (% p/p)	Neumáticos camión (% p/p)
Caucho natural	19	34
Polímeros sintéticos	24	11
Rellenos	26	24
Antioxidantes	14	10
Acero	12	21
Textil	4	0

Fuente: (U.S. Tire Manufacturers Association, 2020)

En la Tabla 2.2 se detalla la composición química de los neumáticos fuera de uso.

Tabla 2.2. Composición química de los neumáticos fuera de uso

Elemento o compuesto	Contenido
Carbono (%)	70
Hierro (%)	16
Hidrógeno (%)	7
Oxígeno (%)	4
Óxido de zinc (%)	1
Azufre (%)	1
Nitrógeno (%)	0,5
Ácido esteárico (%)	0,3
Halógenos (%)	0,1
Ligandos cupríferos (mg/kg)	200
Cadmio (mg/kg)	10
Cromo (mg/kg)	90
Níquel (mg/kg)	80
Plomo (mg/kg)	50

Fuente: (Cano, et al., 2007, p. 10)

Se describen brevemente las características de los principales componentes de los neumáticos:

- *Caucho natural (NR)*: proviene del árbol *Hevea brasiliensis* y su composición dentro del neumático varía entre el 20-25 % p/p (Martínez et al., 2013, p. 181). En la Figura 2.1, se presenta su estructura molecular.

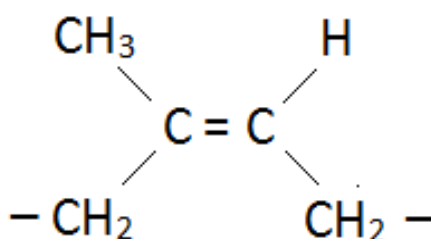


Figura 2.1. Estructura molecular del caucho natural

Fuente: (Zarini, 2011, p. 10)

- *Caucho sintético*: se deriva de productos a base de petróleo, los más comunes son los cauchos de butadieno (BR) y estireno-butadieno (SBR); junto con el caucho natural son los principales componentes de los neumáticos e inciden en su rendimiento, sobre todo, en la resistencia a la rodadura, desgaste y tracción; constituyen el 30-50 % p/p del neumático (Martínez et al., 2013, p. 181; U.S. Tire Manufactures, 2020). En las Figuras 2.2 y 2.3, se presentan las estructuras moleculares del caucho de butadieno y estireno-butadieno respectivamente.

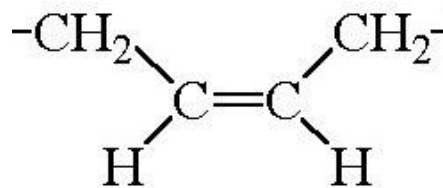


Figura 2.2. Estructura molecular del caucho de butadieno (BR)

Fuente: (Zarini, 2011, p. 10)

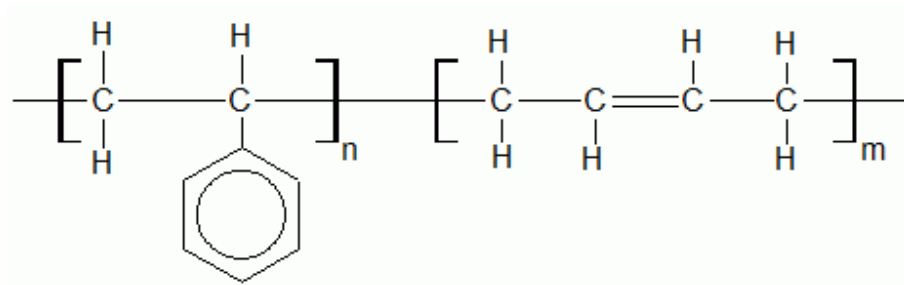


Figura 2.3. Estructura molecular del caucho de estireno-butadieno (SBR)

Fuente: (Zarini, 2011, p. 10)

- *Negro de humo*: consiste en un carbono amorfo producido principalmente por la combustión parcial de hidrocarburos fósiles; no solo actúa como pigmento, también se utiliza para mejorar las propiedades de desgarrar, resistencia a la tracción y abrasión del neumático (Martínez et al., 2013, p. 181; U.S. Tire Manufactures, 2020).
- *Acero*: se utiliza en las correas y cordones del neumático, se agrega como material de refuerzo para otorgarle soporte y resistencia al mismo (U.S. Tire Manufactures, 2020).

- *Textiles*: están constituidos por distintos tipos de cordones de tela que fortalecen el neumático y contribuyen a soportar el peso del vehículo; los materiales textiles utilizados habitualmente son: nylon, rayón y poliéster (U.S. Tire Manufactures, 2020).
- *Plastificantes*: se emplean para facilitar la conformación y el moldeo de los neumáticos, para ello se utilizan aceites y resinas (Kan, Strezov y Evans, 2017, p. 404).
- *Agentes vulcanizantes*: intervienen en el tratamiento de vulcanización de los neumáticos, para este fin, se utilizan aceleradores y activantes como el ácido esteárico y el óxido de zinc; estos agentes se emplean para mejorar la elasticidad y ofrecer resistencia y dureza al neumático, constituyen el 1,0-2,5 % p/p del mismo (Hita et al., 2016, p. 748; Martínez et al., 2013, p. 181).
- *Compuestos inorgánicos*: dentro de este grupo se encuentran arcillas, carbonatos, silicatos de calcio y magnesio y una variedad de pigmentos inorgánicos los cuales se emplean para mejorar la resistencia a la rodadura (Kan et al., 2017, p. 404).

2.1.2. ESPECIFICACIONES DE LA MATERIA PRIMA

De acuerdo con lo planteado en la sección 1.2, el mayor porcentaje de vehículos matriculados a nivel nacional según su clase corresponde a la de automóviles, por esta razón, y con base en la información bibliográfica utilizada la materia prima que se empleará serán aquellos neumáticos de automóvil usados con un RIN (diámetro interno del neumático en pulgadas) no mayor de 14.

En la Tabla 2.3, se establecen los datos del ángulo de reposo y densidades real y aparente para este tipo de neumáticos fuera de uso.

Tabla 2.3. Caracterización física de NFU

Propiedad	Valor
Densidad real (g/mL)	1,098 ± 0,003
Densidad aparente (2-3 cm) (g/mL)	0,423 ± 0,045
Ángulo de reposo (°)	38,2

Fuente: (Meza, 2014, p. 67)

En la Tabla 2.4, se exponen los resultados obtenidos del análisis próximo y último de NFU triturados que incluían la fibra textil pero no el acero y que se llevaron a cabo en un estudio de pirólisis a escala piloto en un reactor de tipo horno rotatorio.

Tabla 2.4. Análisis próximo y último de NFU (base aire-seco)

Análisis próximo (% p/p)	Valor
Humedad	1,14
Ceniza	4,35
Materia volátil	62,24
Carbono fijo	32,28
Análisis último (% p/p)	
Carbono	84,08
Hidrógeno	6,71
Nitrógeno	0,49
Azufre	1,51
Oxígeno	1,73
Valor calorífico inferior (kJ/kg)	34 923,00

Fuente: (Li et al., 2004, p. 5134)

2.2. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

En la sección 1.2 se estableció que en la provincia de Pichincha se encuentra el mayor número de vehículos matriculados a nivel nacional; Quito es una de las ciudades con mayor concentración urbana del Ecuador y su parque automotor es de aproximadamente 414 788 automóviles, entre los cuales alrededor del 85 %

son carros de uso particular, esto significa que se generan cerca de 1 600 000 neumáticos como desperdicio, los mismos que, podrían aprovecharse como materia prima para el desarrollo de este proyecto. Además, el Distrito Metropolitano de Quito (DMQ) cuenta con legislación ambiental propicia para llevar a cabo la instalación de un proyecto industrial como el propuesto y por ende, es la ciudad seleccionada para la localización de la planta de obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU (Proaño y Stacey, 2011, p. 59).

La ubicación de la planta será en una de las zonas de concentración industrial dentro del DMQ, por ello, en la Figura 2.4, se presenta el mapa de ocupación del suelo para actividades industriales en el Distrito Metropolitano de Quito según el Plan de Usos y Ocupación (PUOS) (Instituto de la Ciudad, 2013, p. 173).

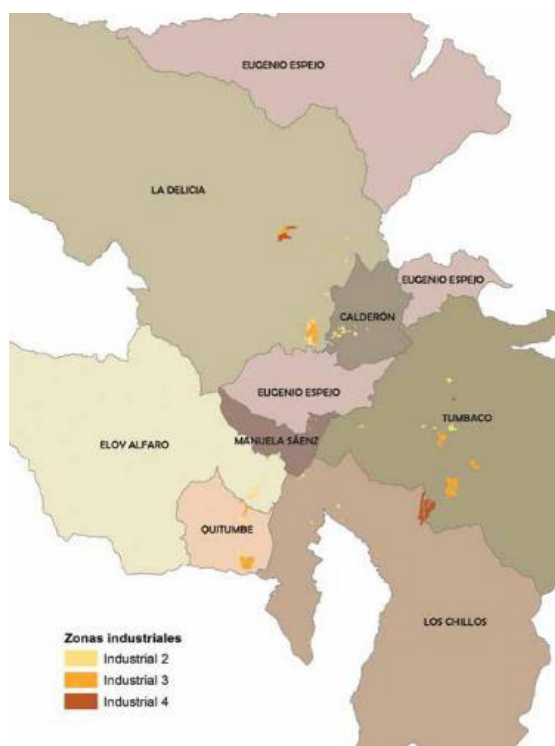


Figura 2.4. Mapa de ocupación del suelo para actividades industriales en el DMQ

Fuente: (Instituto de la Ciudad, 2013, p. 173)

Con el objetivo de determinar la zona industrial más conveniente para la ubicación de la planta se estableció la matriz de decisión elaborada por Proaño y Stacey (2011) cuyas alternativas de localización de su proyecto de tratamiento de NFU fueron las zonas industriales situadas en Turubamba al Sur de Quito, Calderón-

Carapungo al Nor Oriente de Quito y Calacalí-San Antonio de Pichincha al Nor Occidente de Quito (p. 91). En la Tabla 2.5, se presenta la matriz de decisión en la cual se identifican los criterios relevantes en la toma de decisión, las alternativas de localización planteadas y la calificación en una escala de 1-5 si se considera un nivel de importancia ascendente.

Tabla 2.5. Matriz de decisión de la localización de la planta en el DMQ

CRITERIO	% PONDERACIÓN	TURUBAMBA		CALDERÓN-CARAPUNGO		CALACALÍ	
		CALIF.	POND.	CALIF.	POND.	CALIF.	POND.
Terreno apto para infraestructura	15	2	30	4	60	4	60
Disponibilidad de luz, agua, teléfono y combustibles	12	4	48	3	36	3	36
Acceso factible a servicios de emergencia y transporte	12	3	36	5	60	4	48
Impuestos bajos	10	3	30	4	40	5	50
Servicio de agua contra incendio y sistemas de drenajes	12	4	48	3	36	3	36
Lugar propicio para adquirir materia prima	9	3	27	4	36	4	36
Aptitud para el cumplimiento de restricciones ambientales	15	3	45	4	60	4	60
Disponibilidad de terreno adecuado	15	3	45	4	60	5	75
Total		25	309	31	388	32	401

Fuente: (Proaño y Stacey, 2011, p. 108)

Con base en el resultado de la matriz expuesta en la Tabla 2.5, se concluye que la planta se localizaría en la zona industrial de Calacalí-San Antonio de Pichincha.

2.3. CAPACIDAD DE LA PLANTA

La capacidad de la planta se definió con base en el estudio de mercado realizado por Proaño y Stacey (2011), cuyo objetivo fue la cuantificación de los neumáticos fuera de uso disponibles en la ciudad de Quito; para este fin, se determinó la existencia o no de materia prima disponible en el mercado, proveedores, lugares de recolección y gestores de residuos. El estudio consideró las ventas de neumáticos en el año 2009 y estimó que el 25 % de ellas se empleó en vehículos nuevos mientras que, el 75 % se utilizó como reposición de neumáticos usados, adicionalmente, para el análisis se asumió que solo el 20 % de los NFU producidos se encuentran disponibles ya que la mayoría de ellos se destinan a la quema o disposición en rellenos sanitarios (Proaño y Stacey, 2011, p. 60).

En la Tabla 2.6, se presentan los resultados obtenidos del análisis referente al estado de la materia prima en la ciudad de Quito para el año 2009.

Tabla 2.6. Neumáticos fuera de uso en la ciudad de Quito, año 2009

Estado	Número	Toneladas
NFU producidos	601 096	3 903
NFU disponibles	120 219	780
Lugares procesadores de NFU	11	-
NFU utilizados en el mercado	11 088	72
NFU sin procesar	109 131	708

Fuente: (Proaño y Stacey, 2011, p. 62)

Con base en los resultados expuestos en la Tabla 2.6 se determinó que sólo el 9,22 % de los NFU disponibles se utilizan en algún mercado, por lo tanto, existe la materia prima suficiente para implementar un proyecto de tratamiento de neumáticos usados con una capacidad de tratamiento de hasta 2 toneladas diarias de NFU con la cual se procesarían al día aproximadamente 345 neumáticos fuera de uso con un RIN no superior a 14, valor que se tomará para el desarrollo del presente trabajo (Proaño y Stacey, 2011, p. 111).

2.4. DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO

El proceso de producción para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU estará conformado por las siguientes operaciones unitarias: recepción y almacenamiento, trituración primaria, trituración secundaria y separación magnética, pirólisis, condensación y enfriamiento, separación líquido-gas y almacenamiento de productos. A continuación, se describen cada una de estas etapas.

2.4.1. RECEPCIÓN Y ALMACENAMIENTO

El proceso de producción de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU iniciará con la recepción y almacenamiento de los neumáticos fuera de uso, los NFU que se tratarán incluyen el acero y la fibra textil pero no poseen el aro metálico ni tienen un RIN superior de 14, además, si se encuentran agrietados o incompletos se aceptarán sin ningún problema; los neumáticos usados se obtendrán a través de un proveedor, ya sean gestores ambientales o llanteras aprobados por el Ministerio del Ambiente y Agua, de tal manera que, la periodicidad con la que se realice la recopilación no incurra en costos de transporte y almacenamiento innecesarios (Meza, 2014, p. 64; Proaño y Stacey, 2011, p. 54).

2.4.2. TRITURACIÓN PRIMARIA

Los NFU completos con un RIN de hasta 14 y sin el aro metálico pasarán al proceso de trituración primaria a través del cual mediante la aplicación de fuerzas de corte, compresión, tracción y flexión reducirán su tamaño a trozos con un tamaño entre 2 y 6 in, que incluyen la fibra textil y el acero (Meza, 2014, p. 107). Para llevar a cabo esta operación unitaria se utilizará maquinaria cuyo principio de funcionamiento sea el cizallamiento, es decir, que posea un sistema de trituración por medio de cuchillas dispuestas a lo largo de un eje cuyo objetivo sea

enganchar y desprender el material voluminoso; además, para el ingreso y salida de la materia prima de esta etapa se utilizarán bandas transportadoras con el objetivo de ingresar y liberar el material a la siguiente operación unitaria (Murcia y Romero, 2016, p. 42).

2.4.3. TRITURACIÓN SECUNDARIA Y SEPARACIÓN MAGNÉTICA

Concluido el proceso de trituración primaria los trozos de neumáticos ingresarán al proceso de trituración secundaria que reducirá el tamaño del material a un tamaño de partícula entre 16 y 25 mm, que incluye el acero y la fibra textil; bajo este tamaño de partícula el contenido metálico se encuentra liberado y puede ser separado del neumático (Meza, 2011, p. 111). En el experimento a escala piloto llevado a cabo por Li et al. (2004), los NFU que ingresaron al proceso de pirólisis incluían la fibra textil pero no el acero, por esta razón, es fundamental que una vez alcanzado el tamaño de partícula deseado se ejecute un proceso de separación magnética para separar por completo el metal del neumático (Meza, 2014, p. 105).

2.4.4. PIRÓLISIS

Una vez que se ha reducido el tamaño y extraído la parte metálica de los neumáticos fuera de uso, estos residuos pasarán al tratamiento por pirólisis considerado como la etapa corazón dentro del proceso de producción definido, ya que es aquí donde ocurrirá la transformación fisicoquímica de la materia prima en productos a través de la adición de calor bajo una atmósfera reductora. Como se mencionó en la sección 1.5, la pirólisis tiene como objetivo romper los enlaces químicos de las moléculas que conforman el material, y de esta manera, producir la descomposición termoquímica de los compuestos orgánicos presentes en los neumáticos, de este proceso se obtendrán dos corrientes de salida: carbón y gases (condensables y no condensables).

El proceso de pirólisis iniciará con el ingreso del material al reactor de tipo horno rotatorio a través de un tornillo sin fin, una vez completada la carga en el reactor, la corriente de alimentación se detendrá e iniciará el tratamiento pirolítico; el reactor trabajará bajo una succión de 15 Pa con el fin de evitar fugas y una velocidad de calentamiento de 10 °C/min. Una vez ajustados los parámetros de operación comenzará el proceso de transferencia de energía, este proceso conlleva un calentamiento del material en el interior del reactor desde una temperatura ambiente (15 °C) hasta la temperatura óptima de pirólisis (500 °C), este calentamiento se llevará a cabo por medio de la marcha en contracorriente de gases de combustión provenientes de un quemador en el cual se empleará GLP por ser uno de los combustibles menos contaminantes (Li et al., 2004, p. 5134; Meza, 2014, p. 114).

Dadas las características del proceso pirolítico este se denomina semicontinuo porque, una vez que en el interior del reactor se alcance la temperatura óptima de pirólisis y el craqueo térmico de los NFU produzca materia volátil, dicha materia se eliminará rápidamente del reactor junto con los gases de combustión producidos. Para ello, se utilizará un ventilador especial inducido con el fin de reducir el tiempo de residencia de estos gases en el interior del horno rotatorio y así evitar la aparición de reacciones secundarias. Por otra parte, el carbón pirolítico remanente en el reactor será extraído para su posterior enfriamiento y almacenamiento una vez finalizado el tiempo de pirólisis, para esto se empleará un tornillo sin fin (Li et al., 2004, p. 5134; Meza, 2014, p. 114).

En la Figura 2.5, se presenta el esquema del proceso de pirólisis de NFU efectuado en un reactor de tipo horno rotatorio a escala piloto realizado por Li et al (2004), en el cual se observan las etapas y equipos que utilizaron para ejecutar el proceso, cabe aclarar que el calentamiento del horno rotatorio en este proyecto se llevó a cabo por medio de un calentador eléctrico externo; sin embargo, no corresponde al tipo de calentamiento que se aplicará en el proceso de pirólisis del presente trabajo, ya que como se mencionó anteriormente se emplearán gases de combustión para el calentamiento del material en el interior del horno como se realizó en el trabajo propuesto por Meza (2014).

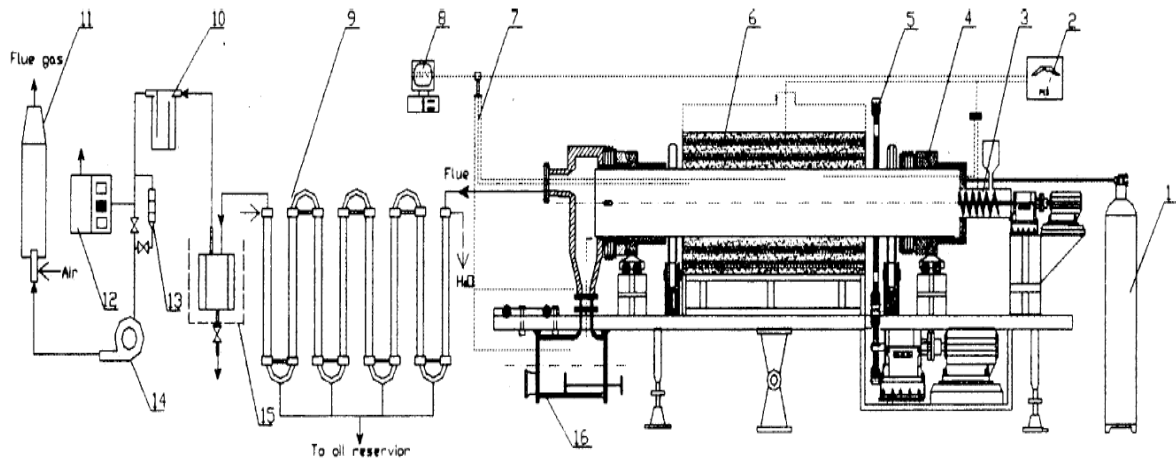


Figura 2.5. Esquema de un reactor de pirólisis tipo horno rotatorio de neumáticos usados a escala piloto. 1) tanque de gas de purga, 2) controlador PID, 3) suministro y alimentación de tornillo, 4) sello mecánico de fricción, 5) rueda dentada, 6) calentador eléctrico externo, 7) termopares, 8) computadora, 9) condensador empaquetado primario, 10) filtro, 11) postcombustor, 12) muestreo de gas, 13) medidor de flujo de gas, 14) ventilador inducido, 15) condensador secundario con mezcla de helio-agua, 16) colector de residuos sólidos.

Fuente: (Li et al., 2004, p. 5135)

2.4.5. CONDENSACIÓN Y ENFRIAMIENTO

La corriente de gases procedente del horno rotatorio a una temperatura de 500 °C pasará a un proceso de condensación y enfriamiento hasta alcanzar una temperatura final de 15 °C con el objetivo de obtener la fracción líquida de estos gases y mantener su temperatura por debajo del punto de inflamación establecido en 17 °C (Li et al., 2004, p. 5137). Para este fin, se utilizará un intercambiador de calor de tubos y coraza 2:4 (2 pasos por la coraza y 4 pasos por los tubos), en el cual, los gases constituyen el fluido caliente e ingresarán por los tubos del equipo, mientras que, como fluido frío se empleará agua a una temperatura promedio de 14 °C la misma que circulará por la coraza del intercambiador; la disposición de los fluidos será en contracorriente y la presión de operación del equipo será de 72,94 kPa (Chivatá y Duarte, 2018, p. 122; EPMAPS, 2020).

En el interior de los tubos del intercambiador se llevará a cabo el cambio de fase de la fracción condensable y el enfriamiento tanto de esta, como de la fracción no condensable de los gases. Este proceso, implicará fenómenos de transferencia de

energía, por esta razón, se realizarán balances de energía en los fluidos frío y caliente con el objetivo de determinar el flujo másico de agua requerido para que la corriente de gases alcance la temperatura final de 15 °C.

2.4.6. SEPARACIÓN LÍQUIDO-GAS

La corriente de salida obtenida del proceso de condensación y enfriamiento consiste en una mezcla líquido-gas por esta razón, ingresará al proceso de separación en un separador bifásico horizontal cuya relación de altura de líquido a la altura total del equipo será de 0,7; esta etapa se plantea con la finalidad de obtener el combustible líquido libre de las moléculas gaseosas no condensables (Hernández, 2016, p.69). En este proceso es importante considerar el flujo volumétrico que ingresará al separador y la velocidad de asentamiento de la partícula a través de la sección de separación, la misma que, está en función de la densidad del líquido y del gas, del diámetro de la gota y del coeficiente de arrastre de la partícula (Hernández, 2016, p.65).

El proceso de separación líquido-gas en el interior del equipo se llevará a cabo en cuatro secciones que a continuación se describen (Hernández, 2016, p. 30):

- *Sección de separación primaria:* corresponde a la sección con mayor porcentaje de separación del gas ya que es aquí donde la mezcla ingresará al separador y chocará con una placa desviadora ubicada a la entrada del equipo de tal manera que produzca un cambio repentino en la dirección del flujo a la entrada del separador y se separen las moléculas de gas y líquido, la aceleración de la gravedad ocasiona que las gotas de líquido desciendan de la corriente de gas al fondo del recipiente a la zona de recolección.
- *Sección de separación secundaria:* en esta sección las gotas pequeñas de líquido que no fueron separadas por el desviador de ingreso se separarán por la aceleración de la gravedad y caerán en la interfaz de gas-líquido, esto sucede ya que la corriente de gas que viaja horizontalmente a bajas

velocidades favorece el fenómeno de coalescencia en el cual las partículas mayores absorben a las menores de manera que forman gotas cada vez más grandes que consecuentemente caen por efecto de la aceleración de la gravedad. La eficiencia en la separación de los fluidos está directamente relacionada con sus propiedades físicas, con el tamaño de las gotas de líquido y con el grado de turbulencia.

- *Sección de extracción de niebla:* se localiza en la parte superior del separador antes de la salida del gas, en esta se separarán las pequeñas gotas de líquido que no se separaron en las secciones anteriores. Su principio de separación es el efecto de choque o fuerza centrífuga generada por un extractor de niebla con el que se consigue captar pequeñas gotas de líquido (usualmente menores a 10 μm de diámetro).
- *Sección de almacenamiento de líquidos:* se ubica en la parte inferior del separador y en ella se acumularán de manera temporal los líquidos ya libres de moléculas gaseosas, su capacidad debe ser la suficiente para proveer de un tiempo de retención necesario para la separación eficiente del gas.

En la Figura 2.6, se presenta el esquema de un separador bifásico horizontal en el que se pueden apreciar las secciones anteriormente descritas.

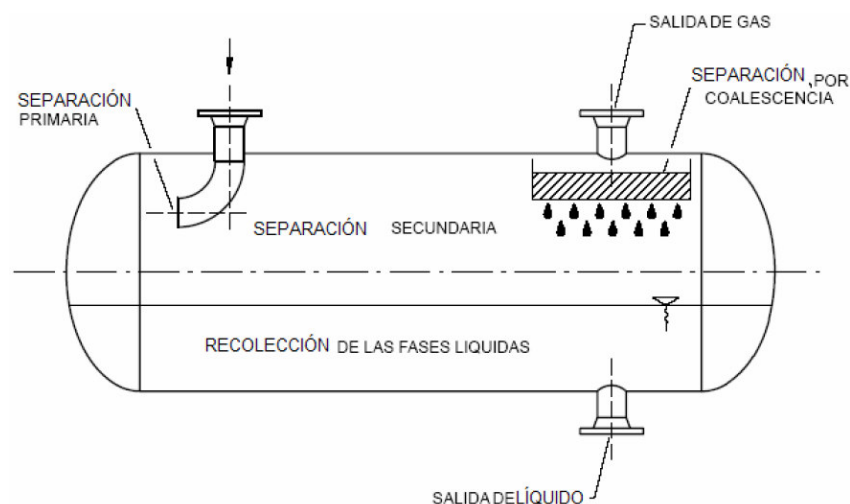


Figura 2.6. Secciones de separación en un separador bifásico horizontal
Fuente: (Requena y Rodríguez, 2006, p. 51)

2.4.7. ALMACENAMIENTO DE PRODUCTOS

La fracción líquida proveniente del separador corresponde al combustible líquido el cual posee propiedades energéticas semejantes al diésel industrial y es el producto objetivo de este proyecto. Este combustible se deberá almacenar previo a su distribución y comercialización, para este fin, se utilizará un tanque de almacenamiento horizontal de techo fijo cónico autosoportado el mismo que se diseñará bajo la norma *API 650 "Welded Tanks for Oil Storage"* (API 650, 2016). Por otra parte, el carbón pirolítico obtenido será ensacado manualmente en sacos big bag de hasta 1 000 kg de capacidad para posteriormente colocarse en una bodega de almacenamiento previo a su distribución. El mercado al cual se distribuirían los productos mencionados se precisa más adelante en la sección 2.6.

2.5. DEFINICIÓN DEL PRODUCTO

A partir del proceso de producción definido se obtendrán 3 productos: líquido pirolítico (combustible líquido), carbón pirolítico y gas no condensable. La fracción líquida se considera el producto principal objetivo puesto que la finalidad del presente proyecto es ofertar al mercado un combustible líquido producido a partir del tratamiento de NFU; mientras que, el carbón pirolítico y el gas no condensable se consideran productos secundarios los mismos que jugarán un papel importante en materia de rentabilidad del proyecto.

A continuación, se describen las características de cada uno de los productos obtenidos a partir del proceso de producción definido.

2.5.1. LÍQUIDO PIROLÍTICO

En la Tabla 2.7, se exponen las propiedades fisicoquímicas y los resultados del análisis último de este producto.

Tabla 2.7. Propiedades fisicoquímicas del líquido pirolítico

Características	Valor
Densidad (kg/m ³)	962
Gravedad API (°)	15,0
Viscosidad a 50 °C (cSt)	2,44
Punto de inflamación (°C)	17,0
Poder calorífico inferior (MJ/kg)	41,7
Humedad (% p/p)	0,88
Residuo carbón (% p/p)	1,78
Cenizas	Trazas
Análisis último (% p/p)	
Carbono	84,26
Hidrógeno	10,39
Nitrógeno	0,42
Azufre	1,54
Oxígeno y otros	3,39
H/C relación atómica	1,48

Fuente: (Li et al., 2004, p. 5137)

Sobre la base de los resultados descritos en la Tabla 2.7, el poder calorífico inferior del líquido pirolítico es más alto que el de los neumáticos usados (34,9 MJ/kg) y es comparable con el del fuel oil ligero (40,1 MJ/kg), por lo tanto, puede emplearse como combustible líquido en hornos industriales (Li et al., 2004, p. 5134; REPSOL, 2021). La viscosidad del producto es similar a la del diésel (1,7-4,1 cSt a 40 °C), este parámetro es importante porque influye en el flujo de combustible a través de las tuberías, su atomización, el rendimiento y el desgaste de las bombas que lo transportan (Li et al., 2004, p. 5138; REPSOL, 2016).

El punto de inflamación definido como la temperatura a la cual el aceite comienza a formar vapores en cantidad suficiente para obtener una mezcla inflamable con el aire, es más bajo que el de los combustibles refinados del petróleo, por ejemplo, el gasóleo ligero tiene un punto de inflamación mínimo requerido de 45 °C; el bajo punto de inflamación se puede atribuir a la amplia gama de aceites

no refinados en la mezcla incluidos algunos hidrocarburos ligeros de bajo punto de ebullición (Li et al., 2004, p. 5138).

La densidad del líquido pirolítico es mayor que la del diésel (780 kg/m^3) y se acerca a los fuel oil marinos (980 kg/m^3); el valor del residuo de carbón es superior al de un combustible diésel típico cuyo valor es de aproximadamente 0,2 % p/p, sin embargo, los aceites de combustibles empleados en un motor diésel grande pueden tener residuos de carbono de hasta 12 % p/p; la relación hidrógeno/carbono (H/C) es ligeramente más baja que la del diésel (1,735) y el fuel oil ligero (1,740); el contenido de azufre es similar al del fuel oil ligero (1,4-1,5 %) (Li et al., 2004, p. 5138).

Con base en esta información, se establece que la fracción líquida obtenida como producto de la pirólisis de NFU posee propiedades energéticas semejantes a un combustible de tipo diésel industrial el cual podría emplearse en calderas y hornos industriales (Li et al., 2004, p. 5138).

2.5.2. CARBÓN PIROLÍTICO

En la Tabla 2.8, se presenta la distribución de tamaño del carbón derivado de la pirólisis de NFU.

Tabla 2.8. Distribución de tamaño del carbón pirolítico

Distribución de tamaño (mm)	Valor (% p/p)
<0,074	0,30
0,074-0,125	1,55
0,125-0,25	3,15
0,25-0,335	6,31
0,335-1,00	18,38
1,00-1,25	5,17
1,25-2,00	14,84
2,00-2,5	9,65

Tabla 2.8. Distribución de tamaño del carbón pirolítico (continuación...)

Distribución de tamaño (mm)	Valor (% p/p)
2,5-5,1	24,65
5,1-7,0	1,11
7,0-10,0	10,63
>10	4,27

Fuente: (Li et al., 2004, p. 5141)

Por otra parte, en la Tabla 2.9, se presentan los resultados obtenidos del análisis próximo y último del carbón pirolítico.

Tabla 2.9. Análisis próximo y último del carbón pirolítico (base aire-seco)

Análisis próximo (% p/p)	Valor
Humedad	2,35
Cenizas	12,32
Materia volátil	16,14
Carbono fijo	69,19
Valor calorífico (MJ/kg)	31,50
Relación V/FC (materia volátil/carbono fijo)	0,232
Análisis último (% p/p)	
Carbono	82,17
Hidrógeno	2,28
Nitrógeno	0,61
Azufre	2,32
Oxígeno	nd*
Cenizas	12,62
H/C	0,33

*nd: no detectado

Fuente: (Li et al., 2004, p. 5141)

Con base en estos resultados, el contenido de cenizas del carbón pirolítico es alto en comparación con el de la mayoría de los carbonos activados utilizados para la limpieza de gases de combustión o aguas residuales de la industria minera (Li et al., 2004, p. 5141). Por otra parte, según la medición de la distribución de poros

ejecutada por los métodos de adsorción de nitrógeno e intrusión de mercurio se determinó que el volumen de poro del carbón pirolítico ($0,053 \text{ cm}^3/\text{g}$) es menor comparado con el del carbón activado comercial ($0,500 \text{ cm}^3/\text{g}$) (Li et al., 2004, p. 5142).

Este análisis concluyó que los mesoporos en el carbón pirolítico son similares a los del carbón activado comercial, sin embargo, sus microporos estaban mucho menos desarrollados; por lo tanto, el carbón pirolítico presenta menor microporosidad comparada con la del carbón activado comercial razón por la cual sería más útil en la adsorción acuosa de especies de alto peso molecular en lugar de especies de bajo peso molecular (Li et al., 2004, p. 5142).

2.5.3. GAS NO CONDENSABLE

Este gas corresponde a la corriente gaseosa no condensable resultante del proceso de producción definido. En la Tabla 2.10, se presenta la composición molar de esta corriente, mientras que, en la Tabla 2.11, se establecen sus propiedades fisicoquímicas.

Tabla 2.10. Composición molar del gas no condensable

Compuesto	% molar
Agua	0,46
Nitrógeno molecular	9,40
Sulfuro de hidrógeno	2,99
Monóxido de carbono	5,38
Dióxido de carbono	7,28
Hidrógeno molecular	7,28
Metano	16,58
Etano	8,04
Propano	7,45
Etileno	5,38
Propileno	3,39

Tabla 2.10. Composición molar del gas no condensable (continuación...)

Compuesto	% molar
1-buteno	14,83
n-butano	3,32
n-pentano	2,99
2,3-metil-1-buteno	1,33
3-metilpentano	0,74
2-metil-2-buteno	3,15

Fuente: (Murillo, Aranda, Aylón, Callén y Mastral., 2006, p. 1735)

Tabla 2.11. Propiedades fisicoquímicas del gas no condensable

Propiedad	Valor
Capacidad calorífica (kJ/kg °C)	1,554
Poder calorífico (kcal/kg)	7 995,51
Factor emisión (kg CO ₂ /kg combustible)	1,94

Fuente: (Chivatá y Duarte, 2018, p. 96)

Dadas las características del gas no condensable, este puede emplearse como fuente de energía alternativa para el funcionamiento del quemador, es decir, podría ser útil su recicló en el proceso con el fin de mejorar la eficiencia energética global del mismo (Chivatá y Duarte, 2018, p. 96).

2.6. MERCADO

El combustible líquido obtenido a partir de la pirólisis de NFU en un reactor de horno rotatorio posee propiedades energéticas semejantes al diésel industrial, sus características permitirían su empleo en calderas y hornos industriales, por esta razón, el mercado al cual va dirigido este producto es al sector industrial ecuatoriano (Li et al., 2004, p. 5138). En este contexto, es importante conocer que la industria de alimentos y bebidas es la más importante del país, abarca el 37 % dentro del total de producto manufacturero, seguido de las industrias: química, minerales no metálicos, textil, cuero y metálica, todas ellas con una alta demanda

de diésel industrial para el funcionamiento de sus fuentes fijas (Garzón, Kulfas, Palacios y Tamayo, 2015, p. 33).

Según la Cámara Nacional de Distribuidores de Derivados de Petróleos del Ecuador, durante el 2017 se emplearon alrededor de 91,1 millones de galones de diésel industrial, por este motivo, se considera un recurso energético importante en el sector industrial ecuatoriano; por otra parte, en el 2018 el Gobierno Nacional notificó la eliminación del subsidio y el incremento paulatino en el precio de este combustible hasta alcanzar el valor internacional de 2,20 USD/galón (Secretaría General de Comunicación de la Presidencia, 2018).

Como producto secundario se encuentra el carbón pirolítico que dadas sus características este puede ofertarse al mercado como carbón activado para emplearse en el tratamiento de aguas, específicamente para la adsorción acuosa de especies de alto peso molecular (dioxinas), sin embargo, este producto se considera de características inferiores comparadas con las del carbón activado comercial (Allsopp, 1994, p. 8; Li et al., 2004, p. 5142). La empresa SANITRON oferta al mercado nacional un carbón activado granular de alta actividad SANICARB 1050 utilizado en el tratamiento de aguas para la eliminación de compuestos orgánicos de bajo peso molecular cuyo precio es de 5,40 USD/kg (SANITRON, 2020).

En este contexto, se considera propicio ofertar al mercado este producto de características inferiores al carbón activado comercial en un precio de 3,50 USD/kg establecido con base en el estudio realizado por Meza (2014) cuyo propósito fue ofertar al mercado nacional un carbón activado obtenido a partir de la pirólisis de NFU, el mismo que podría emplearse en el tratamiento de efluentes con carga de color (p. 127).

3. BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO

En este capítulo se describirán las bases y criterios de diseño de los procesos y equipos necesarios para ejecutar el proceso de producción de combustible líquido por medio de pirólisis de neumáticos fuera de uso, dichos criterios son la base para la posterior ejecución del diseño de la planta. Para este fin, se clasificó a los procesos y equipos en principales y secundarios.

3.1. BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO DE PROCESOS Y EQUIPOS PRINCIPALES

3.1.1. ALMACENAMIENTO

Una vez que los neumáticos fuera de uso se reciben en planta es necesario ubicarlos en un lugar para su almacenamiento, para ello, se considerarán los requerimientos establecidos en regulaciones nacionales, con este fin, se tomará en cuenta el Acuerdo Ministerial 098 del Instructivo para la Gestión Integral de Neumáticos Usados vigente en el país, el cual señala que el acopio temporal de NFU debe ser por un tiempo límite de 12 meses; además, deben estar etiquetados y en sitios que no generen un riesgo para su ulterior tratamiento y disposición final (Normativa Jurídica del Ecuador, 2015). Con un mayor enfoque en el almacenamiento de los NFU, el Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente (2011) estableció las directrices técnicas para el manejo ambientalmente racional de neumáticos fuera de uso en las que se plantean las recomendaciones elaboradas en conjunto por la Asociación Internacional de Jefes de Bomberos, la Asociación de Fabricantes de Caucho y la Asociación Nacional de Protección contra Incendios; algunas de estas recomendaciones son:

- Seleccionar el emplazamiento apropiado (eludir humedales, llanuras inundables, terrenos inclinados)
- Prevenir y minimizar el riesgo de incendio

- Minimizar la producción de materiales lixiviados
- Precaver o controlar la cría de insectos y otros vectores

En la Tabla 3.1, se presentan datos acerca de las mejores prácticas para el almacenamiento provisional de NFU propuestas por las asociaciones mencionadas (directriz 1) y un grupo de especialistas en el tema (directriz 2).

Tabla 3.1. Mejores recomendaciones para el almacenamiento provisional de NFU

criterio	Directriz 1	Directriz 2
Dimensiones máximas de pilas de neumáticos	6,0 m alto/ 76,0 m largo/ 15,0 m ancho	4,5 m alto/ 60,0 m largo/ 15,0 m ancho
Pendiente de la pila	nr*	30° si se apila de forma natural; 90° si se apilan entrelazados
Espacio libre en el lugar de almacenamiento	15 m desde el borde de la pila a la cerca perimetral	15 m desde el borde de la pila a la cerca perimetral
Franjas cortafuegos	18 m entre pilas	15 m entre pilas
Superficie del terreno	Sitio plano, superficie de hormigón	Superficie compactada
Fuentes de ignición	No quema a cielo abierto en un radio de 300 m; no equipos generadores de calor en un radio de 60 m	np*

*nr: no se formuló recomendaciones

*np: no se preguntó

Fuente: (Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente, 2011, p. 28)

En la Figura 3.1, se presentan las formas más habituales de almacenar NFU.

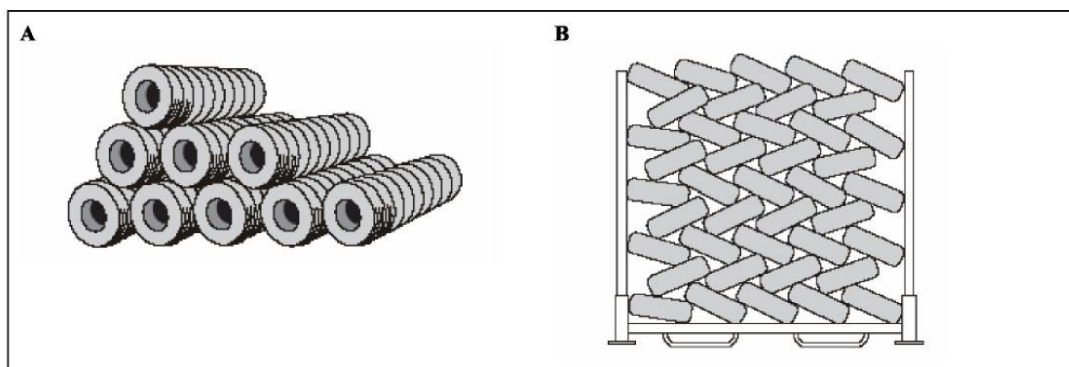


Figura 3.1. Formas más habituales de almacenar NFU. A) forma natural, B) forma entrelazada

Fuente: (Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente, 2011, p. 29)

3.1.2. TRITURACIÓN PRIMARIA, TRITURACIÓN SECUNDARIA Y SEPARACIÓN MAGNÉTICA

La reducción de tamaño y la separación del metal de los NFU conforman la etapa de pretratamiento de la materia prima previo al ingreso al proceso de pirólisis. Los equipos requeridos durante esta etapa se seleccionarán de catálogos o proveedores de este tipo de maquinaria, para su elección se considerará la cantidad de material a tratar y los requerimientos del tamaño de partícula a la entrada y salida de estos procesos. Además, para el proceso de separación magnética se considerará una pérdida de masa del 15 % generada por el residuo metálico liberado el cual posee propiedades magnéticas (Meza, 2014, p. 107)

3.1.3. PIRÓLISIS

Las variables consideradas como importantes para el diseño del proceso de pirólisis son: temperatura, presión, tiempo de pirólisis, composición de la materia prima, velocidad de calentamiento y tipo de reactor, dentro de este último se considera que el reactor de tipo horno rotatorio es una de las opciones más prometedoras para un proceso de pirólisis a escala industrial y es la razón por la cual se lo considera en este trabajo (Martínez et al., 2013, p. 184; Singh et al., 2018, p.381). El presente proyecto está fundamentado en la investigación realizada por Li et al. (2004) a partir de la cual se definirán los criterios y parámetros de diseño tanto del proceso como del equipo, además, en dicho estudio se exponen los rendimientos y características del aceite y carbón pirolítico obtenidos como productos de la pirólisis, información que será de utilidad para el diseño de los procesos subsiguientes.

El desarrollo de la pirólisis de NFU a escala piloto se llevó a cabo en un horno rotatorio en el cual ingresaron los neumáticos fuera de uso a una tasa de alimentación de 15 kg/h hasta completar una carga de 50 kg de NFU triturados con tamaños de partícula entre 13-15 mm que incluían los cordones de tela pero no el acero, los cuales atravesaron un tratamiento térmico en un rango de

temperatura entre 450-650 °C (Li et al., 2004, p. 5135). En la Tabla 3.2, se especifican las condiciones de operación del proceso y equipo de pirólisis bajo las cuales se obtuvieron los mayores rendimientos de la fracción líquida que es el producto objetivo de este proyecto.

Tabla 3.2. Condiciones de operación para llevar a cabo la pirólisis de NFU en un horno rotatorio a escala piloto

Parámetro	Valor
Tasa de alimentación (kg/h)	15
Tamaño de partícula (mm)	13-15
Presión operación (Pa)	100 535
Temperatura óptima (°C)	500
Diámetro del horno (m)	0,3
Longitud del horno (m)	3,0
Velocidad de rotación del horno (rpm)	0,6
Grado de inclinación del horno (°)	2

Fuente: (Li et al., 2004, p. 5136)

A escala industrial la pirólisis no necesariamente se realiza en atmósferas inertes como lo sugiere la literatura, esta puede ser reemplazada por atmósferas reductoras, es decir, atmósferas carentes de oxígeno que eviten el proceso de combustión de las partículas de neumáticos, para trabajar bajo esta condición es necesario definir el factor lambda (λ) el cual permite establecer la relación entre el aire requerido en el quemador y el aire estequiométrico necesario para la combustión completa de GLP, entonces, $\lambda > 1,0$ conlleva una operación en atmósfera oxidante mientras que; $0,4 < \lambda < 1,0$ implica una operación en atmósfera reductora. Por esta razón, el calentamiento del material desde una temperatura ambiente hasta la temperatura óptima en el interior del horno se llevará a cabo por medio de gases generados por la combustión completa de GLP, para este fin se trabajará bajo una atmósfera reductora con un lambda de 0,94; el gasto de combustible estará en función del cambio entálpico global requerido para completar el proceso de pirólisis (Meza, 2014, p.114).

Para el planteamiento del proceso de pirólisis es fundamental considerar los criterios de diseño ya establecidos y a su vez determinar el tiempo y la energía necesarios para que la pirólisis se lleve a cabo por completo, por ende, es importante ejecutar los balances de masa y energía del proceso de acuerdo con la cantidad de NFU a tratar, estos fenómenos se encuentran relacionados con la cinética de pirólisis y el flujo de calor dentro de la partícula del neumático, fenómenos que se estudiarán a continuación.

3.1.3.1. Cinética de pérdida de masa, cinética exotérmica y flujo de calor de la pirólisis de NFU

Usualmente, la cinética de pérdida de masa de la pirólisis se analiza con base en los componentes individuales involucrados en las reacciones de pérdida de masa y por lo tanto, se proponen esquemas de reacción que se adapten a estos componentes; mientras que, los estudios de flujo de calor dentro de la partícula del neumático durante la pirólisis rara vez se investigan o suelen realizarse por separado de los análisis cinéticos. Sin embargo, las reacciones exotérmicas también afectan la transferencia de calor entre partículas al comienzo del proceso de pirólisis, por lo tanto, la cinética exotérmica y el flujo de calor dentro de la partícula deben considerarse junto con la cinética de pérdida de masa para el estudio de la pirólisis de partículas de NFU (Cheung, Lee, Lam, Lee y Hui, 2011, p. 857). Con esta finalidad se plantea el estudio de modelo integrado propuesto por Cheung et al. (2011), el cual considera la cinética de pérdida de masa, la cinética exotérmica y el flujo de calor en conjunto, con el objetivo de optimizar el proceso de pirólisis de NFU. A continuación, se describen cada uno de estos fenómenos.

- *Cinética de pérdida de masa*

Esencialmente, en la pirólisis de NFU el mecanismo de degradación térmica de los neumáticos usados inicia con la ruptura del enlace de cada monómero de los principales componentes de los neumáticos, entre ellos los cauchos, que son los

componentes mayoritarios de los neumáticos, estos se caracterizan por tener dobles enlaces C-C cuya descomposición térmica produce radicales libres altamente reactivos, estas subunidades de la molécula de caucho original conllevan a que la pirólisis se caracterice por la generación de un sin número de reacciones originadas por la recombinación por reacción en fase gaseosa. Las reacciones producidas incluyen deshidratación, craqueo, isomerización, deshidrogenación, aromatización y condensación. En términos generales, la disgregación de NFU inicia con la descomposición del caucho natural aproximadamente a 380 °C, seguido del caucho de estireno-butadieno a 450 °C y el caucho de butadieno aproximadamente a 460 °C (Martínez, 2013, p. 183).

Para el estudio de la cinética de pirólisis, Cheung et al. (2011) plantearon el siguiente mecanismo de reacción descrito a través de las Ecuaciones 3.1-3.5:



De acuerdo con la Ecuación 3.1, los aditivos orgánicos para neumáticos (TA) se pirolizan directamente a volátiles (V) y carbón. Los cauchos son sometidos a la escisión de la cadena principal para obtener el intermedio IA según la Ecuación 3.2, a su vez, este intermedio se despolimeriza para formar volátiles y carbón directamente acorde con lo planteado en la Ecuación 3.3 o puede romperse para formar cadenas más cortas de fracciones orgánicas, es decir, el intermedio IB según la Ecuación 3.4 el cual eventualmente, se pirolizará para formar volátiles y carbón como se indica en la Ecuación 3.5.

Para determinar experimentalmente la cinética de pérdida de masa, utilizaron el análisis termogravimétrico (TGA) y la termogravimetría derivada (DTG). Para ello, las partículas del neumático se calentaron desde una temperatura ambiente hasta 600 °C a diferentes velocidades de calentamiento (2, 5, 10 y 20 °C/min). Sobre la base de Cheung et al. (2011), la pérdida de masa total se calcula sumando las pérdidas de masa de las reacciones de pérdida de masa individuales, existen 3 reacciones de pérdida de masa involucradas en el marco de pirólisis planteado y son las correspondientes a las Ecuaciones 3.1, 3.3 y 3.5. La cinética de pérdida de masa se puede expresar mediante las Ecuaciones 3.6-3.9:

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} = k_i \times (1 - \alpha_i)^{n_i} \quad [3.6]$$

$$k_i = A_i \times \exp\left(\frac{-E_{a_i}}{R \times T}\right) \quad [3.7]$$

$$\alpha = \sum_i \omega_i \times \alpha_i \quad [3.8]$$

$$\alpha = \frac{W_0 - W}{W_0} \quad [3.9]$$

Donde:

- i : índice de reacción de pérdida de masa
- α_i : conversión de pérdida de masa de la reacción i
- t : tiempo (s)
- k_i : constante de velocidad de la reacción i (s^{-1})
- n_i : orden de reacción de la reacción i
- A_i : factor pre-exponencial de la reacción i (s^{-1})
- E_{a_i} : energía de activación de la reacción i (J/mol)
- R : constante universal de los gases (J/mol K)
- T : temperatura (K)

- α : fracción de pérdida de masa total
 ω_i : coeficiente de contribución a la pérdida de masa debido a la reacción i
 W_0 : masa inicial de partículas de neumáticos (kg)
 W : masa final de partículas de neumáticos (kg)

La Ecuación 3.6 se modificó a la Ecuación 3.10 con el objetivo de ajustar los datos experimentales y expresar el cambio de pérdida de masa en términos del cambio de temperatura (Cheung et al., 2011, p. 857).

$$\frac{\partial \alpha_i}{\partial t} = \frac{1}{\beta} \times k_i \times (1 - \alpha_i)^{n_i} \quad [3.10]$$

Donde:

- β : velocidad de calentamiento (°C/min)

El ajuste de la curva se efectuó mediante el método de mínimos cuadrados y las ecuaciones diferenciales se resolvieron por el método de Euler (Cheung et al., 2011, p. 857).

▪ *Cinética exotérmica*

La pirólisis implica una serie de reacciones de naturaleza exotérmica y endotérmica, al comienzo de la misma, las materias orgánicas se descomponen principalmente en fracciones moleculares más cortas, como no existe pérdida de masa durante el agrietamiento, la cinética exotérmica solo se puede medir mediante el flujo de calor dentro del neumático pirolizante. Las reacciones exotérmicas implicadas en el marco cinético propuesto son las reacciones representadas por las Ecuaciones 3.2 y 3.4, dado que son diferentes de las reacciones de pérdida de masa, requieren de otro conjunto de ecuaciones para su formulación y estas son las expuestas en las Ecuaciones 3.11 y 3.12 (Cheung et al., 2011, p. 858).

$$\frac{\partial \gamma_j}{\partial t} = k_{cj} \times (1 - \gamma_j)^{n_{cj}} \quad [3.11]$$

$$k_{cj} = A_{cj} \times \exp\left(\frac{-E_{cj}}{R \times T}\right) \quad [3.12]$$

Donde:

j : índice de reacción exotérmica

γ_j : conversión de la reacción exotérmica j

k_{cj} : constante de velocidad de la reacción exotérmica j (s^{-1})

n_{cj} : orden de reacción de la reacción exotérmica j

A_{cj} : factor pre-exponencial de la reacción exotérmica j (s^{-1})

E_{cj} : energía de activación de la reacción exotérmica j (J/mol)

▪ *Flujo de calor*

Además de la cinética exotérmica, el estudio del flujo de calor también incluye la capacidad calorífica específica del neumático (C_p), el calor de las reacciones exotérmicas (h_{cj}) y el calor de las vaporizaciones (h_{gi}). Generalmente, la energía requerida por las reacciones endotérmicas junto con el calor sensible es mayor que la energía liberada por las reacciones exotérmicas, por esta razón, la pirólisis se considera como un proceso endotérmico global. El cambio entálpico global (ΔH_{global}) dentro de la muestra de neumático, se puede describir a través de la Ecuación 3.13 (Cheung et al., 2011, p. 858).

$$\Delta H_{global} = \text{Calor sensible} + \text{Calor de reacción} + \text{Calor latente} + \text{Calor perdido} \quad [3.13]$$

El calor perdido se asume despreciable y los otros términos de la Ecuación 3.13 se pueden expresar matemáticamente como se indica en las Ecuaciones 3.14, 3.15 y 3.16.

Calor sensible (q_s):

$$q_s = m \times C_p \times \frac{\partial T}{\partial t} \quad [3.14]$$

Calor de reacción (q_{exo}):

$$q_{exo} = \sum_j \left(h_{cj} \times \frac{\partial \gamma_j}{\partial t} \right) \times m \quad [3.15]$$

Calor latente (q_{vap}):

$$q_{vap} = \sum_i \left(h_{gi} \times \frac{\partial \alpha_i}{\partial t} \times \omega_i \right) \times m \quad [3.16]$$

Donde:

- m : masa de la muestra de neumático (g)
- C_p : capacidad calorífica del neumático (J/g K)
- h_{cj} : calor de la reacción exotérmica j (J/g)
- h_{gi} : calor de vaporización de la reacción i (J/g)

- *Modelo integrado de cinética y flujo de calor*

Con la cinética y los parámetros de flujo de calor obtenidos en los experimentos, Cheung et al. (2011) construyeron un modelo matemático integrado con cinética de pérdida de masa, cinética exotérmica y flujo de calor para el proceso de pirólisis de NFU con el fin de optimizarlo. El modelo simula la pirólisis de una sola partícula de neumático en un reactor discontinuo bajo las siguientes suposiciones (p. 859):

- La partícula del neumático es esférica con radio R
- La partícula del neumático se calienta mediante gas de pirólisis dentro del reactor

- La temperatura del reactor es la misma que la temperatura del gas de pirólisis
- Durante el proceso de pirólisis, la partícula del neumático se divide en tres zonas según el estado de reacción: zona de negro de carbón si la región de la partícula ha completado la pirólisis, zona de reacción si se produce una reacción en la región de la partícula y zona libre si la pirólisis no se ha efectuado en la región de la partícula
- En la zona de reacción, los volátiles se producen y abandonan la partícula inmediatamente
- El calor se transfiere por conducción solo dentro de la partícula del neumático
- La densidad de las partículas del neumático es constante durante toda la pirólisis

La pérdida de masa y la cinética exotérmica ya han sido expresadas por las Ecuaciones 3.6-3.9, 3.11 y 3.12, la parte restante del modelo de pirólisis es el flujo de calor dentro de la partícula del neumático el cual puede formularse si se considera a la partícula del neumático como un volumen de control y si se modifican las Ecuaciones 3.13-3.16 por las Ecuaciones 3.17-3.21 (Cheung et al., 2011, p. 859):

ΔH_{global} : calor conducido a la capa con radio r

$$q_r = -4\pi \times r^2 \times \lambda_t \times \frac{\partial T}{\partial r} \quad [3.17]$$

ΔH_{global} : calor conducido fuera de la capa con radio r

$$q_{r+dr} = q_r + \frac{\partial q_r}{\partial r} \times \Delta r \quad [3.18]$$

Calor sensible: calor almacenado en la capa con radio r

$$q_s = 4\pi \times r^2 \times \Delta r \times \rho \times C_p \times \frac{\partial T}{\partial r} \quad [3.19]$$

Calor de reacción: calor liberado por reacciones exotérmicas en la capa con radio r

$$q_{exo} = \sum_j \left(h_{cj} \times \frac{\partial \gamma_j}{\partial t} \right) \times 4\pi \times r^2 \times \Delta r \times \rho \quad [3.20]$$

Calor latente: calor consumido por vaporización en la capa de radio r

$$q_{vap} = \sum_i \left(h_{gi} \times \frac{\partial \alpha_i}{\partial t} \times \omega_i \right) \times 4\pi \times r^2 \times \Delta r \times \rho \quad [3.21]$$

Balance de energía dentro de la capa con radio r:

$$(q_r - q_{r+dr}) + (q_{exo} - q_{vap}) = q_s \quad [3.22]$$

Donde:

r : posición radial de la partícula de neumático (m)

ρ : densidad de la partícula de neumático (g/m^3)

λ_t : conductividad térmica de la partícula de neumático (W/m K)

Al expandir los términos de la Ecuación 3.22, el flujo de calor puede ser descrito en términos de los cambios de temperatura de las partículas a lo largo del radio y tiempo como se señala en la Ecuación 3.23: (Cheung et al., 2011, p. 860)

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{\lambda_t}{\rho \times C_p} \times \frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \times \frac{\lambda_t}{\rho \times C_p} \times \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{1}{C_p} \times \sum_j \left(h_{cj} \times \frac{\partial \gamma_j}{\partial t} \right) - \frac{1}{C_p} \times \sum_i \left(h_{gi} \times \frac{\partial \alpha_i}{\partial t} \times \omega_i \right) \quad [3.23]$$

A medida que la partícula del neumático se somete a pirólisis, las composiciones de la partícula del neumático cambian, por esta razón, se presentan las

Ecuaciones 3.24 y 3.25 para determinar el cambio de conductividad térmica de las partículas y su capacidad calorífica respectivamente.

$$\lambda_t = (1 - \alpha) \times \lambda_{NFU} + \alpha \times \lambda_{carbón} \quad [3.24]$$

$$C_p = (1 - \alpha) \times \alpha \times C_{pNFU} + (1 - \alpha) \times C_{pcarbón} \quad [3.25]$$

Donde:

λ_{NFU} : conductividad térmica del neumático (W/m K)

$\lambda_{carbón}$: conductividad térmica del carbón (W/m K)

C_{pNFU} : capacidad calorífica del neumático (J/g K)

$C_{pcarbón}$: capacidad calorífica del carbón (J/g K)

Además de la cinética y las ecuaciones de flujo de calor, también se requieren condiciones de contorno para completar el modelo de pirólisis del neumático.

- *Condición de frontera en la superficie de la partícula:* la transferencia de calor entre el gas de pirólisis y la superficie de la partícula se realiza por convección y se describe mediante la Ecuación 3.26.

$$-\lambda_t \times \frac{\partial T}{\partial r} = U \times (T - T_\infty), \quad \text{cuando } r = R \quad [3.26]$$

Donde:

U : coeficiente de convección entre el gas de pirólisis y la partícula del neumático (W/m² K)

- *Condición de frontera en el centro de la partícula:* esta se expresa por medio de la Ecuación 3.27:

$$\frac{\partial T}{\partial r} = 0, \quad \text{cuando } r = 0 \quad [3.27]$$

3.1.3.2. Tiempo de pirólisis

Una vez que Cheung et al. (2011) desarrollaron el modelo de pirólisis, simularon y estudiaron el rendimiento del mismo bajo una estrategia de operación convencional con la finalidad de mejorarla, para esto analizaron el tiempo y la energía requerida para que se complete la reacción de pirólisis de los NFU. Las simulaciones se realizaron por el método explícito de diferencias finitas. La estrategia de operación convencional supone que la partícula se piroliza dentro de un reactor discontinuo que aumenta su temperatura de 30 °C hasta una temperatura objetivo de 510 °C a una velocidad de calentamiento de 10 °C/min, al alcanzarse la temperatura objetivo en el reactor esta se mantiene hasta que se complete la pirólisis. La energía requerida para que la unidad de masa del neumático termine la pirólisis se calculó mediante la Ecuación 3.28 (p. 861).

$$HT = \int_0^{tf} \frac{4\pi \times r^2 \times U \times (T_\infty - T)}{\frac{4}{3} \times \pi \times r^3 \times \rho} \quad [3.28]$$

Donde:

HT: energía total aplicada por unidad de masa de la partícula del neumático (J/g NFU)

tf: tiempo total estudiado en la simulación (h)

En la Tabla 3.3, se especifican los parámetros del modelo usados para el caso de estrategia convencional de pirólisis de NFU llevado a cabo por Cheung et al. (2011).

Tabla 3.3. Parámetros del modelo empleado en el planteamiento del caso de estrategia convencional de pirólisis de NFU

Parámetro	Valor
Diferencial de tiempo, dt (s)	2,0
Radio de la partícula, R (cm)	2,5
Temperatura inicial del reactor, T_{∞} (°C)	30
Velocidad de calentamiento, β (°C/min)	10
Conductividad térmica del neumático, λ_{NFU} (W/m K)	0,38
Conductividad térmica del carbón, $\lambda_{carbón}$ (W/m K)	0,20
Coefficiente de convección, U (W/m ² K)	50
Diferencial de radio, dr (cm)	0,132
Temperatura inicial del neumático, T_o (°C)	30
Temperatura objetivo del reactor, T_{ob} (°C)	510
Densidad del neumático, ρ_{NFU} (kg/m ³)	1 100
Capacidad calorífica del neumático, C_{pNFU} (J/kg K)	1 230
Capacidad calorífica del carbón, $C_{pcarbón}$ (J/kg K)	1 800

Fuente: (Cheung et al., 2011, p. 860)

3.1.3.3. Especificaciones del horno rotatorio

En la Tabla 3.2, se presentó la información con respecto a las características del horno rotatorio utilizado en el desarrollo a escala piloto del proceso de pirólisis ejecutado por Li et al. (2004), con base en esos datos y en la carga de material definida se determinarán las dimensiones y parámetros de funcionamiento del horno a escala industrial, además, se definirán otros parámetros de diseño referentes a este equipo, los cuales se describen a continuación:

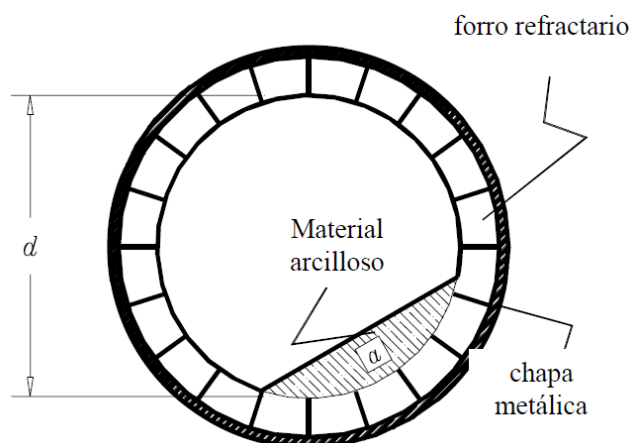
- *Pendiente*: es fundamental que este tipo de hornos cuente con una pendiente o inclinación, ya que de esta manera, el material en su interior se desplaza gracias al movimiento rotatorio y a la inclinación del mismo, los valores de esta pendiente varían entre 2 y 6 % (Cárdenas, 2014, p. 42). En la Tabla 3.4, se presentan los datos referentes al grado y porcentaje de inclinación establecidos para hornos rotatorios.

Tabla 3.4. Valores de la inclinación en grados y porcentaje para hornos rotatorios

Inclinación en grados	Inclinación en porcentaje (%)
1° 9'	2,01
1° 17'	2,24
1° 26'	2,50
1° 35'	2,76
1° 43'	3,00
1° 52'	3,26
2° 0'	3,49
2° 9'	3,75
2° 18'	4,02
3° 0'	5,24
3° 9'	5,50

Fuente: (Rodas, 2005, p. 12)

- Grado de llenado:** en el interior del horno el material no ocupa toda el área transversal disponible, solo abarca una determinada fracción de la misma para conseguir el intercambio de calor y su transporte. Para este fin, se introduce el término grado de llenado, definido como el porcentaje de área transversal ocupada por el material, los grados de llenado en hornos rotatorios varían entre 5 y 17 % (Cárdenas, 2014, p. 39). En la Figura 3.2, se expone un esquema del área posible que ocupa un material en el interior de un horno rotatorio.

**Figura 3.2.** Grado de llenado de un material en un horno rotatorio

Fuente: (Rodas, 2005, p. 11)

En la Tabla 3.5, se describen los valores del grado de llenado en función de la pendiente del horno.

Tabla 3.5. Grado de llenado del horno según su pendiente

Pendiente del horno (%)	Llenado del horno (%)
4,5	9
4,0	10
3,5	11
3,0	12
2,5	13

Fuente: (Rodas, 2005, p. 13)

- *Velocidad y tiempo de permanencia del material:* la velocidad del material en el interior del horno se calculará a partir de la Ecuación 3.29 (Rodas, 2005, p. 15).

$$V = \frac{100 \times Q}{60 \times A \times G_{ll}} \quad [3.29]$$

Donde:

V : velocidad de desplazamiento del material en el interior del horno (m/min)

Q : flujo de material (m³/h)

A : área de la sección transversal del horno rotatorio (m²)

G_{ll} : grado de llenado (%/100)

Con la finalidad de corroborar el tiempo de permanencia del material en el interior del horno rotatorio para llevar a cabo la pirólisis completa, se plantea la Ecuación 3.30 para su cálculo (Rodas, 2005, p. 15).

$$t = \frac{1,77 \times \sqrt{\theta} \times L \times F}{\sigma \times \phi \times n} \quad [3.30]$$

Donde:

- t : tiempo de residencia (min)
- θ : talud natural del material ($^{\circ}$)
- L : longitud del horno (m)
- F : factor de estrangulación; si en el interior del horno existen elevadores u obstrucciones $F=2$ caso contrario, $F=1$
- σ : pendiente del horno ($^{\circ}$)
- \emptyset : diámetro del horno (m)
- n : velocidad de rotación del horno (rpm)

- *Cuerpo*: el horno rotatorio consiste en un cilindro formado por una capa externa de acero, gira alrededor de su eje central y está levemente inclinado sobre el plano horizontal. En el interior del horno el material atraviesa un calentamiento por medio de gases provenientes de la combustión de un combustible en un quemador. Con la finalidad de proteger el casco metálico del horno rotatorio, es imprescindible que en su capa interna exista un revestimiento especial, de esta manera, se favorece el ahorro energético del proceso y se protege la lámina de acero ya que esta puede presentar considerables deformaciones debido a las altas temperaturas a las cuales se expone, este revestimiento interno usualmente lo constituyen materiales refractarios y aislantes (Rodas, 2005, p. 37).

La capa externa o carcasa metálica del horno rotatorio lo constituye una plancha metálica, hornos modernos de este tipo se construyen a través de la unión de virolas de acero al 1 % en carbono, su espesor varía de acuerdo con la temperatura de operación del equipo (Ramayo, 2008, p. 63). Para el revestimiento interno del horno se puede emplear concreto o ladrillo refractario, para la selección de este tipo de revestimientos se considerarán los siguientes parámetros: resistencia mecánica, capacidad de resistencia química, equilibrio ante los cambios de temperatura, dilatación por el calor, conductividad térmica y espesor de refractario (Ramayo, 2008, p. 66). Los espesores de ladrillos refractarios recomendados en función del diámetro interno del horno se presentan en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6. Espesores de ladrillos refractarios recomendados según el diámetro interno del horno rotatorio

Diámetro horno rotatorio (m)	Espesor de ladrillo refractario (mm)
Menor a 3,60	180
3,60 a 4,20	200
4,20 a 5,20	230
Mayor a 5,20	250

Fuente: (Ramayo, 2008, p. 69)

3.1.4. CONDENSACIÓN Y ENFRIAMIENTO

Previo a establecer los criterios pertinentes para el diseño de esta etapa, es importante conocer el concepto de condensación definido como el proceso en el cual las moléculas de vapor pasan a su estado líquido, este cambio de fase se ejecuta a temperatura constante. La condensación se considera como una forma de transferencia de calor por convección puesto que se relaciona con el movimiento del fluido, se diferencia de otras formas de convección por el hecho de estar en función del calor latente de vaporización del fluido, de la tensión superficial en la interfase líquido vapor y de las propiedades de dicho fluido en cada fase (Cengel, 2007, p. 561).

Este fenómeno se produce una vez que la temperatura del vapor disminuye por debajo de su temperatura de saturación, existen dos formas diferentes de condensación: por gotas y en película. En la condensación en película el fluido crea una película de líquido sobre la superficie la cual se desliza hacia abajo por la influencia de la aceleración de la gravedad, esta es la manera en que generalmente ocurre la condensación; mientras que, en la condensación por gotas, el vapor condensado forma gotitas sobre la superficie en lugar de una película continua, sin embargo, este tipo de condensación no es de larga duración; en la práctica, se sugiere ser conservador y suponer una condensación en película para el diseño del equipo de transferencia de calor, por esta razón,

para el presente estudio se considerará una condensación en película (Cengel, 2007, p. 578).

La condensación en película puede llevarse a cabo en placas verticales, esferas, tubos verticales, tubos horizontales e incluso en un banco de tubos horizontales, en estos últimos, la condensación puede efectuarse en película en el interior de los tubos. En la Figura 3.3, se presenta el esquema de un flujo de condensado en el interior de un tubo horizontal a velocidades grandes de vapor (Cengel, 2007, p. 585).

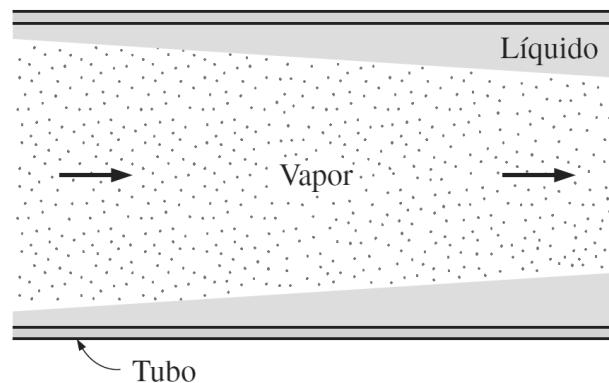


Figura 3.3. Flujo de condensado en el interior de un tubo horizontal

Fuente: (Cengel, 2007, p. 591)

La corriente de gases que ingresará al proceso de condensación y enfriamiento, consiste en una mezcla de gases condensables y no condensables, estos últimos, tienen un efecto perjudicial en la transferencia de calor durante la condensación ya que reducen su coeficiente de transferencia a más de la mitad porque las moléculas de gas no condensable actúan a manera de una barrera entre el vapor y la superficie; es decir, el vapor debe primero difundirse a través del gas no condensable antes de llegar a la superficie, este efecto disminuye la efectividad del proceso de condensación. Este fenómeno depende en gran medida de la naturaleza del flujo de vapor y de su velocidad, una alta velocidad de flujo remueve el gas no condensable estancado en la superficie y mejora la transferencia de calor (Cengel, 2007, p. 591).

En la Figura 3.4, se presenta el esquema de una condensación en presencia de un gas no condensable.

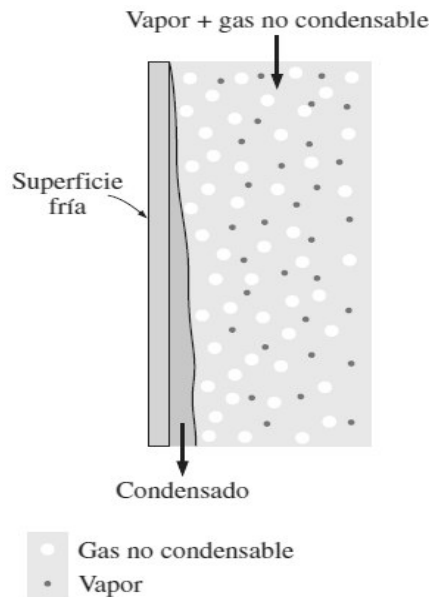


Figura 3.4. Condensación en presencia de un gas no condensable

Fuente: (Cengel, 2007, p. 591)

Los intercambiadores de calor son equipos que permiten el intercambio de energía entre dos fluidos que están a temperaturas diferentes sin que estos se mezclen; existen diferentes tipos de intercambiadores que dependen de su aplicación, entre ellos, el intercambiador de calor tipo tubos y coraza es el más común en las aplicaciones industriales y por lo tanto será el empleado para efectuar el proceso de condensación y enfriamiento de los gases que salen del reactor pirolítico. Este tipo de equipo consta de un determinado número de tubos, la transferencia de calor se lleva a cabo a medida que uno de los fluidos se desplaza por el interior de los tubos mientras que el otro se traslada por fuera de estos, en la coraza; estos equipos están provistos de algunos accesorios cuya finalidad es mejorar el movimiento de los fluidos y por ende la transferencia de calor (Cengel, 2007, p. 611).

En la Figura 3.5, se presenta el esquema de un intercambiador de calor de tubos y coraza.

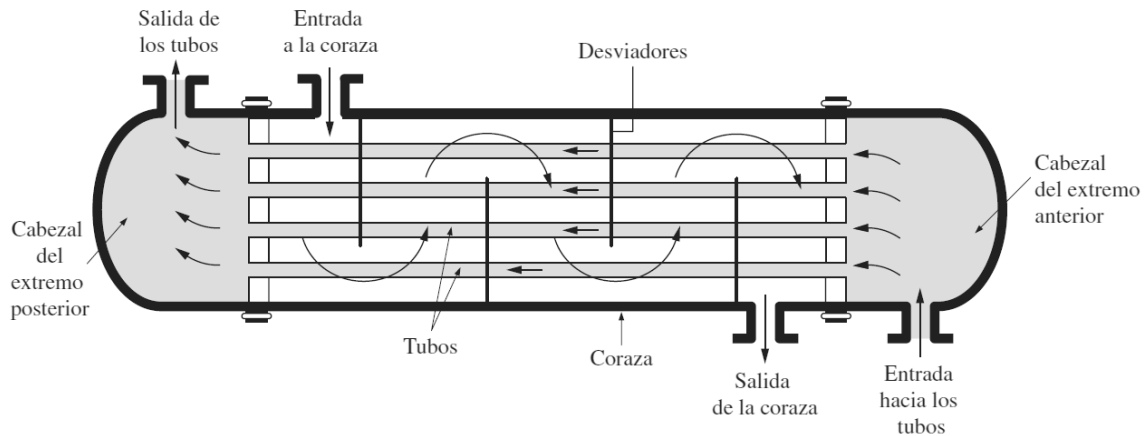


Figura 3.5. Intercambiador de calor de tubos y coraza 1:1 (1 paso por la coraza y 1 paso por los tubos)

Fuente: (Cengel, 2007, p. 612)

3.1.4.1. Flujo calórico total transferido en el intercambiador de calor

Para el diseño del equipo se utilizará uno de los métodos conceptuales empleado en el diseño de intercambiadores de calor denominado LMTD (*Logarithmic Mean Temperature Difference*), este método describe el diseño de un intercambiador de calor en el que ingresan dos flujos de los cuales se conocen sus temperaturas de entrada y salida del equipo. La cantidad de calor que transfiere el equipo está en función de su configuración, del coeficiente de transferencia global de calor y de las temperaturas de entrada y salida de las corrientes. El método LMTD relaciona el área de transferencia, el calor total transferido y las temperaturas de entrada y salida bajo las siguientes premisas (Carrero, 2008, p. 15):

- El intercambiador de calor opera en estado estacionario
- En todo el intercambiador el coeficiente de transferencia global de calor (U) es constante
- Las pérdidas de calor hacia el exterior se consideran despreciables
- Las temperaturas de entrada y salida de las corrientes del intercambiador son conocidas
- Las propiedades de los fluidos involucrados se determinan a temperatura promedio

La deducción de este método permite calcular el flujo de calor que se transfiere de una corriente a otra a través de la Ecuación 3.31.

$$Q_T = U \times A_T \times F_T \times LMTD \quad [3.31]$$

Donde:

Q_T : flujo calórico total transferido en el intercambiador de calor (kJ/h)

U : coeficiente de transferencia global de calor (kJ/ m²h°C)

A_T : área de transferencia de calor (m²)

F_T : factor de corrección que depende del tipo de intercambiador (1:2, 2:4, etc.)

$LMTD$: diferencia media logarítmica (°C)

Para el caso de estudio planteado dada la complejidad de la composición de los gases condensables no se puede establecer una temperatura de condensación o saturación del vapor, razón por la cual se asumirá que su condensación y enfriamiento se llevará a cabo en dos etapas: condensación del vapor y enfriamiento desde su temperatura de entrada hasta la temperatura final, además, se considerará un caso generalizado de condensación de una sustancia pura. Por otra parte, los gases no condensables también se enfriarán, por lo tanto, se considerará dicho requerimiento de energía para determinar el flujo calórico total transferido en el intercambiador y para este fin, se plantea la Ecuación 3.32.

$$Q_T = Q_{CgC} + Q_{EgC} + Q_{EgNC} \quad [3.32]$$

Donde:

Q_{CgC} : flujo calórico de condensación de los gases condensables (kJ/h)

Q_{EgC} : flujo calórico de enfriamiento de los gases condensables (kJ/h)

Q_{EgNC} : flujo calórico de enfriamiento de los gases no condensables (kJ/h)

Se describen las ecuaciones para el cálculo de cada uno de los flujos involucrados en la deducción del flujo calórico total transferido en el intercambiador de calor.

Flujo calórico de condensación de los gases condensables expresado a través de la Ecuación 3.33:

$$Q_{CGC} = \dot{m}_C \times \varrho \quad [3.33]$$

Donde:

\dot{m}_C : flujo másico de condensado (kg/h)

ϱ : entalpía de vaporización (kJ/kg)

Flujo calórico de enfriamiento de los gases condensables expresado a través de la Ecuación 3.34:

$$Q_{EGC} = \dot{m}_C \times C_{p_l} \times (T_{ec} - T_{sc}) \quad [3.34]$$

Donde:

C_{p_l} : capacidad calórica del condensado (kJ/kg °C)

T_{ec} : temperatura de entrada del condensado (°C)

T_{sc} : temperatura de salida del condensado (°C)

Flujo calórico de enfriamiento de los gases no condensables expresado a través de la Ecuación 3.35:

$$Q_{EGNC} = \dot{m}_{NC} \times C_{p_g} \times (T_{eg} - T_{sg}) \quad [3.35]$$

Donde:

- m_{NC} : flujo másico de gas no condensable (kg/h)
 Cp_g : capacidad calórica del gas no condensable (kJ/kg °C)
 T_{eg} : temperatura de entrada del gas no condensable (°C)
 T_{sg} : temperatura de salida del gas no condensable (°C)

El flujo másico de condensado y de gas no condensable se determinará a partir de la masa de los gases condensables y no condensables obtenidos en el reactor pirolítico junto con su tiempo de generación y salida; por otra parte, la temperatura de entrada de los gases (temperatura de entrada del condensado y gas no condensable) al intercambiador de calor se asume igual a la temperatura a la que abandonan el reactor, es decir, 500 °C; mientras que, la temperatura de salida de los gases (temperatura de salida del condensado y gas no condensable) se establece en 15 °C con la finalidad de obtener la fracción líquida y mantener su temperatura por debajo del punto de inflamación establecido en 17 °C (Li et al., 2004, p. 5137).

El valor de entalpía de vaporización de la fracción condensable y la capacidad calórica del gas no condensable corresponderán a los obtenidos en el estudio realizado por Chivatá y Duarte (2018), quienes a través de una simulación del proceso en el software Aspen HYSYS 8.8 determinaron las propiedades físicas y químicas de la corriente de gases y de sus fracciones condensables y no condensables en un intercambiador de calor bajo una presión de operación de 76,4 kPa y una temperatura de entrada y salida del fluido caliente de 450 y 35 °C respectivamente. Estos datos se presentan en la Tabla 3.7.

Tabla 3.7. Entalpía de vaporización de la fracción condensable y capacidad calórica del gas no condensable

Parámetro	Valor
Entalpía de vaporización, ρ (kJ/kg)	1 253,50
Capacidad calórica del gas, Cp_g (kJ/kg °C)	1,554

Fuente: (Chivatá y Duarte, 2018, p. 172)

La capacidad calórica del condensado se determinará a través del diagrama presentado en la Figura 3.6.

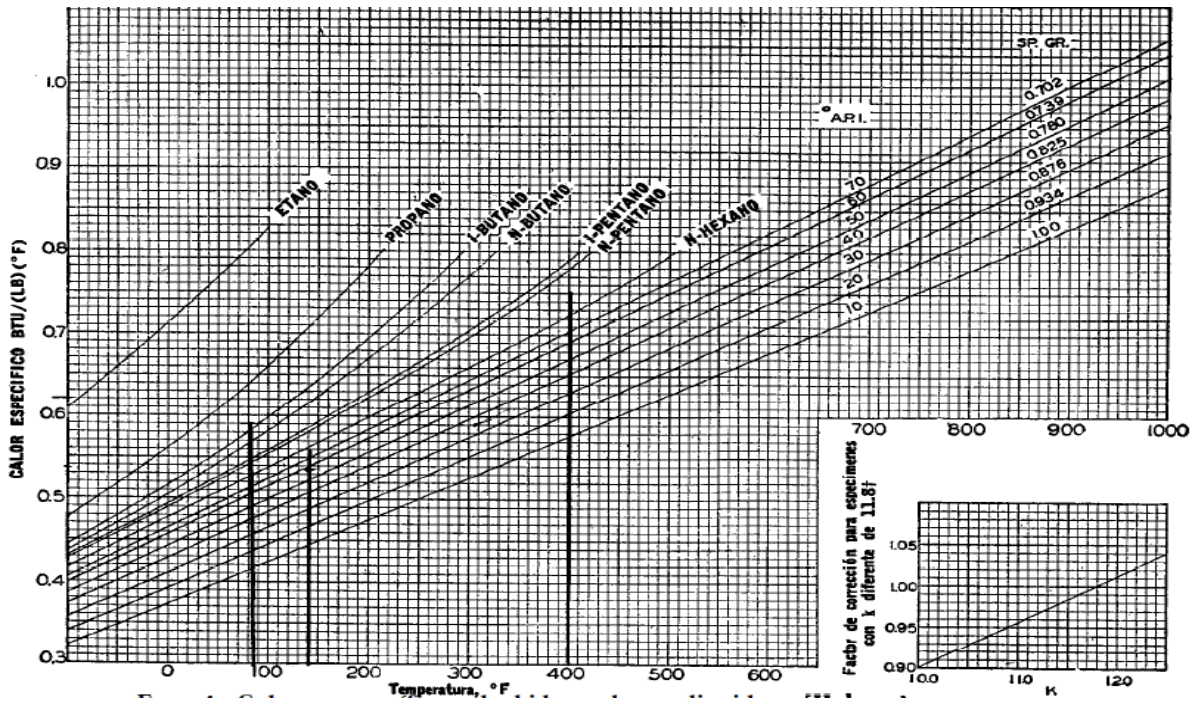


Figura 3.6. Calor específico de varios hidrocarburos líquidos

Fuente: (Kern, 1999, p. 911)

Una vez que se haya determinado el flujo calórico total necesario para el proceso de condensación y enfriamiento de los gases se calculará el flujo másico de agua requerido para llevar a cabo la transferencia de calor, esto se realizará a través de la Ecuación 3.36.

$$\dot{m}_{H_2O} = \frac{Q_T}{C_{p_{H_2O}} \times (t_s - t_e)} \quad [3.36]$$

Donde:

\dot{m}_{H_2O} : flujo másico de agua (kg/h)

$C_{p_{H_2O}}$: capacidad calórica del agua (kJ/kg °C)

t_e : temperatura de entrada del agua (°C)

t_s : temperatura de salida del agua (°C)

La temperatura de entrada del agua se establece en 14 °C que corresponde a la temperatura promedio del agua en la ciudad de Quito, mientras que, su

temperatura de salida será de 90 °C para evitar que el fluido se evapore (EPMAPS, 2020). Por otra parte, la capacidad calórica del agua a temperatura promedio es de 4,176 kJ/kg °C (Perry, 2001, p. 2-181).

3.1.4.2. Especificaciones del intercambiador de calor

- *Tipo de intercambiador:* para establecerlo es necesario determinar el número de pasos por los tubos y la coraza, para ello, se definirá un factor de corrección (F_T) conocido como la medida de la resistencia térmica generada por la incrustación que se produce dada la acumulación de depósitos sobre las superficies del intercambiador; este factor está en función de las temperaturas de las corrientes involucradas y su valor para un diseño conservador del equipo debe ser mayor a 0,8 (Cengel, 2007, p. 615).

En la Figura 3.7, se presenta el diagrama a partir de la cual se determinará el valor de este factor.

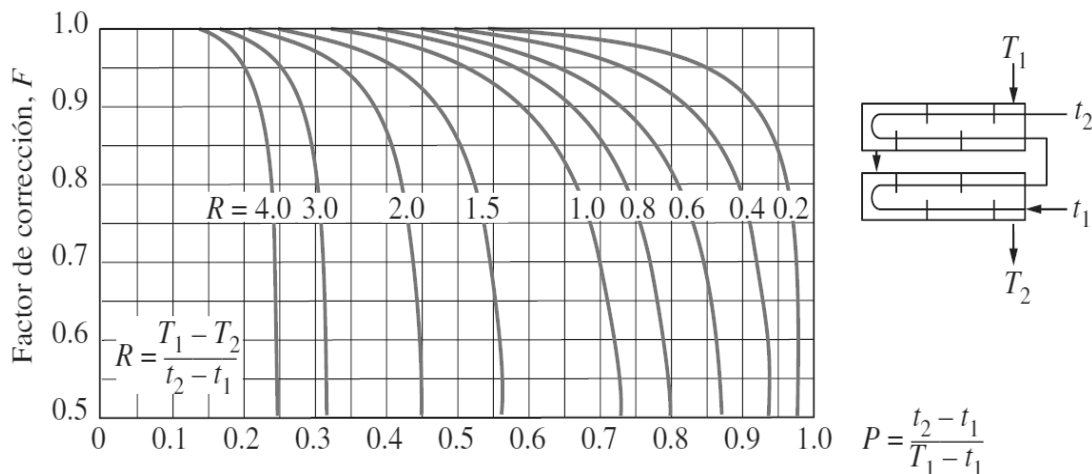


Figura 3.7. Factor de corrección 2 pasos por la coraza y 4, 8, etc. (cualquier múltiplo de 4) pasos por los tubos
Fuente: (Cengel, 2007, p. 626)

- *Número de tubos:* el banco de tubos puede tener las siguientes disposiciones de arreglos: en cuadro, triangular, en cuadro rotado y triangular con espacios

para limpieza (Kern, 1999, p. 946). Para determinar el número de tubos, se empleará la Ecuación 3.37.

$$n_t = \frac{A_{fg} \times n_{pt}}{A_{ft}} \quad [3.37]$$

Donde:

n_t : número de tubos del intercambiador de calor

n_{pt} : número de pasos por los tubos

A_{fgp} : área del flujo de gas (m^2)

A_{ft} : área del flujo de cada tubo (m^2)

El área del flujo de gases se definirá a partir de la Ecuación 3.38:

$$A_{fgp} = \frac{\dot{m}_g}{V_g \times \rho_g} \quad [3.38]$$

Donde:

\dot{m}_g : flujo másico de gases (kg/h)

V_g : velocidad de los gases (m/h)

ρ_g : densidad de los gases (kg/m^3)

La densidad de los gases es de $2,247 \text{ kg/m}^3$ obtenida en el proceso de simulación realizado por Chivatá y Duarte (2018). El área del flujo de cada tubo dependerá del diámetro del tubo seleccionado, en los intercambiadores de calor de tubos y coraza, se suele emplear una especificación propia para los tubos denominada BWG, bajo esta especificación el diámetro externo es igual al diámetro nominal (Carrero, 2007, p. 29).

En la Tabla 3.8, se presentan los datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor bajo esta especificación.

Tabla 3.8. Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor

Tubo d_e (in)	BWG	Espesor de la pared	d_i (in)	Área de flujo por tubo (in^2)
$\frac{1}{2}$	12	0,109	0,282	0,0625
	14	0,083	0,334	0,0876
	16	0,065	0,370	0,1075
	18	0,049	0,402	0,127
$\frac{3}{4}$	10	0,134	0,482	0,182
	11	0,200	0,510	0,204
	12	0,109	0,532	0,222
	13	0,095	0,560	0,246
	14	0,083	0,584	0,268
	15	0,072	0,606	0,288
	16	0,065	0,620	0,302
1	8	0,165	0,670	0,353
	9	0,148	0,704	0,389
	10	0,134	0,732	0,421
	11	0,120	0,760	0,454
	12	0,109	0,782	0,480
	13	0,095	0,810	0,515
	14	0,083	0,834	0,546
	15	0,072	0,856	0,575
	16	0,065	0,870	0,594
$1\frac{1}{4}$	8	0,165	0,920	0,665
	9	0,148	0,954	0,715
	10	0,134	0,982	0,757
	11	0,120	1,010	0,801
	12	0,109	1,030	0,833
	13	0,095	1,060	0,882
	14	0,083	1,080	0,916
	15	0,072	1,110	0,968
$1\frac{1}{2}$	8	0,165	1,170	1,075
	9	0,148	1,200	1,13
	10	0,134	1,230	1,19
	11	0,120	1,60	1,25
	12	0,109	1,280	1,29
	13	0,095	1,310	1,35

Fuente: (Kern, 1999, p. 948)

- *Deflectores*: son elementos del intercambiador de calor cuya función es mejorar la circulación del fluido por el lado de la coraza, pueden ser del tipo: disco o corona, segmentados o de orificio. La distancia centro a centro entre deflectores se denomina espaciado de deflectores (B) y su valor puede determinarse en función del diámetro de la coraza como se señala en la Ecuación 3.39 (Kern, 1999, p. 162).

$$\frac{1}{5}D_i < B < D_i \quad [3.39]$$

Donde:

D_i : diámetro interno de la coraza (in)

B : espaciamiento entre deflectores (in)

- *Espaciamiento entre tubos*: el paso (P_T) no es más que la distancia entre centro y centro de los tubos, su valor puede determinarse en función del diámetro del tubo seleccionado por medio de la Ecuación 3.40.

$$1,25d_e < P_T < 1,33d_e \quad [3.40]$$

Donde:

d_e : diámetro externo del tubo (in)

P_T : espaciamiento entre tubos (in)

- *Área de flujo por la coraza*: se calculará a partir de la Ecuación 3.41.

$$A_c = \frac{D_i \times B \times (P_T - d_e)}{n_{pc} \times P_T} \quad [3.41]$$

Donde:

A_c : área de flujo por la coraza (in²)
 n_{pc} : número de pasos por la coraza

Tanto el flujo de gases y de agua están relacionados con la velocidad con la que los fluidos atraviesan por los tubos y la coraza; por lo tanto, para el diseño del intercambiador será necesario considerar los rangos permisibles de velocidad de ambos fluidos, en la Tabla 3.9 se detallan dichos valores.

Tabla 3.9. Rangos permisibles de velocidad para diversos fluidos que circulan en un intercambiador calor de tubos y coraza

Fluido	Velocidad por los tubos (ft/s)		Velocidad por la coraza (ft/s)	
	MIN	MAX	MIN	MAX
Agua	3	6	2	4
Gases (densidad menor a la del aire)	50	150	30	60
Gases (densidad mayor a la del aire)	20	80	20	40

Fuente: (Kern, 1999, p. 950)

- *Coefficiente de transferencia global de calor:* de acuerdo con Kern (1999), se han determinado valores aproximados de los coeficientes de transferencia globales de calor para enfriadores, estos valores incorporan un factor de obstrucción de 0,003 y una caída de presión de 5-10 psi, en la Tabla 3.10, se presenta dicha información que se tomará en cuenta para corroborar el diseño del intercambiador de calor de tubos y coraza (p. 945).

Tabla 3.10. Coeficiente de transferencia global de calor (U) para enfriadores

Fluido caliente	Fluido frío	U (BTU/h ft ² °F)	
		MIN	MAX
Agua/solución acuosa	Agua	250	500 ^a
Metanol	Agua	250	500 ^a
Soluciones acuosas	Agua	250	500 ^a
Gases	Agua	2	50
Agua	Salmuera	100	200

a: factor de obstrucción 0,001

Fuente: (Kern, 1999, p. 945)

El área de transferencia de calor (A_T) se definirá por medio de la Ecuación 3.42.

$$A_T = \pi \times d_e \times L \times n_t \quad [3.42]$$

Donde:

L : longitud de los tubos (m)

Por otra parte, dado que una disposición en contracorriente de los fluidos proporciona una mayor transferencia de calor, el LMTD se determinará por medio de la Ecuación 3.43 (Carrero, 2008, p. 17):

$$LMTD = \frac{(T_e - t_s) - (T_s - t_e)}{\ln\left(\frac{T_e - t_s}{T_s - t_e}\right)} \quad [3.43]$$

- *Material del equipo:* con base en las normativas de construcción, los intercambiadores de calor se fabrican con aceros al carbono y aceros inoxidables; no obstante, también se trabaja con otros materiales especiales, galvanizados y revestimientos (FUNKE, 2020).

3.1.5. SEPARACIÓN LÍQUIDO-GAS

3.1.5.1. Tipo de separador y elementos internos

Los separadores bifásicos pueden ser de tipo vertical, horizontal u esférico, entre las ventajas que destacan dentro de los separadores de tipo horizontal están: mayor control de turbulencia, mayor área de superficie líquida, mejor manejo de espuma y fácil mantenimiento; la mayoría de separadores bifásicos en campo se diseñan con un nivel de líquido del 50 % sin embargo, en ocasiones no es posible operar bajo esta condición, por esta razón y con la finalidad de plantear nuevas alternativas de diseño se plantea llevar a cabo el proceso de separación líquido-gas en un separador bifásico horizontal, cuya metodología de diseño será

bajo la norma API 12J “*Specification for oil and gas separators*” para un nivel de líquido diferente del 50 % de su capacidad (API 12J, 2008; Hernández, 2016, p. 68; Requena y Rodríguez, 2006, p. 56).

Un separador bifásico horizontal cuenta en su interior con una variedad de elementos cuyo objetivo es incrementar la coalescencia de las gotas, estos elementos son:

- *Desviadores de entrada:* proporcionan una dirección de flujo a la corriente de entrada al equipo, estos pueden ser de tipo: placas desviadoras, desviador tangencial o centrífugo; en la Figura 3.8 se presentan cada una de ellos.



Figura 3.8. Tipos de desviadores de entrada

Fuente: (Hernández, 2016, p. 37)

- *Placas antiespumantes:* una vez que las burbujas de gas son liberadas del líquido puede darse la formación de espuma la cual disminuye el desempeño del separador, por esta razón, es útil el paso de esta espuma por una serie de placas paralelas inclinadas o tubos.
- *Vortex breaker:* al abrirse la válvula de descarga del líquido puede darse la formación de vórtices o remolinos, este fenómeno puede succionar el gas hacia la salida del líquido; es decir, llevarse a cabo una re entrada del gas en el líquido, por esta razón, es necesario el uso de un *vortex breaker* que impida este suceso.

En la Figura 3.9, se presenta un esquema de la ubicación de este dispositivo en el separador.

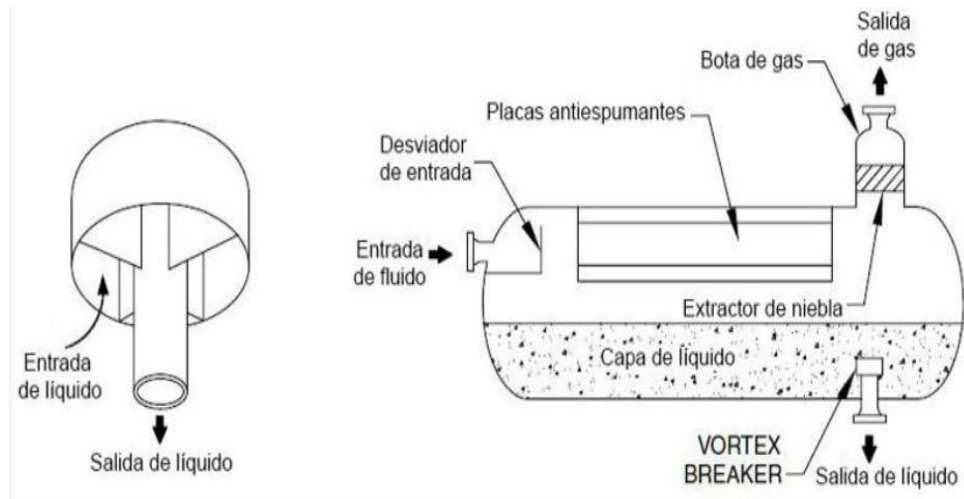


Figura 3.9. Ubicación de un *vortex breaker* en un separador bifásico horizontal

Fuente: (Hernández, 2016, p. 39)

- **Extractores de niebla:** su finalidad es remover las gotas de líquido y partículas sólidas de la corriente de gas, los extractores pueden ser de diferentes tipos:
 - **Deflectores:** constan de una serie de placas anguladas espaciadas que imponen un suficiente cambio de dirección para que las gotas de líquido se impacten, unan y finalmente drenen
 - **Mallas de alambre:** es el tipo de extractor de niebla más común en los procesos de producción, lo conforman bucles de alambre entrelazados que usualmente se colocan sobre un marco de metal
 - **Micro fibras:** son fibras densamente empaçadas con diámetros muy pequeños inferiores a 0,02 mm por lo general; sin embargo, para que sean eficientes la velocidad de la corriente de gas debe ser muy baja

En la Figura 3.10, se presenta el esquema de un separador bifásico horizontal en el cual se observan sus elementos internos y dimensiones.

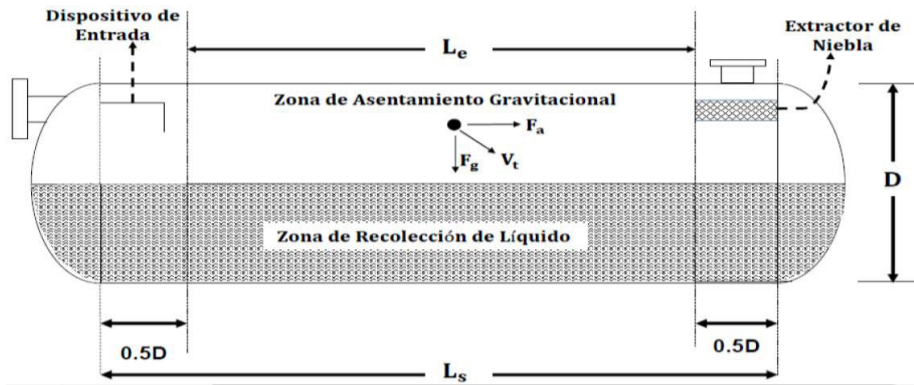


Figura 3.10. Elementos internos y dimensiones de un separador bifásico horizontal
Fuente: (Rangel y Rossi, 2016, p. 52)

3.1.5.2. Especificaciones del separador bifásico horizontal

Como se observó en la Figura 3.10, las principales dimensiones del separador horizontal lo constituyen la longitud efectiva (L_e), la longitud costura a costura (L_s) y su diámetro (D), para determinar estos parámetros se empleará la metodología API 12J la cual considera la capacidad de gas y líquido para el diseño y selección del equipo, los parámetros involucrados en esta metodología se describen a continuación:

- *Velocidad de asentamiento de la gota de líquido:* esta velocidad se determinará a partir de la Ecuación 3.44.

$$V_t = 0,0119 \times \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_{gNC}}{\rho_{gNC}} \right) \times \frac{d_m}{C_D} \right]^{\frac{1}{2}} \quad [3.44]$$

Dónde:

- V_t : velocidad de asentamiento final (ft/s)
 ρ_l : densidad del líquido (lb/ft³)
 ρ_{gNC} : densidad del gas (lb/ft³)
 d_m : tamaño de la gota (μ m)
 C_D : coeficiente de arrastre

Los valores de densidad del líquido y gas corresponderán a los obtenidos en los estudios realizados por Li et al. (2004) y Chivatá y Duarte (2011) respectivamente, este último realizó una simulación de separación líquido-gas en un separador bifásico a través del software Aspen HYSYS 8.8 bajo una presión de 76,4 kPa y una temperatura de 24 °C, estos valores se presentan en la Tabla 3.11.

Tabla 3.11. Densidad del líquido y gas en el separador bifásico horizontal

Parámetro	Valor
Densidad del líquido, ρ_l (kg/m ³)	962
Densidad del gas, ρ_{gNC} (kg/m ³)	1,127

Fuente: (Chivatá y Duarte, 2018, p. 172; Li et al., 2004, p. 5137)

Para este apartado será necesario conocer la viscosidad del gas a separarse, para ello, se utilizará el nomograma que se presenta en la Figura 3.11.

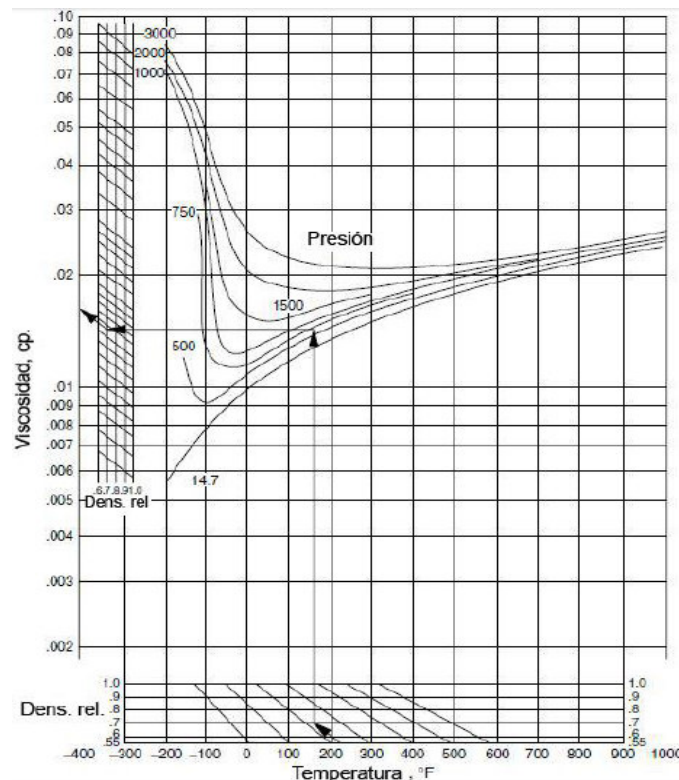


Figura 3.11. Viscosidad de gases hidrocarburos

Fuente: (Hernández, 2016, p. 66)

- *Restricción por capacidad de gas:* la restricción por capacidad de gas se definirá por medio de la Ecuación 3.45.

$$d \times L_e = 420 \left(\frac{1 - \beta}{1 - \alpha} \right) \left(\frac{T \times z \times q_g}{P} \right) \left[\left(\frac{\rho_{gNC}}{\rho_l - \rho_{gNC}} \right) \times \frac{C_D}{d_m} \right]^{\frac{1}{2}} \quad [3.45]$$

Donde:

$d \times L_e$: restricción por capacidad de gas

β : relación de la altura del líquido a la altura total del equipo

α : relación del área de líquido al área total del separador

T : temperatura de operación (°F)

z : factor de compresibilidad

q_g : flujo volumétrico de gas (MM ft³/día)

P : presión de operación (lb/in²)

El valor de β se establece en 0,7 ya que se diseñará un separador horizontal para un nivel de líquido diferente del 50 % de su capacidad; a partir de β se determinará el valor de α por medio del diagrama presentado en la Figura 3.12 (Li et al., 2004, p. 5136).

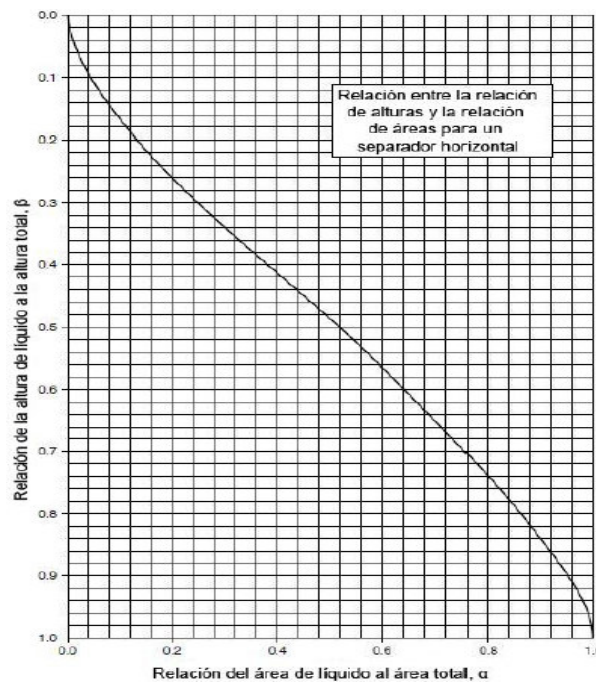


Figura 3.12. Relación de alturas (β) vs Relación de áreas (α) para un separador bifásico horizontal

Fuente: (Hernández, 2016, p. 69)

- *Restricción por capacidad de líquido:* esta restricción se calculará por medio de la Ecuación 3.46.

$$d^2 \times L_e = \frac{t_r \times q_l}{1,4 \times \alpha} \quad [3.46]$$

Donde:

$d^2 \times L_e$: restricción por capacidad de líquido
 t_r : tiempo de retención del líquido (min)
 q_l : flujo volumétrico del líquido (bbl/día)

De acuerdo con la norma API 12J los tiempos de retención del líquido están en función de su gravedad API, en la Tabla 3.12, se especifican los valores de estos tiempos de retención.

Tabla 3.12. Tiempo de retención del líquido según su °API

Gravedad API	Tiempo (min)
>35 API	1
20<API <30	1-2
10<API <20	2-4

Fuente: (API 12J, 2008)

- *Longitud efectiva:* esta longitud se calculará tanto para la restricción por capacidad de gas como para la del líquido por medio de la Ecuación 3.47.

$$L_e = \frac{d \times L_e}{D_s} = \frac{d^2 \times L_e}{D_s^2} \quad [3.47]$$

Donde:

L_e : longitud efectiva (ft)
 D_s : diámetro comercial del separador (in)

- *Longitud costura a costura*: se calculará con base en la longitud efectiva de la capacidad que gobierne mediante la Ecuación 3.48.

$$L_s = L_e + \frac{D_s}{12} \quad [3.48]$$

Donde:

L_s : longitud costura a costura (ft)

- *Relación de esbeltez*: se calculará a partir de la Ecuación 3.49.

$$R_{eb} = 12 \times \frac{L_s}{D_s} \quad [3.49]$$

Donde:

R_{eb} : relación de esbeltez

- *Diámetro de las boquillas*: el separador contará con 3 boquillas destinadas para la entrada de la mezcla, salida del gas y salida del líquido. El diámetro de las boquillas se determinará a partir de la Ecuación 3.50 (Rangel y Rossi, 2016, p. 54).

$$d_b = \sqrt{\frac{4 \times q}{\pi \times V_e}} \quad [3.50]$$

Donde:

d_b : diámetro de la boquilla (ft)

q : flujo volumétrico del fluido (ft³/s)

V_e : velocidad erosional del fluido (ft/s)

A su vez, la velocidad erosional se calculará a partir de la Ecuación 3.51:

$$V_e = \frac{A}{\sqrt{\rho}} \quad [3.51]$$

Donde:

A : factor de diseño de las boquillas

ρ : densidad del fluido (lb/ ft³)

En la Tabla 3.13, se presentan los valores del factor de diseño de las boquillas para los diferentes tipos de desviadores de entrada.

Tabla 3.13. Factor A para los distintos desviadores de entrada

Tipo de dispositivo	Factor A
Sin dispositivo	26
Plato dispersor	29
Media tubería	32
Tipo aspas	61
Ciclónico	62

Fuente: (Hernández, 2016, p. 48)

La densidad de la mezcla es de 6,409 kg/m³ de acuerdo con los resultados de la simulación en Aspen HYSYS 8.8 realizada por Chivatá y Duarte (2006). Para la boquilla de salida del gas el factor A se mantendrá en 60, mientras que, para la boquilla de salida del líquido la velocidad se deberá encontrar en un rango entre 3 y 4 ft/s (0,91 y 1,22 m/s) pero su diámetro debe ser de mínimo 2 in (0,05 m) (Rangel y Rossi, 2016, p. 55).

- *Material del separador:* los separadores fabricados bajo la especificación API 12J deben cumplir con los requerimientos de materiales establecidos por el código ASME (Sección II), la selección del material está en función de la presión, temperatura y tipo de fluido manejado. De acuerdo con la ASME, los materiales más utilizados son los de acero al carbón o acero inoxidable, dentro

de este grupo, los más comunes son: SA-516-70, SA-240-316, SA-515-70, SA-283-C, SA-240-304 (Herrera, 2017, p. 41)

3.1.6. ALMACENAMIENTO DE COMBUTIBLE

3.1.6.1. Tipo de tanque y sus elementos

La fracción líquida proveniente del separador bifásico horizontal corresponde al combustible líquido de propiedades energéticas semejantes al diésel industrial, previo a su distribución y/o comercialización este deberá almacenarse; para este fin, se utilizará un tanque de almacenamiento definido como un depósito diseñado para almacenar, contener o procesar fluidos usualmente a presión atmosférica o presiones internas bajas. Los tanques de almacenamiento pueden ser de tipo cilíndricos horizontales o cilíndricos verticales de fondo plano, los tanques horizontales se emplean usualmente para almacenar volúmenes pequeños, mientras que, los tanques verticales se utilizan para contener grandes cantidades volumétricas con un costo bajo (Walas, 1990, p. 619).

El diseño del tanque estará basado en la norma API 650 “*Welded Tanks for Oil Storage*” establecida para tanques de almacenamiento cuya temperatura de operación no exceda los 93,3 °C y soporten una presión de operación atmosférica o presiones internas que no superen el peso del techo por unidad de área (API 650, 2016). En la Tabla 3.14, se presentan los requisitos para tanques de fondo plano establecidos por la norma API 650.

Tabla 3.14. Requisitos para tanques de fondo plano según la norma API 650

Parámetro	Valor
Presión interna máxima	Atmosférica
Temperatura máxima (°C)	93,3
Espesor máximo del cuerpo (mm)	444,0
Espesor mínimo del cuerpo (mm)	
$D_T < 15,2$ m	4,76

Tabla 3.14. Requisitos para tanques de fondo plano según la norma API 650
(continuación...)

Parámetro	Valor
15,2 m <math>D_T < 36,5 \text{ m}</math>	6,35
36,5 m <math>D_T < 60,9 \text{ m}</math>	7,93
<math>d_t >="" 60,9="" \text{="" math><="" m}<="" td=""> <td>9,52</td> </math>d_t>	9,52
Espesor máximo del techo (mm)	6,35 + CP*
Espesor mínimo del techo (mm)	4,76

*CP: corrosión permisible (mm)

Fuente: (API 650, 2016)

- *Tipos de techo:* de acuerdo con la norma API 650, los tanques según el tipo de techo se clasifican en:
 - Tanques de techo fijo: se utilizan para almacenar productos no volátiles o cuyo contenido de ligeros es bajo, por ejemplo: asfalto, diésel, petróleo crudo, agua, etc.
 - Tanques de techo flotante: se usan para contener productos con alto contenido de volátiles como el alcohol y la gasolina. La mayoría de diseños establecidos para este tipo de tanques están patentados
 - Tanques sin techo: se destinan para el almacenamiento de productos en los cuales no es relevante que se contaminen o evaporen a la atmósfera, por ejemplo: agua residual, contra incendios, cruda etc.

- *Materiales de construcción del tanque:* el material del tanque se seleccionará del listado de aceros establecidos por la ASTM (*American Society for Testing and Materials*) con base en su aplicación y características, entre los materiales planteados se encuentran: acero estructural (Grado A, B, C, EH36), placas de acero al carbón con medio y bajo esfuerzo a la tensión (Grado C) y placas de acero al carbón para temperaturas de servicio moderado (Grado 60, 65 y 70).

- *Manhole:* el tanque deberá tener mínimo un manhole ya sea en el techo o en el cuerpo del tanque con el objetivo de permitir los procesos de limpieza, revisión o reparación al interior del mismo.

- *Venteos*: la finalidad del diseño de venteos en el tanque de almacenamiento es evitar la generación de presión interna al ser vaciado o llenado. De ser posible este debe estar localizado en la parte más alta del tanque.
- *Drenaje y sumideros*: el tanque deberá contar con al menos una boquilla para el drenado de lodos dispuesta al ras del fondo dirigida a un sumidero
- *Boquillas*: el tanque de almacenamiento deberá estar provisto de boquillas, las mínimas requeridas en el diseño del tanque y que deben ser instaladas para: entrada y salida del producto, drenaje, venteo, manhole y conexiones para indicadores y/o controles de nivel.

3.1.6.2. Especificaciones del tanque de almacenamiento

A partir de la norma API 650, se plantean las siguientes ecuaciones para el diseño del tanque de almacenamiento de combustible líquido (González, 2018, p. 16):

- *Volumen del equipo*: puesto que el tanque consistirá en un cuerpo cilíndrico con un techo tipo cónico, el volumen del mismo se definirá por medio de la Ecuación 3.52.

$$V_T = V_c + V_t \quad [3.52]$$

Donde:

- V_T : volumen del tanque (m^3)
- V_c : volumen del cuerpo cilíndrico (m^3)
- V_t : volumen del cabezal cónico (m^3)

A su vez, el volumen del cilindro se definirá por medio de la Ecuación 3.53.

$$V_c = \pi \times \frac{D_T^2}{4} \times H_c \quad [3.53]$$

Donde:

D_T : diámetro nominal del tanque (m)

H_c : altura del cilindro (m)

El volumen del cilindro corresponde al volumen que ocupará el líquido, para su determinación se considerarán días stock para tener el producto en reserva, además, la capacidad del tanque se sobredimensionará con un 20 % para evitar que el mismo se encuentre completamente lleno y así favorecer la manipulación del combustible líquido; la relación diámetro/altura que se utilizará será de 1,5 (Prasanna, 2017, p. 80).

El volumen del cabezal cónico se calculará por medio de la Ecuación 3.54.

$$V_t = \frac{1}{3} \pi \times \frac{D_T^2}{4} \times h_c \quad [3.54]$$

Donde:

h_c : altura del cabezal cónico (m)

A su vez, la altura del cabezal cónico se determinará por medio de la Ecuación 3.55.

$$h_c = \frac{\sin(\theta) \times r}{\cos(\theta)} \quad [3.55]$$

Donde:

θ : ángulo con respecto a la horizontal (°)

r : radio del tanque (m)

Los techos cónicos autosoportados tendrán mínimo un ángulo con respecto a la horizontal de $9,5^\circ$ y como máximo de 37° ; para este trabajo se empleará un ángulo de 15° (API 650, 2016).

- *Diseño del fondo*: depende de los cimientos empleados para sostener el tanque, de la forma de desalojo del producto contenido, de la sedimentación de los sólidos en suspensión y del tamaño del tanque.
- *Diseño del cuerpo*: el espesor mínimo del cuerpo del tanque está en función del diámetro nominal del mismo. Para calcular el espesor del cuerpo se empleará el método de un pie aplicable para tanques con un diámetro menor o igual a 60,96 m; a partir de este método se calculará el espesor por condiciones de diseño y por prueba hidrostática, esta última brinda información del espesor de la pared del tanque si este se encuentra lleno de agua (API 650, 2016). El espesor seleccionado será el mayor de entre los obtenidos por cada prueba. El espesor por condiciones de diseño y por prueba hidrostática se calculará a partir de las Ecuaciones 3.56 y 3.57 respectivamente.

$$t_{cd} = \frac{0,0005 \times D_T \times (H_c - 30,48) \times G}{S_d} + CP \quad [3.56]$$

$$t_{ct} = \frac{0,0005 \times D_T \times (H_c - 30,48)}{S_t} \quad [3.57]$$

Donde:

t_{cd} : espesor del cuerpo del tanque por condiciones de diseño (mm)

t_{ct} : Espesor del cuerpo del tanque por prueba hidrostática (mm)

D_T : diámetro nominal del tanque (cm)

H_c : altura de diseño del nivel del líquido contenido en el tanque (cm)

G : densidad relativa del fluido a almacenar

- CP : corrosión permisible (mm)
 S_d : esfuerzo permisible por condiciones de diseño (kg/cm^2)
 S_t : esfuerzo permisible por condiciones de prueba hidrostática (kg/cm^2)

Los valores de esfuerzos permisibles pueden determinarse a partir del material elegido para el diseño del tanque tal como se muestra en la Figura 3.13.

ESPECIFICACION	GRADO	ESFUERZO EN PUNTO CEDENCIA	ESFUERZO A LA TENSION	ESFUERZO DE DISEÑO	ESFUERZO DE PRUEBA
ASTM					
A-283	C	2110	3870	1410	1580
A-285	C	2110	3870	1410	1580
A-131	A,B,CS	2390	4080	1600	1750
A-36		2530	4080	1630	1750
A-131	EH36	2580	4990	1200	2140
A-442	55	2110	3870	1410	1580
A-442	60	2250	4220	1500	1690
A-573	58	2250	4080	1500	1690
A-573	65	2460	4570	1640	1850
A-573	70	2950	4920	1970	2110
A-516	55	2110	3870	1410	1580
A-516	60	2250	4220	1500	1690
A-516	65	2460	4570	1640	1850
A-516	70	2670	4920	1780	2000
A-662	B	2810	4570	1830	1960
A-662	C	3020	4920	1970	2110
A-537	1	3510	4920	1970	2110
A-537	2	4220	5620	2250	2410
A-633	C,D	3510	4920	1970	2110
A-678	A	3510	4920	1970	2110
A-678	B	4220	5620	2250	2410
A-737	B	3510	4920	1970	2110

Figura 3.13. Esfuerzos permisibles (kg/cm^2) de los materiales de construcción más comunes para tanques de almacenamiento
Fuente: (API 650, 2016)

- *Diseño del techo:* previamente se mencionó que los tanques de almacenamiento se clasifican por el tipo de cubierta en: techos fijos, techos flotantes y de sombrilla, los mismos que pueden ser autosoportados o soportados por estructura; dentro de los techos fijos se tienen los de techo cónico cuya cubierta tiene la forma y superficie de un cono recto, el tipo domo consiste en un casquete esférico y el tipo sombrilla en un polígono regular curvado. Los techos autosoportados independientemente de su tipo y forma se caracterizan por estar soportados solamente en su periferia y se diseñan para que su espesor mínimo requerido junto con su forma geométrica absorban la

carga generada por su propio peso más las cargas vivas, mientras que, los techos soportados poseen una estructura que admite dichas cargas.

El techo seleccionado será de tipo cubierta cónico y autoportado, puesto que se emplean en tanques relativamente pequeños. Indistintamente de su método de soporte o forma, los techos deben diseñarse para absorber una carga viva mínima de $1,76 \text{ kg/cm}^2$ más la carga muerta ocasionada por el mismo. Este tipo de techos se diseñan y calculan para tanques que no superen un diámetro de 18,28 m pero se recomienda fabricarlos con un diámetro máximo de 12,19 m. El espesor del techo no debe ser menor de 4,76 mm ni mayor a 12,7 mm y se calculará a partir de la Ecuación 3.58.

$$T_t = \frac{D_T}{4\,800 \times \sin(\theta)} \quad [3.58]$$

Donde:

T_t : espesor mínimo requerido del techo (mm)

D_T : diámetro nominal del tanque (mm)

θ : ángulo con respecto a la horizontal ($^\circ$)

Dentro del proceso de producción planteado se requiere del almacenamiento de agua, la misma que se empleará en los procesos de enfriamiento de los productos pirolíticos, por esta razón, es necesario el diseño del tanque en el que se destinará su almacenamiento el mismo que se realizará bajo las mismas especificaciones que el tanque de almacenamiento de combustible líquido.

3.2. BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO DE EQUIPOS SECUNDARIOS

Se definen como equipos secundarios aquellos que permitirán la conexión y transporte de materiales en cada una de las etapas que conforman el proceso de

producción de combustible líquido por medio de pirólisis de neumáticos fuera de uso. En vista de que a lo largo del proceso se tienen materiales en estado sólido, líquido y gaseoso, los equipos secundarios necesarios serán: bandas transportadoras, tornillos sin fin y tuberías.

En este apartado se mencionarán los criterios más relevantes para el diseño básico y posterior selección de estos equipos acorde a las necesidades del proceso.

3.2.1. BANDAS TRANSPORTADORAS

Las bandas transportadoras son sistemas de transporte mecánico para materiales sólidos que se utilizan de manera casi universal; son unidades de alta capacidad y potencia relativamente baja para desplazamientos horizontales y pequeñas pendientes, la inclinación máxima permitida por lo general es de 5-15° menos que el ángulo de reposo; la mayoría de las cintas transportadoras están hechas de tela, caucho y cordones de alambre de manera similar a los neumáticos de automóviles; las bandas con correas planas son las más utilizadas para mover objetos grandes mientras que, para materiales a granel, las bandas se canalizan en ángulos de 20-45° (Walas, 1990, p. 76).

Para el diseño de la banda transportadora es importante conocer el material que se va a transportar porque la velocidad y el ancho de la banda están en función de la densidad del mismo. Es aconsejable trabajar con fórmulas y constantes de un fabricante específico para realizar el diseño del equipo; sin embargo, existen datos típicos para fines de estimación, los cuales se emplearán para el desarrollo de este trabajo (Perry, 2001, p. 21-8).

En la Figura 3.14, se presentan los datos de transportadores de banda con rodillos.

Belt width		Cross-sectional area of load		Belt speed, ft/min (m/min)		Belt plies		Maximum lump size, in (mm)		Belt speed, ft/min (m/min)
in (cm)	ft ² (m ²)	Normal	Maximum	Minimum	Maximum	Sized material, 80% under	Unsize material, not over 20%			
14 (35)	0.11 (.010)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.0 (51)	3.0 (76)	100 (30.5) 200 (61.0) 300 (91.5)		
16 (40)	0.14 (.013)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.5 (64)	4.0 (102)	100 (30.5) 200 (61.0) 300 (91.5)		
18 (45)	0.18 (.017)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.0 (76)	5.0 (127)	100 (30.5) 250 (76.2) 350 (106.7)		
20 (50)	0.22 (.020)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.5 (89)	6.0 (152)	100 (30.5) 250 (76.2) 350 (106.7)		
24 (60)	0.33 (.030)	300 (91)	400 (122)	4	7	4.5 (114)	8.0 (203)	100 (30.5) 300 (91.5) 400 (121.9)		
30 (75)	0.53 (.049)	300 (91)	450 (137)	4	8	7.0 (178)	12.0 (305)	100 (30.5) 300 (91.5) 450 (137.2)		
36 (90)	0.78 (.072)	400 (122)	600 (183)	4	9	8.0 (203)	15.0 (381)	100 (30.5) 400 (121.9) 600 (182.9)		
42 (105)	1.09 (.101)	400 (122)	600 (183)	4	10	10.0 (254)	18.0 (457)	100 (30.5) 400 (121.9) 600 (182.9)		
48 (120)	1.46 (.136)	400 (122)	600 (183)	4	12	12.0 (305)	21.0 (533)	100 (30.5) 400 (121.9)		

Figura 3.14. Datos de transportadores de banda con rodillos
Fuente: (Perry, 2001, p. 21-12)

3.2.2. TORNILLOS SIN FIN

En este tipo de equipos, la carga, la velocidad, el diámetro y la longitud se pueden adaptar a las características del material que se manipula; la longitud de este tipo de transportadores se limitan a menos de aproximadamente 150 ft (45,72 m), esta limitación se debe a la resistencia estructural del eje y el acoplamiento (Walas, 1990, p. 76). El transportador de tornillo helicoidal, sin fin o también denominado de gusano radica en un sistema de aspas helicoidales montadas en un eje que gira; los transportadores de tornillo sin fin pueden fabricarse en una gran diversidad de materiales que van desde hierro colado hasta acero inoxidable (Perry, 2001, p. 21-5).

El empleo de tornillos huecos y tuberías para la circulación de fluidos fríos o calientes permite que los tornillos sin fin se utilicen también para operaciones de enfriamiento y calentamiento (Perry, 2001, p. 21-5). El objetivo del dimensionamiento de este equipo secundario será determinar el diámetro, longitud y velocidad de giro del tornillo sin fin, para esto, se utilizarán los criterios o datos tabulados para una estimación del diseño del equipo junto con las

características de los materiales a transportar. En la Figura 3.15, se presentan las capacidades y condiciones de carga de un transportador de tornillo sin fin.



Material class†	Screw diam., in	Max. lump size, in		Capacity, cu ft/hr‡		Approx. area occupied by material¶
		25% lumps	100% lumps	At 1 rpm.	At max. rpm.§	
A, B, C, D, and H 16, 26, 36	6	¾	½	2.27	375	 45%
	9	1½	¾	8.0	1,200	
	12	2	1	19.3	2,700	
	14	2½	1¼	30.8	4,000	
	16	3	1½	46.6	5,600	
	18	3	2	66.1	7,600	
20	3½	2	95.0	10,000		
A, B, C, D, and H 17, 27, 37	6	¾	½	1.5	75	 30%
	9	1½	¾	5.6	280	
	12	2	1	13.3	665	
	14	2½	1¼	21.1	1,055	
	16	3	1½	31.4	1,570	
	18	3	2	45.4	2,270	
20	3½	2	62.1	3,105		

Figura 3.15. Capacidades y condiciones de carga de un transportador de tornillo sin fin
Fuente: (Perry, 2001, p. 21-7)

Para determinar el diámetro del tornillo será necesario conocer la capacidad requerida y la clase de material a transportar, para esta última se utilizará la información presentada en la Figura 3.16.

Material	Average bulk density, lb/ft³†	Class‡
Alum, lumpy	50-60	D26§
Alum, fine	45-50	B26§
Alumina	60	B28
Alumina gel	45	B27
Aluminum hydrate	18	C26
Ammonium chloride, crystalline	52	B26
Ammonium sulfate	45-58	§
Antimony powder		B27
Asbestos shred	20-25	H37WZ
Ashes, coal, dry, 3 in. and under	35-40	D37
Asphalt, crushed, ½ in and under	45	C26
Bagasse	7-10	H36WXZ
Baking powder	41	A26
Bark, wood, refuse	10-20	H37X§
Bauxite, crushed, 3 in and under	75-85	D28§
Bentonite, 100 mesh and under	50-60	A27Y§
Bicarbonate of soda	41	A26
Boneblack, 100 mesh and under	20-25	A27§
Bonechar, ½ in and under	27-40	B27
Bonemeal	55-60	B27
Borate of lime		A26§
Borax, fine	53	B26
Boric acid, fine	55	B26
Calcium carbide	70-80	D27
Carbon black, pelletized	20-25	B16TZ§
Carbon black, powder	4-6	§
Casein	36	B27§

Figura 3.16. Clases de material y sus densidades al granel
Fuente: (Perry, 2001, p. 21-6)

En el supuesto de que el material no se encuentre en la lista de la Figura 3.16, se utilizarán los criterios presentados en la Figura 3.17.

	Material characteristics	Class
Size	Very fine—< 149 μm (100 mesh)	A
	Fine—149 μm to 3.18 mm (100 mesh to $\frac{1}{8}$ in)	B
	Granular—3.18 to 12.7 mm ($\frac{1}{8}$ to $\frac{1}{2}$ in)	C
	Lumpy—containing lumps > 12.7 mm ($\frac{1}{2}$ in)	D
	Irregular—being fibrous, stringy, or the like	H
Flowability	Very free-flowing—angle of repose up to 30°	1
	Free-flowing—angle of repose 30 to 45°	2
	Sluggish—angle of repose 45° and up	3
Abrasiveness	Nonabrasive	6
	Mildly abrasive	7
	Very abrasive	8
Special characteristics	Contaminable, affecting use or salability	K
	Hygroscopic	L
	Highly corrosive	N
	Mildly corrosive	P
	Gives off dust or fumes harmful to life	R
	Contains explosive dust	S
	Degradable, affecting use or salability	T
	Very light and fluffy	W
	Interlocks or mats to resist digging	X
	Aerates and becomes fluid	Y
	Packs under pressure	Z

Figura 3.17. Clases de material según sus características

Fuente: (Perry, 2001, p. 21-6)

3.2.3. TUBERÍAS, BOMBAS Y COMPRESORES

El proceso planteado requiere del diseño de un sistema de tuberías para transporte de gas, líquido y la mezcla líquido-gas. Las tuberías para transporte de líquido deberán estar provistas de bombas que permitan la impulsión del fluido mientras que, las tuberías para transporte de gas requerirán de transportadores tipo compresores o ventiladores. A continuación, se describen los criterios que se utilizarán para el dimensionamiento de tuberías, bombas y compresores, es importante mencionar que dentro de este dimensionamiento se incluyen aquellos accesorios que son necesarios para el transporte de estos fluidos.

3.2.3.1. Transporte de líquidos

- *Tipo de bomba:* las bombas son dispositivos que permiten transportar fluidos de un lugar a otro por medio de ductos o canales, existe una gran variedad de

bombas, entre ellas: centrífugas, de desplazamiento positivo, de chorro, electromagnéticas, etc. Para la selección del tipo de bomba es necesario conocer el caudal y las propiedades del fluido que se va a transportar (Perry, 2001, p. 10-20).

- *Diámetro de la tubería:* para el cálculo del diámetro se requiere del caudal y de la velocidad del fluido. En la Tabla 3.15, se describen los valores de velocidades típicas de succión y descarga de acuerdo con la Norma API RP 14E “*Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems*” (API RP 14E, 1991).

Tabla 3.15. Velocidades típicas de succión y descarga de fluidos líquidos

Tipo de bomba	Velocidad de succión (ft/s)	Velocidad de descarga (ft/s)
Reciprocante	1 a 2	3 a 6
Centrífuga	2 a 3	6 a 9

Fuente: (API RP 14E, 1991)

Bajo esta premisa, el área transversal de la tubería tanto de la succión como de la descarga se calculará por medio de la Ecuación 3.59 y posteriormente, se definirá el diámetro de la misma con base en la norma ASTM A53/A53M-02 “*Standard Specification for Pipe, Steel, Black and Hot-Dipped, Zinc-Coated, Welded, and Seamless*”; mientras que, el material de las tuberías se definirá de acuerdo con la norma ASME B31.3 “*Process piping*” (ASTM A53/A53M-02, 2002; ASME B31.3, 2010).

$$A_t = \frac{Q}{V} \quad [3.59]$$

Donde:

A_t : área transversal de la tubería (m²)

Q : caudal del fluido (m³/s)

V : velocidad del fluido (m/s)

- **Cabeza de pérdidas:** para su determinación se empleará la Ecuación 3.60 y se calculará tanto para la tubería de succión como de descarga.

$$h_f = \frac{f_D \times L \times V^2}{D_t \times 2g} \quad [3.60]$$

Donde:

- h_f : cabeza de pérdidas (m)
 f_D : factor de fricción de Darcy
 L : longitud de la tubería (m)
 D_t : diámetro interno de la tubería (m)
 g : aceleración de la gravedad (9,81 m/s²)

El factor de Darcy se determinará por medio del diagrama de Moody representado en la Figura 3.18.

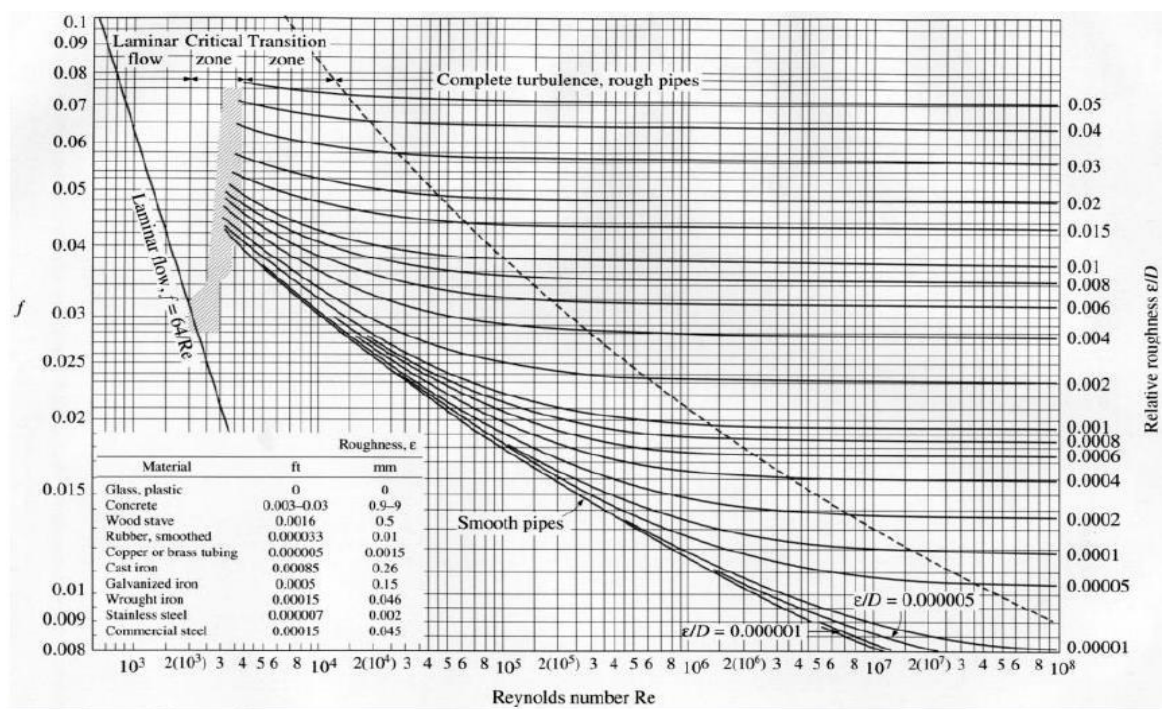


Figura 3.18. Diagrama de Moody
Fuente: (Kreith, Manglik y Bohn, 2012, p. 329)

Para este fin, será necesario determinar el número de Reynolds y el valor de la rugosidad relativa (ε/D_t) mismo que depende del tipo de material de la tubería. El número de Reynolds se calculará a partir de la Ecuación 3.61.

$$Re = \frac{V \times \delta \times D_t}{\mu} \quad [3.61]$$

Donde:

Re : número de Reynolds

δ : densidad del fluido (kg/m^3)

μ : viscosidad del fluido (kg m/s)

- **Cabeza de bomba:** la altura generada por la bomba se calculará a partir de la ecuación de Bernoulli definida por medio de la Ecuación 3.62.

$$H_B = \frac{\Delta P}{\gamma} + \frac{\Delta v^2}{2g} + \Delta z + h_{fs} + h_{fd} + \sum K \frac{v^2}{2g} \quad [3.62]$$

Donde:

H_B : cabeza de bomba (m)

ΔP : cambio de presión (Pa)

γ : peso específico del fluido (N/m^3)

Δv : cambio de velocidad (m/s)

g : aceleración de la gravedad (m/s^2)

Δz : cambio del nivel de altura (m)

h_{fs} : cabeza de pérdida por succión (m)

h_{fd} : cabeza de pérdida por descarga (m)

K : constante de cada accesorio

- **Altura total dinámica:** esta se calculará a través de la Ecuación 3.63.

$$TDH = P_d - P_s \quad [3.63]$$

Donde:

TDH : altura total dinámica (psi)

P_d : presión de descarga (psi)

P_s : presión de succión (psi)

A su vez, la presión de descarga y de succión se calculará a través de las Ecuaciones 3.64 y 3.65 respectivamente.

$$P_s = \Delta H_{ss} - \Delta H_{fs} \quad [3.64]$$

$$P_d = \Delta H_{sd} + \Delta H_{fd} \quad [3.65]$$

Donde:

ΔH_{ss} : cabezal estático en la succión (psi)

ΔH_{fs} : pérdidas por fricción y accesorios en la succión (psi)

ΔH_{sd} : cabezal estático en la descarga (psi)

ΔH_{fd} : pérdidas por fricción y accesorios en la descarga (psi)

Los cabezales estáticos de succión y descarga se calcularán por medio de las Ecuaciones 3.66 y 3.67 respectivamente.

$$\Delta H_{ss} = \delta \times H_s \quad [3.66]$$

$$\Delta H_{sd} = \delta \times H_d \quad [3.67]$$

Dónde:

δ : densidad del fluido (lb/in³)

H_s : altura de la línea de succión (in)
 H_d : altura de la línea de descarga (in)

Las pérdidas por fricción y accesorios en la succión y descarga se calcularán por medio de las Ecuaciones 3.68 y 3.69 respectivamente.

$$\Delta H_{fs} = \left(h_{fs} + \sum K \frac{v^2}{2g} \right) \times \delta \quad [3.68]$$

$$\Delta H_{fd} = \left(h_{fd} + \sum K \frac{v^2}{2g} \right) \times \delta \quad [3.69]$$

Donde:

h_{fs} : cabeza de pérdida por succión (in)
 h_{fd} : cabeza de pérdida por descarga (in)
 δ : densidad del fluido (lb/in³)

- *Potencia de la bomba*: esta se calculará a través de la Ecuación 3.70.

$$P_B = Q \times \gamma \times H_B \quad [3.70]$$

Donde:

P_B : potencia de la bomba (W)

3.2.3.2. Transporte de gases

En la planta se deberá transportar la corriente de gas procedente del horno pirolítico y la de gas no condensable proveniente del separador que se empleará como gas reciclo, su transporte se realizará por tuberías diseñadas bajo especificaciones para transporte de gas; además, se requerirá de equipos que

permitan dicho transporte, estos son: ventiladores, sopladores, compresores, bombas de vacío o eyectores de chorro; puesto que el objetivo es el transporte del fluido gaseoso de una operación unitaria a otra se utilizará un ventilador como equipo de transporte (Walas, 1999, p. 143). Para calcular el diámetro de la tubería para transporte de gases es necesario conocer el caudal del fluido y su velocidad permisible la cual debe ser menor a 60 ft/s (API RP 14E, 1991). Por otra parte, la potencia de un transportador tipo ventilador se calculará por medio de la Ecuación 3.71.

$$P_V = 2,72E - 05 \times Q \times P \quad [3.71]$$

Donde:

P_V : potencia del ventilador (kW)

Q : caudal del gas (m³/s)

P : presión del gas (Pa)

4. DISEÑO DE LA PLANTA

En este capítulo se realizarán los cálculos pertinentes para el diseño de las etapas involucradas en el proceso de producción de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. El diseño de la planta requiere de la ejecución de balances de masa, balances de energía y dimensionamiento de los equipos; para este fin, se emplearán las ecuaciones y datos planteados en el capítulo de bases y criterios de diseño los cuales solo se mencionarán en esta apartado.

El número de neumáticos que se procesarán anualmente en la planta si se considera que el peso promedio de un neumático de automóvil usado de RIN 14 es de 5,8 kg (sin el aro metálico) y que los días laborales son 290 en el año es: (Meza, 2014, p. 157)

$$\frac{2 \text{ t}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ 000 kg}}{1 \text{ t}} \times \frac{1 \text{ NFU}}{5,8 \text{ kg}} \times \frac{290 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 100 \text{ 000} \frac{\text{NFU}}{\text{año}}$$

Del resultado obtenido se puede afirmar que con la capacidad diaria establecida se tratará el 91,63 % de los neumáticos fuera de uso disponibles sin procesar dentro del Distrito Metropolitano de Quito.

Dadas las características de las etapas definidas para el proceso de producción de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU, este se considera un proceso semicontinuo, por esta razón, y con la finalidad de aprovechar cada uno de los equipos que conforman el proceso, se ha dividido la capacidad diaria de tratamiento de los neumáticos usados en 4 procesos semilotes que en conjunto, tratarán la capacidad establecida de 2 t/día de NFU.

Los cálculos que a continuación se describen corresponden al de un semilote en el cual se procesarán 0,5 t de NFU.

4.1. BALANCE DE MASA

4.1.1. TRITURACIÓN PRIMARIA, TRITURACIÓN SECUNDARIA Y SEPARACIÓN MAGNÉTICA

En la Figura 4.1, se presenta el diagrama correspondiente a la etapa de pretratamiento de la materia prima en conjunto con las corrientes involucradas, esta etapa lo conforman los procesos de trituración primaria, trituración secundaria y separación magnética.

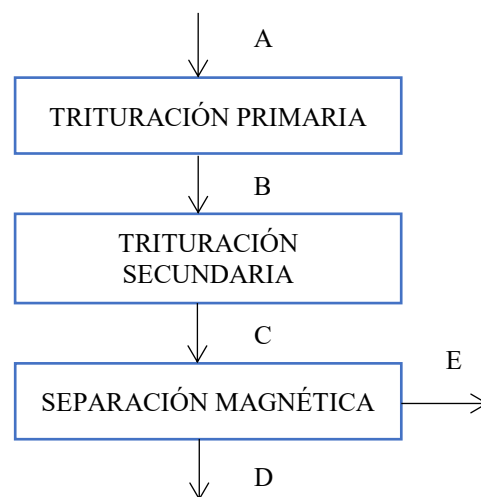


Figura 4.1. Corrientes involucradas en el proceso de pretratamiento de NFU

La masa de NFU que ingresará al tratamiento de trituración primaria en un proceso semilote (A) si se considera que a diario se realizarán 4 procesos semilotes que en conjunto tratarán la capacidad planteada de 2,0 t de neumáticos fuera de uso es:

$$A = \frac{2 \text{ t NFU}}{\text{día}} \times \frac{1\,000 \text{ kg NFU}}{1 \text{ t NFU}} \times \frac{1 \text{ día}}{4 \text{ semilotes}}$$

$$A = 500 \text{ kg NFU}$$

Dado que los procesos de trituración primaria y secundaria solo consisten en la reducción física de los neumáticos, las corrientes A, B y C se asumen iguales;

mientras que, para el proceso de separación magnética se considerará una pérdida de masa del 15 % generada por el residuo metálico liberado (Meza, 2014, p. 107). Por lo tanto, el balance de masa en la etapa de separación magnética de acuerdo con la Figura 4.1 corresponde al descrito por la Ecuación 4.1:

$$C = D + E \quad [4.1]$$

Donde:

C: masa de NFU proveniente de los procesos de trituración (kg)

D: masa de NFU sin contenido metálico (kg)

E: masa de metal liberado de los NFU (kg)

Para el balance específico del metal liberado se utilizará la Ecuación 4.2:

$$\frac{15}{100} C = E \quad [4.2]$$

Al reemplazar el valor de la corriente C (500 kg NFU) en la Ecuación 4.2, se obtiene:

$$E = 75 \text{ kg metal liberado}$$

Por lo tanto, al reemplazar los valores de las corrientes C y E en la Ecuación 4.1, se obtiene el valor de la corriente D correspondiente a 425 kg de NFU libres de acero con un tamaño entre 16 y 25 mm los cuales posteriormente, ingresarán a la etapa de pirólisis para la producción de un semilote.

4.1.2. PIRÓLISIS

En la Figura 4.2, se presenta el diagrama correspondiente a esta etapa.

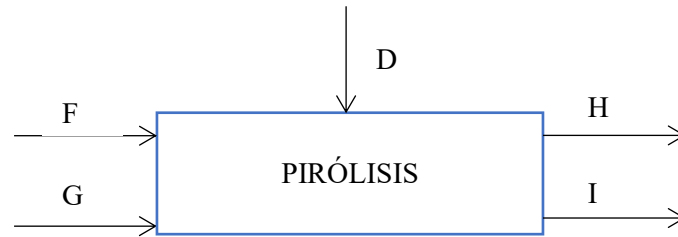


Figura 4.2. Corrientes involucradas en la etapa de pirólisis

Al proceso de pirólisis ingresarán los NFU triturados (D) provenientes de la etapa de pretratamiento de la materia prima junto con las corrientes F y G correspondientes a GLP y aire respectivamente. De este proceso se obtendrán dos corrientes de salida, gases (H) y carbón pirolítico (I); la corriente H consiste en una mezcla de los gases generados por la pirólisis de NFU (gases pirolíticos) y los gases de combustión. El balance de masa general en la etapa de pirólisis de acuerdo con la Figura 4.2 corresponde al presentado a través de la Ecuación 4.3:

$$D + F + G = H + I \quad [4.3]$$

Donde:

- D*: masa de NFU proveniente de la etapa de pretratamiento (kg)
- F*: masa de combustible GLP (kg)
- G*: masa de aire requerido (kg)
- H*: masa de gases (kg)
- I*: masa de carbón pirolítico (kg)

La masa de gases se calculará por medio de la Ecuación 4.4:

$$H = m_{gp} + m_{gcomb} \quad [4.4]$$

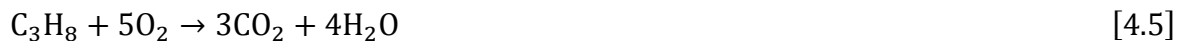
Donde:

- m_{gp}*: masa gases pirolíticos (kg)

m_{gcomb} : masa gases de combustión (kg)

En un proceso semilote la corriente D corresponde a los 425 kg de NFU que ingresarán al reactor; la masa de combustible GLP (F) se determinó en la sección 4.2 y es igual a 5,02 kg; a partir de este valor se calculará la masa de aire requerido (G) para combustionar el GLP y generar gases de combustión que calentarán el material bajo una atmósfera reductora con un factor lambda de 0,94 como se especificó en la sección 3.1. Para ello, se considerará que el GLP está compuesto por un 60 % v/v propano y 40 % v/v butano (Meza, 2014, p.193).

Las reacciones de combustión completa del GLP son las expresadas a través de las Ecuaciones 4.5 y 4.6 para propano y butano respectivamente.



Con base en las ecuaciones descritas se determinará la cantidad de oxígeno estequiométrico.

Para propano:

$$\text{O}_{2 \text{ eq}} = 5,02 \text{ kg GLP} \times \frac{1 \text{ kmol GLP}}{49,7 \text{ kg GLP}} \times \frac{0,6 \text{ kmol C}_3\text{H}_8}{1 \text{ kmol GLP}} \times \frac{5 \text{ kmol O}_2}{1 \text{ kmol C}_3\text{H}_8}$$

$$\text{O}_{2 \text{ eq}} = 0,30 \text{ kmol O}_2$$

Para butano:

$$\text{O}_{2 \text{ eq}} = 5,02 \text{ kg GLP} \times \frac{1 \text{ kmol GLP}}{49,7 \text{ kg GLP}} \times \frac{0,4 \text{ kmol C}_4\text{H}_{10}}{1 \text{ kmol GLP}} \times \frac{\frac{13}{2} \text{ kmol O}_2}{1 \text{ kmol C}_4\text{H}_{10}}$$

$$O_{2\text{ eq}} = 0,26 \text{ kmol } O_2$$

Por lo tanto, la cantidad total de oxígeno estequiométrico es de 0,56 kmol O_2 ; a partir de este valor se determinará la cantidad de aire estequiométrico ($Aire_{eq}$).

$$Aire_{eq} = 0,56 \text{ kmol } O_2 \times \frac{1 \text{ kmol aire}}{0,21 \text{ kmol } O_2} \times \frac{28,84 \text{ kg aire}}{1 \text{ kmol aire}}$$

$$Aire_{eq} = 76,91 \text{ kg aire}$$

La cantidad de aire requerido ($Aire_{rq}$) correspondiente a la corriente G para generar una atmósfera reductora se calculará a partir de la Ecuación 4.7; para ello, se considerará un factor lambda (λ) de 0,94 con base en lo especificado en la sección 3.1, mientras que, el aire estequiométrico ($Aire_{eq}$) corresponde al calculado previamente en esta sección.

$$\lambda = \frac{Aire_{rq} \text{ (kg)}}{Aire_{eq} \text{ (kg)}} \quad [4.7]$$

Por lo tanto,

$$0,94 = \frac{Aire_{rq}}{76,91 \text{ kg}}$$

$$G = Aire_{rq} = 72,30 \text{ kg aire}$$

Para determinar la masa de los gases pirolíticos (m_{gp}) se considerarán los rendimientos de los productos pirolíticos finales obtenidos en el estudio de pirólisis de NFU ejecutado a escala piloto por Li et al. (2004), estos son: 45,1 % p/p líquido pirolítico; 41,3 % p/p carbón pirolítico y 13,6 % p/p gas no condensable (p. 5136). Los gases pirolíticos son una mezcla de gases condensables y no condensables, por esta razón, posteriormente se someterán a tratamientos térmicos con el objetivo de obtener la fracción condensable de estos gases la cual corresponde al

combustible líquido; por lo tanto, se considerará que la masa de gases pirolíticos lo conforman la masa de líquido pirolítico y de gas no condensable; de este análisis se concluye que del 100 % p/p de NFU que se pirolizan en el reactor el 58,7 % p/p se transforma en gases pirolíticos, mientras que; el 41,3 % p/p restante corresponde al carbón pirolítico. De esta manera, la masa de gases pirolíticos es:

$$m_{gp} = 425,00 \text{ kg NFU triturados} \times \frac{58,70 \text{ kg gases pirolíticos}}{100,00 \text{ kg NFU triturados}}$$

$$m_{gp} = 249,48 \text{ kg gases pirolíticos}$$

Mientras que, la masa de carbón pirolítico (J) es:

$$I = 425,00 \text{ kg NFU triturados} \times \frac{41,30 \text{ kg carbón pirolítico}}{100,00 \text{ kg NFU triturados}}$$

$$I = 175,52 \text{ kg carbón pirolítico}$$

La masa de gases (H) que salen del reactor pirolítico se calculará por medio de la Ecuación 4.3; para ello, los valores de la masa de NFU proveniente de la etapa de pretratamiento (D), la masa de combustible GLP (F), la masa de aire requerido (G) y la masa de carbón pirolítico (I) corresponden a los obtenidos previamente en esta sección. De esta manera, la masa de gases es:

$$425 + 5,02 + 72,30 = H + 175,52$$

$$H = 326,80 \text{ kg gases}$$

La masa de gases de combustión (m_{gcomb}) se obtendrá por medio de la Ecuación 4.4; para ello, la masa de gases (H) y la masa de gases pirolíticos (m_{gp}) corresponden a los calculados anteriormente. De esta manera la masa de gases de combustión es:

$$326,80 = 249,48 + m_{gcomb}$$

$$m_{gcomb} = 77,32 \text{ kg gases combustión}$$

Con la finalidad de corroborar el resultado de la masa de gases de combustión obtenida, se calculará la misma a partir de la masa de cada uno de los compuestos que conforman estos gases. De acuerdo con las Ecuaciones 4.5 y 4.6, los gases de combustión generados son CO_2 y H_2O a los cuales se sumará la masa de N_2 presente en el aire requerido. Puesto que trabajar bajo una atmósfera reductora implica una menor cantidad de aire y por ende de oxígeno comparado con el requerido por estequiometría, este compuesto actúa como reactivo limitante, por lo tanto, la masa de los productos que conforman los gases de combustión se determinará a partir de la masa de oxígeno; para ello, en primer lugar se calculará la cantidad de oxígeno que existe en la masa de aire requerida calculada previamente en esta sección.

$$O_{2\text{rq}} = 72,30 \text{ kg Aire}_{\text{rq}} \times \frac{1 \text{ kmol Aire}_{\text{rq}}}{28,84 \text{ kg Aire}_{\text{rq}}} \times \frac{0,21 \text{ kmol O}_2}{1 \text{ kmol Aire}_{\text{rq}}}$$

$$O_{2\text{rq}} = 0,53 \text{ kmol O}_2$$

Con base en los resultados de oxígeno estequiométrico requerido para las reacciones representadas por las Ecuaciones 4.5 y 4.6 obtenidos previamente en esta sección, se establece la siguiente relación molar:

$$\text{Relación molar } O_{2\text{ eq Ec4.5}} = \frac{0,30 \text{ kmol O}_2}{0,56 \text{ kmol O}_2} = 0,54$$

$$\text{Relación molar } O_{2\text{ eq Ec4.6}} = \frac{0,26 \text{ kmol O}_2}{0,56 \text{ kmol O}_2} = 0,46$$

De esta manera, la cantidad de oxígeno requerido para cada una de las reacciones de combustión de GLP es:

$$O_{2 \text{ req Ec4.5}} = 0,54 \times 0,53 \text{ kmol } O_2 = 0,29 \text{ kmol } O_2$$

$$O_{2 \text{ req Ec4.6}} = 0,46 \times 0,53 \text{ kmol } O_2 = 0,24 \text{ kmol } O_2$$

A partir de la cantidad de oxígeno requerido para cada una de las reacciones de combustión del GLP y de acuerdo con las Ecuaciones 4.5 y 4.6 se calculará la masa de los compuestos que conforman los gases de combustión.

Para propano:

$$CO_2 = 0,29 \text{ kmol } O_2 \times \frac{3 \text{ kmol } CO_2}{5 \text{ kmol } O_2} \times \frac{44 \text{ kg } CO_2}{1 \text{ kmol } CO_2}$$

$$CO_2 = 7,66 \text{ kg } CO_2$$

Para butano:

$$CO_2 = 0,24 \text{ kmol } O_2 \times \frac{4 \text{ kmol } CO_2}{\frac{13}{2} \text{ kmol } O_2} \times \frac{44 \text{ kg } CO_2}{1 \text{ kmol } CO_2}$$

$$CO_2 = 6,50 \text{ kg } CO_2$$

Para propano:

$$H_2O = 0,29 \text{ kmol } O_2 \times \frac{4 \text{ kmol } H_2O}{5 \text{ kmol } O_2} \times \frac{18 \text{ kg } H_2O}{1 \text{ kmol } H_2O}$$

$$H_2O = 4,18 \text{ kg } H_2O$$

Para butano:

$$H_2O = 0,24 \text{ kmol } O_2 \times \frac{5 \text{ kmol } H_2O}{\frac{13}{2} \text{ kmol } O_2} \times \frac{18 \text{ kg } H_2O}{1 \text{ kmol } H_2O}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 3,32 \text{ kg H}_2\text{O}$$

Por otra parte, la cantidad de N_2 presente en los gases de combustión se calculará a partir de la masa de aire requerido determinado previamente en esta sección.

$$\text{N}_2 = 72,30 \text{ kg Aire}_{\text{rq}} \times \frac{1 \text{ kmol Aire}_{\text{rq}}}{28,84 \text{ kg Aire}_{\text{rq}}} \times \frac{0,79 \text{ kmol N}_2}{1 \text{ kmol Aire}_{\text{rq}}} \times \frac{28 \text{ kg N}_2}{1 \text{ kmol N}_2}$$

$$\text{N}_2 = 55,45 \text{ kg N}_2$$

Con base en los cálculos ejecutados, la suma de las masas de los compuestos que conforman los gases de combustión es:

$$m_{\text{gcomb}} = 7,66 + 6,50 + 4,18 + 3,32 + 55,45$$

$$m_{\text{gcomb}} = 77,11 \text{ kg gases combustión}$$

Con el resultado obtenido se corrobora el valor de la masa de los gases de combustión obtenido previamente en esta sección a partir de la Ecuación 4.4.

Para concluir el balance de masa de la etapa de pirólisis se calculará la fracción de pérdida de masa total (α) a partir de la Ecuación 3.9; para ello, se considerará la corriente D como la masa inicial de partículas de NFU (W_0) mientras que, la corriente I como la masa final de partículas de NFU (W). De esta manera, la fracción de pérdida de masa total es:

$$\alpha = \frac{425,00 \text{ kg} - 175,52 \text{ kg}}{425,00 \text{ kg}} = 0,59$$

- *Resultados de la cinética de pérdida de masa*

En la Tabla 4.1, se exponen los parámetros cinéticos de pérdida de masa obtenidos para las 3 reacciones involucradas correspondientes a las expresadas en las Ecuaciones 3.1, 3.3 y 3.5 de acuerdo con el modelo integrado propuesto por Cheung et al. (2011).

Tabla 4.1. Parámetros de la cinética de pérdida de masa

Parámetro	Reacción Ecuación 3.1	Reacción Ecuación 3.3	Reacción Ecuación 3.5
Factor pre-exponencial, A_i (s^{-1})	7,70E+04	8,38E+06	2,07E+07
Energía de activación, E_{a_i} (J/mol)	69,73E+03	118,04E+03	128,92E+03
Orden de reacción, n_i	2,26	0,93	0,90

Fuente: (Cheung et al., 2011, p. 858)

Los resultados experimentales y ajustados de las gráficas TGA y DTG resultantes del estudio de la cinética de pérdida de masa se presentan en el Anexo I.

- *Resultados de la cinética exotérmica*

En la Tabla 4.2, se describen los parámetros resultantes de la cinética exotérmica de las 2 reacciones involucradas correspondientes a las presentadas en las Ecuaciones 3.2 y 3.4 de acuerdo con el modelo integrado propuesto por Cheung et al. (2011).

Tabla 4.2. Parámetros de la cinética exotérmica

Parámetro	Reacción Ecuación 3.2	Reacción Ecuación 3.4
Factor pre-exponencial, A_{c_j} (s^{-1})	4,12E+06	9,09E+06
Energía de activación, E_{c_j} (J/mol)	88,02E+03	103,95E+03
Orden de reacción, n_{c_j}	1,74	0,89

Fuente: (Cheung et al., 2011, p. 859)

4.1.3. CONDENSACIÓN Y ENFRIAMIENTO

En la Figura 4.3, se presenta el diagrama correspondiente a esta etapa.



Figura 4.3. Corrientes involucradas en la etapa de condensación y enfriamiento

De acuerdo con Li et al. (2004), una vez que el craqueo térmico de los NFU ha generado materia volátil esta debe abandonar rápidamente el reactor con el fin de reducir su tiempo de residencia y evitar reacciones secundarias por esta razón, el proceso de pirólisis se considera semicontinuo y la corriente H' corresponde al flujo másico de gases que saldrán del reactor e ingresarán a la etapa de condensación y enfriamiento para la obtención de su fracción líquida (p. 5134).

La corriente de gases (H) proveniente del reactor corresponde a 326,80 kg; la temperatura óptima de pirólisis (500 °C) se alcanza a 0,85 h de iniciado el proceso pirolítico, cuyo tiempo total es de 1,5 h (Cheung et al., 2011, p. 863). Por lo tanto, la diferencia entre el tiempo total de pirólisis y el tiempo en alcanzar la temperatura óptima corresponde al tiempo de generación y salida de los gases cuyo valor es de 0,65 h; dato que se utilizará para determinar el flujo másico de gases que ingresará al intercambiador de calor y que se calculará a partir de la Ecuación 4.8.

$$H' = \frac{\text{masa gases (kg)}}{\text{tiempo generación y salida gases (h)}} \quad [4.8]$$

Entonces,

$$H' = \frac{326,80 \text{ kg}}{0,65 \text{ h}} = 502,77 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

A la salida del intercambiador de calor se obtendrá la corriente J' cuyo flujo másico es el mismo de la corriente de entrada H' es decir; 502,77 kg/h puesto que en este proceso se llevará a cabo una transferencia de energía y a la salida de esta etapa se obtendrá una mezcla líquido-gas. Dado que para el balance de energía en esta etapa se requiere conocer el flujo másico de la fracción

condensable y no condensable es necesario analizar la composición de la corriente H la misma que consiste en una mezcla de gases pirolíticos y gases de combustión.

Los gases pirolíticos están conformados por gases pirolíticos condensables y no condensables; se asumirá que los gases de combustión no interactúan con los gases pirolíticos y por ende no alteran su composición y propiedades, además, tampoco se condensarán. De este análisis se concluye que la fracción condensable de la corriente H' lo conforman los gases pirolíticos condensables mientras que, la fracción no condensable corresponde a la suma de los gases pirolíticos no condensables y los gases de combustión.

Para determinar el flujo másico de gases pirolíticos se utilizará la Ecuación 4.8; para ello, la masa de estos gases (m_{gp}) y su tiempo de generación y salida corresponden a los establecidos previamente en esta sección. De esta manera el flujo másico de gases pirolíticos es (\dot{m}_{gp}):

$$\dot{m}_{gp} = \frac{249,48 \text{ kg}}{0,65 \text{ h}} = 383,82 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Los gases pirolíticos tienen una composición de 76,83 % p/p de gases pirolíticos condensables y 23,17 % p/p de gases pirolíticos no condensables, estos valores se determinaron con base en los rendimientos de los productos pirolíticos finales obtenidos en el estudio ejecutado por Li et al. (2004). A partir de esta composición se calcularán los flujos másicos tanto de la fracción de gases pirolíticos condensables (\dot{m}_{gpc}) como de la no condensable (\dot{m}_{gpnc}) (p. 5136). De esta manera, el flujo másico de gases pirolíticos condensables denominado flujo másico de condensado (\dot{m}_c) es:

$$\dot{m}_{gpc} = 383,82 \frac{\text{kg gases pirolíticos}}{\text{h}} \times \frac{76,83 \text{ kg condensado}}{100 \text{ kg gases pirolíticos}}$$

$$\dot{m}_{gpc} = \dot{m}_c = 294,89 \frac{\text{kg condensado}}{\text{h}}$$

Mientras que, el flujo másico de gases pirolíticos no condensables es:

$$\dot{m}_{\text{gpnc}} = 383,82 \frac{\text{kg gases pirolíticos}}{\text{h}} \times \frac{23,17 \text{ kg gas no condensable}}{100 \text{ kg gases pirolíticos}}$$

$$\dot{m}_{\text{gpnc}} = 88,93 \frac{\text{kg gas no condensable}}{\text{h}}$$

Para determinar el flujo másico de los gases de combustión se utilizará la Ecuación 4.8; para ello, la masa de estos gases (m_{gcomb}) y su tiempo de generación y salida corresponden a los establecidos previamente en esta sección. De esta manera el flujo másico de los gases de combustión es:

$$\dot{m}_{\text{gcomb}} = \frac{77,32 \text{ kg}}{0,65 \text{ h}} = 118,95 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Con base en los resultados obtenidos del flujo másico de gases pirolíticos no condensables (\dot{m}_{gpnc}) y gases de combustión (\dot{m}_{gcomb}) junto con la especificación de que la fracción no condensable corresponde a la suma de estos gases, el flujo másico de gas no condensable (\dot{m}_{NC}) es:

$$\dot{m}_{\text{NC}} = 88,93 \frac{\text{kg gas no condensable}}{\text{h}} + 118,95 \frac{\text{kg gases combustión}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_{\text{NC}} = 207,88 \frac{\text{kg gas no condensable}}{\text{h}}$$

4.1.4. SEPARACIÓN LÍQUIDO-GAS

En la Figura 4.4, se presenta el diagrama correspondiente a esta etapa.



Figura 4.4. Corrientes involucradas en la etapa de separación líquido-gas

La corriente J' proveniente del proceso de condensación y enfriamiento consiste en una mezcla líquido-gas cuyo flujo másico es de 502,77 kg/h; a la salida de esta etapa se generarán las corrientes K' (combustible líquido) y L' (gas no condensable) cuyos flujos másicos corresponden a los calculados previamente en esta sección como flujo másico de condensado (\dot{m}_C) y de gas no condensable (\dot{m}_{NC}) respectivamente. Estos valores se determinaron con base en los rendimientos de los productos pirolíticos finales obtenidos en la investigación de pirólisis de NFU ejecutada a escala piloto por Li et al. (2004).

Por lo tanto, la corriente K' de combustible líquido tiene un flujo másico de 294,89 kg/h mientras que, la corriente L' de gas no condensable posee un flujo másico de 207,88 kg/h.

4.2. BALANCE DE ENERGÍA

4.2.1. PIRÓLISIS

- *Resultados de los parámetros de flujo de calor*

En la Tabla 4.3, se presentan los resultados correspondientes al calor sensible, calor de reacción y calor latente para cada una de las reacciones involucradas en el mecanismo de reacción planteado a diferentes velocidades de calentamiento como se señaló en la sección 3.1 de acuerdo con el modelo integrado propuesto por Cheung et al. (2011).

Tabla 4.3. Valores de cambios de entalpía

Calor sensible (q_s , kJ/kg)	Velocidad de calentamiento (β)			
	2 °C/min	5 °C/min	10 °C/min	20 °C/min
	598,84	621,07	661,10	673,46
Calor de reacción (q_{exo} , kJ/kg)	2 °C/min	5 °C/min	10 °C/min	20 °C/min
Reacción Ecuación 3.2	-95,34	-166,04	-42,48	-41,62
Reacción Ecuación 3.4	-372,40	-159,07	-195,57	-72,88
Calor latente (q_{vap} , kJ/kg)	2 °C/min	5 °C/min	10 °C/min	20 °C/min
Reacción Ecuación 3.1	27,32	31,01	27,32	28,14
Reacción Ecuación 3.3	18,76	43,93	61,38	266,07
Reacción Ecuación 3.5	70,27	71,76	186,03	0

Fuente: (Cheung et al., 2011, p. 859)

La gráfica y el análisis de los resultados de la variación del flujo de calor a diferentes velocidades de calentamiento se presentan en el Anexo II.

Para este trabajo se considerará una velocidad de calentamiento en el equipo de pirólisis de 10 °C/min, por lo tanto, para determinar el cambio entálpico global (ΔH_{global}) se considerarán los resultados expuestos en la Tabla 4.3 para dicha velocidad. El cálculo se realizará a partir de la Ecuación 3.13 así:

$$\Delta H_{global} = \text{Calor sensible} + \text{Calor de reacción} + \text{Calor latente}$$

$$\Delta H_{global} = q_s + q_{exoRxEc3.2} + q_{exoRxEc3.4} + q_{vapRxEc3.1} + q_{vapRxEc3.3} + q_{vapRxEc3.5}$$

$$\Delta H_{global} = 661,10 + (-42,48) + (-195,57) + 27,32 + 61,38 + 186,03$$

$$\Delta H_{global} = 697,78 \frac{\text{kJ}}{\text{kg NFU}}$$

- *Tiempo de pirólisis y energía requerida*

Cheung et al. (2011), plantearon el desarrollo del proceso de pirólisis a través de una estrategia convencional y del caso de múltiples etapas, el análisis de los resultados obtenidos de dichos estudios se presenta en el Anexo II. Para establecer el tiempo de pirólisis y la energía aplicada por unidad de masa de NFU se consideró los resultados del caso de estudio de múltiples etapas propuesto con la finalidad de optimizar el proceso de pirólisis, estos resultados se presentan en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4. Resultados del caso de múltiples etapas

	Energía aplicada por unidad de masa (kJ/kg NFU)	Tiempo de pirólisis (h)
Caso múltiples etapas	534,75	1,47

Fuente: (Cheung et al., 2011, p. 863)

Por lo tanto, con base en los resultados del caso de múltiples etapas y si se considera que en un semilote se tratarán en el reactor pirolítico 425 kg de NFU, la cantidad de energía requerida por el sistema (ΔH_{sm1}) es:

$$\Delta H_{sm1} = 425,00 \text{ kg NFU} \times 534,75 \frac{\text{kJ}}{\text{kg NFU}}$$

$$\Delta H_{sm1} = 227\,268,75 \text{ kJ}$$

- *Flujo de combustible requerido*

Como ya se especificó en la sección 3.1 el combustible que se utilizará para la generación de los gases de combustión será GLP cuya masa requerida para llevar a cabo el proceso de pirólisis de un semilote se calculará por medio de la Ecuación 4.5:

$$m_{GLP1} = \frac{\Delta H_{sm1}}{P_{C_{GLP}}} \quad [4.5]$$

Donde:

m_{GLP1} : masa de GLP requerido en un proceso semilote de pirólisis de NFU (kg)
 $P_{C_{GLP}}$: poder calórico del GLP (10 830 kcal/kg) (LOJAGAS, 2017)

La energía requerida para un proceso semilote (ΔH_{sm1}) corresponde a la calculada previamente en esta sección. De esta manera, la masa de combustible GLP requerido en un proceso semilote de pirólisis de NFU es:

$$m_{GLP1} = \frac{227\,268,75 \text{ kJ}}{10\,830 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \times \frac{4,184 \text{ kJ}}{1 \text{ kcal}}}$$

$$m_{GLP1} = 5,02 \text{ kg}$$

El GLP se utilizará como combustible para el tratamiento de 2 procesos semilotes diarios, esto porque parte del gas no condensable obtenido como producto final del proceso de producción se utilizará a manera de reciclo para hacer del proceso de pirólisis autosuficiente, este gas reciclo se empleará para llevar a cabo 2 procesos semilotes diarios en los cuales reemplazará a la corriente de GLP. El cálculo de la corriente de combustible gas reciclo junto con el de aire requerido se presenta en el Anexo II.

4.2.2. CONDENSACIÓN Y ENFRIAMIENTO

De acuerdo con la Ecuación 3.32, el flujo calórico total transferido en el intercambiador de calor (Q_T) está en función del flujo calórico de condensación de los gases condensables (Q_{CgC}) del flujo calórico de enfriamiento de los gases condensables (Q_{EgC}) y del flujo calórico de enfriamiento de los gases no condensables (Q_{EgNC}); por lo tanto, se determinarán estos flujos requeridos para el posterior cálculo del flujo calórico total transferido en el intercambiador de calor.

El flujo calórico de condensación de los gases condensables (Q_{CgC}) se calculará a partir de la Ecuación 3.33; para ello, el flujo másico de condensado (\dot{m}_C) corresponde al calculado en la sección 4.1, mientras que, el valor de la entalpía

de vaporización (ρ) es el planteado en la Tabla 3.7. De esta manera, el flujo calórico de condensación de los gases condensables es:

$$Q_{CgC} = 294,89 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,253,50 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 369\,644,62 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

El flujo calórico de enfriamiento de los gases condensables (Q_{EgC}) se calculará a partir de la Ecuación 3.34; para ello, el flujo másico de condensado (\dot{m}_C) es el calculado en la sección 4.1, los valores de temperatura de entrada (T_{ec}) y salida (T_{sc}) del condensado corresponden a los descritos en la sección 3.1 mientras que, la capacidad calórica del condensado (C_{pl}) se determinará a partir de la Figura 3.6 para lo cual, se considerará una temperatura promedio del condensado definida entre la temperatura de entrada y salida en conjunto con la gravedad API del hidrocarburo líquido establecida en la Tabla 2.8. De esta manera, el flujo calórico de enfriamiento de los gases condensables es:

$$Q_{EgC} = 294,89 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 2,931 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \text{ } ^\circ\text{C}} \times (500 - 15)^\circ\text{C} = 419\,196,46 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

El flujo de enfriamiento de los gases no condensables (Q_{EgNC}) se calculará a partir de la Ecuación 3.35; para ello, el flujo másico de gases no condensables (\dot{m}_{NC}) corresponde al calculado en la sección 4.1, la capacidad calórica de los gases no condensables (C_{pg}) es la definida en la Tabla 3.7, mientras que, los valores de temperatura de entrada (T_{eg}) y salida (T_{sg}) de los gases no condensables corresponden a los descritos en la sección 3.1. De esta manera, el flujo calórico de enfriamiento de los gases no condensables es:

$$Q_{EgNC} = 207,88 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1,554 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \text{ } ^\circ\text{C}} \times (500 - 15)^\circ\text{C} = 156\,677,08 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

Por lo tanto, al reemplazar en la Ecuación 3.32 los valores obtenidos de los flujos calóricos Q_{CgC} , Q_{EgC} y Q_{EgNC} el flujo calórico total transferido en el intercambiador de calor (Q_T) es:

$$Q_T = 369\,644,62 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} + 419\,196,46 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} + 156\,677,08 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

$$Q_T = 945\,518,16 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

El flujo másico de agua ($\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}}$) necesario para un proceso semilote se calculará a partir de la Ecuación 3.36; para ello, el calor total transferido en el intercambiador de calor (Q_T) corresponde al calculado previamente en esta sección, mientras que, la capacidad calórica del agua ($C_{p\text{H}_2\text{O}}$) y sus temperaturas de entrada (t_e) y salida (t_s) corresponden a las descritas en la sección 3.1. De esta manera, el flujo másico de agua es:

$$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{945\,518,16 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{4,176 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times (90 - 14)^\circ\text{C}}$$

$$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} = 2\,979,17 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

4.3. DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS

4.3.1. DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS PRINCIPALES

4.3.1.1. Galpón de almacenamiento

Los neumáticos usados se dispondrán en un galpón de almacenamiento que se construirá sobre un terreno plano en una superficie de hormigón; con base en las recomendaciones presentadas en la Tabla 3.1 los neumáticos fuera de uso se colocarán en pilas con una pendiente de 30° puesto que se apilarán de forma natural, además, entre pila y pila existirá una distancia de separación de 15 m. De acuerdo con la capacidad establecida, a diario se procesarán alrededor de

345 neumáticos usados de RIN no superior a 14, una llanta promedio de este tipo posee un diámetro de aproximadamente 62 cm y un ancho de 19 cm (PIRELLI, 2020).

Sobre la base de los criterios de dimensiones máximas de pilas de neumáticos planteadas en la Tabla 3.1 junto con los valores de diámetro y ancho del neumático se determinó la formación de una pila de 1,90 m alto/ 5,00 m largo/ 3,04 m ancho dentro de la cual se apilarán alrededor de 357 NFU requeridos para una producción diaria, sin embargo, con la finalidad de evitar contratiempos con respecto a la disponibilidad de los neumáticos, se establece un stock de la materia prima de 2 días.

4.3.1.2. Trituradora primaria, trituradora secundaria y separador magnético

A partir de la búsqueda en catálogos y proveedores de este tipo de maquinaria se seleccionaron los siguientes equipos (ECO GREEN, 2020):

- *ECO Green's Monster single-shaft Shredder*: es una trituradora primaria cortante de cilindros con cuchillas, la cual reducirá los NFU hasta un tamaño de partícula entre 2 y 6 in, está provista de una unidad hidráulica personalizada y un conjunto de 28 cuchillas, proporciona años de operación sin preocupaciones de costos de operación y mantenimientos mínimos.
- *Hybrid 140*: este equipo realizará el proceso de trituración secundaria y la separación del acero de manera que se obtendrán trozos de neumáticos entre 16 y 25 mm libres de metal hasta en un 99 %, la trituradora es de tipo cortante de cilindros con cuchillas provista de un sistema de 114 cuchillas, mientras que, la separación del metal se realizará por medio de una banda o cinturón magnético.

4.3.1.3. Horno rotatorio pirolítico

El equipo que se empleará para llevar a cabo el proceso de pirólisis consistirá en un horno rotatorio de cuerpo cilíndrico cuya capa externa lo conformará una plancha metálica de acero, mientras que, su capa interna lo constituirá un material refractario con el objetivo de evitar deformaciones en el acero por las elevadas temperaturas a las que se someterá y de evitar pérdidas de energía con la finalidad de optimizar el ahorro energético.

Para su dimensionamiento se utilizarán los datos del estudio de pirólisis de NFU ejecutado a escala piloto por Li et al. (2004) y a partir de las ecuaciones planteadas en la sección 3.1 se determinará el diámetro y longitud del reactor pirolítico para procesar la carga por semilote definida en 425 kg de NFU, estas dimensiones se nombrarán a continuación como diámetro y longitud del horno rotatorio a escala industrial que es el requerido para el desarrollo de este proyecto.

- *Diámetro y longitud del horno a escala industrial*

En primer lugar, se determinará el flujo volumétrico del material que ingresó al horno en el trabajo realizado a escala piloto por Li et al. (2004), este se calculará por medio de la Ecuación 4.9.

$$Q = \frac{\text{tasa de alimentación (kg/h)}}{\text{densidad del material (kg/m}^3\text{)}} \quad [4.9]$$

Donde:

Q : flujo volumétrico del material (m³/h)

De acuerdo con la información de densidad del material y tasa de alimentación presentadas en las Tablas 2.4 y 3.2 respectivamente, el flujo volumétrico del material que ingresó al horno rotatorio en el estudio a escala piloto (Q_{ep}) es:

$$Q_{ep} = \frac{15 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{1098 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,0137 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Se calculará el área transversal del horno rotatorio utilizado a escala piloto a través de la Ecuación 4.10.

$$A = \frac{\pi}{4} \times \emptyset^2 \quad [4.10]$$

Donde:

A: área transversal del horno (m^2)

\emptyset : diámetro del horno (m)

El valor del diámetro del horno a escala piloto (\emptyset_{ep}) corresponde al planteado en la Tabla 3.2. De esta manera, el área transversal del horno rotatorio utilizado a escala piloto (A_{ep}) es:

$$A_{ep} = \frac{\pi}{4} \times 0,3^2 = 0,0707 \text{ m}^2$$

La velocidad de desplazamiento del material en el interior del horno empleado a escala piloto (V_{ep}) se calculará a partir de la Ecuación 3.29; para ello, los valores de flujo de material (Q_{ep}) y de área de la sección transversal del horno rotatorio (A_{ep}) corresponden a los calculados previamente en esta sección, mientras que, el grado de llenado (G_{ll}) se determinó a partir del dato de la inclinación del horno establecido en la Tabla 3.2, sobre la base de este referente y de los criterios planteados en las Tablas 3.4 y 3.5, se obtuvo un porcentaje de llenado del horno del 11 %. De esta manera, la velocidad de desplazamiento del material en el interior del horno utilizado a escala piloto es:

$$V_{ep} = \frac{100 \times 0,0137}{60 \times 0,0707 \times 0,11}$$

$$V_{ep} = 2,94 \frac{\text{m}}{\text{min}}$$

Para el cálculo del diámetro y longitud del horno a escala industrial en primera instancia, se calculará el flujo volumétrico del material (Q_{ei}) a partir de la Ecuación 4.9 para ello, se considerará que el flujo de alimentación del material al reactor es de 425 kg/h y la densidad corresponde a la presentada en la Tabla 2.4. De esta manera, el flujo volumétrico del material en el horno a escala industrial es:

$$Q_{ei} = \frac{425 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{1\,098 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,387 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

El área transversal del horno a escala industrial (A_{ei}) se determinará a partir de la Ecuación 3.29; para ello, los valores de flujo volumétrico del material (Q_{ei}), grado de llenado (G_{II}) y velocidad de desplazamiento del material en el interior del horno (V_{ep}) corresponden a los calculados previamente en esta sección. De esta manera, el área transversal del horno a escala industrial es:

$$2,94 = \frac{100 \times 0,387}{60 \times A_{ei} \times 0,11}$$

$$A_{ei} = 1,994 \text{ m}^2$$

A partir de la Ecuación 4.10 y del área transversal del horno a escala industrial calculada previamente en esta sección, se calculará el diámetro interno del mismo (ϕ_{ei}):

$$1,994 = \frac{\pi}{4} \times \phi_{ei}^2$$

$$\phi_{ei} = 1,59 \text{ m} \approx 1,6 \text{ m}$$

Si, la relación longitud/diámetro del horno rotatorio es igual a 10 (Li et al., 2004, p. 5136), la longitud del horno a escala industrial (L_{ei}) es:

$$L_{ei} = 16,0 \text{ m}$$

- *Tiempo de permanencia del material en el interior del horno*

El tiempo de permanencia del material en el interior del horno (t) a escala industrial se calculará a partir de la Ecuación 3.30; para ello, el valor del talud natural del material (θ) corresponde al definido en la Tabla 2.4, se considera un factor de estrangulación (F) igual a 1, la pendiente del horno (σ) y la velocidad de rotación (n) son las definidas en la Tabla 3.2, mientras que, el diámetro (ϕ_{ei}) y longitud del horno (L_{ei}) corresponden a los calculados previamente en esta sección. De esta manera, el tiempo de permanencia del material es:

$$t = \frac{1,77 \times \sqrt{38,2} \times 16 \times 1}{2 \times 1,6 \times 0,6}$$

$$t = 91,16 \text{ min} = 1,52 \text{ h}$$

El resultado obtenido del tiempo de permanencia del material en el horno o tiempo de pirólisis se asemeja al tiempo obtenido por la estrategia de múltiples etapas planteado en el estudio cinético y de flujo de calor realizado por Cheung et al. (2011) establecido en 1,5 h. Este cálculo se realizó con el objetivo de corroborar dicha información.

- *Cuerpo*

Para el material de la carcasa metálica se ha seleccionado el acero ASTM A36 por su alta resistencia y fuerza, este acero tiene una densidad de 7 860 kg/m³ y una conductividad térmica de 31,30 W/m K; dada su composición química simple, es muy fácil de soldar, razón por la cual es un material estructural muy empleado

a nivel industrial; el espesor de la carcasa será de 0,06 m (AAMSA, 2020; Cárdenas, 2014, p. 75; Orduz, 2012, p. 76).

Con base en los catálogos de la empresa ERECOS (2020) y acorde a las sugerencias con respecto a materiales de construcción para hornos de tipo rotatorio, se seleccionó el ladrillo refractario ER-40, este tipo de ladrillo es de baja alúmina y corresponde a la clasificación Super Duty según la ASTM C-27; el espesor de la capa de ladrillo refractario ER-40 se establece en 180 mm como sugerencia de acuerdo con los datos de la Tabla 3.6. Las propiedades de este ladrillo se presentan en la Tabla 4.5.

Tabla 4.5. Propiedades del ladrillo refractario ER-40

Composición química (%)	Al ₂ O ₃ : 45,2 SiO ₂ : 50,5
Densidad aparente (g/cm³)	2,16-2,26
Porosidad aparente (%)	16,0-20,0

Fuente: (ERECOS, 2020)

El diámetro externo del horno rotatorio a escala industrial se calculará a través de la Ecuación 4.11.

$$\varnothing_{ex} = \varnothing_{ei} + (2 \times e_m) + (2 \times e_r) \quad [4.11]$$

Donde:

\varnothing_{ex} : diámetro externo del horno rotatorio (m)

e_m : espesor de la carcasa metálica (m)

e_r : espesor del ladrillo refractario (m)

El diámetro interno del horno rotatorio a escala industrial, el espesor de la carcasa metálica y el espesor del ladrillo refractario corresponden a los determinados anteriormente en esta sección. Por lo tanto, el diámetro externo del horno rotatorio es:

$$\varnothing_{\text{ex}} = 1,60 \text{ m} + (2 \times 0,06 \text{ m}) + (2 \times 0,18\text{m}) = 2,08 \text{ m}$$

En la Figura 4.5 se presenta el esquema de los componentes de un horno tipo rotatorio, donde: 1) horno rotatorio, 2) soporte, 3) pistas de rodadura, 4) rodillos, 5) rodamiento, 6) ejes de rodillos, 7) motorreductor, 8) piñón, 9) corona, 10) quemador, 11) entrada del material y 12) salida del material (Orduz, 2012 p. 25).

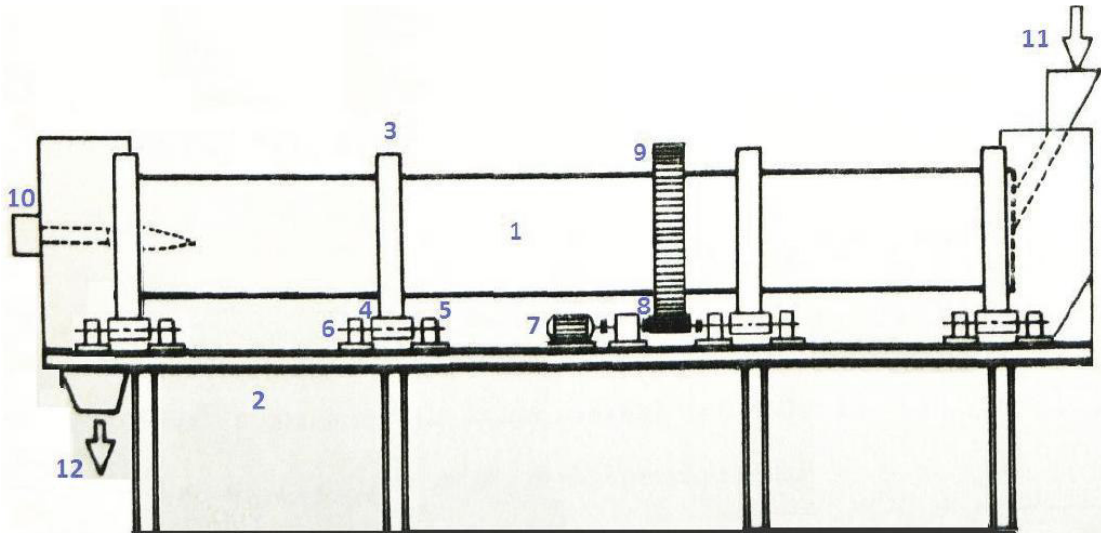


Figura 4.5. Esquema de los componentes estructurales de un horno rotatorio
Fuente: (Orduz, 2012 p. 25)

4.3.1.4. Intercambiador de calor

- *Tipo de intercambiador:* para establecer el factor de corrección (F_T), se calcularán los valores de R y P de acuerdo con lo planteado en la Figura 3.7; para ello, los valores de temperatura de entrada (T_e) y salida (T_s) de los gases y los de temperatura de entrada (t_e) y salida (t_s) del agua de enfriamiento corresponden a los descritos en la sección 3.1. De esta manera, los valores de R y P son:

$$R = \frac{t_e - t_s}{T_s - T_e} = \frac{14 - 90}{15 - 500} = 0,16$$

$$P = \frac{T_s - T_e}{t_e - T_e} = \frac{15 - 500}{14 - 500} = 0,99$$

Al ingresar en la Figura 3.7 con los valores de R y P obtenidos se establece un factor de corrección de 0,81 para un intercambiador de calor de configuración 2:4 (2 pasos por la coraza y 4 pasos por los tubos), este resultado es acorde al criterio especificado en la sección 3.1, en el cual se definió que el valor de F_T para un diseño conservador del equipo debe ser mayor a 0,8.

- *Número de tubos del intercambiador de calor (n_t):* el tipo de disposición seleccionada para el banco de tubos es el de arreglo en cuadro; con base en los datos de la Tabla 3.8, y al considerar que los diámetros comunes BWG recomendados son los de $\frac{3}{4}$ a 1 in, se decide el empleo de tubos cuyo diámetro externo sea de 1 in (0,025 m) con un BWG de 12 cuya área de flujo por tubo (A_{ft}) es de 0,480 in² (3,10E-04 m²) (Carrero, 2011, p. 32).

Una vez seleccionado el tipo de tubos se procede a calcular su número, para eso, es necesario determinar el área del flujo de gas (A_{fg}) que circulará por el interior de los tubos el cual se determinará a partir de la Ecuación 3.38; para ello, el flujo másico de gases (\dot{m}_g) corresponde a la corriente H' cuyo valor se determinó en la sección 4.1, la velocidad de los gases (V_g) se establecerá como un valor promedio entre el rango mínimo y máximo de velocidad permitido para un fluido de gases de alta densidad que circula por los tubos de acuerdo con los datos de la Tabla 3.9 mientras que, la densidad de los gases (ρ_g) corresponde a la definida en la sección 3.1. De esta manera, el área del flujo de gas es:

$$A_{fg} = \frac{502,77 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{54\,864,00 \frac{\text{m}}{\text{h}} \times 2,247 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$A_{fg} = 4,08\text{E} - 03 \text{ m}^2$$

El número de tubos del intercambiador de calor se calculará a partir de la Ecuación 3.37; para esto, el área del flujo de gas (A_{fg}), el área de flujo por tubo (A_{ft}) y el número de pasos por los tubos (n_{pt}) corresponden a los determinados

previamente en esta sección. De esta manera, el número de tubos del intercambiador de calor es:

$$n_t = \frac{4,08E - 03 \text{ m}^2 \times 4}{3,10E - 04 \text{ m}^2}$$

$$n_t = 52,64 \approx 53 \text{ tubos}$$

- *Espaciamiento entre tubos (P_T):* el espaciamiento entre tubos se definirá de acuerdo con la Ecuación 3.40, cuyo rango de valores está en función del diámetro externo del tubo seleccionado; puesto que el diámetro externo del tubo (d_e) es de 1 in, el espaciamiento entre tubos se establece en el siguiente rango:

$$1,25 \times 1 \text{ in} < P_T < 1,33 \times 1 \text{ in}$$

$$1,25 \text{ in} < P_T < 1,33 \text{ in}$$

Sobre la base de estos resultados el espaciamiento entre tubos se define en 1,25 in (0,032 m) correspondiente al límite inferior del rango calculado ya que existe mayor información con respecto a los tubos de condensadores e intercambiadores de calor bajo esta característica. En la Tabla 4.6, se describen los datos del número de tubos apropiados y diámetro interno de la coraza (D_i) establecidos según Kern (1999).

Tabla 4.6. Datos del número de tubos para condensadores e intercambiadores de calor

Tubos de $d_e = 1$ in, arreglo en cuadro de $1\frac{1}{4}$ in					
Coraza D_i (in)	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	21	16	14	-	-
10	32	32	26	24	-
12	48	45	40	38	36
$13\frac{1}{4}$	61	56	52	48	44

Tabla 4.6. Datos del número de tubos para condensadores e intercambiadores de calor
(continuación...)

Tubos de $d_e = 1$ in, arreglo en cuadro de $1\frac{1}{4}$ in					
Coraza D_i (in)	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
$15\frac{1}{4}$	81	76	68	68	64
$17\frac{1}{4}$	112	112	96	90	82
$19\frac{1}{4}$	138	132	128	122	116
$21\frac{1}{4}$	177	166	158	152	148
$23\frac{1}{4}$	213	208	192	184	184
25	260	252	238	226	222
27	300	288	278	268	260

Fuente: (Kern, 1999, p. 946)

- *Espaciamiento entre deflectores (B) y área de flujo por la coraza (A_c):* de acuerdo con los datos propuestos en la Tabla 4.6 y con el número de tubos del intercambiador de calor calculados, el número óptimo de tubos para: tubos de 1 in de diámetro externo, colocados en arreglo en cuadro de $1\frac{1}{4}$ in de paso y cuatro pasos por los tubos es de 68, valor más aproximado al límite superior del calculado (53 tubos), también se observa que a este número de tubos le corresponde un diámetro de coraza de $15\frac{1}{4}$ in (0,39 m). Definido el diámetro interno de la coraza se calculará el área de flujo por la coraza, para este fin, previamente se definirá el espaciamiento entre deflectores a partir de la Ecuación 3.39 cuyo rango de valores está en función del diámetro interno de la coraza (D_i) cuyo valor es de $15\frac{1}{4}$ in por lo tanto, el espaciamiento entre deflectores se establece en el siguiente rango:

$$\frac{1}{5} \times 15\frac{1}{4} \text{ in} < B < 15\frac{1}{4} \text{ in}$$

$$3,05 \text{ in} < B < 15,25 \text{ in}$$

El espaciamiento entre deflectores se definirá como un valor promedio entre el límite inferior y superior del rango establecido es decir, equivale a 9,15 in

(0,23 m). De esta manera, se calculará el área de flujo por la coraza (A_c) a partir de la Ecuación 3.41; para ello, el diámetro interno de la coraza (D_i), el espaciamiento entre deflectores (B), el espaciamiento entre tubos (P_T), el diámetro externo del tubo (d_e) y el número de pasos por la coraza (n_{pc}) corresponden a los valores definidos previamente en esta sección. De esta manera, el área de flujo por la coraza es:

$$A_c = \frac{15,25 \text{ in} \times 9,15 \text{ in} \times (1,25 - 1,00) \text{ in}}{2 \times 1,25 \text{ in}}$$

$$A_c = 13,95 \text{ in}^2 = 9,00\text{E} - 03 \text{ m}^2$$

A partir del área de flujo por la coraza se calculará la velocidad del agua que circula por la misma (V_{H_2O}) con la finalidad de determinar si esta se encuentra o no en el rango permisible de velocidad de acuerdo con la información planteada en la Tabla 3.9. La velocidad del agua se calculará a partir de la Ecuación 4.12:

$$V_{H_2O} = \frac{\dot{m}_{H_2O}}{A_c \times \rho_{H_2O}} \quad [4.12]$$

Donde:

V_{H_2O} : velocidad del agua que circula por la coraza (m/h)

\dot{m}_{H_2O} : flujo másico del agua que circula por la coraza (kg/h)

ρ_{H_2O} : densidad del agua a temperatura promedio(kg/m³)

Para esto, el flujo másico de agua corresponde al valor calculado en la sección 4.2, la densidad del agua a temperatura promedio es de 986,94 kg/m³; mientras que, el área de flujo por la coraza es el calculado anteriormente en esta sección (Perry, 2001, p2-99). De esta manera, la velocidad del agua que circula por la coraza es:

$$V_{H_2O} = \frac{2\,979,17 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{9,00\text{E} - 03 \text{ m}^2 \times 986,94 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V_{H_2O} = 335,40 \frac{\text{m}}{\text{h}} = 0,31 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Como se observa en la Tabla 3.9, el rango permisible de velocidad para el fluido agua que circula por el lado de la coraza está entre 2-4 ft/s, es decir, de acuerdo con el resultado obtenido de 0,31 ft/s (0,09 m/s) no se cumple dicho criterio. Por esta razón, el cálculo del diámetro interno de la coraza se llevará a cabo por medio de la Ecuación 4.13.

$$D_i = (\sqrt{n_t} \times P_T) + P_T \quad [4.13]$$

Definido el número de tubos necesarios del intercambiador de calor en 53 y un espaciamiento entre tubos de 1,25 in; el diámetro interno de la coraza es:

$$D_i = (\sqrt{53} \times 1,25 \text{ in}) + 1,25 \text{ in}$$

$$D_i = 10,35 \text{ in (0,26 m)}$$

Con base en este resultado y a través de la Ecuación 3.39 cuyo rango de valores está en función del diámetro interno de la coraza, el espaciamiento entre deflectores se establece en el siguiente rango:

$$\frac{1}{5} \times 10,35 \text{ in} < B < 10,35 \text{ in}$$

$$2,07 \text{ in} < B < 10,35 \text{ in}$$

Con el objetivo de que la velocidad del agua que circula por la coraza incremente su valor y se encuentre entre el rango permisible establecido en la Tabla 3.9, se define un espaciamiento entre deflectores correspondiente al valor del límite

inferior del rango calculado, es decir; 2,07 in (0,052 m). De esta manera, el área de flujo que circula por la coraza se calculará nuevamente a través de la Ecuación 3.41; para ello, el valor del diámetro interno de la coraza (D_i), el espaciamiento entre deflectores (B), el espaciamiento entre tubos (P_T), el diámetro externo del tubo (d_e) y el número de pasos por la coraza (n_{pc}) corresponden a los definidos previamente en esta sección. De esta manera, el área de flujo por la coraza es:

$$A_c = \frac{10,35 \text{ in} \times 2,07 \text{ in} \times (1,25 - 1,00) \text{ in}}{2 \times 1,25 \text{ in}}$$

$$A_c = 2,14 \text{ in}^2 = 1,38\text{E} - 03 \text{ m}^2$$

Entonces, la velocidad del agua que circula por la coraza se calculará de nuevo a partir de la Ecuación 4.12; para ello, el flujo másico de agua (\dot{m}_{H_2O}) corresponde al valor calculado en la sección 4.2, la densidad del agua a temperatura promedio es de 986,94 kg/m³; mientras que, el área de flujo por la coraza es la calculada anteriormente en esta sección (Perry, 2001, p2-99). De esta manera, la velocidad del agua que circula por la coraza es:

$$V_{H_2O} = \frac{2\,979,17 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{1,38\text{E} - 03 \text{ m}^2 \times 986,94 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V_{H_2O} = 2\,187,39 \frac{\text{m}}{\text{h}} = 2,00 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Como se observa en la Tabla 3.9, el rango permisible de velocidad para el fluido agua que circula por el lado de la coraza está entre 2-4 ft/s, es decir, de acuerdo con el resultado obtenido de 2,00 ft/s (0,61 m/s) si se cumple dicho criterio y las especificaciones planteadas son correctas.

- *Coefficiente de transferencia global de calor (U):* para su cálculo se requiere conocer el área de transferencia de calor (A_T) y la diferencia media logarítmica (LMTD). El área de transferencia de calor está en función de la longitud de los

tubos (L), para definirla se toman en cuenta valores típicos asociados a su construcción, existen tubos de 8, 12, 16 y 20 ft de longitud, si se considera que a mayor longitud menor es la eficiencia de la transferencia de calor, se selecciona una longitud de 16 ft (4,8768 m) (Carrero, 2011, p. 30).

El área de transferencia de calor se calculará a partir de la Ecuación 3.42; para esto, el diámetro externo del tubo (d_e), la longitud de los tubos (L) y el número de tubos del intercambiador (n_t) corresponden a los definidos previamente en esta sección. De esta manera, el área de transferencia de calor es:

$$A_T = \pi \times 0,0254 \text{ m} \times 4,8768 \text{ m} \times 53$$

$$A_T = 20,63 \text{ m}^2$$

Por otra parte, la diferencia media logarítmica se calculará a partir de la Ecuación 3.43; para ello, las temperaturas de entrada (T_e) y salida (T_s) del fluido caliente (gases) y las temperaturas de entrada (t_e) y salida (t_s) del fluido frío (agua) corresponden a las descritas en la sección 3.1. De esta manera, la diferencia media logarítmica es:

$$LMTD = \frac{(500 - 90) - (15 - 14)}{\ln\left(\frac{500 - 90}{15 - 14}\right)}$$

$$LMTD = 67,98 \text{ }^\circ\text{C}$$

El coeficiente de transferencia global de calor se determinará a partir de la Ecuación 3.31, para esto, el área de transferencia de calor (A_T), el factor de corrección (F_T) y la diferencia media logarítmica (LMTD) corresponden a los determinados en esta sección, mientras que, el flujo calórico total transferido en el intercambiador de calor (Q_T) es el calculado en la sección 4.2. De esta manera, el coeficiente de transferencia global de calor es:

$$945\,518,16 \frac{\text{kJ}}{\text{h}} = U \times 20,63 \text{ m}^2 \times 0,81 \times 67,98 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$U = 832,35 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}} = 40,78 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2\text{h}^\circ\text{F}}$$

Como se observa en la Tabla 3.10, si se tiene como fluido caliente gases y como fluido frío agua, el coeficiente de transferencia global de calor se encuentra en un rango entre 2-50 BTU/ft²h°F, el valor obtenido de 40,78 BTU/ft²h° (0,23 kJ/m²s°C) se encuentra dentro de este rango y por lo tanto las especificaciones planteadas son correctas.

- *Material del equipo:* FUNKE (2020) recomiendan utilizar como material de construcción acero inoxidable en los tubos internos, las placas tubulares, los baffles y la cámara de conexión de salida del gas si se trabaja con gases a altas temperaturas; mientras que, para la cámara de entrada de gas y la carcasa sugieren emplear acero al carbono. Bajo estas especificaciones, el tipo de acero inoxidable seleccionado es el acero fino 1.4571; este acero es ampliamente utilizado por su resistencia a las altas temperaturas, es un acero inoxidable austenítico de cromo-níquel-molibdeno, además, se caracteriza por su excelente soldabilidad y buena resistencia a la corrosión (German Special Steel, 2020). Por otra parte, como acero al carbono se ha seleccionado el ST35.8; por su resistencia a soportar condiciones de trabajo de alta temperatura y presión (Leoscor Alloys, 2020).

4.3.1.5. Separador bifásico horizontal

- *Elementos internos del separador:* con base en la información presentada en la sección 3.1 los elementos seleccionados para el separador son los siguientes: desviador de entrada tipo placa desviadora, placa antiespumante, *vortex breaker* y un extractor de niebla tipo malla de alambre por ser el más común en operaciones de producción (Hernández, 2016, p. 39).

- *Velocidad de asentamiento de la gota de líquido (V_t):* esta velocidad se calculará a partir de la Ecuación 3.44, sin embargo, en primer lugar se realizará un proceso iterativo con la finalidad de obtener un valor constante del coeficiente de arrastre (C_D) el cual se requiere para obtener el valor de esta velocidad de asentamiento. El proceso iterativo inicia con la resolución de la Ecuación 4.14.

$$V_1 = 0,0204 \times \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_{gNC}}{\rho_{gNC}} \right) \times d_m \right]^{1/2} \quad [4.14]$$

Para ello, los valores de densidad del líquido (ρ_l) y densidad del gas (ρ_{gNC}) corresponden a los planteados en la Tabla 3.11 mientras que, para definir el tamaño de la gota (d_m) se considerará que por lo general, en el asentamiento de las gotas de líquido en la sección de asentamiento gravitacional el tamaño de la gota varía entre 100 y 140 μm , puesto que dicho valor es desconocido se asume un tamaño promedio de la gota de 120 μm (Hernández, 2016, p. 160; Rangel y Rossi, 2016, p. 70). De esta manera, la velocidad de asentamiento de la gota de líquido en la primera iteración (V_1) es:

$$V_1 = 0,0204 \times \left[\left(\frac{60,06 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} - 0,07 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,07 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \right) \times 120 \mu\text{m} \right]^{1/2}$$

$$V_1 = 6,54 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \left(1,99 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)$$

Se calculará el número de Reynolds a partir de la Ecuación 4.15:

$$Re_1 = 0,0049 \times \frac{\rho_{gNC} \times d_m \times V_1}{\mu_g} \quad [4.15]$$

Para esto, el valor de la viscosidad del gas no condensable (μ_g) se determinó con base en la Figura 3.11 al considerar una temperatura y presión de operación de

15 °C y 72,94 kPa respectivamente, mientras que, la densidad del gas (ρ_{gNC}), el tamaño de la gota (d_m) y la velocidad de asentamiento de la gota de líquido (V_1) corresponden a las definidas anteriormente en esta sección. De esta manera, el número de Reynolds en la primera iteración (Re_1) es:

$$Re_1 = 0,0049 \times \frac{0,07 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 120 \mu\text{m} \times 6,54 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{0,012 \text{ cP}}$$

$$Re_1 = 22,44$$

El coeficiente de arrastre de la partícula se calculará por medio de la Ecuación 4.16:

$$C_{D1} = \frac{24}{Re_1} + \frac{3}{Re_1^{1/2}} + 0,34 \quad [4.16]$$

Para ello, el valor de Reynolds (Re_1) corresponde al calculado previamente en esta sección. De esta manera el coeficiente de arrastre de la partícula en la primera iteración (C_{D1}) es:

$$C_{D1} = \frac{24}{22,44} + \frac{3}{22,44^{1/2}} + 0,34$$

$$C_{D1} = 2,04$$

Finalmente, se calculará el valor de la velocidad de asentamiento final de la gota de líquido (V_{t1}) a través de la Ecuación 3.44; para ello, la densidad del líquido (ρ_l) y la densidad del gas (ρ_{gNC}) corresponden a las planteadas en la Tabla 3.11 mientras que, el tamaño de la gota (d_m) y el coeficiente de arrastre (C_D) son los definidos previamente en esta sección. De esta manera, la velocidad de asentamiento final de la gota de líquido en la primera iteración es:

$$V_{t1} = 0,0119 \times \left[\left(\frac{60,06 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} - 0,07 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,07 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \right) \times \frac{120 \mu\text{m}}{2,042} \right]^{1/2}$$

$$V_{t1} = 2,670 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \left(0,81 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)$$

Para la segunda iteración se sustituirá el valor obtenido de la velocidad de asentamiento final de la gota de líquido (V_{t1}) en la Ecuación 4.15 para obtener el nuevo valor del número de Reynolds (R_e) y consecutivamente los valores del coeficiente de arrastre (C_D) y velocidad de asentamiento final de la gota de líquido (V_t), este proceso se repetirá hasta alcanzar un valor constante del coeficiente de arrastre. En la Tabla 4.7, se presentan los resultados obtenidos de las iteraciones realizadas.

Tabla 4.7. Resultados de las iteraciones para la determinación del coeficiente de arrastre de la partícula (C_D)

Iteración	Número de Reynolds	C_D	V_t	
			(ft/s)	(m/s)
1	22,439	2,042	2,670	0,814
2	9,158	3,952	1,919	0,585
3	6,582	5,155	1,680	0,512
4	5,762	5,755	1,590	0,485
5	5,453	6,025	1,554	0,474
6	5,330	6,142	1,539	0,469
7	5,278	6,193	1,533	0,467
8	5,258	6,212	1,530	0,466
9	5,251	6,219	1,529	0,466
10	5,247	6,219	1,529	0,466

De acuerdo con los resultados presentados en la Tabla 4.7, se concluye que el valor del coeficiente de arrastre es de 6,22.

- *Restricción por capacidad de gas ($d \times L_e$):* esta restricción se calculará a partir de la Ecuación 3.45; para ello, el valor de la relación de la altura de líquido a la altura total (β) corresponde al establecido en la sección 3.1, mientras que, α de determinó a partir de β por medio de la Figura 3.12; se estableció una temperatura (T) y presión (P) de operación de 15 °C y 72,94 kPa respectivamente; se asumió que el gas es ideal y por ende el factor de compresibilidad (Z) es igual a 1; el flujo volumétrico de gas (q_g) se determinó a partir del flujo másico del gas no condensable definido en la sección 4.1 y de la densidad del mismo (ρ_{gNC}) establecida en la Tabla 3.11 al igual que la densidad del líquido (ρ_l); por otra parte, el coeficiente de arrastre (C_D) y el tamaño de la gota (d_m) corresponden a los determinados previamente en esta sección. De esta manera la restricción por capacidad de gas:

$$d \times L_e = 420 \left(\frac{1 - 0,70}{1 - 0,76} \right) \left(\frac{(59 + 460) \times 1 \times 0,16 \frac{MMft^3}{día}}{11,09 \frac{lb}{in^2}} \right) \left[\left(\frac{0,07 \frac{lb}{ft^3}}{60,06 \frac{lb}{ft^3} - 0,07 \frac{lb}{ft^3}} \right) \times \frac{6,219}{120} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$d \times L_e = 30,57$$

- *Restricción por capacidad de líquido ($d^2 \times L_e$):* esta restricción se calculará a través de la Ecuación 3.46; para ello, se estableció un tiempo de retención del líquido (t_r) de acuerdo con los datos de la Tabla 3.12 para un hidrocarburo con gravedad API entre 10 y 20; el flujo volumétrico del líquido (q_l) se calculó a partir del flujo másico del combustible líquido obtenido en la sección 4.1 y de su densidad descrita en la Tabla 3.11, mientras que, el valor de la relación del área del líquido al área total (α) corresponde a la definida anteriormente en esta sección. De esta manera la restricción por capacidad de líquido es:

$$d^2 \times L_e = \frac{4 \text{ min} \times 46,28 \frac{bbl}{día}}{1,4 \times 0,76}$$

$$d^2 \times L_e = 173,98$$

- *Longitud efectiva del separador (L_e):* la longitud efectiva del equipo se calculará tanto para la capacidad del gas como para la del líquido a partir de la Ecuación 3.47; para ello, se establecerán diámetros comerciales (D_s) disponibles del separador y se utilizarán los resultados correspondientes a las restricciones por capacidad de gas y líquido obtenidos previamente en esta sección (Hernández, 2016, p. 163). Se plantea un ejemplo de cálculo para un diámetro comercial de 16 in, de esta manera, la longitud efectiva del separador para la restricción por capacidad de gas ($L_{e\text{ gas}}$) es:

$$L_{e\text{ gas}} = \frac{30,57}{16} = 1,91 \text{ ft (0,58 m)}$$

Mientras que, la longitud efectiva del separador para la restricción por capacidad de líquido ($L_{e\text{ liq}}$) es:

$$L_{e\text{ liq}} = \frac{173,98}{16^2} = 0,68 \text{ ft (0,21 m)}$$

En la Tabla 4.8, se presentan los resultados obtenidos de las longitudes efectivas por capacidad de gas y de líquido.

Tabla 4.8. Resultados de las longitudes efectivas por capacidad de gas y de líquido

Diámetro comercial		L_e por capacidad de gas		L_e por capacidad de líquido	
(in)	(m)	(ft)	(m)	(ft)	(m)
16	0,41	1,91	0,58	0,68	0,21
20	0,51	1,53	0,47	0,43	0,19
24	0,61	1,27	0,39	0,30	0,10
30	0,76	1,02	0,31	0,19	0,06
36	0,91	0,85	0,26	0,13	0,04
42	1,07	0,73	0,22	0,10	0,03
48	1,22	0,64	0,20	0,08	0,02
54	1,37	0,57	0,17	0,06	0,02
60	1,52	0,51	0,16	0,05	0,02

- *Longitud costura a costura (L_s):* de acuerdo con los resultados de la Tabla 4.8, la capacidad que gobierna es la del gas, por lo tanto, la obtención de la longitud costura a costura se realizará por medio de la Ecuación 3.48 y se efectuará a partir de la longitud efectiva por capacidad de gas ($L_{e \text{ gas}}$) y del diámetro comercial correspondiente (D_s) obtenidos y definidos previamente en esta sección. Se presenta un ejemplo de cálculo para un diámetro comercial de 16 in, de esta manera, la longitud costura a costura es:

$$L_s = 1,91 + \frac{16}{12} = 3,24 \text{ ft (0,99 m)}$$

En la Tabla 4.9, se presentan los resultados obtenidos de la longitud costura a costura para cada uno de los diámetros comerciales planteados.

Tabla 4.9. Resultados de las longitudes costura a costura por capacidad de gas

Diámetro comercial		L_s por capacidad de gas	
(in)	(m)	(ft)	(m)
16	0,41	3,24	0,99
20	0,51	2,86	0,87
24	0,61	2,60	0,79
30	0,76	2,35	0,72
36	0,91	2,18	0,66
42	1,07	2,06	0,63
48	1,22	1,97	0,60
54	1,37	1,90	0,58
60	1,52	1,84	0,56

- *Relación de esbeltez:* se calculará a partir de la Ecuación 3.49; para esto, se utilizarán los resultados de las longitudes costura a costura y los diámetros comerciales correspondientes a los obtenidos previamente en esta sección. Se presenta un ejemplo de cálculo para un diámetro comercial de 16 in, de esta manera, la relación de esbeltez es:

$$\text{Relación de esbeltez} = 12 \times \frac{3,24}{16} = 2,43$$

En la Tabla 4.10, se presentan los resultados obtenidos de relaciones de esbeltez para cada uno de los diámetros comerciales establecidos.

Tabla 4.10. Resultados de las relaciones de esbeltez para cada uno de los diámetros comerciales planteados

Diámetro comercial		Relación de esbeltez
(in)	(m)	
16	0,41	2,43
20	0,51	2,15
24	0,61	1,95
30	0,76	1,76
36	0,91	1,64
42	1,07	1,55
48	1,22	1,48
54	1,37	1,43
60	1,52	1,38

Posteriormente, se generará una tabla de relaciones de esbeltez, la cual se muestra en la Tabla 4.11.

Tabla 4.11. Relaciones de esbeltez

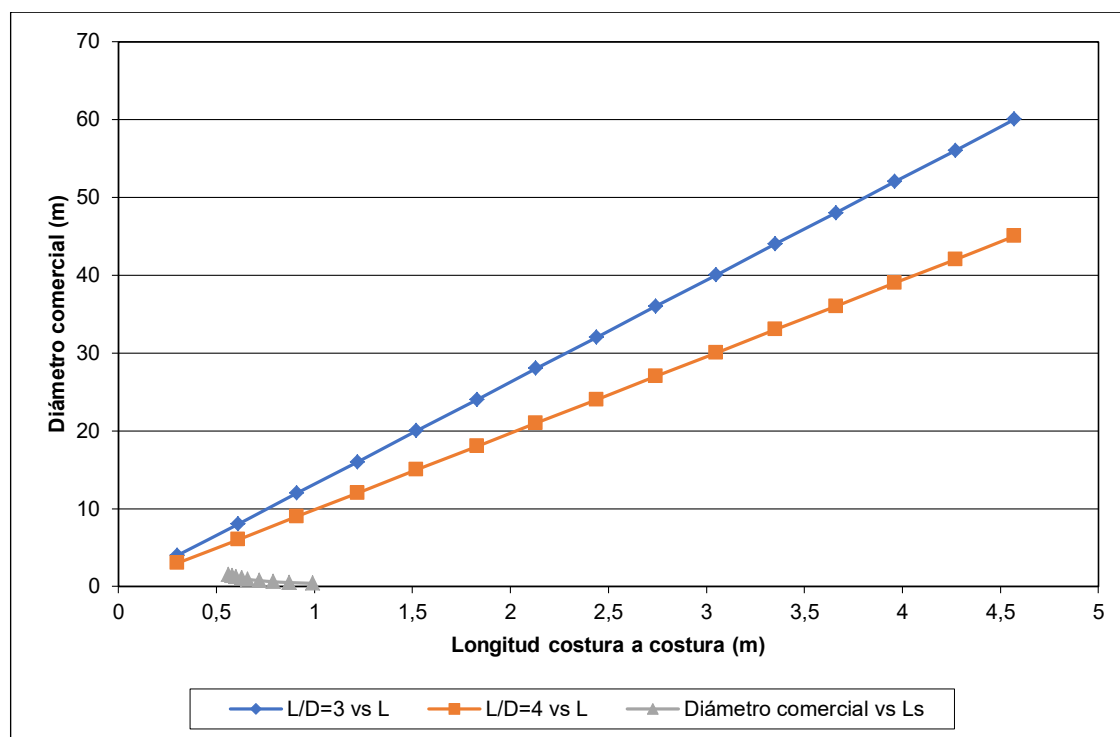
L		$\frac{L}{D} = 3$	$\frac{L}{D} = 4$
(ft)	(m)		
1	0,30	4	3
2	0,61	8	6
3	0,91	12	9
4	1,22	16	12
5	1,52	20	15
6	1,83	24	18
7	2,13	28	21
8	2,44	32	24

Tabla 4.11. Relaciones de esbeltez (continuación...)

L		$\frac{L}{D} = 3$	$\frac{L}{D} = 4$
(ft)	(m)		
9	2,74	36	27
10	3,05	40	30
11	3,35	44	33
12	3,66	48	36
13	3,96	52	39
14	4,27	56	42
15	4,57	60	45

Fuente: (Hernández, 2016, p.64)

A partir de los datos planteados se construyó la gráfica que se presenta en la Figura 4.6.

**Figura 4.6.** Diámetro comercial vs longitud costura a costura

De acuerdo con la metodología API 12J, el diámetro comprendido entre el área limitada por las rectas L vs $L/D=3$ y L vs $L/D=4$ es el recomendado para el

separador; sin embargo, de acuerdo con la Figura 4.6, no existe dicha intersección, por lo tanto, se tomará el valor más cercano al área de intersección el cual corresponde al diámetro comercial de 20 in. Bajo esta especificación y si se considera un sobredimensionamiento del equipo de un 20 % los valores de longitud efectiva y de costura a costura son 1,84 y 3,43 ft (0,56 y 1,05 m) respectivamente.

- *Diámetro de las boquillas:* el diámetro de la boquilla de entrada del separador (d_{be}) se calculará por medio de la Ecuación 3.50; para esto, el flujo volumétrico de la mezcla líquido-gas (q_m) que ingresa al separador se determinó a partir del flujo másico de la mezcla definido en la sección 4.1 y de su densidad especificada en la sección 3.1, mientras que, la velocidad erosional de la mezcla (V_{em}) se calculará a través de la Ecuación 3.51.

Para el cálculo de la velocidad erosional de la mezcla que ingresará al separador, el factor de diseño de la boquilla (A) corresponderá al especificado en la Tabla 3.13 para un dispositivo de entrada tipo plato dispersor mientras que, la densidad de la mezcla (ρ_m) es la definida en la sección 3.1. De esta manera la velocidad erosional de la mezcla líquido-gas es:

$$V_{em} = \frac{29}{\sqrt{0,40 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}} = 45,85 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \left(13,98 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)$$

Por lo tanto, el diámetro de la boquilla de entrada de la mezcla líquido-gas calculado a través de la Ecuación 3.50 es:

$$d_{be} = \sqrt{\frac{4 \times 0,77 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{\pi \times 45,85 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}} = 0,15 \text{ ft (0,05 m)}$$

El cálculo del diámetro de la boquilla de salida del gas (d_{bsg}) se realizará por medio de la Ecuación 3.50; para esto, el flujo volumétrico del gas (q_s) que saldrá

del separador se determinó a partir del flujo másico del gas no condensable definido en la sección 4.1 y de su densidad especificada en la Tabla 3.11 mientras que, la velocidad erosional del gas (V_{eg}) se calculará a través de la Ecuación 3.51.

Para el cálculo de la velocidad erosional del gas no condensable que saldrá del separador, se considerará el factor de diseño de la boquilla descrito en la sección 3.1 mientras que, la densidad del gas (ρ_{gNC}) será la definida en la Tabla 3.11 por lo tanto, la velocidad erosional del gas determinada a partir de la Ecuación 3.51 es:

$$V_{eg} = \frac{60}{\sqrt{0,07 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}} = 226,78 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \left(69,12 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)$$

Por ende, el diámetro de la boquilla de salida del gas calculado a través de la Ecuación 3.50 es:

$$d_{bsg} = \sqrt{\frac{4 \times 1,81 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{\pi \times 226,78 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}} = 0,10 \text{ ft (0,03 m)}$$

Finalmente, el diámetro de la boquilla de salida del líquido (d_{bsl}) será de 2 in (0,05 m) de acuerdo con el criterio especificado en la sección 3.1.

- *Selección del material del separador:* de acuerdo con la guía de selección del material “*Pressure Vessel Design Manual*” presentada en la Figura 4.7, si se considera una temperatura de operación de 15 °C, se recomienda el empleo de un acero al carbón SA-516, razón por la cual será el seleccionado en la construcción del separador bifásico horizontal.

Design Temperature, °F		Material	Plate	Pipe	Forgings	Fittings	Bolting	
Cryogenic	-425 to -321	Stainless steel	SA-240-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-312-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-182-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-403-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-320-BB with SA-194-8	
	-320 to -151	9 nickel	SA-353	SA-333-8	SA-522-1	SA-420-WPL8		
Low temperature	-150 to -76	3½ nickel	SA-203-D	SA-333-3	SA-350-LF63	SA-420-WPL3	SA-320-L7 with SA-194-4	
	-75 to -51	2½ nickel	SA-203-A					
	-50 to -21	Carbon steel	SA-516-55, 60 to SA-20	SA-333-6	SA-350-LF2	SA-420-WPL6		
	-20 to 4		SA-516-All	SA-333-1 or 6				
	5 to 32		SA-285-C	SA-53-B SA-106-B	SA-105 SA-181-60.70	SA-234-WPB		
33 to 60 61 to 775	SA-516-All SA-515-All SA-455-II							
Elevated Temperature	776 to 875	C-½Mo	SA-204-B	SA-335-P1	SA-182-F1	SA-234-WP1	SA-193-B7 with SA-194-2H	
	876 to 1000	1Cr-½Mo	SA-387-12-1	SA-335-P12	SA-182-F12	SA-234-WP12		
		1Cr-½Mo	SA-387-11-2	SA-335-P11	SA-182-F11	SA-234-WP11		
	1001 to 1100	2¼Cr-1Mo	SA-387-22-1	SA-335-P22	SA-182-F22	SA-234-WP22		with SA-193-B5 SA-194-3
	1101 to 1500	Stainless steel	SA-240-347H	SA-312-347H	SA-182-347H	SA-403-347H		SA-193-BB with SA-194-B
		Incoloy	SB-424	SB-423	SB-425	SB-366		
Above 1500	Inconel	SB-443	SB-444	SB-446	SB-366			

Figura 4.7. Guía de selección del material

Fuente: (Herrera, 2017 p. 43)

4.3.1.6. Tanque de almacenamiento

Con base en la información presentada en la sección 3.1, el tanque seleccionado para el almacenamiento del combustible líquido es de tipo horizontal ya que se utiliza comúnmente para almacenar volúmenes relativamente bajos. Puesto que el equipo trabajará bajo una presión atmosférica y una temperatura de operación de 15 °C, se aplicará la norma API 650 para su diseño. El tanque poseerá un tipo de techo fijo cónico autosoportado.

- **Material de construcción:** el tanque se construirá con placas de acero al carbón grado C de especificación A-283, este material se ha seleccionado por su versatilidad ya que se puede emplear en perfiles estructurales y en el fondo, techo, accesorios y paredes del tanque.

- *Volumen del equipo (V_T):* el volumen del tanque está en función del volumen del cuerpo cilíndrico y del cabezal cónico según la Ecuación 3.52, por lo tanto, en primer lugar se calcularán dichos volúmenes.

De acuerdo con el resultado del balance de masa llevado a cabo en la sección 4.1 el flujo másico de combustible líquido proveniente del separador en un semilote es de 294,89 kg/h; si la densidad del líquido es de 962 kg/m³ según los datos de la Tabla 3.11, se obtiene un caudal de 0,31 m³/h; si en una jornada laboral se realizan 4 procesos semilotes y además se plantean 6 días stock del producto almacenado, se obtiene un volumen del líquido de 7,368 m³; puesto que la capacidad del tanque se sobredimensionará un 20 %, el volumen de diseño del tanque será de 8,842 m³; dado que este volumen corresponde al volumen del cilindro (V_c), se calculará la altura del cuerpo cilíndrico (H_c) a través de la Ecuación 3.53, para ello, la relación diámetro/altura (D_T/H_c) corresponde a la descrita en la sección 3.1. De esta manera, la altura del cuerpo cilíndrico es:

$$8,842 \text{ m}^3 = \pi \times \frac{(1,5H_c)^2}{4} \times H_c$$

$$H_c = 1,71 \text{ m}$$

De acuerdo con la relación diámetro/altura (D_T/H_c) definida en la sección 3.1, el diámetro nominal del tanque (D_T) es de 2,57 m; a partir de este dato, el radio del tanque (r_T) se calculará a través de la Ecuación 4.17.

$$r_T = \frac{D_T}{2} \quad [4.17]$$

$$r_T = \frac{2,57 \text{ m}}{2} = 1,29 \text{ m}$$

Por otra parte, la altura del cabezal cónico (h_c) se calculará por medio de la Ecuación 3.55; para ello, el ángulo con respecto a la horizontal (θ) corresponde al

definido en la sección 3.1, mientras que, el radio del tanque es el calculado anteriormente en esta sección. De esta manera, la altura del cabezal cónico es:

$$h_c = \frac{\sin(15^\circ) \times 1,29 \text{ m}}{\cos(15^\circ)}$$

$$h_c = 0,35 \text{ m}$$

Por lo tanto, el volumen del cabezal cónico se calculará a través de la Ecuación 3.54, para esto, el diámetro nominal del tanque (D_T) y la altura del cabezal cónico (h_t) corresponden a los determinados previamente en esta sección:

$$V_t = \frac{1}{3} \pi \times \frac{(2,57 \text{ m})^2}{4} \times 0,35 \text{ m}$$

$$V_t = 0,61 \text{ m}^3$$

De acuerdo con los resultados obtenidos y con la Ecuación 3.52 al sumar el volumen del cuerpo cilíndrico (V_c) con el volumen del cabezal cónico (V_t) se obtiene un volumen total del tanque (V_T) igual a $9,45 \text{ m}^3$.

- *Diseño del fondo:* el fondo del tanque será plano ya que este tipo de fondos se utiliza en tanques donde la presión no es elevada, la resistencia permisible del suelo deberá ser mínimo de $1,465 \text{ kg/cm}^2$; además, el tanque estará sostenido por una base de asfalto de alrededor de 30 cm de grosor (API 650, 2016). El espesor del fondo con el objetivo de prevenir deformaciones al soldar tendrá un espesor mínimo de 6,35 mm; este valor no incluye el espesor por corrosión de 2,00 mm; por lo tanto, el espesor mínimo será de 8,35 mm. Además, el diámetro del fondo deberá ser mayor por lo menos en 51 mm al diámetro exterior del tanque (API 650, 2016).
- *Diseño del cuerpo:* el espesor mínimo del cuerpo por condiciones de diseño (t_{cd}) y por prueba hidrostática (t_{ct}) se calculará a partir de las Ecuaciones 3.56 y

3.57 respectivamente; para ello, el diámetro nominal del tanque (D_T), la altura de diseño del nivel del fluido a almacenar (H_c) y la corrosión permisible (CP) corresponden a los definidos anteriormente en esta sección, la densidad relativa del líquido a almacenar (G) es de 0,962 de acuerdo con la información presentada en la Tabla 3.11, mientras que, los valores de esfuerzo permisible para las condiciones de diseño (S_d) y de prueba hidrostática (S_t), se determinaron a través de la Figura 3.13 para un material de construcción tipo acero al carbón A-283-C. De esta manera, el espesor mínimo del cuerpo por condiciones de diseño es:

$$t_{cd} = \frac{0,0005 \times 257 \times (171,00 - 30,48) \times 0,962}{1\ 410} + 2,00$$

$$t_{cd} = 2,01 \text{ mm}$$

Por otra parte, el espesor mínimo del cuerpo por condiciones de prueba hidrostática determinado a partir de la Ecuación 3.57 es:

$$t_{ct} = \frac{0,0005 \times 257 \times (171,00 - 30,48)}{1\ 580}$$

$$t_{cd} = 0,01 \text{ mm}$$

Entre los valores obtenidos de espesor mínimo del cuerpo se selecciona el mayor, el cual corresponde al obtenido por condiciones de diseño y es igual a 2,01 mm; sin embargo, de acuerdo con los datos de la Tabla 3.14, el espesor mínimo del cuerpo para diámetros inferiores a 15,2 m es de 4,76 mm y por ende, será el valor a considerar como espesor mínimo del cuerpo.

- *Diseño del techo:* el espesor del techo cónico se calculará a partir de la Ecuación 3.58, para esto, el diámetro nominal del tanque (D_T) y el ángulo con respecto a la horizontal (θ) corresponden a los definidos previamente en esta sección. De esta manera, el espesor del techo cónico es:

$$T_t = \frac{2\,570}{4\,800 \times \sin(15^\circ)}$$

$$T_t = 2,07 \text{ mm}$$

Al valor obtenido se le suma el espesor por corrosión permisible (2 mm), de manera que el espesor del techo cónico es de 4,07 mm; sin embargo, de acuerdo con los datos planteados en la Tabla 3.14, el espesor mínimo del techo debe ser de 4,76 mm y por ende, será el valor a considerar como espesor mínimo del techo.

En el Anexo III se colocarán los resultados del dimensionamiento del tanque de agua de enfriamiento que se utilizará en el intercambiador de calor y en el tornillo sin fin de descarga del carbón pirolítico.

4.3.2. DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS SECUNDARIOS

4.3.2.1. Bandas transportadoras

Dentro del proceso de producción se emplearán 2 bandas transportadoras, la primera se utilizará para el desplazamiento de los NFU completos hacia la trituradora primaria. En la sección 4.3 se definió que una llanta promedio de RIN 14 tiene un diámetro externo de alrededor de 62 cm, con base en esta información y los datos de la Figura 3.14, se decide emplear una banda con un ancho de 36 in (0,91 m), de manera que los neumáticos puedan colocarse uno detrás de otro en la banda de manera manual; para este ancho de banda el área transversal de carga es de 0,78 ft² (0,07 m²) y su velocidad normal de 400 ft/min (2,03 m/s) de acuerdo con los datos de la Figura 3.14.

Con base en los criterios establecidos en la sección 3.2 se establece una inclinación máxima de la banda de 28,0° la cual se determinó en función del ángulo de reposo definido en la Tabla 2.4; por otra parte, la banda será de tipo

correa plana por ser la más empleada en el transporte de objetos grandes; la longitud de la banda será de 8,9 m determinada en función del grado de inclinación y altura de la trituradora primaria.

En la segunda banda transportadora el material a transportarse serán los neumáticos troceados en tamaños entre 2 y 6 in que se descargarán de la trituradora primaria y cuyo siguiente proceso será la trituración secundaria y separación magnética. Para definir el ancho de la banda se considerará que el tamaño máximo del material será de 6 in, con base en esta información y en la Figura 3.14 se define un ancho de la banda de 30 in (0,76 m); cuya área transversal de carga es de $0,53 \text{ ft}^2$ ($0,05 \text{ m}^2$) y su velocidad normal corresponde a 300 ft/min (1,52 m/s) de acuerdo con los datos de la Figura 3.14; además, con base en los criterios especificados en la sección 3.2, se define una banda de tipo canalizada por el material a transportar; la longitud de la banda será de 8,1 m determinada en función de la altura de la trituradora primaria y del grado de inclinación establecido en 28° .

4.3.2.2. Tornillos sin fin

En la planta se requerirán 2 tornillos sin fin, el primero será empleado para el transporte de los trozos de neumáticos provenientes de la trituración secundaria y separación magnética hacia el interior del reactor pirolítico, este material tendrá un tamaño de partícula entre 16 y 25 mm. Para definir el diámetro del tornillo sin fin es necesario determinar la clase de material; según lo planteado en la Figura 3.17, se trata de un material cuyo tamaño es mayor a 12,7 mm; de flujo libre y no abrasivo, por ende, la clase del material tiene una codificación D26.

Bajo esta especificación y al considerar que la capacidad del tornillo debe ser de 425 kg/h y la densidad del material corresponde a la definida en la Tabla 2.4 se obtiene un flujo volumétrico de $35,48 \text{ ft}^3/\text{h}$; con este referente y con base en la Figura 3.15 se selecciona un transportador con un diámetro de 16 in (0,41 m) cuya capacidad a una velocidad de 1 rpm equivale a $46,6 \text{ ft}^3/\text{h}$ ($3,66\text{E-}04 \text{ m}^3/\text{s}$);

bajo esta especificación y de acuerdo con la Figura 3.15 el material ocupará un área aproximada del 45 %; por recomendación del fabricante se plantea una longitud del tornillo sin fin de 15 ft (ECO GREEN, 2020).

El segundo tornillo sin fin se empleará en la descarga del producto carbón pirolítico proveniente del horno rotatorio. De acuerdo con el balance de masa ejecutado en el reactor se obtendrán 175,52 kg de carbón pirolítico por cada proceso semilote, esta cantidad será descargada por medio de un tornillo sin fin provisto de una chaqueta de enfriamiento puesto que al término del proceso de pirólisis, el carbón se encuentra a una temperatura de 500 °C (T_{ecp}), razón por la cual será necesario enfriarlo hasta alcanzar una temperatura de 35 °C (T_{scp}) para su posterior ensacado.

Para este fin, se utilizará como fluido de enfriamiento agua que tendrá una temperatura de entrada (t_e) y salida (t_s) iguales a las planteadas para el intercambiador de calor. Se establece un tiempo de una hora para la descarga y enfriamiento del producto, es decir, el flujo másico (\dot{m}_{cp}) en esta etapa será de 175,52 kg/h. Se calculará la cantidad de agua necesaria para llevar a cabo dicho enfriamiento del material por medio de la Ecuación 4.18:

$$\dot{m}_{H_2O} = \frac{\dot{m}_{cp} \times C_{p_{cp}} \times (T_{ecp} - T_{scp})}{C_{p_{H_2O}} \times (t_s - t_e)} \quad [4.18]$$

Para ello, la capacidad calorífica del carbón pirolítico ($C_{p_{cp}}$) es de 1,31 kJ/kg °C (Perry, 2001, 2-193), la capacidad calorífica del agua ($C_{p_{H_2O}}$) corresponde a la definida en la sección 3.1, mientras que, los valores de flujo másico (\dot{m}_{cp}) y temperaturas de entrada (T_{ecp}) y salida (T_{scp}) del carbón pirolítico son los descritos previamente en esta sección. De esta manera, el flujo másico de agua de enfriamiento requerido en el tornillo sin fin es:

$$\dot{m}_{H_2O} = \frac{175,52 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1,31 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \times (500 - 35)^\circ\text{C}}{4,176 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \times (90 - 14)^\circ\text{C}}$$

$$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} = 336,88 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El tipo de material a transportar con este segundo tornillo sin fin es carbón pirolítico, su clase se asignará de acuerdo con la Figura 3.16 y es B16TZ correspondiente a un material tipo negro de carbón granulado el cual es muy similar al producto obtenido, sobre la base de esta información y al considerar que el tornillo debe transportar 175,52 kg/h cuya densidad corresponde a la descrita en la Figura 3.16 el flujo volumétrico a transportar es de 17,16 ft³/h, a partir de este referente y con base en la Figura 3.15 se selecciona un transportador con un diámetro de 12 in (0,30 m) cuya capacidad a una velocidad de 1 rpm equivale a 19,3 ft³/h; bajo esta premisa y con base en la Figura 3.15 el material ocupará un área aproximada del 45 %; por recomendación del fabricante la longitud del tornillo será de 15 ft (ECO GREEN 2020).

4.3.2.3. Tuberías, bombas y compresores

Transporte de líquidos: se realizará un ejemplo de cálculo correspondiente a la tubería que transportará el combustible líquido desde el separador horizontal bifásico hacia el tanque de almacenamiento; los resultados del dimensionamiento del resto de tuberías requeridas en el proceso de producción definido se presentarán en el Anexo III.

- *Tipo de bomba:* la bomba seleccionada para el transporte de este tipo de fluidos es la bomba centrífuga ya que es ampliamente utilizada en la industria para transportar líquidos de todo tipo; este tipo de bombas poseen una amplia variedad de capacidades que van desde 0,5 hasta 2×10^4 m³/h. Entre las principales ventajas de una bomba centrífuga están: sencillez, bajo costo inicial, flujo uniforme, pequeño espacio requerido para su instalación y costos bajos de mantenimiento (Perry, 2001, 10-24).

- *Diámetro de la tubería (D_t):* para su cálculo en primer lugar se determinará el área transversal de la tubería (A_t) a través de la Ecuación 3.59; para ello, el caudal del fluido a transportar (Q) es decir del combustible líquido, corresponde al definido previamente en esta sección; la velocidad del fluido (V) tanto para la succión como para la descarga se estableció en un valor promedio de 2,5 y 7,5 ft/s (0,76 y 2,29 m/s) respectivamente de acuerdo con los datos de la Tabla 3.15; además, las tuberías serán de acero al carbono. De esta manera, el área transversal de la tubería de succión (A_{ts}) es:

$$A_{ts} = \frac{0,31 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{2\,743,20 \frac{\text{m}}{\text{h}}} = 1,13\text{E} - 04 \text{ m}^2$$

El diámetro de la tubería se determinará por medio de la Ecuación 4.19:

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \times A_t}{\pi}} \quad [4.19]$$

Para esto, el área transversal de la tubería (A_t) corresponde a la calculada previamente en esta sección. De esta manera, el diámetro de la tubería de succión (D_{ts}) es:

$$D_{ts} = \sqrt{\frac{4 \times 1,13\text{E} - 04 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,012 \text{ m} = 0,47 \text{ in}$$

El diámetro seleccionado de acuerdo con la norma ASTM A53/A53M-02 será el más cercano al diámetro calculado y este es de $\frac{1}{2}$ in (0,0127 m), con este valor de diámetro y a través de la Ecuación 4.19, se determinará el área transversal de la tubería para posteriormente calcular la velocidad del fluido y verificar si esta se encuentra entre el rango permisible de acuerdo con los datos de la Tabla 3.15. De esta manera, el área transversal de la tubería de succión es:

$$0,0127 \text{ m} = \sqrt{\frac{4 \times A_{ts}}{\pi}}$$

$$A_{ts} = 1,27\text{E} - 04 \text{ m}^2$$

A partir de la Ecuación 3.59, se calculará la velocidad del fluido; para esto, el caudal del fluido corresponde al definido en la sección 4.3 mientras que, el área transversal de la tubería es la calculada previamente en esta sección. De esta manera, la velocidad del fluido en la tubería de succión (V_s) es:

$$1,27\text{E} - 04 \text{ m}^2 = \frac{0,31 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{V_s}$$

$$V_s = 2\,440,94 \frac{\text{m}}{\text{h}}$$

La velocidad del fluido es de 2 440,94 m/h equivalentes a 2,23 ft/s por lo tanto, con el diámetro de tubería de succión seleccionado la velocidad si se encuentra dentro del rango permisible de velocidades típicas de succión de fluidos líquidos de acuerdo con lo planteado en la Tabla 3.15.

Para definir el diámetro de la tubería de descarga (D_{td}) el procedimiento es similar al realizado para la tubería de succión. Primero se calculará el área transversal de la tubería de descarga (A_{td}) por medio de la Ecuación 3.59; para ello, el caudal del fluido es el definido en la sección 4.3 mientras que, la velocidad del fluido es la establecida previamente en esta sección. De esta manera, el área transversal de la tubería de descarga es:

$$A_{td} = \frac{0,31 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{8\,229,6 \frac{\text{m}}{\text{h}}} = 3,77\text{E} - 05 \text{ m}^2$$

El diámetro de la tubería de descarga (D_{td}) se calculará a través de la Ecuación 4.19; para esto, el área transversal corresponde a la calculada previamente en esta sección. De esta manera, el diámetro de la tubería de descarga es:

$$D_{td} = \sqrt{\frac{4 \times 3,77E - 05 \text{ m}^2}{\pi}} = 6,93E - 03 \text{ m} = 0,27 \text{ in}$$

El diámetro seleccionado de acuerdo con la norma ASTM A53/A53M-02 será el más cercano al diámetro calculado y este es de $\frac{1}{4}$ in (6,35E-03 m), con este valor de diámetro y a través del despeje de la Ecuación 4.19, se determinará el área transversal de la tubería de descarga para posteriormente calcular la velocidad del fluido y verificar si esta se encuentra entre el rango permisible de acuerdo con los datos de la Tabla 3.15. De esta manera, el área transversal de la tubería de descarga es:

$$6,35E - 03 \text{ m} = \sqrt{\frac{4 \times A_{td}}{\pi}}$$

$$A_{td} = 3,17E - 05 \text{ m}^2$$

A partir de la Ecuación 3.59, se calculará la velocidad del fluido en la tubería de descarga (V_d); para ello, el caudal del fluido corresponde al definido en la sección 4.3 mientras que, el área transversal de la tubería de descarga es la calculada previamente en esta sección. De esta manera, la velocidad del fluido en la tubería de descarga es:

$$3,17E - 05 \text{ m}^2 = \frac{0,31 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{V_d}$$

$$V_d = 9\,779,18 \frac{\text{m}}{\text{h}}$$

La velocidad del fluido es de 9 779,18 m/h equivalente a 8,92 ft/s por lo tanto, con el diámetro de tubería de descarga seleccionado la velocidad si se encuentra dentro del rango permisible de velocidades típicas de descarga de fluidos líquidos de acuerdo con lo planteado en la Tabla 3.15.

- *Cabeza de pérdidas (h_f):* para su cálculo se empleará la Ecuación 3.60; para ello, el diámetro de la tubería (D_i) y la velocidad del fluido (V) corresponden a los determinados previamente en esta sección, la aceleración de la gravedad (g) es de $9,81 \text{ m/s}^2$, la longitud de la tubería (L) se establece en 10 m de acuerdo con los requerimientos de espacio en la planta, mientras que, el factor de fricción de Darcy (f_D) se determinará por medio de la Figura 3.18, para este fin, se calculará el número de Reynolds (Re) por medio de la Ecuación 3.61.

Para el cálculo del número de Reynolds en la tubería de succión (Re_s), se considera que la velocidad del fluido (V_s) y el diámetro de la tubería (D_{ts}) corresponden a los determinados en esta sección mientras que, la densidad del fluido (δ) y su viscosidad (μ) son las definidas en la Tabla 2.8. De esta manera, el número de Reynolds en la tubería de succión de acuerdo con la Ecuación 3.61 es:

$$Re_s = \frac{0,679 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 962 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,0127 \text{ m}}{0,0023 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re_s = 3606,79$$

El número de Reynolds de la tubería de descarga (Re_d) también se calculará a partir de la Ecuación 3.61; para esto, los valores de velocidad del fluido (V_d) y diámetro de la tubería (D_{td}) son los calculados en esta sección mientras que, la densidad del fluido (δ) y su viscosidad (μ) corresponden a las definidas en la Tabla 2.8. De esta manera, el número de Reynolds para la tubería de descarga es:

$$Re_d = \frac{2,719 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 962 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 6,35\text{E} - 03 \text{ m}}{0,0023 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re_d = 7\,221,55$$

De acuerdo con Perry (2001), se considera un régimen turbulento cuando el número de Reynolds es $\geq 3\,000$ y por lo tanto el factor de Darcy se determina con base en las curvas que presenta el diagrama de Moody. Para determinar el factor de Darcy se debe conocer el número de Reynolds y el valor de la rugosidad relativa (ε/D_t). De acuerdo con la Figura 3.18 y el tipo de material de la tubería definido en esta sección, se establece un valor de rugosidad (ε) igual a 0,045 mm correspondiente a acero comercial. El valor de rugosidad relativa se calculará por medio de la Ecuación 4.20.

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{\varepsilon}{D_t} \quad [4.20]$$

Para ello, el diámetro de la tubería (D_t) corresponde al calculado anteriormente en esta sección, de esta manera, la rugosidad relativa de la tubería de succión es:

$$\text{Rugosidad relativa succión} = \frac{4,5\text{E} - 05 \text{ m}}{0,0127 \text{ m}} = 3,54\text{E} - 03$$

Mientras que, la rugosidad relativa de la tubería de descarga es:

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = \frac{4,5\text{E} - 05 \text{ m}}{6,35\text{E} - 03 \text{ m}} = 7,09\text{E} - 03$$

Con los resultados obtenidos de rugosidad relativa y los correspondientes números de Reynolds de cada tramo de la tubería se determinó por medio del diagrama de Moody presentado en la Figura 3.18 un factor de Darcy de 0,044 para la tubería de succión y de 0,042 para la tubería de descarga. De esta manera, el valor de la cabeza de pérdida de la tubería de succión (h_{fs}) que se

calculará por medio de la Ecuación 3.60 y para la cual se establece una longitud de 4 m es:

$$h_{fs} = \frac{0,044 \times 4,00 \text{ m} \times 0,679^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{0,0127 \text{ m} \times 2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fs} = 0,33 \text{ m}$$

El valor de la cabeza de pérdida de la tubería de descarga (h_{fd}) que se calculará a través de la Ecuación 3.60 y para la cual se establece una longitud de 6m es:

$$h_{fd} = \frac{0,042 \times 6,00 \text{ m} \times 2,719^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{6,35 \text{E} - 03 \text{ m} \times 2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd} = 14,95 \text{ m}$$

- *Cabeza de bomba:* para este apartado es necesario conocer los accesorios que se utilizarán en la tubería y sus respectivas constantes K, en la Tabla 4.12, se presenta dicha información.

Tabla 4.12. Accesorios empleados en la tubería de transporte de combustible líquido

Sección	Accesorio	Cantidad	K
Succión	Codo 90°	3	0,9
	Válvula de bola	1	10,0
	Pérdidas entrada tubería	-	0,5
Descarga	Codo 90°	3	0,9
	Válvula check	1	2,5
	Válvula de bola	1	10,0
	Pérdidas salida tubería	-	1,0

Fuente: (Perry, 2001, p. 6-18; Streeter, Wylie y Bedford, 1999, p. 291)

La cabeza de bomba se calculará a partir de la Ecuación 3.62; para ello, el cambio de velocidad (Δv) se establece en función de los valores de velocidad calculados en esta sección tanto para el tramo de succión como de descarga, se plantea un cambio de nivel de altura (Δz) de 1,70 m; las cabezas de pérdida por succión (h_{fs}) y descarga (h_{fd}) corresponden a las calculadas en esta sección, mientras que, la pérdida de carga por accesorios se define en función de los valores de las constantes de cada accesorio (K) correspondientes a los planteados en la Tabla 4.12. De esta manera, la cabeza se bomba es:

$$H_B = \frac{(2,719)^2 - (0,679)^2}{2 \times 9,81} + (1,70 - 0) + 0,33 + 14,95 + (0,50 + 0,90 + 0,90 + 0,90 + 10,00) \\ \times \frac{0,679^2}{2 \times 9,81} + (1,00 + 0,90 + 0,90 + 0,90 + 2,50 + 10,00) \times \frac{2,719^2}{2 \times 9,81}$$

$$H_B = 23,75 \text{ m}$$

- *Altura total dinámica (TDH):* esta altura se calculará por medio de la Ecuación 3.63; para ello, debe calcularse la presión de descarga (P_d) y la presión de succión (P_s) las cuales se determinarán a partir de las Ecuaciones 3.64 y 3.65 respectivamente.

Para el cálculo de la presión de succión y descarga debe calcularse el cabezal estático en la succión (ΔH_{ss}) y el cabezal estático en la descarga (ΔH_{sd}), los cuales se determinarán a través de las Ecuaciones 3.66 y 3.67 respectivamente; para ello, la densidad del fluido (δ) corresponde a la planteada en la Tabla 2.8, mientras que, la altura del separador bifásico horizontal corresponde a la altura de la línea de succión (H_s) definida en 1,0 m; la altura del tanque de almacenamiento de combustible líquido definido en 1,70 m corresponde a la altura de la línea de descarga (H_d). De esta manera, el cabezal estático en la succión es:

$$\Delta H_{ss} = 962 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,00 \text{ m} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^2}{100^2 \text{ cm}^2} \times \frac{2,54^2 \text{ cm}^2}{1 \text{ in}^2}$$

$$\Delta H_{ss} = 1,37 \text{ psi}$$

Mientras que, el cabezal estático en la descarga es:

$$\Delta H_{sd} = 962 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,70 \text{ m} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^2}{100^2 \text{ cm}^2} \times \frac{2,54^2 \text{ cm}^2}{1 \text{ in}^2}$$

$$\Delta H_{sd} = 2,32 \text{ psi}$$

Para determinar la presión de succión y descarga también debe calcularse las pérdidas por fricción y accesorios en la succión (ΔH_{fs}) y las pérdidas por fricción y accesorios en la descarga (ΔH_{fd}) las cuales se calcularán por medio de las Ecuaciones 3.68 y 3.69 respectivamente; para ello, las cabezas de pérdida por succión (h_{fs}) y descarga (h_{fd}) corresponden a las calculadas en esta sección, mientras que, la pérdida de carga por accesorios se define en función de los valores de las constantes de cada accesorio (K) correspondientes a los planteados en la Tabla 4.12. De esta manera, las pérdidas por fricción y accesorios en la succión son:

$$\Delta H_{fs} = 0,33 + (0,50 + 0,90 + 0,90 + 0,90 + 10,00) \times \frac{0,679^2}{2 \times 9,81}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,64 \text{ m} \times 962 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^2}{100^2 \text{ cm}^2} \times \frac{2,54^2 \text{ cm}^2}{1 \text{ in}^2}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,87 \text{ psi}$$

Mientras que, las pérdidas por fricción y accesorios en la descarga son:

$$\Delta H_{fd} = 14,95 + (1,00 + 0,90 + 0,90 + 0,90 + 2,50 + 10,00) \times \frac{2,719^2}{2 \times 9,81}$$

$$\Delta H_{fd} = 21,05 \text{ m} \times 962 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^2}{100^2 \text{ cm}^2} \times \frac{2,54^2 \text{ cm}^2}{1 \text{ in}^2}$$

$$\Delta H_{fd} = 28,74 \text{ psi}$$

Se reemplazará en la Ecuación 3.64 los valores obtenidos de cabezal estático (ΔH_{ss}) y pérdidas por fricción y accesorios (ΔH_{fs}) en la succión, de tal manera que la presión de succión es:

$$P_s = 1,37 \text{ psi} - 0,87 \text{ psi} = 0,50 \text{ psi}$$

Por otra parte, se reemplazará en la Ecuación 3.65 los valores obtenidos de cabezal estático (ΔH_{sd}) y pérdidas por fricción y accesorios (ΔH_{fd}) en la descarga, de tal manera que la presión de descarga es:

$$P_d = 2,32 \text{ psi} + 28,74 \text{ psi} = 31,06 \text{ psi}$$

Determinados los valores de presión de succión (P_s) y de descarga (P_d) se calculará la altura total dinámica (TDH) a través de la Ecuación 3.63:

$$\text{TDH} = 31,06 \text{ psi} - 0,50 \text{ psi} = 30,56 \text{ psi}$$

- *Potencia de la bomba (P_B):* esta se calculará por medio de la Ecuación 3.70; para ello, el caudal del fluido (Q) corresponde al definido previamente en esta sección, el peso específico del fluido (γ) está en función de la aceleración de la gravedad y de la densidad del fluido la cual se definió en la Tabla 2.8, mientras que, la cabeza de bomba (H_B) es la calculada previamente en esta sección. De esta manera, la potencia de la bomba es:

$$P_B = 0,31 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 962 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 23,75 \text{ m} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$P_B = 19,30 \text{ W} = 0,026 \text{ HP}$$

Transporte de gases: el diámetro de la tubería que transportará la corriente de gases procedentes del reactor pirolítico se determinó de manera similar a las tuberías para transporte de líquido; para ello, el caudal de gas a transportar se determinó a partir del flujo másico de gases calculado en la sección 4.1 y de la

densidad de los mismos descrita en la sección 3.1, por otra parte, la velocidad de los gases será la definida en la sección 3.2; además, las tuberías serán de acero al carbono. De esta manera, el diámetro de la tubería de la corriente de gases será de 3 in (0,076 m).

La potencia del ventilador se determinará a partir de la Ecuación 3.71, para ello; el caudal del gas (Q) se calculará a partir del flujo másico del gas calculado en la sección 4.1 y de su densidad definida en la sección 3.1, mientras que, la presión (P) corresponderá a la presión de operación del reactor pirólítico es decir, 100 535 Pa respectivamente. De esta manera, la potencia del ventilador que transportará los gases que saldrán del horno rotatorio es:

$$P_V = 2,72E - 05 \times 0,062 \times 100\ 535$$

$$P_V = 0,17\ \text{kW} = 0,23\ \text{HP}$$

El proceso de producción definido también requerirá de un ventilador para el transporte de la corriente de gas reciclo, en el Anexo III se presentan los resultados de diámetro de tubería y potencia del ventilador requerido para este fin.

4.4. HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

En esta sección se presentan las hojas de especificación de los equipos principales que forman parte del proceso de producción de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU a través de las Tablas 4.13, 4.14, 4.15, 4.16, 4.17 y 4.18. Cabe recalcar que los equipos dimensionados fueron cotizados con los requerimientos de tamaño y condiciones de operación que se desarrollaron a lo largo de este trabajo; la cotización se realizó a distintos proveedores de este tipo de maquinaria, por esta razón, se han colocado aquellos equipos ofertados que se acercaron a las características de los equipos diseñados.

Tabla 4.13. Hoja de especificación de la trituradora primaria

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 1		
Nombre del equipo: Trituradora de cuchillas		
Fabricante: ECO GREEN	Modelo: ECO SS-193-400-250-H	Etiqueta en planta: KG-101
Dimensiones: Longitud: 3,40 m Ancho: 1,40 m Altura: 4,20 m	Especificaciones: Capacidad máxima: hasta 12 t/h Potencia: 187 kW Peso: 13 600 kg Número de rotores: 1 Número de cuchillas fly: 18 Número de cuchillas bed: 10	
Principio de funcionamiento: su función principal es llevar a cabo el proceso de trituración primaria; para ello, a través de la aplicación de fuerzas de corte, compresión, tracción y flexión por medio de un conjunto de 28 cuchillas provistas a lo largo de un eje, realizará la reducción del volumen de neumáticos enteros sin aro metálico con un RIN no superior a 14 hasta obtener trozos de material entre 2 y 6 in.		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo		
<div style="display: flex; justify-content: space-around;">   </div> <div style="display: flex; justify-content: space-around; margin-top: 20px;">  </div>		

Tabla 4.14. Hoja de especificación de la trituradora secundaria y separador magnético

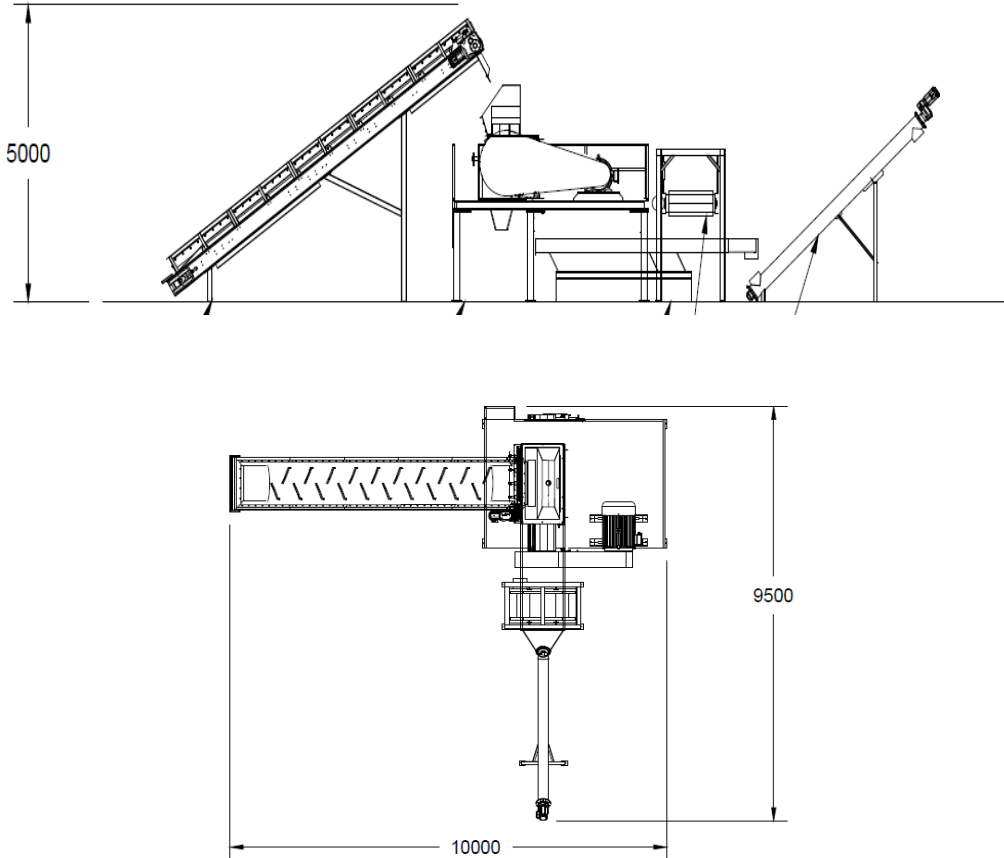
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 2		
Nombre del equipo: Trituradora de cuchillas híbrida		
Fabricante: ECO GREEN	Modelo: HY-140D-80-150-M	Etiqueta en planta: KG-002
Dimensiones: Longitud: 5,10 m Ancho: 3,20 m Altura: 3,80 m	Especificaciones: Capacidad máxima: hasta 1 t/h Potencia: 112,5 kW Número de rotores: 1 Número de cuchillas fly: 80 Número de cuchillas bed: 34	
Principio de funcionamiento: su función principal es llevar a cabo el proceso de trituración secundaria y separación magnética; para ello, a través de la aplicación de fuerzas de corte, compresión, tracción y flexión por medio de un conjunto de 114 cuchillas provistas a lo largo de un eje, realizará la reducción de los trozos de neumáticos entre 2 y 6 in a un tamaño de partícula entre 16 y 25 mm posteriormente, separará el metal hasta en un 99 % por medio de una banda magnética.		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo 		

Tabla 4.15. Hoja de especificación del horno rotatorio pirolítico

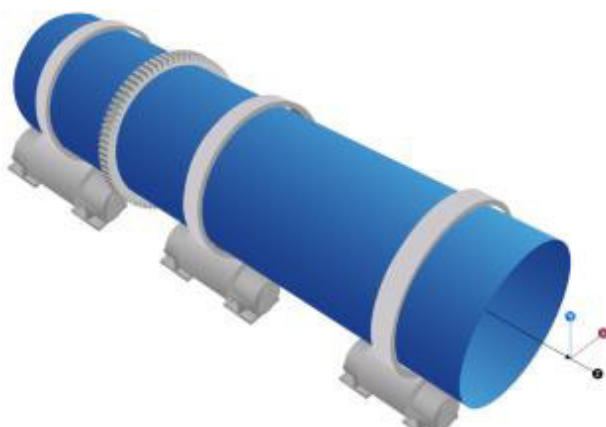
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 3			
Nombre del equipo: Reactor pirolítico			
Fabricante: BESTON Modelo: BST-05-10		Etiqueta en planta: R-001	
Parámetros de diseño		Dimensiones del equipo	
Temperatura de pirólisis	500 °C	Longitud del horno	16,00 m
Presión de operación	100 535 Pa	Diámetro interno del horno	1,60 m
Relación L/D	10	Diámetro externo del horno	2,08 m
Tiempo de permanencia del material	1,5 h	Grado de llenado	11 %
Pendiente del horno	2,0°	Ladrillo refractario	ER-40
Ángulo de deslizamiento del material o talud	38,2°	Espesor de la capa refractaria	0,18 m
Velocidad angular del horno	0,6 rpm	Tipo de acero de la carcasa metálica	ASTM A36
Consumo de combustible 1 proceso semilote	5,02 kg GLP	Espesor de la carcasa metálica	0,06 m
Carga NFU 1 proceso semilote		425 kg	
<p>Principio de funcionamiento: su principal función es la pirólisis de NFU; para ello, se ajustarán las condiciones de operación deseadas en el reactor: presión 100 535 Pa, temperatura 500 °C y velocidad de calentamiento 10 °C/min. Posteriormente, se introducirán los neumáticos triturados libres de acero a través de un tornillo sin fin; los NFU se calentarán por medio de gases de combustión provenientes de la quema de GLP los cuales formarán una atmósfera reductora. Los gases pirolíticos formados abandonarán el equipo en el momento de su generación junto con los gases de combustión generador por el quemador, mientras que, el carbón sólido se descargará una vez terminado el tiempo de pirólisis establecido en 1,5 h.</p>			
Modalidad de operación: discontinuo			
<p>Esquema del equipo</p> 			
Fuente: (R.A. INGENIERÍA S.A., 2015)			

Tabla 4.16. Hoja de especificación del intercambiador de calor de tubos y coraza

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 4			
Nombre del equipo: Intercambiador de calor de tubos y coraza 2:4			
Fabricante: EKIN ENDUSTRIYEL Modelo: R407C		Etiqueta en planta: IQ-001	
Especificaciones de los tubos		Especificaciones del intercambiador	
Tipo de arreglo banco de tubos	En cuadro	Tipo de cabezales	Móviles
Diámetro externo	0,025 m	Fluido caliente (tubos)	Gases
Diámetro interno	0,020 m	Fluido frío (coraza)	Agua
Espesor	2,77 mm	Temperatura entrada fluido caliente	500 °C
BWG	12	Temperatura salida fluido caliente	15 °C
Área de flujo por tubo	3,10E-04 m ²	Temperatura entrada fluido frío	14 °C
Longitud	4,88 m	Temperatura salida fluido frío	90 °C
Espaciamiento entre tubos (P_T)	0,032 m	Disposición de los fluidos	Contracorriente
Número de tubos	53	Tipo de intercambiador	2:4
Especificaciones de la coraza		Materiales de construcción del equipo	
Diámetro de la coraza	0,26 m	Acero inoxidable (acero fino 1.4571) Acero al carbono (ST 35.8)	
Tipo de deflectores	Segmentados		
Espaciamiento entre deflectores (B)	0,052 m		
<p>Principio de funcionamiento: su función principal es la condensación y enfriamiento de los gases provenientes del horno los cuales ingresarán al interior de los tubos del intercambiador a una temperatura de 500 °C mientras que, por el lado de la coraza se introducirá agua a una temperatura de 14 °C; los fluidos circularán en contracorriente. Los gases pirolíticos atraviesan las etapas de condensación y enfriamiento en el interior de los tubos, pero solo el 76,83 % de ellos se condensan, la mezcla líquido-gas que se forma en el interior de los tubos se enfriará hasta alcanzar una temperatura de salida de 15 °C, mientras que, el fluido frío saldrá a una temperatura de 90°C.</p>			
Modalidad de operación: continuo			
Esquema del equipo			

Tabla 4.17. Hoja de especificación del separador bifásico horizontal

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 5			
Nombre del equipo: Separador bifásico			
Fabricante: HK INTERNATIONAL EQUIPMENT CO., LIMITED		HUICHUAN PETROLEUM	
		Etiqueta en planta: BS-001	
Parámetros de diseño		Dimensiones del equipo	
Temperatura de operación	15 °C	Diámetro	0,61 m
Presión de operación	72,94 kPa	Longitud efectiva (L_e)	0,56 m
Coefficiente de arrastre de la partícula (C_D)	6,218	Longitud costura a costura (L_s)	1,05 m
Tamaño de la gota	120 μm	Diámetro boquilla de entrada de la mezcla	0,05 m
Número de boquillas	3	Diámetro boquilla de salida del gas	0,03 m
Relación de la altura de líquido a la altura total del separador (β)	0,7	Diámetro boquilla de salida del líquido	0,05 m
Alimentación de la mezcla en 1 proceso semilote	502,77 kg/h	Elementos internos	Placa desviadora Placa antiespumante <i>Vortex breaker</i> Malla de alambre
Material de construcción		Acero al carbón SA-516-70	
<p>Principio de funcionamiento: su principal función es separar las moléculas gaseosas del combustible líquido, para ello, la mezcla líquido-gas ingresará al separador por medio de una boquilla de entrada y chocará contra una placa desviadora separándose en gran parte la fracción líquida de la gaseosa, luego, las moléculas gaseosas viajarán horizontalmente por el separador y atravesarán la sección secundaria en donde las gotas de líquido caerán por aceleración de la gravedad; finalmente, las moléculas más pequeñas de gas atravesarán por un extractor de niebla tipo malla de alambre y saldrán por la parte superior del equipo. El líquido se recolectará y saldrá por la parte inferior del separador.</p>			
Modalidad de operación: discontinuo			
Esquema del equipo			

Tabla 4.18. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de combustible líquido

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 6			
Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de combustible líquido			
Fabricante: ACERO-INOX		Etiqueta en planta: TK-002	
Parámetros de diseño		Especificaciones del equipo	
Norma aplicada	API 650	Tipo de tanque	Horizontal de techo fijo cónico autosoportado
Temperatura de operación	15 °C	Altura cuerpo cilíndrico	1,71 m
Presión de operación	72,94 kPa	Altura cabezal cónico	0,35 m
Días stock	6	Diámetro nominal	2,57 m
Sobredimensionamiento	20 %	Tipo de fondo	Plano
Ángulo con respecto a la horizontal (cabezal cónico)	15°	Espesor del fondo	8,35 mm
Densidad relativa del combustible	0,962	Tipo de cuerpo	Cilíndrico
Corrosión permisible	2 mm	Espesor del cuerpo	4,76 mm
Esfuerzo permisible por condiciones de diseño	1410 kg/cm ²	Tipo de techo	Cónico
Esfuerzo permisible por condiciones de prueba hidrostática	1580 kg/cm ²	Espesor del techo	4,76 mm
Material de construcción		Placas de acero al carbón A-283	
Modalidad de operación		Discontinuo	
<p>Principio de funcionamiento: su principal función es almacenar el combustible líquido proveniente del separador cuyas propiedades energéticas son semejantes a las del diésel industrial; para ello, el tanque operará bajo una temperatura de 15 °C y una presión atmosférica con el objetivo de evitar su volatilización y mantenerlo en condiciones óptimas para su posterior distribución. El tanque se diseñó con un sobredimensionamiento del 20 % con la finalidad de que no se mantenga lleno y de esta manera se facilite la manipulación del producto; además, este contará con boquillas para la entrada y salida del producto, drenaje, venteo, un manhole e instrumentación para el respectivo control y monitoreo.</p>			
<p>Esquema del equipo</p> <div style="text-align: center;">  </div>			
<p>Fuente: (Arveng Training & Engineering, 2020)</p>			

4.5. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

El proceso de producción de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU consiste en un proceso semicontinuo, por esta razón, y con la finalidad de aprovechar cada uno de los equipos que conforman el proceso, se dividió la capacidad de tratamiento diaria de 2,0 toneladas de NFU en 4 procesos semilotes, es decir, en cada semilote se procesarán 0,5 t de neumáticos fuera de uso. Bajo este criterio la jornada laboral de la planta será de 14 horas, misma que iniciará a las 6:00 am y finalizará a las 08:00 pm.

La jornada laboral arrancará con los procesos de trituración primaria, trituración secundaria, separación magnética y llenado del horno, los cuales se llevarán a cabo de forma continua durante una hora, luego, se ejecutará el proceso de pirólisis que requiere de un tiempo de 1,5 h para finalizar; sin embargo, a las 0,85 h de iniciado este proceso empiezan a generarse los gases pirolíticos que saldrán del reactor junto con los gases de combustión y pasarán a los procesos de condensación y enfriamiento, separación bifásica y almacenamiento, todo esto de manera continua. Una vez finalizado el proceso de pirólisis se procede a despojar el carbón pirolítico localizado en el interior del horno, el mismo que previo a su ensacado debe ser enfriado, este proceso tomará una hora y una vez concluido permitirá el arranque del segundo proceso semilote y así sucesivamente hasta culminar con los 4 procesos semilotes diarios.

El proceso de recepción y almacenamiento de NFU se realizará 3 veces por semana con la finalidad de mantener el stock de materia prima necesario, se realizará un mantenimiento semestral de los equipos y la limpieza de los mismos se llevará a cabo de forma mensual, excepto la del horno rotatorio que dadas las características del proceso requerirá de una limpieza semanal. La planificación de la producción diaria se representa a través de un Diagrama de Gantt por medio de la Figura 4.8, a través de este diagrama se pueden apreciar los tiempos en los cuales se llevarán a cabo cada una de las etapas del proceso en una jornada laboral diaria.

OPERACIÓN UNITARIA	6:00	6:30	7:00	7:30	8:00	8:30	9:00	9:30	10:00	10:30	11:00	11:30	12:00	12:30	13:00	13:30	14:00	14:30	15:00	15:30	16:00	16:30	17:00	17:30	18:00	18:30	19:00	19:30	20:00
Trituración primaria																													
Trituración secundaria y separación magnética																													
Pirólisis																													
Condensación y enfriamiento																													
Separación bifásica																													
Almacenamiento combustible líquido																													
Enfriamiento carbón pirolítico																													
Almacenamiento carbón pirolítico																													

Figura 4.8. Diagrama de Gantt de una jornada laboral diaria del proceso de obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU

4.6. DIAGRAMA DE BLOQUES (BFD)

En la Figura 4.9, se presenta el diagrama de bloques correspondiente al proceso de producción de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. La capacidad diaria de tratamiento de los NFU se dividió en 4 procesos semilotes en cada uno de los cuales se tratarán 0,5 t de NFU por esta razón, las corrientes descritas en el BFD corresponden a los de un proceso semilote. En vista de que el proceso planteado es semicontinuo, las corrientes descritas en el BFD corresponderían a masas y flujos másicos, sin embargo, para una mejor interpretación de los datos es conveniente que las corrientes involucradas en el diagrama de bloques se presenten en las mismas unidades de principio a fin. Por lo tanto, todas las corrientes involucradas se describirán en unidades de masa.

La producción iniciará con el ingreso de 500,00 kg de NFU equivalentes a 85 unidades de neumáticos fuera de uso con un RIN no superior de 14 a la etapa de recepción y almacenamiento, posteriormente, pasarán al proceso de trituración primaria a partir del cual se obtendrán trozos de neumáticos con una tamaño entre 2 y 6 in; a continuación, ingresarán al proceso de trituración secundaria y separación magnética en el cual se separarán 75,00 kg de metal y se obtendrán 425,00 kg de partículas de NFU las cuales pasarán al proceso de pirólisis. La pirólisis iniciará una vez que la carga de material en el reactor esté completa, es decir, al reactor pirolítico ingresarán y se tratarán 425,00 kg de NFU en un proceso semilote, de esta etapa se obtendrán 326,80 kg de gases y 175,52 kg de carbón pirolítico de acuerdo con el balance de masa ejecutado en la sección 4.1.

Para que se efectúe el proceso de pirólisis se requiere de la producción de gases de combustión que permitan el calentamiento del material en el interior del horno, estos gases se generarán a partir de un quemador al que ingresará aire y GLP, las masas de estas corrientes corresponden a los descritas en el BFD al igual que las involucradas en los procesos de condensación y enfriamiento, separación bifásica y almacenamiento. Como se especificó en la sección 4.2, el combustible GLP será reemplazado por una corriente de gas reciclo, el BFD que describe este cambio en el proceso de producción se presenta en el Anexo IV.

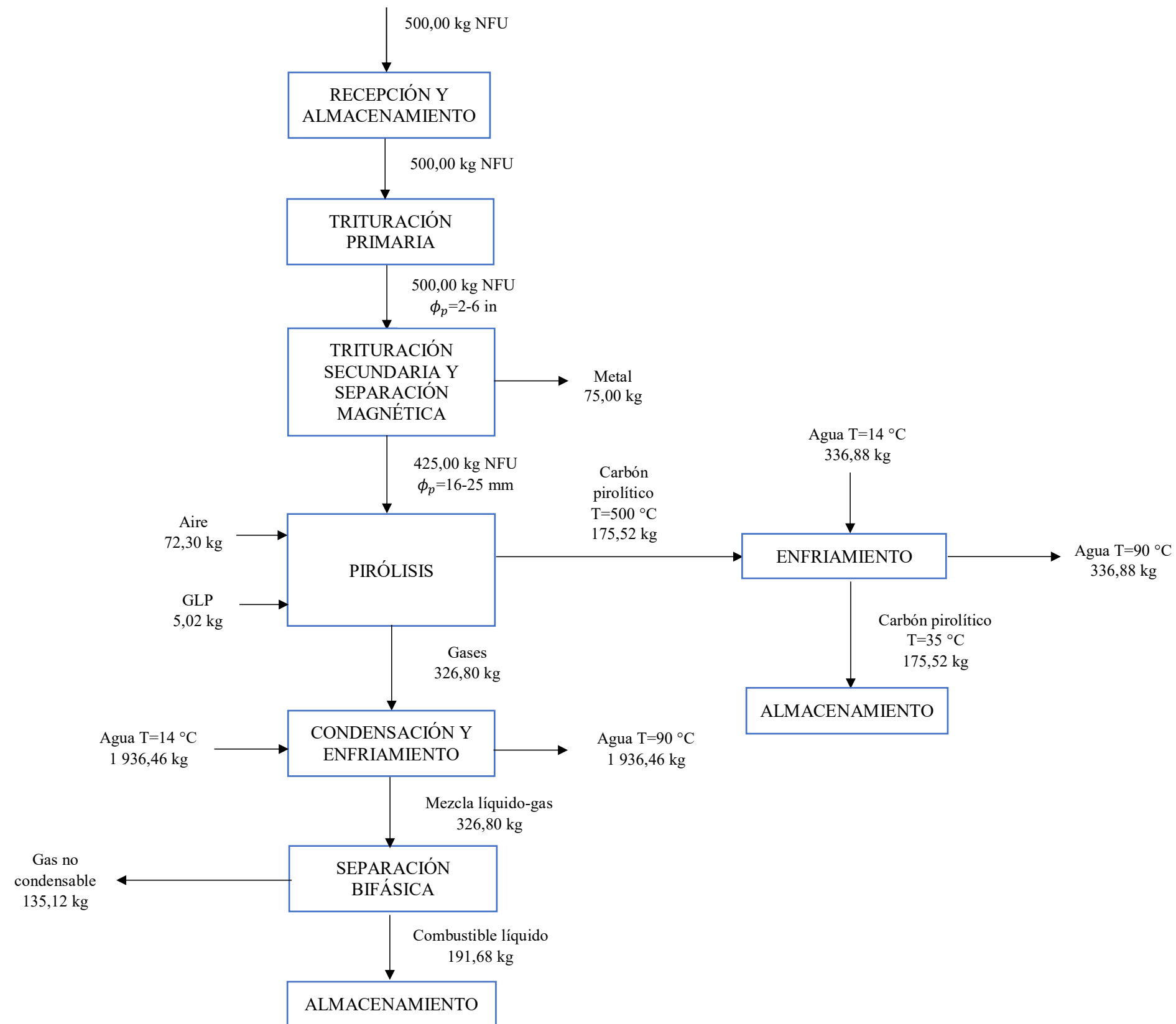


Figura 4.9. Diagrama de bloques (BFD) del proceso de obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU

4.7. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (PFD)

El PFD es una representación esquemática del proceso en el que se plasman condiciones de operación y especificaciones de los equipos, además, sirve de guía para posteriormente desarrollar el diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID). El diagrama de flujo de proceso para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU se realizó con base en el documento de preparación de diagramas de proceso del Manual de Ingeniería de Diseño de la empresa Petróleos de Venezuela SA (PDVSA, 1994). El diagrama de flujo de proceso elaborado contiene los equipos requeridos en el proceso de producción definido; en la parte superior del plano se localizan las etiquetas de los equipos en las cuales se describe su código de identificación, nombre, dimensiones y algún otro parámetro de acuerdo con las características del equipo. Además de las etiquetas de los equipos principales que conforman el proceso se incluyen las de los equipos secundarios empleados para el transporte de los diversos materiales y fluidos a lo largo del proceso.

El PFD también cuenta con líneas del proceso las cuales se encuentran numeradas en orden creciente de acuerdo con el recorrido del flujo principal a través de la unidad de proceso, la descripción de cada una de las corrientes enumeradas se resumen en la tabla localizada en el plano, esta tabla contiene: número de corriente, estado físico, densidad, volumen, caudal, temperatura de operación, presión de operación y además, en vista de que el proceso planteado es semicontinuo, también se observan las corrientes involucradas en unidades de masa y flujos másico.

En las Figuras 4.10, 4.11 y 4.12 se presentan los diagramas de flujo de proceso para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU correspondientes a los planos 1, 2 y 3 respectivamente; en el plano 3 se detalla la simbología y nomenclatura empleada en la elaboración del diagrama de flujo de proceso. Como se especificó en la sección 4.2, el combustible GLP será reemplazado por una corriente de gas reciclo, el PFD que describe este cambio en el proceso de producción se presenta en el Anexo V.

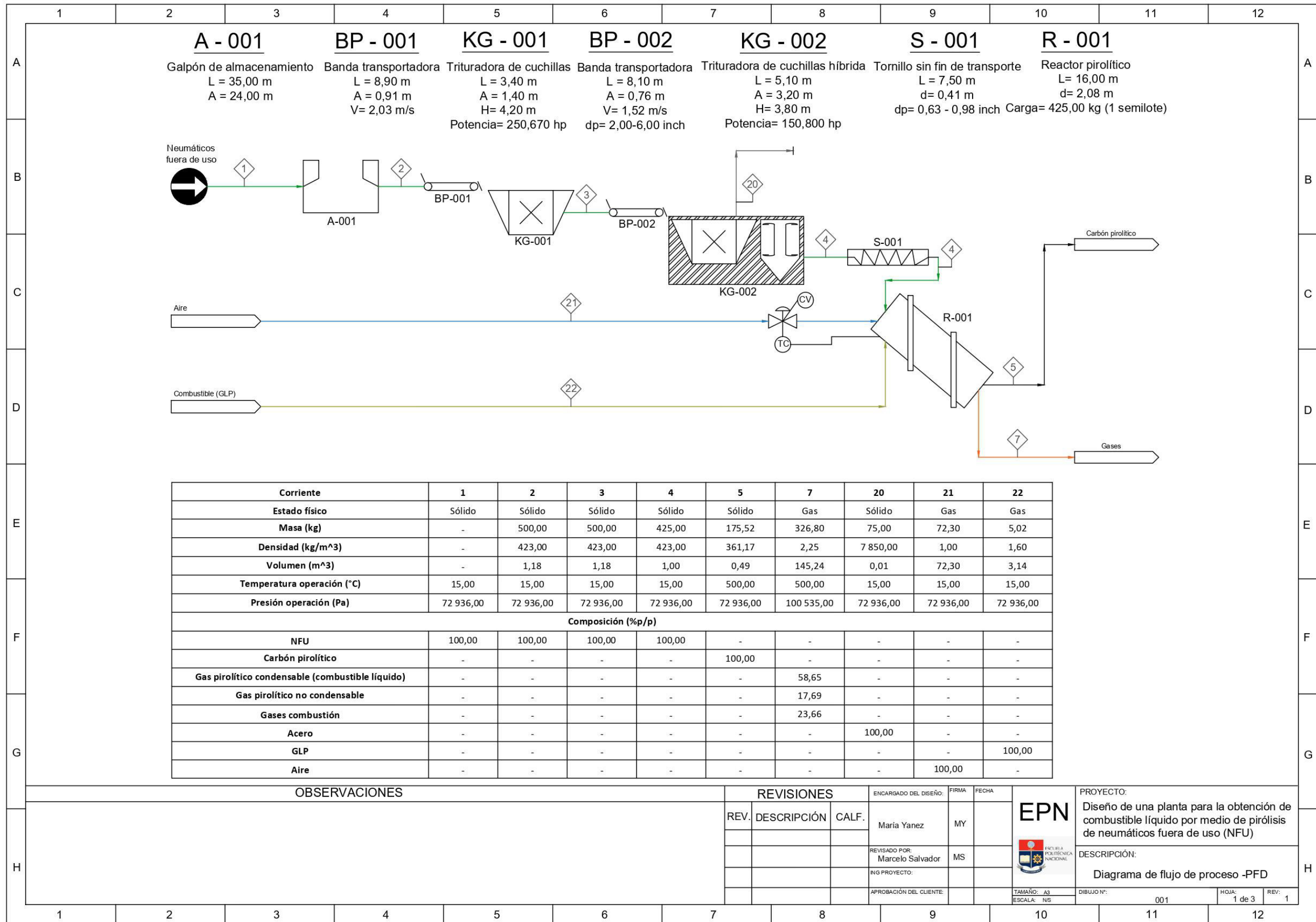


Figura 4.10. Diagrama de flujo de proceso (PFD) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Plano 1

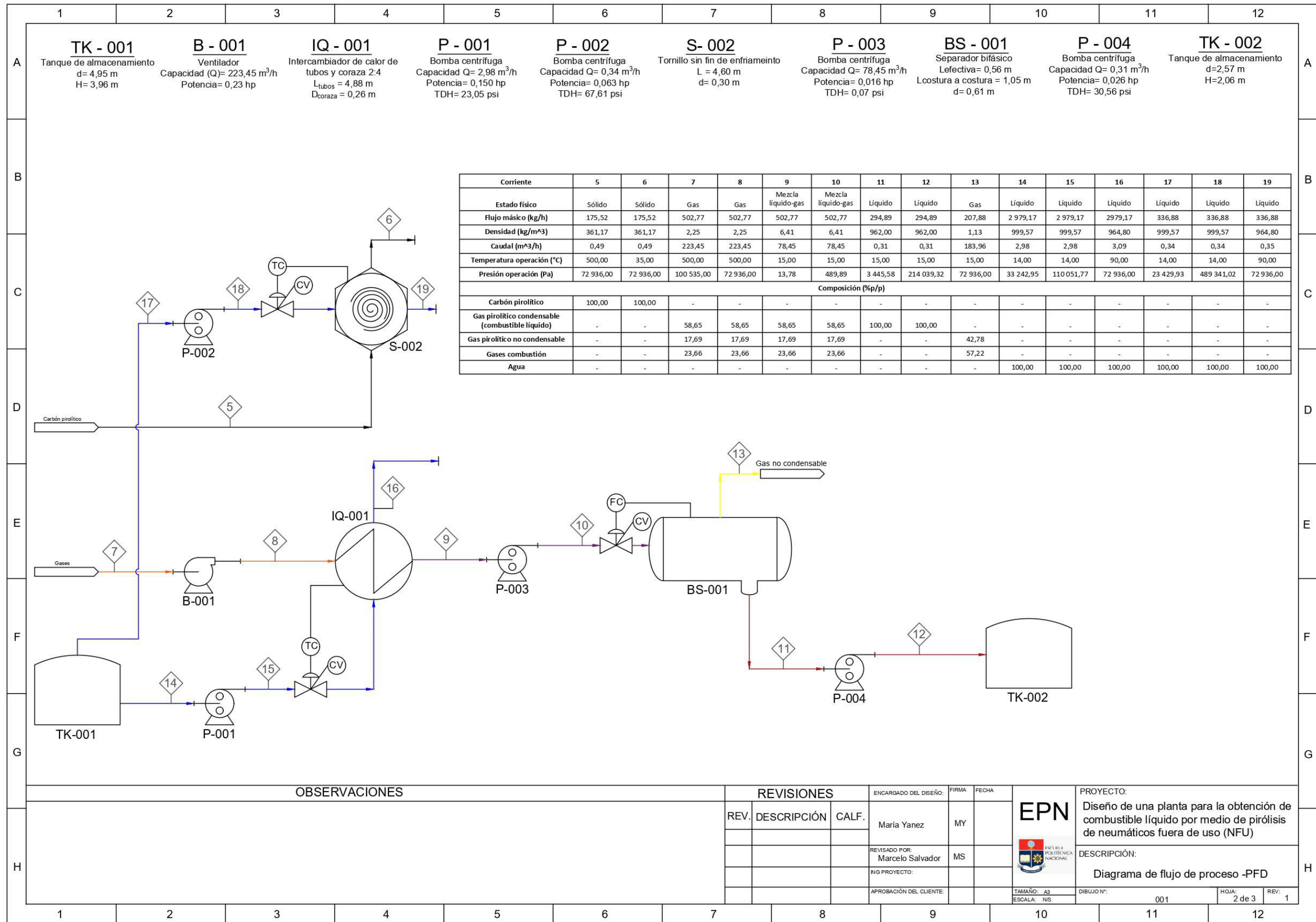


Figura 4.11. Diagrama de flujo de proceso (PFD) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Plano 2

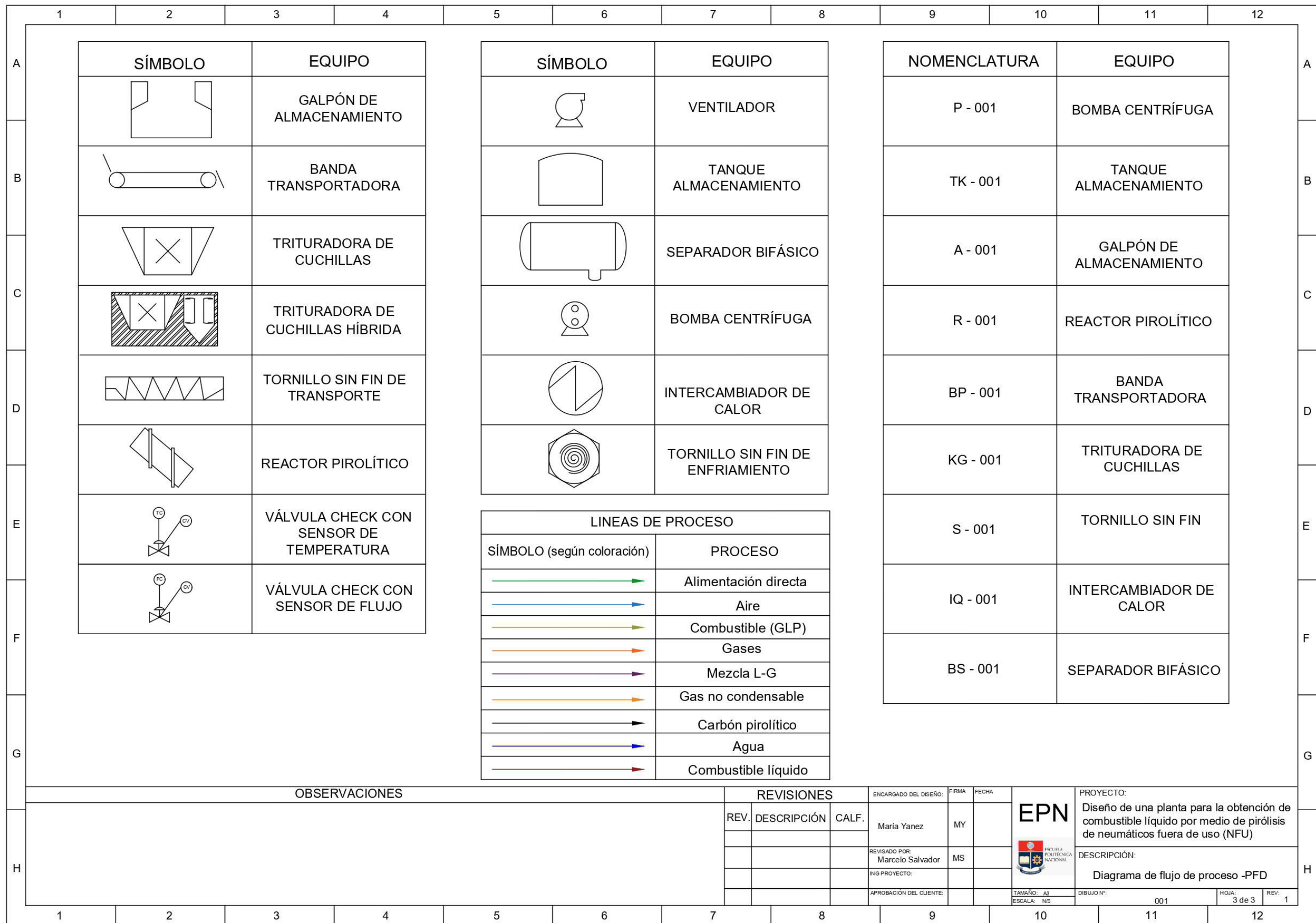


Figura 4.12. Diagrama de flujo de proceso (PFD) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Plano 3

4.8. LAYOUT Y PLANOS DE ELEVACIÓN

Una vez que se han definido y determinado las dimensiones de los equipos principales y secundarios para la producción de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU se propone la distribución en planta a través de un Layout, en este plano de ubicación y localización se han definido los equipos, áreas de trabajo, accesos y estructuras principales. Las áreas principales son:

- Área de recepción y almacenamiento
- Área de pretratamiento de la materia prima
- Área de producción
- Área de almacenamiento de combustible líquido
- Área de almacenamiento de carbón pirolítico
- Área de carga y salida de productos
- Área administrativa

Dadas las características del proceso de producción se ha establecido una distribución del proceso en planta de tipo lineal la cual respeta el modelo simple de marcha hacia adelante del producto y además, facilita la ampliación de la planta en dos caras; la distribución de los equipos, maquinaria, actividades y servicios incluyó el ordenamiento y separación de los espacios requeridos para el movimiento del material y mantenimiento de los equipos; los criterios considerados para el espaciamiento entre equipos han sido tomados de la Figura AVI.1 la cual se presenta en el Anexo VI (Toghraei, 2015, p. 52).

Bajo los criterios establecidos para la distribución en planta se determinó que el área requerida para la instalación de un proyecto como el descrito en este trabajo es de 6 099 m². En la Figura 4.13, se presenta la distribución en planta a través de un diagrama Layout, mientras que, en las Figuras 4.14 y 4.15, se presentan los planos de elevación con las vistas laterales e isométricas de la planta obtenidos a través del diseño 3D de la misma.

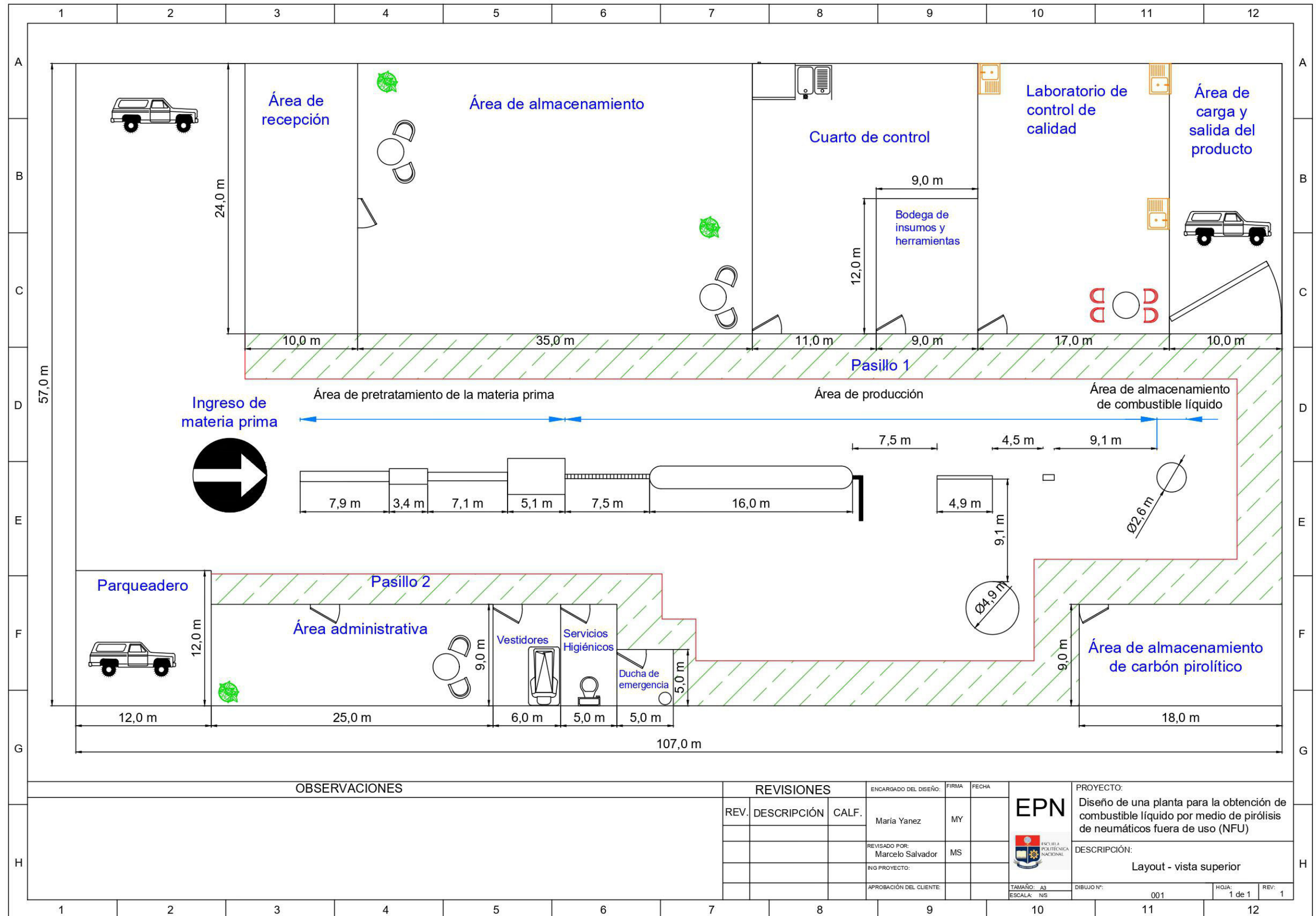


Figura 4.13. Layout de la planta de producción de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Vista superior

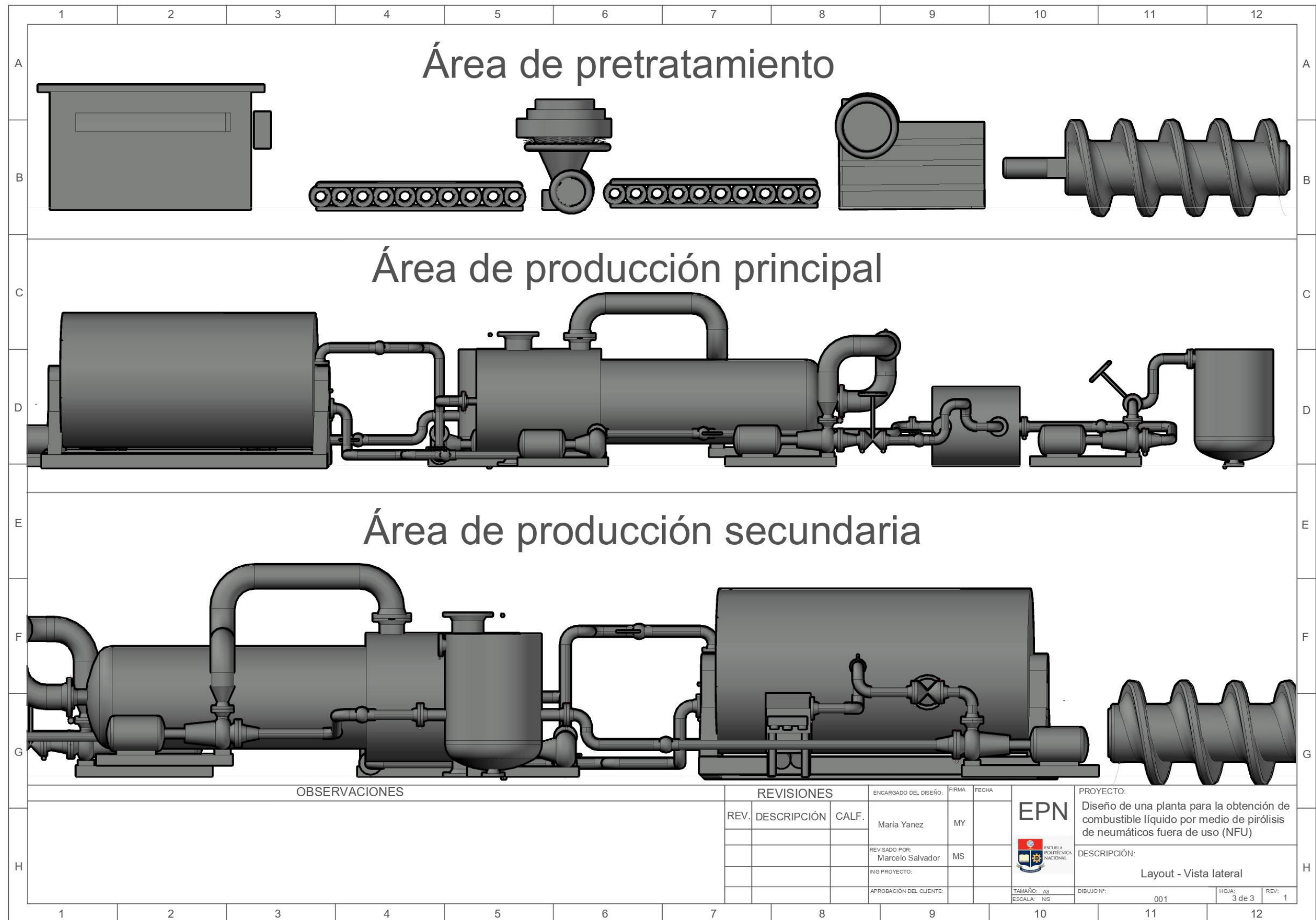


Figura 4.14. Plano de elevación de la planta de producción de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Vista lateral

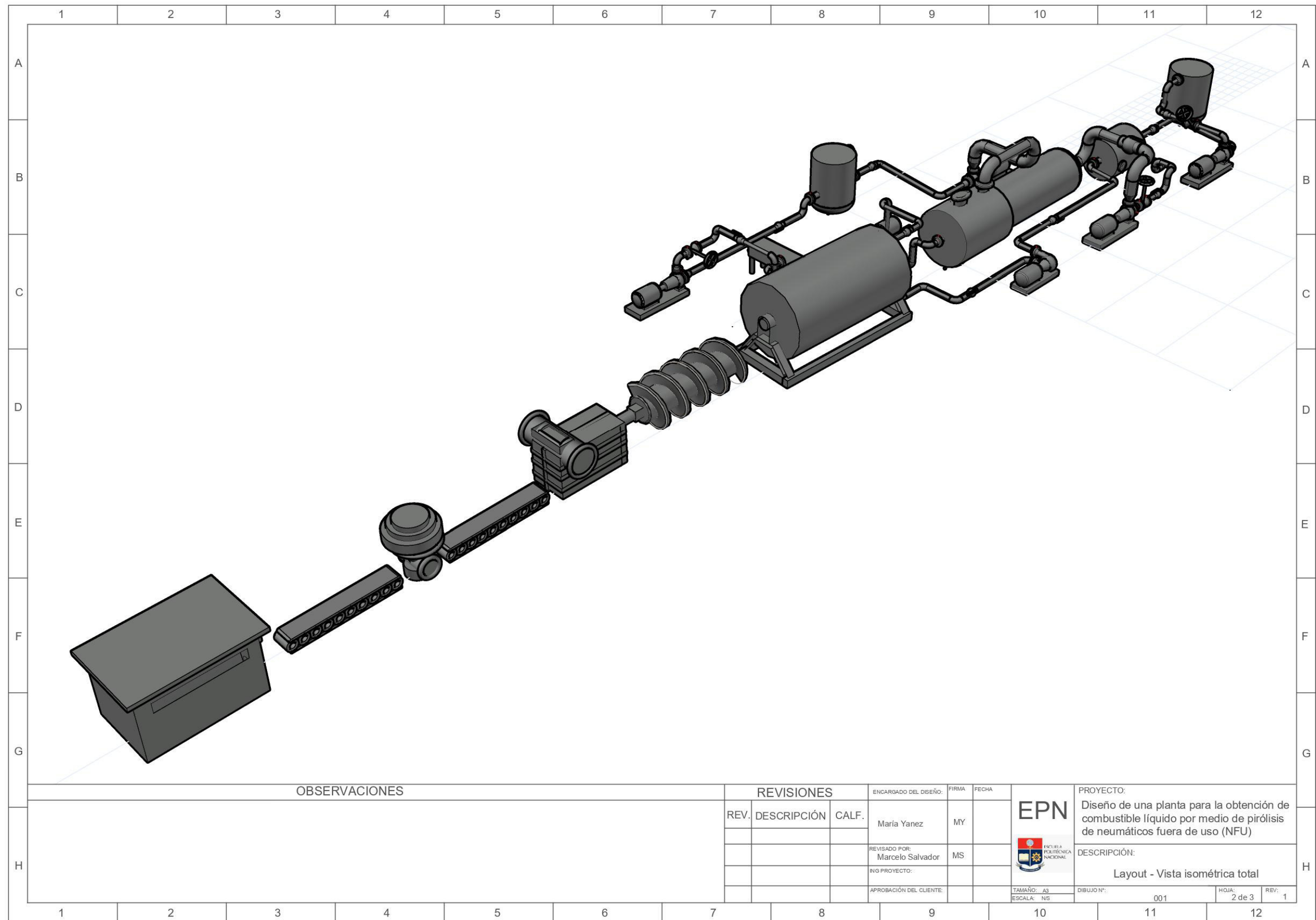


Figura 4.15. Plano de elevación de la planta de producción de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Vista isométrica total

4.9. DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID)

El P&ID esquematiza el proceso de producción con información referente a los equipos, tuberías y válvulas además, en este tipo de diagrama se plantean los lazos de control para garantizar una operación segura de la planta. El diagrama de tuberías e instrumentación para la obtención del combustible líquido por medio de pirólisis de NFU se realizó con base en el documento de preparación de diagramas de proceso del Manual de Ingeniería de Diseño de la empresa Petróleos de Venezuela SA (PDVSA, 1994).

El diagrama de tuberías e instrumentación elaborado contiene los equipos del proceso esquematizados con mayor detalle comparado con los realizados en el diagrama de flujo de proceso y de la misma manera, cuenta con las etiquetas de los equipos localizadas en la parte superior del plano. En el P&ID se observan las tuberías del proceso identificadas con el diámetro nominal, especificación, tipo de servicio y número de tubería; mientras que, las válvulas se identifican con diámetro nominal y número de válvula.

A lo largo del proceso de producción se definieron lazos de control con el objetivo de garantizar el correcto funcionamiento de la planta, los lazos de control propuestos se localizan en los siguientes equipos: reactor pirolítico, intercambiador de calor y separador bifásico horizontal. El diagrama de tuberías e instrumentación cuenta con una tabla en la que se describe la nomenclatura asignada para el servicio y especificación de cada una de las líneas de proceso trazadas.

En las Figuras 4.16, 4.17 y 4.18 se presenta el diagrama de tuberías e instrumentación para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU correspondientes a los planos 1, 2 y 3 respectivamente; en el plano 3 se detalla la simbología y nomenclatura empleada en la elaboración del diagrama de tuberías e instrumentación. Como se especificó en la sección 4.2, el combustible GLP será reemplazado por una corriente de gas reciclo, el P&ID que describe este cambio en el proceso de producción se presenta en el Anexo VII.

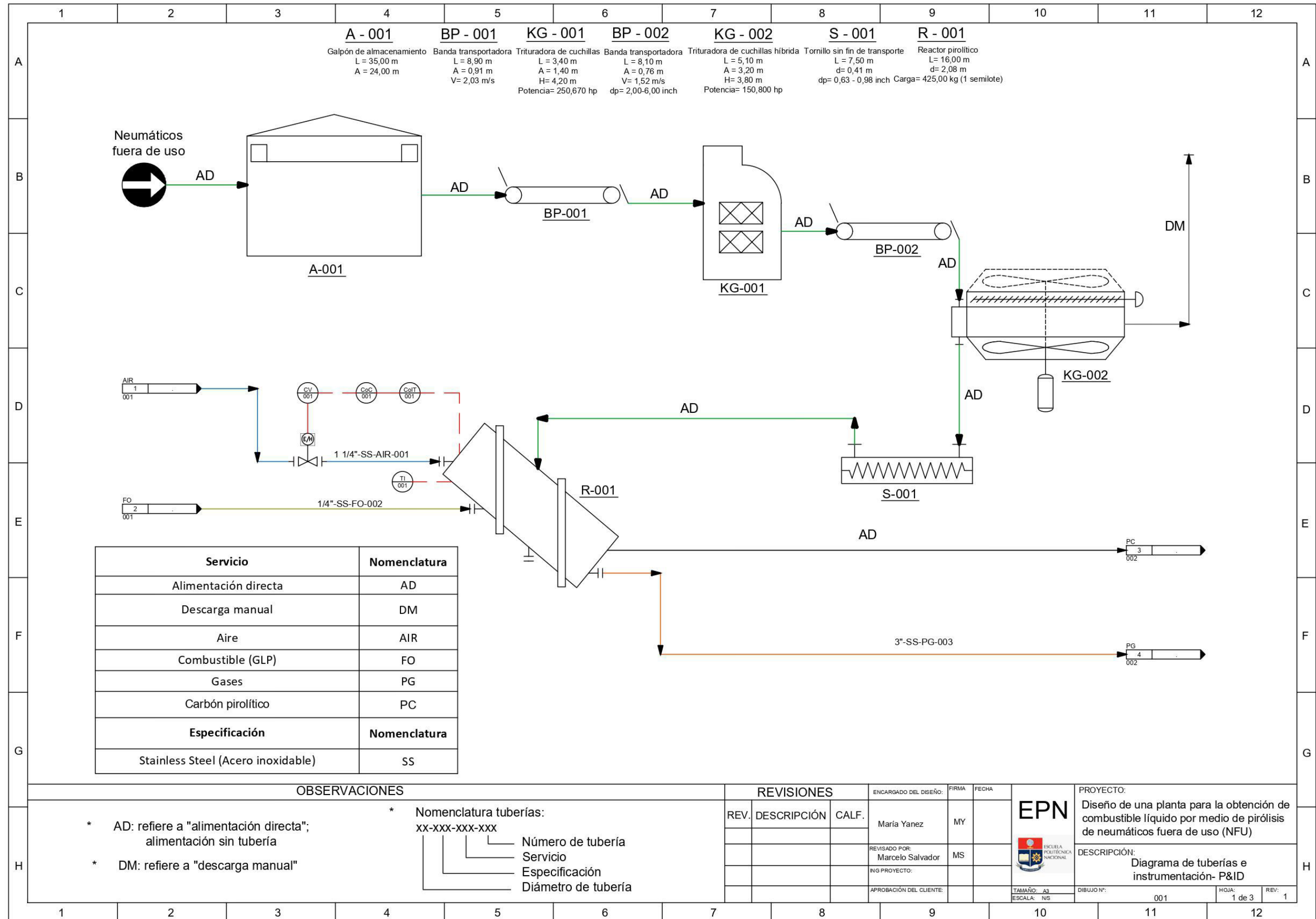


Figura 4.16. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Plano 1

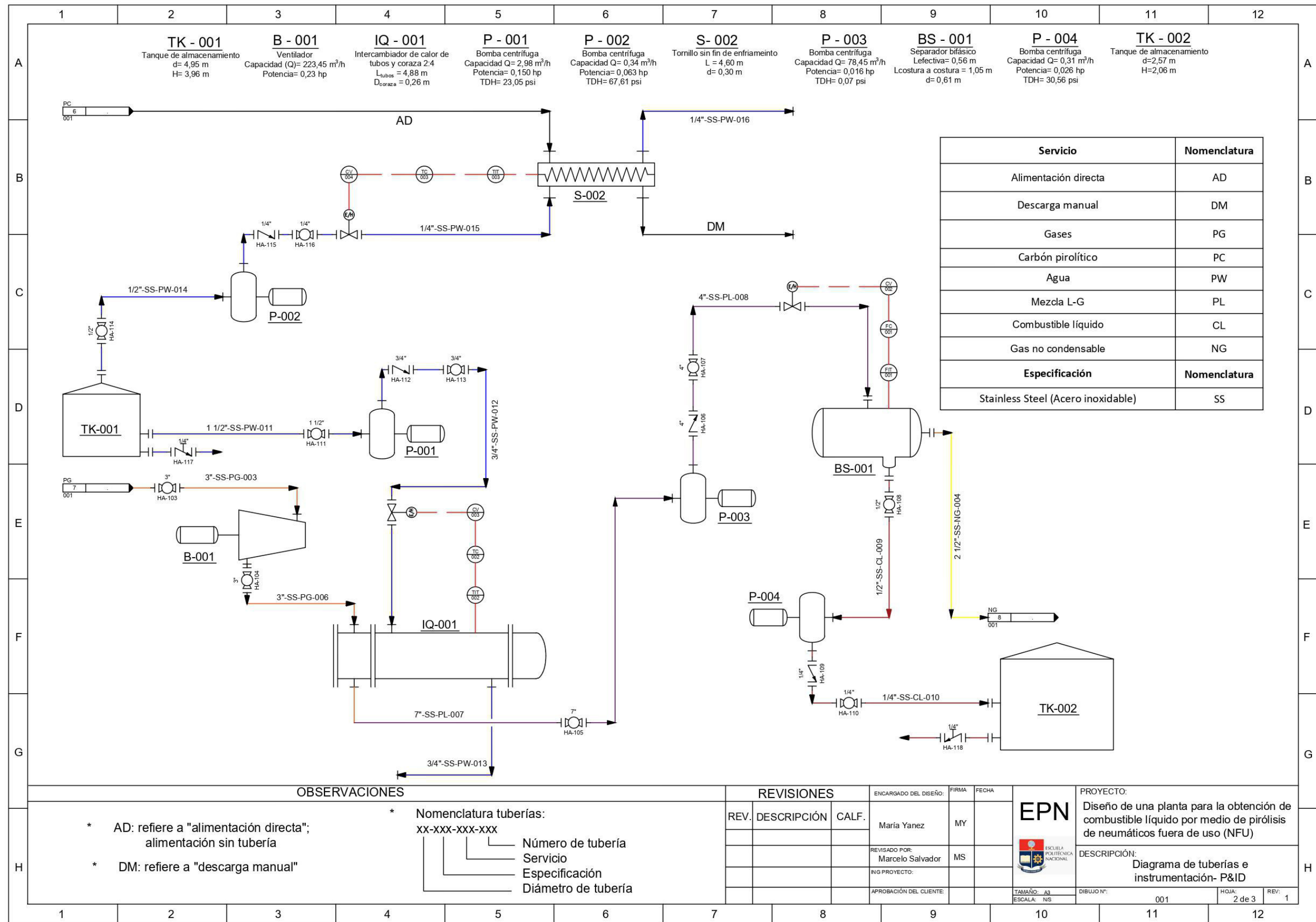


Figura 4.17. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Plano 2

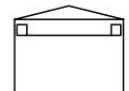
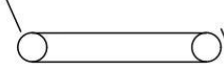
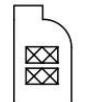
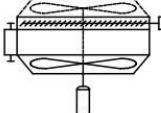
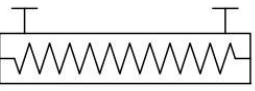
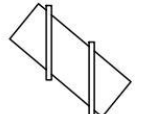
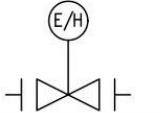
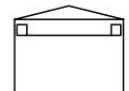
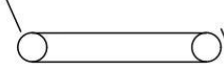
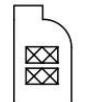
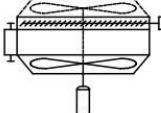
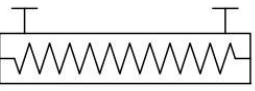
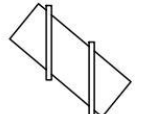
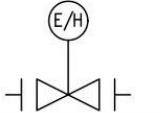
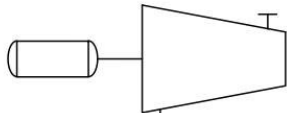
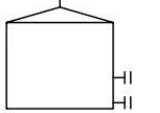

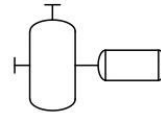
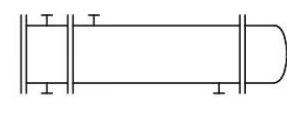
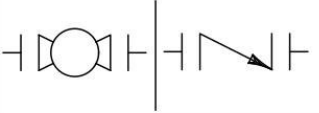
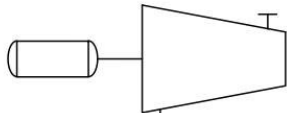
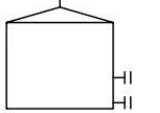

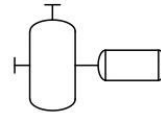
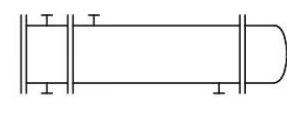
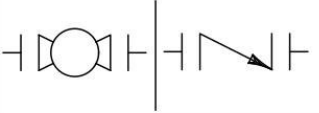
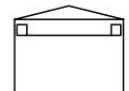
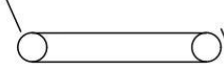
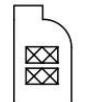
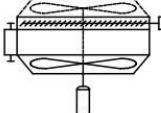
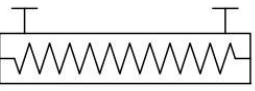
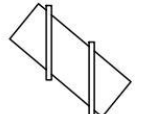
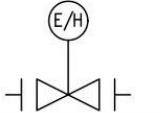
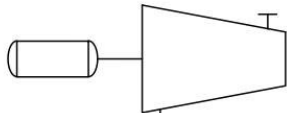
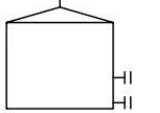

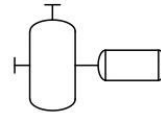
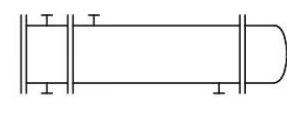
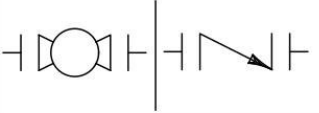

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12																																													
A	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>GALPÓN DE ALMACENAMIENTO</td> </tr> <tr> <td></td> <td>BANDA TRANSPORTADORA</td> </tr> <tr> <td></td> <td>TRITURADORA DE CUCHILLAS</td> </tr> <tr> <td></td> <td>TRITURADORA DE CUCHILLAS HÍBRIDA</td> </tr> <tr> <td></td> <td>TORNILLO SIN FIN DE TRANSPORTE</td> </tr> <tr> <td></td> <td>REACTOR PIROLÍTICO</td> </tr> <tr> <td></td> <td>VÁLVULA ELECTRO-HIDRÁULICA</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		GALPÓN DE ALMACENAMIENTO		BANDA TRANSPORTADORA		TRITURADORA DE CUCHILLAS		TRITURADORA DE CUCHILLAS HÍBRIDA		TORNILLO SIN FIN DE TRANSPORTE		REACTOR PIROLÍTICO		VÁLVULA ELECTRO-HIDRÁULICA	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>VENTILADOR</td> </tr> <tr> <td></td> <td>TANQUE ALMACENAMIENTO</td> </tr> <tr> <td></td> <td>SEPARADOR BIFÁSICO</td> </tr> <tr> <td></td> <td>BOMBA CENTRÍFUGA</td> </tr> <tr> <td></td> <td>INTERCAMBIADOR DE CALOR</td> </tr> <tr> <td></td> <td>VÁLVULA: BOLA - CHECK</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		VENTILADOR		TANQUE ALMACENAMIENTO		SEPARADOR BIFÁSICO		BOMBA CENTRÍFUGA		INTERCAMBIADOR DE CALOR		VÁLVULA: BOLA - CHECK	<table border="1"> <tr> <th>NOMENCLATURA</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td>P - 001</td> <td>BOMBA CENTRÍFUGA</td> </tr> <tr> <td>TK - 001</td> <td>TANQUE ALMACENAMIENTO</td> </tr> <tr> <td>A - 001</td> <td>GALPÓN DE ALMACENAMIENTO</td> </tr> <tr> <td>R - 001</td> <td>REACTOR PIROLÍTICO</td> </tr> <tr> <td>BP - 001</td> <td>BANDA TRANSPORTADORA</td> </tr> <tr> <td>KG - 001</td> <td>TRITURADORA DE CUCHILLAS</td> </tr> <tr> <td>S - 001</td> <td>TORNILLO SIN FIN</td> </tr> <tr> <td>IQ - 001</td> <td>INTERCAMBIADOR DE CALOR</td> </tr> <tr> <td>BS - 001</td> <td>SEPARADOR BIFÁSICO</td> </tr> </table>		NOMENCLATURA	EQUIPO	P - 001	BOMBA CENTRÍFUGA	TK - 001	TANQUE ALMACENAMIENTO	A - 001	GALPÓN DE ALMACENAMIENTO	R - 001	REACTOR PIROLÍTICO	BP - 001	BANDA TRANSPORTADORA	KG - 001	TRITURADORA DE CUCHILLAS	S - 001	TORNILLO SIN FIN	IQ - 001	INTERCAMBIADOR DE CALOR	BS - 001	SEPARADOR BIFÁSICO	A
SÍMBOLO	EQUIPO																																																								
	GALPÓN DE ALMACENAMIENTO																																																								
	BANDA TRANSPORTADORA																																																								
	TRITURADORA DE CUCHILLAS																																																								
	TRITURADORA DE CUCHILLAS HÍBRIDA																																																								
	TORNILLO SIN FIN DE TRANSPORTE																																																								
	REACTOR PIROLÍTICO																																																								
	VÁLVULA ELECTRO-HIDRÁULICA																																																								
SÍMBOLO	EQUIPO																																																								
	VENTILADOR																																																								
	TANQUE ALMACENAMIENTO																																																								
	SEPARADOR BIFÁSICO																																																								
	BOMBA CENTRÍFUGA																																																								
	INTERCAMBIADOR DE CALOR																																																								
	VÁLVULA: BOLA - CHECK																																																								
NOMENCLATURA	EQUIPO																																																								
P - 001	BOMBA CENTRÍFUGA																																																								
TK - 001	TANQUE ALMACENAMIENTO																																																								
A - 001	GALPÓN DE ALMACENAMIENTO																																																								
R - 001	REACTOR PIROLÍTICO																																																								
BP - 001	BANDA TRANSPORTADORA																																																								
KG - 001	TRITURADORA DE CUCHILLAS																																																								
S - 001	TORNILLO SIN FIN																																																								
IQ - 001	INTERCAMBIADOR DE CALOR																																																								
BS - 001	SEPARADOR BIFÁSICO																																																								
B											B																																														
C											C																																														
D											D																																														
E											E																																														
F											F																																														
G											G																																														
H	OBSERVACIONES							<table border="1"> <tr> <th colspan="3">REVISIONES</th> <th>ENCARGADO DEL DISEÑO:</th> <th>FIRMA</th> <th>FECHA</th> </tr> <tr> <td>REV.</td> <td>DESCRIPCIÓN</td> <td>CALF.</td> <td>Maria Yanez</td> <td>MY</td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td></td> <td>REVISADO POR: Marcelo Salvador</td> <td>MS</td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td></td> <td>ING PROYECTO:</td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td></td> <td>APROBACIÓN DEL CLIENTE:</td> <td></td> <td></td> </tr> </table>		REVISIONES			ENCARGADO DEL DISEÑO:	FIRMA	FECHA	REV.	DESCRIPCIÓN	CALF.	Maria Yanez	MY					REVISADO POR: Marcelo Salvador	MS					ING PROYECTO:						APROBACIÓN DEL CLIENTE:					PROYECTO: Diseño de una planta para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de neumáticos fuera de uso (NFU)		H													
REVISIONES			ENCARGADO DEL DISEÑO:	FIRMA	FECHA																																																				
REV.	DESCRIPCIÓN	CALF.	Maria Yanez	MY																																																					
			REVISADO POR: Marcelo Salvador	MS																																																					
			ING PROYECTO:																																																						
			APROBACIÓN DEL CLIENTE:																																																						
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12																																													

Figura 4.18. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU. Plano 3

5. ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

Con el objetivo de definir la viabilidad económica del proyecto planteado se realizará un estudio y evaluación financiera con el objetivo de conocer cada uno de los rubros monetarios (egresos e ingresos) involucrados y de esta manera, elaborar el flujo de caja neto a partir del cual se determinarán los indicadores Valor Actual Neto (VAN) y Tasa Interna de Retorno (TIR) a partir de los cuales se definirá la viabilidad económica del proyecto.

5.1. ESTUDIO FINANCIERO

5.1.1. EGRESOS

5.1.1.1. Inversiones

Son rubros monetarios destinados a soportar las operaciones del negocio, la compra de bienes que serán empleados en la producción y administración o comercialización de los productos; de acuerdo a su destino, las inversiones se clasifican en (Salvador, Jurado, Rodríguez, Revelo y Haro, 2017, p. 98; Sapag y Sapag, 1991, p. 197):

- *Activos fijos*: corresponde a la inversión en terrenos, infraestructura, instalaciones de servicio, maquinaria, etc.
- *Preoperativos*: aquellos dirigidos a estudios preparatorios, puesta en marcha del proyecto, permisos, imprevistos, etc.
- *Capital de trabajo*: dinero requerido para garantizar la operación normal del proyecto durante el ciclo productivo

En la Tabla 5.1, se presenta el costo total de inversión requerido para la implementación de la planta de obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de neumáticos fuera de uso.

Tabla 5.1. Costo total de inversión

Denominación	Costo (USD)
Adquisición terreno	121 980,00
Infraestructura	175 000,00
Adquisición de maquinaria, equipos y accesorios	725 507,62
Instalación maquinaria	36 275,38
Estudios previos/puesta en marcha	5 500,00
Imprevistos	5 112,44
Capital de trabajo	176 842,65
Total	1 246 218,09

Para la estimación del costo de adquisición de terreno se consideró el área de terreno requerida para la instalación de este proyecto correspondiente a la definida en la sección 4.8 y la Ordenanza Metropolitana N° 0150 del Distrito Metropolitano de Quito en la cual se establece el plano del valor del suelo, a partir de esta información se estableció un valor estimado de 20,0 USD/m² de terreno para la zona norte de Quito en la parroquia de San Antonio correspondiente al lugar de localización de la planta definido en la sección 2.2 (Consejo del Distrito Metropolitano de Quito, 2007).

Por otra parte, para determinar el costo por la adquisición de maquinaria, equipos y accesorios se realizaron cotizaciones a distintos proveedores locales e internacionales y se seleccionó la mejor oferta; es importante mencionar que la mayoría de los equipos y maquinaria serán importados, por lo tanto, se consideró una subpartida arancelaria que establece el valor de tasas y aranceles nacionales para cada equipo, de esta manera, se calculó el precio final de la maquinaria y equipos los cuales se presentan en el Anexo VIII. El costo por instalación de maquinaria se estimó en un 5,0 % del costo por adquisición de maquinaria, equipos y accesorios; el costo por imprevistos corresponde al 0,5 % del costo por inversión fija; mientras que, el costo por capital de trabajo se estableció en un 50,0 % el rubro por costos y gastos desembolsables del año 1; la recuperación de este capital se colocará en el flujo de caja neto en el último periodo de evaluación (Sapag y Sapag, 1991, p. 208).

5.1.1.2. Egresos desembolsables

Lo conforman los costos y gastos en los que se incurre para la apropiación de un bien o servicio que generará un ingreso o beneficio en el futuro; están relacionados directamente con la producción del producto. Los costos a su vez se dividen en variables y fijos (Salvador et al., 2017, p. 100; Sapag y Sapag, 1991, p. 226).

- *Costos variables:* su valor está en función de la cantidad producida, es decir, depende de los volúmenes de fabricación, entre ellos se encuentran los de materia prima directa, materiales e insumos directos. En la Tabla 5.2, se presentan los costos variables anuales; el costo de materia prima anual se definió de acuerdo con la cantidad de NFU a tratar y de su costo como residuo el cual se estableció con base en el trabajo realizado por Franco (2015) en el que se plantearon los costos de reciclaje de una llanta, para ello, se consideraron los valores por recolección, estibaje y transporte que sumados dieron un total de 2,06 USD/NFU. Mientras que, el combustible (GLP), el agua de enfriamiento y la energía eléctrica se considerarán como insumos directos cuya tarifa anual se fijó con base en la cantidad anual requerida y su costo aplicado para el lugar de localización de la planta.

Tabla 5.2. Costos variables anuales

Materia prima e insumos	Consumo anual	Costo	Costo (USD/año)
Materia prima	100 000 unidades	2,06 USD/unidad	206 000,00
Agua de enfriamiento	3 846,62 m ³	0,72 USD/m ³	2 769,57
Combustible (GLP)	2 911,60 kg	0,64 USD/kg	1 863,42
Energía eléctrica	45 780,12 kW-h	0,063 USD/kW-h	2 884,15
Total			213 517,14

Fuente: (Franco, 2015, p. 75; EPMAPS, 2019; ARCH, 2020; ARCONEL, 2020)

- *Costos fijos:* son aquellos cuyo valor en el corto plazo no dependen del volumen de producción, entre ellos se encuentran los costos por salarios, aporte al IESS, mantenimiento, etc. Para la fijación de los costos por salario se

determinó que el personal mínimo para mantener operativo el proyecto lo conforman: 1 ingeniero químico, 1 técnico en mantenimiento, 3 operarios, 1 contadora y 1 secretaria; en la Tabla 5.3, se presenta el detalle de los salarios del personal, mientras que, el costo anual por mantenimiento se establece como el 2,0 % del costo por adquisición de maquinaria, equipos y accesorios (Sapag y Sapag, 1991, p. 208).

Tabla 5.3. Costos fijos anuales por salarios

Cargo	Cantidad	Sueldo	Aporte al IESS	Fondos reserva	Décimo tercero	Décimo cuarto	Costo total
		(USD/mes)			(USD/año)		
Ingeniero químico	1	1 000,00	111,50	83,30	1 000,00	400,00	15 737,60
Técnico de mantenimiento	1	500,00	55,75	41,65	500,00	400,00	8 068,80
Operarios	3	400,00	44,60	33,32	400,00	400,00	19 605,12
Contadora	1	500,00	55,75	41,65	500,00	400,00	8 068,80
Secretaria	1	400,00	44,60	33,32	400,00	400,00	6 535,04
Total							58 015,36

Fuente: (IESS, 2020)

En la Tabla 5.4, se especifican los valores de los costos fijos anuales por salarios y mantenimiento.

Tabla 5.4. Costos fijos anuales

Denominación	Costo (USD/año)
Salarios personal	58 015,36
Mantenimiento	14 510,15
Total	72 525,51

Por otra parte, los gastos son aquellos egresos requeridos para efectuar el negocio, los más usuales son: gastos administrativos y gastos por ventas y distribución; se considerará que los gastos administrativos corresponden al 25,0 % de los costos fijos anuales por salarios, mientras que, los gastos por venta

y distribución corresponden al 25,0 % de los costos variables anuales (Salvador et al., 2017, p. 101). En la Tabla 5.5, se presentan los valores de dichos gastos.

Tabla 5.5. Gastos anuales

Denominación	Costo (USD/año)
Gastos administrativos	14 503,84
Gastos por ventas y distribución	53 379,29
Total	67 883,13

Los costos variables, costos fijos y gastos conforman los egresos desembolsables, rubro que se colocará en el flujo de caja neto y el cual se presenta en la Tabla 5.6.

Tabla 5.6. Egresos desembolsables anuales

Denominación	Costo (USD/año)
Costos variables	213 517,14
Costos fijos	72 525,51
Gastos	67 883,13
Total	353 925,78

5.1.1.3. Egresos no desembolsables

Este rubro lo conforma la depreciación de equipos e instalaciones, la depreciación es aquel costo dado por el desgaste que tienen los activos tangibles a lo largo del tiempo a causa de su uso, para su cálculo se empleará la Ecuación 5.1 (Sapag y Sapag, 1991, p. 208).

$$D_p = \frac{V}{N} \quad [5.1]$$

Donde:

- D_p : depreciación del activo tangible (USD/año)
 V : costo del activo tangible (USD)
 N : tiempo de depreciación del activo tangible (años)

Los valores del costo de equipos e infraestructura corresponden a los definidos en la Tabla 5.1, mientras que, el tiempo de depreciación se establece en 10 y 20 años para los equipos e infraestructura respectivamente (Sapag y Sapag, 1991, p. 208). Se realizará un ejemplo de cálculo correspondiente a la depreciación de los equipos la cual se calculará a partir de la Ecuación 5.1:

$$D_p = \frac{725\,507,62 \text{ USD}}{10 \text{ años}} = 72\,550,76 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

En la Tabla 5.7, se presentan los rubros anuales por egresos no desembolsables los mismos que corresponden a los valores de depreciación de los equipos e infraestructura.

Tabla 5.7. Egresos no desembolsables anuales

Activo	Valor (USD)	Tiempo de depreciación (años)	Depreciación (USD/año)
Equipos	725 507,62	10	72 550,76
Infraestructura	175 000,00	20	8 750,00
Total			81 300,76

5.1.2. INGRESOS

Corresponden al dinero proveniente de las ventas de los productos obtenidos, sin embargo, existen otros ingresos que aportan al flujo de caja neto y por consiguiente, impactan en la rentabilidad del proyecto (Salvador et al., 2017, p. 103; Sapag y Sapag, 1991, p. 230). Para este trabajo se considerarán los siguientes ingresos:

5.1.2.1. Ingresos por ventas de productos

Estos se calcularán como el resultado de la cantidad de producto que se espera vender anualmente por su precio; los productos que se lanzarán al mercado y por los cuales se obtendrá este tipo de ingresos son: combustible líquido y carbón pirolítico cuyos precios se definieron de acuerdo a sus características y al mercado y se describieron en la sección 2.6. En la Tabla 5.8, se presenta el ingreso anual por la venta de los productos obtenidos en planta.

Tabla 5.8. Ingresos por ventas anuales

Producto	Cantidad	Costo	Ingreso (USD/año)
Combustible líquido	61 063,61 gal/año	2,20 USD/gal	134 339,94
Carbón pirolítico	203 603,20 kg/año	3,50 USD/kg	712 611,20
Total			846 951,14

5.1.2.2. Ingresos por valor de desecho

Es aquel ingreso que se obtendrá del proyecto al final del periodo de evaluación por la liquidación de futuros bienes, para el estudio financiero de este proyecto se estableció un periodo de evaluación de 10 años. El valor de desecho se calculará por medio de la Ecuación 5.2 (Sapag y Sapag, 1991, p. 230).

$$V_{ds} = C_i - (D_p \times p_e) \quad [5.2]$$

Donde:

V_{ds} : valor de desecho (USD)

C_i : costo inicial del bien (USD)

p_e : periodo de evaluación (años)

Se realizará un ejemplo de cálculo del valor de desecho por infraestructura; para ello, el costo inicial de infraestructura corresponde al definido en la Tabla 5.1, su depreciación es la planteada en la Tabla 5.7 mientras que, el periodo de evaluación corresponde al descrito previamente en esta sección. De esta manera, el ingreso por valor de desecho por infraestructura es:

$$V_{ds} = 175\,000,00 \text{ USD} - \left(8\,750,00 \frac{\text{USD}}{\text{año}} \times 10 \text{ años} \right) = 87\,500,00 \text{ USD}$$

En la Tabla 5.9, se describen los resultados obtenidos de valor de desecho por infraestructura y equipos.

Tabla 5.9. Ingreso por valor de desecho al finalizar el proyecto

Denominación	Ingreso (USD)
Infraestructura	87 500,00
Equipos	0,00
Total	87 500,00

5.2. EVALUACIÓN FINANCIERA

Esta evaluación es adecuada para determinar la rentabilidad del proyecto; la evaluación implica la ejecución del flujo de caja neto a partir del cual se obtendrán los indicadores de rentabilidad VAN y TIR (Salvador et al., 2017, p. 118; Sapag y Sapag, 1991, p. 261).

5.2.1. FLUJO DE CAJA NETO

El flujo de caja neto consiste en una tabla en la cual se proyecta periodo a periodo, durante el tiempo de evaluación, la manera en la que fluye el efectivo cuyo resultado final representa el balance entre las entradas y salidas de dinero

(Salvador et al., 2017, p. 106; Sapag y Sapag, 1991, p. 233). El horizonte de evaluación se fijó en 10 años y el tipo de flujo de caja que se realizó es el de rentabilidad del proyecto en el cual se identifican 3 momentos, momento previo (año 0), momento de operación (años 1-9) y momento final (año 10). El flujo de caja neto se presenta en la Tabla 5.10.

5.2.2. INDICADORES DE RENTABILIDAD

Los indicadores de rentabilidad VAN y TIR permiten determinar la factibilidad económica del proyecto, el Valor Actual Neto (VAN) demuestra si existe o no remanente en una inversión ya que consiste en la diferencia entre la sumatoria de los flujos anuales traídos a valor presente por medio de la tasa de descuento y la inversión inicial, si el $VAN > 0$ se acepta el proyecto mientras que, si el $VAN < 0$ se rechaza.

Por otra parte, el indicador TIR corresponde a la tasa interna de retorno máxima que puede tener el proyecto para ser rentable y es la única tasa que permite que la suma de los flujos descontados sea igual a la inversión inicial (Salvador et al., 2017, p. 119). En la Tabla 5.11, se presenta el resultado en términos de rentabilidad según la relación existente entre el VAN y TIR en un proyecto.

Tabla 5.11. Relación entre el VAN y TIR

Relación	Rentabilidad
TIR>0 y VAN>0	Mayor a la exigida después de recuperar toda la inversión
TIR>0 y VAN<0	Menor a la exigida después de recuperar toda la inversión

Fuente: (Sapag y Sapag, 1991, p. 275)

En la Tabla 5.12, se presentan los resultados obtenidos de los indicadores de rentabilidad y el tiempo de recuperación de la inversión, el cálculo de los mismos se presenta con mayor detalle en el Anexo IX.

Tabla 5.12. Indicadores de rentabilidad y tiempo de recuperación de la inversión

Indicador rentabilidad	Valor
VAN (USD)	728 927,14
TIR (%)	30,49
Tiempo de recuperación de la inversión (años)	4

Con base en los resultados obtenidos de VAN y TIR y los parámetros de la Tabla 5.11, se establece que la rentabilidad del proyecto es mayor a la exigida después de recuperar toda la inversión y por lo tanto, la implementación del proyecto sería factible.

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1. CONCLUSIONES

- Con base en la información existente del estudio de mercado se estableció una capacidad de tratamiento de NFU de 2,0 t/día a partir de la cual se procesarán anualmente alrededor de 100 000 neumáticos fuera de uso que equivalen al 91,63 % de los neumáticos usados disponibles en la ciudad de Quito.
- El producto objetivo principal obtenido en planta es el combustible líquido el cual posee propiedades energéticas semejantes a un combustible de tipo diésel industrial, sin embargo, como subproductos se obtendrán carbón y gas no condensable los mismos que jugarán un papel importante en materia de rentabilidad del proyecto.
- Las características del combustible líquido obtenido le confieren su aplicación en el sector industrial ecuatoriano como combustible para el funcionamiento de fuentes fijas; mientras que, el carbón pirolítico puede ofertarse como carbón activado para el tratamiento de aguas, específicamente para la adsorción acuosa de especies de gran peso molecular; por otra parte, el gas no condensable se empleará como fuente de energía alternativa para el funcionamiento del reactor pirolítico con el objetivo de hacerlo autosuficiente.
- El proceso de producción planteado es semicontinuo, por esta razón, y con la finalidad de aprovechar cada uno de los equipos que conforman el proceso se dividió el mismo en 4 procesos semilotes en cada uno de los cuales se tratarán 0,5 t de NFU; para ello, se estableció una jornada laboral de 14 horas.
- La pirólisis es el proceso más importante dentro del proceso de producción planteado puesto que en el ocurrirá la transformación fisicoquímica de la materia prima en productos, por ello, es el más sensible a cambios de

operación; con la finalidad de obtener un mayor rendimiento del líquido pirolítico se estableció una temperatura, presión y tiempo de pirólisis de 500 °C, 100 535 Pa y 1,5 h respectivamente.

- A partir de la ejecución del estudio y evaluación financiera del proyecto se determinó un valor de VAN de 728 927,14 USD y una TIR de 30,49 %, bajo estos indicadores se estableció que la rentabilidad del proyecto es mayor a la exigida después de recuperar toda la inversión y por lo tanto, la implementación del proyecto sería factible.

6.2. RECOMENDACIONES

- Establecer una jornada laboral de 24 horas con el objetivo de procesar diariamente una mayor cantidad de NFU y que estos provengan de diversas ciudades del país.
- Implementar etapas al proceso de producción planteado que permitan el tratamiento del carbón y líquido pirolítico para obtener productos más refinados. El carbón pirolítico puede someterse a un proceso de activación para comercializarse como carbón activado que pueda emplearse en todo tipo de tratamiento de aguas; mientras que, el combustible líquido podría ingresar a un proceso de desulfuración para disminuir la cantidad de azufre y de esta manera mejorar su calidad.
- Proponer un sistema de recirculación del agua de enfriamiento empleada en el intercambiador de calor y el tornillo sin fin de carbón pirolítico con el objetivo de optimizar el proceso y ahorrar el consumo de este recurso.
- Ejecutar una ingeniería de detalle a partir de la ingeniería básica y conceptual desarrollada en el presente trabajo con la finalidad de realizar un estudio y evaluación financiera más acertados.

- Llevar a cabo un diseño mecánico de los equipos empleados en planta junto con los materiales seleccionados con el objetivo de determinar su viabilidad de construcción en el Ecuador.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Abastecedora de Aceros y Maquilas, S.A. de C.V (AAMSA). (2020). *Acero ASTM*. Recuperado de: <http://www.aamsa.com/productos/placa/placa-a-36/> (Septiembre, 2020)
2. Abdulkadir, A. y Recep, Y. (2016). Rotary kiln and batch pyrolysis of waste tire to produce gasoline and diesel like fuels. *Energy Conversion and Managment*, 111(2016), 261-270. Doi: 10.1016/j.enconman.2015.12.070
3. Agencia de Regulación y Control de Electricidad (ARCONEL). (2020). *Pliego tarifario para las empresas eléctricas de distribución Servicio Público de Energía Eléctrica. Empresa Eléctrica Quito S.A.* Recuperado de: https://www.cnelep.gob.ec/wp-content/uploads/2020/01/pliego_tarifario_del_spee_2020_resolucion_nro_035_19.pdf (Diciembre, 2020)
4. Agencia de Regulación y Control Hidrocarburífero (ARCH). (2020). *Precio combustible GLP*. Recuperado de: <https://app.powerbi.com/view?r=eyJrljoiOTRmYjBhNTMtMjIzMi00ZmI5LWJjNDctM2E2OTgwMDVhMGMyliwidCI6IjY2OTJiN2UwLTZhNmI0NDRmYi1iOWJiLTBkNmJmNTRhMzFIYiIsImMiOjR9> (Diciembre, 2020)
5. Allsopp Michelle. (1994). *Cero Dioxinas. Una estrategia de urgencia para la eliminación progresiva de las dioxinas*. Recuperado de: https://saludsindanio.org/sites/default/files/documents-files/1357/Cero_Dioxinas.pdf (Mayo, 2021)
6. Amir, H. y Navid, Z. (2014). Fuel production base on catalytic pyrolysis of

waste tires as an optimized model. *Energy Conversion and Management*, 87(2014), 653-669. Doi: 10.1016/j.enconman.2014.07.033

7. Antoniou, N. y Zabaniotou, A. (2013). Features of an efficient and environmentally attractive used tyres pyrolysis with energy and material recovery. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 20(2013), 539-558. Doi: 10.1016/j.rser.2012.12.005
8. API RP 14E. (1991). *Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems*. Recuperado de: http://gost-snip.su/download/api_rp_14e1991_recommended_practice_for_design_and (Noviembre, 2020)
9. API 12J. (2008). *Specification for oil and gas separators. Octava edición*. Recuperado de: <https://www.coursehero.com/file/46186412/API-12J-2008pdf/>. (Octubre, 2020)
10. API 650. (2016). *Welded Tanks for Oil Storage. Tercera edición*. Recuperado de: <https://fddocuments.ec/document/api-650-espanol-tercera-edicion.html>. (Noviembre, 2020)
11. Arveng Training y Engineering. (2020). *API 650 | Diseño de Tanques de Almacenamiento*. Recuperado de: <https://arvengtraining.com/wp-content/uploads/2020/05/ON-API-650-ES-DEMO.pdf> (Marzo, 2021)
12. Asia, T. (2018). *An Interview with Anne-Cécile Rémont: Tracking the Lifecycle of the Tyre. World Business Council For Sustainable Development*. Recuperado de: <https://www.wbcsd.org/Sector-Projects/Tire-Industry-Project/News/Tracking-the-Lifecycle-of-the-Tyre> (Junio, 2020)

13. ASME B31.3. (2010). *Process piping*. Recuperado de: https://www.academia.edu/26793732/ASME_B31_3_EN_ESPA%C3%91OL_TUBER%C3%8DAS_DE_PROCESO (Marzo, 2020)
14. ASTM A53/A53M-02. (2002). *Standard Specification for Pipe, Steel, Black and Hot-Dipped, Zinc-Coated, Welded and Seamless*. Recuperado de: <http://www.tjxysteel.com/download/ASTM-A53.PDF> (Noviembre, 2020)
15. Banco Central del Ecuador. (2020). *Tasas de interés*. Recuperado de: <https://contenido.bce.fin.ec/documentos/Estadisticas/SectorMonFian/TasasInteres/Indice.htm>. (Diciembre, 2020)
16. Cano, E., Cerezo, L. y Urbina, M. (2007). *Valorización material y energética de neumáticos fuera de uso*. Recuperado de: https://www.madrimasd.org/uploads/informacionidi/biblioteca/publicacion/doc/VT/VT10_valorizacion-energetica-neumaticos.pdf. (Julio, 2020)
17. Cárdenas, A. (2014). *Diseño y simulación de un horno rotatorio para materiales celulósicos* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Escuela Politécnica Nacional, Quito
18. Carrero, J. (2008). *Equipos de transferencia de calor. Una guía de estudio*. UNIBIBLOS
19. Cengel, Y. (2007). *Transferencia de Calor y Masa. Un enfoque práctico (Tercera edición)*. McGraw Hill
20. Cheung, K., Lee, K., Lam, K., Lee, C. y Hui, C. (2011). Integrated kinetics and heat flow modeling to optimize waste tyre pyrolysis at different heating rates. *Fuel Processing Technology*, 92(2011),

856-863. Doi: 10.1016/j.fuproc.2010.11.028

21. Chivatá, D. y Duarte, C. (2018). *Diseño conceptual de una planta para el aprovechamiento de caucho molido de neumáticos usados a partir de pirólisis* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Universidad de América, Bogotá
22. Choi, G., Oh, S. y Kim, J. (2017). Clean pyrolysis oil from a continuous two-stage pyrolysis of scrap tires using in-situ and ex-situ desulfurization. *Energy*, 141(2017), 2234-2241. Doi: 10.1016/j.energy.2017.12.015
23. Consejo del Distrito Metropolitano de Quito. (2007). *Ordenanza Metropolitana N°0150*. Recuperado de: http://www7.quito.gob.ec/mdmq_ordenanzas/Ordenanzas/ORDENANZAS%20A%C3%91OS%20ANTERIORES/ORDM-150%20-%20VALOR%20DEL%20SUELO%20-%20CONSTRUCCIONES.pdf (Marzo, 2021)
24. ECO GREEN. (2020). *Trituradoras y equipos de reciclaje de neumáticos industriales*. Recuperado de: <https://ecogreenequipment.com/es/>. (Septiembre, 2020)
25. El Telégrafo. (2018). *80 mil llantas usadas serán recogidas para su aprovechamiento*. Recuperado de: <https://www.eltelegrafo.com.ec/noticias/sociedad/6/llantasusadas-reciclaje-ecuador-llantaton2018> (Mayo, 2021)
26. Empresa Pública Metropolitana de Agua Potable y Saneamiento (EPMAPS-Agua de Quito). (2019). *Pliego tarifario EPMAPS*. Recuperado de: <https://www.aguaquito.gob.ec/wp-content/uploads/2019/06/Pliego-Tarifario-EPMAPS-05.2019.pdf> (Diciembre, 2020)

27. Empresa Pública Metropolitana de Agua Potable y Saneamiento (EPMAPS-Agua de Quito). (2020). *Nuestro trabajo*. Recuperado de: <https://www.aguaquito.gob.ec/sistema-de-distribucion/> (Octubre, 2020)
28. ERECO S (2020). *Catálogo Horno Incinerador*. Recuperado de: https://www.gamma.com.co/catybro_refractarios/ (Septiembre, 2020)
29. Franco, M. (2015). *Análisis del Acuerdo N.020 del Ministerio del Ambiente del Ecuador para definir la prefactibilidad del desarrollo de un plan de reciclaje de neumáticos fuera de uso* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Licenciada Multilingüe en Negocios y Relaciones Internacionales). Pontificia Universidad Católica del Ecuador, Quito
30. Frigo, S., Seggiani, M., Puccini, M. y Vitolo, S. (2014). Liquid fuel production from waste tyre pyrolysis and its utilisation in a Diesel engine. *Fuel*, 116(2014), 399-408. Doi: 10.1016/j.fuel.2013.08.044
31. Fundación Vida Sostenible (FVS). (2014). *Revolución en reciclaje de neumáticos*. Recuperado de: <https://www.vidasostenible.org/revolucion-en-reciclaje-de-neumaticos/> (Julio, 2020)
32. FUNKE (2020). *Intercambiadores de calor de carcasa y tubos de FUNKE*. Recuperado de: <https://www.tecnicafluidos.es/intercambiadores-de-calor-de-carcasa-tubos-de-funke-p-234-es> (Octubre, 2020)
33. Garzón, N., Kulfas M., Palacios, J. y Tamayo, D. (2015). *Evolución del sector manufacturero ecuatoriano 2010-2013. Tipologías estáticas y dinámicas de las manufacturas*. Graphus

34. German Special Steel S.L. (2020). *1.4571 | F310B (X6CrNiMoTi17-12-2) recocido de disolución y templado ficha técnica*. Recuperado de: <https://www.gss-spain.com/es/productos/productos-shg/aceros-inoxidables/1-4571-aisi-316ti-f310b.html> (Octubre, 2020)
35. González, D. (2018). *Diseño y cálculo de un tanque de almacenamiento de un fluido a alta temperatura*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Industrial). Universidad Politécnica de Madrid, Ciudad Universitaria de Madrid
36. Hernández, E. (2016). *Separación de fluidos petroleros: metodologías de diseño convencionales y panorama de las nuevas tecnologías* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Petrolero). Universidad Nacional Autónoma de México, Ciudad de México
37. Herrera, J. (2017). *Análisis, diseño y requerimientos de fabricación de un separador bifásico de módulo FA-1000* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Instituto Politécnico Nacional, Ciudad de México
38. Hita, I., Arabiourrutia, M., Olazar, M., Bilbao, J., Arandes, J. y Castaño, P. (2016). Opportunities and barriers for producing high quality fuels from the pyrolysis of scrap tires. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 56(2016), 745-759. Doi: 10.1016/j.rser.2015.11.081
39. Instituto de la Ciudad. (2013). *Características económicas de las manufacturas localizadas en Quitumbe: estudio con especial referencia al Parque Industrial Turubamba*. Recuperado de: <https://repositorio.flacsoandes.edu.ec/bitstream/10469/6450/1/REX-TN-QUR4-05-Villalobos.pdf> (Mayo, 2021)

40. Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social (IESS). (2020). *Tasas de aportación afiliados*. Recuperado de: <https://www.iess.gob.ec/es/web/empleador/tasas-de-aportacion> (Diciembre, 2020)
41. Instituto Nacional de Estadísticas y Censos (INEC). (2017). *Estadísticas de Transporte 2017*. Recuperado de: <https://www.ecuadorencifras.gob.ec/estadisticas-de-transporte-2017/> (Agosto, 2020)
42. Instituto Nacional de Estadísticas y Censos (INEC). (2020). *Inflación*. Recuperado de: <https://www.ecuadorencifras.gob.ec/search/inflacion/> (Diciembre, 2020)
43. Kan, T., Strezov, V. y Evans, T. (2017). Fuel production from pyrolysis of natural and synthetic rubbers. *Fuel*, 191(2017), 403-410. Doi: 10.1016/j.fuel.2016.11.100
44. Kern, D. (1999). *Procesos de Transferencia de Calor*. CECSA
45. Kreith, F., Manglik, M. y Bohn, S. (2012). *Principios de transferencia de calor (Séptima edición)*. Cengage Learning
46. Leoscor Alloys. (2020). *DIN 17175 ST35.8 Tubes*. Recuperado de: <https://www.leoscoralloypipes.com/carbon-steel-din-17175-st35-8-tubes-supplier-exporter/> (Octubre, 2020)
47. Li, S., Yao, Q., Chi, Y., Yan, J. y Cen, K. (2004). Pilot-Scale Pyrolysis of Scrap Tires in a Continuous Rotary Kiln Reactor. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 43(17), 5133-5145. Doi: 10.1021/ie030115m

48. LOJAGAS. (2017). *Hoja de seguridad del gas licuado de petróleo*. Recuperado de: <http://lojagas.com/nueva/wp-content/uploads/2017/08/G-99.-HOJA-DE-SEGURIDAD-GAS-LICUADO-DE-PETROLEO.pdf83277.pdf> (Septiembre, 2020)
49. Luo, S. y Feng, Y. (2017). The production of fuel oil and combustible gas by catalytic pyrolysis of waste tire using waste heat of blast-furnace slag. *Energy Conversion and Management*, 136(2017), 27-35. Doi: 10.1016/j.enconman.2016.1244..076
50. Martínez, J., Puy, N., Murillo, R., García, T., Navarro, M. y Mastral, A. (2013). Waste tyre pyrolysis-A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 23(2013), 179-213. Doi: 10.1016/j.rser.2013.02.038
51. Meza, I. (2014). *Diseño de una planta para la obtención de carbón activado a partir de neumáticos de automóvil fuera de uso (NFU's)* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito
52. Ministerio del Ambiente y Agua (MAE). (2016). *1.500.000 unidades de neumáticos fuera de uso se recuperaron en Ecuador en dos años*. Recuperado de: <https://www.ambiente.gob.ec/1-500-000-unidades-de-neumaticos-fuera-de-uso-se-recuperaron-en-ecuador-en-dos-anos/> (Julio, 2020)
53. Ministerio del Ambiente y Agua (MAE). (2018). *Inicia campaña para la recolección de neumáticos en desuso*. Recuperado de: <https://www.ambiente.gob.ec/inicia-campana-para-la-recoleccion-de-neumaticos-en-desuso/> (Julio, 2020)
54. Ministerio del Ambiente y Agua. (2020). *Santo Domingo de los Tsáchilas se convirtió en la segunda provincia libre de neumáticos usados*.

Recuperado de: <https://www.ambiente.gob.ec/santo-domingo-de-los-tsachilas-se-convirtio-en-la-segunda-provincia-libre-de-neumaticos-usados/> (Julio, 2020)

55. Miranda, M., Pinto, F., Gulyurtlu, I. y Cabrita, I. (2013). Pyrolysis of rubber tyre wastes: A kinetic study. *Fuel*, 103(2013), 542-552. Doi: 10.1016/j.fuel.2012.06.114
56. Murcia, J. y Romero, A. (2016). *Diseño de un sistema primario en el proceso de trituración de llantas usadas desalambradas* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Universidad de América, Bogotá
57. Murillo, R., Aranda, A., Aylón, E., Callén, M. y Mastral, A. (2006). Process for the Separation of Gas Products from Waste Tire Pyrolysis. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 45(5), 1734-1738. Doi: 10.1021/ie0506421
58. Normativa Jurídica del Ecuador. (2015). *Acuerdo 098 Sustitúyese el Instructivo para la Gestión Integral de Neumáticos Usados vigente expedido mediante Acuerdo Ministerial Nro. 020 de 20 de febrero de 2013, publicado en el Registro Oficial Nro. 937 del 19 de Abril de 2013 y reformado parcial*. Recuperado de: <https://www.oficial.ec/acuerdo-098-sustituyese-instructivo-gestion-integral-neumaticos-usados-vigente-expedido-mediante> (Julio, 2020)
59. Orduz, S. (2012). *Diseño mecánico de horno rotatorio de funcionamiento horizontal* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Universidad del Valle, Santiago de Cali
60. Perry, R. (2001). *Manual del Ingeniero Químico (Séptima edición)*. McGraw Hill

61. Petróleos de Venezuela SA (PDVSA). (1994). *Manual de Ingeniería de Diseño. Procedimiento de Ingeniería. Preparación de Diagramas de Proceso*. Recuperado de: <https://unefmdisenodeplantas.files.wordpress.com/2017/03/midl-tp1-150615205233-lva1-app6891.pdf> (Marzo, 2021)
62. PIRELLI. (2020). *Tamaño de la llanta*. Recuperado de: <https://www.pirelli.com/tyres/es-mx/turismo/buscar-neumaticos/busque-por-medida> (Agosto, 2020)
63. Prabir, B. (2018). *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction (Third edition)*. Elsevier Inc
64. Prasanna, K. (2017). Designing Atmospheric Storage Tanks. *Chemical Engineering*, 77-82. Recuperado de: <https://www.chemengonline.com/designing-atmospheric-storage-tanks/> (Noviembre, 2020)
65. Proaño, K. y Stacey, E. (2011). *Estudio de factibilidad técnico-económico del reciclado del caucho y sus aplicaciones en la ciudad de Quito* (Tesis previa a la obtención del grado de Magister Mención Gerencia de Mercadeo). Escuela Politécnica Nacional, Quito
66. Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente. (2011). *Directrices técnicas para el manejo ambientalmente racional de neumáticos usados y de desecho*. Recuperado de: <http://archive.basel.int/meetings/cop/cop10/documents/UNEP-CHW.10-06-Add.1-Rev.1.Spanish.pdf> (Agosto, 2020)
67. Property Risk Consulting Guidelines. (2020). *Oil and chemical plant layout and spacing*. Recuperado de: https://axaxl.com/prc-guidelines/-/media/axaxl/files/pdfs/prc-guidelines/prc-2/prc252oilandchemicalplantlayoutandspacingv1.pdf?sc_lang=en&h

ash=996EA28071174510C4DA5D35102A9222. (Noviembre, 2020)

68. R.A. INGENIERÍA S.A. (2015). *Cement Kiln Service*. Recuperado de: <http://cementkilnservices.com/demos/english/informe.pdf> (Marzo, 2021)
69. Ramayo, M. (2008). *Dimensionamiento de un horno rotatorio para la producción de clínker de cemento Portland* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Universidad de Cádiz, Cádiz
70. Rangel, J. y Rossi, G. (2016). *Desarrollo de un software didáctico para el diseño moderno de separadores bifásicos y trifásicos* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero de Petróleos). Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga
71. REPSOL. (2016). *Ficha de datos de seguridad. Diésel B5*. Recuperado de: https://www.repsol.pe/imagenes/repsolporpe/es/DieseB5S50_tcm76-83277.pdf (Febrero, 2021)
72. REPSOL. (2021). *El combustible ideal para clientes industriales*. Recuperado de: https://www.repsol.es/imagenes/repsolpores/es/ficha_tecnica_fueloeos_tcm19-164642.pdf (Febrero, 2021)
73. Requena, J. y Rodríguez, M. (2006). *Diseño y evaluación de separadores bifásicos y trifásicos* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero de Petróleo). Universidad Central de Venezuela, Caracas
74. Rodas, H. (2005). *Guía para el diseño de un horno rotatorio para calcinación de arcilla por la vía seca* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Universidad de

San Carlos de Guatemala, Ciudad de Guatemala

75. Rohit, K., Biswajit, R., Anusua, J., Sourav, M., Banibrata, J., Anup, K. y Parthapratim, G. (2018). Pyrolysis of three different categories of automotive tyre wastes: Product yield analysis and characterization. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 135(2018), 379-389. doi: 10.1016/j.jaap.2018.08.011
76. Salvador, L., Jurado, R., Rodríguez, P., Revelo, R y Haro, E. (2017). *Diseño y Evaluación de Proyectos de Inversión (Primera edición)*. Colección Empresarial
77. SANITRON Ingeniería de Purificación. (2020). *SANICARB-CARBÓN ACTIVADO GRANULAR 1050*. Recuperado de: <https://www.sanitronec.com/producto/sanicarb-carbon-activado-granular-1050/> (Julio, 2020)
78. Sapag, N. y Sapag, R. (1991). *Preparación y Evaluación de proyectos. (Segunda edición)*. MCGRAW-HILL INTERAMERICANA DE MÉXICO S.A. de C.V.
79. Secretaría General de Comunicación de la Presidencia. (2018). *Gobierno Nacional actualiza precio de diésel industrial y presenta plan de incentivos para sectores pesquero y camaronero*. Recuperado de: <https://www.comunicacion.gob.ec/gobierno-nacional-actualiza-precio-de-diesel-industrial-y-presenta-plan-de-incentivos-para-sectores-pesquero-y-camaronero> (Julio, 2020)
80. Servicio Nacional de Aduana del Ecuador. (2020). *Para importar*. Recuperado de: <https://www.aduana.gob.ec/para-importar/> (Diciembre, 2020)
81. Singh, R., Ruj, B., Jana, A., Mondal, S., Jana, B., Sadhukhan, A. y Gupta

- P. (2018). Pyrolysis of three different categories of automotive tyre wastes: Product yield analysis and characterization. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 135(2018), 379-389. doi: 10.1016/j.jaap.2018.08.011
82. Sistema Ecuatoriano de Gestión Integral de Neumáticos Usados (SEGINUS). (2020). *Noticias*. Recuperado de: <https://seginus.com.ec/> (Julio, 2020)
83. Streeter, V., Wylie, E. y Bedford, K. (1999). *Mecánica de Fluidos (Novena edición)*. McGraw Hill
84. Toghraei, M. (2015). Plot Plan Design: Process Requirements. *Chemical Engineering*, 122(1), 52-57. Recuperado de: <https://www.chemengonline.com/plot-plan-design-process-requirements/> (Noviembre, 2020)
85. U.S. Tire Manufacturers Association. (2020). *What's in a Tire*. Recuperado de: <https://www.ustires.org/whats-tire-0> (Julio, 2020)
86. Vignart, J. (2010). *Problemática del neumático fuera de uso. Reciclado y posterior aplicación industrial y comercial* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Industrial). Instituto Tecnológico de Buenos Aires, Buenos Aires
87. Walas, S. (1990). *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. Butterworth-Heinemann
88. Williams, P. (2013). Pyrolysis of waste tyres. *Waste Management*, 33(8), 1714-1728. doi: 10.1016/j.wasman.2013.05.003
89. Witold, M., Katarzyna, J. y Wojciech, K. (2019). Efficiency and proportions of waste tyre pyrolysis products depending on the reactor type-A

review. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 140(2019), 25-53. doi: 10.1016/j.jaap.2019.03.018

90. Zabaniotou, A. y Stavropoulos, G. (2003). Pyrolysis of used automobile tires and residual char utilization. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 70(2), 711-722. doi: 10.1016/S0165-2370(03)00042-1
91. Zarini, A. (2011). *Alternativas de reutilización y reciclaje de neumáticos de desuso* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Industrial). Instituto Tecnológico de Buenos Aires, Buenos Aires

ANEXOS

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Balance de masa pirólisis	212
ANEXO II Balance de energía pirólisis	213
ANEXO III Dimensionamiento de equipos principales y secundarios	219
ANEXO IV Diagrama de bloques con reciclo (BFD)	222
ANEXO V Diagrama de flujo de proceso con reciclo (PFD)	223
ANEXO VI Layout y planos de elevación	226
ANEXO VII Diagrama de tuberías e instrumentación con reciclo (P&ID)	227
ANEXO VIII Estudio financiero	230
ANEXO IX Evaluación financiera	234

ANEXO I

BALANCE DE MASA PIRÓLISIS

AI.1. RESULTADOS DE LA CINÉTICA DE PÉRDIDA DE MASA

Los resultados experimentales y ajustados de las gráficas TGA y DTG obtenidos en el estudio de cinética de pirólisis de NFU propuesto por Cheung et al. (2011) se presentan en las Figuras AI.1 y AI.2 respectivamente.

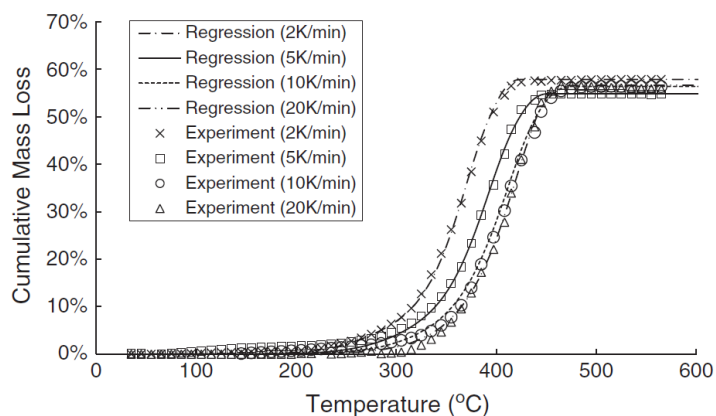


Figura AI.1. Resultados experimentales y ajustados de TGA a diferentes velocidades de calentamiento

Fuente: (Cheung et al., 2011, p. 859)

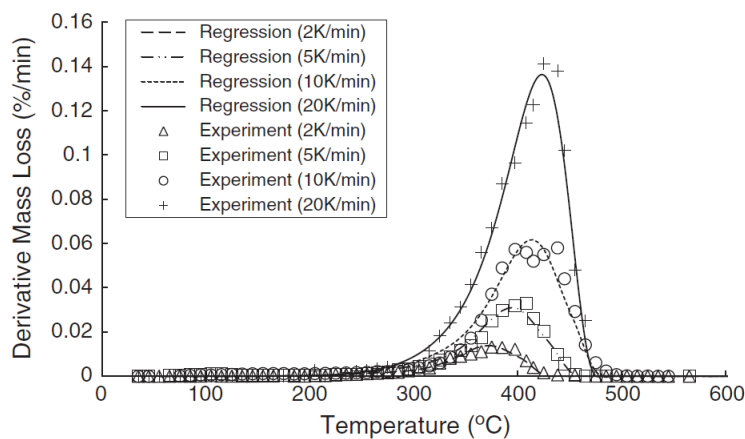


Figura AI.2. Resultados experimentales y ajustados de DTG a diferentes velocidades de calentamiento

Fuente: (Cheung et al., 2011, p. 859)

ANEXO II

BALANCE DE ENERGÍA

II.1. RESULTADOS DE LOS PARÁMETROS DE FLUJO DE CALOR

En la Figura AII.1, se exponen los resultados de la variación del flujo de calor a diferentes velocidades de calentamiento obtenidos en el estudio de pirólisis de NFU propuesto por Cheung et al. (2011).

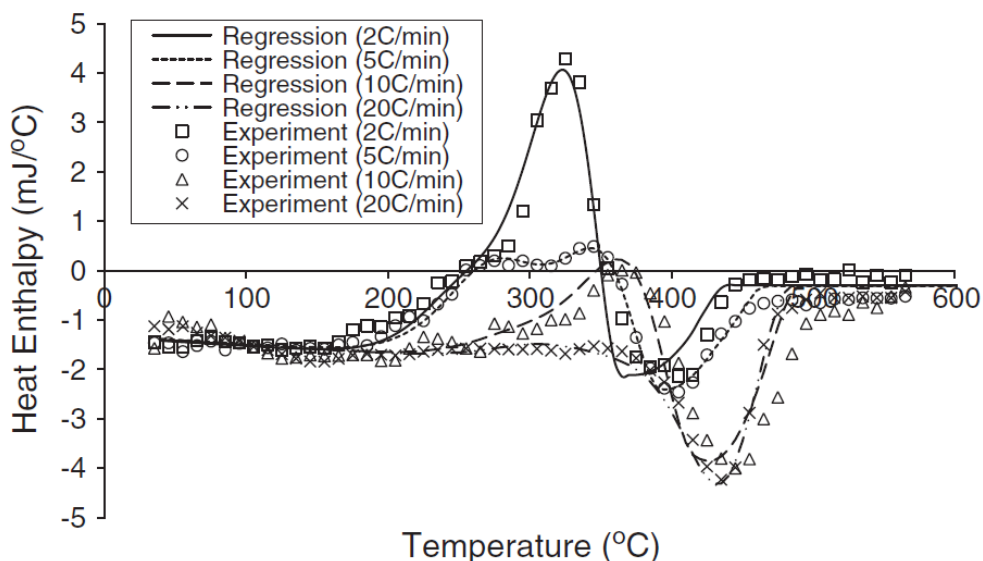


Figura AII.1. Resultados experimentales y ajustados de DTA a diferentes velocidades de calentamiento

Fuente: (Cheung et al., 2011, p. 859)

En la Figura AII.1, los picos positivos representan los picos exotérmicos que ocurrieron durante la pirólisis. Los picos se producen entre 200 y 400 °C, además, se observa que los picos exotérmicos se encuentran entre los picos endotérmicos lo cual coincide con el esquema de reacción propuesto. Por otra parte, también se ilustra el comportamiento de la reacción endotérmica, el primer pico endotérmico corresponde a la reacción representada por la Ecuación 3.1, donde los aditivos orgánicos se pirolizan y vaporizan (Cheung et al., 2011, p. 859). Con base en la interpretación de los experimentos y los ajustes proporcionados tanto por el

modelo de cinética de pérdida de masa como por el modelo de flujo de calor, Cheung et al. (2011) establecieron que el marco cinético propuesto puede representar con precisión la pirólisis del neumático fuera de uso.

AII.2. RESULTADOS DEL CASO DE ESTRATEGIA CONVENCIONAL Y DE MÚLTIPLES ETAPAS

En la Figura AII.2, se presenta el perfil de cambio de entalpía de reacción de la partícula del neumático en función del tiempo para el caso de estrategia convencional de pirólisis de NFU propuesto por Cheung et al. (2011).

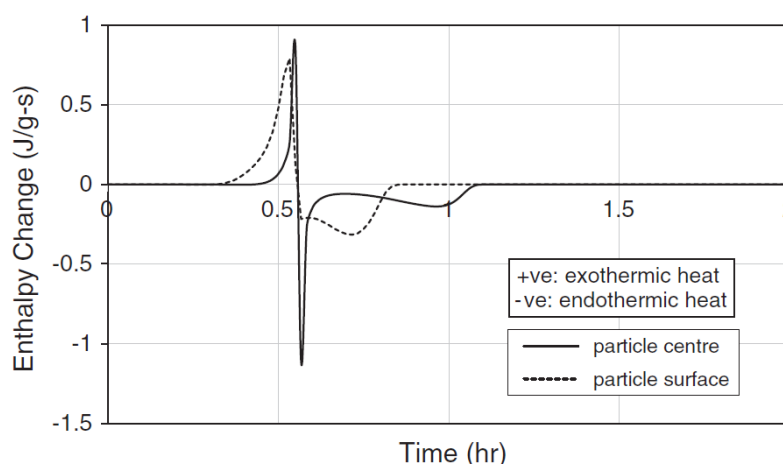


Figura AII.2. Perfil de cambio de entalpía de reacción en función del tiempo. Caso estrategia convencional

Fuente: (Cheung et al., 2011, p. 861)

De acuerdo con la Figura AII.2, la entalpía positiva indica un calor exotérmico mientras que, la entalpía negativa representa el calor endotérmico. Entre 0,25 y 0,60 h se encuentran picos exotérmicos, por lo tanto, las reacciones exotérmicas dominan en ese periodo; por otra parte, las principales reacciones endotérmicas tienen lugar después de las reacciones exotérmicas a 0,60 h y los picos endotérmicos se producen al mismo tiempo. Los picos desaparecen completamente a 1,09 h que es también el tiempo de finalización de la pirólisis para el caso de estrategia convencional planteado.

En la Figura AII.3, se presenta el perfil de temperatura de la partícula del neumático en función del tiempo para el caso de estrategia convencional de pirólisis de NFU planteado por Cheung et al. (2011).

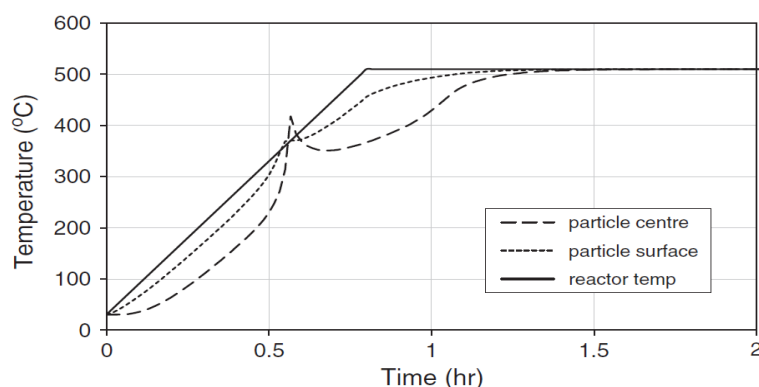


Figura AII.3. Perfil de temperatura de la partícula en función del tiempo. Caso estrategia convencional

Fuente: (Cheung et al., 2011, p. 861)

De acuerdo con la Figura AII.3, una vez que las reacciones exotérmicas finalizan, el calor se consume para las siguientes reacciones endotérmicas y luego se reduce la temperatura de las partículas. Sin embargo, el calor recibido del reactor evita una mayor caída de temperatura dentro de la partícula y finalmente, hace que la partícula alcance la temperatura objetivo del reactor de 510 °C (Cheung et al., 2011, p.861). En la Figura AII.4, se presenta el perfil de pérdida de fracción de masa en función del tiempo para el caso de estrategia convencional de pirólisis de NFU propuesto por Cheung et al. (2011).

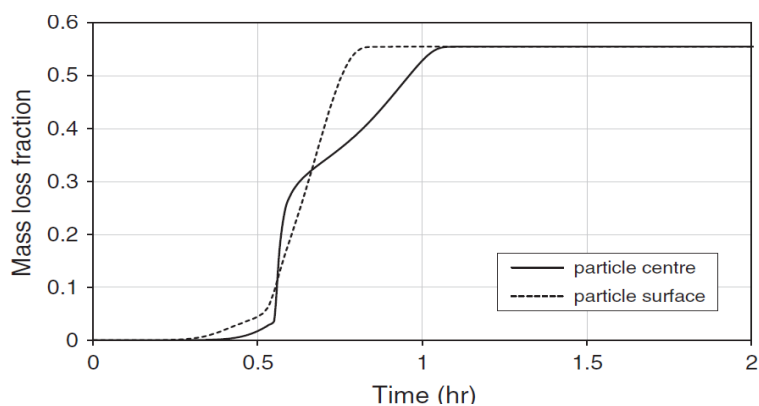


Figura AII.4. Perfil de pérdida de fracción de masa en función del tiempo. Caso estrategia convencional

Fuente: (Cheung et al., 2011, p. 861)

Según la Figura AII.4 la simulación muestra que el neumático terminará la pirólisis aproximadamente en 1,09 h. Además, se observa que la pérdida de masa comienza alrededor de las 0,25 h; esto se debe a la reacción representada en la Ecuación 3.1 planteada en el marco cinético, sin embargo, la pirólisis está dominada por las reacciones exotérmicas representadas en las Ecuaciones 3.2 y 3.4 en ese momento. Después de 0,6 h; se terminan las reacciones exotérmicas, para este momento las principales reacciones de pérdida de masa representadas en las Ecuaciones 3.3 y 3.5 gobiernan la pirólisis y se observa un aumento en la pérdida de masa (Cheung et al., 2011, p. 861).

Para conseguir un ahorro de energía en la pirólisis, Cheung et al. (2011) plantearon el desarrollo del proceso en múltiples etapas, la primera fase es la de calentamiento, es decir, se aplica calor para iniciar las reacciones exotérmicas, y una vez que estas reacciones proceden en cierta medida, el proceso de pirólisis pasa a una segunda etapa, denominada etapa adiabática cuyo objetivo es capturar el calor liberado el mismo que, posteriormente se consumirá en las reacciones de pérdida de masa, de esta manera, el requerimiento total de energía para la pirólisis puede reducirse (p. 861).

Para cumplir con este objetivo, Cheung et al. (2011) plantearon una etapa de calentamiento de 0,85 h para que la partícula del neumático alcance una temperatura más alta antes de la etapa adiabática, luego de este tiempo, el calor suministrado se removió y la pirólisis finalmente concluyó en un tiempo de 1,47 h. Los resultados del estudio de estrategia convencional y de múltiples etapas se presentan en la Tabla AII.1.

Tabla AII.1. Resultados del caso de estrategia convencional y caso de múltiples etapas

	Energía aplicada por unidad de masa (kJ/kg NFU)	Tiempo de pirólisis (h)
Caso estrategia convencional	646,56	1,09
Caso múltiples etapas	534,75	1,47

Fuente: (Cheung et al., 2011, p. 863)

El objetivo de este análisis es seleccionar la estrategia más conveniente en materia de ahorro energético para llevar a cabo el proceso de pirólisis, por lo tanto, se concluye que la energía necesaria por unidad de masa para llevar a cabo una pirólisis completa de partículas de NFU en un periodo de tiempo de aproximadamente 1,5 h es de 534,75 kJ/kg NFU de acuerdo con el caso de múltiples etapas planteado por Cheung et al. (2011).

AII.3. CÁLCULO DEL FLUJO MÁSSICO DE GAS RECICLO

En la sección 4.2, se especificó que parte del gas no condensable obtenido del proceso de separación líquido-gas se utilizará a manera de reciclo como combustible para el proceso de calentamiento del horno pirolítico, esta corriente de gas reciclo se empleará como reemplazo de la corriente de GLP. Por lo tanto, es necesario determinar el flujo másico requerido de esta corriente para llevar a cabo el proceso de pirólisis de NFU en un semilote, para este fin, se empleará la Ecuación AII.1:

$$\dot{m}_{GR1} = \frac{\Delta H_{sm1}}{PC_{GR}} \quad [\text{AII. 1}]$$

Donde:

\dot{m}_{GR1} : masa de gas reciclo requerido en un proceso semilote de pirólisis de NFU (kg)

ΔH_{sm1} : energía requerida para llevar a cabo un proceso semilote de pirólisis de NFU (kJ)

PC_{GR} : poder calórico del gas reciclo (kcal/kg)

La energía requerida corresponde a la calculada en la sección 4.2, mientras que, el poder calórico del gas reciclo corresponde al establecido en la Tabla 2.12. De esta manera, el flujo másico de gas reciclo es:

$$\dot{m}_{GR1} = \frac{227\,268,75 \text{ kJ}}{7\,995,21 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \times \frac{4,184 \text{ kJ}}{1 \text{ kcal}}}$$

$$\dot{m}_{GR1} = 6,79 \text{ kg gas reciclo}$$

Este gas reciclo se empleará para llevar a cabo 2 procesos semilotes en los cuales reemplazará a la corriente de GLP; cabe recalcar que la corriente de gas no condensable que no se empleará como gas reciclo saldrá del proceso para ser quemado en una tea.

El gas reciclo ingresará al quemador junto con la corriente de aire requerido para producir gases de combustión bajo una atmósfera reductora; de acuerdo con la Tabla 2.11, la composición de este gas no condensable es compleja, razón por la cual no se puede calcular la cantidad de oxígeno estequiométrico y por ende de aire estequiométrico para su combustión completa, lo cual no permite determinar la masa de aire requerido y consecuentemente la masa de gases de combustión que se generarían y sumarían a la masa de gases pirolíticos. Sin embargo, puesto que en este trabajo se planteó la posibilidad de hacer del proceso de pirólisis autosuficiente, se considera viable el empleo de esta corriente de gas reciclo.

A partir del balance de masa realizado en la sección 4.1 correspondiente al proceso de producción sin reciclo se determinó que se generará una masa de gases de combustión igual a 77,32 kg; por lo tanto, con el objetivo de simplificar la repercusión de la composición del gas reciclo y por ende de la masa de gases de combustión se asumirá que a partir del empleo de la corriente de gas reciclo se producirá la misma cantidad de gases de combustión que los obtenidos en el proceso sin reciclo. Bajo esta premisa, la masa de aire requerido corresponderá a la diferencia entre la masa de gases de combustión obtenida del proceso sin reciclo (77,32 kg) y la masa de la corriente de gas reciclo (6,79 kg) calculada previamente en esta sección, esta diferencia da como resultado una masa de aire requerido de 70,53 kg.

ANEXO III

DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS PRINCIPALES Y SECUNDARIOS

AIII.1. RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA

En el proceso de producción definido se requiere de agua de enfriamiento en el intercambiador de calor y en el tornillo sin fin para la descarga de carbón pirolítico, por esta razón, se requiere del diseño de un tanque de almacenamiento de agua el mismo que se diseñará de manera análoga al tanque de almacenamiento de combustible líquido descrito en la sección 4.3 por esta razón, en este apartado solo se especificarán los resultados obtenidos del diseño del tanque de almacenamiento de agua el cual será de tipo cilíndrico horizontal.

En la sección 4.2 y 4.3 se determinó la cantidad diaria de agua requerida para el proceso de enfriamiento en el intercambiador de calor y en la camisa del tornillo sin fin respectivamente, la suma de ambos requerimientos dio como resultado un flujo másico diario de agua de enfriamiento de 13 264,20 kg. Para definir el volumen del tanque se consideraron 4 días stock del fluido y un sobredimensionamiento del 20 %, de tal manera que el volumen total del tanque será de 63,67 m³ además, este será de tipo techo fijo cónico autosoportado. En la Tabla AIII.1, se presentan los resultados obtenidos del diseño del tanque de almacenamiento de agua.

Tabla AIII.1. Resultados del dimensionamiento del tanque de almacenamiento de agua

Parámetro	Valor
Diámetro	4,95 m
Altura del cuerpo cilíndrico	3,30 m
Altura del cabezal cónico	0,66 m
Espesor del fondo	8,35 mm
Espesor del cuerpo	4,76 mm
Espesor del techo	5,98 mm

AIII.2. RESULTADOS DEL DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS Y VENTILADOR

El proceso de producción definido requiere de un sistema de tuberías que permita el transporte de los diversos fluidos que se generan en el proceso. En la sección 4.3, se describió el dimensionamiento de la tubería de transporte del combustible líquido a través del cual se determinaron: diámetro tubería de succión, diámetro tubería de descarga, cabeza de pérdidas de la succión, cabeza de pérdidas de descarga, cabeza de bomba, altura total dinámica y potencia de la bomba; el resto de tuberías requeridas en el proceso se diseñaron de manera análoga a la descrita en la sección 4.3, por esta razón, en este apartado solo se presentan los resultados obtenidos del dimensionamiento de tuberías para los distintos servicios; adicional a ello, se presentan los resultados del dimensionamiento del ventilador requerido para el transporte de la corriente de gas reciclo. Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla AIII.2.

Tabla AIII.2. Resultados del dimensionamiento de las tuberías requeridas en el proceso de producción definido

Servicio	Parámetro	Valor
Transporte gases	Diámetro tubería	3 in
	Potencia ventilador	0,23 HP
Transporte mezcla líquido-gas	Diámetro tubería succión	7 in
	Diámetro tubería descarga	4 in
	Cabeza de pérdidas de la succión	0,07 m
	Cabeza de pérdidas de la descarga	0,84 m
	Cabeza de bomba	8,72 m
	Altura total dinámica (TDH)	0,07 psi
	Potencia de la bomba	0,016 HP
Transporte combustible líquido	Diámetro tubería succión	½ in
	Diámetro tubería descarga	¼ in
	Cabeza de pérdidas de la succión	0,33 m
	Cabeza de pérdidas de la descarga	14,95 m
	Cabeza de bomba	23,75 m
	Altura total dinámica (TDH)	30,56 psi
	Potencia de la bomba	0,026 HP

Tabla AIII.2. Resultados del dimensionamiento de las tuberías requeridas en el proceso de producción definido (**continuación...**)

Servicio	Parámetro	Valor
Transporte agua al intercambiador de calor	Diámetro tubería succión	1 ½ in
	Diámetro tubería descarga	¾ in
	Cabeza de pérdidas de la succión	0,07 m
	Cabeza de pérdidas de la descarga	5,18 m
	Cabeza de bomba	13,75 m
	Altura total dinámica (TDH)	23,05 psi
	Potencia de la bomba	0,15 HP
Transporte agua al tornillo sin fin de enfriamiento	Diámetro tubería succión	½ in
	Diámetro tubería descarga	¼ in
	Cabeza de pérdidas de la succión	0,39 m
	Cabeza de pérdidas de la descarga	41,20 m
	Cabeza de bomba	51,05 m
	Altura total dinámica (TDH)	67,61 psi
	Potencia de la bomba	0,063 HP
Transporte combustible (GLP)	Diámetro de la tubería	¼ in
Transporte aire	Diámetro de la tubería	1 ¼ in
Transporte combustible (gas reciclo)	Diámetro de la tubería	3/8 in
	Potencia del ventilador	0,003 HP
Transporte gas no condensable y gas tea	Diámetro de la tubería	2 ½ in

ANEXO IV

DIAGRAMA DE BLOQUES CON RECICLO (BFD)

En la Figura AIV.1 se presenta el diagrama de bloques que se mencionó en la sección 4.6 correspondiente al proceso de obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo.

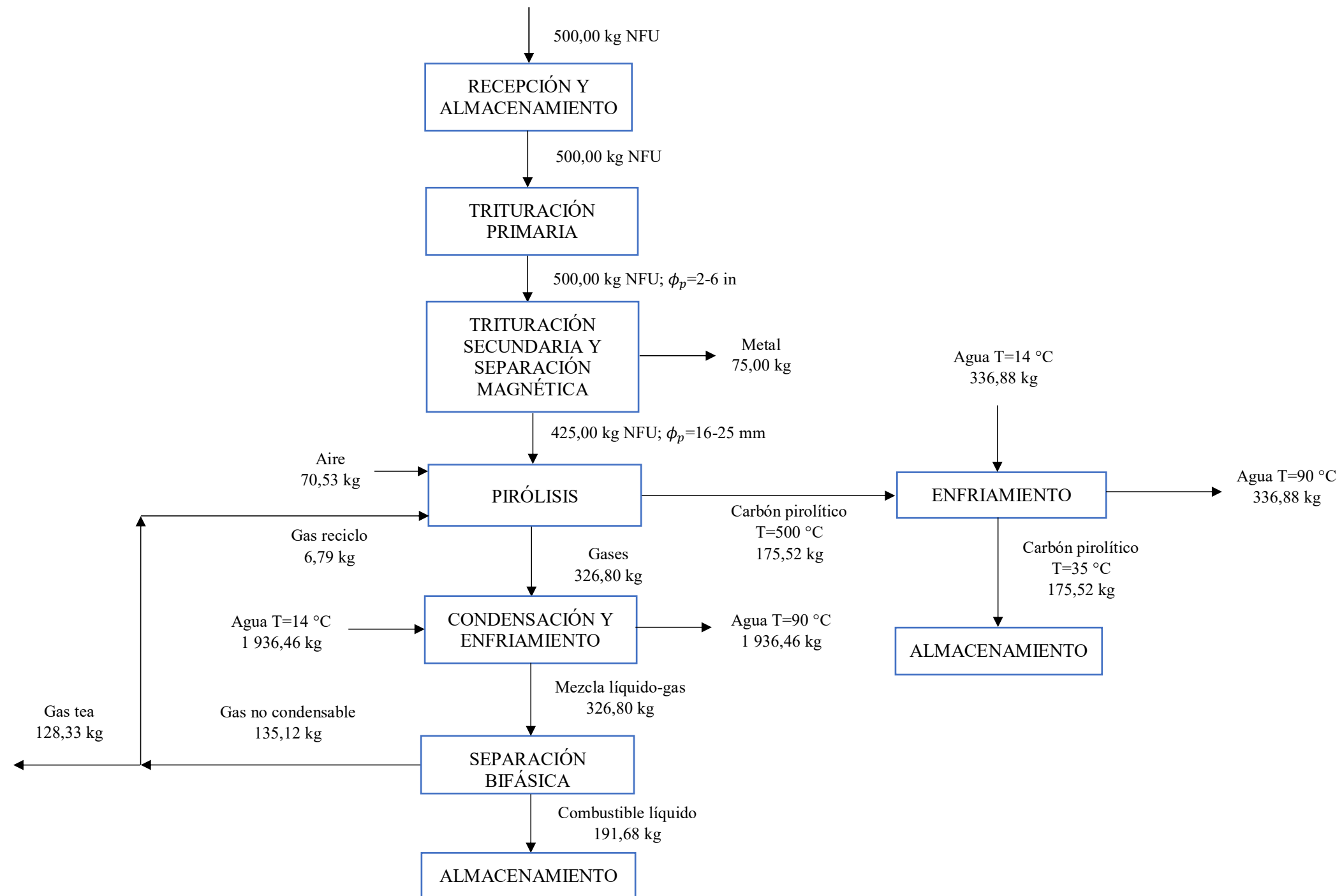


Figura AIV.1. Diagrama de bloques (BFD) del proceso de obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo

ANEXO V

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO CON RECICLO (PFD)

En las Figuras AV.1, AV.2 y AV.3 se presentan los diagramas de flujo de proceso correspondientes a los planos 1, 2 y 3 respectivamente los cuales se mencionaron en la sección 4.7 y describen el proceso de obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo.

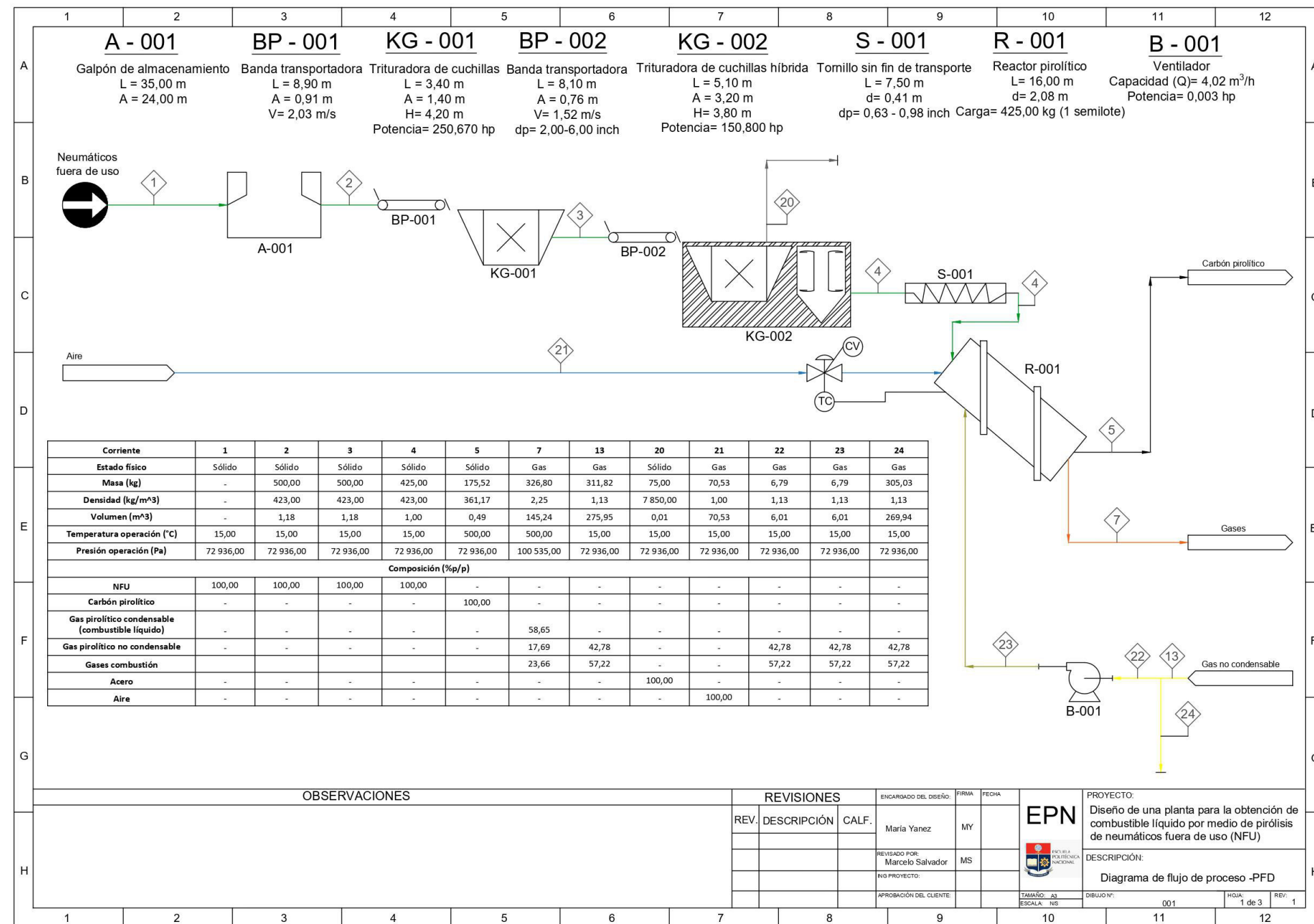


Figura AV.1. Diagrama de flujo de proceso (PFD) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo. Plano 1

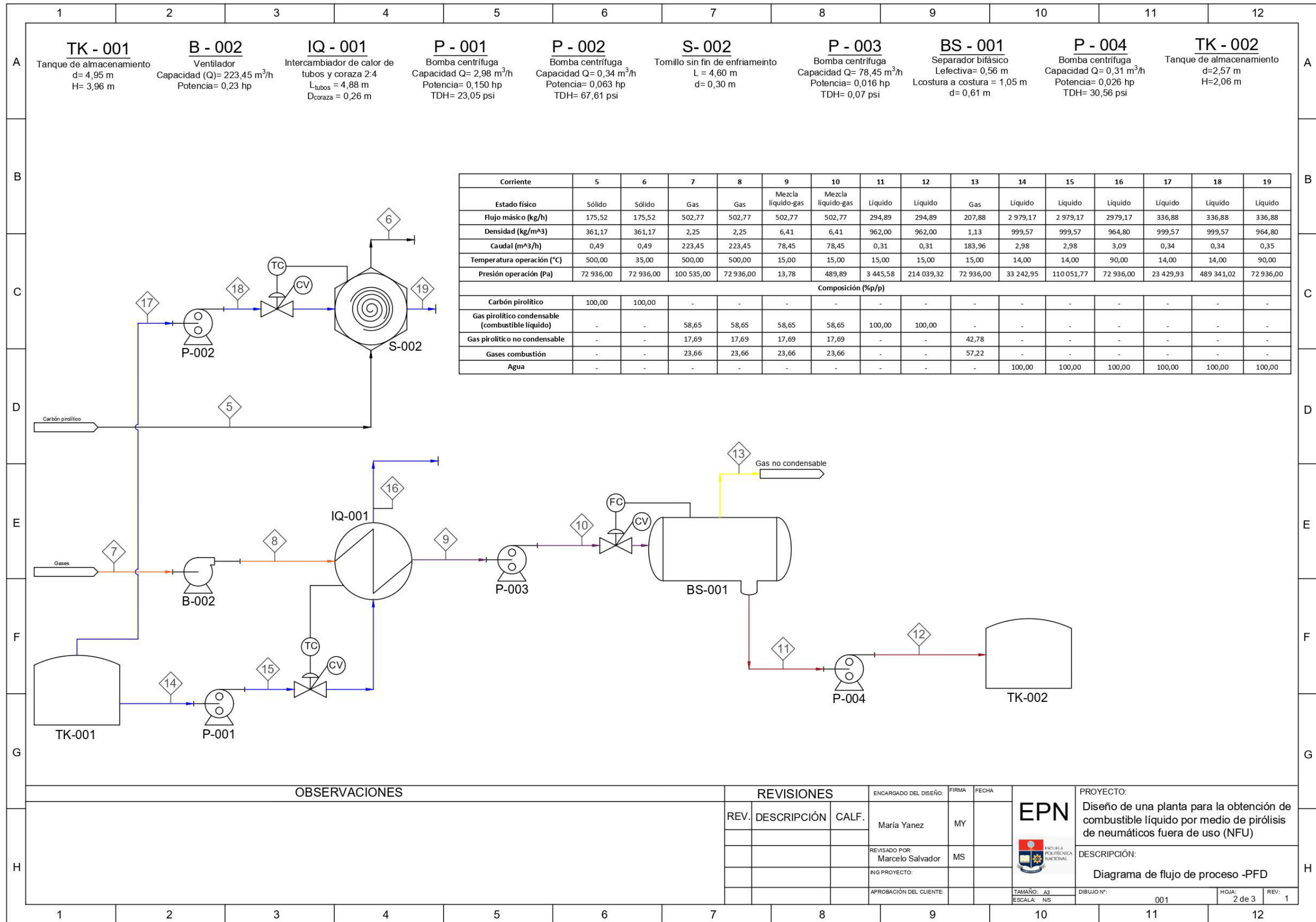


Figura AV.2. Diagrama de flujo de proceso (PFD) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo. Plano 2

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12																													
A	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>GALPÓN DE ALMACENAMIENTO</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		GALPÓN DE ALMACENAMIENTO	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>VENTILADOR</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		VENTILADOR	<table border="1"> <tr> <th>NOMENCLATURA</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td>P - 001</td> <td>BOMBA CENTRÍFUGA</td> </tr> </table>		NOMENCLATURA	EQUIPO	P - 001	BOMBA CENTRÍFUGA	A																						
SÍMBOLO	EQUIPO																																								
	GALPÓN DE ALMACENAMIENTO																																								
SÍMBOLO	EQUIPO																																								
	VENTILADOR																																								
NOMENCLATURA	EQUIPO																																								
P - 001	BOMBA CENTRÍFUGA																																								
B	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>BANDA TRANSPORTADORA</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		BANDA TRANSPORTADORA	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>TANQUE ALMACENAMIENTO</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		TANQUE ALMACENAMIENTO	<table border="1"> <tr> <th>NOMENCLATURA</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td>TK - 001</td> <td>TANQUE ALMACENAMIENTO</td> </tr> </table>		NOMENCLATURA	EQUIPO	TK - 001	TANQUE ALMACENAMIENTO	B																						
SÍMBOLO	EQUIPO																																								
	BANDA TRANSPORTADORA																																								
SÍMBOLO	EQUIPO																																								
	TANQUE ALMACENAMIENTO																																								
NOMENCLATURA	EQUIPO																																								
TK - 001	TANQUE ALMACENAMIENTO																																								
C	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>TRITURADORA DE CUCHILLAS</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		TRITURADORA DE CUCHILLAS	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>SEPARADOR BIFÁSICO</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		SEPARADOR BIFÁSICO	<table border="1"> <tr> <th>NOMENCLATURA</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td>A - 001</td> <td>GALPÓN DE ALMACENAMIENTO</td> </tr> </table>		NOMENCLATURA	EQUIPO	A - 001	GALPÓN DE ALMACENAMIENTO	C																						
SÍMBOLO	EQUIPO																																								
	TRITURADORA DE CUCHILLAS																																								
SÍMBOLO	EQUIPO																																								
	SEPARADOR BIFÁSICO																																								
NOMENCLATURA	EQUIPO																																								
A - 001	GALPÓN DE ALMACENAMIENTO																																								
D	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>TRITURADORA DE CUCHILLAS HÍBRIDA</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		TRITURADORA DE CUCHILLAS HÍBRIDA	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>BOMBA CENTRÍFUGA</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		BOMBA CENTRÍFUGA	<table border="1"> <tr> <th>NOMENCLATURA</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td>R - 001</td> <td>REACTOR PIROLÍTICO</td> </tr> </table>		NOMENCLATURA	EQUIPO	R - 001	REACTOR PIROLÍTICO	D																						
SÍMBOLO	EQUIPO																																								
	TRITURADORA DE CUCHILLAS HÍBRIDA																																								
SÍMBOLO	EQUIPO																																								
	BOMBA CENTRÍFUGA																																								
NOMENCLATURA	EQUIPO																																								
R - 001	REACTOR PIROLÍTICO																																								
E	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>TORNILLO SIN FIN DE TRANSPORTE</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		TORNILLO SIN FIN DE TRANSPORTE	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>INTERCAMBIADOR DE CALOR</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		INTERCAMBIADOR DE CALOR	<table border="1"> <tr> <th>NOMENCLATURA</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td>BP - 001</td> <td>BANDA TRANSPORTADORA</td> </tr> </table>		NOMENCLATURA	EQUIPO	BP - 001	BANDA TRANSPORTADORA	E																						
SÍMBOLO	EQUIPO																																								
	TORNILLO SIN FIN DE TRANSPORTE																																								
SÍMBOLO	EQUIPO																																								
	INTERCAMBIADOR DE CALOR																																								
NOMENCLATURA	EQUIPO																																								
BP - 001	BANDA TRANSPORTADORA																																								
F	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>REACTOR PIROLÍTICO</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		REACTOR PIROLÍTICO	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>TORNILLO SIN FIN DE ENFRIAMIENTO</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		TORNILLO SIN FIN DE ENFRIAMIENTO	<table border="1"> <tr> <th>NOMENCLATURA</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td>KG - 001</td> <td>TRITURADORA DE CUCHILLAS</td> </tr> </table>		NOMENCLATURA	EQUIPO	KG - 001	TRITURADORA DE CUCHILLAS	F																						
SÍMBOLO	EQUIPO																																								
	REACTOR PIROLÍTICO																																								
SÍMBOLO	EQUIPO																																								
	TORNILLO SIN FIN DE ENFRIAMIENTO																																								
NOMENCLATURA	EQUIPO																																								
KG - 001	TRITURADORA DE CUCHILLAS																																								
G	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>VÁLVULA CHECK CON SENSOR DE TEMPERATURA</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		VÁLVULA CHECK CON SENSOR DE TEMPERATURA	<table border="1"> <tr> <th colspan="2">LINEAS DE PROCESO</th> </tr> <tr> <th>SÍMBOLO (según coloración)</th> <th>PROCESO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>Alimentación directa</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Aire</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Combustible (gas reciclo)</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Gases</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Mezcla L-G</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Gas no condensable</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Carbón pirolítico</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Agua</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Combustible líquido</td> </tr> </table>		LINEAS DE PROCESO		SÍMBOLO (según coloración)	PROCESO		Alimentación directa		Aire		Combustible (gas reciclo)		Gases		Mezcla L-G		Gas no condensable		Carbón pirolítico		Agua		Combustible líquido	<table border="1"> <tr> <th>NOMENCLATURA</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td>B - 001</td> <td>VENTILADOR</td> </tr> </table>		NOMENCLATURA	EQUIPO	B - 001	VENTILADOR	G				
SÍMBOLO	EQUIPO																																								
	VÁLVULA CHECK CON SENSOR DE TEMPERATURA																																								
LINEAS DE PROCESO																																									
SÍMBOLO (según coloración)	PROCESO																																								
	Alimentación directa																																								
	Aire																																								
	Combustible (gas reciclo)																																								
	Gases																																								
	Mezcla L-G																																								
	Gas no condensable																																								
	Carbón pirolítico																																								
	Agua																																								
	Combustible líquido																																								
NOMENCLATURA	EQUIPO																																								
B - 001	VENTILADOR																																								
H	<table border="1"> <tr> <th>SÍMBOLO</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td></td> <td>VÁLVULA CHECK CON SENSOR DE FLUJO</td> </tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		VÁLVULA CHECK CON SENSOR DE FLUJO	<table border="1"> <tr> <th>NOMENCLATURA</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td>S - 001</td> <td>TORNILLO SIN FIN</td> </tr> </table>		NOMENCLATURA	EQUIPO	S - 001	TORNILLO SIN FIN	<table border="1"> <tr> <th>NOMENCLATURA</th> <th>EQUIPO</th> </tr> <tr> <td>IQ - 001</td> <td>INTERCAMBIADOR DE CALOR</td> </tr> </table>		NOMENCLATURA	EQUIPO	IQ - 001	INTERCAMBIADOR DE CALOR	H																						
SÍMBOLO	EQUIPO																																								
	VÁLVULA CHECK CON SENSOR DE FLUJO																																								
NOMENCLATURA	EQUIPO																																								
S - 001	TORNILLO SIN FIN																																								
NOMENCLATURA	EQUIPO																																								
IQ - 001	INTERCAMBIADOR DE CALOR																																								
OBSERVACIONES					<table border="1"> <tr> <th colspan="3">REVISIONES</th> <th>ENCARGADO DEL DISEÑO:</th> <th>FIRMA:</th> <th>FECHA:</th> </tr> <tr> <td>REV.</td> <td>DESCRIPCIÓN</td> <td>CALF.</td> <td>Maria Yanez</td> <td>MY</td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td></td> <td>REVISADO POR: Marcelo Salvador</td> <td>MS</td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td></td> <td>ING PROYECTO:</td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td></td> <td>APROBACIÓN DEL CLIENTE:</td> <td></td> <td></td> </tr> </table>			REVISIONES			ENCARGADO DEL DISEÑO:	FIRMA:	FECHA:	REV.	DESCRIPCIÓN	CALF.	Maria Yanez	MY					REVISADO POR: Marcelo Salvador	MS					ING PROYECTO:						APROBACIÓN DEL CLIENTE:					PROYECTO: Diseño de una planta para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de neumáticos fuera de uso (NFU)	
REVISIONES			ENCARGADO DEL DISEÑO:	FIRMA:	FECHA:																																				
REV.	DESCRIPCIÓN	CALF.	Maria Yanez	MY																																					
			REVISADO POR: Marcelo Salvador	MS																																					
			ING PROYECTO:																																						
			APROBACIÓN DEL CLIENTE:																																						
								DESCRIPCIÓN: Diagrama de flujo de proceso -PFD																																	
								DIBUJO N°: 001																																	
								HOJA: 3 de 3																																	
								REV: 1																																	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12																														

Figura AV.3. Diagrama de flujo de proceso (PFD) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo. Plano 3

ANEXO VI

LAYOUT Y PLANOS DE ELEVACIÓN

En la Figura AVI.1 se presenta la tabla de espaciamiento in situ que se utilizó para el planteamiento del espaciamiento entre los equipos que conforman el proceso de producción descrito en la sección 4.8.

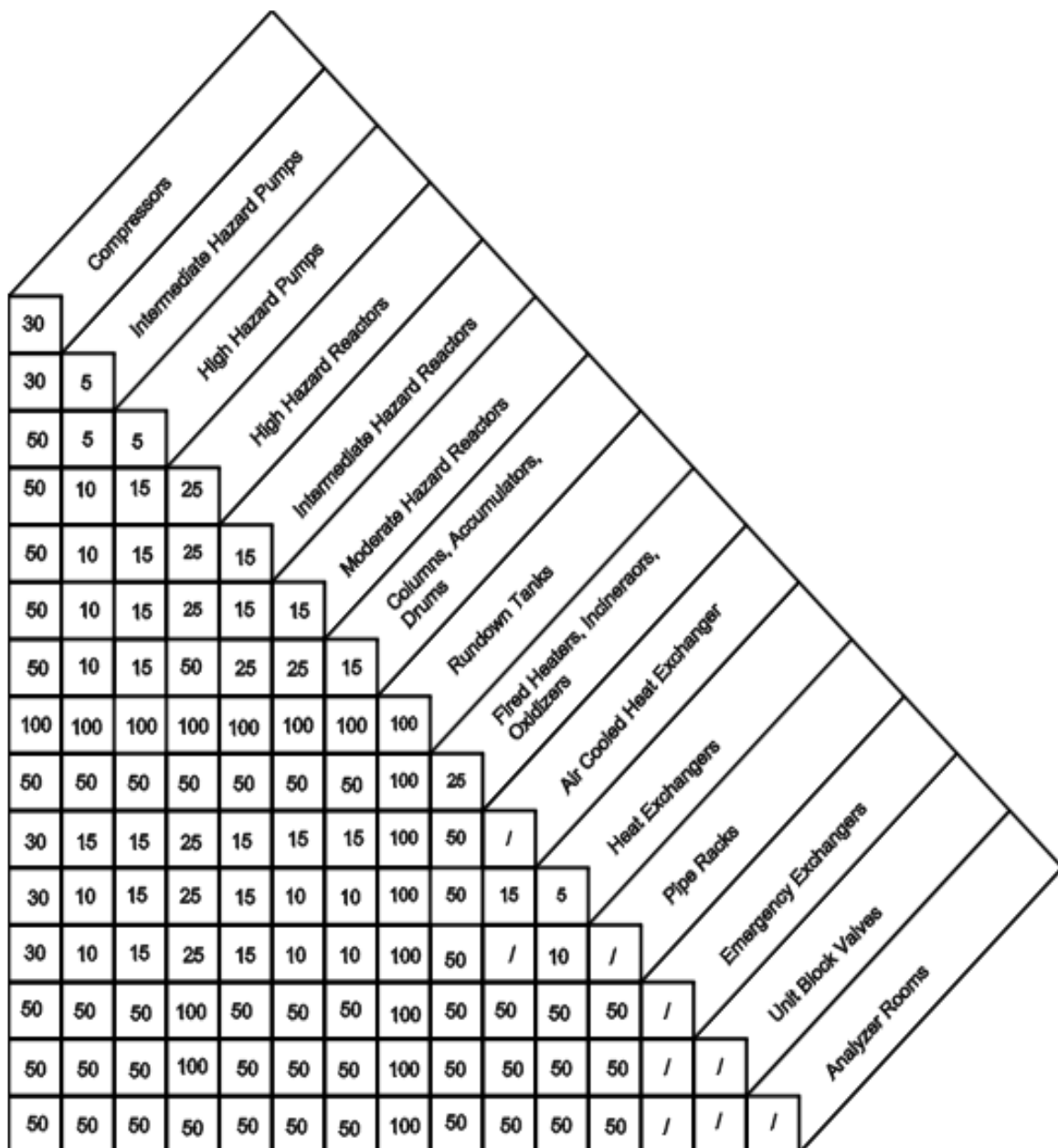


Figura AVI.1. Tabla de espaciamiento in situ
(Property Risk Consulting Guidelines, 2020, p. 4)

ANEXO VII

DIAGRAMA TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN CON RECICLO (P&ID)

En las Figuras AVII.1, AVII.2 y AVII.3 se presentan los diagramas de tuberías e instrumentación correspondientes a los planos 1, 2 y 3 respectivamente los cuales se mencionaron en la sección 4.9 y describen el proceso de obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo.

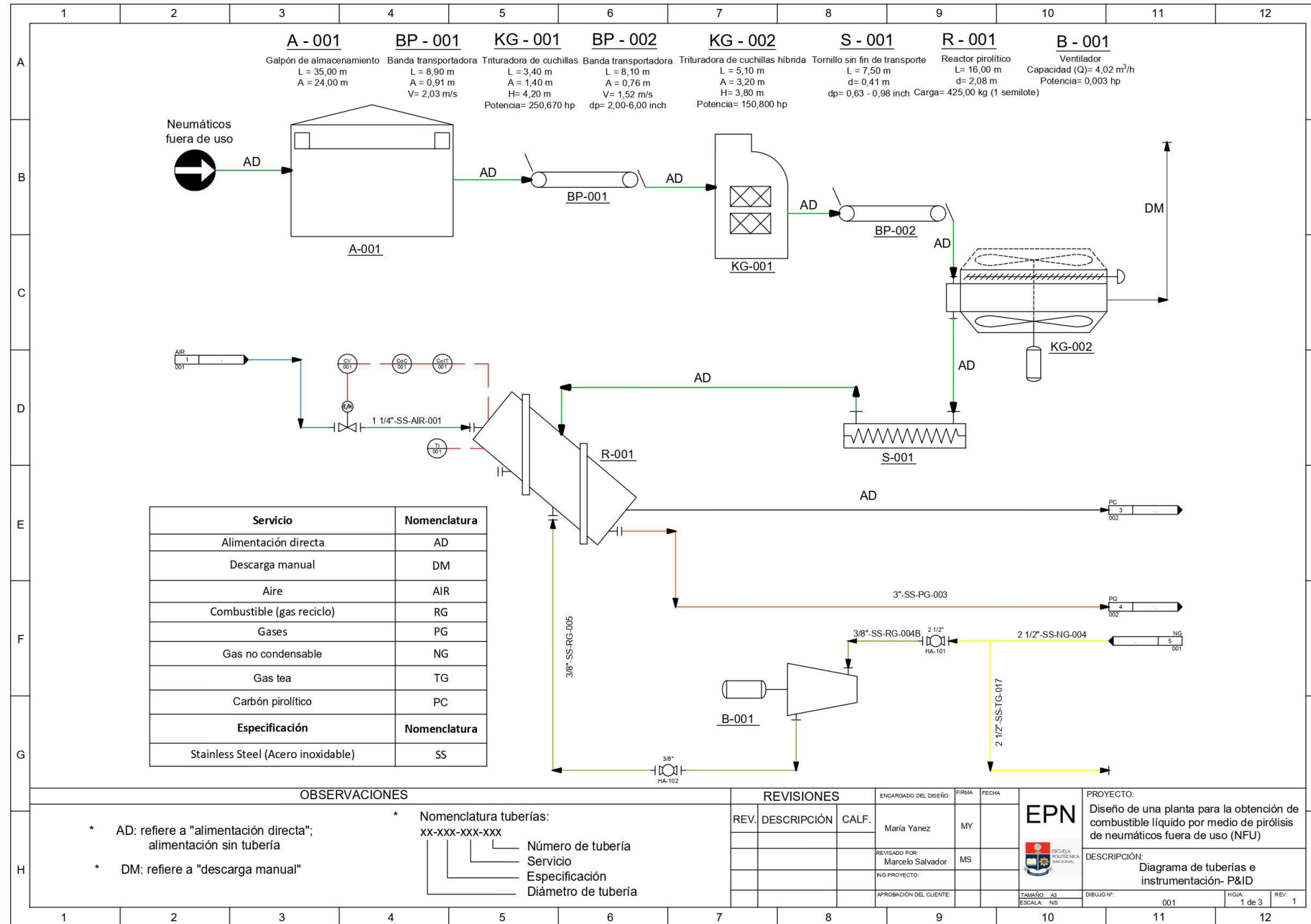


Figura AVII.1. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo. Plano 1

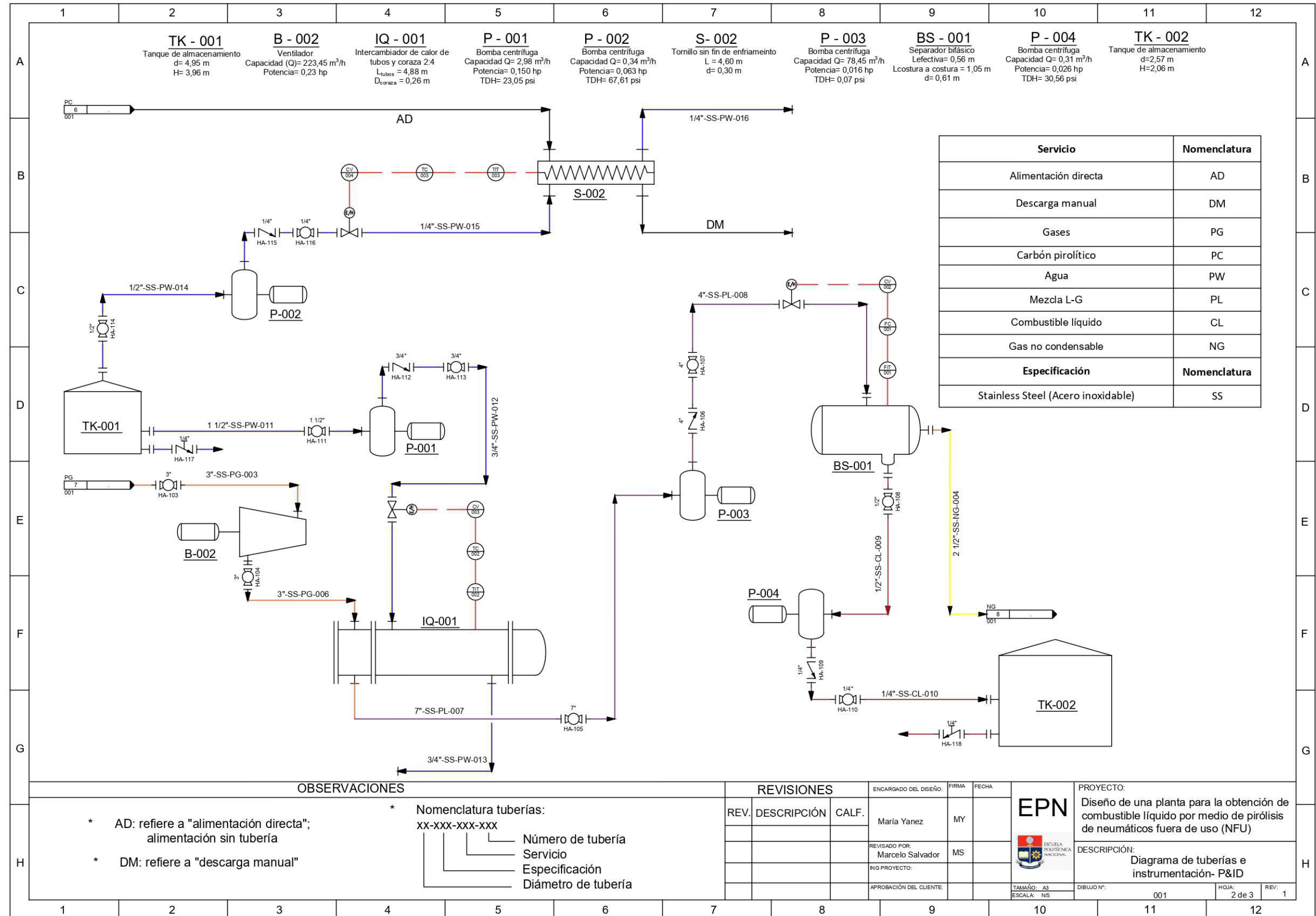


Figura AVII.2. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo. Plano 2

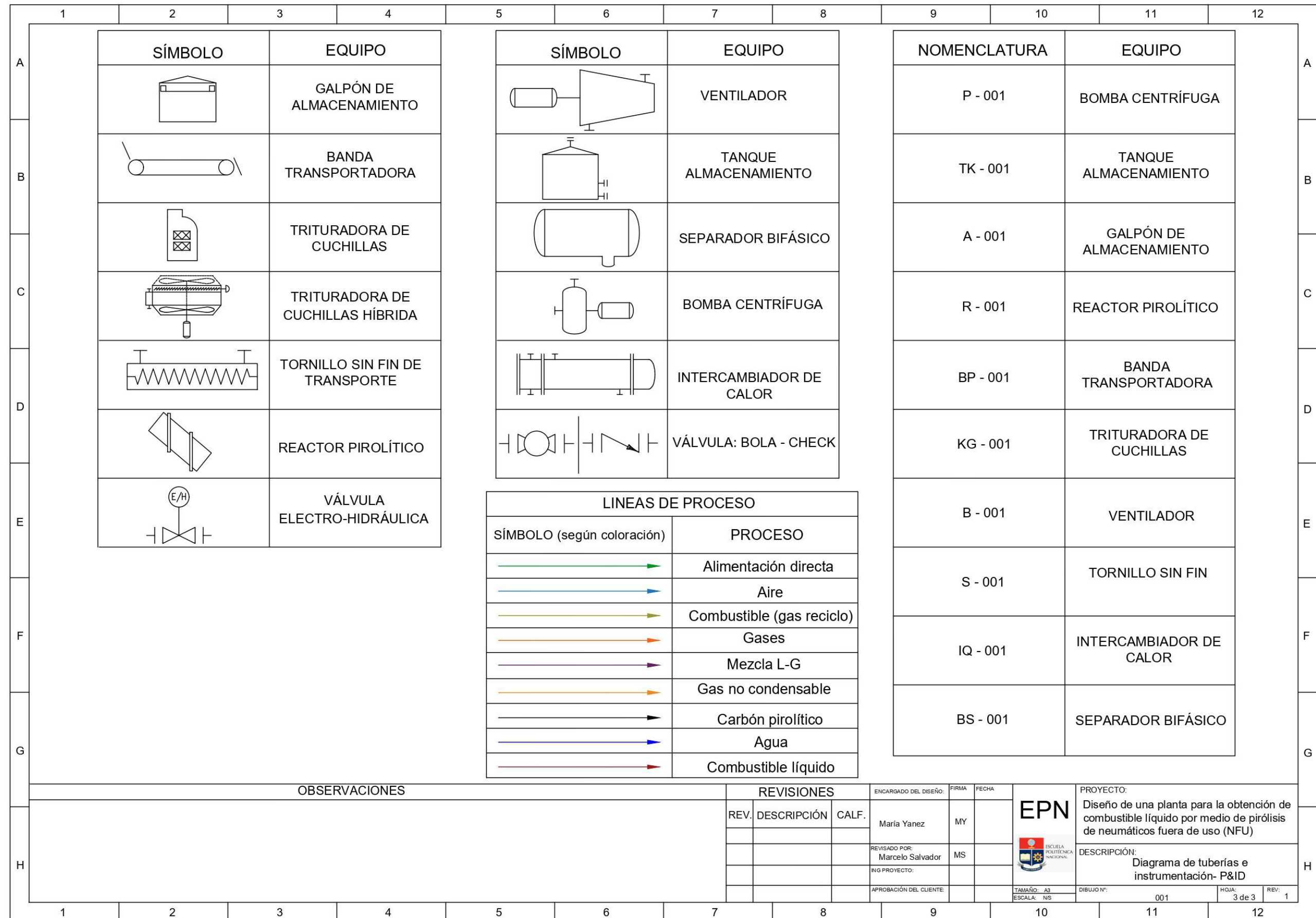


Figura AVII.3. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) para la obtención de combustible líquido por medio de pirólisis de NFU con la corriente de gas reciclo. Plano 3

ANEXO VIII

ESTUDIO FINANCIERO

AVIII.1. INVERSIÓN POR ADQUISICIÓN DE MAQUINARIA, EQUIPOS Y ACCESORIOS

En las Tablas AVIII.1, AVIII.2, AVIII.3, AVIII.4, AVIII.5, AVIII.6, AVIII.7 y AVIII.8 se presentan los costos finales de los equipos importados requeridos en planta, para ello, se consideró la respectiva tasa definida por el Sistema Nacional de Aduana del Ecuador (Servicio Nacional de Aduana del Ecuador, 2020).

Tabla AVIII.1. Costo banda transportadora

Rubro	Costo (USD)
Valor de exportación FOB	24 514,00
Envío	50,00
Valor costo y envío	24 564,00
Seguro 1,0 %	245,64
Valor en aduana	24 809,64
FODINFA (0,5 %)	124,05
Valor sin IVA	24 933,69
IVA (12,0 %)	2 992,04
Valor final	27 925,73

Tabla AVIII.2. Costo trituradora primaria

Rubro	Costo (USD)
Valor de exportación FOB	75 700,00
Envío	50,00
Valor costo y envío	75 750,00
Seguro 1,0 %	757,50
Valor en aduana	76 507,50
FODINFA (0,5 %)	382,54
Valor sin IVA	76 890,04
IVA (12,0 %)	9 226,80
Valor final	86 116,84

Tabla AVIII.3. Costo trituradora secundaria y separador magnético

Rubro	Costo (USD)
Valor de exportación FOB	185 878,00
Envío	50,00
Valor costo y envío	185 928,00
Seguro 1,0 %	1 859,28
Valor en aduana	187 787,28
FODINFA (0,5 %)	938,94
Valor sin IVA	188 726,22
IVA (12,0 %)	22 647,15
Valor final	211 373,37

Tabla AVIII.4. Costo tornillo sin fin transportador

Rubro	Costo (USD)
Valor de exportación FOB	11 808,37
Envío	50,00
Valor costo y envío	11 858,37
Seguro 1,0 %	118,58
Valor en aduana	11 976,95
FODINFA (0,5 %)	59,88
Valor sin IVA	12 036,83
IVA (12,0 %)	1 444,42
Valor final	13 481,25

Tabla AVIII.5. Costo tornillo sin fin enfriamiento

Rubro	Costo (USD)
Valor de exportación FOB	15 020,47
Envío	50,00
Valor costo y envío	15 070,47
Seguro 1,0 %	150,70
Valor en aduana	15 221,17
FODINFA (0,5 %)	76,11
Valor sin IVA	15 297,28
IVA (12,0 %)	1 835,68
Valor final	17 132,96

Tabla AVIII.6. Costo reactor pirolítico

Rubro	Costo (USD)
Valor de exportación FOB	210 000,00
Envío	50,00
Valor costo y envío	210 050,00
Seguro 1,0 %	2 100,50
Valor en aduana	212 150,50
FODINFA (0,5 %)	1 060,75
Valor sin IVA	213 211,25
IVA (12,0 %)	25 585,35
Valor final	238 796,60

Tabla AVIII.7. Costo intercambiador de calor

Rubro	Costo (USD)
Valor de exportación FOB	6 300,00
Envío	50,00
Valor costo y envío	6 350,00
Seguro 1,0 %	63,50
Valor en aduana	6 413,50
FODINFA (0,5 %)	32,07
Valor sin IVA	6 445,57
IVA (12,0 %)	773,47
Valor final	7 219,04

Tabla AVIII.8. Costo separador horizontal bifásico

Rubro	Costo (USD)
Valor de exportación FOB	31 250,00
Envío	50,00
Valor costo y envío	31 300,00
Seguro 1,0 %	313,00
Valor en aduana	31 613,00
FODINFA (0,5 %)	158,07
Valor sin IVA	31 771,07
IVA (12,0 %)	3 812,53
Valor final	35 583,60

En la Tabla AVIII.9, se presenta el costo total de equipos principales, secundarios y accesorios requeridos en planta.

Tabla AVIII.9. Costo total de maquinaria, equipos principales, equipos secundarios y accesorios

Denominación	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Banda transportadora	2	27 925,73	55 851,46
Trituradora primaria	1	86 116,84	86 116,84
Trituradora secundaria y separador magnético	1	211 373,37	211 373,37
Tornillo sin fin transportador	1	13 481,25	13 481,25
Tornillo sin fin enfriamiento	1	17 132,96	17 132,96
Reactor pirolítico	1	238 796,60	238 796,60
Intercambiador de calor	1	7 219,04	7 219,04
Separador bifásico	1	35 583,60	35 583,60
Tanque almacenamiento combustible	1	13 008,80	13 008,80
Tanque almacenamiento agua	1	15 450,20	15 450,20
Big bags	290	5,15	1 493,50
Compresor, ventilador, bombas centrífugas, sistema de tuberías y accesorios y sistema de válvulas	-	-	30 000,00
Valor final			725 507,62

ANEXO IX

EVALUACIÓN FINANCIERA

AVI.1. CÁLCULO DEL VALOR ACTUAL NETO (VAN)

El VAN se calculará a partir de la Ecuación AVI.1:

$$VAN = \sum \frac{F_n}{(1+d)^t} = F_0 + \frac{F_1}{(1+d)^1} + \frac{F_2}{(1+d)^2} + \dots + \frac{F_n}{(1+d)^n} \quad [\text{AVI. 1}]$$

Donde:

- F_n : flujo neto del periodo n (USD)
 d : tasa de descuento del proyecto (%/100)
 t : periodo de evaluación (año)

Los flujos netos para cada periodo corresponden a los obtenidos en el flujo de caja neto planteado en la Tabla 5.10, la tasa de descuento del proyecto se definió con base en la tasa de interés bancario (16,00 %) y la tasa de inflación del país (0,39 %) mientras que, el periodo de evaluación es de 10 años como se estableció en la sección 5.1 (Banco Central del Ecuador, 2020; INEC, 2020). De esta manera, el Valor Actual Neto es:

$$\begin{aligned} VAN = & -1\,246\,218,09 + \frac{402\,445,95}{(1+0,1639)^1} + \frac{402\,445,95}{(1+0,1639)^2} + \frac{402\,445,95}{(1+0,1639)^3} \\ & + \frac{402\,445,95}{(1+0,1639)^4} + \frac{402\,445,95}{(1+0,1639)^5} + \frac{402\,445,95}{(1+0,1639)^6} + \frac{402\,445,95}{(1+0,1639)^7} \\ & + \frac{402\,445,95}{(1+0,1639)^8} + \frac{402\,445,95}{(1+0,1639)^9} + \frac{666\,788,60}{(1+0,1639)^{10}} \end{aligned}$$

$$VAN = 728\,927,14 \text{ USD}$$

AVI.2. CÁLCULO DE LA TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

La TIR se calculará a partir del despeje de la Ecuación AVI.2:

$$0 = \sum \frac{F_n}{(1 + TIR)^t} = F_0 + \frac{F_1}{(1 + TIR)^1} + \frac{F_2}{(1 + TIR)^2} + \dots + \frac{F_n}{(1 + TIR)^t} \quad [\text{AVI. 2}]$$

Los flujos netos para cada periodo (F_n) corresponden a los obtenidos en el flujo de caja neto planteado en la Tabla 5.10, mientras que, el periodo de evaluación (t) es de 10 años como se estableció en la sección 5.1. De esta manera, la Tasa Interna de Retorno es:

$$\begin{aligned} 0 = & -1\,246\,218,09 + \frac{402\,445,95}{(1 + TIR)^1} + \frac{402\,445,95}{(1 + TIR)^2} + \frac{402\,445,95}{(1 + TIR)^3} + \frac{402\,445,95}{(1 + TIR)^4} \\ & + \frac{402\,445,95}{(1 + TIR)^5} + \frac{402\,445,95}{(1 + TIR)^6} + \frac{402\,445,95}{(1 + TIR)^7} + \frac{402\,445,95}{(1 + TIR)^8} + \frac{402\,445,95}{(1 + TIR)^9} \\ & + \frac{666\,788,60}{(1 + TIR)^{10}} \end{aligned}$$

$$TIR = 0,3049$$