

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

Facultad de Ciencias Naturales y Matemáticas

Diseño básico de una planta piloto de pirólisis para valorización de lodos de una planta de tratamiento de aguas residuales.

PROYECTO INTEGRADOR

Previo la obtención del Título de:

Ingeniero Químico

Presentado por:

Franchesca Lissette Barzola Pesantes

Walter Oswaldo Reyes Pilamunga

GUAYAQUIL - ECUADOR

Año: 2019

DEDICATORIA

A mis padres, Mariana y Walter, por el apoyo incondicional, el amor y el cariño que me han brindado.

A mis hermanos, David y Luis, por el apoyo, las muestras de cariño y la atención que he recibido de su parte.

A mis amigos, por hacer más llevaderos los momentos difíciles.

A mi compañera de vida, Danitza, por la confianza depositada en mí y su apoyo ante adversidades.

Walter Reyes

A mis padres, Fernando y Norma, quienes con su esfuerzo y arduo trabajo me han brindado la oportunidad de prepararme profesionalmente y no darme por vencida ante circunstancias adversas.

A mi hermano, Gary, por su apoyo emocional.

A mis amigos y compañeros, porque sin ellos estos años de estudio no hubiesen sido tan entretenidos.

Franchesca Barzola

AGRADECIMIENTOS

A mi familia y a mi pareja por su apoyo incondicional.

A los tutores, el Ph.D César Moreira y la Ph.D Yris González, por sus valiosos aportes para la elaboración de este proyecto.

Al Ing. Arturo Ordoñez y al Ing. Luis Rojas por las facilidades brindadas en nuestra investigación.

A mis amigos y a mi compañera de proyecto integrador con quien fue un gusto desarrollar este proyecto.

Walter Reyes

Agradezco principalmente a Dios por guiar siempre mi camino, a mi familia por el apoyo constante.

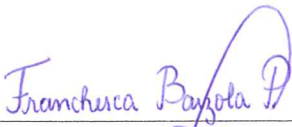
A los docentes por formarnos con criterio profesional, en especial al Ph.D César Moreira y la Ph.D Yris González. A todos mis amigos y compañeros. A mi compañero de tesis.


Finalmente, gracias al lector, por permitir que nuestro trabajo aporte a su formación.

Franchesca Barzola


DECLARACIÓN EXPRESA

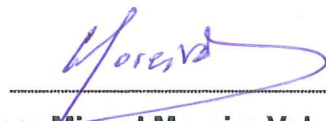
"Los derechos de titularidad y explotación, nos corresponde conforme al reglamento de propiedad intelectual de la institución; *Franchesca Lissette Barzola Pesantes* y *Walter Oswaldo Reyes Pilamunga*, damos nuestro consentimiento para que la ESPOL realice la comunicación pública de la obra por cualquier medio con el fin de promover la consulta, difusión y uso público de la producción intelectual"

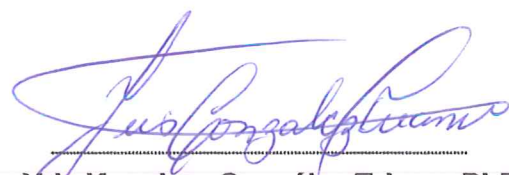

Franchesca Lissette
Barzola Pesantes


Walter Oswaldo
Reyes Pilamunga

EVALUADORES


Nadia Flores Manrique, M.Sc.
PROFESOR DE LA MATERIA


César Miguel Moreira Valenzuela, PhD.
PROFESOR TUTOR


Yris Kenelma González Triana, PhD.
PROFESOR COTUTOR

RESUMEN

Los lodos de las plantas de tratamiento de aguas residuales son vistos como los principales residuos no deseados, que se generan producto del tratamiento físico, químico y/o biológico de las aguas residuales de tipo industrial. No obstante, estudios e investigaciones han evidenciado un potencial energético aprovechable de lodos mediante procesos de pirólisis, garantizando la obtención de productos con características combustibles que le dan un valor agregado a estos residuos. En tal sentido, el presente proyecto evalúa los escenarios más favorables para el aprovechamiento de lodos de una PTAR de una empresa cervecera, estableciendo el diseño básico de una planta piloto.

El desarrollo del proyecto se basó en las fases de ingeniería conceptual y básica. En la ingeniería conceptual se definió el proceso de pirólisis lenta, como mejor alternativa para obtener un biocarbón precursor del carbón activado, el mismo que fue el producto pirolítico seleccionado en base a las necesidades del mercado ecuatoriano. Respecto a la ingeniería básica se estableció los criterios técnicos del diseño, que comprendieron dimensionamiento, localización, distribución y análisis económico del proyecto.

Considerando la generación de 4 toneladas diarias de lodo, se estableció el diseño de una planta piloto para una producción de 125 ton/año de carbón activado, planteando una reducción del 17% de importaciones anuales. El análisis de indicadores económicos señala el proyecto como viable durante un periodo de 10 años, con un VAN de \$509.624,41, TIR de 27% y un periodo de recuperación de inversión de 3,74 años.

Palabras Claves: Lodos de aguas residuales, Pirólisis, Carbón activado, Biocarbón, Planta piloto.

ABSTRACT

The sludges from wastewater treatment plants has been the main unwanted waste, which is generated from a physical, chemical and/or biological treatment of industrial wastewater. However, studies and research have shown that sludge has an energy potential that can be exploited through pyrolysis processes, guaranteeing the obtaining of products with combustible characteristics that give added value to these wastes. In this sense, the present project evaluates the most favorable scenarios for the use of sludge from a WWTP of a beer company, establishing the basic design of a pilot plant.

The development of the project was based on the conceptual and basic engineering phases. In conceptual engineering, the slow pyrolysis process was defined as the best alternative to obtain biochar, an activated carbon precursor, which was the pyrolytic product selected based on the needs of the Ecuadorian market. Regarding the basic engineering, the technical criteria of the design were established, which included sizing, location, distribution and economic analysis of the project.

Considering the generation of 4 tons of sludge per day, the design of a pilot plant for a production of 125 tons / year of activated carbon was established, raising a 17% reduction in annual imports. The analysis of economic indicators indicated the project as viable for a period of 10 years, with an NPV of \$ 509.624,41, IRR of 27% and an investment recovery period of 3,74 years.

Keywords: *Wastewater sludge, pyrolysis process, activated carbon, biochar, pilot plant*

ÍNDICE GENERAL

RESUMEN.....	I
ABSTRACT	II
ÍNDICE GENERAL	III
ABREVIATURAS.....	VIII
SIMBOLOGÍA.....	IX
ÍNDICE DE FIGURAS	X
ÍNDICE DE TABLAS.....	XI
ÍNDICE DE GRÁFICOS.....	XIII
CAPÍTULO 1.....	1
1. INTRODUCCION	1
1.1. Descripción del Problema	1
1.2. Justificación del problema	2
1.3. Objetivos	4
1.3.1. Objetivo General.....	4
1.3.2. Objetivos Específicos	5
1.4. Marco Teórico	5
1.4.1. Lodos deshidratados.	5
1.4.1.1. Características de los lodos deshidratados	5
1.4.2. Proceso de pirólisis.....	6
1.4.2.1. Tipos de pirólisis.....	7
1.4.2.2. Etapas del proceso de pirólisis	7
1.4.2.3. Reactores de pirólisis	8
1.4.2.4. Modelos cinéticos de pirólisis de biosólidos	10
1.4.3. Aplicaciones de los productos de pirólisis	10
1.4.4. Etapas del diseño de plantas químicas	11
1.4.5. Criterios de diseño de unidades auxiliares de plantas de pirólisis	13

1.4.5.1. Ciclón	13
1.4.5.2. Cámara de combustión	13
CAPÍTULO 2.....	14
2. METODOLOGÍA.....	14
2.1. Ingeniería Conceptual	14
2.1.1. Materia Prima: Lodos.....	14
2.1.1.1. Origen de lodos	14
2.1.1.2. Caracterización de los lodos deshidratados	15
2.1.2. Productos de pirólisis.....	16
2.1.2.1. Aplicaciones de los productos pirolíticos	16
2.1.2.2. Necesidad de productos y subproductos pirolíticos en el Mercado Ecuatoriano.....	17
2.1.2.3. Ventajas y desventajas de los productos y subproductos pirolíticos	17
2.1.2.4. Matriz de selección de producto pirolítico a desarrollar en el proyecto.	18
2.1.3. Selección del reactor de pirólisis	19
2.1.3.1. Matriz de selección de producto pirolítico a desarrollar en el proyecto.	20
2.1.3.2. Matriz de selección del reactor	20
2.1.4. Medios de calentamiento del proceso de pirólisis.....	22
2.1.5. Tamaño del proyecto	23
2.1.6. Localización del proyecto	23
2.1.7. Seguridad industrial	23
2.2. Ingeniería Básica.....	24
2.2.1. Cinética de Reacción	24
2.2.2. Criterios de diseño para el Reactor pirolítico	27
2.2.2.1. Condiciones de operación	27
2.2.2.2. Dimensionamiento	29
2.2.3. Unidades auxiliares principales de la planta de pirólisis	31
2.2.3.1. Ciclones.....	31
2.2.3.2. Cámara de combustión	32
2.2.3.3. Unidad de activación de biocarbón.....	32
2.2.4. Análisis de costos	33
2.2.4.1. Costos fijos y variables.....	33

2.2.4.2. Costos de inversión	34
2.2.4.3. Flujo de Caja	35
CAPÍTULO 3.....	36
3. RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	36
3.1. Resultados de Ingeniería Conceptual	36
3.1.1. Caracterización de lodos de aguas residuales	36
3.1.2. Producción de lodos de la PTAR.....	36
3.1.3. Tamaño de la planta piloto	37
3.1.4. Localización	37
3.1.5. Distribución de equipos de la planta piloto	38
3.2. Resultados de Ingeniería Básica.....	39
3.2.1. Condiciones de operación del reactor.	39
3.2.2. Descripción del Proceso	40
3.2.3. Diagrama de flujo del Proceso.....	42
3.2.4. Sistemas de control de Presión y Temperatura	43
3.2.5. Balance de materia.....	44
3.2.6. Requerimientos energéticos	45
3.2.7. Suministros	46
3.2.8. Dimensionamiento	46
3.2.8.1. Reactor de tornillo R-101.....	46
3.2.8.2. Secador S-101.....	47
3.2.9. Resultados de Análisis Económico.....	50
3.2.9.1. Costos de inversión, fijos y variables.....	50
3.2.9.2. Validación del costo de los equipos.....	52
3.2.9.3. Flujo de Caja	53
3.3. Análisis de resultados de Ingeniería Conceptual	53
3.4. Análisis de resultados de Ingeniería Básica.....	54
3.5. Análisis de resultados de viabilidad económica	54
CAPÍTULO 4.....	56
4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	56

4.1. Conclusiones.....	56
4.2. Recomendaciones.....	57
BIBLIOGRAFÍA.....	59
APÉNDICES.....	62
APÉNDICE A. COMPOSICIÓN Y FLUJOS DE LOS GASES PIROLÍTICOS	62
APÉNDICE B. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA DE PIRÓLISIS	63
APÉNDICE C. GENERACIÓN ENERGÉTICA DE COMPUESTOS COMBUSTIBLES Y COMPOSICIÓN DE GASES DE COMBUSTIÓN	64
APÉNDICE D. TABLA DE CORRIENTES	66
APÉNDICE E. FLUJO DE CAJA.....	68
APÉNDICE F. SECADOR S-101	69
F.1. Balance de materia	69
F.2. Tiempo de secado.....	69
APÉNDICE G. CÁLCULOS.....	72
G.1. Flujo másico de lodos secos.....	72
G.2. Área de relleno	72
G.3. Velocidad de desplazamiento	72
G.4. Longitud del reactor de tornillo	72
G.5. Volumen del reactor de tornillo	72
G.6. Paso de hélice y velocidad de giro	73
G.7. Área superficial interna y externa	73
G.8. Requerimiento energético en el reactor.....	73
G.9. Aporte energético de los gases pirolíticos y los volátiles	74
G.10. Aporte energético de los gases pirolíticos y los volátiles	74
G.11. Cantidad de diésel requerido	75
APÉNDICE H. MÉTODO NUMÉRICO PARA CURVA TERMOGRAVIMÉTRICA.....	76
APÉNDICE I. COSTOS.....	78
I.1. COSTOS DE SUMINISTROS	78
I.2. BALANCE DE PERSONAL	78
I.3. COSTOS DE OBRAS FÍSICAS	79

APÉNDICE J. REACTORES DE PIRÓLISIS LENTA.....	80
APÉNDICE K. ECUACIONES PARA EL CÁLCULO DE LAS ESPECIFICACIONES DEL REACTOR	81
APÉNDICE L. REQUERIMIENTOS ENERGÉTICOS DE LOS EQUIPOS.....	83
APÉNDICE M. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR.....	87

ABREVIATURAS

PTAR	Planta de Tratamiento de Aguas Residuales
LAR	Lodos de Aguas Residuales
BCE	Banco Central del Ecuador
FOB	Free On Board
VAN	Valor Actual Neto
TIR	Tasa Interna de Retorno
PRI	Periodo de Recuperación de la Inversión
AR	Agua Residual
GEI	Gas de Efecto Invernadero

SIMBOLOGÍA

kg	Kilogramo
m	Metro
s	Segundo
Pa	Pascal
N	Nitrógeno
C	Carbono
P	Fósforo
H	Hidrógeno
S	Azúfre
O	Oxígeno
°C	Grados centígrados de temperatura
CO ₂	Dióxido de Carbono
CO	Monóxido de Carbono
H ₂	Hidrógeno
CH ₄	Metano
C ₂ H ₆	Etano
C ₃ H ₈	Propano
C ₄ H ₁₀	Butano
H ₂ S	Gas sulfhídrico
C ₉ H ₁₀ O ₂	Compuestos volátiles
C ₁₄ H ₂₅	Diésel
TT	Transmisor de Temperatura
TC	Controlador de Temperatura
PT	Transmisor de Presión
PC	Controlador de Presión

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Beneficios tecnológicos y socioeconómicos del proceso de pirólisis.....	3
Figura 1.2 Proceso de descomposición de una molécula durante el proceso pirolítico...	7
Figura 1.3 El proceso de diseño	12
Figura 1.4 Anatomía de un proceso químico	12
Figura 2.1 Resumen de metodología a seguir en el proyecto de diseño de una planta piloto de pirólisis.	14
Figura 2.2 Esquema general del proceso de tratamiento del agua residual de la empresa cervecera en estudio.	15
Figura 2.3 Reacción paralela de pirólisis de lodos. (Ahuja & Singh, 1996).	25
Figura 3.1 Distribución de equipos en la empresa de estudio.	39
Figura 3.2 Diagrama de flujo del Proceso de pirólisis.....	42
Figura 3.3 Sistemas de control para reactor de pirólisis.	44

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Importaciones Nacionales de productos y subproductos pirolíticos durante el período: Feb 2018 – Feb 2019. (BCE, 2019).....	4
Tabla 1.2 Resumen de la composición del agua residual de una PTAR de una Industria Cervecera Sudafricana. (Enitan et al., 2015).....	6
Tabla 1.3 Descripción de los tipos de pirólisis según las condiciones de operación. (Chivatá Trompetero et al., 2018)	7
Tabla 1.4 Resumen de los tipos de reactores del proceso de pirólisis.....	9
Tabla 1.5 Modelos cinéticos propuestos para pirólisis de biosólidos. (Aragonez, 2015)	10
Tabla 2.1 Métodos y consideraciones de análisis en laboratorio. (GQM, 2019)	16
Tabla 2.2 Matriz comparativa de producto pirolítico a desarrollar.....	18
Tabla 2.3 Importancia relativa de factores para la selección del reactor.	20
Tabla 2.4 Características y Puntuación de reactores.....	21
Tabla 2.5 Matriz de selección de reactor de pirólisis.	21
Tabla 2.6 Parámetros cinéticos de pirólisis de lodos. (Ahuja & Singh, 1996)	26
Tabla 2.7 Coeficiente de disminución del flujo debido a la inclinación del reactor de tornillo. (Rodríguez, 2017).....	29
Tabla 2.8 Factores de instalación de equipos. (Perry, 2001).....	34
Tabla 3.1 Caracterización de lodos deshidratados provenientes de la PTAR de una empresa cervecera. (GQM, 2019).....	36
Tabla 3.2 Parámetros de operación del reactor de tornillo.....	40
Tabla 3.3 Flujos másicos de entrada y salida del reactor de tornillo.	44
Tabla 3.4 Flujos másicos de entrada y salida del proceso general de producción de carbón activado.	45
Tabla 3.5 Requerimiento energético por equipo.....	45
Tabla 3.6 Aportes energéticos por combustión de gases pirolíticos, volátiles y diésel. .	46
Tabla 3.7 Hoja de especificaciones del reactor R-101.....	47
Tabla 3.8 Hoja de especificaciones del secador S-101.....	48
Tabla 3.9 Hoja de especificaciones del ciclón CL-101	49

Tabla 3.10 Hoja de especificación del ciclón CL-102.....	50
Tabla 3.11 Costos de equipos.....	51
Tabla 3.12 Resultados del flujo de caja del proyecto.....	53

ÍNDICE DE GRÁFICOS

Gráfica 2.1 Puntaje de cada reactor por criterio.	22
Gráfica 2.2 Curva termogravimétrica de formación de productos pirolíticos.	27
Gráfica 2.3 Formación de biocarbón en función del tiempo de residencia a una velocidad de calentamiento de 20 K/min.	28
Gráfica 3.1 Toneladas de lodo deshidratado de empresa en estudio vs Tiempo (2018)	37
Gráfica 3.2 Representación gráfica de los tipos de costos del proceso de pirólisis.....	52

CAPÍTULO 1

1. INTRODUCCION

1.1. Descripción del Problema

Las plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR) procesan agua mediante procesos físicos, químicos y biológicos, con el fin de reducir altas cargas contaminantes. Como parte de los procesos involucrados en el tratamiento de aguas, si bien, se genera un efluente que puede ser aplicado para riego o incorporado a un cuerpo de agua, también se genera una notable cantidad de lodos con contenido de biomasa, denominados como biosólidos. (Aragonez, 2015)

La empresa en estudio, ubicada en la ciudad de Guayaquil, se dedica a elaboración de bebidas malteadas como: cervezas corrientes de fermentación alta, negras y fuertes, incluida cerveza de baja graduación o sin alcohol. Posee una Planta de tratamiento de aguas residuales que trata un caudal de 300 m³ diarios de agua residual industrial, generando un contenido aproximado de lodos de 4 ton/día. Los mismos son entregados al servicio de recolección Puerto Limpio, cuya disposición final es el relleno sanitario.

El Programa de las Naciones Unidas para los Asentamientos humanos (UN-HABITAT), junto con la Comisión Canadiense para el manejo de lodos, manifiestan que los países en vías de desarrollo no consideran los lodos residuales de las PTARs como un residuo a tratar, por lo que no invierten en infraestructura, ni mantienen estadísticas para su disposición final y/o aprovechamiento; a diferencia de países desarrollados, quienes sí se interesan por tales aspectos. La Unión Europea, es un ejemplo de esto, ya que de los 9 millones de toneladas de lodos que genera anualmente, destina el 45% para agricultura, 23% en generación de energía térmica, 18% en relleno sanitario y el 14% restante en la elaboración de compost y otros usos particulares. (Pérez, 2016)

Peñaherrera (2015), menciona que, en Ecuador, los lodos producidos en plantas de tratamientos de aguas tienen como disposición final formar parte de los rellenos sanitarios, lo cual, desde una perspectiva de manejo de materiales, es quizás la solución más simple y favorable económicamente; sin embargo, hay que considerar los riesgos asociados con la eliminación en vertederos de lodos de PTARs. Esto incluye que su acumulación podría contribuir en la disminución de vida útil del relleno sanitario, además de ser un medio para la proliferación de microorganismos patógenos, representando un riesgo en la salud pública. En caso de que ocurra una falla en los rellenos sanitarios o en el sistema de recolección de lixiviados, esta carga orgánica podría contaminar el agua subterránea y superficial local.

Un factor importante del tratamiento de lodos para su eliminación final, puede ser la posibilidad de su aprovechamiento en torno al alto contenido de nutrientes que posee, tales como: Carbono, nitrógeno y fósforo, además de la posibilidad de generación de productos y subproductos con valor comercial.

1.2. Justificación del problema

Los lodos generados en las PTAR, al ser producto de un proceso aeróbico, presentan en su composición alta materia orgánica y en gran medida nutrientes como nitrógeno y fósforo. Siendo esto, motivo por el cual se han realizado varios estudios a nivel de laboratorio y piloto, en donde los autores se refieren al potencial energético aprovechable de este producto.

Entre los procesos de tratamiento de biosólidos, se utilizan procesos bioquímicos y termoquímicos. Los procesos bioquímicos por lo general requieren la incorporación de microorganismos, medios con alta humedad y largos tiempos de residencia (desde días hasta semanas). Mientras que los procesos termoquímicos, como la pirólisis y gasificación, brindan la ventaja de bajos tiempos de residencia y requerimientos de alimentación con baja humedad; siendo la pirólisis utilizada para obtener mayor variedad de productos como bioaceite, biocarbón y productos gaseosos, que a su vez

podrían dar lugar a subproductos viables comercialmente dentro de la industria del carbón activado, de biorrefinerías, combustibles y gas de síntesis. En tanto, la gasificación, se enfoca en obtener mayoritariamente productos gaseosos, para su posterior aplicación en gas combustible.

En cuanto a la pirólisis dirigida a Lodos de aguas residuales (LAR), Raheem *et al.*, 2018, menciona beneficios reconocidos de este proceso termoquímico, descrito en tres ámbitos importantes: tecnológico, socioambiental y económico, los cuales se resumen como beneficios potenciales de desperdicio cero, costos más bajos, menor impacto ambiental y una dependencia mucho menor de las reservas de combustibles fósiles. Estos criterios se presentan en la figura 1.1.

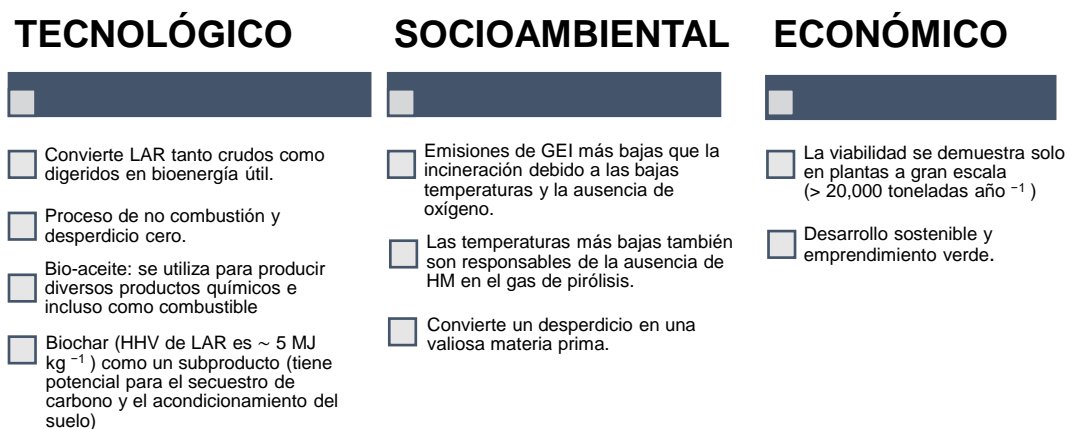


Figura 1.1 Beneficios tecnológicos y socioeconómicos del proceso de pirólisis.
(Raheem *et al.*, 2018)

Desde el punto de vista del mercado ecuatoriano, si bien la pirólisis da lugar a productos pirolíticos como el Biocarbón, bioaceite y gas, también puede dar lugar a un postratamiento de estos, con el fin de obtener productos comerciales como carbón activado, negro de humo e hidrógeno. En este sentido, se conoce que el mercado ecuatoriano importa hidrógeno y dióxido de carbono, los que se encuentran en el gas pirolítico, además de carbón activado y negro de humo, los cuales pueden ser obtenidos mediante procesos posteriores al de pirolisis. En efecto, la tabla 1.1 muestra la demanda de estos productos y subproductos pirolíticos que presentó el país durante el año 2018.

Tabla 1.1 Importaciones Nacionales de productos y subproductos pirolíticos durante el período: Feb 2018 – Feb 2019. (BCE, 2019)

Producto	Toneladas Métricas	Valor Fob (Miles de \$)	Miles de \$/Ton
Carbón activado	753,39	\$ 1938,55	\$ 2,57
Negro de humo	7238,07	\$ 8190,63	\$ 1,13
Dióxido de carbono	3,09	\$ 16,92	\$ 5,48
Hidrógeno	0,25	\$1,71	\$ 6,91

La tabla 1.1, muestra una clara necesidad del mercado ecuatoriano de productos y subproductos pirolíticos, de forma tal que la pirólisis de lodos de PTARs, puede ser visto como un proceso que posiblemente pueda llegar a reducir importaciones.

A pesar de los beneficios que presentan los biosólidos de las PTARs, en cuanto al contenido de materia orgánica que posee y ventajas de tratarlo por un proceso termoquímico de pirólisis, Ecuador no ha considerado debidamente su potencial uso, ya que, por lo general estos biosólidos tienen como disposición final el relleno sanitario.

Por tanto, el presente proyecto busca desarrollar la ingeniería básica del diseño, para el aprovechamiento de lodos de la Planta de Tratamiento de aguas residuales de la industria cervecera, en el cual se plantea utilizar pirólisis de lodos como tratamiento para los biosólidos de la PTAR. Este estudio incluirá la evaluación de la tecnología de pirólisis para el residuo disponible, diagrama de bloques y de flujo del proceso, balances de materia y energía, dimensionamiento y evaluación económica final.

1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo General

Realizar el diseño de ingeniería básica de una planta piloto de pirólisis para el aprovechamiento de lodos de aguas residuales de una empresa productora de cerveza.

1.3.2. Objetivos Específicos

- Comparar distintos tipos de procesos pirolíticos bibliográficamente para la valorización de lodos y elegir el que se ajuste a las especificaciones del producto requerido.
- Desarrollar la ingeniería conceptual y básica del reactor de pirólisis, mediante criterios de dimensión, localización y distribución.
- Evaluar económicamente el diseño propuesto mediante cálculos de la tasa interna de retorno y el valor actual neto.

1.4. Marco Teórico

Con el objetivo de comprender en qué consiste el proceso de pirólisis de lodos deshidratados provenientes de una PTAR, se presentan conceptos generales sobre este tipo de lodos, además de una revisión sobre los principales procesos de pirólisis para el aprovechamiento de este tipo de residuos industriales.

1.4.1. Lodos deshidratados.

Se definen como aquellos lodos producidos en las plantas de tratamiento de aguas residuales, en las etapas primarias, secundarias y terciarias, que fueron sometidos a una etapa final de deshidratación. Esta disminución de humedad puede realizarse con diferentes equipos industriales, entre ellos, filtros bandas, centrífugas, filtros prensas, y tornillos deshidratadores. (AEMA, 2018)

1.4.1.1. Características de los lodos deshidratados

Las aguas residuales de una industria cervecera están compuestas por sustancias residuales de la producción, como levaduras, azúcares, además de agua resultante de la limpieza de tanques de fermentación y almacenamiento, así como del enjuague de botellas y cubas (GEA, 2016). Estos compuestos forman una biomasa que, al ser deshidratados, se convierten en lodos sin ningún uso aprovechable. La tabla 1.2 muestra la composición del agua residual de una PTAR de una empresa cervecera de Sudáfrica.

Tabla 1.2 Resumen de la composición del agua residual de una PTAR de una Industria Cervecera Sudafricana. (Enitan *et al.*, 2015)

Parámetros	Rango
Humedad	15,5 – 35,5 % p/p
Proteína cruda	61,67 – 754,42 mg/L
Orto fosfatos	7,51 – 74,10 mg/L
NH ₃ -N	0,48 – 13,05 mg/L
Nitratos	1,14 – 11,55 mg/L
Nitritos	0 – 0,24 mg/L

La tabla anterior demuestra la existencia de nutrientes aprovechables dentro de las aguas residuales de una empresa cervecera.

1.4.2. Proceso de pirólisis

La pirólisis es un proceso termoquímico mediante el cual se degrada la biomasa, en suministro limitado de oxígeno o su ausencia total. Durante este proceso, las moléculas complejas de biomasa se descomponen en moléculas más simples y más pequeñas, específicamente de bio-oil, gas pirolítico y bio-carbón (productos), como se muestra en la figura 1.2.

La proporción de los productos del proceso de pirólisis depende de varios factores, entre ellos la composición química de los lodos, temperatura del proceso, velocidad de calentamiento y tiempo de residencia. (Blagojevic *et al.*, 2017)

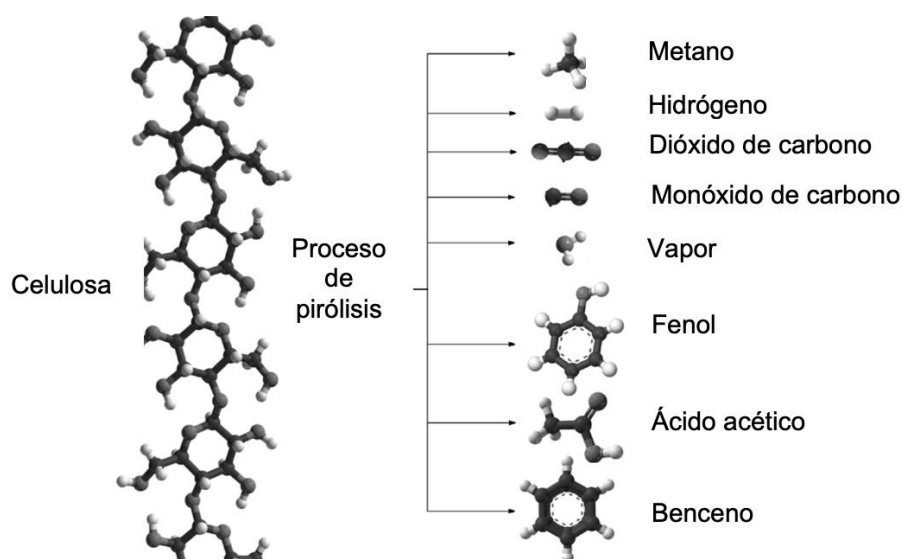


Figura 1.2 Proceso de descomposición de una molécula durante el proceso pirolítico.
(Basu, 2010)

1.4.2.1. Tipos de pirólisis

Los tipos de pirólisis se detallan en la tabla 1.3, estos pueden ser: carbonización, convencional, rápida, flash y ultrarrápida y su clasificación dependerá de los factores mencionados en el párrafo anterior.

Tabla 1.3 Descripción de los tipos de pirólisis según las condiciones de operación.
(Chivatá Trompetero *et al.*, 2018)

Proceso de pirólisis	Tiempo de residencia	Tasa de calentamiento	Temperatura final (°C)
Carbonización	> 45 minutos	Muy baja	400
Convencional	5 – 30 minutos	Baja	700
Rápida	< 2 segundos	Muy alta	500
Flash	< 1 segundo	Alta	< 650
Ultrarrápida	< 0,5 segundos	Muy alta	1000

1.4.2.2. Etapas del proceso de pirólisis

El proceso de pirólisis ocurre en cuatro etapas, según Sembiring *et al.* (2015), y estas son independientes del tipo de reactor que se utilice.

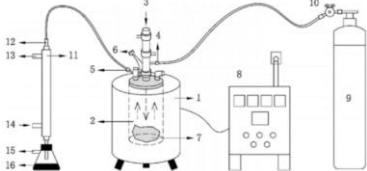
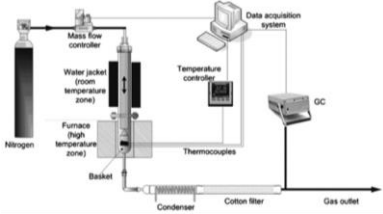
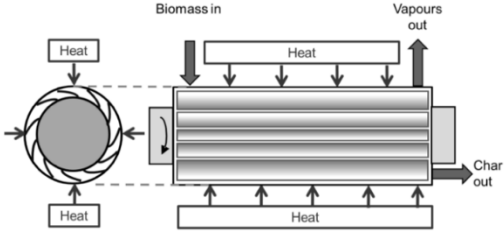
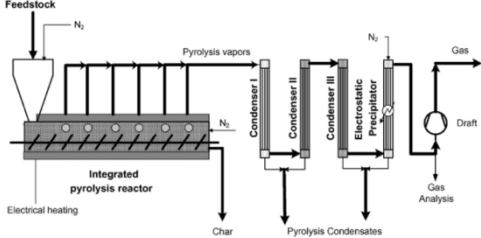
- Primera etapa: Empieza una transferencia de calor desde una fuente calorífica.

- Segunda etapa: Se liberan compuestos volátiles y biocarbón a causa del aumento de temperatura.
- Tercera etapa: Como consecuencia de la transferencia de calor entre los compuestos volátiles calientes y los compuestos pesados fríos, el flujo de salida de los volátiles de combustibles disminuirá su temperatura.
- Cuarta etapa: Algunos compuestos volátiles se condensan.

1.4.2.3. Reactores de pirólisis

La tabla 1.4. presenta diferentes tipos de reactores se utilizan en un proceso de pirólisis y sus respectivos ejemplos.

Tabla 1.4 Resumen de los tipos de reactores del proceso de pirólisis

Tipo de reactor	Características de funcionamiento	Esquemas de reactores	Referencia
Reactor de lecho fijo	Este sistema funciona de modo discontinuo. El calor para la descomposición térmica se suministra a partir de una combustión limitada en un horno o de una fuente externa. Generalmente operan con un largo tiempo de residencia y baja velocidad de calentamiento.		
Reactor de lecho fluidizado	Consiste en una mezcla fluida-sólida. Estos reactores favorecen más a la pirólisis rápida ya que suministran una rápida transferencia de calor, un control eficiente del tiempo de residencia del vapor y de la reacción, además de un buen contacto superficial entre la fase sólida y el fluido.		(Ledesma Montaña <i>et al.</i> , 2017)
Reactor ablativo	Se produce una alta presión entre la pared del reactor a altas temperaturas y la partícula de biosólido. Esta se desliza contra la pared y crea una película líquida que se evapora y escapa de la sección de pirólisis, que es la interfaz entre la pared y el biosólido. Se consigue un producto líquido que representa el 80 % p/p del producto total		
Reactor de tornillo	Consiste en un tornillo sinfín encargado de transportar la materia prima a través de un barril calentado. Se caracterizan por poseer la ventaja de controlar el tiempo de residencia mediante la velocidad de giro del tornillo sinfín, además permite la operación en continuo, sin presentar aparentes problemas en el escalamiento.		(Obando, 2015)

1.4.2.4. Modelos cinéticos de pirólisis de biosólidos

Existen diversos autores que han propuesto modelos cinéticos de pirólisis de lodos (biosólidos) de PTARs. La tabla 1.5 presenta un resumen de los modelos reportados en la literatura.

Tabla 1.5 Modelos cinéticos propuestos para pirólisis de biosólidos. (Aragonez, 2015)

Autor	Características del modelo cinético	Esquema
(Conesa, Marcilla, D, & Rodriguez, 1997)	El número de reacciones asociadas a este modelo depende de la composición de los biosólidos. Para ciertos biosólidos, la pirólisis se describe correctamente mediante tres reacciones y en algunos casos hasta cuatro reacciones independientes de primer orden.	Biosólidos: F1+F2+F3 $F1 \xrightarrow{1} \text{Alquitrán} + \text{Gases} + \text{Carbonizado}$ $F2 \xrightarrow{2} \text{Alquitrán} + \text{Gases} + \text{Carbonizado}$ $F3 \xrightarrow{3} \text{Alquitrán} + \text{Gases} + \text{Carbonizado}$
	Reacciones en competencia que ocurren simultáneamente a partir de una, dos y tres fracciones de biosólidos. Teniendo como producto: alquitrán, gases y carbonizados.	Biosólidos: F1+F2 $F1 \xrightarrow{1} \text{Alquitrán} + \text{Gases}$ $F1 \xrightarrow{2} \text{Carbonizado}$ $F2 \xrightarrow{3} \text{Alquitrán} + \text{Gases}$ $F2 \xrightarrow{4} \text{Carbonizado}$
(Ahuja & Singh, 1996)	Reacción paralela que describe la descomposición de lodos, a través de la generación de biocarbón, gases y volátiles. El orden de estas reacciones es de 2,7.	$\text{Lodos (L)} \xrightarrow{k_1} \text{Gases} + \text{Volátiles (G)}$ $\text{Lodos (L)} \xrightarrow{k_2} \text{Biocarbón (C)}$
(Casajus, y otros, 2009)	La descomposición inicial del lodo produce alquitrán, gases y un compuesto intermedio sólido que se descompone a temperaturas más altas, dando la fracción de carbón y gases no condensables. Se asume orden 1 en todas las reacciones.	$\text{Biosólidos} \xrightarrow{1} \text{Alquitrán}$ $\text{Biosólidos} \xrightarrow{2} \text{Gases}$ $\text{Biosólidos} \xrightarrow{3} \text{Producto intermedio}$ $\text{Producto intermedio} \xrightarrow{4} \text{Gases}$ $\text{Producto intermedio} \xrightarrow{5} \text{Carbonizado}$

1.4.3. Aplicaciones de los productos de pirólisis

El bio-oil obtenido puede ser sometido a procesos posteriores, con el fin de convertirlo en productos aprovechables comercialmente. Asumiendo que estos bio-aceites contienen unidades de construcción molecular adecuadas para ser procesadas mediante un craqueo catalítico en lecho fluidizado, podrán convertirse en productos con rangos de combustión parecidos a las gasolinas y diésel, e incluso materias primas petroquímicas del tipo GLP. (Bertero *et al.*, 2011)

Las condiciones del proceso de pirólisis se suelen optimizar para un mayor rendimiento de productos gaseosos y líquidos. Sin embargo, dependiendo del requerimiento final, este puede ser optimizado para una máxima producción de fracción sólida denominada biocarbón, o carbón pirolítico. El mismo consiste esencialmente en una matriz rica en carbono con acción recalcitrante, que contiene la mayoría de los compuestos inorgánicos presentes en los desechos crudos, y una cantidad relevante de subproductos condensados del proceso de pirólisis, dispersos a través de la estructura porosa. (Ledesma Montaña *et al.*, 2017). Debido al efecto recalcitrante del biocarbón, su adición al suelo puede actuar como un sumidero potencial de carbono y así contribuir a la mitigación del exceso de CO₂ en la atmósfera. (Escalante *et al.*, 2016)

El gas pirolítico puede aprovecharse para la producción energética a través de un motor. Sin embargo, para maximizar la producción de gas pirolítico se necesitan grandes cantidades energéticas durante el proceso debido a que se deben alcanzar temperaturas mayores a 1000 °C. (Tangri & Wilson, 2017).

1.4.4. Etapas del diseño de plantas químicas

Las etapas en el desarrollo de un diseño comienzan desde la identificación inicial del objetivo hasta su diseño final. Sinnott & Towler muestran el diseño como un procedimiento iterativo, mencionando que a medida que el diseño se desarrolla, el diseñador es consciente de más posibilidades y más restricciones, buscando constantemente nuevos datos e ideas que lleven a evaluar posibles soluciones del diseño. (Sinnott & Towler, 2003)

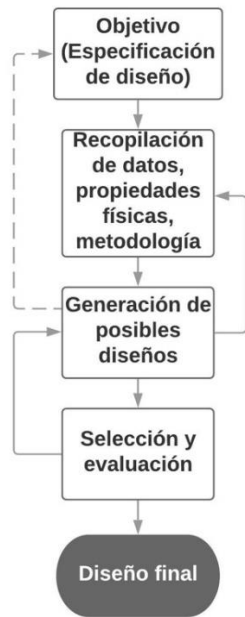


Figura 1.3 El proceso de diseño (Sinnott & Towler, 2003)

1.4.4.1. Componentes de diseño en un proceso químico

Los componentes básicos de un proceso químico típico se reflejan mediante etapas para obtener un producto a partir de materias primas; la complejidad de cada etapa dependerá de la naturaleza del proceso. La figura 1.4 representa un proceso generalizado de 6 etapas, en las que se incluye: Almacenamiento y preparación de materia prima, reacción, separación, purificación, almacenamiento y venta del producto.

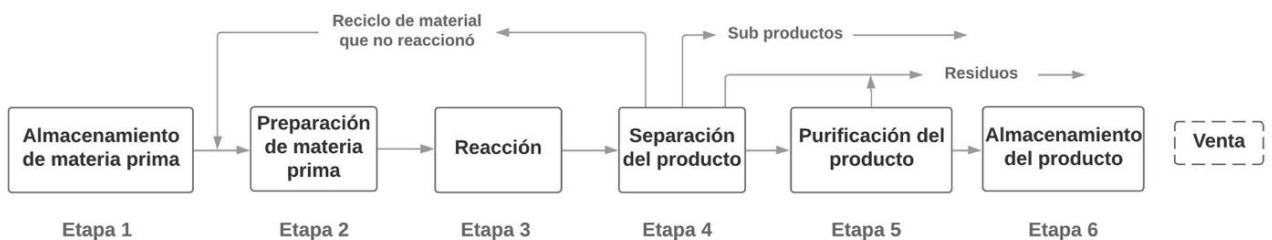


Figura 1.4 Anatomía de un proceso químico (Sinnott & Towler, 2003)

En el diseño de ingeniería química la selección y disposición de estas etapas, conllevan a la selección, especificación y diseño del equipos requeridos para realizar el proceso. (Sinnott & Towler, 2003)

1.4.5. Criterios de diseño de unidades auxiliares de plantas de pirólisis

1.4.5.1. Ciclón

Este equipo se encarga de separar las partículas sólidas del gas en la corriente de salida. La determinación del diámetro del ciclón estará sujeto al parámetro del caudal de entrada al equipo (Towler y Sinnott, 2008).

1.4.5.2. Cámara de combustión

La cuantificación de aportes energéticos en la cámara de combustión se obtiene mediante la ecuación 1.1.

$$Q_i = PCI_i \times \dot{n}_i \quad (1.1)$$

Donde:

Q, Calor transferido por la combustión, (kW)

PCI, Poder calorífico inferior (kJ/mol),

\dot{n}_i , Flujo molar (mol/s),

i, Compuesto combustible dentro de la cámara de combustión.

CAPÍTULO 2

2. METODOLOGÍA

La estructura de este capítulo se encuentra resumida en la siguiente figura:

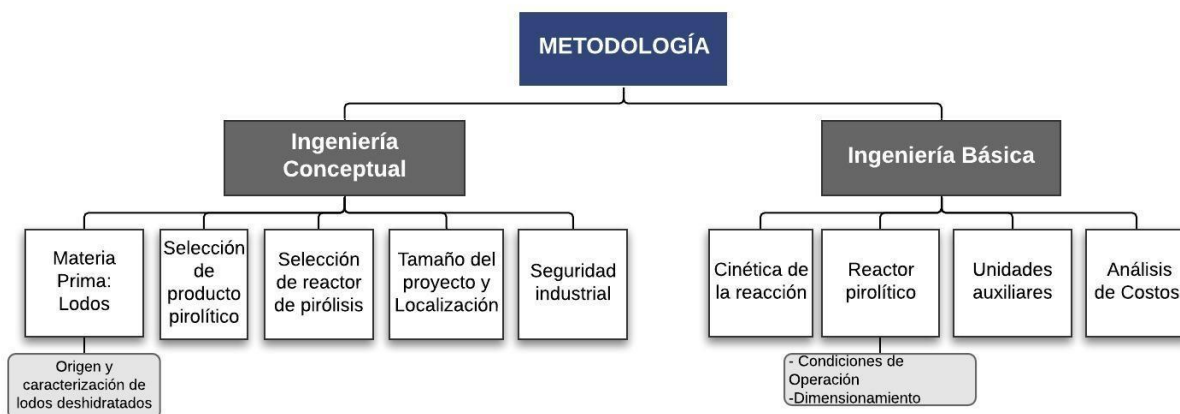


Figura 2.1 Resumen de metodología a seguir en el proyecto de diseño de una planta piloto de pirólisis.

2.1. Ingeniería Conceptual

Corresponde a una etapa previa de visualización del proyecto, en la que se realiza la selección de las materias primas, la tecnología a utilizarse, el tipo de productos a obtenerse, el tamaño del proyecto y su localización. (González, 2017)

2.1.1. Materia Prima: Lodos

2.1.1.1. Origen de lodos

Los lodos deshidratados atraviesan una serie de procesos de tratamiento fisicoquímico y biológicos antes de ser descargados, por lo que es importante conocer el proceso general del que provienen. Dicho esquema se presenta en la figura 2.2.

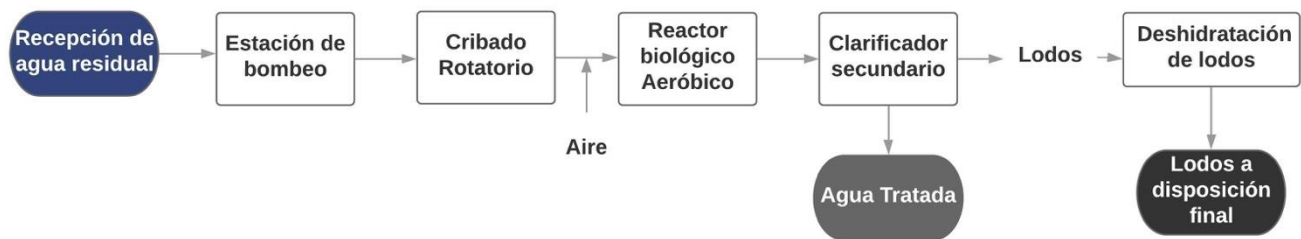


Figura 2.2 Esquema general del proceso de tratamiento del agua residual de la empresa cervecera en estudio.

Esta industria cervecera genera 300 m³ diarios de agua residual, lo que produce, en promedio, 4 toneladas de lodos deshidratados por día. Esto equivale a 990 toneladas por año, considerando 320 días de operación de la planta.

2.1.1.2. Caracterización de los lodos deshidratados

Para el proceso de pirólisis se utilizó como materia prima el efluente de lodos deshidratados de la PTAR de una empresa productora de cerveza de la ciudad de Guayaquil. Las características de los lodos deshidratados fueron parámetros determinados según procedimientos de laboratorio.

Las muestras analizadas fueron tomadas mediante el servicio de muestreo puntual realizado por un laboratorio certificado externo, cumpliendo la Norma Técnica de Muestreo PG-GQM-15: Suelo. A la vez, se realizaron distintos tipos de análisis. Entre estas categorías tenemos: metales, fisicoquímicos, inorgánicos no metales, materia orgánica y elemental (C, H, O, N, S). En la tabla 2.1 se presentan los diferentes análisis de parámetros categorizados, con su respectivo método analítico y justificación para validar su ejecución.

Tabla 2.1 Métodos y consideraciones de análisis en laboratorio. (GQM, 2019)

Parámetro	Tipo de análisis	Método	Justificación
Arsénico	Metales	ICP-OES	Clasificación de lodos residuales en; peligrosos o no peligrosos, según valores límites establecidos por la EPA.
Potasio		3120 B	
Magnesio		3120 B	
Selenio		ICP-OES	
Cenizas	Fisicoquímicos	INEN 1987/94	Podrían afectar al proceso de pirólisis, necesitando un pretratamiento.
Humedad en suelos		NTE-INEN 690	
Sólidos totales		2540 G	
Materia orgánica	Orgánicos	Walkey y Black	Conocer la proporción de materia orgánica para justificar el proceso de pirólisis.
Carbono orgánico total		Walkey y Black	
Carbono	Elemental	5310 B	Comparar con el análisis elemental de otros estudios sobre pirólisis de lodos y seleccionar el modelo cinético apropiado.
Hidrógeno		2720 B	
Oxígeno		2720 B	
Nitrógeno total		4500 N C	
Nitrógeno total Kjeldahl		HACH 8075	
Azufre		3500 S	

2.1.2. Productos de pirólisis

El proceso pirolítico presenta una variedad de productos, como lo son el bio-carbón, el gas pirolítico y el bio-oil. Estos pueden ser aprovechados de diversas maneras, ya sean de forma directa, o luego de un tratamiento adicional. Para la selección del producto se considerará la versatilidad en aplicaciones de cada uno, así como la necesidad de estos y sus subproductos en el mercado ecuatoriano.

2.1.2.1. Aplicaciones de los productos pirolíticos

Según lo mencionado en la sección 1.4.3, el bio-oil obtenido puede ser sometido a procesos posteriores, en los que se podrían obtener productos con rangos de combustión parecidos a las gasolinas y diésel, e incluso convertirse en materias primas de industrias petroquímicas. Sin embargo, esto requiere de procesos posteriores de separación complejos debido a la cantidad de compuestos no deseados en un producto combustible que contiene típicamente un bio-oil producto de pirólisis, como lo son los alquenos.

Por otra parte, el bio-carbón puede adicionarse al suelo donde puede actuar como sumidero de carbono, contribuyendo a la mitigación del exceso de carbono en la atmosfera. Además, mediante un proceso posterior este puede convertirse en carbón activado con excelentes propiedades adsorbentes gracias a su estructura porosa, de acuerdo con la sección 1.4.3.

Finalmente, el gas pirolítico puede utilizarse para para la producción energética, además, por medio de un proceso posterior, puede convertirse en negro de humo, pero para maximizar la producción de gas pirolítico se necesitan grandes cantidades energéticas (Tangri & Wilson, 2017) agregándole dificultad con respecto a estabilidad en la etapa pirolítica.

2.1.2.2. Necesidad de productos y subproductos pirolíticos en el Mercado Ecuatoriano

Según la sección 1.2 se demostró que el mercado ecuatoriano presenta una clara necesidad hacia el carbón activado, cuya materia prima es el bio-carbón, debido a que durante el año 2018 Ecuador importó más de 750 toneladas de carbón activado a un precio de 2570 dólares cada tonelada, es decir que el país gastó aproximadamente 2 millones de dólares simplemente en carbón activado importado.

2.1.2.3. Ventajas y desventajas de los productos y subproductos pirolíticos

Los productos pirolíticos podrían presentar ventajas entre ellos, por lo tanto, es necesario realizar un análisis individual y posteriormente una matriz para la selección del producto a maximizar durante el proceso pirolítico.

Con respecto al bio-carbón, este posee la ventaja de poder comercializarse directamente. Debido a su acción recalcitrante, este puede ser aplicado a los suelos, es decir que no necesita de procesos adicionales para establecer una salida comercial. Además, al procesar

el bio-carbón puede convertirse en carbón activado, el cual es importado por el país, presentando un valor comercial de \$ 2570 por cada tonelada.

El gas pirolítico posee la ventaja de poder utilizarse directamente en motores en el aprovechamiento energético, debido a la presencia de metano. Además, al ser procesado se puede obtener negro de humo, y al ser sometido a una etapa de separación se puede comercializar cada uno de sus compuestos, como lo son el hidrogeno y el dióxido de carbono.

Finalmente, el bio-oil es un compuesto altamente complejo en cuanto a composición ya que presenta diferentes alcanos, alquenos y compuestos nitrogenados en diferentes composiciones, por lo que este producto pirolítico no posee una salida comercial directa. Además, tras un proceso de separación se puede transformar en un producto combustible. Sin embargo, debido a la complejidad del bio-oil inicial, las características de estos combustibles no presentaran una composición estándar, por lo tanto, no podrían sustituir a los combustibles de importación del mercado ecuatoriano.

2.1.2.4. Matriz de selección de producto pirolítico a desarrollar en el proyecto.

En la tabla 2.2 se presenta la matriz comparativa de productos pirolíticos, considerando diversos criterios de evaluación.

Tabla 2.2 Matriz comparativa de producto pirolítico a desarrollar.

Producto pirolítico	Salida comercial	Subproducto	Necesidad de importaciones de subproductos	Precio de subproductos	Toneladas de importación de subproductos
Bio-carbón	✓	Carbón activado	✓	\$ 2570 / Ton	753,39
Gas	✓	Negro de humo	✓	\$ 1130 / Ton	7238,07
Bio-oil	---	Compuesto combustible	✓	---	---

En base a la necesidad del mercado, al valor comercial de los subproductos pirolíticos y a la posibilidad de comercializar estos productos directamente sin la necesidad de utilizar etapas posteriores, se escogió al bio-carbón como producto pirolítico prioritario, derivando en la selección de los parámetros para maximizar la obtención de este.

Es importante destacar que en el proceso de pirólisis se busca maximizar la producción de bio-oil y bio-carbón, debido a que se utilizan temperaturas menores a las usadas en el proceso de gasificación, la cual está diseñada para transformar residuos sólidos en gas pirolítico (Tangri & Wilson, 2017). Aunque la pirólisis genere una proporción de gases pirolíticos, no es el proceso termoquímico adecuado para la obtención de estos, por lo tanto, se descarta el gas como producto pirolítico a desarrollar. En la selección del producto principal de pirólisis, se priorizaron las ganancias.

2.1.3. Selección del reactor de pirólisis

En vista que el producto pirolítico seleccionado en la sección 2.1.2.4, fue el biocarbón, se realizó una revisión detallada de los tipos de reactores utilizados para un mayor rendimiento de este producto. Entre los tipos de reactores, se incluyen: reactores de horno tubular, horno de pirólisis y carbonización, reactor de tornillo y reactor de horno microondas. La revisión de condiciones de operación, resultados, ventajas y desventajas de los reactores mencionados, son mostrados en la tabla J.1 del Apéndice J.

La metodología empleada para la selección del reactor de pirólisis se realizó en base al método de los factores ponderados, proporcionado en el libro “Proyectos de inversión, Formulación y evaluación” de Nassir Sapag y por el criterio de selección utilizado por (Afonzo D, Chang, González, Rodríguez, & Verruschi, 2011).

2.1.3.1. Matriz de selección de producto pirolítico a desarrollar en el proyecto.

En método es el primer paso para la selección del reactor, ya que consiste en asignar el peso relativo que tendrá cada factor definido. Los factores para considerar fueron los siguientes:

F1	Tiempo de residencia
F2	Rendimiento de biocarbón
F3	Altos Costos asociados
F4	Riesgos
F5	Oportunidad de implementación

Los puntajes asignados para este método fueron de 0, 1 y 2; mientras más puntaje tiene un factor, más importancia relativa se le asigna respecto del otro. Si no existen diferencias cualitativas entre la pareja de factores comparados, se asigna igual puntaje a ambos, para finalmente obtener un porcentaje, que representará el peso o la ponderación base de cada factor para la matriz de selección (Tabla 2.3).

Tabla 2.3 Importancia relativa de factores para la selección del reactor.

	F1F2	F1F3	F1F4	F1F5	F2F3	F2F4	F2F5	F3F4	F3F5	F4F5	Suma Factor	Porcentaje
F1	1	1	1	0							3	10,71%
F2	2				1	2	1				6	21,43%
F3		2			2			1	1		6	21,43%
F4			2			1		1		1	5	17,86%
F5				2			2		2	2	8	28,57%
Total:											28	100%

2.1.3.2. Matriz de selección del reactor

Siguiendo el criterio de selección realizado por (Afonzo D, Chang, González, Rodríguez, & Verruschi, 2011), se realizó la tabla 2.4, la cual

muestra las características y puntajes (P) de cada tipo de reactor, según el factor que corresponda.

Tabla 2.4 Características y Puntuación de reactores.

	Horno Tubular horizontal		Tornillo		Horno de pirólisis y carbonización		Horno microondas	
	Característica	P ¹	Característica	P	Característica	P	Característica	P
Tiempo de reacción	50 – 60 min	2	6-46 min	4	1 hora	1	30 min	3
Rendimiento de biocarbón	47%	1	65%	3	53 -60%	2	57-69%	4
Costos	Inversión alta por dimensionamiento	2	Alta capacidad de procesado que disminuye costes de operación	4	Considerables costos de mantenimiento	3	Costos operacionales y de mantenimiento altos	1
Riesgos	Medio-Alto	2	Bajo	4	Medio-Alto	1	Medio	3
Oportunidad de implementación	Escala piloto y laboratorio	3	Escala industrial y piloto	4	Escala laboratorio	2	Escala de investigación	1

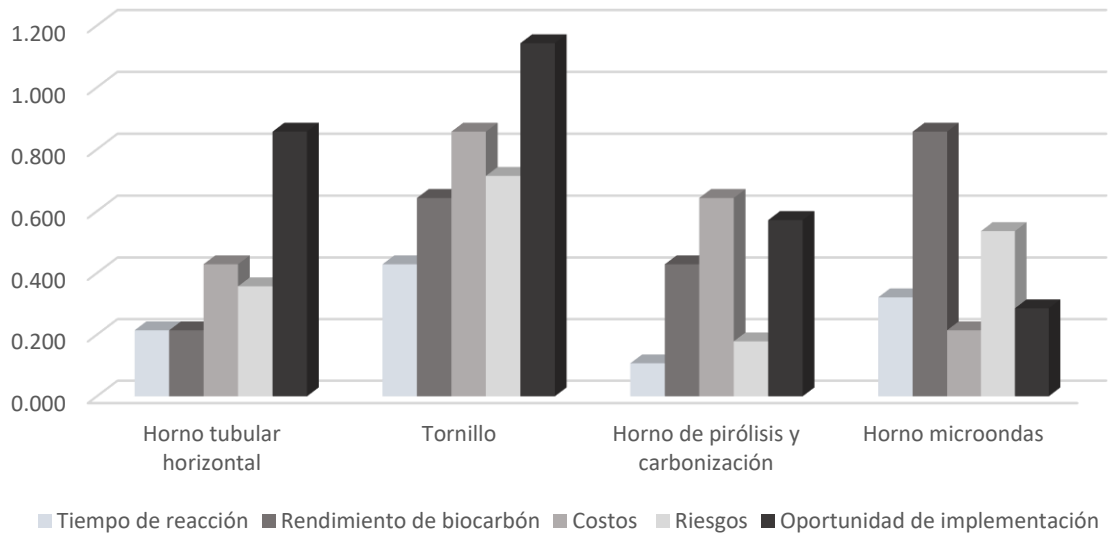
Una vez definido el puntaje de cada reactor según su factor y conociendo el peso relativo de éste, se procedió a realizar la tabla 2.5, la cual multiplica el peso relativo de los factores por el puntaje (P) asignado en la tabla 2.4. La suma de los productos para cada reactor da un puntaje total, seleccionándose aquel reactor que totalice un mayor valor.

Tabla 2.5 Matriz de selección de reactor de pirólisis.

	Peso relativo	Horno tubular horizontal		Tornillo		Horno de pirólisis y carbonización		Horno microondas	
		P	Resultado	P	Resultado	P	Resultado	P	Resultado
Tiempo de reacción	0,1071	2	0,2143	4	0,4286	1	0,1071	3	0,3214
Rendimiento de biocarbón	0,2143	1	0,2143	3	0,6429	2	0,4286	4	0,8571
Costos	0,2143	2	0,4286	4	0,8571	3	0,6429	1	0,2143
Riesgos	0,1786	2	0,3571	4	0,7143	1	0,1786	3	0,5357
Oportunidad de implementación	0,2857	3	0,8571	4	1,1429	2	0,5714	1	0,2857
	1		2,0714		3,7857		1,9286		2,2143

¹ Puntaje asignado: Valores del 1 al 4, siendo 1 el de más bajo y 4 el de más alto requerimiento.

La grafica 2.1, muestra una representación más clara del puntaje obtenido para cada reactor, evaluado en la matriz de selección.



Gráfica 2.1 Puntaje de cada reactor por criterio.

De esta forma, los resultados indican que la mejor elección es un reactor tipo Tornillo, por lo que se trabajará en detalle con esta tecnología.

2.1.4. Medios de calentamiento del proceso de pirólisis

Las demandas de energía en reactores de pirólisis generalmente se dividen en demandas de arranque y mantenimiento. La demanda de arranque, es la entrada de energía externa requerida para procesar la primera unidad en un ciclo, en tanto, que la demanda de mantenimiento es la energía suministrada por el gas pirolítico durante todo el proceso (Cunningham, Gold, & Strande, 2016). Considerando reactores de tipo continuo, los primeros lotes de materia prima requieren una entrada de energía para iniciar la pirólisis, luego de esto, el calor producido a partir de la combustión del gas pirolítico puede ser suficiente o en tal caso aportar una cantidad de energía necesaria para procesar la materia prima hasta que finalice la operación.

La calefacción por microondas puede ser vista también como un tipo de tecnología alternativa para procesos de pirólisis, sin embargo, no es adecuada para escalas piloto e industrial. Las altas demandas de electricidad y bajos rendimientos de biocarbón, hace que su uso se vea limitado a escala de laboratorio.

2.1.5. Tamaño del proyecto

Se realizó una revisión de los datos históricos de la producción de lodos deshidratados de la empresa cervecera, con el fin de escoger la base de diseño adecuada a la escala piloto del proyecto.

2.1.6. Localización del proyecto

Una correcta localización de planta es tan importante para su buen éxito como la selección de un buen proceso, por tanto, se consideraron factores económicos, sociales, tecnológicos y ambientales que logren un equilibrio importante en la rentabilidad del proyecto y la posibilidad de una futura expansión. Entre estos factores, destacan:

1. Ubicación, con respecto al área de comercialización
2. Disponibilidad y suministro de materia prima
3. Medios de transporte
4. Disponibilidad de mano de obra
5. Disponibilidad de servicios públicos agua, combustible, energía
6. Consideraciones de la comunidad local
7. Clima

2.1.7. Seguridad industrial

En cuanto a las medidas básicas de seguridad y protección que deben incluirse en todos los diseños de procesos químicos, se tomó en cuenta los siguientes aspectos: (Sinnott & Towler, 2003)

1. Diseño estructural correcto de recipientes, tuberías, trabajos de acero.
2. Dispositivos de alivio de presión.

3. Materiales resistentes a la corrosión y / o cantidades adecuadas de corrosión.
4. Ubicación segura de equipos eléctricos auxiliares, transformadores, equipo de conmutación.
5. Instrumentación a prueba de fallas.
6. Protección de equipos disparados (calentadores, hornos) contra explosiones accidentales e incendios.

2.2. Ingeniería Básica

Corresponde al estudio de las dimensiones del reactor y sus equipos auxiliares, análisis de costos de inversión y un estudio de factibilidad económica. (González, 2017)

2.2.1. Cinética de Reacción

La bibliografía cinética para procesos de pirólisis de lodos sugiere varios modelos de reacción para la formación de productos pirolíticos, los cuales van desde reacciones paralelas hasta reacciones en serie o consecutivas (Tabla 1.5). Sin embargo, cabe destacar que no todos los modelos cinéticos de lodos proporcionan los mismos parámetros cinéticos, ya que éstos dependen del origen del lodo residual y con ello su composición, además del tipo de reactor donde fue efectuado el análisis.

Asumiendo que el reactor de tornillo seleccionado en el apartado 2.1.3 se asemeja idealmente a un reactor de forma tubular, se ha considerado pertinente trabajar con la cinética propuesta por (Ahuja & Singh, 1996). El modelo cinético de estos autores consiste en una reacción paralela con dos constantes cinéticas para la formación de biocarbón, gases y volátiles, a partir de una fracción de lodos cuyo análisis termogravimétrico se efectúa en un reactor pirolítico tubular con una atmósfera de nitrógeno.

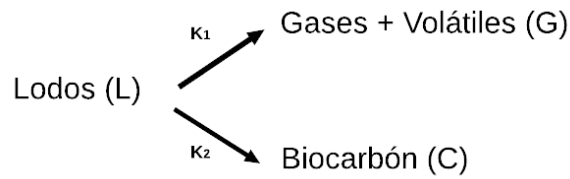


Figura 2.3 Reacción paralela de pirólisis de lodos. (Ahuja & Singh, 1996).

El esquema de reacción global supone dos reacciones que siguen la ley de Arrhenius, entorno a un modelo cinético sencillo que puede predecir el rendimiento final del biocarbón en diferentes condiciones de calentamiento. Las velocidades de reacción para cada componente se describen mediante las siguientes ecuaciones:

$$\frac{dL}{dt} = -k_1 L^{n_1} - k_2 L^{n_2} \quad (2.1)$$

$$\frac{dC}{dt} = k_2 L^{n_2} \quad (2.2)$$

$$\frac{dG}{dt} = k_1 L^{n_1} \quad (2.3)$$

Con:

$$k_i = A_i e^{\left(\frac{-E_i}{RT}\right)}, \quad \text{con } i = 1, 2 \quad (2.4)$$

Donde:

L, Fracción en peso de lodos

C, Fracción en peso de biocarbón

G, Fracción en peso de gases y volátiles

k_i , Constante cinética de reacción del componente i (g^{1-n}/s)

n_i , Orden de reacción del componente i

E, Energía de activación (J/mol)

R, Constante universal de los gases $R = 8,314 \frac{J}{mol \cdot K}$

T, Temperatura (K)

A_i , Factor Pre-exponencial (g^{1-n}/s)

La conversión de lodos es expresada como:

$$\text{Conversión}_{\text{lodos}} = \frac{L_0 - L_i}{L_0} \quad (2.5)$$

Donde, L_0 es la masa inicial de lodos antes de pirólisis; y L_i , la masa a un tiempo determinado.

En cuanto a la temperatura, ésta se establece como una función lineal del tiempo, mediante la siguiente ecuación:

$$T = \varnothing t + T_0 \quad (2.6)$$

Donde:

T_0 , Temperatura inicial de calentamiento, (K)

\varnothing , Velocidad de calentamiento, (K/min)

t, Tiempo, (s)

Los parámetros cinéticos de pirólisis mostrados en la tabla 2.6, fueron estimados por Ahuja & Singh mediante el algoritmo de Marquardt para ecuaciones no lineales. Aquellos parámetros corresponden a una velocidad de calentamiento de 20K/min y a una temperatura inicial de calentamiento de 413K.

Tabla 2.6 Parámetros cinéticos de pirólisis de lodos. (Ahuja & Singh, 1996)

N° Reacción	A_i (g^{1-n}/s)	E_i (J/mol)	n	T_0 (K)
1	1096,63	71700	2,7	413
2	60,34	57800	2,7	413

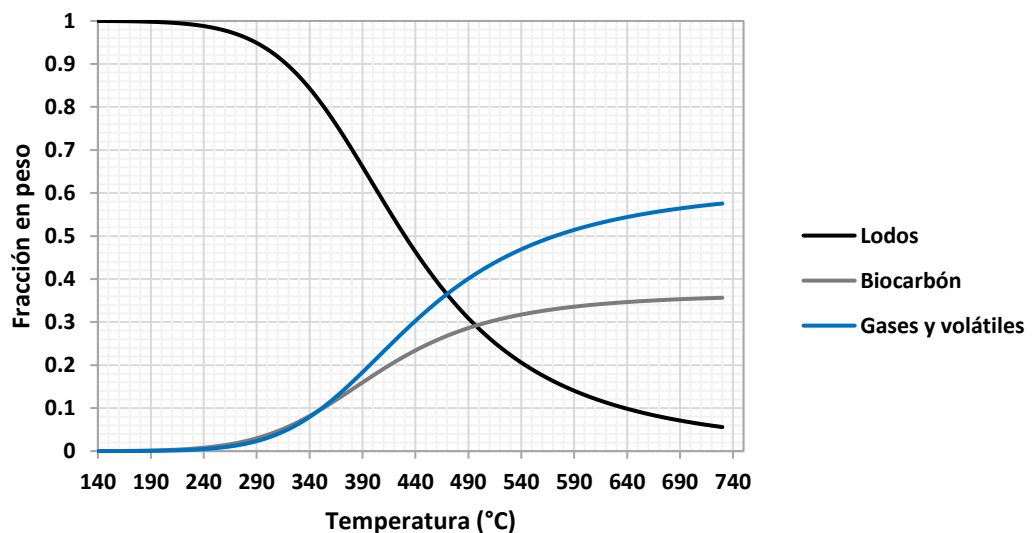
Estos parámetros cinéticos bibliográficos son el punto de partida para establecer las condiciones de operación del proceso de pirólisis en base a un máximo rendimiento de biocarbón.

2.2.2. Criterios de diseño para el Reactor pirolítico

Para definir los criterios de diseño del reactor, se tomó en cuenta los siguientes puntos: (1) condiciones de operación y (2) dimensionamiento del reactor.

2.2.2.1. Condiciones de operación

El modelo cinético de Abuja & Singh para el proceso de pirólisis, establece las condiciones de operación para un máximo rendimiento de biocarbón. Estas condiciones fueron obtenidas experimentalmente producto del análisis termogravimétrico realizado a las muestras de lodos, no obstante, conociendo los parámetros cinéticos y las ecuaciones que relacionan la velocidad de reacción con dichos parámetros, se procedió a realizar de forma analítica la curva termogravimétrica (Gráfica 2.2) mediante el método numérico de Runge Kutta de 4to orden, esto con el fin de observar los rangos de temperatura y tiempo a los cuales se dan los máximos rendimientos de biocarbón y gases pirolíticos. (Apéndice H).

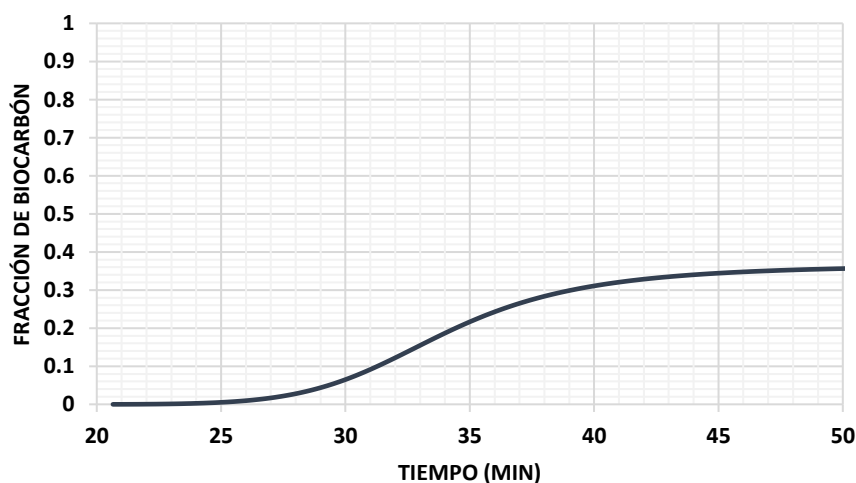


Gráfica 2.2 Curva termogravimétrica de formación de productos pirolíticos.

Del gráfico 2.2, se puntualiza varios aspectos importantes a considerar para las condiciones de operación:

1. El biocarbón y gases pirolíticos empiezan a formarse alrededor de los 260°C.
2. La fracción de biocarbón mantiene un comportamiento constante cerca de los 620°C hasta 730°C, con un rendimiento aproximado de 34%.
3. Los lodos a altas temperaturas favorecen la formación de gases y volátiles. Según la gráfica 2.2., estos productos alcanzan un rendimiento de 57% a 730°C.

Conociendo que la temperatura depende linealmente del tiempo según la ecuación 2.6, reportada en la bibliografía de Ahuja & Singh, se evaluó los rangos de temperatura de la gráfica 2.2, con el fin de conocer cómo varía la formación biocarbón con respecto al tiempo. La gráfica 2.3 muestra este comportamiento, donde se verifica que el máximo rendimiento de biocarbón ocurre en periodos de tiempo entre 40 y 50 minutos.



Gráfica 2.3 Formación de biocarbón en función del tiempo de residencia a una velocidad de calentamiento de 20 K/min.

2.2.2.2. Dimensionamiento

Dada la selección del tipo de reactor de pirólisis, se procedió a realizar un algoritmo con las ecuaciones de diseño que permiten dimensionar este equipo.

Ulrich en 1992 dio un repaso comprensivo de las consideraciones de dimensiones de reactores de tornillo en función de un tiempo de residencia dado, el mismo que se fundamenta en (1) la capacidad de transporte, (2) el área de relleno del canalón, (3) velocidad de desplazamiento del transportador, (4) determinación de la longitud del reactor, (5) determinación del volumen del reactor y (6) velocidad del giro considerando el paso de hélice. La velocidad de desplazamiento depende del coeficiente de disminución del flujo debido a la inclinación del reactor de tornillo y puede seleccionarse de la tabla 2.7.

Tabla 2.7 Coeficiente de disminución del flujo debido a la inclinación del reactor de tornillo. (Rodríguez, 2017)

Inclinación del canalón	0°	5°	10°	15°	20°
i	1	0,9	0,8	0,7	0,6

A continuación, se detalla la metodología utilizada para el cálculo de las dimensiones y especificaciones del reactor de tornillo sin fin, utilizando las expresiones de la tabla K.1 del apéndice K:

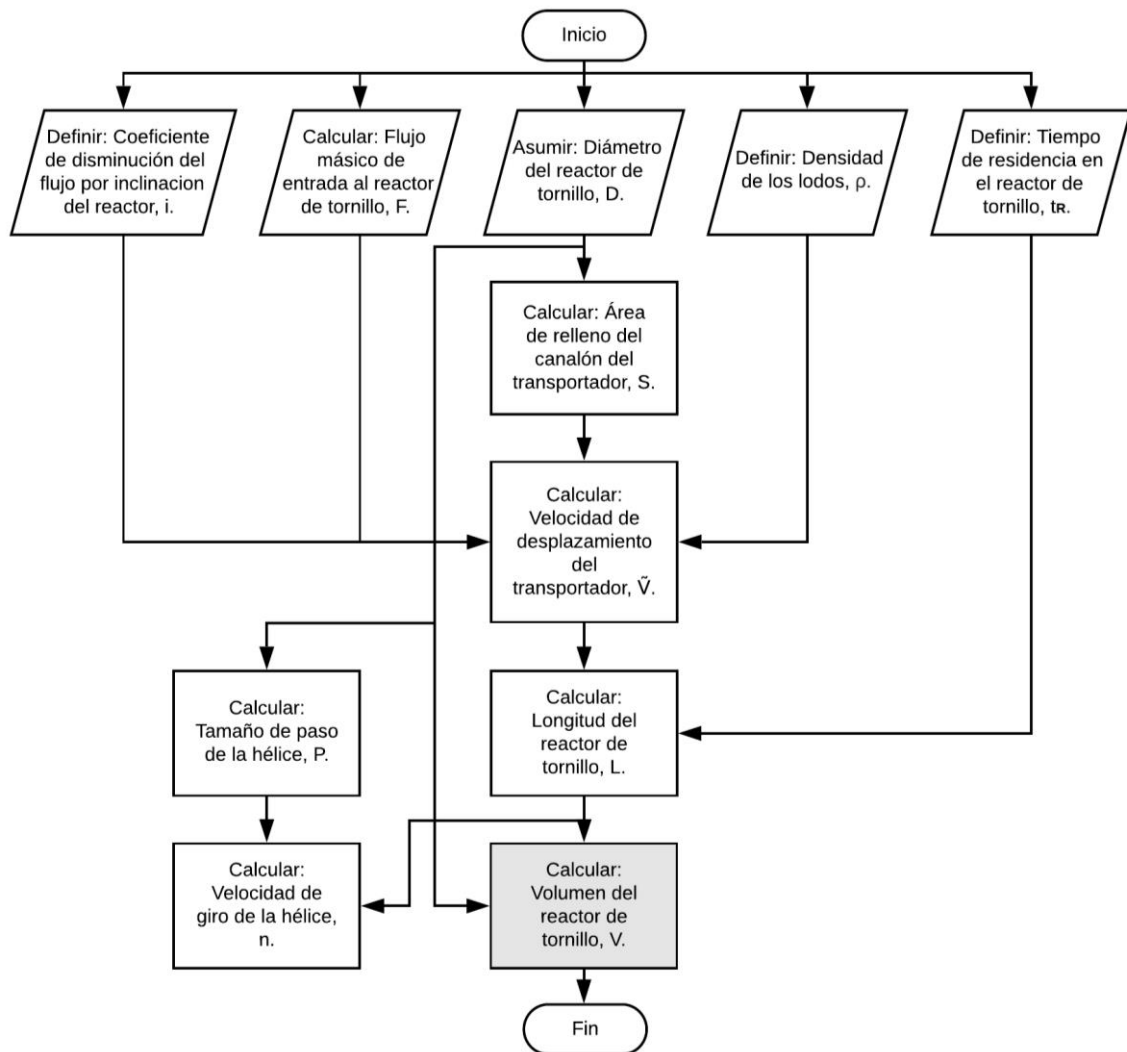


Figura 2.3 Metodología empleada para el dimensionamiento del reactor de tornillo sin fin

De acuerdo con la tabla 2.7, $i=8$ debido a que el tornillo estará inclinado 10° , y el paso de la hélice será pequeño, normalmente la mitad del diámetro del reactor de tornillo, según lo recomendado para tiempos de residencia prolongados. (Rodríguez, 2017)

Además, es importante considerar la cantidad de diésel que la cámara de combustión necesitará consumir, junto a una cantidad equivalente de aire, para transferir suficiente calor al reactor por medio de los gases de combustión que se desplazarán en la carcasa de este.

En la figura 2.4 se detalla la metodología utilizada para determinar la cantidad de calor necesaria en el reactor para que ocurra el proceso de pirólisis, utilizando las ecuaciones de la tabla K.2 del apéndice K.

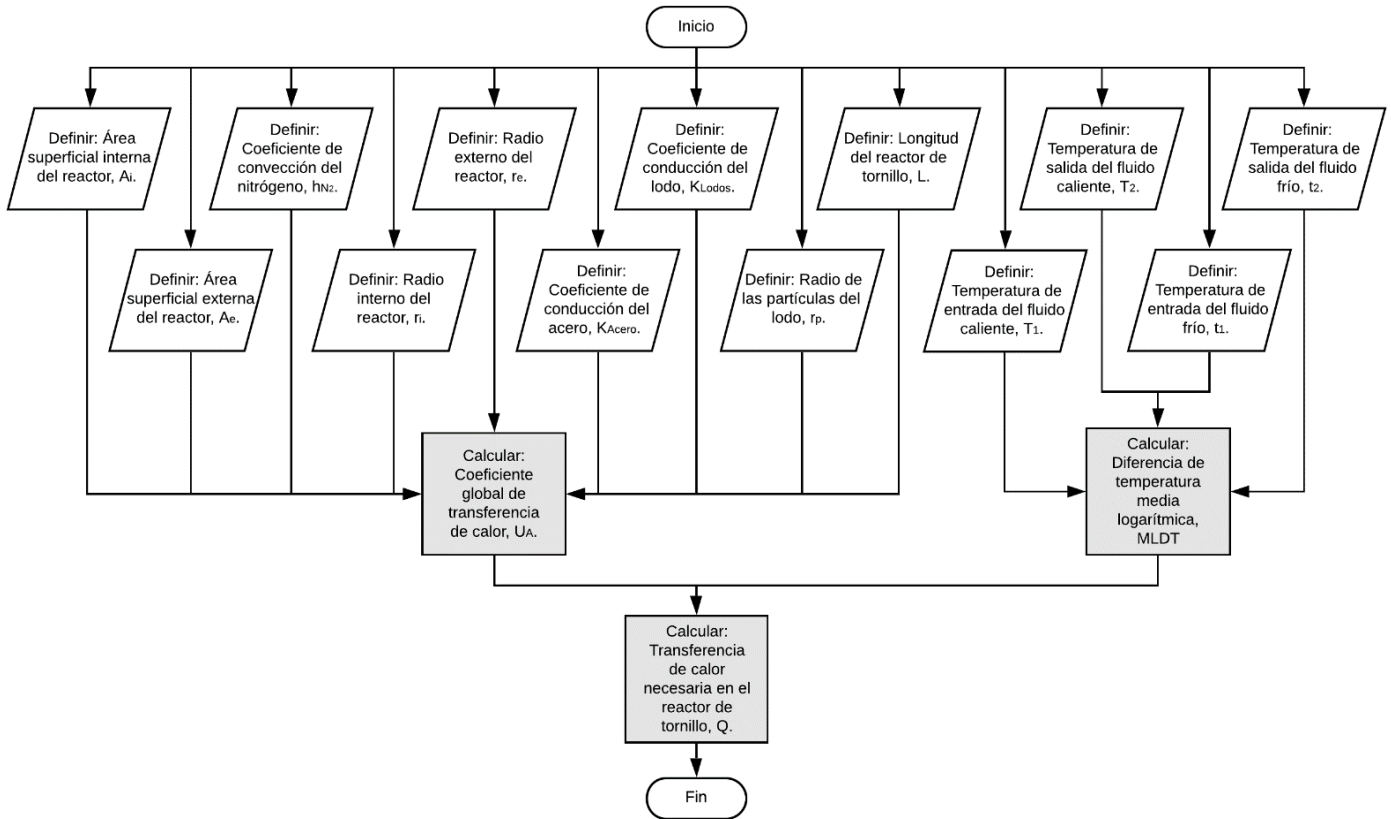


Figura 2.4 Metodología empleada para el cálculo del calor necesario en el reactor de tornillo sin fin

2.2.3. Unidades auxiliares principales de la planta de pirólisis

Como parte del proceso de pirólisis seleccionado, se tomó en cuenta unidades auxiliares de separación como ciclones, unidades generadoras de energía como la cámara de combustión y una unidad de activación de biocarbón para la producción de carbón activado.

2.2.3.1. Ciclones

Considerando que los productos generados en la pirólisis son biocarbón y gas pirolítico, fue necesario incorporar un ciclón que separe las partículas sólidas del biocarbón que pudieron ser arrastradas por la corriente de gases, esto con la finalidad de recuperar

una fracción de biocarbón y obtener un gas más limpio previo a su ingreso a la cámara de combustión.

Por otra parte, conociendo que los gases de salida de la cámara de combustión pueden arrastrar escoria, se consideró incorporar un segundo ciclón que permita separar este residuo de los gases de combustión y así obtener un gas con menos contenido de impurezas.

En términos de diseño, los parámetros considerados para este equipo fueron: caudal de entrada del gases y velocidad de entrada del gas. Para su dimensionamiento se recurrió a un algoritmo de cálculo de Excel provisto por un catálogo fabricante de ciclones (Powder Process, 2019).

2.2.3.2. Cámara de combustión

Dado que el proceso de pirólisis genera una cantidad notable de volátiles y gases pirolíticos, se consideró incorporar una cámara de combustión que aproveche el aporte energético que brindan estos productos.

Este equipo se encarga de suministrar la cantidad de energía necesaria para que ocurra el proceso de pirólisis en el reactor de tornillo. Para determinar los parámetros óptimos de operación se efectuaron balances de materia y energía, en función de la cantidad de energía necesaria en el proceso pirolítico.

2.2.3.3. Unidad de activación de biocarbón

La activación física y la activación química son los principales métodos aplicados en el proceso de activación de carbón. La activación física consiste en la oxidación parcial de un precursor carbonoso o material intermedio mediante la penetración de un agente oxidante (Vapor o dióxido de carbono) en la estructura interna del carbón que resulta en

la apertura y ampliación de poros inaccesibles. (Dalai & Azargohar, 2007)

La activación química utiliza agentes de activación como $ZnCl_2$, KOH y H_3PO_4 para incrementar la porosidad de materiales carbonosos. A nivel industrial este tipo de activación exige un esfuerzo considerable en el tratamiento de los efluentes de escape y lavado para minimizar su impacto ambiental, lo que a su vez aumenta los costos de este proceso. (Hagemann et al., 2018)

Para efecto del presente proyecto, se tendrá en cuenta una activación de tipo física, ya que, es la más utilizada en tratamientos de biocarbón de pirólisis, además que conlleva menos impactos ambientales en comparación a la activación química. Por otro lado, la unidad de activación de biocarbón es tomada como un sistema cerrado que no será visto en detalle, puesto que, el alcance del proyecto se limita al proceso pirólisis, más no al de activación.

2.2.4. Análisis de costos

2.2.4.1. Costos fijos y variables

La viabilidad económica es el factor clave en el desarrollo de los procesos comerciales de pirólisis, por tanto, es importante analizar los costos que pueden influir en el flujo de caja del proyecto. Para plantas de producción en general y de pirólisis, los costos se clasifican en dos categorías principales: costos fijos y variables.

Los costos fijos se especificaron de acuerdo al sueldo del personal de operación de planta, considerando los beneficios de ley que poseen los trabajadores. En tanto, los costos variables se establecieron conforme a los insumos necesarios para la producción de la planta, entre los que constan insumos de nitrógeno para el reactor, combustible para la cámara de combustión y suministro de electricidad;

dado que los lodos deshidratados no representan costo alguno de compra, no se consideraron costos por materia prima.

2.2.4.2. Costos de inversión

Los costos de inversión fueron establecidos en base a los costos de equipos, en los que se incluye la unidad de activación de biocarbón y costos de instalación. Adicionalmente, se consideraron costos de obras físicas, por concepto de construcción civil, materiales, mano de obra y redes eléctricas.

Para los costos de equipos se tomó de referencia fuentes de consulta de proveedores locales e internacionales. En el caso de equipos de otro país de origen, se adicionó un porcentaje de 15%, correspondiente a internación de equipos.

Con respecto al costo de instalación, se consideró el método de Lang (Perry, 2001), el cual propone multiplicar el costo de equipos por un factor de instalación para instrumentación, tuberías, sistema eléctrico y edificaciones (Tabla 2.8). Dado que el presente proyecto se basa en la obtención de carbón activado, se determinó este costo para una planta procesadora de sólidos.

Tabla 2.8 Factores de instalación de equipos. (Perry, 2001)

Actividad	Tipo de planta procesadora		
	Para sólidos	Para líquidos/sólidos	Para líquidos
Instalación del equipo	0,45	0,39	0,47
Instrumentación y control (instalados)	0,18	0,26	0,36
Tuberías (instaladas)	0,16	0,31	0,68
Sistema eléctrico (instalado)	0,10	0,10	0,11
Edificios	0,25	0,29	0,18

2.2.4.3. Flujo de Caja

En cuanto al desarrollo del flujo de caja del proyecto, se estableció un periodo de estudio de 10 años y una depreciación de equipos adquiridos en el mismo tiempo. En el caso del bio-carbón y su aplicación como carbón activado, los precios fueron obtenidos mediante la demanda de importaciones de los últimos cinco años, la cual equivale a \$ 2570 cada tonelada de carbón activado.

La rentabilidad del proyecto, se evaluó mediante los indicadores económicos como VAN, TIR y PRI, manejando los siguientes criterios: VAN mayor a 0, TIR mayor a la tasa de descuento y PRI lo más corto posible respecto al horizonte del proyecto (10 años).

CAPÍTULO 3

3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

3.1. Resultados de Ingeniería Conceptual

3.1.1. Caracterización de lodos de aguas residuales

La tabla 3.1 presenta las características de los lodos deshidratados que ingresan al proceso de pirólisis.

Tabla 3.1 Caracterización de lodos deshidratados provenientes de la PTAR de una empresa cervecera. (GQM, 2019)

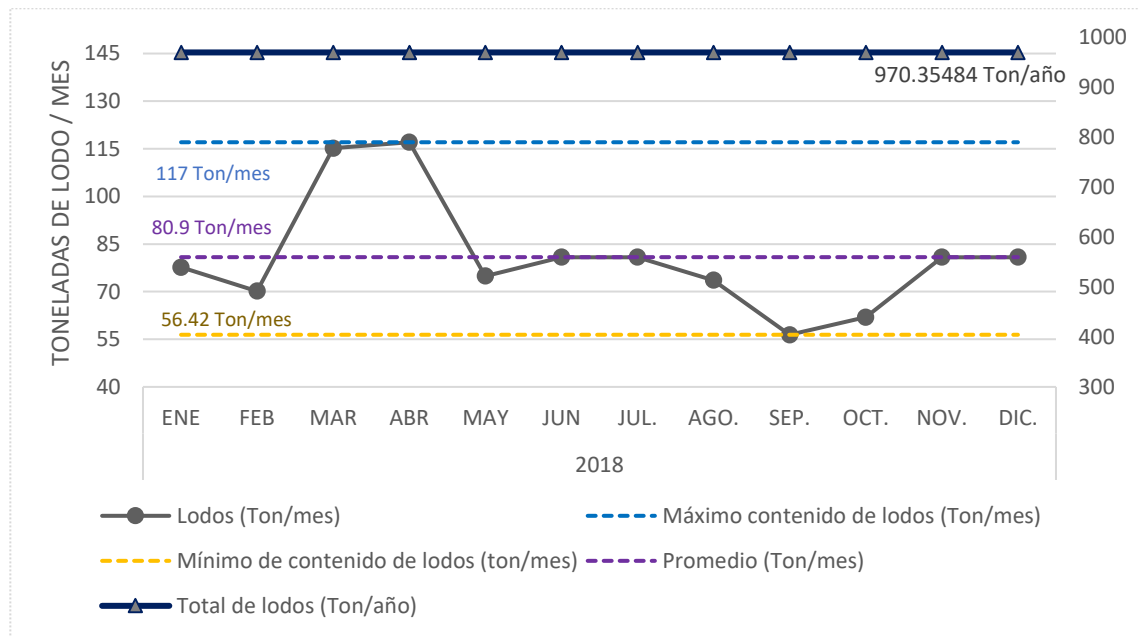
Parámetro	Valor
Carbono	35,530%
Hidrógeno	4,970%
Oxígeno	59,030%
Nitrógeno	0,470%
Azufre	0,002%
Materia orgánica	42,22%
Humedad	82%
Calor específico	1,58 kJ/kg-°C
Densidad de lodo seco	575,74 kg/m ³
Arsénico	<0,075 mg/kg

3.1.2. Producción de lodos de la PTAR

La revisión de los datos de la producción de lodos deshidratados del año 2018 se establece en la gráfica 3.1. Estos valores son tomados del registro de control que lleva la empresa cuando entrega los lodos al servicio de recolección de la ciudad.

El promedio de lodos deshidratados por mes es de 81 toneladas, con una producción mínima de 56 ton/mes y máxima de 117 ton/mes. De forma anual, la empresa cervecera genera un contenido de 970 toneladas de lodo. Un parámetro importante para considerar es que la producción de lodo depende de una etapa de deshidratación previa que se realiza de acuerdo con las necesidades de la empresa, habiendo días en que no se efectúa

este proceso y días en los que sí, por tanto, los lodos suelen acumularse dando como resultado fluctuaciones entre los meses de registro. Adicionalmente, para la base de diseño hay que tener en cuenta que las toneladas de lodo deshidratado que se generan por mes se establecen en base a los días de trabajo laboral, más no a una producción continua de 30 días.



Gráfica 3.1 Toneladas de lodo deshidratado de empresa en estudio vs Tiempo (2018)

3.1.3. Tamaño de la planta piloto

Siguiendo los criterios de planta piloto y según lo acordado por la empresa en estudio, se tomó como base de diseño 4 ton/día de lodo, que representan el contenido promedio de lodos por mes de la gráfica 3.1. En cuanto a la producción anual, esto correspondería a 960 ton/año de lodos deshidratados que serán procesados mediante pirólisis para obtener como producto carbón activado. Los días de operación a considerar son de 320 días por año.

3.1.4. Localización

La localización de la planta se realizó en base a los criterios mencionados en la sección de 2.1.6. La planta piloto de pirólisis estará ubicada en las

instalaciones de la empresa en estudio, precisamente cerca de la planta de tratamiento de aguas donde se generan los lodos (Ver detalles en Apéndice B).

3.1.5. Distribución de equipos de la planta piloto

Se realizó la distribución de equipos con respecto a un orden secuencial para ahorrar el traslado de la materia prima y productos. De forma tal, los lodos deshidratados de la bodega son incorporados inicialmente al proceso de pirólisis mediante el secador S-101, finalizando el proceso en la unidad de activación de biocarbón U-101.

La sección sombreada de color amarillo de la figura 3.1, corresponde al área que será utilizada para el proceso pirolítico, la cual incluye la distribución de equipos y una bodega para el almacenamiento de carbón activado. El área para ocupar es de 430 m², comprendiendo la bodega del producto.

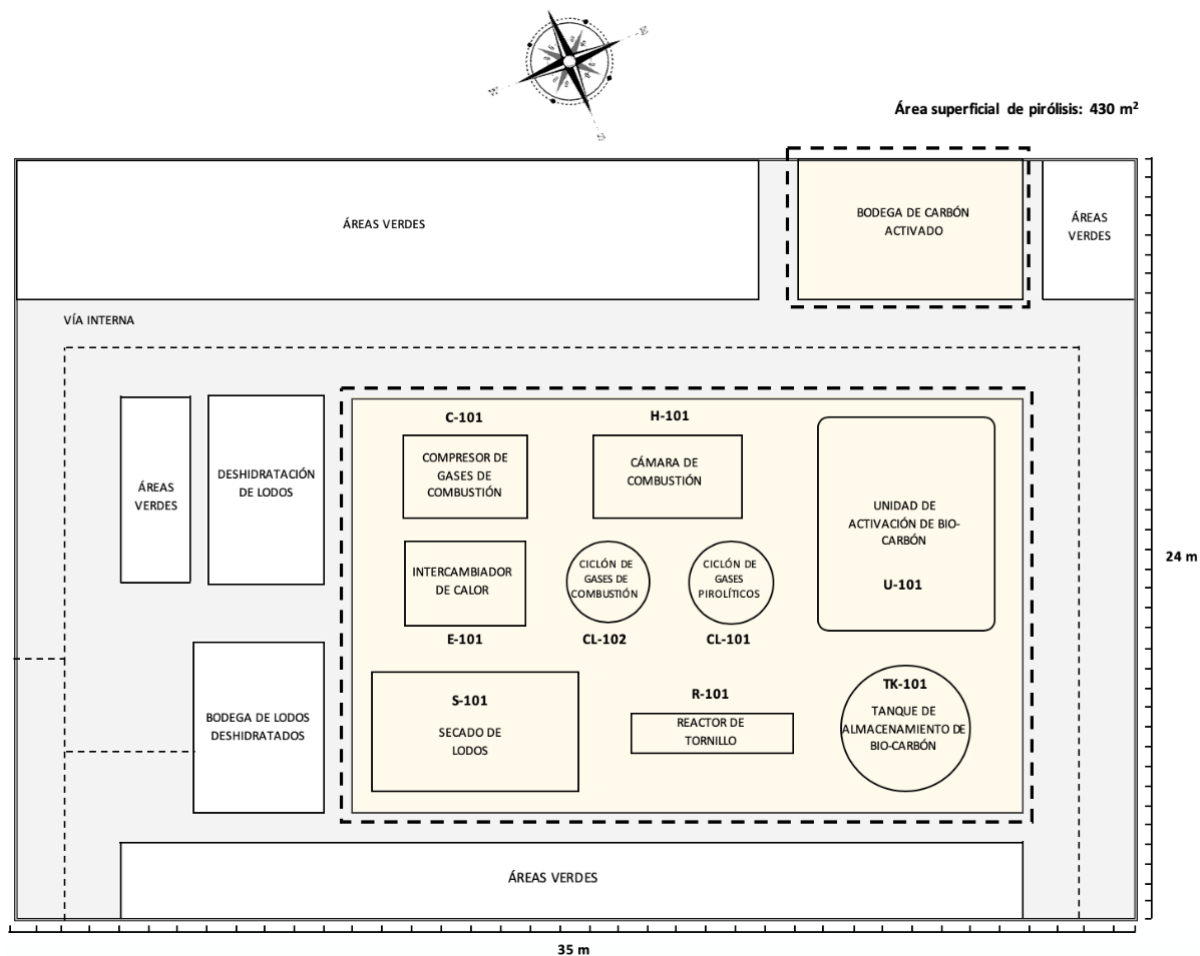


Figura 3.1 Distribución de equipos en la empresa de estudio.

3.2. Resultados de Ingeniería Básica

3.2.1. Condiciones de operación del reactor.

Referente a las gráficas de la sección 2.2.2.1, se consideró apropiado trabajar con una temperatura de operación de 640°C y un tiempo de residencia de 45,65 minutos, pues, a estas condiciones de operación se evidencia un rendimiento constante de bio-carbón correspondiente a 34,65%. Adicional, dichas condiciones guardan relación con las temperaturas y tiempos de residencia típicos de pirólisis lenta, mostrados en el apéndice J.

No obstante, cabe recalcar que estos datos son bibliográficos y podrían ser ajustados como parte del desarrollo de la planta piloto de pirólisis. Los parámetros de operación del reactor de tornillo se muestran en la tabla 3.2.

Tabla 3.2 Parámetros de operación del reactor de tornillo.

Parámetros de operación	Valores
Temperatura	640 °C
Tiempo de residencia	45,65 min
Flujo másico de nitrógeno	0,0005 kg/min
Flujo másico de lodos secos	0,06 t/hora
Requerimiento energético	78,91 kW
Flujo másico de diésel requerido	0,0367 kg/min

3.2.2. Descripción del Proceso

Los lodos deshidratados con aproximadamente 18% de contenido de materia seca (MS) ingresan al secador S-101 donde permanecerán un tiempo de 2 horas, hasta alcanzar un contenido de 65% MS. Posteriormente los lodos secos son enviados al reactor de pirólisis R-101, en donde ingresa una corriente de nitrógeno como medio inerte en la reacción.

La reacción de conversión de los lodos ocurre dentro del reactor de tornillo a presión atmosférica, temperatura de 640°C y un tiempo de residencia de 45 minutos. Los productos formados son gas pirolítico, volátiles y biocarbón. Los gases pirolíticos y volátiles son enviados al ciclón CL-101 para recuperar la fracción sólida de biocarbón que pudo ser arrastrado por el gas; consecuentemente, esta fracción de biocarbón del ciclón se mezcla con el biocarbón que sale del reactor R-101 y se deposita temporalmente en el tanque de almacenamiento TK-101. El biocarbón almacenado es enviado a la unidad de activación UA-101, donde se obtiene como producto carbón activado.

El gas pirolítico que sale del ciclón CL-101 es alimentado a la cámara de combustión H-101, la misma que trabaja a 1100 °C con aire precalentado y diésel para obtener gases combustibles a altas temperaturas. Este gas resultante es limpiado en el ciclón CL-102 y la escoria obtenida, producto

de la combustión, es retirada del proceso. Continuamente los gases combustibles pasan por el compresor C-101 y son incorporados a la chaqueta del reactor como medio de calentamiento de los lodos. El calor residual de estos gases es aprovechado para calentar el aire que ingresa a la cámara de combustión, a través del intercambiador E-101, para luego ser removido a bajas temperaturas. El esquema del proceso previamente descrito se encuentra en la figura 3.2.

3.2.3. Diagrama de flujo del Proceso

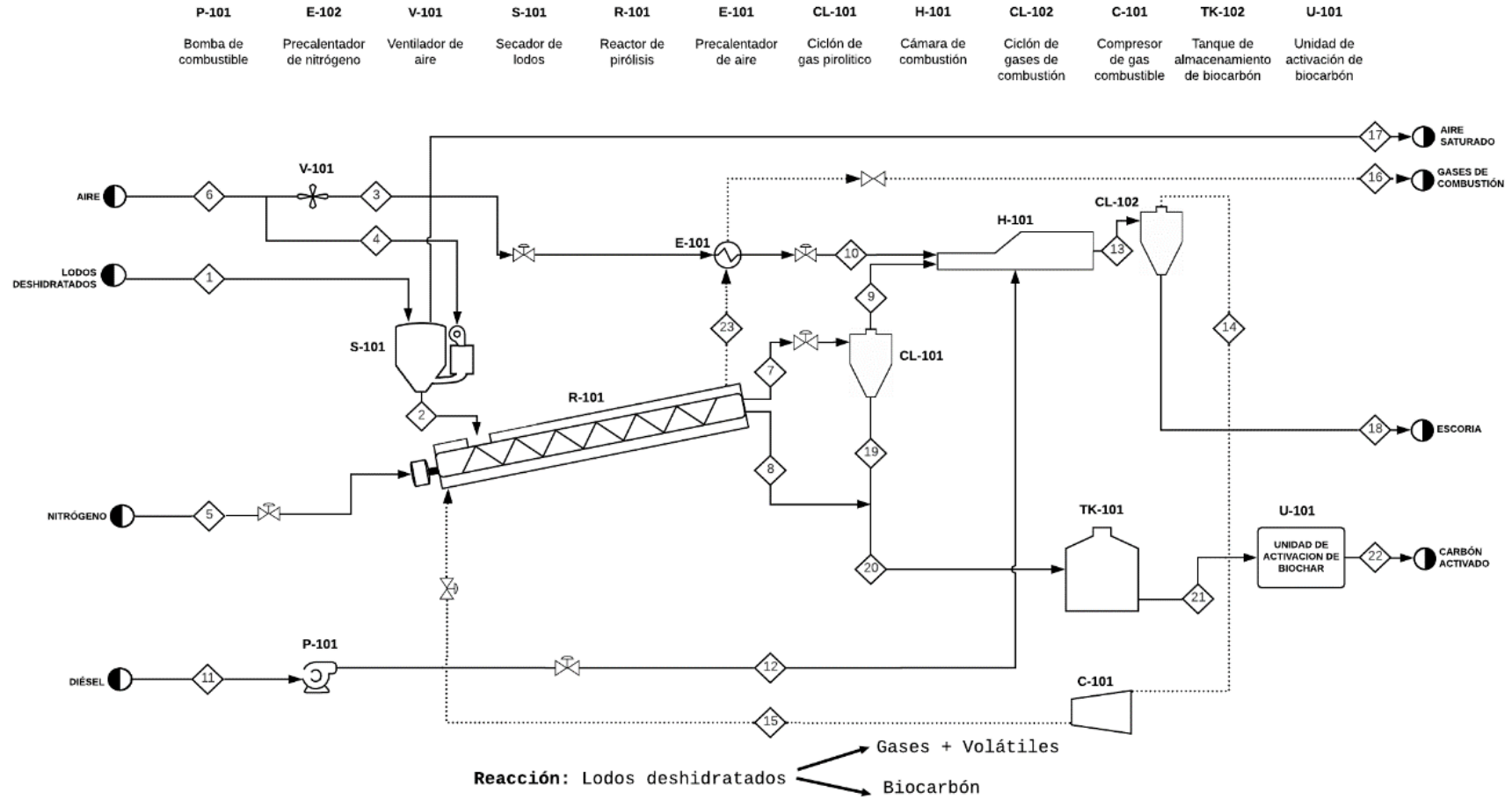


Figura 3.2 Diagrama de flujo del Proceso de pirólisis

3.2.4. Sistemas de control de Presión y Temperatura

En base a los criterios de seguridad industrial de la sección 2.1.7. y conociendo que la pirólisis es un proceso que trabaja a altas temperaturas, se consideró importante incorporar equipos de control de presión y temperatura. La figura 3.3. representa un esquema de este sistema.

El control de presión añadido al reactor R-101, capta la presión del reactor mediante un transmisor y transfiere la señal al controlador. En caso de que la presión exceda la presión de operación del reactor, los gases de pirólisis son liberados a través de una válvula de venteo, incorporándolos en la corriente 7 que ingresa al ciclón.

En cuanto a los controladores de temperatura, se colocó un lazo de control entre el reactor R-101 y la corriente 15 de gases de combustión. En caso de existir una caída de temperatura en el reactor, el flujo de gases de combustión aumenta, compensando la reducción de temperatura. De igual manera, si la temperatura del reactor sobrepasa la temperatura de operación, el flujo de gases de combustión disminuye con el fin de contrarrestar este efecto.

Finalmente, se consideró pertinente colocar otro controlador de temperatura en la corriente 15 de gases de combustión que calientan el reactor. Si la temperatura de estos gases es inferior a la deseada, se abre la válvula de suministro de diésel (Corriente 12) a la cámara de combustión, generando una mayor cantidad de energía calorífica, para de esta forma elevar la temperatura de los gases de combustión, requeridos para calentar el reactor.

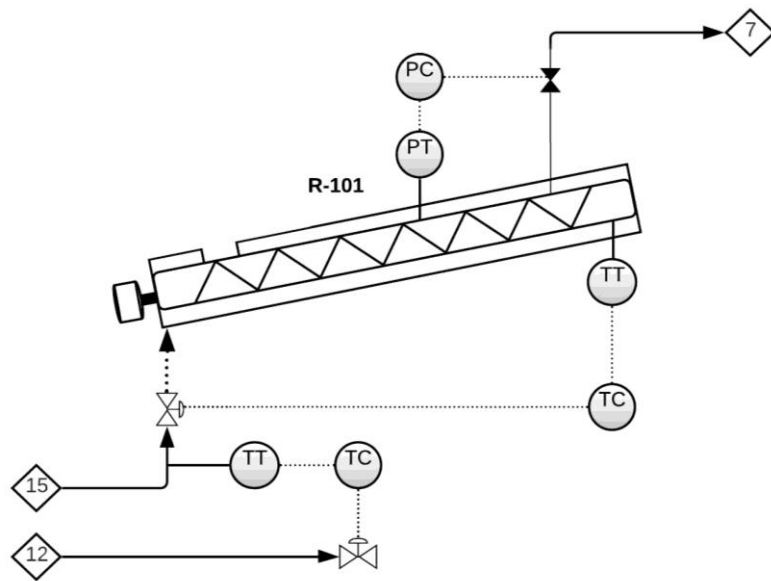


Figura 3.3 Sistemas de control para reactor de pirólisis.

3.2.5. Balance de materia

La base de diseño considerada para el balance de materia fue de 4 toneladas por día de lodo deshidratado, equivalente a 166,67 kg/h. La tabla 3.3 muestra los resultados de las corrientes principales de entrada y salida del reactor, la tabla 3.4 presenta las corrientes de entrada y de salida del proceso, es decir el balance general de materia.

Tabla 3.3 Flujos máxicos de entrada y salida del reactor de tornillo.

Compuesto	Flujo de Entrada al reactor [kg/min]	Flujo de salida del reactor [kg/min]
Lodos deshidratados	1,0000	0,0985
Bio-carbón	-	0,3465
Nitrógeno	0,0005	0,0167
Dióxido de carbono	-	0,1463
Monóxido de carbono	-	0,0287
Hidrógeno gaseoso	-	0,0026
Metano	-	0,0194
Etano	-	0,0171
Propano	-	0,0242
Butano	-	0,0102
Sulfuro de hidrógeno	-	0,0127
Volátiles	-	0,2775

Tabla 3.4 . Flujos másicos de entrada y salida del proceso general de producción de carbón activado.

Compuesto	Flujos de Entrada del proceso [kg/min]	Flujos de salida del proceso [kg/min]
Lodos	5,5556	-
Aire	65,2264	-
Nitrógeno	0,0005	-
Diésel	0,0367	-
Gases de combustión	-	5,0822
Escoria	-	0,0003
Aire saturado	-	65,3556
Carbón activado	-	0,2772

La conversión de biocarbón a carbón activado fue tomado como un 80% en base al estudio presentado por Colima, Gutiérrez y Rojas (2016) donde indican que obtuvieron una conversión de activación entre 70,18% y 88,44%.

3.2.6. Requerimientos energéticos

Como parte del cálculo del requerimiento energético realizado a cada equipo, se obtuvieron los siguientes resultados (Ver detalles en Apéndice L), presentados en la tabla 3.5. Estos requerimientos son importantes para la estimación de costos variables.

Tabla 3.5 Requerimiento energético por equipo.

Equipo	Código	Potencia
Secadores	S-101	48,00 kW
Compresor	C-101	28,69 kW
Blower	V-101	1,50 kW
Bomba de diésel	P-101	0,25 kW
Motor de hélice	R-101	0,03 kW

3.2.7. Suministros

Debido al requerimiento energético del reactor de pirólisis, se determinó el aporte energético de la combustión de los gases pirolíticos y volátiles obtenidos en el proceso de pirólisis, y mediante diferencias se determinó el aporte energético que debe generar la combustión de diésel, considerando pérdidas de calor en la cámara de combustión y en el reactor. En la tabla 3.6 se muestran los aportes energéticos de cada corriente que poseía compuestos combustibles, así como la cantidad de aire equivalente para que se desarrolle la combustión. (Ver detalles en Apéndice C y en la sección G.9)

Tabla 3.6 Aportes energéticos por combustión de gases pirolíticos, volátiles y diésel.

Compuestos	Aire necesario para combustión [mol/min] (12% en exceso)	Generación energética [kW]	Aprovechamiento energético luego de pérdidas [kW]
Gases pirolíticos	48,578	69,236	52,946
Volátiles	94,604	9,800	7,589
Diésel	10,258	26,380	18,377
Sumatoria	153,440	102,767	78,912

Ya que existe un requerimiento energético que debe suplir la combustión de diésel, se calculó el flujo de diésel y se obtuvo que se necesitan 0,0367 kg diésel/min, lo que equivale a \$ 8,522/día.

3.2.8. Dimensionamiento

Los resultados del dimensionamiento son mostrados en hojas de especificación técnica, de acuerdo con los lineamientos del libro Rules of Thumb for Chemical Engineers, de Branam Carl.

3.2.8.1. Reactor de tornillo R-101

Las dimensiones del reactor de tornillo se especifican mediante la hoja técnica de la tabla 3.7. El diagrama del reactor fue realizado a escala en el programa de SolidWorks. (Apéndice M)

Tabla 3.7 Hoja de especificaciones del reactor R-101

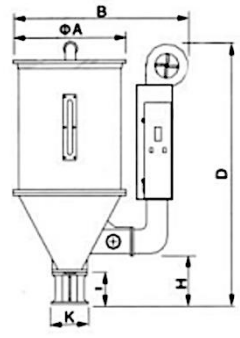
Planta:	Planta piloto de pirólisis para producción de carbón activado			
Equipo:	Reactor R-101	N° Unidades	1	
Tipo:	Reactor de tornillo			
Diseño geométrico del reactor				
Variables de diseño	Unidad de medida			Valor
Volumen	m ³			0,099
Longitud	m			1,867
Diámetro	m			0,260
Geometría del tornillo sin fin				
Característica	Unidad de medida	Valor		
Velocidad de desplazamiento	m/s	0,0007		
Velocidad de giro	RPM	0,31		
Paso de hélice	m	0,130		
Inclinación	°	10		
Carcasa del reactor				
Característica	Unidad de medida	Valor		
Diámetro	m	0,380		
Área superficial externa	m ²	1,525		
Área superficial interna	m ²	1,711		
Espesor de paredes	m	0,01587		
Requerimiento Energético				
Motor de hélice	kW	0,03		
Materiales				
Tornillo	Acero ferrítico			
Carcasa	Acero ferrítico			
Aislante	Lana de vidrio			

3.2.8.2. Secador S-101

Bajo la finalidad de incorporar un diseño de secador que pueda ser complementado con el reactor de tornillo, se consideró un secador tipo tolva de 200 kg de capacidad, consultado en la plataforma comercial de proveedores de Alibaba. Los cálculos correspondientes a balances

de materia y energía son detallados en el Apéndice F. Las dimensiones son mostradas en la siguiente hoja de especificaciones.

Tabla 3.8 Hoja de especificaciones del secador S-101

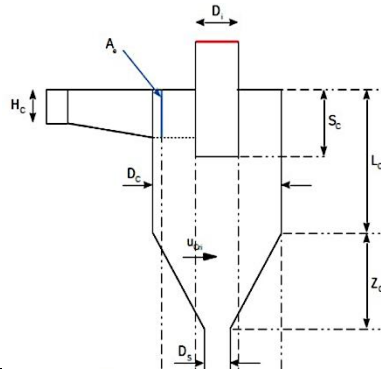
Planta:	Planta piloto de pirólisis para producción de carbón activado		
Equipo:	Secador S-101	N° unidades	4
Tipo:	Secador de lodos deshidratados		
Parámetros de entrada			
Parámetros	Unidad de medida	Valor	
Capacidad	kg	200	
Humedad de lodos	%	82	
Tiempo de secado	h	2	
Geometría del secador			
Característica	Unidad de medida	Valor	
Altura del secador, D	m	1,48	
Altura entre la sección inferior del secador y el conducto del blower, H	m	0,258	
Altura de la sección inferior, I	m	0,158	
Diámetro de la sección inferior, K	m	0,257	
Diámetro del secador, A	m	0,750	
Distancia del secador y el blower, B	m	1,230	
Requerimientos energéticos	kWh	48	
Material	-	Acero inoxidable	

3.2.8.3. Ciclón CL-101

El dimensionamiento del ciclón se realizó en base a los parámetros de entrada proporcionados en los cálculos de balance y mediante el algoritmo de cálculo de Excel provisto por el catálogo fabricante de ciclones (Powder Process, 2019).

Tabla 3.9 Hoja de especificaciones del ciclón CL-101

Planta:	Planta piloto de pirólisis de lodos de una PTAR	
Equipo:	Ciclón CL-101	
Tipo:	Ciclón estándar tipo Lapple	
Parámetros de entrada		
Parámetros	Unidad de medida	Valor
Caudal de gas	m ³ /s	8,29x10 ⁻³
Densidad del gas	Kg/m ³	1,12
Viscosidad del gas	Pa·s	3,20x10 ⁻⁵
Densidad del sólido	Kg/m ³	500
Geometría del ciclón		
Característica	Unidad de medida	Valor
Diámetro del ciclón, D _c	m	0,100
Altura del conducto de entrada, H _c	m	0,050
Altura del conducto de entrada al ciclón, A _o	m	0,025
Altura de la sección de salida de gases, S _c	m	0,060
Diámetro del conducto de salida del gas, D _i	m	0,050
Altura rectangular de la cámara de sedimentación, L _c	m	0,100
Altura de la sección cónica de la cámara de sedimentación, Z _c	m	0,200
Diámetro del conducto de salida del material sólido, D _s	m	0,040
Especificaciones de diseño		
Característica	Unidad de medida	Valor
Caída de Presión	Pa	206
Velocidad de entrada del gas	m/s	9,6
Material	-	Acero inoxidable

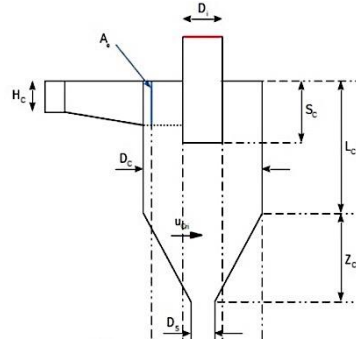


3.2.8.4. Ciclón CL-102

El dimensionamiento de la unidad CL-102, se estableció mediante los mismos lineamientos seguidos para el ciclón CL-101 del apartado anterior. Los resultados se muestran en la hoja de especificaciones correspondiente.

Tabla 3.10 Hoja de especificación del ciclón CL-102

Planta:	Planta piloto de pirólisis de lodos de una PTAR	
Equipo:	Ciclón CL-102	
Tipo:	Ciclón estándar tipo Lapple	
Parámetros de entrada		
Parámetros	Unidad de medida	Valor
Caudal de gas	m ³ /s	7,57x10 ⁻²
Densidad del gas	Kg/m ³	1,2
Viscosidad del gas	Pa·s	3,1x10 ⁻⁵
Densidad del sólido	Kg/m ³	500
Geometría del ciclón		
Característica	Unidad de medida	Valor
Diámetro del ciclón, D _c	m	0,200
Altura del conducto de entrada, H _c	m	0,100
Altura del conducto de entrada al ciclón, A _o	m	0,050
Altura de la sección de salida de gases, S _c	m	0,100
Diámetro del conducto de salida del gas, D _i	m	0,100
Altura rectangular de la cámara de sedimentación, L _c	m	0,350
Altura de la sección cónica de la cámara de sedimentación, Z _c	m	0,400
Diámetro del conducto de salida del material sólido, D _s	m	0,080
Condiciones de diseño		
Característica	Unidad de medida	Valor
Caída de Presión	Pa	1240,5
Velocidad de entrada del gas	m/s	20,9
Material	-	Acero inoxidable



3.2.9 Resultados de Análisis Económico

3.2.9.1 Costos de inversión, fijos y variables

La cotización de equipos se realizó en base a la especificación determinada en el dimensionamiento. Dado que algunas fuentes de consulta como Capcost de Turton y Matches, estaban restringidas por límites en sus especificaciones, se procedió a consultar directamente en fuentes locales e internacionales como Alibaba y Mercado Libre.

Para fuentes de consultas como Turton y Matches se consideró factores de localización a Ecuador, en tanto que, para la plataforma de Alibaba, se tomó en cuenta un 15% de internalización de equipos. La tabla 3.11 muestra los resultados de los costos de equipos en detalle.

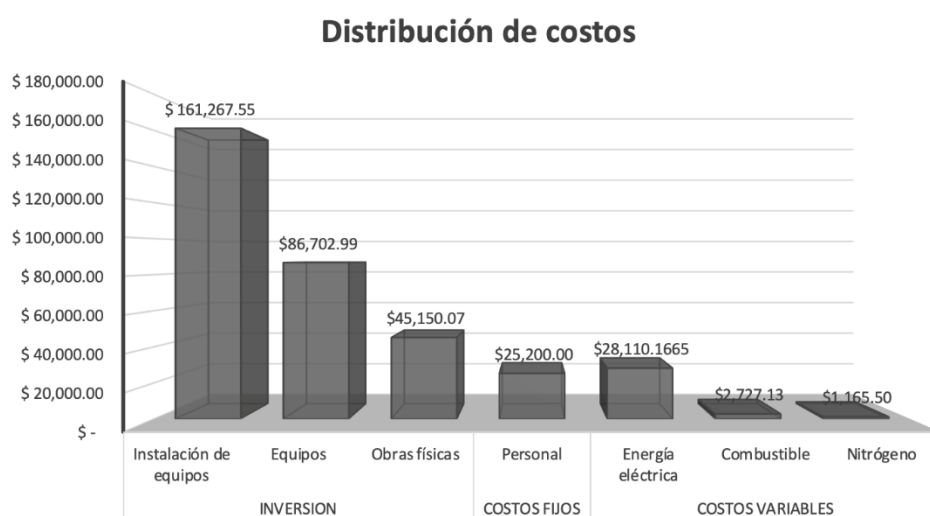
Tabla 3.11 Costos de equipos

Equipo	Código	Unidades	Fuente de consulta	Material	Especificación	COSTO TOTAL
Secador	S-101	4	Alibaba	Acero inoxidable	Capacidad: 200 kg	\$ 9364,29
Reactor de tornillo	R-101	1	Capcost Turton	Acero ferrítico	Área: 0,5 m ²	\$ 6302,09
Pre calentador de aire	E-101	1	Alibaba	Acero inoxidable	1,5 kW	\$ 1171,97
Ciclón	CL-101	1	Matches	Acero inoxidable	Flujo de gas: 0,0083 m ³ /s	\$ 2720,33
Ciclón	CL-102	1	Capcost Turton	Acero inoxidable	Flujo de gas: 0,076 m ³ /s	\$ 6143,41
Cámara de combustión	H-101	1	Matches	Acero inoxidable 304L	Flujo de combustible: 79,2 lb/h 90 kW	\$ 21535,93
Compresor	C-101	1	Alibaba	Acero inoxidable	Compresor de 2 etapas Potencia: 28 kW	\$ 2266,94
Activación de Biocarbón	U-101	1	Alibaba	-	Capacidad: 128 ton/año	\$ 35159,04
Tanques de almacenamiento de Biochar	TK-101	2	Mercado Libre Ecuador	Acero inoxidable	Capacidad: 1200 m ³	\$ 1600,00
Bomba de diésel	P-101	1	Mercado Libre Ecuador		Potencia: 4,47 kW	\$ 439,00
TOTAL:						\$ 86702,99

Los costos de instalación de equipos se calcularon mediante el factor de instalación de Lang para procesos sólidos. El costo de instalación total incluyendo equipos y su instalación fue de \$247970,54. En cuanto a costos por construcción de obras físicas, se estimó un valor de \$45150,07. Por tanto, el costo de inversión de la planta piloto corresponde a un valor de \$293120.

La distribución de costos de inversión, fijos y variables, se muestra en la gráfica 3.2, la misma indica que los altos costos de inversión se

deben principalmente a la instalación de equipos y costos asociados a su compra. Referente a los costos fijos, éstos se encuentran constituidos por el personal requerido para el proceso, lo cual representa un gasto anual de \$25 mil. Finalmente, los costos variables asociados al proceso de pirólisis son mostrados en función de los suministros de combustible, nitrógeno y energía eléctrica, los cuales son menores debido al aporte de energía que suministran los gases pirolíticos al proceso.



Gráfica 3.2 Representación gráfica de los tipos de costos del proceso de pirólisis.

El apéndice I muestra en detalle el cálculo de costos de obras físicas, suministros y personal.

3.2.9.2 Validación del costo de los equipos

Se estimó un costo de instalación de equipos de \$247970,54, lo cual fue comparado con una planta alemana de pirólisis (Greenlife, 2017), cuya capacidad es de 70kg/h de biocarbón y su costo de instalación es de \$480000. La diferencia de costos representa un 48,34%, lo cual se considera aceptable, dado que Greenlife es una planta instalada con diseño ingenieril, en tanto que el presente trabajo representa un diseño básico con un porcentaje de error entre 40 y 60%, en cuanto a su estimación (González, 2017).

3.2.9.3 Flujo de Caja

El desarrollo del flujo de caja del proyecto (Apéndice E), para un periodo de 10 años, mostró resultados favorables para la producción de carbón activado a partir de la pirólisis de lodos deshidratados de una PTAR. Estos resultados fueron cuantificados mediante los indicadores económicos VAN, TIR y PRI, tal como se muestra en la tabla 3.12.

Tabla 3.12 Resultados del flujo de caja del proyecto.

Indicador económico	Resultado	Criterio de Rentabilidad
Valor Actual Neto (VAN)	\$509624,41	VAN > 0
Tasa interna de retorno (TIR)	27%	TIR > 8,65%
Periodo de recuperación de inversión (PRI)	3,74 años	

3.3 Análisis de resultados de Ingeniería Conceptual

Se observó en la tabla 3.1 que los lodos deshidratados poseen menos de 0,075 mg/kg de arsénico, cuyo valor no sobrepasa el límite máximo establecido por la Agencia de Protección Medioambiental que es de 75 mg/kg, es decir que los lodos deshidratados provenientes de la PTAR pertenecen a la categoría de “no peligroso”

Adicionalmente, se determinó que los lodos poseen una cantidad de materia orgánica considerable de 42,22 %, según lo muestra la tabla 3.1, lo que justifica el uso de un reactor de pirólisis debido a la presencia de materia degradable termoquímicamente, y se puede asegurar la eficiencia del proceso de pirólisis utilizando lodos deshidratados como materia prima.

3.4 Análisis de resultados de Ingeniería Básica

Se observó en la tabla 3.2 que la velocidad de desplazamiento y la velocidad de giro son muy pequeñas, esto se debe a que la longitud del reactor es muy pequeña, por lo que los lodos necesitaran desplazarse lentamente a través del reactor de tornillo, con el fin de que se logre una correcta transferencia de calor desde las paredes del reactor hacia las partículas de lodos secos.

Además, se determinó que la relación de diésel/lodos secos es baja, siendo de 0,0367 kg diésel / 1 kg de lodos secos debido al gran aporte energético que otorga la combustión de los gases pirolíticos y volátiles.

Se puede observar en la tabla 3.3 que existen una gran cantidad de compuestos combustibles que se generan durante el proceso de pirólisis. Debido a sus altos poderes caloríficos, según el Apéndice C, estos son aprovechados dentro de la cámara de combustión, alimentando energéticamente la pirólisis.

Se estableció que la relación de producción de carbón activado y lodos deshidratados es de 0,2772 a 5,5556, es decir que se genera 0,0499 kg de carbón activado por cada kilogramo de lodo procesado, la cual es una proporción considerable considerando que el 82% del lodo es agua, es decir que la relación de lodo seco y carbón activado es 0,2772:1.

Finalmente, se puede observar en la tabla 3.6 que la combustión de gases pirolíticos y volátiles genera 60,535 kW, aportando con el 76,71% del requerimiento energético total, siendo el resto aportado por la combustión del diésel. Esto nos indica que el combustible principal para el proceso de pirólisis son sus propios gases de producción.

3.5 Análisis de resultados de viabilidad económica

Acorde a los criterios de rentabilidad de la tabla 3.13, se establece que el proyecto es rentable y las ganancias de éste empiezan a ser visibles a partir

del cuarto año de su implementación. Adicionalmente, es importante indicar que, en el primer año del flujo de caja, no se consideran ingresos por venta de carbón activado, puesto que ese año es utilizado para realizar pruebas experimentales y ajustar condiciones de operación del proceso.

La determinación de la localización de la planta en la empresa de estudio fue un factor clave que influyó en los costos de inversión, ya que, esto simplifica costos por adquisición de terrenos y reduce costos de obras físicas. En cuanto a los suministros, se tomaron de forma independiente a los que posee la empresa, a pesar de que su costo asociado no refleja una mayor contribución, en comparación a los costos fijos y la inversión inicial.

CAPÍTULO 4

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. Conclusiones

- La evaluación de varios escenarios de los procesos pirolíticos conllevó a la selección de una pirólisis lenta para la producción de biocarbón, con un enfoque a la conversión de carbón activado ya que su demanda en el mercado local se encuentra desatendida, y es cubierta en su totalidad con importaciones. De modo tal, que fue posible realizar cálculos concernientes a balances de materia, energía, diagramas de flujo del proceso y análisis económico, propios de un diseño básico de planta piloto.
- Se desarrolló la ingeniería básica y conceptual del proceso de pirólisis, obteniendo resultados de diseño, distribución, localización y dimensionamiento. Entre estos, están las dimensiones del reactor de tornillo (1,867 m largo x 0,260 m diámetro), equivalentes a un volumen de 0,099 m³, el área superficial de 430 m² necesaria para la distribución de los equipos y una localización próxima a la planta de tratamiento de aguas residuales de la empresa cervecera en estudio, de la ciudad de Guayaquil.
- Se utilizó fuentes bibliográficas para modelar la producción de bio-carbón, utilizando cómo base de cálculo la producción actual de lodos (i.e. 4 ton/día). El modelo utilizado predice una producción de 127,75 toneladas de bio-carbón, correspondiente a aproximadamente el 17% del carbón activado importado en el 2018, reduciendo de este modo las importaciones y ayudando a ajustar la balanza de pagos del país.

- El proyecto es factible, según el valor actual neto obtenido de \$509624,41 ya que este criterio mide la rentabilidad del proyecto en valores monetarios que exceden a la rentabilidad deseada luego de recuperar toda la inversión, siendo favorable cuando es mayor a cero. Así mismo, es necesario realizar la comparación entre la tasa interna de retorno y la tasa mínima atractiva de retorno. En este caso, el TIR supera al TMAR, siendo 27% y 8,65% respectivamente, este criterio nos indica que el proyecto es rentable con posibilidades a ser implementado. Además, se determinó el periodo de recuperación de la inversión (PRI), obteniendo que será necesario 3,74 años para recuperar el total de la inversión a valor presente, es decir que es a partir de este punto que el proyecto empezará a acumular ganancias.
- En términos de factibilidad económica y técnica, el proyecto resultó rentable y los requerimientos de energía fueron mínimos, gracias al aporte de los gases pirolíticos. Adicionalmente, mediante la incorporación de una planta piloto de pirólisis como alternativa al relleno sanitario, se puede reemplazar parcialmente las importaciones de carbón activado en el país. De igual manera, el presente proyecto, puede servir de soporte para futuras investigaciones que traten el aprovechamiento de lodos o biomasa en general, mediante procesos de pirólisis lenta.

4.2. Recomendaciones

- Si bien los indicadores económicos mostraron un resultado favorable para la viabilidad del proyecto, estos podrían ser re-evaluados considerando alternativas que reduzcan el alto costo de inversión de equipos y su instalación. Por ejemplo, una de esas alternativas sería optar por el ensamble de equipos que puedan ser fabricados a nivel nacional, como también la utilización de equipos que podría tener la empresa en inventario.

- La excesiva humedad de los lodos de la PTAR juega un papel importante en la reducción de costos, debido al elevado consumo energético que implica el secado de esta materia prima que posee 82% de humedad. Por tanto, una de las opciones para reducir estos costos sería la optimización del equipo deshidratador de bandas que existe en la PTAR de la empresa cervecera en estudio, lo cual eliminaría costos de inversión y energéticos atribuibles a los secadores propuestos en el presente proyecto.
- El modelo cinético para describir el comportamiento de los lodos bajo el proceso de pirólisis suele variar dependiendo de su composición, así como también del tipo de reactor en donde se efectuó el análisis, no obstante, si bien el modelo cinético utilizado en el presente proyecto fue seleccionado por tener una proximidad al tipo de reactor y al análisis elemental de los lodos de bibliografía con el lodo de la empresa cervecera, hay que tener en cuenta que los parámetros cinéticos deberían ser ajustados bajo pruebas experimentales realizadas al tipo de lodo en estudio, ya que esto permitirá obtener condiciones de operación certeras que maximicen el rendimiento del biocarbón y por ende la producción de carbón activado.
- Dado que los balances de materia y energía fueron realizados en la hoja de cálculo de Excel, se recomienda utilizar herramientas de simulación, que proporcionen recursos ingenieriles útiles para un desarrollo más profundo y detallado del proceso de pirólisis.

BIBLIOGRAFÍA

- AEMA. (12 de Diciembre de 2018). *Deshidratación de fangos EDAR con tornillos deshidratadores*. Obtenido de AEMA: <http://aguasindustriales.es>
- Ahuja, P., & Singh, P. (1996). *Thermogravimetric and sealed reactor studies*. 3(November), 306–312.
- Aragonez, M. (2015). *Análisis Termogravimétrico de la Pirólisis de Biosólidos de la Planta de Tratamiento de Agua Residual El Salitre*. Bogotá: Universidad Nacional de Colombia.
- Basu, P. (2010). *Chapter 3. Pyrolysis and Torrefaction. Biomass gasification and pyrolysis*. Canadá: Elsevier: ISBN 978-0-12-374988-8
- Blagojevic, V., Sustersic, V., Bozickovic, S. (2017). *Pyrolysis and gasification in the process of sewage sludge treatment*. Serbia: University of Kragujevac.
- Bertero, M., De la Puente, G., Sedrán, U. (2011). *Fuels from bio-oils: Bio-oil production from different residual sources, characterization and thermal conditioning*. Argentina: Elsevier. doi:10.1016/j.fuel.2011.08.041
- Casajus, C., Abrego, J. Marias, F., Vaxelaire, J., Sánchez, J., Gonzalo, A. (2008). *Product distribution and kinetic scheme for the fixed bed thermal decomposition of sewage sludge*. Francia: Elsevier. doi:10.1016/j.cej.2008.08.033
- Chivatá Trompetero, D., Duarte Fuentes, C. (2018). *Diseño conceptual de una planta para el aprovechamiento de caucho molido de neumáticos usados a partir de pirólisis*. Bogotá: Fundación Universidad de Américas.
- Conesa, J., Marcilla, A., D, P., & Rodriguez, M. (1997). *Kinetic study of the pyrolysis of sewage sludge*. *Waste Management & Research*, 293-305.
- Cunningham, M., Gold, M., & Strande, L. (2016). *Literature Review: Slow pyrolysis of faecal sludge*. 85. Retrieved from <https://www.dora.lib4ri.ch/eawag/islandora/object/eawag%3A14834/datastream/PDF/view>
- Dalai, A. K., & Azargohar, R. (2007). *Production of Activated Carbon from Biochar Using Chemical and Physical Activation: Mechanism and Modeling*. <https://doi.org/10.1021/bk-2007-0954.ch029>
- Deng, W., Su, Y., & Yu, W. (2013). *Theoretical Calculation of Heat Transfer Coefficient When Sludge Drying in a Nara-Type Paddle Dryer Using Different Heat Carriers*. *Procedia Environmental Sciences*, 18, 709–715. <https://doi.org/10.1016/j.proenv.2013.04.096>
- Enitan, A., Adeyemo, J., Kumanari, S., Swalaha, F., Bux, F. (2015). *Characterization of Brewery Wastewater Composition*. South Africa: Duban University of Technology. ISNI:0000000091950263

- Escalante, A., Pérez López, G., Hidalgo Moreno, C., López Collado, J., Campos Alves, J., Valtierra Pacheco, E., Etchevers Barra, J. (2016). *Biocarbón (biochar) I: Naturaleza, historia, fabricación y uso en el suelo*. Terra Latinoamericana 34: 367-382
- Gao, N., Li, J., Qi, B., Li, A., Duan, Y., & Wang, Z. (2014). *Thermal analysis and products distribution of dried sewage sludge pyrolysis*. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 105, 43–48. <https://doi.org/10.1016/J.JAAP.2013.10.002>
- Gao, N., Quan, C., Liu, B., Li, Z., Wu, C., & Li, A. (2017). *Continuous Pyrolysis of Sewage Sludge in a Screw-Feeding Reactor: Products Characterization and Ecological Risk Assessment of Heavy Metals*. *Energy & Fuels*, 31(5), 5063–5072. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.6b03112>
- GEA Group. (Mayo de 2016). *Tratamiento del agua residual en fábricas cerveceras*. Obtenido de GEA Group: <https://www.gea.com>
- González, Y. (2017). *Visión práctica de la ingeniería de procesos químicos*. Venezuela: Universidad Nacional Experimental Politécnica "Antonio José de Sucre".
- Hagemann, N., Spokas, K., Schmidt, H. P., Kägi, R., Böhler, M. A., & Bucheli, T. D. (2018). *Activated carbon, biochar and charcoal: Linkages and synergies across pyrogenic carbon's ABCs*. *Water (Switzerland)*, 10(2), 1–19. <https://doi.org/10.3390/w10020182>
- Jin, J., Li, Y., Zhang, J., Wu, S., Cao, Y., Liang, P., ... Christie, P. (2016). *Influence of pyrolysis temperature on properties and environmental safety of heavy metals in biochars derived from municipal sewage sludge*. *Journal of Hazardous Materials*, 320, 417–426. <https://doi.org/10.1016/J.JHAZMAT.2016.08.050>
- Keat, P. G., Young, P. K. (2004). *Economía de empresa*. México: Pearson Education
- Ledesma Montaña, I. (2017). *Diseño de una planta piloto de pirólisis rápida de la fracción orgánica de rechazo de RSU*. Sevilla: Universidad de Sevilla.
- Lin, K.-H., Lai, N., Zeng, J.-Y., & Chiang, H.-L. (2017). *Temperature influence on product distribution and characteristics of derived residue and oil in wet sludge pyrolysis using microwave heating*. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.01.195>
- Obando, G. (2015). *Condiciones de diseño de un Reactor de Pirólisis a escala de laboratorio para la obtención de Biocarbón a partir de Residuos Orgánicos (ROS)*. Colombia: Universidad de Manizales.
- Peñaherrera, M. (2015). *Estabilización de lodos provenientes de tratamiento de aguas residuales domésticas mediante digestión anaerobia*. Quito: Universidad de la Américas .
- Perez, M. E. (2016). *Tratamiento de lodos residuales procedentes de plantas de tratamiento de aguas residuales mediante procesos electroquímicos para la disminución de metales pesados (Pb)*. Cuenca: Universidad Politécnica Salesiana.
- Perry, R. (2001). *Perry Manual del Ingeniero Químico*. Mc Graw Hill.

- Raheem, A., Sikarwar, V. S., He, J., Dastyar, W., Dionysiou, D. D., Wang, W., & Zhao, M. (2018). *Opportunities and challenges in sustainable treatment and resource reuse of sewage sludge: A review*. *Chemical Engineering Journal*, 337, 616–641. <https://doi.org/10.1016/J.CEJ.2017.12.149>
- Rodríguez, H. (26 de marzo de 2017). *Cálculo de transportadores de tornillo sin fin*. Obtenido de Ingemecánica: <https://ingemecanica.com>
- Sinnott, R., & Towler, G. (2003). *Chemical Engineering Design - Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. In *Chemical Engineering Design*. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-096659-5.00022-5>
- Wilson, M. H. (2005). *Formulación y evaluación de proyectos tecnológicos empresariales aplicados*. Bogotá: Convenio Andrés Bello

APÉNDICES

APÉNDICE A. COMPOSICIÓN Y FLUJOS DE LOS GASES PIROLÍTICOS

Composición de gas pirolítico	Peso Molecular [g/mol]	Fracción Molar	Flujo molar [mol/min]	Flujo másico [kg/min]
CO ₂	44,01	0,3210	3,3240	0,1463
CO	28,01	0,0990	1,0251	0,0287
H ₂	1,01	0,2460	2,5473	0,0026
CH ₄	16	0,1170	1,2115	0,0194
C ₂	30,07	0,0550	0,5695	0,0171
C ₃	44,1	0,0530	0,5488	0,0242
C ₄	58,12	0,0170	0,1760	0,0102
H ₂ S	34,1	0,0360	0,3728	0,0127
N ₂	28,01	0,0560	0,5799	0,0162

APÉNDICE B. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA DE PIRÓLISIS



Figura B.1. Localización de planta piloto de pirólisis

APÉNDICE C. GENERACIÓN ENERGÉTICA DE COMPUESTOS COMBUSTIBLES Y COMPOSICIÓN DE GASES DE COMBUSTIÓN

Compuesto	Fórmula química	Capacidad calorífica @1000 K [J/mol-K]	Poder calorífico [kJ/mol]	Poder calorífico [kJ/kg]	Peso Molecular [g/mol]	Flujo molar [mol/min]	Fórmula de combustión	Fórmula de combustión incompleta
Dióxido de carbono	CO ₂	54,37			44,01	3,324		
Monóxido de carbono	CO	33,19			28,01	1,025		
Hidrógeno	H ₂		286		1,01	2,547	$H_2 + 0,5O_2 \rightarrow H_2O$	$H_2 + 0,5O_2 \rightarrow H_2O$
Metano	CH ₄		890		16,00	1,212	$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2$	$CH_4 + 1,5O_2 \rightarrow CO + 2H_2O$
Etano	C ₂ H ₆		1560		30,07	0,570	$C_2H_6 + 3,5O_2 \rightarrow 2CO_2$	$C_2H_6 + 2,5O_2 \rightarrow 2CO + 3H_2O$
Propano	C ₃ H ₈		2220		44,10	0,549	$C_3H_8 + 5O_2 \rightarrow 3CO_2$	$C_3H_8 + 3,5O_2 \rightarrow 3CO + 4H_2O$
Butano	C ₄ H ₁₀		2877		58,12	0,176	$C_4H_{10} + 6,5O_2 \rightarrow 4CO_2 + 5H_2O$	$C_4H_{10} + 4,5O_2 \rightarrow 4CO + 5H_2O$
Ácido sulfhídrico	H ₂ S	46,02			34,10	0,373		
Nitrógeno	N ₂	32,70			28,01	0,598		
Volátiles	C ₉ H ₁₀ O ₂		369	2450	150,70	1,848	$C_{14}H_{25} + 20,25O_2 \rightarrow 14CO_2 + 12,5H_2O$	$C_9H_{10}O_2 + 6O_2 \rightarrow 9CO + 5H_2O$
Diésel	C ₁₄ H ₂₅			43100	183,27	0,200	$C_9H_{10}O_2 + 10,5O_2 \rightarrow 9CO_2 + 5H_2O$	$C_{14}H_{25} + 13,25O_2 \rightarrow 14CO + 12,5H_2O$

Entalpía de Comb Incompleta [kJ/mol]	Flujo molar de O2 [mol/min]	12% Exceso de Oxígeno [mol/min]	Flujo molar N2 [mol/min]	Producción de CO2 [mol/min]	Producción de CO [mol/min]	Producción de agua [mol/min]	Generación energética [kW]	Considerand o 12% pérdidas en Cámara [kW]	Considerand o 12% pérdidas en Reactor [kW]
-	-	-	-						-0,482
-	-	-							-0,091
-	1,274	1,427	5,366			2,547	12,142	10,685	9,403
-607,340	2,302	2,578	9,699	0,969	0,242	2,423	16,830	14,810	13,033
-993,913	1,879	2,105	7,919	0,911	0,228	1,709	13,733	12,085	10,635
-1371,100	2,579	2,889	10,868	1,317	0,329	2,195	18,753	16,503	14,523
-1746,590	1,074	1,203	4,524	0,563	0,141	0,880	7,778	6,844	6,023
-	-	-							-0,046
-	-	-							-0,052
-	-	-						Sumatoria	52,946
-114,309	17,738	19,867	74,737	13,304	3,326	9,239	9,800	8,624	7,589
-	-	-	-					Sumatoria	60,535
-3937,030	1,923	2,154	8,104	2,244	0,561	2,504	23,731	20,883	18,377

APÉNDICE D. TABLA DE CORRIENTES

REACCIÓN PRINCIPAL	Lodos de PTAR → Biochar + Gas pirolítico + Volátiles	Conversión	0.9015
--------------------	--	------------	--------

CONVERSIÓN	
LODOS DESHIDRATADOS	0.0985
BIOCHAR	0.3465
GAS PIROLÍTICO	0.2775
VOLÁTILES	0.2775

CAPACIDAD DE LA PLANTA [Ton/día]	4
TIEMPO DE OPERACIÓN [h/día]	12
CAPACIDAD DE LA PLANTA [Ton/h]	0.33
CAPACIDAD DE LA PLANTA [kg/min]	5.56

TEMPERATURA DE OPERACIÓN	640 °C
TIEMPO DE OPERACIÓN	45.65 min
PESO MOLECULAR O ₂	31.9988 g/mol

Propiedad	Corrientes										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Temperatura (°C)	25	105	25	25	25	25	640	640	640	200	25
Presión (atm)	1	1	6	1	1	1	6	1	6	6	1
Flujo másico [kg/min]	5.5556	1.0000	4.4264	60.8001	0.0005	65.2264	0.5572	0.4433	0.5554	4.4264	0.0367
Flujo másico de los componentes [kg/min]											
Lodos deshidratados	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0985	0.0000	0.0000	0.0000
Biochar	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0017	0.3448	0.0000	0.0000	0.0000
Oxígeno	0.0000	0.0000	1.0311	14.1221	0.0000	15.1532	0.0000	0.0000	0.0000	1.0311	0.0000
Nitrógeno	0.0000	0.0000	3.3953	46.6780	0.0005	50.0732	0.0167	0.0000	0.0167	3.3953	0.0000
Diésel	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0367
Dióxido de carbono	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1463	0.0000	0.1463	0.0000	0.0000
Monóxido de carbono	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0287	0.0000	0.0287	0.0000	0.0000
Hidrógeno gaseoso	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0026	0.0000	0.0026	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0194	0.0000	0.0194	0.0000	0.0000
C2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0171	0.0000	0.0171	0.0000	0.0000
C3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0242	0.0000	0.0242	0.0000	0.0000
C4	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0102	0.0000	0.0102	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0127	0.0000	0.0127	0.0000	0.0000
Escoria	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Volátiles	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.2775	0.0000	0.2775	0.0000	0.0000
Agua	4.5556	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbón activado	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Fración másica de los componentes	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Lodos deshidratados	18.00%	100.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	22.22%	0.00%	0.00%	0.00%
Biochar	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.31%	77.78%	0.00%	0.00%	0.00%
Oxígeno	0.00%	0.00%	23.29%	23.23%	0.00%	23.23%	0.00%	0.00%	0.00%	23.29%	0.00%
Nitrógeno	0.00%	0.00%	76.71%	76.77%	100.00%	76.77%	3.00%	0.00%	3.01%	76.71%	0.00%
Diésel	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	100.00%
Dióxido de carbono	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	26.26%	0.00%	26.34%	0.00%	0.00%
Monóxido de carbono	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	5.15%	0.00%	5.17%	0.00%	0.00%
Hidrógeno gaseoso	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.46%	0.00%	0.46%	0.00%	0.00%
Metano	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	3.48%	0.00%	3.49%	0.00%	0.00%
C2	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	3.07%	0.00%	3.08%	0.00%	0.00%
C3	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	4.34%	0.00%	4.36%	0.00%	0.00%
C4	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	1.84%	0.00%	1.84%	0.00%	0.00%
H2S	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	2.28%	0.00%	2.29%	0.00%	0.00%
Escoria	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Volátiles	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	49.80%	0.00%	49.96%	0.00%	0.00%
Agua	82.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Carbón activado	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%

Propiedad	Corrientes											
	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
Temperatura (°C)	25	800	800	800	138	38	800	640	640	25	250	300
Presión (atm)	3.5	6	6	8	3	1	1	1	1	1	1	4
Flujo másico [kg/min]	0.0367	5.0824	5.0822	5.0822	5.0822	65.3556	0.0003	0.0017	0.4451	0.4451	0.2772	5.0822
Flujo másico de los componentes [kg/min]												
Lodos deshidratados	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0985	0.0985	0.0000	0.0000
Biochar	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0017	0.3465	0.3465	0.0000	0.0000
Oxígeno	0.0000	0.1105	0.1105	0.1105	0.1105	14.1221	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1105
Nitrógeno	0.0000	3.4120	3.4120	3.4120	3.4120	46.6780	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	3.4120
Diésel	0.0367	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Dióxido de carbono	0.0000	0.9961	0.9961	0.9961	0.9961	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.9961
Monóxido de carbono	0.0000	0.1639	0.1639	0.1639	0.1639	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1639
Hidrógeno gaseoso	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Metano	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C4	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0000	0.0127	0.0127	0.0127	0.0127	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0127
Escoria	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Volátiles	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Agua	0.0000	0.3870	0.3870	0.3870	0.3870	4.5556	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.3870
Carbón activado	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.2772	0.0000
Fracción másica de los componentes												
Lodos deshidratados	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	22.13%	22.13%	0.00%	0.00%
Biochar	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	100.00%	77.87%	77.87%	0.00%	0.00%
Oxígeno	0.00%	2.17%	2.17%	2.17%	2.17%	21.61%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	2.17%
Nitrógeno	0.00%	67.13%	67.14%	67.14%	67.14%	71.42%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	67.14%
Diésel	100.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Dióxido de carbono	0.00%	19.60%	19.60%	19.60%	19.60%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	19.60%
Monóxido de carbono	0.00%	3.23%	3.23%	3.23%	3.23%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	3.23%
Hidrógeno gaseoso	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Metano	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
C2	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
C3	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
C4	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
H2S	0.00%	0.25%	0.25%	0.25%	0.25%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.25%
Escoria	0.00%	0.01%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	100.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Volátiles	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Agua	0.00%	7.61%	7.61%	7.61%	7.61%	6.97%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	7.61%
Carbón activado	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	100.00%	0.00%

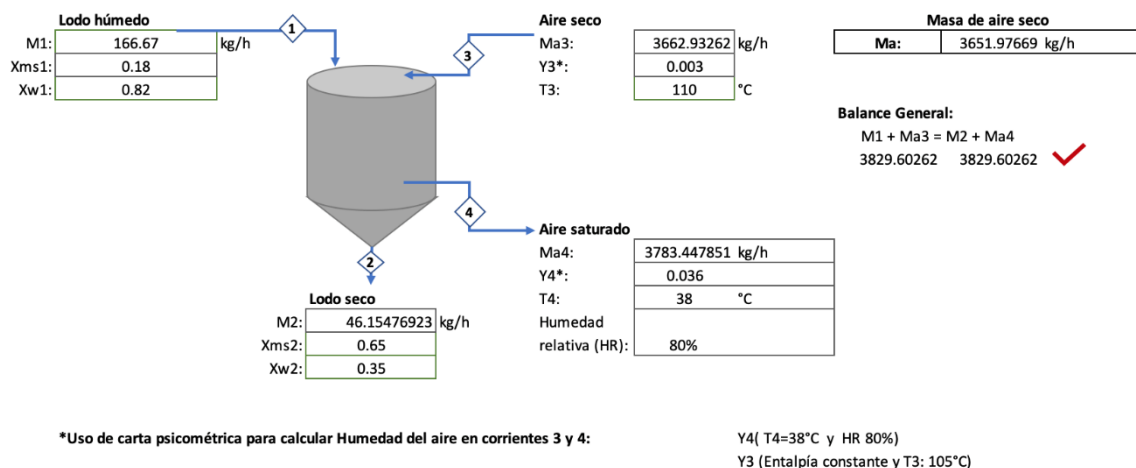
APÉNDICE E. FLUJO DE CAJA

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029
Carbón activado por año [ton/año]		127,751	127,751	127,751	127,751	127,751	127,751	127,751	127,751	127,751	127,751
Precio del Carbón activado [\$/ton]		0	\$ 2573,09	\$ 2573,09	\$ 2573,09	\$ 2573,09	\$ 2573,09	\$ 2573,09	\$ 2573,09	\$ 2573,09	\$ 2573,09
Ingresos por ventas		0	\$ 328715,2	\$ 328715,2	\$ 328715,2	\$ 328715,2	\$ 328715,2	\$ 328715,2	\$ 328715,2	\$ 328715,2	\$ 328715,2
Costos fijos		\$ 25032,00	\$ 25032,00	\$ 25032,00	\$ 25032,00	\$ 25032,00	\$ 25032,00	\$ 25032,00	\$ 25032,00	\$ 25032,00	\$ 25032,00
Costos variables		\$ 30837,29	\$ 30837,29	\$ 30837,29	\$ 30837,29	\$ 30837,29	\$ 30837,29	\$ 30837,29	\$ 30837,29	\$ 30837,29	\$ 30837,29
Seguros (25%)	25%	\$ 68575,75	\$ 68575,75	\$ 68575,75	\$ 68575,75	\$ 68575,75	\$ 68575,75	\$ 68575,75	\$ 68575,75	\$ 68575,75	\$ 68575,75
Depreciación		\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30
Utilidad antes de Impuestos		\$ -133115,3	\$ 195599,9	\$ 195599,9	\$ 195599,9	\$ 195599,9	\$ 195599,9	\$ 195599,9	\$ 195599,9	\$ 195599,9	\$ 195599,9
Impuestos (22%)		\$ -29285,37	\$ 43031,97	\$ 43031,97	\$ 43031,97	\$ 43031,97	\$ 43031,97	\$ 43031,97	\$ 43031,97	\$ 43031,97	\$ 43031,97
Utilidad después de impuestos		\$ -103830,0	\$ 152567,9	\$ 152567,9	\$ 152567,9	\$ 152567,9	\$ 152567,9	\$ 152567,9	\$ 152567,9	\$ 152567,9	\$ 152567,9
(+) Depreciación		\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30	\$ 8670,30
(-) Inversiones	\$ 293120,61										
(-) Inversión por capital de trabajo	\$ 73280,15										
(+) Recuperación de Capital de trabajo											\$ 73280,15
(+) Ingreso neto por venta de A.F.											\$ 20288,50
Flujo de caja neto	\$ -346112,26	\$ -95159,66	\$ 161238,2	\$ 161238,2	\$ 161238,2	\$ 161238,2	\$ 161238,2	\$ 161238,2	\$ 161238,2	\$ 161238,2	\$ 254806,8
Flujo de caja acumulado	\$ -346112,26	\$ -441271,9	\$ -280034	\$ -118795,6	\$ 42442,63	\$ 203680,82	\$ 364919,0	\$ 526157,20	\$ 687395,4	\$ 848633,57	\$ 1103440
Tasa de descuento (TMAR)	8,65%										
VAN	\$ 509 624,41										
TIR	27%										
PRI	3,737										

APÉNDICE F. SECADOR S-101

F.1. Balance de materia

Conociendo que los lodos deshidratados contienen 82% de humedad y se requieren hasta 35% de humedad, se realizó el siguiente balance de masa en la hoja de cálculo de Excel.



F.2. Tiempo de secado

El tiempo de secado se estableció mediante el siguiente procedimiento de cálculo:

1. Área de secado

En base a la tabla 3.8 que ilustra el diagrama del secador con sus respectivas dimensiones, se procedió a calcular dos áreas, el área cilíndrica y el área cónica, siendo el área de secado la suma de estas dos.

$$A_{\text{cilíndrica}} = \pi(0,375\text{m})^2 = 0,44\text{m}^2$$

$$A_{\text{cónica}} = \pi(0,375\text{m})(0,5424) + \pi(0,375\text{m})^2 = 1,08\text{m}^2$$

$$A_{\text{total}} = 1,52\text{m}^2$$

2. Coeficiente de transferencia de calor convectivo (HTC)

Para la estimación del HTC se tomó como referencia el estudio de (Deng, Su, & Yu, 2013), el mismo indica HTC's para secado de lodos mediante calentamiento indirecto de tres fuentes de calor: Vapor, aceite térmico y gas combustible. El porcentaje de cada forma de transferencia de calor: conducción, convección, radiación y penetración. (Figura F.1).

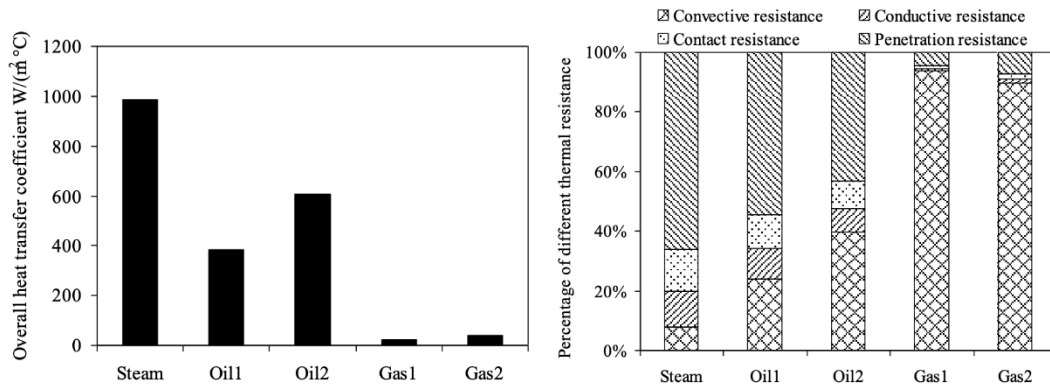


Figura F.1. Coeficiente global de transferencia de Calor y porcentaje de contribución de cada forma de transferencia. (Deng *et al.*, 2013)

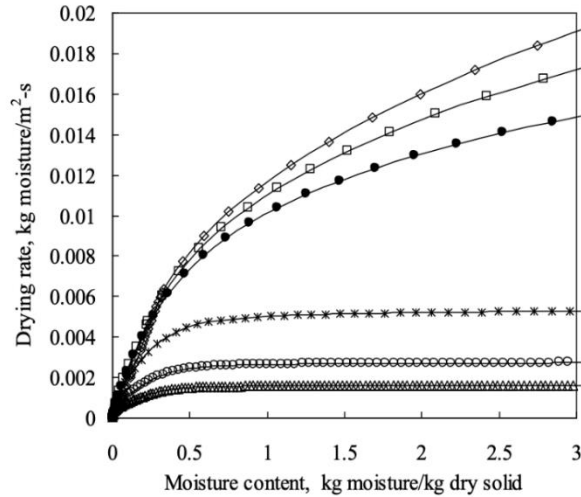
Dado que para el caso descrito es necesario calcular el coeficiente de convección, se ha realizado la tabla F.1., en la cual se tomó de referencia el coeficiente de convección correspondiente al gas ($49,47 \text{ W/m}^2\text{-°C}$), bajo la suposición que mantiene un similar comportamiento al aire caliente que es el medio de calentamiento del secador S-101.

Tabla F.1. Coeficientes de transferencia global de calor para secado de lodos.

Fuente de calentamiento	HTC global ($W/m^2\text{°C}$)	% de $h_{\text{convección}}$	$h_{\text{convección}}$ ($W/m^2\text{°C}$)
Steam	975	9%	87,75
Oil (Promedio 1 y 2)	500	32%	160
Gas (Promedio 1 y 2)	51	97%	49,47

3. Tiempo de secado

El tiempo de secado total se considera como la suma del tiempo de secado a velocidad constante y el tiempo de secado a velocidad decreciente. No obstante, tomando en cuenta el gráfico F.1., proporcionado por Deng, Su & Yu, es notable observar una zona de secado constante a las condiciones propuestas de 85% a 35% de humedad, por tanto, el tiempo de secado a determinar corresponderá a un secado de velocidad constante.



Gráfica F.1. Velocidad de secado vs contenido de humedad. (Deng *et al.*, 2013)

(◇: vapor saturado a 200 ° C; □: aceite térmico a 200 ° C, 1,5 m / s; ●: aceite térmico a 200 ° C, 0,6 m / s; Δ: Gas a 200 ° C, 6 m / s; ○: Gas a 200 ° C, 12 m / s; *: Gas a 400 ° C, 12 m / s).

La ecuación que determina el tiempo de secado constante es:

$$t_c = \frac{m\lambda}{hA(T - T_i)} \times (W_0 - W_c)$$

Donde,

m:	Masa del sólido seco	30,0	kg
λ:	Calor latente de evaporación del agua	2260000	J/kg
W₀:	Humedad inicial	0,82	
W_c:	Humedad en el tiempo t _c	0,35	
h:	Coef. De transferencia de calor en la superficie del sólido y la película estancada de aire sobre ésta	51,0	W/m ² °C
A:	Área expuesta al secado	1,52	m ²
T:	Temperatura en el seno del aire	120	°C
T_i:	Temperatura en la superficie del sólido	70	°C

Reemplazando en la ecuación de tiempo constante, se tiene:

$$t_c = 2.2 \text{ horas}$$

APÉNDICE G. CÁLCULOS

G.1. Flujo másico de lodos secos

El flujo másico se calculó con la base de diseño de 4 ton/día mencionada en la sección 3.2.2., considerando el tiempo de operación diaria de 12 horas y la humedad de 82% establecida en la tabla 3.1, según la ecuación K.1.

$$F = \frac{4 \frac{\text{t}}{\text{día}} \times (100\% - 82\%)}{12 \frac{\text{h}}{\text{día}}} = 0,06 \frac{\text{toneladas de lodo seco}}{\text{hora}}$$

G.2. Área de relleno

El área de relleno se determinó fijando un diámetro de 0,26 m, según el rango recomendado por Hermenegildo Rodríguez (2017), utilizando la ecuación K.2.

$$S = \frac{\pi \times (0,26 \text{ m})^2}{4} = 0,0530 \text{ m}^2$$

G.3. Velocidad de desplazamiento

La velocidad de desplazamiento de los lodos secos se calculó mediante la ecuación K.3, considerando la densidad de 575,74 kg/m³ (tabla 3.1).

$$\tilde{V} = \frac{0,06 \frac{\text{t}}{\text{h}}}{3600 \times 0,0530 \text{ m}^2 \times 575,74 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ t}}{1000 \text{ kg}} \times 0,8} = 6,83 \times 10^{-4} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

G.4. Longitud del reactor de tornillo

La longitud del tornillo se determinó según la ecuación K.4.

$$L = 45,65 \text{ min} \times \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} \times 6,83 \times 10^{-4} \frac{\text{m}}{\text{s}} = 1,867 \text{ m}$$

G.5. Volumen del reactor de tornillo

Debido a que el reactor posee una forma tubular, se determinó su volumen a manera de un cilindro, según la expresión K.5.

$$V = \frac{\pi \times (0,26 \text{ m})^2 \times 1,867 \text{ m}}{4} = 0,099 \text{ m}^3$$

G.6. Paso de hélice y velocidad de giro

Se determinó la velocidad de giro de la hélice considerando un paso pequeño que equivale a la mitad del diámetro del reactor, según lo mencionado en la sección 2.2.2.2., utilizando las ecuaciones K.6 e K.7 respectivamente.

$$P = \frac{0,26 \text{ m}}{2} = 0,13 \text{ m}$$

$$n = \frac{6,83 \times 10^{-4} \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 60}{0,13 \text{ m}} = 0,31 \text{ RPM}$$

G.7. Área superficial interna y externa

Debido a la forma tubular del reactor, el área superficial interna y externa del reactor se determinó a manera de un cilindro calculando la superficie de sus paredes, considerando el grosor de la pared de 15,87 mm (tabla 3.7).

$$A_i = \pi \times 0,26 \text{ m} \times 1,867 \text{ m} = 1,525 \text{ m}^2$$

$$A_e = \pi \times (0,26 \text{ m} + 15,87 \times 10^{-3} \text{ m}) \times 1,867 \text{ m} = 1,711 \text{ m}^2$$

G.8. Requerimiento energético en el reactor

La transferencia de calor necesaria en el reactor para que ocurra el proceso de pirólisis se calculó en base la diferencia media logarítmica de las temperaturas de las corrientes, que tienen una configuración a contracorriente, y al coeficiente global de transferencia de calor según las ecuaciones K.9 y K.10 respectivamente.

$$\Delta T_1 = 800 \text{ °C} - 640 \text{ °C} = 160 \text{ °C}$$

$$\Delta T_2 = 300 \text{ °C} - 105 \text{ °C} = 195 \text{ °C}$$

$$MLDT = \frac{160 \text{ °C} - 195 \text{ °C}}{\ln\left(\frac{160 \text{ °C}}{195 \text{ °C}}\right)} = 176,92 \text{ °C} ;$$

$$U_A = \frac{1}{\frac{1}{1,525 \text{ m}^2 \times 250 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}} + \frac{\ln\left(\frac{0,146 \text{ m}}{0,130 \text{ m}}\right)}{2\pi \times 16,3 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}} \times 1,867 \text{ m}} + \frac{1}{1,711 \text{ m}^2 \times 250 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}} + \frac{\ln\left(\frac{0,130 \text{ m}}{0,130 \text{ m} - 0,00015 \text{ m}}\right)}{2\pi \times 0,704 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}} \times 1,867 \text{ m}}}$$

$$= 175,33 \frac{\text{W}}{\text{K}}$$

Finalmente, la transferencia de calor requerida en el reactor se determinó mediante la expresión K.8.

$$Q = 175,33 \frac{\text{W}}{\text{K}} \times 176,92 \text{ K} = 78911,96 \text{ W} = 78,91 \text{ kW}$$

G.9. Aporte energético de los gases pirolíticos y los volátiles

Los gases de pirólisis y volátiles poseen componentes combustibles, cuyos calores de combustión son aprovechados dentro de la cámara de combustión. El aporte energético se calculó según la ecuación 2.16, obteniendo 79,036 kW. Se utilizó una eficiencia del 80% en los quemadores, además, se consideró que existe un 12% de pérdidas tanto en la cámara de combustión, como en el reactor (Ver detalles en Apéndice C), por lo que el aprovechamiento energético es menor y se determinó mediante la siguiente ecuación:

$$Q_{G+V} = 79,036 \text{ kW} \times (100\% - 12\%)_{\text{Pérd. Cámara}} \times (100\% - 12\%)_{\text{Pérd. Reactor}} = 61,205 \text{ kW}$$

Dentro de los gases pirolíticos existen compuestos que no se combustionan, por lo que consumen parte del calor de combustión para elevar su temperatura desde 640 °C hasta la temperatura de salida: 800 °C. Este consumo energético se calculó mediante la siguiente expresión:

$$Q_{\text{Abs No Comb}} = 0,6705 \text{ kW}$$

G.10. Aporte energético de los gases pirolíticos y los volátiles

El diésel es el responsable de suministrar la energía calorífica restante al proceso de pirólisis para que este alcance la temperatura deseada, por lo tanto, este aporte es igual a la diferencia entre el requerimiento energético total del reactor y el aporte energético de la combustión de los gases pirolíticos y los compuestos volátiles, considerando la energía absorbida por los componentes no combustiones del gas.

$$Q_{\text{Diésel}} = Q - Q_{G+V} + Q_{\text{Abs No Comb}} = 18,377 \text{ kW}$$

Sin embargo, es necesario suministrar mayor cantidad de diésel a la cámara de combustión debido a las pérdidas en los equipos.

$$\begin{aligned} Q_{\text{Diésel Real}} &= Q_{\text{Diésel}} \times \left(\frac{100\%}{100\% - 12\%} \right)_{\text{Pérd. Cámara}} \times \left(\frac{100\%}{100\% - 12\%} \right)_{\text{Pérd. Reactor}} \\ &= 18,377 \text{ kW} \times \left(\frac{100\%}{100\% - 12\%} \right)_{\text{Pérd. Cámara}} \times \left(\frac{100\%}{100\% - 12\%} \right)_{\text{Pérd. Reactor}} = 26,38 \text{ kW} \end{aligned}$$

G.11. Cantidad de diésel requerido

La cantidad de diésel necesario para suplir el requerimiento energético del reactor se calculó utilizando el PCI y la densidad del diésel presentados en el Apéndice C, para finalmente determinar el gasto monetario diario debido al suministro de diésel a la cámara de combustión, considerando el precio comercial del diésel de \$ 0,274/L diésel, mostrado en el Apéndice D.

$$\dot{m}_{\text{Diésel}} = \frac{Q_{\text{Diésel Real}}}{\text{PCI}_{\text{Diésel}}} = \frac{26,38 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \times \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}}}{\frac{43,10 \text{ MJ}}{1 \text{ kg diésel}} \times \frac{1000 \text{ kJ}}{1 \text{ MJ}}} = 0,0367 \frac{\text{kg diésel}}{\text{min}}$$

$$\dot{Q} = \frac{\dot{m}}{\rho_{\text{Diésel}}} = \frac{0,0367 \frac{\text{kg diésel}}{\text{min}}}{850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}}} = 0,0432 \frac{\text{L Diésel}}{\text{min}}$$

$$\text{Gasto}_{\text{Diésel}} = \dot{Q} \times \text{Precio}_{\text{Diésel}} \times t_{\text{op}} = 0,0432 \frac{\text{L Diésel}}{\text{min}} \times \frac{0,274 \$}{1 \text{ L Diésel}} \times \frac{12 \text{ h}}{1 \text{ día}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} = \frac{\$ 8,522}{\text{día}}$$

APÉNDICE H. MÉTODO NUMÉRICO PARA CURVA TERMOGRAVIMÉTRICA

El método de Runge Kutta de 4^{to} orden utilizado para aproximar las soluciones de las ecuaciones diferenciales 2.1, 2.2 y 2.3, fue efectuado con el fin de validar la curva termogravimétrica mostrada en el modelo cinético de Abuja & Singh. Dado que las ecuaciones diferenciales (2.1 -2.3) se encuentran en función del tiempo y la temperatura, se efectuó un cambio de variable, considerando que la temperatura depende linealmente del tiempo (Ecuación 2.6). De esta forma, las ecuaciones diferenciales quedan expresadas de la siguiente manera:

$$\frac{dL}{dT} = \left(-A_1 e^{-\frac{E_1}{RT}} - A_2 e^{-\frac{E_2}{RT}} \right) \times \frac{L^n}{\emptyset}$$

$$\frac{dC}{dT} = A_2 e^{-\frac{E_2}{RT}} \times \frac{L^n}{\emptyset}$$

$$\frac{dG}{dT} = A_1 e^{-\frac{E_1}{RT}} \times \frac{L^n}{\emptyset}$$

Una vez obtenidas las ecuaciones diferenciales en función de la temperatura, se procedió a realizar el método numérico descrito con las siguientes condiciones iniciales:

$$\begin{aligned} t_0 &= 0 \\ T_0 &= 140^\circ\text{C} \\ A &= 1, \quad C = 0, \quad G = 0 \end{aligned}$$

El espaciado por iteración (*i*) fue de $h = 5$. La figura H.1, muestra la resolución del método Runge-Kutta de 4^{to} orden para la ecuación 2.1, realizado en la hoja de cálculo de Excel.

METODO DE RUNGE -KUTTA 4to ORDEN

Ao		1
To	413	K
h		5

$$\frac{dA}{dT} = \left(-A_1 e^{-\frac{E_1}{RT}} - A_2 e^{-\frac{E_2}{RT}} \right) * \frac{A^n}{B}$$

Temperatura (°C)	Tiempo (min)
140	20.65
145	20.9
150	21.15
155	21.4
160	21.65
165	21.9
170	22.15
175	22.4
180	22.65
185	22.9
190	23.15
195	23.4
200	23.65
205	23.9
210	24.15
215	24.4
220	24.65
225	24.9
230	25.15
235	25.4
240	25.65
245	25.9
250	26.15
255	26.4
260	26.65
265	26.9
270	27.15
275	27.4
280	27.65
285	27.9
290	28.15
295	28.4
.	.
.	.
.	.
620	44.65
625	44.9
630	45.15
635	45.4
640	45.65
645	45.9
650	46.15
655	46.4
660	46.65
665	46.9
670	47.15
675	47.4
680	47.65
685	47.9
690	48.15
695	48.4
700	48.65
705	48.9
710	49.15
715	49.4
720	49.65
725	49.9
730	50.15

Iteraciones	T (K)	K1	K2	K3	K4	A
0	413					
1	418	-5.83144E-05	-6.49082E-05	-6.49076E-05	-7.21614E-05	0.999934982
2	423	-7.21614E-05	-8.01326E-05	-8.01318E-05	-8.88815E-05	0.99985472
3	428	-8.88815E-05	-9.84757E-05	-9.84744E-05	-0.000108983	0.999756093
4	433	-0.000108983	-0.000120482	-0.000120482	-0.000133048	0.999635434
5	438	-0.000133048	-0.000146772	-0.000146769	-0.00016174	0.999488455
6	443	-0.00016174	-0.000178054	-0.00017805	-0.00019581	0.999310163
7	448	-0.00019581	-0.000215127	-0.000215121	-0.00023611	0.99909476
8	453	-0.00023611	-0.000258895	-0.000258887	-0.000283596	0.998835548
9	458	-0.000283596	-0.000310369	-0.000310358	-0.000339339	0.998524817
10	463	-0.000339339	-0.000370683	-0.000370667	-0.000404534	0.998153721
11	468	-0.000404533	-0.000441094	-0.000441072	-0.000480503	0.99771216
12	473	-0.000480502	-0.000522994	-0.000522964	-0.000568709	0.997188639
13	478	-0.000568708	-0.000617915	-0.000617874	-0.000670754	0.996570133
14	483	-0.000670753	-0.000727534	-0.000727478	-0.000788388	0.995841938
15	488	-0.000788387	-0.000853673	-0.000853597	-0.000923505	0.994987533
16	493	-0.000923503	-0.0009983	-0.000998198	-0.001078145	0.993988426
17	498	-0.001078142	-0.001163523	-0.001163388	-0.001254481	0.992824018
18	503	-0.001254478	-0.001351585	-0.001351406	-0.001454815	0.991471472
19	508	-0.001454811	-0.001564841	-0.001564607	-0.001681555	0.989905595
20	513	-0.001681549	-0.001805746	-0.00180544	-0.001937187	0.988098744
21	518	-0.00193718	-0.002076817	-0.002076421	-0.00224247	0.98602076
22	523	-0.00224238	-0.002380599	-0.002380088	-0.002545272	0.983638946
23	528	-0.00254526	-0.00271961	-0.002718958	-0.002902745	0.980918089
24	533	-0.00290273	-0.003096287	-0.003095461	-0.00329903	0.977820546
25	538	-0.003299011	-0.003512905	-0.003511866	-0.003736288	0.974306406
26	543	-0.003736265	-0.003971497	-0.0039702	-0.004216391	0.970333731
27	548	-0.004216362	-0.00447375	-0.004472144	-0.00474081	0.965858904
28	553	-0.004740775	-0.005020898	-0.005018928	-0.005310507	0.960837082
29	558	-0.005310464	-0.005613604	-0.005611207	-0.005925809	0.955222767
30	563	-0.005925757	-0.006251833	-0.006248943	-0.006586284	0.948970501
31	568	-0.006586221	-0.006934727	-0.006931278	-0.007290617	0.942035693
.
.
.
96	893	-0.004151525	-0.004059566	-0.004063947	-0.003973908	0.113103122
97	898	-0.003974086	-0.003886656	-0.003890695	-0.003805	0.10921419
98	903	-0.003805165	-0.003721854	-0.003725756	-0.003644189	0.105490094
99	908	-0.003644344	-0.003565037	-0.00356872	-0.003491073	0.101922939
100	913	-0.003491218	-0.003415715	-0.003419191	-0.003345269	0.098505223
101	918	-0.003345404	-0.003273513	-0.003276795	-0.003206407	0.095229818
102	923	-0.003206534	-0.003138072	-0.00314117	-0.003074139	0.092089959
103	928	-0.003074257	-0.003009005	-0.003011976	-0.00294813	0.089079219
104	933	-0.00294824	-0.002886122	-0.002888886	-0.002828062	0.086191499
105	938	-0.002828165	-0.002768979	-0.00277159	-0.002713634	0.08342101
106	943	-0.002713731	-0.002657327	-0.002659793	-0.002604559	0.080762255
107	948	-0.002604649	-0.002550885	-0.002553216	-0.002500564	0.078210019
108	953	-0.002500649	-0.00244939	-0.002451593	-0.002401392	0.075759351
109	958	-0.002401471	-0.00235259	-0.002354673	-0.002306797	0.073405552
110	963	-0.002306871	-0.002260246	-0.002262216	-0.002216546	0.071144162
111	968	-0.002216616	-0.002172133	-0.002173996	-0.002130421	0.068970946
112	973	-0.002130486	-0.002088036	-0.002089798	-0.002048212	0.066881885
113	978	-0.002048273	-0.002007752	-0.00200942	-0.001969721	0.064873162
114	983	-0.001969778	-0.00193109	-0.001932669	-0.001894762	0.062941153
115	988	-0.001894815	-0.001857867	-0.001859362	-0.001823157	0.061082414
116	993	-0.001823207	-0.001787912	-0.001789328	-0.001754739	0.059293676
117	998	-0.001754786	-0.00172106	-0.001722402	-0.001689349	0.057571833
118	1003	-0.001689393	-0.001657159	-0.00165843	-0.001626836	0.055913932

Figura H.1. Método de Runge Kutta de 4to orden para la fracción de lodos.

El número de iteraciones fueron de 118. Los valores de esta iteración corresponden a una temperatura de 730°C, tiempo de 50,15 minutos y fracción de lodo de 0,05591393. De igual manera, se realizó el mismo procedimiento para la fracción de biocarbón y gases, obteniendo una fracción de 0,356538 y 0,5755586 respectivamente, para la temperatura de 730°C.

APÉNDICE I. COSTOS

I.1. COSTOS DE SUMINISTROS

Tabla I.1. Costos de suministros

	Requerimiento anual	Costo unitario	Costo total
Energía eléctrica	301287,96 kW	\$ 0,0933 / kW	\$ 28110,17
Diésel	995,30 galones	\$ 2,74 / galón	\$ 2727,13
Nitrógeno	210 m ³	\$ 5,55 / m ³	\$ 1165,50
			\$ 32002,80

Los costos de energía eléctrica y combustible fueron calculados de acuerdo con los precios actuales que maneja el mercado ecuatoriano. En cuanto al precio del nitrógeno, se realizó una cotización a una empresa local distribuidora de este suministro, la cual proporcionó un precio de \$5,55 / m³ de nitrógeno.

I.2. BALANCE DE PERSONAL

Tabla I.2. Costos de personal

Cargo	Cantidad	Sueldo	Décimo tercero	Décimo cuarto	Sueldo/año*t rabajador	Sueldo/año
Operadores	2	\$ 394	\$ 394	\$ 394	\$ 5516	\$ 11200
Ingenieros Químicos	1	\$ 1000	\$ 1000	\$ 1000	\$ 14000	\$ 14000
						\$ 25200

I.3. COSTOS DE OBRAS FÍSICAS

Tabla I.3. Costos de obras físicas

Rubro	Unidad de Medida	Cantidad	Costo Unitario	Costo Total
Redes Eléctricas	Puntos de iluminación	35	\$ 320,00	\$ 11200,00
	Puntos eléctricos	35	\$ 180,00	\$ 6300,00
	Tablero	2	\$ 3000,00	\$ 6000,00
Bodega	m ²	40	\$ 250,00	\$ 10000,00
Construcción civil (materiales, mano de obra)				\$ 11650,00
				\$ 45150,00

APÉNDICE J. REACTORES DE PIRÓLISIS LENTA

Tabla J.1 Resumen de reactores de pirólisis de Lodos de Aguas Residuales (Raheem *et al.*, 2018)

Tipo de reactor	Condiciones de operación	Resultados	Ventajas	Desventajas	Referencia
Horno tubular horizontal	<ul style="list-style-type: none"> - Tipo de pirólisis: pirólisis rápida (PR) y pirólisis lenta (PL) - Modo de operación: Batch - Velocidad de calentamiento: 8 °C/min (PL); 100 °C/min (PR) - Carga de alimentación: 120-200 g 	<p>Rendimiento de alquitrán: 46,14%</p> <p>Rendimiento de Char: 47,07%</p> <p>Rendimiento de gas no condensable: 28,64%</p>	<p>Datos cinéticos</p> <p>Mayor rendimiento total de gas con el aumento de temperatura.</p>	<p>Bajo rendimiento de alquitrán.</p> <p>Bajas cargas de lodo.</p>	(Gao <i>et al.</i> , 2014)
Horno de pirólisis y carbonización	<ul style="list-style-type: none"> - Tipo de pirólisis: Lenta - Carga de alimentación: 500 g - Temperatura: 400-600 °C - Tiempo de residencia: 1 hora - Modo de operación: Batch 	<p>La proporción de rendimiento de carbón disminuyó gradualmente de 60,6 a 53,1%, mientras que el contenido de cenizas aumentó en 15.6% con respecto al aumento en la temperatura de pirólisis de 400 a 600 °C.</p>	<p>Inmovilización de metales pesados en biochar.</p> <p>Potencial para mejorar la calidad y minimizar la toxicidad y los efectos asociados del carbón mediante el control de la temperatura de pirólisis.</p>	<p>En comparación con otros adsorbentes como el carbón activado, se encontró que el área de superficie específica del biochar de lodos, era menor de 10 m²/g.</p>	(Jin <i>et al.</i> , 2016)
Tornillo	<ul style="list-style-type: none"> - Tipo de pirólisis: Lenta - Temperatura: 500-800 °C - Carga de alimentación: 4,35-100 g/min - Tiempo de residencia: 6-46 min - Modo de operación: Continuo 	<p>Rendimiento bioaceite: 16,69 %</p> <p>Rendimiento de gas no condensable: 16,49 %</p> <p>Rendimiento de Char: 65,2 %</p>	<p>El poder calorífico de los bio-carbones obtenidos en diferentes condiciones está en el rango de 8,97–13,17 MJ/kg</p>	<p>Una temperatura más alta puede promover la liberación adicional de compuestos volátiles en el carbón, mientras que un tiempo de residencia sólido más largo puede tener un efecto de inhibición en la evolución de los compuestos volátiles.</p>	(Gao <i>et al.</i> , 2017)
Horno de microondas (MW)	<ul style="list-style-type: none"> - Tipo de pirólisis: Lenta - Temperatura: 400-800 °C - Carga de alimentación: 200 g - Tiempo de residencia: 30 min - Modo de operación: Batch - Potencia del MW: 900 vatios a una frecuencia de 2450 MHz 	<p>Rendimiento bioaceite: 14-20 %</p> <p>Rendimiento de gas no condensable: 15-29 %</p> <p>Rendimiento de Char: 57-69 %</p>	<p>El poder calorífico del bio-aceite varió de 8700 a 9200 kcal/kg</p> <p>Recuperación máxima de energía del 54% a 600 °C.</p>	<p>La temperatura elevada disminuye el rendimiento de bio-oil y bio-char y aumenta los productos gaseosos.</p>	(Lin, Lai, Zeng, & Chiang, 2017)

APÉNDICE K. ECUACIONES PARA EL CÁLCULO DE LAS ESPECIFICACIONES DEL REACTOR

Tabla K.1 Parámetros y ecuaciones para el dimensionamiento del reactor de tornillo sin fin

Parámetro	Significado	Ecuación	Términos	N° Ec.
Capacidad de transporte	Es el flujo másico de entrada que ingresa al reactor de tornillo.	$F = \frac{PLD \times (100\% - HL)}{t_{op}}$	F, Flujo másico de entrada al reactor (ton/h), PLD, Producción de lodos diaria (ton/día), HL, Humedad de los lodos (%), t_{op} , Tiempo de operación diaria (h/día)	K.1
Área de relleno del canalón	Es aquella área que ocupa el material que se desplaza dentro del reactor.	$S = \frac{\pi \times D^2}{4}$	S, Área de relleno del transportador (m ²), D, Diámetro del canalón del transportador (m)	K.2
Velocidad de desplazamiento	Es aquella velocidad con la que el material se desplaza en la dirección longitudinal del eje del reactor	$\tilde{V} = \frac{F}{3600 \times S \times \rho \times i}$	\tilde{V} , Velocidad de desplazamiento (m/s), F, Flujo másico de entrada al reactor (ton/h), S, Área de relleno del transportador (m ²), ρ , Densidad de los lodos secos (t/m ³), i, Coeficiente de disminución de flujo por inclinación, y para evitar amontonamiento en el canalón. Este coeficiente puede seleccionarse de la tabla 2.7.	K.3
Longitud del reactor de tornillo	Esta depende del tiempo de residencia del material y la velocidad con la cual se mueve.	$L = t_R \times \tilde{V}$	L, Longitud del reactor (m), t_R , Tiempo de residencia en el reactor (s), \tilde{V} , Velocidad de desplazamiento (m/s)	K.4
Volumen del reactor de tornillo	Es el espacio total que contiene el reactor.	$V = \frac{\pi \times D^2 \times L}{4}$	V, Volumen del reactor (m ³), D, Diámetro del canalón del transportador (m), L, Longitud del reactor (m).	K.5
Paso de hélice	Este depende del diámetro del reactor de tornillo.	$P = \frac{D}{2}$	P, Paso del tornillo o paso de hélice (m), D, Diámetro del canalón del transportador (m).	K.6
Velocidad de giro	Es la velocidad con la que se mueven las hélices.	$n = \frac{\tilde{V} \times 60}{P}$	n, Velocidad de giro (RPM), \tilde{V} , Velocidad de desplazamiento (m/s), P, Paso del tornillo o paso de hélice (m),	K.7

Tabla K.2 Parámetros y ecuaciones para determinar la transferencia de calor necesaria para el reactor de tornillo sin fin

Parámetro	Ecuación	Términos	N° Ec.
Calor necesario en el reactor de tornillo sin fin	$Q = U_A \times \text{MLDT}$	Q, Transferencia de calor necesaria en el reactor (W), MLDT, Diferencia de temperatura media logarítmica (K), U _A , Coeficiente global de transferencia de calor (W/K).	K.8
Coeficiente global de transferencia de calor	$U_A = \frac{1}{\frac{1}{A_i \times h_{N_2}} + \frac{\ln\left(\frac{r_e}{r_i}\right)}{2\pi \times K_{\text{acero}} \times L} + \frac{1}{A_e \times h_{N_2}} + \frac{\ln\left(\frac{r_i}{r_i - r_p}\right)}{2\pi \times K_{\text{lodos}} \times L}}$	U _A , Coeficiente global de transferencia de calor (W/K). A _i , Área superficial interna del reactor (m ²), A _e , Área superficial externa del reactor (m ²), h _{N₂} , Coeficiente de convección del nitrógeno (W/m ² -K), r _i , Radio interno del reactor (m), r _e , Radio externo del reactor (m), K _{Acero} , Coeficiente de conducción del acero (W/m-K), K _{Lodos} , Coeficiente de conducción de los lodos (W/m-K), r _p , Radio de las partículas de lodo (m), L, Longitud del reactor (m).	K.9
Diferencia de temperatura media logarítmica	$\text{MLDT} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)}$	MLDT, Diferencia de temperatura media logarítmica (K) T ₁ , Temperatura inicial de fluido caliente (K), T ₂ , Temperatura final de fluido caliente (K), t ₁ , Temperatura inicial de fluido frío (K), t ₂ , Temperatura final de fluido frío (K).	K.10

APÉNDICE L. REQUERIMIENTOS ENERGÉTICOS DE LOS EQUIPOS

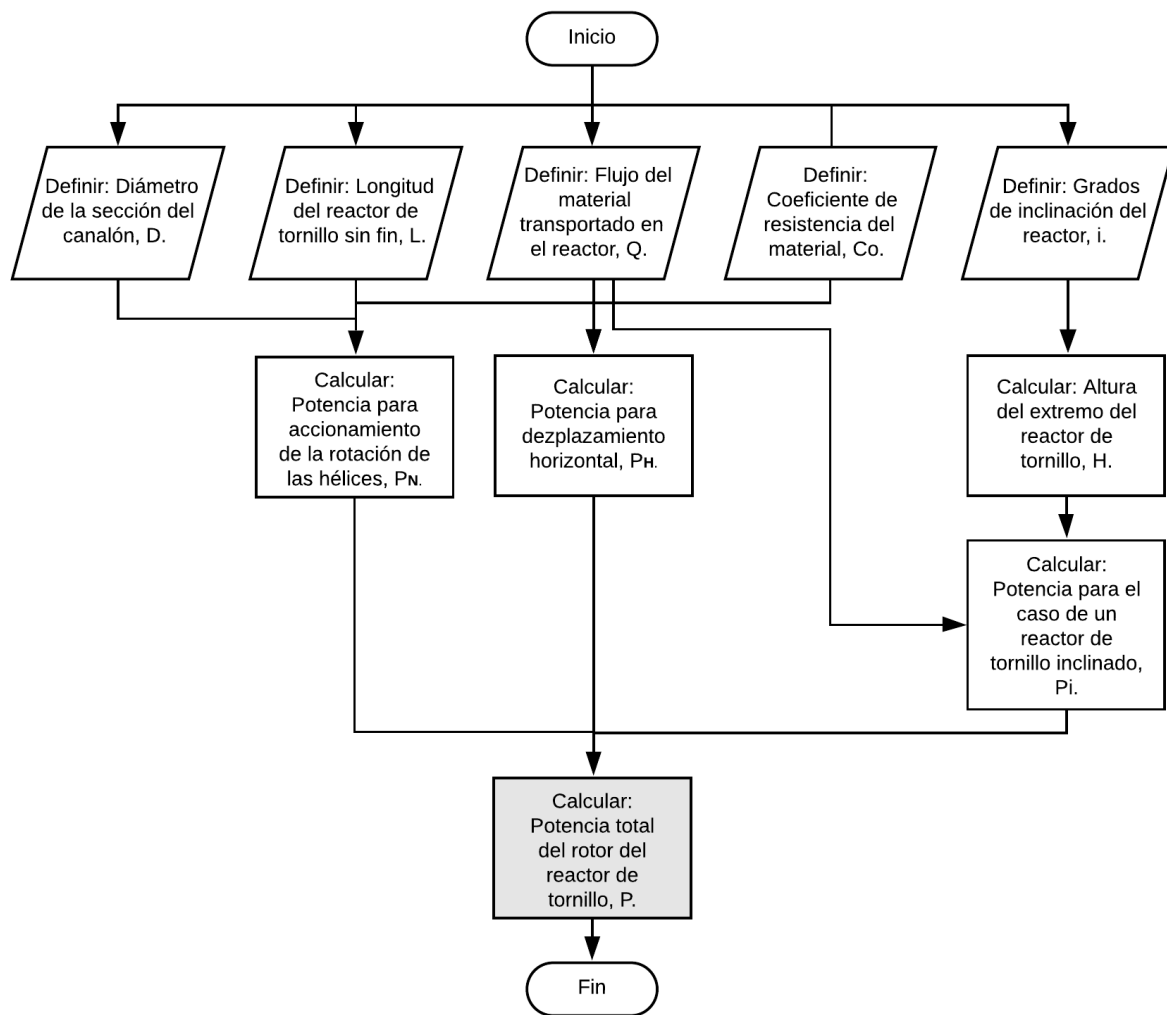


Figura L.1 Metodología empleada para el cálculo del requerimiento energético del rotor del reactor de tornillo sin fin.

A continuación, se presentan las ecuaciones utilizadas para desarrollar la metodología del requerimiento energético del rotor del reactor, expuesta en la figura L.1:

Tabla L.1 Parámetros y ecuaciones para determinar el requerimiento energético del rotor del reactor de tornillo sin fin (Rodríguez, 2017)

Parámetro	Ecuación	Términos	N° Ec.
Potencia necesaria para el desplazamiento horizontal del material	$P_H = \frac{C_o \times Q \times L}{367}$	P _H , Potencia necesaria para el desplazamiento horizontal (kW), Q, Flujo del material transportado (t/h), L, Longitud del reactor de tornillo (m) C _o , Coeficiente de resistencia del material. Este coeficiente puede seleccionarse de la tabla L.2.	L.1
Potencia necesaria para el accionamiento del rotor de las hélices	$P_N = \frac{D \times L}{20}$	PN, Potencia necesaria para el accionamiento del rotor de las hélices (kW), D, Diámetro de la sección del canalón (m), L, Longitud del reactor de tornillo (m)	L.2
Potencia para el caso de un reactor de tornillo inclinado	$P_i = \frac{Q \times H}{367}$	P _i , Potencia para el caso de un reactor de tornillo inclinado (kW), Q, Flujo del material transportado (t/h), H, Altura del extremo del reactor de tornillo (m)	L.3
Potencia total del rotor del reactor de tornillo	$P = P_i + P_N + P_H$	P, Potencia total del rotor del reactor de tornillo (kW) P _H , Potencia necesaria para el desplazamiento horizontal (kW), PN, Potencia necesaria para el accionamiento del rotor de las hélices (kW), P _i , Potencia para el caso de un reactor de tornillo inclinado (kW),	L.4

Tabla L.2 Coeficientes de resistencia del material según su tipo (Rodríguez, 2017)

Materiales de distinta naturaleza	
Tipo de material	Valor de Co
Harina, serrín, productos granulosos	1,2
Turba, sosa, polvo de carbón	1,6
Antracita, carbón, sal de roca	2,5
Yeso, arcilla seca, tierra fina, cemento, cal	4,0

Asimismo, se determinó el requerimiento energético del compresor de gases de combustión, siguiendo la metodología presentada en la figura L.2.

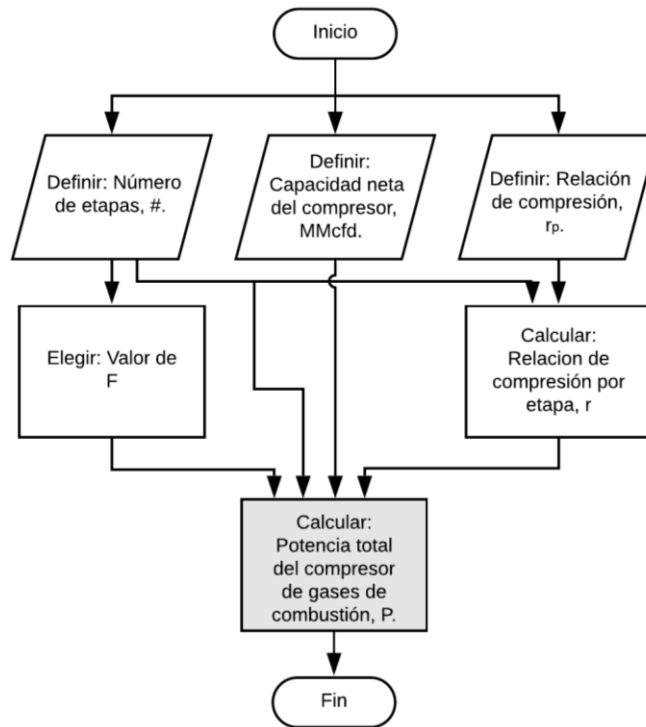


Figura L.2 Metodología empleada para el cálculo del requerimiento energético del compresor

A continuación, se presentan las ecuaciones utilizadas para desarrollar la metodología del requerimiento energético del compresor, expuesta en la figura L.2:

Tabla L.2 Parámetros y ecuaciones para determinar el requerimiento energético del compresor de gases de combustión (INTECH, 2018)

Parámetro	Ecuación	Términos	N° Ec.
Potencia total del compresor de gases de combustión	$P = 22 \times r \times \# \times \text{MMcfd} \times F$	P, Potencia total del compresor de gases de combustión (hp) r, Relación de compresión por etapa, #, Número de etapas, MMcfd, Capacidad neta del compresor (ft ³ /día), F, Coeficiente de etapas de compresión	L.5
Relación de compresión por etapa	$r = \sqrt[\#]{r_p}$	r, Relación de compresión por etapa, #, Número de etapas, r _p , Relación de compresión.	L.6

Adicionalmente, se estableció el requerimiento energético de los demás equipos según su potencia nominal, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla L.3 Requerimientos energéticos de los equipos según su potencia nominal

Equipo	Código	Potencia nominal
Secadores	S-101	48,00 kW
Blower	V-101	1,50 kW
Bomba de diésel	P-101	0,25 kW

APÉNDICE M. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR

Se realizó una representación a escala del reactor de tornillo, en el programa SolidWorks.

Figura M.1 Vista lateral transversal del reactor

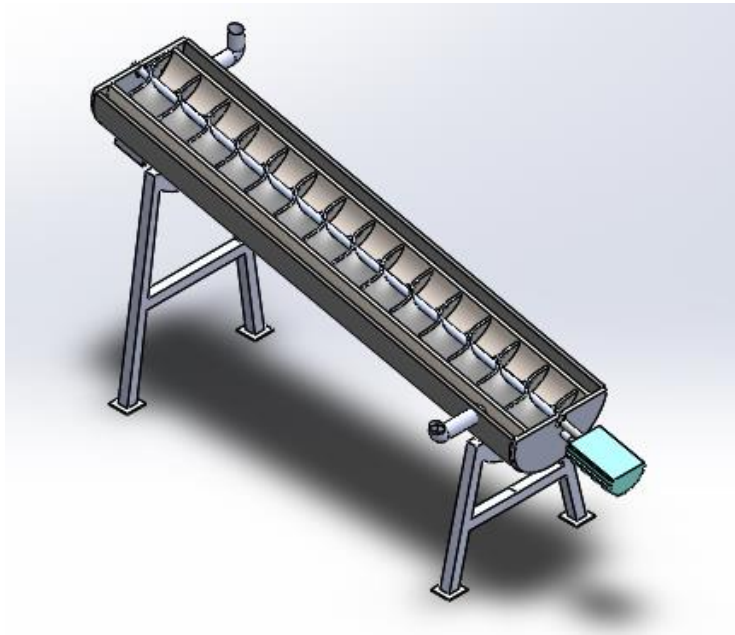


Figura M.1 Vista superior transversal del reactor

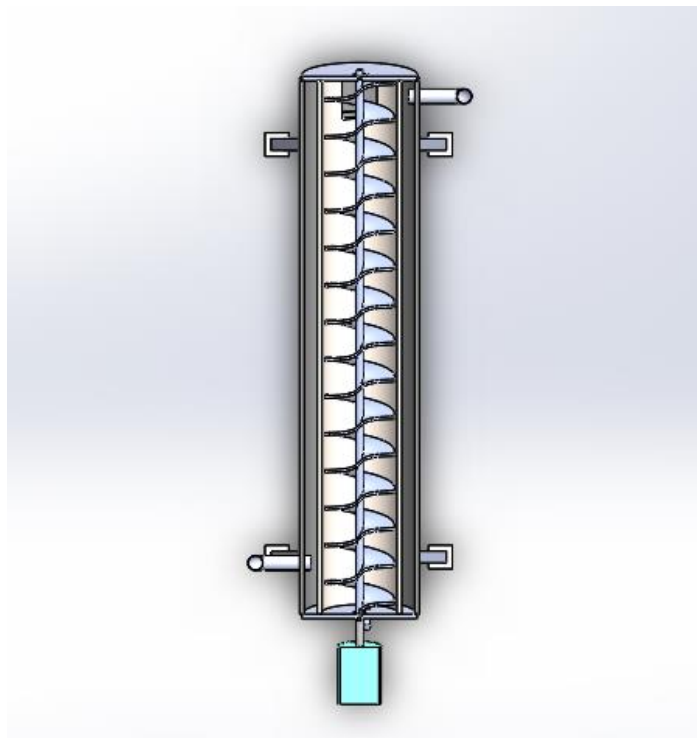


Figura M.1 Vista frontal del reactor

