

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y  
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOCARBÓN INDUSTRIAL,  
A PARTIR DE CÁSCARAS DE CACAO POR TORREFACCIÓN HÚMEDA**

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

**KATHERINE DANIELA JÁCOME SANDOYA**

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

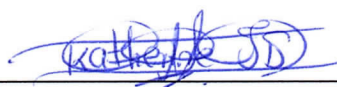
**Quito, marzo 2022**

© Escuela Politécnica Nacional 2022  
Reservados todos los derechos de reproducción

## DECLARACIÓN

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

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

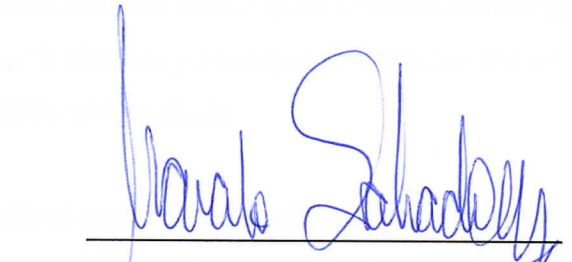


---

Katherine Daniela Jácome Sandoya

## CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Katherine Daniela Jácome Sandoya, bajo mi supervisión.



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

## AGRADECIMIENTOS

A Dios y la Virgen María porque han fortalecido mi constancia, predisposición y entrega para desarrollar este proyecto; y entender que su tiempo y su plan es perfecto.

A mis padres Orfi y Manuel, que son mi principal apoyo, respaldo y soporte de mis sueños; por creer en mí, confiar en mis objetivos y sentirse orgullosos de mis logros, a mi madre por estar dispuesta a acompañarme en mis largas jornadas de estudio y siempre esperándome con una tacita de té; a mi padre por cada esfuerzo y sacrificio, por cada consejo que me han servido para cumplir mis metas a lo largo de mi vida.

A mis hermanos, Vinicio y Jefferson por ser mi apoyo incondicional y que sin ellos este camino hubiera sido más complicado de transitar. Gracias a mi cuñada Mónica por sus consejos, a Amelia por sacarme una sonrisa y despejar mi vida del estrés y el caos sin saber que me ayudaba a organizar mis ideas.

A la FIQA que me permitió conocer excelentes personas y profesores que me han compartido no solo sus conocimientos académicos sino también sus valores éticos y morales; al Ing. Marcelo Salvador por su orientación y sus recomendaciones siendo un pilar importante en el progreso de este trabajo a pesar de la situación bajo la cual se realizó.

A mis amigos que siempre estuvieron pendientes y con una palabra de aliento para seguir adelante en la ejecución de este trabajo, especialmente a Mary y Wendy que desde inicio a fin de la carrera han sido mis compañeras compartiendo momentos buenos y malos que permitieron fortalecer nuestra amistad. A Miry y Stefy C., que durante mis estudios universitarios fueron mi compañía llegando a ser mis hermanas de otra mamá mientras cada una cumplíamos nuestros sueños lejos de casa. También a Pame, Stefy R., Mony, Bryan, Diego y Andreita que en diferentes etapas de mi vida han sido un apoyo constante enseñándome el valor de una amistad sincera.

## DEDICATORIA

A mis papás que gracias a ellos ahora soy quien soy y he concluido con mi mayor meta, que su amor invertido en mí se traduce en esfuerzo y dedicación para cumplir más sueños. Gracias, señora Orfa Mercedes Sandoya Guaicha y señor Manuel Floresmilo Jácome su herencia para mí no son solo los estudios sino también su enseñanza para trazar mi camino y caminar por mi propia cuenta, son mis pilares en la vida a los que dedico este trabajo.

A Katherine de 17 años que tuvo la valentía de confiar en sus sueños y sin dudarlo se arriesgó a emprender una aventura lejos de su hogar y sus padres que ha sido como una montaña rusa, y que hoy culmina confirmando que los sueños se cumplen cuando se convierten en metas con un plan y con objetivos que se ejecutan con esfuerzo y constancia.

## ÍNDICE DE CONTENIDOS

	<b>PÁGINA</b>
<b>RESUMEN.....</b>	<b>xviii</b>
<b>1. JUSTIFICACIÓN.....</b>	<b>1</b>
1.1 Antecedentes y descripción del problema.....	1
1.2 Materia prima .....	3
1.3 Definición del producto .....	3
1.4 Capacidad y localización de la planta.....	4
1.5 Mercado.....	6
1.6 Tecnología utilizada en la producción de biocarbón .....	6
<b>2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....</b>	<b>12</b>
2.1 Descripción de las materias primas, insumos y servicios auxiliares presentes durante el proceso.....	12
2.1.1 Materia prima .....	12
2.1.2 Insumos .....	14
2.1.3 Servicios auxiliares.....	14
2.2 Esquema del proceso.....	14
2.2.1 Recepción materia prima .....	17
2.2.2 Molienda .....	17
2.2.3 Tamizado.....	17
2.2.4 Mezclado.....	17
2.2.5 Pre calentamiento .....	18
2.2.6 Reacción HTC .....	18
2.2.7 Despresurización .....	19
2.2.8 Filtrado.....	19
2.2.9 Secado.....	19
2.2.10 Peletización .....	19
<b>3. BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS .....</b>	<b>20</b>
3.1 Propiedades fisicoquímicas de la suspensión de las cáscaras de cacao .....	20
3.2 Dimensionamiento del molino de martillos .....	24
3.2.1 Superficie de cribado .....	24

3.3	Dimensionamiento del tamiz.....	31
3.4	Criterios de diseño para el tanque agitado utilizado en la mezcla de la biomasa con agua.....	32
3.4.1	Selección del material de construcción.....	32
3.4.2	Estructura y forma del tanque de mezcla.....	34
3.4.3	Espesor de la pared del tanque .....	37
3.4.4	Fondo del tanque .....	40
3.4.5	Techo del tanque.....	41
3.4.6	Diseño del sistema de agitación .....	41
3.4.7	Potencia del motor del agitador.....	43
3.5	Criterios de diseño para el intercambiador de calor .....	46
3.5.1	Asignación de los fluidos a la carcasa y a los tubos.....	46
3.5.2	Velocidad de transferencia de calor.....	47
3.5.3	Flujos máxicos de los fluidos .....	48
3.5.4	Diferencia de temperatura promedio logarítmica.....	49
3.5.5	Propiedades físicas de los fluidos.....	51
3.5.6	Selección del tipo de intercambiador.....	52
3.5.7	Velocidades del fluido en los tubos y la carcasa.....	60
3.5.8	Condiciones de la caída de presión.....	61
3.5.9	Coeficiente de transferencia de calor.....	61
3.5.10	Caída de presión en el intercambiador.....	68
3.6	Criterios de diseño del reactor para la reacción de carbonización hidrotérmica (HTC).....	72
3.6.1	Consideraciones de diseño .....	72
3.6.2	Material del reactor.....	73
3.6.3	Dimensionamiento del reactor.....	74
3.6.4	Presión de diseño.....	78
3.6.5	Temperatura de diseño.....	79
3.6.6	Esfuerzo de diseño.....	79
3.6.7	Sistema de agitación .....	81
3.6.8	Sistema de calentamiento.....	84
3.7	Criterios de diseño para el tanque flash .....	88
3.7.1	Material del tanque separador .....	88
3.7.2	Dimensionamiento del tanque flash o separador.....	89
3.7.3	Presión de diseño.....	92
3.7.4	Temperatura de diseño.....	93
3.7.5	Esfuerzo de diseño.....	93
3.8	Dimensionamiento del filtro decantador.....	95
3.9	Dimensionamiento del secador.....	95
3.10	Dimensionamiento de la peletizadora.....	95
3.11	Criterios de selección para bombas y tuberías .....	96
3.11.1	Dimensionamiento de tuberías .....	96



3.11.2	Dimensionamiento de las bombas .....	98
<b>4.</b>	<b>DISEÑO DE LA PLANTA .....</b>	<b>104</b>
4.1	Balance de masa .....	104
4.2	Balance de energía .....	105
4.2.1	Consumo de vapor en el precalentamiento de la suspensión .....	105
4.2.2	Consumo de energía eléctrica .....	108
4.3	Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos .....	110
4.3.1	Cálculos para el diseño del tanque de mezcla de biomasa y agua.....	110
4.3.2	Cálculos para el diseño del intercambiador de calor .....	116
4.3.3	Cálculos para el diseño del reactor para la reacción de carbonización hidrotérmica .....	133
4.3.4	Cálculos para el tanque flash o separador .....	142
4.3.5	Dimensionamiento de bombas y tuberías .....	148
4.4	Selección de equipos.....	158
4.5	Hoja de especificación de los equipos principales .....	158
4.6	Planificación de la producción .....	165
4.7	Diagrama de bloques (BPD).....	167
4.8	Diagrama PFD de la planta .....	169
4.9	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) de la planta.....	174
4.10	Diagrama layout y vistas de la planta .....	179
<b>5.</b>	<b>ESTUDIO DE LA PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA .....</b>	<b>183</b>
5.1	Inversión.....	183
5.2	Costos fijos .....	185
5.3	Costos variables .....	186
5.4	Depreciación.....	187
5.5	Ingresos .....	189
5.5.1	Ingresos por venta de productos .....	190
5.5.2	Ingresos por valor de desecho .....	192

5.6	Flujo de caja neto.....	193
5.7	Indicadores financieros .....	195
5.7.1	Valor actual neto (VAN).....	195
5.7.2	Tasa interna de retorno (TIR).....	196
5.7.3	Período de recuperación.....	198
<b>6.</b>	<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....</b>	<b>200</b>
6.1	Conclusiones.....	200
6.2	Recomendaciones .....	201
	<b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>202</b>
	<b>ANEXOS .....</b>	<b>221</b>

## ÍNDICE DE TABLAS

	<b>PÁGINA</b>
<b>Tabla 1.1.</b> Composición proximal, elemental y PCS del biocarbón .....	4
<b>Tabla 2.1.</b> Composición proximal, elemental y poder calórico de las cáscaras de cacao ...	12
<b>Tabla 2.2.</b> Contenido de la fibra vegetal de las cáscaras de cacao .....	13
<b>Tabla 2.3.</b> Productos obtenidos de la reacción HTC.....	18
<b>Tabla 3.1.</b> Características fisicoquímicas de las cáscaras de cacao y de la suspensión. ....	20
<b>Tabla 3.2.</b> Propiedades termodinámicas del agua y vapor a diferentes temperaturas.....	21
<b>Tabla 3.3.</b> Características de la cáscara del cacao .....	22
<b>Tabla 3.4.</b> Capacidad básica .....	25
<b>Tabla 3.5.</b> Factor de rechazo.....	27
<b>Tabla 3.6.</b> Factor de semi-tamaño.....	27
<b>Tabla 3.7.</b> Factor de eficiencia.....	27
<b>Tabla 3.8.</b> Factor de agua de riego.....	28
<b>Tabla 3.9.</b> Factor de apertura de la malla .....	28
<b>Tabla 3.10.</b> Factor de posición de la malla.....	29
<b>Tabla 3.11.</b> Factor de lajas.....	29
<b>Tabla 3.12.</b> Factor de inclinación de la criba.....	29
<b>Tabla 3.13.</b> Área libre en mallas .....	30
<b>Tabla 3.14.</b> Factor de área libre de paso.....	31
<b>Tabla 3.15.</b> Composición química de las planchas A36 y A283 grado C.....	33
<b>Tabla 3.16.</b> Requerimientos de torsión de las planchas A36 y A283, grado C .....	34
<b>Tabla 3.17.</b> Tensión admisible de la plancha A36M.....	38
<b>Tabla 3.18.</b> Velocidad de corrosión atmosférica para el acero.....	38
<b>Tabla 3.19.</b> Proporciones geométricas de un sistema de agitación estándar .....	42
<b>Tabla 3.20.</b> Espesores mínimos para carcasa de intercambiadores de calor .....	55

<b>Tabla 3.21.</b> Constantes para uso de la Ecuación 3.29.....	57
<b>Tabla 3.22.</b> Tolerancias y espacios de los deflectores típicos .....	58
<b>Tabla 3.23.</b> Velocidad de diseño típicas para fluidos .....	60
<b>Tabla 3.24.</b> Valores referenciales de presión para el diseño de intercambiadores .....	61
<b>Tabla 3.25.</b> Valores referenciales del comportamiento de un fluido .....	64
<b>Tabla 3.26.</b> Datos necesarios para el diseño del reactor HTC .....	72
<b>Tabla 3.27.</b> Propiedades fisicoquímicas de la suspensión en el reactor.....	72
<b>Tabla 3.28.</b> Propiedades mecánicas y composición química de los materiales para el reactor .....	74
<b>Tabla 3.29.</b> Propiedades mecánicas de la plancha SA-240-304 de 500 a 600 °F.....	80
<b>Tabla 3.30.</b> Relaciones geométricas para el sistema de agitación de un CSTR .....	82
<b>Tabla 3.31.</b> Número de potencia.....	84
<b>Tabla 3.32.</b> Especificaciones del tubo para el serpentín .....	87
<b>Tabla 3.33.</b> Propiedades de los fluidos en el separador flash.....	89
<b>Tabla 3.34.</b> Propiedades mecánicas de la plancha SA-240-304 de 200 a 500 °F.....	94
<b>Tabla 3.35.</b> Velocidad óptima para fluidos dentro de la tubería.....	96
<b>Tabla 3.36.</b> Velocidades típicas de flujo .....	97
<b>Tabla 3.37.</b> Coeficiente de pérdidas de cabeza, k, para diferentes accesorios .....	100
<b>Tabla 4.1.</b> Balance de masa general.....	104
<b>Tabla 4.2.</b> Consumo diario de energía eléctrica en la planta de biocarbón.....	109
<b>Tabla 4.3.</b> Dimensiones de los accesorios del tanque agitado.....	114
<b>Tabla 4.4.</b> Dimensiones del tubo para el intercambiador de calor 1 .....	118
<b>Tabla 4.5.</b> Características generales en el diseño del intercambiador de calor 2.....	129
<b>Tabla 4.6.</b> Dimensionamiento de los tubos para el intercambiador de calor 2.....	129
<b>Tabla 4.7.</b> Dimensionamiento de la carcasa para el intercambiador de calor 2 .....	130
<b>Tabla 4.8.</b> Resultados de los cálculos para el coeficiente de calor por el lado de los tubos del intercambiador de calor 2.....	130

<b>Tabla 4.9.</b> Resultados de los cálculos para el coeficiente de calor por el lado de la coraza del intercambiador de calor 2.....	131
<b>Tabla 4.10.</b> Resultados del cálculo de la caída de presión por el lado de los tubos para el intercambiador de calor 2 .....	132
<b>Tabla 4.11.</b> Resultados del cálculo de la caída de presión por el lado de la coraza para el intercambiador de calor 2 .....	133
<b>Tabla 4.12.</b> Dimensiones del reactor.....	135
<b>Tabla 4.13.</b> Dimensiones del sistema de agitación del reactor .....	138
<b>Tabla 4.14.</b> Dimensiones del tanque flash 2.....	146
<b>Tabla 4.15.</b> Accesorios empleados en la tubería para transporte de agua.....	151
<b>Tabla 4.16.</b> Hoja de especificación para el tanque de mezcla de la biomasa y el agua ....	159
<b>Tabla 4.17.</b> Hoja de especificación del intercambiador de calor 1 .....	160
<b>Tabla 4.18.</b> Hoja de especificación del intercambiador de calor 2 .....	161
<b>Tabla 4.19.</b> Hoja de especificación para el reactor de carbonización hidrotérmica .....	162
<b>Tabla 4.20.</b> Hoja de especificación del tanque flash 1 .....	163
<b>Tabla 4.21.</b> Hoja de especificación del tanque flash 2.....	164
<b>Tabla 5.1.</b> Costo de la inversión fija .....	184
<b>Tabla 5.2.</b> Sueldo del personal de la planta.....	185
<b>Tabla 5.3.</b> Costos fijos totales.....	186
<b>Tabla 5.4.</b> Costos directos de producción.....	187
<b>Tabla 5.5.</b> Porcentaje de depreciación de bienes .....	188
<b>Tabla 5.6.</b> Costos de depreciación .....	189
<b>Tabla 5.7.</b> Ingreso por ventas de biocarbón.....	191
<b>Tabla 5.8.</b> Valor de desecho de los activos .....	193
<b>Tabla 5.9.</b> Flujo de caja neto de la planta.....	194
<b>Tabla 5.10.</b> Consideraciones del VAN para un proyecto .....	195
<b>Tabla 5.11.</b> Indicadores financieros .....	198

<b>Tabla A.III. 1.</b> Propiedades del aire y agua para el diseño del intercambiador de calor 3 .....	262
<b>Tabla A.III.2.</b> Características generales del intercambiador de calor 3.....	263
<b>Tabla A.III.3.</b> Dimensionamiento de los tubos para el intercambiador de calor 3 .....	263
<b>Tabla A.III.4.</b> Dimensionamiento de la carcasa para el intercambiador de calor 3 .....	263
<b>Tabla A.III.5.</b> Resultados de los cálculos para el coeficiente de calor por el lado de los tubos del intercambiador de calor 3.....	264
<b>Tabla A.III.6.</b> Resultados de los cálculos para el coeficiente de calor por el lado de la coraza del intercambiador de calor 3.....	265
<b>Tabla A.III.7.</b> Resultados del cálculo de la caída de presión por el lado de los tubos para el intercambiador de calor 3 .....	266
<b>Tabla A.III.8.</b> Resultados del cálculo de la caída de presión por el lado de la coraza para el intercambiador de calor 3.....	267
<b>Tabla A.III.9.</b> Resultado del volumen del tanque de mezcla y del reactor.....	268
<b>Tabla A.V.1.</b> Materiales para la construcción de tubos de intercambiadores de calor .....	270
<b>Tabla A.V.2.</b> Materiales para la construcción de corazas de intercambiadores de calor ..	270
<b>Tabla A.VI.1.</b> Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor.....	272
<b>Tabla A.VII.1.</b> Disposición de los espejos de tubos arreglo triangular .....	274
<b>Tabla A.VII.2.</b> Disposición de los espejos de tubos arreglo en cuadro .....	275

## ÍNDICE DE FIGURAS

	<b>PÁGINA</b>
<b>Figura 1.1.</b> Ubicación geográfica de la planta en la provincia de Los Ríos.....	5
<b>Figura 1.2.</b> Diagrama de Van Krevelen del hidrocarbón mediante HTC. ....	7
<b>Figura 2.1.</b> Esquema del proceso de obtención de biocarbón por HTC .....	15
<b>Figura 3.1.</b> Esquema y relación de los niveles de llenado del tanque.....	35
<b>Figura 3.2.</b> Esquema de un cabezal-domo toriesférico .....	40
<b>Figura 3.3.</b> Configuración estándar de un tanque de agitación .....	42
<b>Figura 3.4.</b> Selección del agitador .....	43
<b>Figura 3.5.</b> Correlación de potencia para hélices de tres aspas simples con deflectores ....	45
<b>Figura 3.6.</b> Variación de la temperatura en un intercambiador de calor a contracorriente .	50
<b>Figura 3.7.</b> Diagrama del factor de corrección F para intercambiadores de calor comunes de tubos y coraza. ....	51
<b>Figura 3.8.</b> Intercambiador de calor con cabezal interior flotante.....	52
<b>Figura 3.9.</b> Arreglos comunes de los tubos para intercambiadores de calor.....	54
<b>Figura 3.10.</b> Disposiciones de los tubos con particiones de los cabezales.....	55
<b>Figura 3.11.</b> Distancia entre el haz y la carcasa.....	59
<b>Figura 3.12.</b> Esquema del cabezal de tipo semiesférico. ....	75
<b>Figura 3.13.</b> Esquema del reactor para la reacción HTC .....	75
<b>Figura 3.14.</b> Dimensiones de un reactor CSTR.....	82
<b>Figura 3.15.</b> Rango de viscosidad de uso para varios tipos de agitadores .....	83
<b>Figura 3.16.</b> Separador de líquido-vapor, horizontal. ....	92
<b>Figura 4.1.</b> Diagrama de Moody para la fricción de tuberías con paredes lisas y rugosas.....	152
<b>Figura 4.2.</b> Diagrama de Gantt para la producción diaria de biocarbón. ....	166
<b>Figura 4.3.</b> Diagrama de bloques (BPD) para la obtención de biocarbón a partir de cáscaras de cacao mediante carbonización hidrotérmica.....	168

<b>Figura 4.4.</b> Diagrama PFD de la planta para la producción de biocarbón. Plano 1.....	170
<b>Figura 4.5.</b> Diagrama PFD de la planta para la producción de biocarbón. Plano 2.....	171
<b>Figura 4.6.</b> Diagrama PFD de la planta para la producción de biocarbón. Plano 3.....	172
<b>Figura 4.7.</b> Diagrama PFD de la planta para la producción de biocarbón. Plano 4.....	173
<b>Figura 4.8.</b> Diagrama de instrumentación y tubería (P&ID) para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. Plano 1.....	175
<b>Figura 4.9.</b> Diagrama de instrumentación y tubería (P&ID) para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. Plano 2.....	176
<b>Figura 4.10.</b> Diagrama de instrumentación y tubería (P&ID) para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. Plano 3 .....	177
<b>Figura 4.11.</b> Diagrama de instrumentación y tubería (P&ID) para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. Plano 4 .....	178
<b>Figura 4.12.</b> Layout de la planta para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. Plano 1 .....	180
<b>Figura 4.13.</b> Layout de la planta para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. Plano 2 .....	181
<b>Figura 4.14.</b> Layout de la planta para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. Plano 3 .....	182
<b>Figura A.II. 1.</b> Recepción.....	226
<b>Figura A.II.2.</b> Molienda.....	226
<b>Figura A.II.3.</b> Tamizado .....	227
<b>Figura A.II.4.</b> Mezclado.....	228
<b>Figura A.II.5.</b> Pre calentamiento 1 .....	229
<b>Figura A.II.6.</b> Pre calentamiento 2 .....	231
<b>Figura A.II.7.</b> Reacción HTC.....	233
<b>Figura A.II.8.</b> Despresurización 1 .....	241
<b>Figura A.II.9.</b> Despresurización 2 .....	243
<b>Figura A.II.10.</b> Filtrado.....	244
<b>Figura A.II.11.</b> Secado.....	245
<b>Figura A.II.12.</b> Peletización .....	249



<b>Figura A.III. 1.</b> Silo simétrico para flujo másico .....	257
<b>Figura A.III.2.</b> Parámetros geométricos del silo .....	258
<b>Figura A.III.3.</b> Datos de transportadores de banda con rodillos .....	261
<b>Figura A.IV. 1.</b> Tipos y eficiencias de juntas soldadas .....	269
<b>Figura A.VIII.1.</b> Varias disposiciones de carcasas de intercambiadores de calor de tubos y coraza. ....	277
<b>Figura A.IX.1.</b> Factores de transferencia de calor del lado de la coraza, con deflectores segmentados .....	278
<b>Figura A.IX.2.</b> Factor de fricción por el lado de los tubos .....	279
<b>Figura A.IX.3.</b> Factor de fricción por el lado de la coraza .....	280
<b>Figura A.X.1.</b> Catálogo del molino de martillos .....	281
<b>Figura A.X.2.</b> Catálogo del tamiz vibratorio.....	283
<b>Figura A.X.3.</b> Catálogo para el decantador centrífugo .....	284
<b>Figura A.X.4.</b> Catálogo de secadores.....	286
<b>Figura A.X.5.</b> Catálogo para la peletizadora.....	287
<b>Figura A.X.6.</b> Catálogo para el calentador eléctrico.....	288
<b>Figura A.X.7.</b> Catálogo de ventiladores.....	290

## RESUMEN

El presente trabajo tiene como objetivo el diseño de una planta industrial en la provincia de Los Ríos, para producir biocarbón a partir de cáscaras de cacao, a través de la aplicación de torrefacción húmeda o carbonización hidrotérmica.

Se planteó la producción de biocarbón como combustible, como una fuente alternativa de energía y en favor de impulsar el desarrollo y consumo de energías de fuentes renovables dentro del país, con materiales con un alto poder calórico y mejor rendimiento energético que la biomasa o leña.

El proceso inicia con la reducción de tamaño de las cáscaras hasta conseguir un tamaño de partícula con número de malla estándar 35. Luego el material se mezcla con agua hasta conseguir una suspensión homogénea en una relación de 1:10 biomasa – agua. La suspensión se precalienta en dos intercambiadores de calor conectados en serie hasta alcanzar una temperatura de 180 °C. La suspensión ingresa al reactor y se lleva a cabo la carbonización hidrotérmica de la biomasa a 270 °C y 5,6 MPa con un tiempo de residencia de 4 h.

La mezcla resultante del reactor pasa por dos despresurizadores hasta alcanzar una temperatura final de 120 °C, y se recupera vapor que se recircula a los intercambiadores. La mezcla final pasa por un decantador centrífugo donde se separa la fracción líquida de la sólida y se recupera el biocarbón formado que ingresa a un secador donde se elimina el exceso de agua. Finalmente, el biocarbón es peletizado para obtener un combustible sólido de fácil transporte, manipulación y con un alto poder calórico.

Para llevar a cabo el proyecto, se toma como referencia la operación del reactor que trabaja en 6 turnos por día y los 7 días a la semana. Para la implementación se requiere una inversión de 6 943 540,16 USD con un precio de venta del producto fijado en 636,34 USD/t; de tal modo que, la viabilidad del proyecto se evaluó por medio de los indicadores financieros VAN y TIR (4 990 202,33 USD y 20,96 % respectivamente) con un tiempo de recuperación de la inversión de 4,49 años.

# **1. JUSTIFICACIÓN**

En esta sección se detallan los antecedentes, descripción del problema, la materia prima, el producto, la capacidad y localización de la planta, el mercado y la tecnología a aplicar para el diseño de la planta destinada a la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao mediante torrefacción húmeda.

## **1.1 ANTECEDENTES Y DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA**

El consumo de energía a nivel mundial se va incrementando año a año y de acuerdo con investigaciones elaboradas por la Organización Latinoamericana de Energía, OLADE, se establece que para el año 2040 existiría un crecimiento en la tasa de consumo de energía de 1,93 % por año; a partir del último estudio realizado en el año 2017, pasará así de 742 millones de toneladas de petróleo equivalente (Mtep) a 1 109 Mtep, a nivel mundial (OLADE, 2019, p. 306).

En favor de satisfacer la creciente demanda, la OLADE analizó el comportamiento de las fuentes primarias de energía para el año 2040; y se estima que el petróleo sufra una desaceleración en su demanda, y enfoque su participación en la industria petroquímica. Así mismo, se estima una caída en la demanda de carbón mineral en disposición de priorizar las políticas de mejora de calidad del aire (OLADE, 2019, pp. 312-317).

En contraste, la contribución del gas natural cobraría mayor importancia en la matriz energética a nivel mundial, a la par con el impulso de las energías renovables, que se ha establecido como la fuente de más rápido crecimiento y se pronostica un incremento de su contribución de la energía primaria del 4 al 15 % a nivel mundial (OLADE, 2019, pp. 317 - 320).

La principal oferta de energía primaria en el Ecuador proviene del petróleo, con una participación del 87,5 % para el año 2018, del cual el 7,8 % corresponde a

energía de origen renovable que en su mayoría es hidroenergía y leña (IIGE, 2018, p. 23).

En la industria, el consumo de energía es de 14,5 % que se obtiene principalmente de la combustión de productos derivados del crudo, una fuente de energía no renovable, que provoca un efecto adverso al medio ambiente debido a la contaminación (Ministerio Coordinador de Sectores Estratégicos, 2018, p. 88; Ministerio de Energía y Recursos Naturales no Renovables, 2018, p. 24).

Por otro lado, en el boletín situacional del Sistema de Información Pública Agropecuaria (SIPA) y Ministerio de Agricultura y Ganadería (MAG) (2018) señala que: “en Ecuador se registra una producción de cacao de 385 863 t de almendra seca, que significa un crecimiento del 3 % respecto al año anterior, por lo que se considera uno de los principales cultivos permanentes” (p. 3).

Luego de la cosecha la cáscara de la mazorca de cacao en su mayor parte es desechada en el terreno para la quema o, en el mejor de los casos, como abono para el cultivo. La acumulación de estos residuos se convierte en un hábitat alimenticio ideal para fitófagos, depredadores, parasitoides y polinizadores, lo que conlleva a una exposición del agricultor y a una fácil generación y propagación de plagas perjudiciales para el cultivo (Lock, 2018, p. 30; Valarezo Cely, Cañarte Bermúdez y Navarrete Cedeño, 2012, p. 34).

En el país, la aplicación de la biomasa como combustible en reemplazo de combustibles fósiles está liderado por la industria cementera. Así UNACEM, HOLCIM y ATENAS son empresas que manejan esta materia como una alternativa de combustible dentro de sus operaciones. Sin embargo, no satisface al 100 % el remplazo de combustibles derivados del crudo; la biomasa empleada no es modificada, en consecuencia presenta un poder calórico insuficiente para suplir la demanda (ATENAS, 2016; Holcim, 2019, p. 10; UNACEM, 2020).

## 1.2 MATERIA PRIMA

En Ecuador, el cacao es considerado un cultivo permanente, pues, la cosecha se realiza durante todo el año y es el tercer producto no petrolero de mayor exportación. Aunque tiene épocas de picos de mayor producción; los meses de mayor cosecha son de mayo a junio y de septiembre a noviembre. Para el año 2018 el rendimiento nacional fue de 0,62 t/ha de cacao de almendra seca y representó un incremento de 3 % respecto al año anterior, con una producción total de almendra seca de 385 863 t (MAG, 2018, p. 3). En el país se manejan dos variedades de cultivo de cacao, CCN-51 y complejo nacional, con diferente edad de cultivares, 16 y 9 años, respectivamente. Adicionalmente, la variedad CCN-51 presenta mayor rendimiento de productividad con 0,74 t/ha a diferencia de 0,46 t/ha para complejo nacional (MAG, 2019a, p. 2; MAG, 2019b, p. 5).

En el año 2018, las provincias con mayor productividad de superficie fueron Los Ríos (115 910 ha) y Manabí (115 506 ha), y la provincia con mayor producción de almendra seca de cacao fue Los Ríos con 77 660 t, que corresponde al 25,13 % del total de la producción nacional, y alcanzó un rendimiento de 0,67 t/ha (MAG, 2018, p. 5).

## 1.3 DEFINICIÓN DEL PRODUCTO

El producto final será biocarbón, más conocido como *hydrochar* (en inglés). Será un combustible sólido, rico en carbono, derivado de la biomasa lignocelulósica. En comparación con la biomasa, el biocarbón tendrá alta densidad energética, baja estructura fibrosa, alto poder calórico, más hidrofóbico y maleable. Así, lo hace elegible frente a otros combustibles pues presenta una baja relación de O/C e H/C que disminuye la generación de humo, vapor de agua y pérdidas de energía. Será un combustible ambientalmente amigable pues se reducirá el contenido de material volátil y la producción de gases de efecto invernadero (Reza, Lynam, Vasquez y Coronella, 2014, p. 225).

Las características del biocarbón serán similares a un carbón sub-bituminoso con un contenido de humedad del 8 % (Libra et al., 2011, p. 78).

En la Tabla 1.1 se especifica la composición proximal, elemental y poder calorífico superior (PCS) del biocarbón.

**Tabla 1.1.** Composición proximal, elemental y PCS del biocarbón

Descripción	Unidades	Biocarbón
Material volátil	%	50,6 ± 4,0
Cenizas	%	6,1 ± 0,2
Carbón fijo	%	43,2 ± 0,6
Agua absorbida	%	0,2 ± 0,1
Poder calórico superior	MJ/kg	34,1 ± 0,5
Rendimiento másico	%	52,8 ± 0,4
Rendimiento energético	%	98,8 ± 0,5
Carbono	%	80,43
Hidrógeno	%	6,25
Oxígeno	%	13,32
Relación H/C	-	0,777
Relación O/C	-	0,166

Fuente: (Cayo, 2018, pp. 79, 80)

## 1.4 CAPACIDAD Y LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

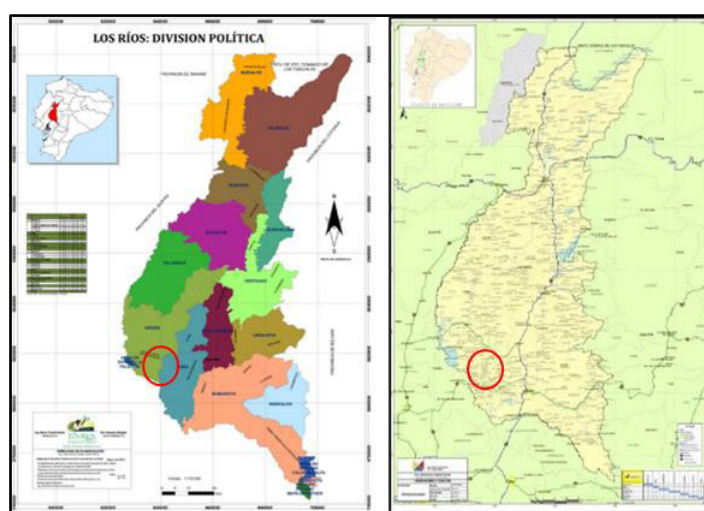
La capacidad de la planta se determinó conforme con la producción de la almendra seca de cacao de la provincia de Los Ríos para el año 2018 (77 660 t). Además, se consideró que la cáscara de cacao representa entre el 70 y 75 % del peso total de la fruta y, bajo las consideraciones de humedad, se estima un peso total de cáscaras de cacao por año de 203 857,50 t (Cruz, 2012, p. 1).

Según el estudio realizado por Hii, Law y Cloke (2009, p. 193) los granos de cacao en promedio tienen una humedad inicial de 38 %, y de acuerdo con la norma INEN 176 “*Granos de cacao. Requisitos*”, la almendra seca de cacao debe cumplir con una humedad del 7 % (INEN, 2018, p. 4). Así, se obtuvo el peso inicial de la

almendra, con la cantidad de sólido neto y la cantidad de agua en la almendra; se realizó una relación con el peso de la cáscara del 70 % y se aplicó un factor de reducción del 25 % debido a las plagas, sequías o heladas y por prácticas inadecuadas de la cosecha (SIPA, 2018, pp 5, 6). Además, según el análisis de Cayo (2018, p. 57) las cáscaras tendrán una humedad del 85,1 %. En consecuencia, se tiene a disponibilidad de 30 375 t/año de materia seca para procesar, lo que define que la planta tiene una capacidad de 3,46 t/h de materia seca.

$$\frac{30\,375\text{ t}}{\text{año}} \times \frac{1\text{ año}}{365\text{ días}} \times \frac{1\text{ día}}{24\text{ h}} = 3,46 \frac{\text{t materia seca}}{\text{h}}$$

La planta se localizará en la región de la costa, en la provincia de Los Ríos, debido a la mayor producción de cacao a nivel nacional. Se define como micro localización de la planta, el recinto La Tranca, parroquia Antonio Sotomayor del cantón Vinces, debido a la disponibilidad y fácil acceso a la materia prima, los servicios básicos, y la cercanía con el mercado. De acuerdo con el estudio realizado por el Sistema Nacional de Información, el principal componente económico productivo de la parroquia es la agricultura, pues dispone de suelos altamente productivos debido a la composición de estos (SNI, 2019, pp. 57, 58).



**Figura 1.1.** Ubicación geográfica de la planta en la provincia de Los Ríos  
Fuente: (CONGOPE, 2019; Prefectura Los Ríos, 2019)

## **1.5 MERCADO**

En el sector industrial ecuatoriano se registra el uso de biomasa como combustible para la aplicación en equipos con combustión. UNACEM, HOLCIM y ATENAS son empresas cementeras que utilizan biomasa como una alternativa de combustible. De este modo, se emplea el cuesco de nuez de palmiste para calentar hornos y en la industria manufacturera, como la empresa La Fabril, emplea cascarilla de palma africana para la generación de vapor a través de calderos de biomasa (ATENAS, 2016; El Telégrafo, 2019; Holcim, 2019, p. 10; La Fabril S.A., 2018, p. 60; UNACEM, 2020).

Sin embargo, la biomasa a pesar de ser una fuente de energía presenta propiedades inherentes como la naturaleza fibrosa, baja densidad aparente, bajo poder calórico, alto contenido de humedad y alto contenido de compuestos volátiles. Además, resulta un desafío su manipulación, transporte y almacenamiento y es incapaz de satisfacer la demanda y reemplazar al 100 % los combustibles derivados del crudo, por lo que, se utiliza en combinación con otros combustibles (Pauline y Joseph, 2020, p. 11).

En este contexto, se aspira disminuir progresivamente la aplicación de la biomasa en combinación con combustible convencional por el uso del biocarbón para procesos de combustión. Posee mayor poder calórico que la biomasa, además de una fácil manipulación, transporte y almacenamiento.

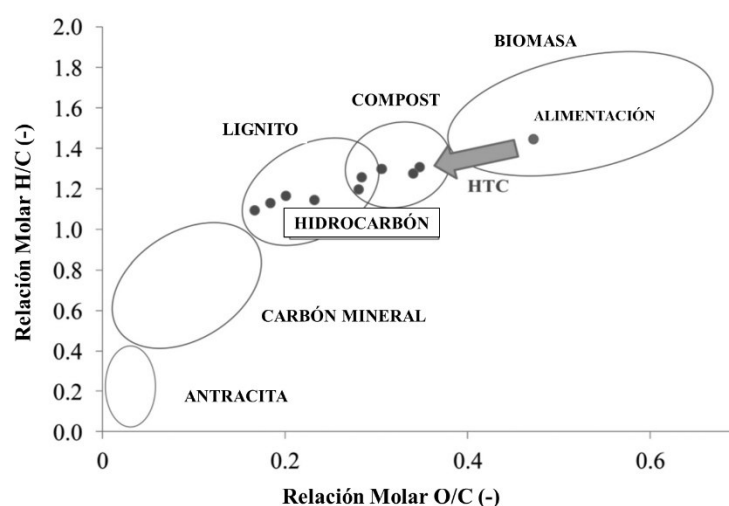
## **1.6 TECNOLOGÍA UTILIZADA EN LA PRODUCCIÓN DE BIOCARBÓN**

La torrefacción húmeda o carbonización hidrotérmica (HTC por sus siglas en inglés) es una técnica de conversión termoquímica que transforma la materia orgánica húmeda en un material con alto contenido de carbono, conocido como hidrocarbón.



Este proceso involucra la inmersión de la materia prima en agua y opera a una temperatura de 200 a 800 °C y una presión de saturación que varía en un rango de 5 a 30 MPa. Bajo estas condiciones el agua presurizada genera más iones que en condiciones normales, pues, se altera sus características cuando se encuentra en condiciones subcríticas (menor a 374 °C y 22 MPa) lo que hace que el agua actúe como solvente, reactivo y catalizador (Jerold y Sivasubramanian, 2020, p. 109; Strezov y Evans, 2014, p. 156).

El mecanismo de reacción de este proceso consiste en las reacciones de descarboxilación, deshidratación y polimerización (aromatización) por lo que se da una eliminación de grupos -OH que reduce significativamente la relación O/C para que el producto final (sólido) sea más denso energéticamente. Los cambios en la composición atómica de carbono, hidrógeno y oxígeno se muestran en el diagrama de Van Krevelen, que se presenta en la Figura 1.2. En el diagrama se observa el rango típico de H/C y O/C para la biomasa, compost, lignito, carbón mineral y antracita, y como a través del proceso HTC se obtiene hidrocarbón con características muy similares al carbón lignito (Hoekman, Broch y Robbins, 2011, p. 1808; Jerold y Sivasubramanian, 2020, p. 110; Kirtania, 2018, p. 131).



**Figura 1.2.** Diagrama de Van Krevelen del hidrocarbón mediante HTC.

Fuente: (Jerold y Sivasubramanian, 2020, p. 110)

El objetivo de la HTC es maximizar el rendimiento del hidrocarbón. Para obtener un producto con características y composición deseada, se debe tener en cuenta la

influencia de la temperatura, presión de operación, tiempo de reacción, pH, composición inicial de la biomasa y carga de sólidos (Jerold y Sivasubramanian, 2020, p. 111; Robbiani, 2013, p. 7).

La temperatura es uno de los parámetros con mayor influencia en las características del producto. Con el aumento de temperatura se tiene la suficiente energía para la desintegración y fragmentación de los enlaces de la biomasa. A mayor temperatura se tiene mayor velocidad de las reacciones y mayor contenido de carbono en el hidrocarbón, pero con un menor rendimiento del producto. En función de la temperatura se puede determinar los productos gaseosos, líquidos y sólidos. Los productos sólidos predominan a temperaturas de 150 a 200 °C; en un rango de temperatura de 250 a 350 °C predomina el rendimiento de productos líquidos; y sobre 350 °C la formación de gas prevalece sobre los demás productos. Así, a mayor temperatura el contenido de oxígeno e hidrógeno disminuye lo que confirma la eliminación de sustancias con la temperatura (Jerold y Sivasubramanian, 2020, p. 112; Nizamuddin et al., 2017, p. 1293; Robbiani, 2013, p. 7).

La presión es otro factor con una influencia significativa en la degradación de la biomasa. La presión genera un incremento en la densidad del solvente o del medio, lo que facilita que el solvente se infiltre en los fragmentos de la materia y suceda la extracción y desintegración de la biomasa. La presión impacta en la reacción bajo el principio de Le Chatelier, también conocida como la ley de equilibrio. La dirección en la que el equilibrio se desplaza a mayor presión determina los cambios de la fase líquida a la sólida y viceversa. El efecto de la presión en el proceso HTC influye en gran medida en la formación del hidrocarbón; es decir, a mayor presión mayor formación de hidrocarbón (Khan et al., 2019, p. 6; Nizamuddin et al., 2017, p. 1295).

El tiempo de reacción es un factor primordial que limita la calidad y la cantidad de producto. La reacción de HTC puede variar desde minutos hasta días. En general, se observa que se tiene mayor cantidad de producto sólido a mayor tiempo de reacción. Sin embargo, tiempos cortos de reacción (menor a una hora) conllevan a

un aumento significativo del poder calórico del carbón producido (Nizamuddin et al., 2017, p. 1294; Robbiani, 2013, p. 7).

Durante el proceso de HTC, el pH disminuye como consecuencia de la formación de ácidos orgánicos, como el ácido acético, fórmico, láctico y levulínico. Estos ácidos ayudan a catalizar la descomposición de las biomacromoléculas; dado que un aumento en la concentración de protones conduce a un aumento de la fuerza iónica que es responsable de acelerar la velocidad y el curso de la reacción. En un medio neutro, a ligeramente ácido favorece el proceso de carbonización natural; por el contrario, en un pH alto, la superficie del hidrocarburo tiende a pasivarse lo que disminuye el poder calórico y el contenido de carbono de los sólidos (Khan et al., 2019, p. 7; Pauline y Joseph, 2020, p. 11).

La estructura y composición de la biomasa es muy variada debido a la diversidad de ecosistemas y el tiempo de crecimiento. Generalmente, los principales componentes de la biomasa son la celulosa, hemicelulosa y lignina. Cada componente presenta diferente comportamiento frente a la temperatura. Una biomasa con alto contenido de celulosa y hemicelulosa favorece el rendimiento de aceites, así mismo, un alto contenido de lignina beneficia la producción de carbón, debido a que, la lignina tiene una ramificación compleja y permanece como residuo (Nizamuddin et al., 2017, p. 1294).

La carga sólida es la relación entre la biomasa y el agua, y es otro parámetro responsable de la carbonización hidrotérmica. Para dar paso a la producción de carbón es importante que la materia prima esté completamente sumergida en el agua, de esta manera facilita la agitación y bombeo de la suspensión. Para una carga de sólidos alta (relación biomasa – agua, 1:8) se tiene una mayor concentración de monómeros que estarán presentes en la fase líquida, lo que conducirá a una formación más sólida debido a una mayor actividad de polimerización, entonces se obtendrá mayor cantidad de fracción orgánica como residuo sólido (Jerold y Sivasubramanian, 2020, p. 113; Pauline y Joseph, 2020, p. 8).

Una de las ventajas de convertir la biomasa en biocarbón mediante el proceso HTC, es que se puede transformar el material húmedo en sólidos carbonosos con rendimientos relativamente altos sin necesidad de un secado que requiera mucha energía antes o durante el proceso general. Esto abre campo a una variedad de fuentes no tradicionales como materia prima: estiércol animal húmedo, desechos humanos, lodos de depuración, desechos sólidos municipales, así como residuos de agricultura, acuicultura y algas (Titirici, 2012, p. 375).

El carbón obtenido mediante el proceso hidrotérmico tiene diversas aplicaciones de valor añadido en la industria y el medio ambiente.

El uso de biomasa en la carbonización hidrotérmica hace de la transformación un proceso casi neutro que actúa como secuestrador de CO<sub>2</sub> atmosférico a través de la desviación de biomasa en productos de carbono. También, se utiliza como adsorbente para aplicaciones ambientales con el objetivo de contrarrestar el transporte indeseable de compuestos entre zonas, por ejemplo, facilita la adsorción de iones de metales pesados, colorantes, residuos de fármacos y pesticidas reduciendo así la contaminación en cuerpos de agua (Khan et al., 2019, p.10; Sharma et al., 2020, p. 12).

El proceso hidrotérmico tiene un alto potencial para producir carbón con alta densidad energética con menos contenido de cenizas que un carbón producido por pirólisis. Debido a las características de la biomasa se reduce el riesgo de incrustaciones, escoria y corrosión por combustión del hidrocarbón. El hidrocarbón es una alternativa competente en el uso de centrales eléctricas (Khan et al., 2019, p. 10; Sharma et al., 2020, p. 12; Titirici, 2012, p. 386).

El proceso HTC permite la generación de una variedad de materiales de carbono nanoestructurados diseñados para cumplir una función específica. La estructura, el tamaño y la funcionalidad del hidrocarbón pueden variarse cambiando el tiempo de carbonización, el tipo de materia prima, la concentración, los aditivos y estabilizadores. Son ampliamente utilizados en procesos de capilaridad e

intercambio de iones, además que se utilizan como matrices de sacrificio para la producción de nuevos materiales (Libra et al., 2011, p. 92).

El biocarbón presenta una estructura química compuesta por unidades constructoras alifáticas y oleofínicas que son altamente reductoras y reactivas lo que da apertura a su manipulación en el campo de pilas de combustible y en el almacenamiento de energía electroquímica con baterías de litio y supercapacitores (Khan et al., 2019, p. 12; Libra et al., 2011, p. 94).

## 2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Esta sección describirá los procesos de cada operación unitaria junto con un esquema general del proceso, además de la materia prima y los insumos principales para el funcionamiento adecuado de la planta.

### 2.1 DESCRIPCIÓN DE LAS MATERIAS PRIMAS, INSUMOS Y SERVICIOS AUXILIARES PRESENTES DURANTE EL PROCESO

#### 2.1.1 MATERIA PRIMA

La mazorca del cacao se compone de dos partes principales, los granos y la cáscara. Los granos representan el único valor comercial de una plantación, y su producción y exportación juega un rol económico importante en el mercado ecuatoriano. La cáscara representa alrededor del 75 % del total de la fruta y luego de la cosecha las cáscaras son desechadas, como residuos para su descomposición, lo que causa: mal olor, contaminación al suelo y enfermedades a las plantas como la podredumbre de la vaina negra. Esto hace que las cáscaras sean un desafío en la gestión de residuos, además del exceso de residuos de cáscara que se generan a día a día (Maleka, 2016, p. 8).

En la Tabla 2.1, se evidencia la composición química de las cáscaras de cacao, además de la humedad, que es uno de los factores determinantes que favorecen la aplicación de la carbonización hidrotérmica para la transformación de las cáscaras en hidrocarbón; de acuerdo con Maleka (2016, p. 8) luego que se remueven los granos, la cáscara mantiene una humedad entre 75 a 80 %.

**Tabla 2.1.** Composición proximal, elemental y poder calórico de las cáscaras de cacao

Descripción	Unidades	Cáscaras de cacao
Humedad	%	85,1 ± 0,1
Material volátil	% m/m base seca	66,8 ± 0,7

**Tabla 2.1.** Composición proximal, elemental y poder calórico de las cáscaras de cacao (continuación...)

Descripción	Unidades	Cáscaras de cacao
Carbón fijo	% m/m base seca	24,3
Contenido de cenizas	% m/m base seca	8,9 ± 0,1
Carbono	% m/m base seca	45,3
Hidrógeno	% m/m base seca	5,5
Nitrógeno	% m/m base seca	2,3
Azufre	% m/m base seca	0,21
Oxígeno	% m/m base seca	39,4
Poder calórico superior (PCS)	MJ/kg	18,2 ± 0,6

Fuente: (Cayo, 2018, p. 57)

Según, el estudio realizado por Maleka (2016, p.8) la energía química almacenada en la biomasa, está contenida en los componentes de la celulosa, hemicelulosa y lignina. Así, la cantidad de cada componente determina el proceso de transformación. Para una carbonización hidrotérmica la celulosa y hemicelulosa se carbonizan a temperaturas mayores que 200 °C y para el caso de la lignina solo se convierten los componentes solubles, la proporción de cada componente podría afectar a la morfología de las partículas (Dinjus, Kruse y Tröge, 2011, p. 1739). En la Tabla 2.2, se muestra el contenido de fibra vegetal de las cáscaras de cacao analizadas por Cayo (2018, p. 59) que muestra un mayor contenido de lignina, lo que contribuye a la producción de biocarbón como se especificó en la Sección 1.6.

**Tabla 2.2.** Contenido de la fibra vegetal de las cáscaras de cacao

Descripción	Unidades	Cáscaras de cacao
Celulosa	%	21,87
Hemicelulosa	%	3,12
Lignina	%	40,66
Extractivos	%	34,35

Fuente: (Cayo, 2018, p. 59)

La cantidad de cáscaras de cacao que se va a utilizar está definida, con base en la producción total de almendra seca de cacao de la provincia de Los Ríos para el año 2018, junto con las consideraciones de humedad de la almendra y de las cáscaras,

y la relación en peso del total de la fruta versus el de las cáscaras, se definió el procesamiento de 23,27 t/h de cáscaras húmedas de cacao que corresponden a 3,46 t/h de materia seca. Se consideró que la materia seca es el material con 0 % de humedad para facilidades de cálculo del proceso (Sherrard, Natucka, Fogelmark, y Shen, 2018, p. 18).

### **2.1.2 INSUMOS**

El agua es uno de los principales insumos que se requerirá en el proceso, de manera que se alimenta 10 veces más que la cantidad de materia prima alimentada al reactor para proceder con la reacción. El agua será recirculada máximo tres veces antes de la alimentación de agua fresca.

Previo a la recirculación, el agua se depurará en una planta de tratamiento para la remoción de ácidos orgánicos e impurezas, para controlar así el contenido de acidez que pueda afectar a los equipos, principalmente la integridad del reactor.

### **2.1.3 SERVICIOS AUXILIARES**

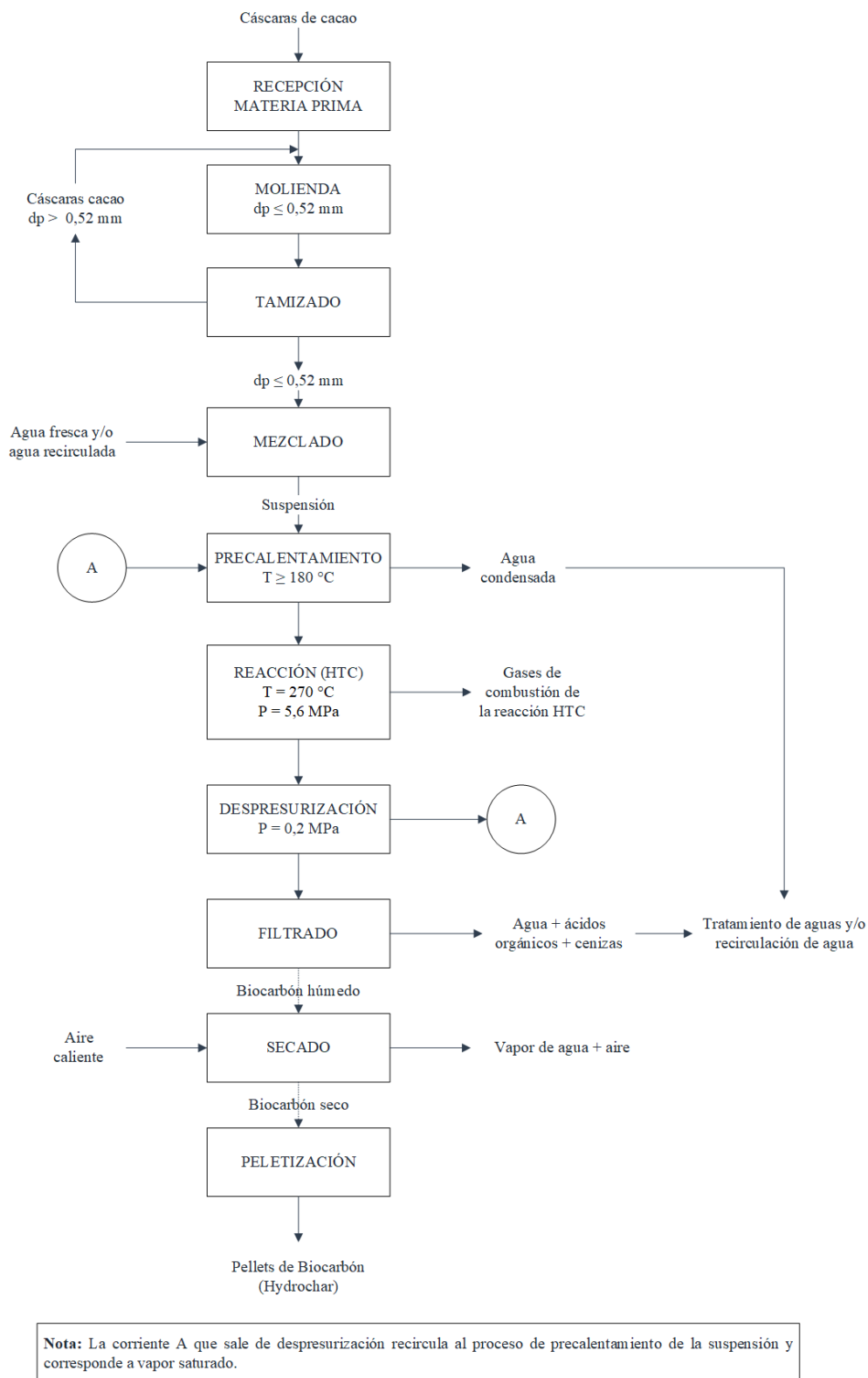
Entre los servicios auxiliares que se requerirá para el funcionamiento integral de la planta están el aire, vapor y la energía eléctrica. El aire se calentará y luego será alimentado al secador para remover el contenido de humedad del hidrocarbón. El vapor proveniente de la despresurización se utilizará para precalentar la biomasa y el aire. La energía eléctrica se utilizará para elevar la temperatura del reactor, el funcionamiento de las bombas y motores, los controles automáticos y las electroválvulas que regularán el flujo para el control de las variables críticas en los procesos.

## **2.2 ESQUEMA DEL PROCESO**

En la Figura 2.1, se presenta el esquema general del proceso para la obtención de biocarbón a partir de cáscaras de cacao mediante torrefacción húmeda o



carbonización hidrotérmica. Para una revisión más detallada se muestra el diagrama de bloques en la Figura 4.3.



**Figura 2.1.** Esquema del proceso de obtención de biocarbón por HTC

De manera general, se inicia con la recepción de materia prima, que luego pasa por trituración o molienda para la reducción del tamaño, después pasa por tamizado para garantizar un tamaño de partícula uniforme de 0,50 mm; el material que no cumpla con el tamaño de partícula requerido es recirculado a la zona de molienda, luego las cáscaras ingresan a la zona de mezclado en la que se adiciona agua hasta alcanzar una relación másica de 1:10 de materia prima – agua, dando lugar a la suspensión de biomasa.

La suspensión de biomasa se precalienta desde 24 hasta 180 °C previo al ingreso del reactor; el proceso de precalentamiento sucede en dos intercambiadores de calor conectados en serie. En el reactor se procede con la reacción de carbonización hidrotérmica (HTC), de manera que, la suspensión ingresa al reactor y se eleva la temperatura hasta 270 °C y una presión de 5,6 MPa; donde la materia lignocelulósica se modifica cambiando la relación de H/C y O/C, y como resultado se obtiene un material hidrofóbico con alta densidad energética y alto poder calórico conocido como hidrocarbón. Además, se tiene la producción de agua con ácidos orgánicos disueltos y gases de combustión.

Los gases de combustión son liberados por la parte superior del reactor mediante una válvula que se acciona a la par con la válvula de la mezcla resultante ubicada en la parte inferior del reactor HTC, para mantener la presión interna del reactor.

Posteriormente, la mezcla resultante del reactor ingresa a los tanques flash, en los cuales se reduce la presión y, el vapor obtenido es recirculado para precalentar la biomasa. La despresurización de la mezcla se produce en dos tanques flash conectados en serie. Luego la mezcla ingresa al decantador centrífugo para separar el hidrocarbón de la fase líquida; la fase líquida es tratada en la planta de tratamiento y luego recirculada al proceso.

Por otro lado, el hidrocarbón húmedo ingresa a un secador continuo para remover el excedente de agua hasta alcanzar una humedad final de 8 % semejante al de un carbón sub-bituminoso; el proceso de secado se lleva a cabo con aire que es calentado previamente a 200 °C.

Finalmente, el hidrocarbón es prensado para formar gránulos que facilite su manipulación y transporte, además que aumenta su densidad energética.

### **2.2.1 RECEPCIÓN MATERIA PRIMA**

En esta etapa se realiza la recepción y cuantificación de las cáscaras de cacao. Se realiza en función de la periodicidad de la cosecha, aunque se considera un cultivo permanente cuando la frecuencia de cosecha varía de 7 a 30 días conforme las condiciones climáticas (INIAP, 2018).

### **2.2.2 MOLIENDA**

En este proceso se reduce el tamaño de partícula de las cáscaras de cacao, así el  $d_{80}$  óptimo de acuerdo con la investigación de Cayo equivale a 0,52 mm (2018, p. 56).

### **2.2.3 TAMIZADO**

En esta fase se segrega el material que no alcanzó el tamaño de partícula óptimo, donde las cáscaras de menor tamaño (finos) atraviesan la abertura del tamiz, mientras que las de mayor tamaño (colas) no pasan y recirculan a molienda, para así garantizar un tamaño de partícula uniforme en todo el proceso y el producto final sea el esperado bajo las condiciones programadas (McCabe, Smith y Harriot, 2007, p. 1050).

### **2.2.4 MEZCLADO**

Este proceso permite formar una suspensión homogénea mediante la adición de agua a las cáscaras. La cantidad de agua requerida será en una relación másica de 1:10 (biomasa/agua) acorde a la investigación de Cayo (2018, p. 61).

### 2.2.5 PRECALENTAMIENTO

En esta etapa se eleva la temperatura de la suspensión, previo al ingreso del reactor, desde 24 hasta 180 °C, a través de la recirculación de vapor proveniente de despresurización (Merzari, Lucia, Andreottola y Fiori, 2018, p. 43).

### 2.2.6 REACCIÓN HTC

En este proceso se lleva a cabo la reacción de carbonización hidrotérmica (HTC, por sus siglas en inglés) donde la biomasa con alto contenido de humedad (mayor al 50 %) se convierte en biocarbón, producto con alto valor comercial. Este proceso sucede bajo condiciones subcríticas, donde el agua actúa como solvente y la celulosa se vuelve soluble en este medio. Las cáscaras se calientan hasta 270 °C y 5,6 MPa para dar paso a la reacción (Kirtania, 2018, p. 131; Tekin, Karagöz y Bektaş, 2014, p. 677).

Producto de la reacción HTC, los productos obtenidos planteados por Cayo (2018, p. 105) se detallan en la Tabla 2.3, además se considera que todo el material orgánico residual corresponde a hidroximetilfurfural (HMF) (Libra et al., 2011, p. 77; Tekin et al., 2014, p. 677).

**Tabla 2.3.** Productos obtenidos de la reacción HTC

Productos	Descripción
Sólidos	Biocarbón
	Cenizas
Líquidos	Ácido fórmico
	Ácido acético
	Material orgánico residual (TOM)
	Material orgánico disuelto
Gaseosos	Dióxido de carbono
	Monóxido de carbono
	Metano
	Hidrógeno

Fuente: (Cayo, 2018, p. 105)

### **2.2.7 DESPRESURIZACIÓN**

La mezcla de descarga del reactor ingresa a los tanques flash y se reduce gradualmente la presión y la temperatura; de este modo se obtiene vapor saturado que sirve para precalentar la biomasa (Lucian y Fiori, 2017, p. 15).

### **2.2.8 FILTRADO**

La mezcla resultante ingresa al decantador centrífugo para separar el biocarbón del fluido a través de un medio filtrante y por acción de la gravedad. Entonces, se obtiene el biocarbón húmedo como producto de interés.

### **2.2.9 SECADO**

Durante esta etapa, el hidrocarbón (sólido poroso) posee una humedad del 50 % que se reduce al 8 %; mediante un secador directo o adiabático se remueve el líquido remanente donde un gas caliente fluye a través de los sólidos expuestos (McCabe et al., 2007, p. 834).

### **2.2.10 PELETIZACIÓN**

Permite la formación de gránulos uniformes que facilitan la manipulación y transporte, además ofrece una mayor densificación de la masa y la energía del hidrocarbón (Reza, Uddin, Lynam y Coronella, 2014, p. 231).

### 3. BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS

En esta sección se describen los criterios de diseño empleados en cada operación unitaria para definir las dimensiones de los equipos a utilizarse en cada proceso y se ajusten a los requerimientos del producto final (biocarbón).

Además, se muestran las propiedades termofísicas de los diferentes fluidos que se requieren en los procesos.

#### 3.1 PROPIEDADES FISICOQUÍMICAS DE LA SUSPENSIÓN DE LAS CÁSCARAS DE CACAO

Para varios procesos se utilizaron las propiedades físicoquímicas de las cáscaras de cacao y de la suspensión que se muestran en la Tabla 3.1; varias propiedades se obtuvieron mediante fórmulas empíricas o por medio de bibliografía.

**Tabla 3.1.** Características físicoquímicas de las cáscaras de cacao y de la suspensión

Característica	Temperatura		Densidad	Capacidad calórica	Viscosidad	Conductividad térmica
	Unidades	°C				
Símbolo	T		$\rho$	$C_p$	$\mu$	k
Cáscaras cacao	297,15	24	1 062,12	3 817,98	-	-
	335,15	62		3 833,59	-	-
	413,15	140		2 968,08	-	-
Suspensión	297,15	24	1 003,42	4 149,20	-	-
	335,15	62	992,204	4 143,91	-	-
	413,15	140	937,250	3 094,08	-	-
	498,15	225	849,12	3 326,15	-	-
Agua	297,15	24	997,296*	4 186,00*	8,57E-4	0,614
	335,15	62	982,160	4 178,39*	5,15E-4	0,652
	413,15	140	925,160	3 108,08*	1,11E-4	0,344
	498,15	225	830,61	3 338,65	1,18E-4	0,644

Fuente: \*(Perry, Green y Maloney, 1992, p. 2-98)

En la Tabla 3.2, se detallan las propiedades termodinámicas del vapor saturado y del agua en condiciones de saturación utilizadas en los criterios de diseño de los equipos principales.

**Tabla 3.2.** Propiedades termodinámicas del agua y vapor a diferentes temperaturas

Propiedad	Simbología	Vapor saturado		Agua líquida			Unidades
		120	220	24	100	180	
Temperatura	T	248,0	428,0	75,2	212,0	356,0	°C
		393,15	493,15	297,15	373,15	453,15	°F
							K
Presión	P	28,86	336,50	14,70	14,70	145,43	psi
		1,990	23,200	1,013	1,013	10,030	bar
		0,199	2,320	0,1013	0,1013	1,003	MPa
Densidad	$\rho$	1,105	11,426	997,296	958,365	846,045	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidad	$\mu$	1,28E-5	1,63E-5	8,57E-4	2,05E-4	1,43E-4	kg/ms
Conductividad térmica	k	0,027	0,041	0,614	0,371	0,627	W/mK
Capacidad calórica	Cp	-	-	4,18	3,171	4,26	kJ/kgK
Entalpía específica de vapor saturado	H <sub>v</sub>	2 700,39		-	-	-	kJ/kg
Entalpía específica de líquido saturado	H <sub>l</sub>	502,75					kJ/kg

Fuente:(Green y Perry, 2008, p. 2-412, 2-413)

Para determinar la densidad de la suspensión se consideró la Ecuación 3.1, propuesta por Fraijo (1984, p. 14):

$$\rho_m = \frac{100}{\frac{C_w}{\rho_s} + \frac{100 - C_w}{\rho_l}} \quad [3.1]$$

Donde:

$\rho_m$ : densidad de la suspensión o mezcla, kg/m<sup>3</sup>

$C_w$ : concentración de sólidos en masa, %

$\rho_s$ : densidad de las partículas sólidas, kg/m<sup>3</sup>

$\rho_l$ : densidad del líquido, kg/m<sup>3</sup>

Se calculó la densidad aparente del sólido a partir de la masa y el volumen aparente de la cáscara de cacao. La fruta del cacao se asemeja a dos formas simétricas definidas, la primera de tipo oblonga (tipo angoleta) y la segunda en forma redondeada pero en ambos casos siempre mantiene una relación entre la longitud y el diámetro, además, la forma en los extremos puede variar y presentar estrangulamiento en forma de cuello de botella o no (Guevara y Salazar, 2015, p. 17; Quiroz y Soria, 1994, p. 14; Tamani, 2019, p. 49).

Para determinar el volumen se consideró una forma esferoide prolato, que representa de manera uniforme las características antes mencionadas. Los valores utilizados para determinar el volumen y la densidad de las cáscaras se detallan en la Tabla 3.3.

**Tabla 3.3.** Características de la cáscara del cacao

<b>Dimensión</b>	<b>Valor</b>
Longitud (cm)	16,68
Diámetro (cm)	9,06
Espesor (cm)	1,36
Masa (g)	449,36

Fuente: (Quiroz y Soria, 1994, p. 11)

El volumen aparente de las cáscaras se calcula mediante la Ecuación 3.2.

$$V_{cc} = \frac{4}{3} \times \pi \times a^2 \times b \quad [3.2]$$

Donde:

$V_{cc}$ : volumen aparente,  $\text{cm}^3$

a: semieje menor, cm

b: semieje mayor, cm

La densidad aparente de las cáscaras se obtuvo mediante la Ecuación 3.3.



$$\rho_s = \frac{m_{cc}}{v_{cc}} \quad [3.3]$$

Donde:

$m_{cc}$ : masa de las cáscaras, g

$v_{cc}$ : volumen de las cáscaras, cm

El calor específico de las cáscaras de cacao se obtiene de la Ecuación 3.4, propuesta por Erlach en su estudio para biomasa, biocarbón y cenizas, así como el valor de las constantes (2014, p. 64).

$$Cp_{MS} = a \times T + b \quad [3.4]$$

Donde:

$Cp_{MS}$ : calor específico de las cáscaras secas, kJ/kgK

a: constante (0,0039), kJ/kgK

b: constante (0,5572), kJ/kgK

T: temperatura de trabajo, K

Para determinar el calor específico de las cáscaras de cacao húmedas se tiene la Ecuación 3.5, en donde se considera el porcentaje de humedad de la materia prima (Erlach, 2014, p. 64).

$$Cp_{MH} = Cp_{MS} \times (1 - w) + Cp_{agua} \times w \quad [3.5]$$

Donde:

$Cp_{MH}$ : calor específico de las cáscaras húmedas, kJ/kgK

w: contenido de agua en base húmeda

$Cp_{agua}$ : calor específico del agua, kJ/kgK

El calor específico de la suspensión se determina al utilizar la Ecuación 3.5, con un contenido de agua ( $w$ ) del 91 % fijada por la relación 1:10 de biomasa – agua.

Para determinar el calor específico de la suspensión se aplica la Ecuación 3.6.

$$C_{p_{suspension}} = \frac{100}{\frac{C_w}{C_{p_{MH}}} + \frac{100 - C_w}{C_{p_{agua}}}} \quad [3.6]$$

Donde:

$C_{p_{suspension}}$ : calor específico de la suspensión o mezcla, kJ/kgK

$C_w$ : concentración de sólidos en masa, %

$C_{p_{MH}}$ : calor específico de las cáscaras de cacao, kJ/kgK

$C_{p_{agua}}$ : calor específico del agua, kJ/kgK

## 3.2 DIMENSIONAMIENTO DEL MOLINO DE MARTILLOS

En el dimensionamiento del molino de martillos se procura garantizar el d80 sugerido por Cayo que es de 0,52 mm (2018, p. 52). Sin embargo, el tamaño de partícula estándar según la ISO 3310 – 1:2000(E) “*Tamices de prueba. Requerimientos técnicos y ensayos. Parte 1. Tamices de ensayo de tejido de alambre metálico*” (ISO 3310-1:2000, 2000, p. 2) y la ASTM E323 “*Especificación de los tamices de placa perforada para ensayos*” (ASTM E323, 2004, p. 2) indican un d80 de 0,5 ó 0,595 mm con el número de malla de 35 y 30, respectivamente.

Se selecciona la malla 35, ya que es el valor más cercano al sugerido por Cayo para maximizar la velocidad de reacción HTC (2018, p. 52).

### 3.2.1 SUPERFICIE DE CRIBADO

Para la selección del equipo en catálogo se realiza de acuerdo con el área de cribado y se determina bajo la Ecuación 3.7, propuesta por Bouso (2018, p. 44)

$$S = \frac{T}{B \times f_t} \quad [3.7]$$

Donde:

- S: superficie de cribado, m<sup>2</sup>  
 T: capacidad másica, t/h  
 B: capacidad específica, t/m<sup>2</sup>h  
 f<sub>t</sub>: factor total de corrección de la capacidad básica

La capacidad específica o básica (B) del material está relacionada con la luz de malla y en la Tabla 3.4 se muestra la capacidad básica del carbón, material triturado y material natural.

**Tabla 3.4.** Capacidad básica

Luz de malla [mm]	Material		
	Carbón	Triturado	Natural
0,50	2,00	2,70	3,50
0,80	2,60	3,40	4,40
10	2,80	3,70	4,90
1,25	3,10	4,10	5,50
2,00	4,00	5,30	7,10
4,00	6,00	8,00	10,50
5,60	7,50	10,00	13,00
6,30	8,10	10,80	14,00
8,00	9,40	12,50	16,00
10,00	10,80	14,40	18,60
12,50	12,50	16,60	21,50
16,00	14,30	19,00	25,10
20,00	16,50	22,00	29,00
25,00	19,50	26,00	33,40
31,50	22,50	30,00	37,90
40,00	26,00	34,70	42,50
50,00	29,30	39,00	47,40

**Tabla 3.4.** Capacidad básica (continuación...)

Luz de malla [mm]	Material		
	Carbón	Triturado	Natural
63,00	33,00	44,00	52,00
80,00	36,80	49,00	57,00
100,00	42,00	56,00	63,00
120,00	47,30	63,00	68,00

Fuente: (Bouso, 2018, p. 44)

El factor de corrección se determina por medio de la Ecuación 3.8.

$$f_t = f_d \times f_r \times f_s \times f_e \times f_a \times f_m \times f_p \times f_l \times f_i \times f_o \quad [3.8]$$

Donde:

- $f_t$ : factor de corrección
- $f_d$ : factor de densidad aparente
- $f_r$ : factor de rechazo
- $f_s$ : factor de semi-tamaño
- $f_e$ : factor de eficiencia
- $f_a$ : factor de agua de riego
- $f_m$ : factor de apertura de malla
- $f_p$ : factor de posición de la malla en la criba
- $f_l$ : factor de lajas
- $f_i$ : factor de inclinación de la criba
- $f_o$ : factor de área de libre paso

El factor de densidad aparente ( $f_d$ ) se calcula por medio de la Ecuación 3.9.

$$f_d = \frac{\rho_a}{1,6} \quad [3.9]$$

Donde:

$f_d$ : factor de densidad aparente

$\rho_a$ : densidad aparente,  $t/m^3$

El factor de rechazo ( $f_r$ ) se determina por medio de la Tabla 3.5, y se considera el porcentaje de rechazo de las partículas superiores al tamaño de clasificación.

**Tabla 3.5.** Factor de rechazo

<b>R</b>	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45
<b>Factor, <math>f_r</math></b>	1,10	1,08	1,06	1,04	1,02	1,00	0,98	0,96	0,94	0,92
<b>R</b>	50	55	60	65	70	75	80	85	90	95
<b>Factor, <math>f_r</math></b>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Fuente: (Bouso, 2018, p. 46)

El factor de semi-tamaño ( $f_s$ ) se determina por medio de la Tabla 3.6, y corresponde a las partículas con un tamaño menor a la mitad del tamaño de clasificación, es decir, las partículas más finas que la mitad de la apertura de la malla, por tanto, para un semi-tamaño del 40 % el factor equivale a 1,00 y para cualquier otra variación en el porcentaje se ajusta al valor correspondiente del factor (Bouso, 2018, p. 46).

**Tabla 3.6.** Factor de semi-tamaño

<b>Semi-tamaño</b>	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45
<b>Factor, <math>f_s</math></b>	0,50	0,55	0,60	0,65	0,72	0,77	0,85	0,92	1,00	1,10
<b>Semi-tamaño</b>	50	55	60	65	70	75	80	85	90	95
<b>Factor, <math>f_s</math></b>	1,20	1,30	1,45	1,60	1,75	1,95	2,20	2,55	3,00	3,65

Fuente: (Bouso, 2018, p. 46)

El factor de eficiencia ( $f_e$ ) se obtiene a partir de la Tabla 3.7, y corresponde a una eficiencia de cribado.

**Tabla 3.7.** Factor de eficiencia

<b>Eficiencia</b>	98	96	94	92	90	85	80
<b>Factor, <math>f_e</math></b>	0,60	0,85	1,00	1,05	1,12	1,26	1,41

**Tabla 3.7.** Factor de eficiencia (continuación...)

<b>Eficiencia</b>	75	70	65	60	55	50	45
<b>Factor, <math>f_e</math></b>	-	-	-	-	-	-	-

Fuente: (Bouso, 2018, p. 46)

El factor de agua de riego ( $f_a$ ) se considera para un cribado en húmedo cuando la humedad del material es mayor al 9 %. En la Tabla 3.8, se determina el factor de agua de riego en función de la apertura de la malla  $L_m$  (Bouso, 2018, p. 47).

**Tabla 3.8.** Factor de agua de riego

<b><math>L_m</math> (mm)</b>	< 0,50	1,00	1,25	2,00	4,00	5,60	6,30	8,00	10,00
<b>Factor, <math>f_a</math></b>	1,00	1,42	1,70	2,20	2,50	2,35	2,25	2,00	1,42
<b><math>L_m</math> (mm)</b>	11,20	12,50	14,00	16,00	20,00	22,4	31,5	40,00	50,00
<b>Factor, <math>f_a</math></b>	1,35	1,30	1,25	1,20	1,15	1,13	1,06	1,03	1,00

Fuente: (Bouso, 2018, p. 47)

La cantidad de agua a utilizarse depende de la calidad del producto pero se considera un volumen de 1,0 a 1,5 m<sup>3</sup> de agua por tonelada de material de alimentación y la presión de 150 a 250 kPa para conseguir que las partículas finas se separen de las gruesas y evitar el desgaste de la criba (Bouso, 2018, p. 47).

El factor de apertura de malla ( $f_m$ ) está sujeto a la forma de la luz de la malla, es decir la apertura de malla puede ser redonda, cuadrada o rectangular y por medio de la Tabla 3.9, se aplica este factor en función de la forma que varía desde 1,00 hasta 1,25.

**Tabla 3.9.** Factor de apertura de la malla

<b>Forma de apertura de la malla</b>	<b>Factor, <math>f_m</math></b>
Cuadrada	1,00
Redonda	0,80
Sección rectangular largo/ancho ( $l/a$ )	-
$1 < l/a < 3$	1,15
$3 < l/a < 6$	1,20
$l/a > 6$	1,25

Fuente: (Bouso, 2018, p. 48)

El factor de posición de la criba ( $f_p$ ) depende de la posición en la que es colocada la criba, a posiciones inferiores la efectividad de cribado disminuye (Bouso, 2018, p. 48). Con la Tabla 3.10, se determina el factor de posición.

**Tabla 3.10.** Factor de posición de la malla

Posición de la malla	Factor, $f_p$
Primer piso	1,0
Segundo piso	0,9
Tercer piso	0,8
Cuarto piso	0,7

Fuente: (Bouso, 2018, p. 48)

Las partículas que se generan en la industria no tienen una forma cúbica ni redonda, por lo regular las partículas tienen una forma alargada que se conocen como lajas, y presentan una longitud 3 veces mayor que el alto o ancho. Bajo este concepto el proceso de cribado se vuelve complejo por la presencia de lajas que presentan un ancho entre 1,0 y 1,5 veces la luz de la malla. En consecuencia, se aplica el factor de lajas ( $f_l$ ) para corregir la capacidad por medio de la Tabla 3.11. (Bouso, 2018, p. 48).

**Tabla 3.11.** Factor de lajas

% Lajas	5	10	20	30	40	50	60	70	80
Factor, $f_l$	1,00	0,95	0,85	0,80	0,75	0,70	0,65	0,60	0,65

Fuente: (Bouso, 2018, p. 48)

El factor de inclinación de la criba ( $f_i$ ) depende del ángulo de inclinación de la criba. Para clasificaciones finas la inclinación está entre 5° y 15°. En la Tabla 3.12, se determinan los factores de inclinación (Bouso, 2018, p. 51).

**Tabla 3.12.** Factor de inclinación de la criba

Ángulo de inclinación	Factor, $f_i$
20°	1,00
15°	0,96
10°	0,94

**Tabla 3.12.** Factor de inclinación de la criba (continuación...)

Ángulo de inclinación	Factor, $f_i$
5°	0,87
Horizontales	0,83

Fuente: (Bouso, 2018, p. 51)

El factor de área libre de paso se relaciona con la superficie libre de paso que existe en la luz de malla, y está ligado al material y al diámetro del hilo medio de la malla.

Los principales modelos de malla se definen en ligero, medio y pesado; por ejemplo, las mallas que se categorizan como ligero se construyen con un hilo más fino que las demás mallas y presentan una superficie libre mayor, aunque con una menor resistencia al desgaste; por otro lado, las mallas elaboradas con acero presentan menor superficie libre, pero con una mayor resistencia al desgaste.

En la Tabla 3.13, se muestra el porcentaje de superficie libre para mallas de acero y de poliuretano (PU).

**Tabla 3.13.** Área libre en mallas

$L_m$ [mm]		0,50	0,63	1,00	1,25	2,00	3,15	4,00
Superficie libre %	Acero	35	37	38	38	44	44	45
	PU	10	12	18	20	20	37	38
$L_m$ [mm]		5,00	6,30	8,00	10,00	12,50	16,00	20,00
Superficie libre %	Acero	49	50	56	57	60	61	61
	PU	39	41	43	45	46	47	48
$L_m$ [mm]		31,50	40,00	50,00	63,00	80,00	100,00	120,00
Superficie libre %	Acero	64	68	71	72	73	75	75
	PU	47	45	44	41	41	43	43

Fuente: (Bouso, 2018, p. 51)

Una vez determinado el porcentaje de superficie libre se puede determinar el factor de área libre de paso por medio de la Tabla 3.14.



**Tabla 3.14.** Factor de área libre de paso

Superficie libre %	30	35	40	45	50	55	60	65	70
Factor, $f_o$	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0	1,1	1,2	1,3	1,4

Fuente: (Bouso, 2018, p. 51)

El ancho mínimo de la criba se puede estimar por medio de la Ecuación 3.10.

$$A_m = 116 \times \left( \frac{T \times R}{L_m \times f_d} \right) \quad [3.10]$$

Donde:

$A_m$ : ancho mínimo de la criba, mm

T: alimentación a la malla, t/h

R: porcentaje de rechazo, %

$L_m$ : luz de malla, mm

$f_d$ : factor de densidad

La longitud de la criba se estima con la Ecuación 3.11 y se emplea el ancho mínimo de la criba ( $A_m$ ) que se obtiene por medio de la Ecuación 3.10.

$$L = 2,5 \times A_m \quad [3.11]$$

Donde:

L: longitud de la criba, mm

$A_m$ : ancho mínimo de la criba, mm

### 3.3 DIMENSIONAMIENTO DEL TAMIZ

Para la selección del tamiz por catálogo se aplicó el concepto de la velocidad de alimentación del equipo y la luz de malla que requiere el proceso. Se considera una fracción de tamizado de 0,80 y de colas de 0,20 que se recircula a la molienda para

garantizar el d80 estándar correspondiente a la malla 35 ya que se trata de materia orgánica lignocelulósica (Salazar, 2016. p. 25).

### **3.4 CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL TANQUE AGITADO UTILIZADO EN LA MEZCLA DE LA BIOMASA CON AGUA**

El diseño del tanque se realizó bajo las condiciones de la norma API 650 “*Diseño, Montaje y Construcción de Tanques Soldados de Acero*”. En esta norma se detalla los procedimientos y las condiciones para el diseño, fabricación y soldadura de tanques (Coba, 2020, p. 35). Entre los principales criterios está la presión y la temperatura.

- a) La presión de trabajo para el diseño del tanque agitado debe estar entre 14,7 y 2,6 psi; en este caso la planta opera a nivel del mar, de manera que está dentro del rango de presión.
- b) La temperatura de operación del tanque es equivalente a la temperatura de alimentación del agua fijada en 24 °C, además, no existe ninguna fuente de calentamiento en el tanque.

#### **3.4.1 SELECCIÓN DEL MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN**

En la Sección 4.2.2., de la norma API 650 “*Diseño, Montaje y Construcción de Tanques Soldados de Acero*”, se detalla que las planchas son aceptables siempre que se ajusten dentro de las limitaciones de las siguientes especificaciones ASTM (API 650, 2007, p. 2-24).

- a) ASTM A36M/A36, aplica para planchas con un espesor máximo de 40 mm (1,5 in).
- b) ASTM A131M/A131, grado A, para planchas con un espesor máximo de 13 mm (0,5 in); grado B para planchas con un espesor máximo de 25 mm (1 in).

- c) ASTM A283M/A283, grado C, para planchas con un espesor máximo de 25 mm (1 in).

Según Ricaurte, en el país se comercializan planchas de acero de la norma ASTM 36M/A36 y la norma ASTM A283M/A283, grado C (2016, p. 23). De manera que, se compara la composición química de estas dos planchas como se detalla en la Tabla 3.15, para analizar sus propiedades.

**Tabla 3.15.** Composición química de las planchas A36 y A283 grado C

Material	Composición química (%)					
	C	Mn	P	S	Si	Cu
A36	0,25	-	0,04	0,05	0,40	0,20
A283 Gr C	0,24	0,90	0,035	0,04	0,40	0,20

Fuente: (ASTM A283, 2018, p. 2; ASTM A36, 2019, p. 3)

Para determinar la capacidad de la soldadura se evalúa el valor del carbono equivalente (CE) que relaciona el porcentaje real de carbono más el contenido de silicio, además de la influencia del manganeso y de los demás elementos (DeGarmo, Black y Kohser, 1994, p. 149). La facilidad de soldadura entre ambos materiales depende del mayor valor de carbono equivalente entre las planchas, y este se calcula mediante la Ecuación 3.12 (Talaş, 2010, p. 2650).

$$CE = C + \frac{Mn}{6} + \frac{Si}{24} + \frac{Ni}{40} + \frac{Cr}{5} + \frac{Mo}{4} + \frac{V}{14} \quad [3.12]$$

Donde:

CE: carbono equivalente, %

C: carbono, %

Mn: manganeso, %

Si: silicio, %

Ni: níquel, %

Cr: cromo, %

Mo: molibdeno, %

V: vanadio, %

Ambas planchas son elaboradas con acero al carbono de manera que la resistencia a la corrosión es similar, aunque presenten una ligera variación en la composición química.

En la Tabla 3.16, se realiza una comparación de las propiedades mecánicas de los materiales de las planchas A36 y A283 grado C, para analizar la resistencia que presenta cada uno, con el fin de que se facilite el proceso de construcción.

**Tabla 3.16.** Requerimientos de torsión de las planchas A36 y A283, grado C

Material	Límite de elasticidad, ksi (MPa)	Resistencia a la tracción, ksi (MPa)	Elongación 8 in (200 mm)	Elongación 2 in (50 mm)
A36	36 (250)	58 – 80 (400 – 550)	20	23
A283, Gr C	30 (205)	55 – 75 (380 – 515)	22	25

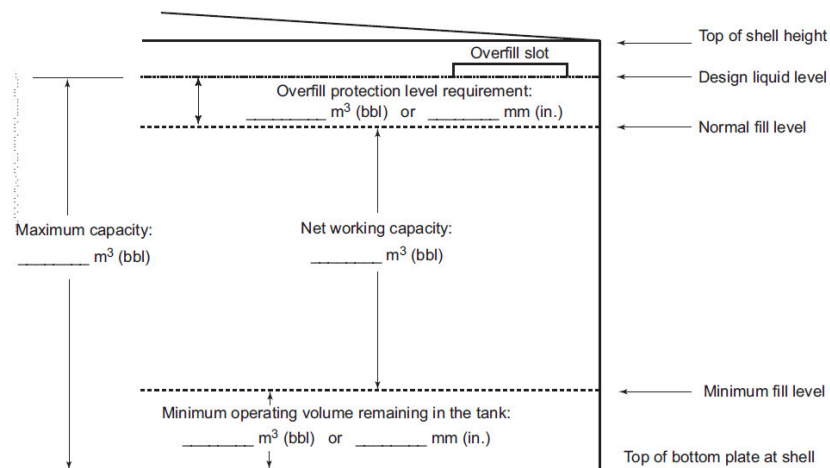
Fuente: (ASTM A283, 2018, p. 2; ASTM A36, 2019, p. 3)

### 3.4.2 ESTRUCTURA Y FORMA DEL TANQUE DE MEZCLA

El tanque de mezcla es un recipiente cilíndrico con un fondo que no es plano y una cubierta o techo con un eje vertical accionado por un motor para mantener agitada la mezcla y deflectores para reducir la formación de vórtices (McCabe et al., 2007, p. 265).

La capacidad total por día se divide en 6 unidades, con la finalidad de aumentar el número de tanques agitados y reducir las dimensiones de cada uno.

El volumen nominal por cada unidad está determinado en la Tabla A.II.9. Para determinar la altura y diámetro, Coker propone una relación de altura – diámetro de 1:1 (2007, p. 464). En la Figura 3.1, se muestra el esquema del tanque propuesto en la norma API 650 “*Diseño, Montaje y Construcción de Tanques Soldados de Acero*” (API 650, 2007, p. 5-12).



**Figura 3.1.** Esquema y relación de los niveles de llenado del tanque  
Fuente: (API, 2007, p. 5-12)

Para determinar el diámetro del tanque se realiza a partir del volumen de operación mediante la Ecuación 3.13.

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \quad [3.13]$$

Donde:

V: volumen de operación de almacenamiento de líquido, m<sup>3</sup>

D: diámetro del tanque, m

H: altura de líquido en el tanque, m

Una vez despejada la Ecuación 3.13, y aplicando la relación de altura del líquido – diámetro de 1:1 se tiene la Ecuación 3.14.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi}} \quad [3.14]$$

Para obtener el espacio de protección en el tanque que sirve para evitar derrames se aplica un sobredimensionamiento del 15 % a la altura del nivel del líquido y se

obtiene la altura total del tanque que corresponde a la altura de diseño. (API 650, p. 5-12).

La altura total del tanque se determina por medio de la Ecuación 3.15.

$$H_d = H \times 1,15 \quad [3.15]$$

Donde:

$H_d$ : altura total del tanque, m

$H$ : altura del fluido, m

#### 3.4.2.1 Número de planchas por cada tanque agitado

Las planchas de acero generalmente se elaboran con las siguientes dimensiones: 2 440 x 6 000 mm o 2 440 x 12 000 mm y cubren un perímetro de 12 m para evitar cortes y desperdicio de material (Ricaurte, 2016, p. 24).

Para determinar el número de planchas que requiere conocer el perímetro del cilindro sin el cabezal y el fondo del tanque por lo que se aplica la Ecuación 3.16, que determina el perímetro del tanque

$$P_T = 2 \times \pi \times \frac{D}{2} \quad [3.16]$$

Donde:

$P_T$ : perímetro del tanque, m

$D$ : diámetro del cilindro, m

Una vez calculado el perímetro del cilindro del tanque de agitación, se aplica la Ecuación 3.17 para determinar el número de planchas que requiere el tanque por medio del perímetro que posee cada plancha.

$$N_{planchas} = \frac{P_T}{P_{planchas}} \quad [3.17]$$

Donde:

- $N_{planchas}$ : número de planchas  
 $P_T$ : perímetro del tanque, m  
 $P_{planchas}$ : perímetro de las planchas, m

De este modo, se conoce el número de planchas de acero que se requiere para la construcción del tanque agitado.

### 3.4.3 ESPESOR DE LA PARED DEL TANQUE

El espesor de la pared del tanque se calcula según la Sección 5.6.3, bajo la norma API 650 “*Diseño, Montaje y Construcción de Tanques Soldados de Acero*”, por el método “1-Pie”. En esta norma se debe considerar que para diámetros menores a 15,0 m (50,0 ft) pero mayores a 3,2 m (10,5 ft) el espesor nominal de la capa de revestimiento más baja no deberá ser menor a 6 mm (1/4 in.) (API 650, 2007, p. 2-50).

El espesor mínimo requerido de las planchas será el mayor de los valores calculados mediante las Ecuaciones 3.18 y 3.19; la gravedad específica del líquido que en este caso se considera agua:

$$t_d = \frac{4,9D \times (H - 0,3) \times G}{S_d} + CA \quad [3.18]$$

$$t_t = \frac{4,9D \times (H - 0,3)}{S_t} \quad [3.19]$$

Donde:

- $t_d$ : espesor de diseño, mm

- $t_i$ : espesor de la prueba hidrostática. mm  
 $D$ : diámetro nominal del tanque, m  
 $H$ : nivel de líquido de diseño, m  
 $G$ : gravedad específica del líquido  
 $CA$ : tolerancia a la corrosión, mm  
 $S_d$ : esfuerzo admisible para la condición de diseño, MPa  
 $S_t$ : esfuerzo admisible para la condición de prueba hidrostática, MPa

En la Tabla 3.17, se detalla las propiedades mecánicas de la plancha A36M para determinar el espesor de diseño y el espesor de la prueba hidrostática para la pared del tanque de mezcla.

**Tabla 3.17.** Tensión admisible de la plancha A36M

Material	Mínimo Límite de elasticidad MPa	Mínimo Resistencia a la tracción MPa	Esfuerzo de diseño ( $S_d$ ) MPa	Esfuerzo de la prueba hidrostática ( $S_t$ ) MPa
A36M	250	400	160	171

Fuente: (API, 2007, p. 5-18)

La tolerancia a la corrosión ( $CA$ ) se determina mediante la Tabla 3.18, en donde se categoriza la afectación al acero por las condiciones ambientales según el grado de exposición, de este modo se tiene un estimado de la velocidad de corrosión para cada nivel de corrosión al que se encuentra sometido el material.

**Tabla 3.18.** Velocidad de corrosión atmosférica para el acero

Grado de corrosión	Acero	
	ST ( $\mu\text{m/año}$ )	LT ( $\mu\text{m/año}$ )
1	< 0,5	< 0,1
2	0,5 – 2,0	0,1 – 1,5
3	2,0 – 10,0	1,5 – 6,0
4	10,0 – 35,0	6,0 – 20,0
5	> 35,0	> 20,0

Fuente: (NACE, 2002, p.130)



Donde:

ST: corto plazo,  $\mu\text{m/año}$

LT: período prolongado,  $\mu\text{m/año}$

Las siglas ST "*short time*" hacen referencia a la velocidad de corrosión promedio durante los 10 primeros años de exposición y las siglas LT "*long time*" a la velocidad de corrosión para un estado constante en exposiciones a largo plazo, es decir el periodo que resta de operación el equipo (NACE, 2002, p. 130). Para determinar el grado de corrosión es importante considerar los factores ambientales a los que se encuentra expuesto el equipo, la temperatura, la humedad y la salinidad del medio (Ricaurte, 2016, p. 27)

Ricaurte en su investigación considera que para un tanque agitado expuesto a las condiciones ambientales de la ciudad de Guayaquil, junto al río Guayas el tiempo de operación del tanque es de 25 años y se trabaja con un grado de corrosión 5 (2016, p. 27).

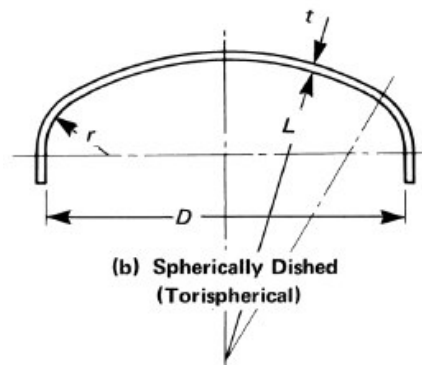
Bajo estos antecedentes, se estima que el tiempo de operación para el tanque agitado de biomasa – agua sea de 25 años; ya que, de acuerdo con los datos climatológicos del Instituto Nacional de Meteorología e Hidrología (INAMHI), las condiciones ambientales del cantón Vinces son similares a las de la ciudad de Guayaquil, y en consecuencia el grado de corrosión a trabajar equivale a 5 (INAMHI, 2017, pp. 93 - 103).

A partir de la Tabla 3.18, se selecciona el valor de ST ( $\mu\text{m/año}$ ) para el grado de corrosión 5 y se multiplica por los 10 años de operación promedio del tanque. Luego se selecciona el valor de LT ( $\mu\text{m/año}$ ) para un grado de corrosión 5 y se multiplica por 15 años que es el tiempo restante de operación del tanque. Se suman ambos factores y el valor obtenido corresponde al valor de tolerancia a la corrosión que se reemplaza en la Ecuación 3.18, de esta manera se calcula el espesor de diseño del tanque.

### 3.4.4 FONDO DEL TANQUE

Se propone un fondo de forma abombada de tipo toriesférico. Trabaja en óptimas condiciones con una presión de hasta 15 bar. Está formada por una parte tórica y de una esfera, la forma se asemeja a la de una elipse pero más sencilla y económica de fabricar (Towler y Sinnott, 2013, p. 579).

En la Figura 3.2 se muestra el esquema del domo toriesférico definido por el código ASME Sección VIII División 1 “*Normas de construcción de recipientes a presión*” el cual se propone para el diseño del fondo del tanque de mezcla.



**Figura 3.2.** Esquema de un cabezal-domo toriesférico

Fuente: (ASME, 2017, p. 361)

El código ASME Sección VIII División 1 “*Normas de construcción de recipientes a presión*” propone la Ecuación 3.20, para determinar el espesor del domo (ASME, 2017, p. 28).

$$t = \frac{0,885 \times P \times L}{S \times E - 0,1 \times P} \quad [3.20]$$

Donde:

- t: espesor de la pared del tanque y del domo, in
- P: presión interna de diseño, psi
- L: radio interno de la esfera, in

- S: tensión máxima admisible, psi  
E: eficiencia de la junta  
r: radio interno del nudillo, in

La eficiencia de la junta se seleccionó de acuerdo con el diagrama que se muestra en el Anexo IV.

### **3.4.5 TECHO DEL TANQUE**

El tanque agitado tiene como objetivo la mezcla homogénea entre la biomasa y el agua, de manera que, se requiere una fácil alimentación particularmente de la biomasa que son consideradas partículas sólidas. La alimentación al tanque será por la parte superior del mismo y no es esencial la implementación de un techo al tanque de agitación.

### **3.4.6 DISEÑO DEL SISTEMA DE AGITACIÓN**

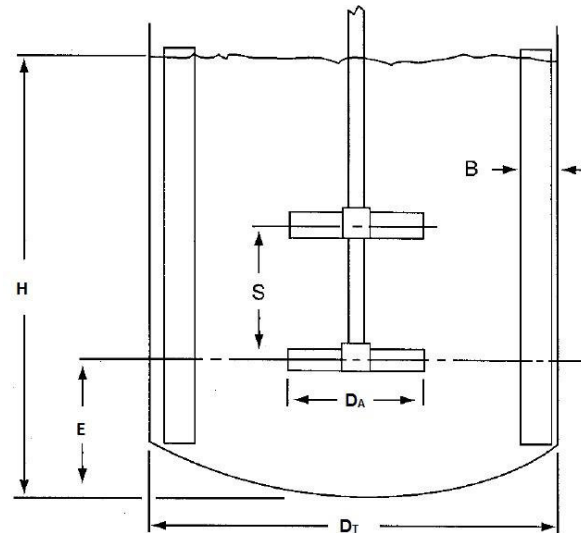
En esta sección se establece las condiciones y parámetros para diseñar el sistema de agitación del tanque de mezcla de la suspensión de biomasa – agua. Este sistema permite mantener homogénea la suspensión para garantizar una relación másica de biomasa agua 1:10.

Para diseñar el sistema de agitación se debe determinar los accesorios que conforman el sistema y el tipo de impulsor que se va a emplear para mantener las partículas sólidas suspendidas en el fluido, en las secciones que se detallan a continuación, se muestra el dimensionamiento de los accesorios para el sistema de agitación.

#### **3.4.6.1 Dimensionamiento de los accesorios del tanque agitado**

En el dimensionamiento del tanque agitado se considera la relación y las proporciones entre el tanque y el sistema de agitación, que incluye, el impulsor o agitadores y los deflectores.

El esquema de la configuración estándar del tanque de agitación se muestra en la Figura 3.3, y permite visualizar los diferentes accesorios que conforman el tanque y de los cuales es necesario conocer las dimensiones para complementar el diseño.



**Figura 3.3.** Configuración estándar de un tanque de agitación

Fuente: (Coker, 2001, p. 555)

En la Tabla 3.19, se muestran las proporciones estándar del tanque de agitación.

**Tabla 3.19.** Proporciones geométricas de un sistema de agitación estándar

$\frac{D_A}{D_T} = \frac{1}{4}$	$\frac{H}{D_T} = 1$	$\frac{B}{D_T} = \frac{1}{12}$
$\frac{E}{D_A} = 1$	$\frac{W}{D_A} = \frac{1}{8}$	$\frac{S}{D_A} = 1$

Fuente: (Coker, 2001, p. 556)

Donde:

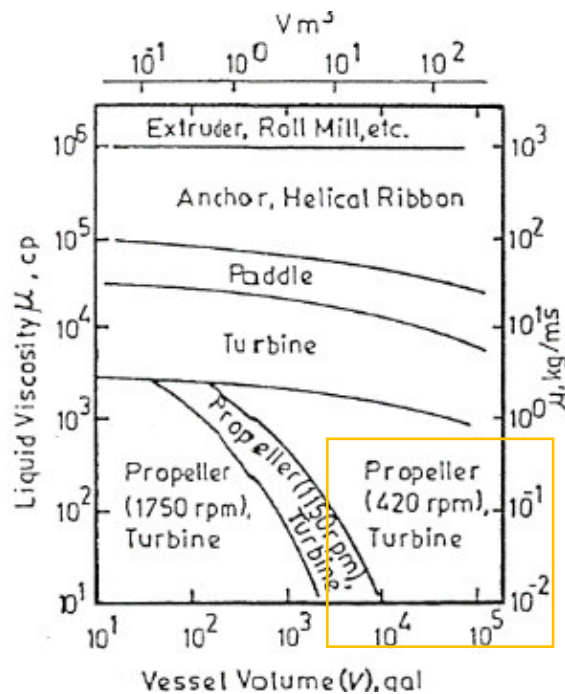
- D<sub>T</sub>: diámetro del tanque, m
- H: altura del líquido, m
- D<sub>A</sub>: diámetro del agitador, m
- B: ancho de los deflectores, m
- E: altura del agitador desde el fondo del tanque, m
- S: separación de agitadores, m

W: ancho de la pala del agitador, m

La velocidad de agitación se establece en un valor de 70 rpm de acuerdo con la investigación realizada por Lucian y Fiori (2017, p. 15).

### 3.4.6.2 Selección del tipo de impulsor

El tipo de agitador se determina mediante la Figura 3.4, en donde se analiza la capacidad volumétrica del tanque y la viscosidad de la mezcla agitada.



**Figura 3.4.** Selección del agitador

Fuente: (Coker, 2007, p. 465)

### 3.4.7 POTENCIA DEL MOTOR DEL AGITADOR

La potencia del motor del impulsor hace referencia a la energía por unidad de tiempo disipada en el líquido; es una variable dependiente como se observa en la Ecuación 3.21 (Coker, 2007, p. 464).

Para determinar la potencia del impulsor, se evalúa de acuerdo con el número de Reynolds por medio de la Ecuación 3.22 (Coulson, Richardson, Harker y Backhurst, 1999, p. 283).

La velocidad de rotación se fija en un valor de 70 rpm acorde con el análisis de Lucian y Fiori (2017, p. 14).

$$P = f(\mu, \rho, N_m, g, D_A, D_T \text{ y otras dimensiones geométricas}) \quad [3.21]$$

$$N_{Re} = \frac{D_A^2 \times N_m \times \rho}{\mu} \quad [3.22]$$

Donde:

- $N_{Re}$ : número de Reynolds
- $D_A$ : diámetro del impulsor, m
- $N_m$ : velocidad de rotación, rps
- $\rho$ : densidad de la mezcla,  $\text{kg/m}^3$
- $\mu$ : viscosidad de la mezcla,  $\text{Pa}\cdot\text{s}$

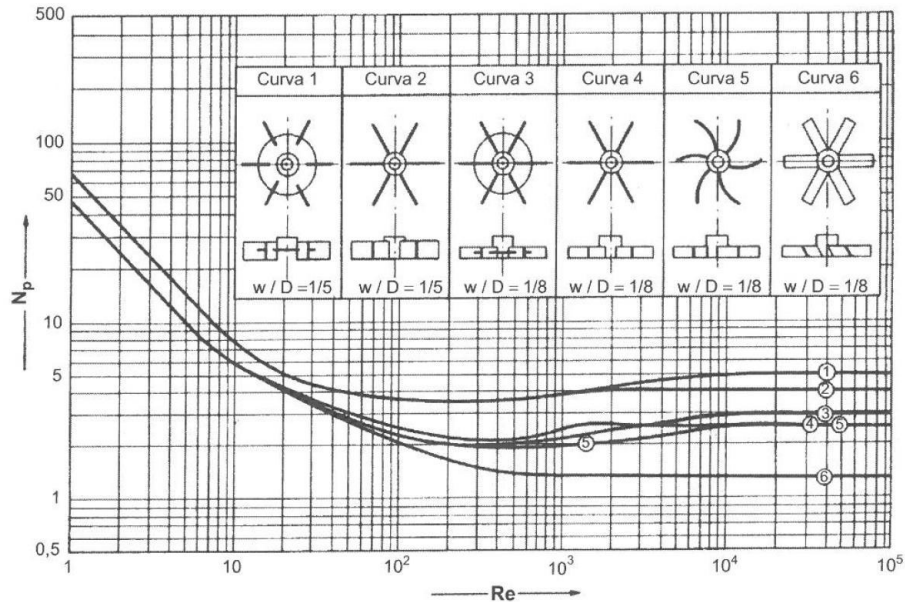
Posteriormente, se aplica la Ecuación 3.23, propuesta por Coker para determinar la potencia en función del número de potencia. (2007, p. 472).

$$P = N_P \times \rho \times N^3 \times D_A^5 \quad [3.23]$$

Donde:

- $P$ : potencia del impulsor, W
- $N_P$ : número de potencia
- $\rho$ : densidad de la mezcla,  $\text{kg/m}^3$
- $N$ : velocidad de rotación, rps
- $D_A$ : diámetro del impulsor, m

Por medio de la Figura 3.5 se establece el número de potencia; se selecciona de acuerdo con el número de Reynolds y el agitador seleccionado a partir de la Figura 3.4. El número de potencia presenta una correlación con el número de Reynolds y las hélices más comunes en el mercado.



**Figura 3.5.** Correlación de potencia para hélices simples con deflectores

Fuente: (Sinnott y Towler, 2012, p. 653)

La eficiencia del motor se considera un valor de 0,8 (Lucian y Fiori, 2017, p. 15) y así se determina la potencia del motor requerida mediante la Ecuación 3.24 (Ricaurte, 2016, p. 56).

$$P_m = \frac{P}{\eta} \quad [3.24]$$

Donde:

$P_m$ : potencia del motor requerida, HP

$\eta$ : eficiencia

### 3.5 CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Para esta etapa se establece dos fases de calentamiento para la suspensión de biomasa - agua. En la primera fase, el proceso de calentamiento de la suspensión ocurre desde 24 hasta 100 °C con vapor saturado a 120 °C proveniente de la segunda fase de despresurización por medio de un intercambiador de calor. La segunda fase de calentamiento de la suspensión empieza desde 100 hasta 180 °C con vapor saturado a 220 °C que se obtiene en la primera fase de despresurización mediante otro intercambiador de calor (Merzari, et al., 2018, p. 43).

#### 3.5.1 ASIGNACIÓN DE LOS FLUIDOS A LA CARCASA Y A LOS TUBOS

Para la asignación de las corrientes del fluido a la carcasa o a los tubos Sinnott y Towler, proponen la consideración de los siguientes factores (2012, p. 843):

- a) *Corrosión*. El fluido menos corrosivo circula por el lado de la coraza.
- b) *Ensuciamiento*. El fluido con menor tendencia a ensuciar las superficies de transferencia fluye por el lado de la coraza.
- c) *Temperatura de los fluidos*. Para fluidos con temperaturas suficientemente elevadas se fija por el lado de los tubos, para reducir el coste global.
- d) *Presiones de operación*. El fluido que presenta una menor presión se sugiere asignar al lado de la coraza; dado que, los tubos que soportan enormes presiones son más económicos que la coraza.
- e) *Caída de presión*. Se recomienda asignar por el lado de la coraza al fluido con una mayor caída de presión permisible.
- f) *Viscosidad*. Un fluido con viscosidad elevada ayuda a aumentar la turbulencia del flujo por lo que se asigna por el lado de la coraza.



- g) *Caudales de las corrientes.* Regularmente, el diseño más económico se consigue al fijar al lado de la coraza al fluido con menor caudal.

Bajo estos parámetros, se asigna por el lado de los tubos a la suspensión de biomasa – agua para facilitar el proceso de limpieza y operación, debido a la presencia de material orgánico que incide en la tendencia a la corrosión y el ensuciamiento, además que el fluido contiene mayor viscosidad y caudal, que el vapor.

El vapor saturado fluye por el lado de la coraza; cabe mencionar que, el vapor empleado es recirculado del proceso de despresurización y se considera vapor de agua al 100 %, se descarta el contenido de ácidos formados durante la reacción HTC ya que se comprueba por medio del balance de masa realizado en la Sección A.II.8 que el compuesto predominante es agua con una fracción molar de 0,99. .

### 3.5.2 VELOCIDAD DE TRANSFERENCIA DE CALOR

El flujo calórico que requiere el proceso se determina al aplicar la primera ley de la termodinámica, que establece que para un sistema en equilibrio “la velocidad de la transferencia de calor desde el fluido caliente será igual a la transferencia de calor hacia el fluido frío”; de este modo, se determina el flujo calórico por medio de la Ecuación 3.25 para el fluido caliente y la Ecuación 3.26 para el fluido frío (Çengel y Ghajar, 2011, p. 640).

$$\dot{Q} = \dot{m}_c \times c_{pc} \times (T_{c,sal} - T_{c,ent}) \quad [3.25]$$

$$\dot{Q} = \dot{m}_f \times c_{pf} \times (T_{f,ent} - T_{f,sal}) \quad [3.26]$$

Donde:

$\dot{Q}$ : flujo calórico, J/s

$\dot{m}_c$ : flujo másico del fluido caliente, kg/s

- $\dot{m}_f$ : flujo másico del fluido frío, kg/s  
 $c_{pc}$ : calor específico del fluido caliente, J/kgK  
 $c_{pf}$ : calor específico del fluido frío, J/kgK  
 $T_{c,sal}$ : temperatura de salida del fluido caliente, K  
 $T_{c,ent}$ : temperatura de entrada del fluido caliente, K  
 $T_{f,sal}$ : temperatura de salida del fluido frío, K  
 $T_{f,ent}$ : temperatura de entrada del fluido frío, K

Se aplica la Ecuación 3.26, para el caso de la suspensión biomasa – agua y se determina la velocidad de transferencia de calor del sistema

### 3.5.3 FLUJOS MÁSICOS DE LOS FLUIDOS

La cantidad de suspensión biomasa - agua a calentar se obtiene del balance de masa que corresponde al flujo másico del fluido frío y se detalla en la Sección A.II.5 donde se desarrolla el balance de masa.

Para determinar el flujo másico del fluido caliente, se iguala la Ecuación 3.25, con la Ecuación 3.26. En este caso se trata de vapor saturado, en lugar del calor específico y la diferencia de temperaturas, se trabaja con la entalpía del vapor a la temperatura de saturación, pues la capacidad calorífica tiende al infinito y el cambio de temperatura es prácticamente cero (Çengel y Ghajar, 2011, p. 641).

Se obtiene la Ecuación 3.27 que se usa para establecer la cantidad de cantidad de vapor saturado que demanda el sistema para calentar la suspensión.

$$\dot{m}_c = \frac{\dot{m}_f \times c_{pf} \times (T_{f,ent} - T_{f,sal})}{(H_v - H_l)} \quad [3.27]$$

Donde:

- $\dot{m}_c$ : flujo másico del fluido caliente, kg/s  
 $\dot{m}_f$ : flujo másico del fluido caliente, kg/s

- $c_{pf}$ : calor específico del fluido frío, J/kgK  
 $T_{f,sal}$ : temperatura de salida del fluido frío, K  
 $T_{f,ent}$ : temperatura de entrada del fluido frío, K  
 $H_v$ : entalpía específica del vapor saturado, J/kg  
 $H_l$ : entalpía específica del líquido saturado, J/kg

### 3.5.4 DIFERENCIA DE TEMPERATURA PROMEDIO LOGARÍTMICA

Es una representación de la diferencia de temperaturas promedio entre el fluido caliente y el fluido frío; el principal objetivo implica que el calor específico de los fluidos no varíe con el cambio de temperatura (Çengel y Ghajar, 2011, p. 643).

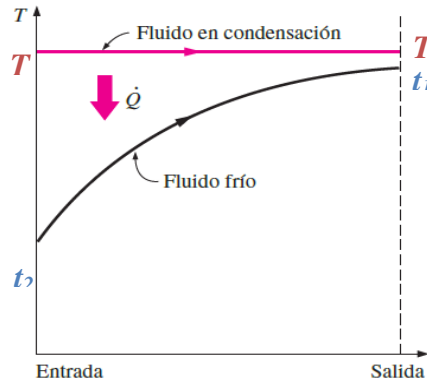
Por medio de la Ecuación 3.28 se determina la diferencia de temperatura promedio logarítmica (Holman, 1998, p. 387).

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \quad [3.28]$$

Donde:

- $\Delta T_{ml}$ : temperatura media logarítmica de diferencia de temperaturas, °C  
 $T_1$ : temperatura del fluido caliente, entrada, °C  
 $T_2$ : temperatura del fluido caliente, salida, °C  
 $t_1$ : temperatura del fluido frío, entrada, °C  
 $t_2$ : temperatura del fluido frío, salida, °C

En la Figura 3.6, se muestra el esquema de la variación de temperatura a través del intercambiador en contracorriente cuando uno de los fluidos cambia de fase.



**Figura 3.6.** Variación de la temperatura en un intercambiador de calor a contracorriente  
Fuente: (Çengel y Ghajar, 2011, p. 641)

### 3.5.4.1 Factor de traspaso

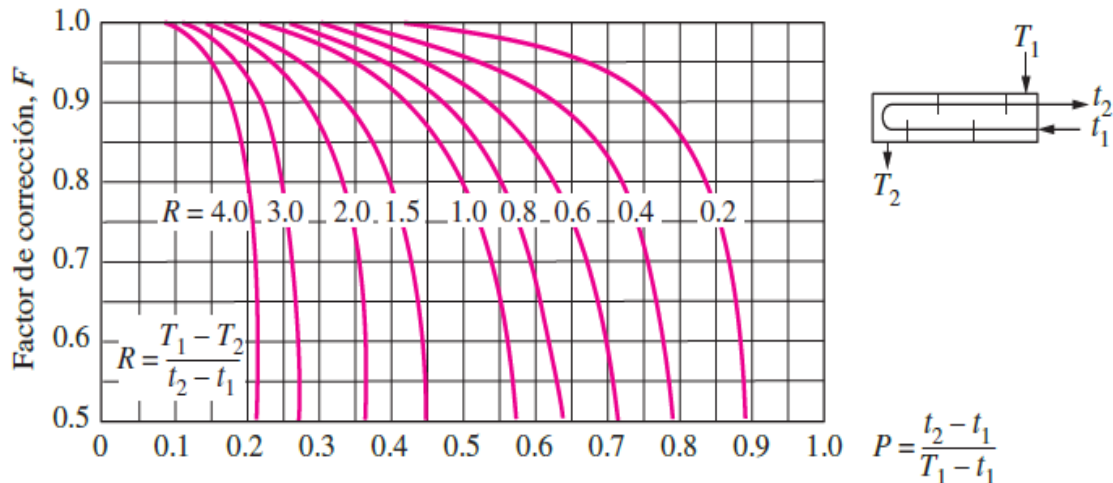
Es un factor de corrección y es una medida de la desviación de la temperatura media logarítmica; el valor límite es de 1 que corresponde a un intercambiador a contraflujo. Es el resultado de una función de dos relaciones adimensionales de temperaturas, mostrada en la Ecuación 3.29, y en la Ecuación 3.30 (Çengel y Ghajar, 2011, p. 644).

La Ecuación 3.30, es una pauta de la eficiencia de la temperatura del intercambiador, ambas relaciones permiten determina el factor mediante la Figura 3.7, dependiendo el caso que corresponda.

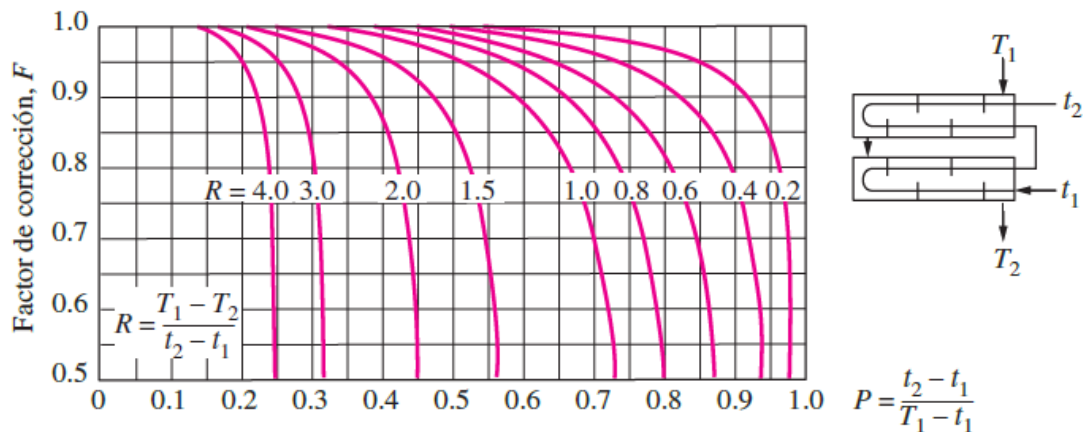
$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = \frac{(\dot{m}C_p)_{\text{lado del tubo}}}{(\dot{m}C_p)_{\text{lado de la coraza}}} \quad [3.29]$$

$$P = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} \quad [3.30]$$

En los proceso de condensación o ebullición existe un cambio de fase de una de las corrientes; por tanto, las relaciones se simplifican ya que la temperatura del fluido no varía (Holman, 1998, p. 388).



a) Un paso por la coraza y 2, 4, 6, etc. (cualquier múltiplo de 2) pasos por los tubos



b) Dos pasos por la coraza y 4, 8, 12, etc. (cualquier múltiplo de 4) pasos por los tubos

**Figura 3.7.** Diagrama del factor de corrección  $F$  para intercambiadores de calor comunes de tubos y coraza.

Fuente: (Çengel y Ghajar, 2011, p. 645)

### 3.5.5 PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS FLUIDOS

Entre las principales propiedades de los fluidos a considerar están: densidad, viscosidad, conductividad y calor específico (Sinnott y Towler, 2012, p. 818).

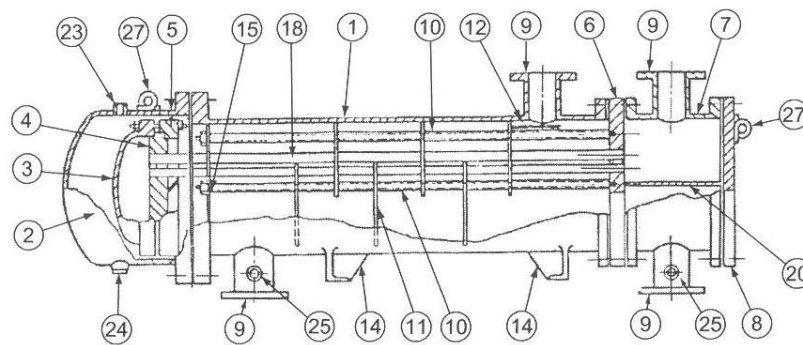
Cabe mencionar que, dado que la suspensión posee un porcentaje de sólidos de biomasa del 10 % se tratará al fluido como agua en su totalidad, debido a la falta de bibliografía relacionada con estos fluidos y que la mayoría es agua.

Todas las propiedades se obtuvieron del Manual del Ingeniero Químico (Perry et al., 2000) tanto para el fluido frío (agua) como para el fluido caliente (vapor saturado). Las propiedades fueron analizadas a temperatura media, en las dos etapas de calentamiento.

### 3.5.6 SELECCIÓN DEL TIPO DE INTERCAMBIADOR

El intercambiador que se selecciona es de tubos y coraza, con cabezal interno flotante, que soporta altas temperaturas. Los tubos se pueden baquetear de inicio a fin y el haz de tubos se vuelve desmontable de manera que facilita la limpieza con fluidos que tienden a generar incrustaciones (Sinnott y Towler, 2012, p. 826).

En la Figura 3.8, se presenta el modelo de un intercambiador de calor con cabezal flotante, tipo AES.



**Figura 3.8.** Intercambiador de calor con cabezal interior flotante.

Fuente: (Sinnott y Towler, 2012, p. 825)

#### 3.5.6.1 Material del intercambiador

Para la selección del material se debe considerar que cumpla con el mayor número de requisitos técnicos, menor gasto inicial de operación y de mantenimiento en los principales componentes que integran el intercambiador (Llangarí y Solís, 2013, p. 44).

- a) *Tubos.* Se debe considerar la corrosividad del fluido bajo la presión y temperatura de trabajo de los dos fluidos; pues, ambos fluidos tienen

contacto con el tubo por la parte interna y externa. Según Llangarí y Solís, en el mercado no existen espesores normalizados que proporcionen el material disponible para corrosión por lo que resulta inapreciable (Llangarí y Solís, 2013, p. 45).

- b) *Coraza, cabezales*. Esta sección es ocupada por los fluidos de proceso y en este elemento se puede reforzar con material adicional para mitigar el ataque por corrosión, los materiales sugeridos para este entorno son a base de acero al carbón, recubierto con aleación (Llangarí y Solís, 2013, p. 45).
- c) *Tapa cabezal flotante*. Estos componentes separan un fluido del otro, y además resisten el ataque por corrosión y las condiciones de operación de ambos fluidos y el material más favorable es de acero al carbono (Llangarí y Solís, 2013, p. 45).

La elección del material para los tubos y la coraza se hizo de acuerdo con las tablas mostradas en el Anexo IV.

### **3.5.6.2 Dimensionamiento de los tubos**

El diámetro de los tubos se eligió por medio de la Tabla A.VI.1, del Anexo VI, en donde se muestra el diámetro estandarizado, el diámetro interno y el espesor de pared.

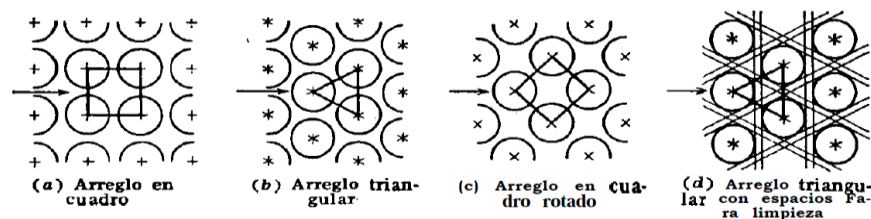
La selección de tubos se realiza de acuerdo con la resistencia a la presión y la tolerancia a la corrosión. Las longitudes de tubos más habituales en el mercado intercambiadores de calor varían de 6 ft hasta 24 ft (1,80 hasta 7,32 m). Para definir una longitud de tubo apropiada se recomienda una relación entre la longitud del tubo y el diámetro de la carcasa de 5 a 10 (Sinnott y Towler, 2012, p. 829).

El número de tubos mantiene una relación con los parámetros de velocidad y presión del equipo. Se hace una aproximación inicial a partir de la Tabla A.VII.1 del Anexo AVII propuesto por Kern, que en sus estudios realizó una buena

aproximación al número de tubos en función del diámetros estandarizado (1999, 947). Posteriormente, se modifica el número de tubos para priorizar las medidas principales (velocidad y presión) (Sinnott y Towler, 2012, p. 829).

### 3.5.6.3 Disposición de los tubos

Los tubos se disponen en arreglos que pueden ser del tipo cuadrado, triángulo equilátero, cuadrado rotado o triangular con espacios para limpieza como se muestra en la Figura 3.9, y determina la velocidad de transferencia de calor y la caída de presión. Para fluidos con incrustaciones se prefiere una disposición en cuadrado o cuadrado rotado de manera que se reduce las incrustaciones y facilita la limpieza mecánica por el interior de los tubos. La distancia entre los centros de los tubos se recomienda que sea 1,25 veces el diámetro externo del tubo (Kern, 1999, p. 161; Sinnott y Towler, 2012, p. 829).



**Figura 3.9.** Arreglos comunes de los tubos para intercambiadores de calor.

Fuente: (Kern, 1999, p. 160)

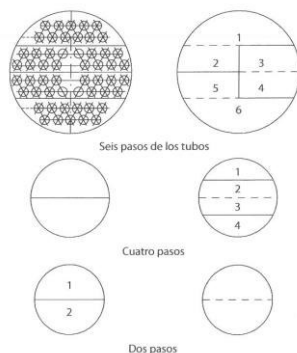
### 3.5.6.4 Pasos del lado de los tubos

Se establece un número de “pasos” por medio de los grupos de tubos que están dispuestos en paralelo que equivale a la circulación de ida y vuelta del fluido, esto aumenta la longitud de la trayectoria de circulación. La selección del número de pasos está relacionada directamente con la velocidad a través de los tubos (Sinnott y Towler, 2012, p. 830).

El número de pasos puede variar de 1 hasta 16 pasos de tubos, y la cantidad que se ajusta al diseño se consigue al colocar platos que son particiones de paso que



dividen los cabezales del intercambiador formando canales como se observa en la Figura 3.10 (Sinnott y Towler, 2012, p. 830).



**Figura 3.10.** Disposiciones de los tubos con particiones de los cabezales  
Fuente: (Sinnott y Towler, 2012, p. 830)

### 3.5.6.5 Dimensionamiento de la carcasa

Las dimensiones de la carcasa pueden variar de acuerdo con el estándar que se utilice, así puede ser desde 6 hasta 42 in bajo el estándar británico BS 3274 “*Specification for tubular heat exchangers for general purposes*”, o bajo los estándares TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association, Inc.*) que puede llegar hasta 60 in de diámetro. Para diámetros de hasta 24 in se montan a partir de tuberías y para diámetros sobre 24 in se emplean chapas (Sinnott y Towler, 2012, p. 830).

El espesor de la carcasa está relacionado con el diámetro y el material de la carcasa a utilizar, en la Tabla 3.20 se muestran los espesores mínimos para diferentes rangos de diámetros.

**Tabla 3.20.** Espesores mínimos para carcasa de intercambiadores de calor

Diámetro nominal de carcasa (mm)	Acero al carbono		Aleación de acero
	Tubería	Plato	
150	7,1	-	3,2
200 – 300	9,3	-	3,2

**Tabla 3.21.** Espesores mínimos para carcasa de intercambiadores de calor (continuación...)

Diámetro nominal de carcasa (mm)	Acero al carbono		Aleación de acero
	Tubería	Plato	
330 – 580	9,5	7,9	3,2
610 – 740	-	7,9	4,8
760 – 990	-	9,5	6,4
1 010 – 1 520	-	11,1	6,4
1 550 – 2 030	-	12,7	7,9
2 050 – 2 540	-	12,7	9,5

Fuente: (TEMA, 2007, p. 5.3-1)

### 3.5.6.6 Diseño de paneles de tubos. Número de tubos.

El número de tubos se puede obtener a partir del diámetro del haz de tubos o viceversa; sin embargo, al desconocerse ambos parámetros se estima un número de tubos.

El estimado del número de tubos al igual que las demás dimensiones del intercambiador de calor se evalúan con los parámetros de velocidad del fluido y caída de presión.

Existen tablas con una estimación del número de tubos que se pueden acoplar al diseño del intercambiador de calor y muestran los tamaños estándar de la carcasa, los tubos, la distancia entre centros de tubos y el número de pasos. Así, la selección del número de tubos se realizó de acuerdo con la Tabla A.VII.1 y la Tabla A.VII.2, del Anexo VII (Sinnott y Towler, 2012, p. 833).

A partir del número de tubos se calcula el diámetro del haz de tubos mediante la Ecuación 3.31, propuesta por Sinnott y Tower (2012, p. 832).

$$D_b = d_e \times \left( \frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1} \quad [3.31]$$

Donde:

- $D_b$ : diámetro del haz, mm  
 $d_e$ : diámetro externo del tubo, mm  
 $N_t$ : número de tubos  
 $K_1$ : constante  
 $n_1$ : constante

Las constantes  $K_1$  y  $n_1$ , para arreglos triangular y cuadrado se detalla en la Tabla 3.21.

**Tabla 3.21.** Constantes para uso de la Ecuación 3.31

<b>Distancia entre centros o disposición triangular, <math>P_t = 1,25 d_e</math></b>					
Nº pasos	1	2	4	6	8
$K_1$	0,3190	0,2490	0,1750	0,0743	0,0365
$n_1$	2,142	2,207	2,285	2,499	2,675
<b>Distancia entre centros o disposición cuadrada, <math>P_t = 1,25 d_e</math></b>					
Nº pasos	1	2	4	6	8
$K_1$	0,2150	0,1560	0,1580	0,0402	0,0331
$n_1$	2,207	2,291	2,263	2,617	2,643

Fuente: (Sinnott y Towler, 2012, p. 832).

### 3.5.6.7 Tipo de carcasa según los pasos

La selección de la disposición de la carcasa se realiza bajo los estándares TEMA, para seleccionar la disposición más apropiada se considera el número de pasos del fluido por la coraza que mejor se ajuste a las condiciones de diseño del intercambiador (Sinnott y Towler, 2012, p. 833).

En la Figura A.VIII.1 del Anexo VIII se muestran los tipos de carcasas estandarizados.

### 3.5.6.8 Selección de los deflectores

Los deflectores permiten direccionar el fluido a través de los tubos, a la vez que aumentan la velocidad del fluido y de transferencia de calor. Se emplean deflectores segmentados porque no impiden la circulación de condensado (Sinnott y Towler, 2012, p. 834).

La segmentación de un deflector puede ir de 15 hasta 45 %, los más comunes son de 20 a 25 % de segmentación o corte. La distancia entre los deflectores varía de 0,2 hasta 1,0 veces del diámetro de la carcasa según se ajuste al diseño del intercambiador de calor (Sinnott y Towler, 2012, p. 834).

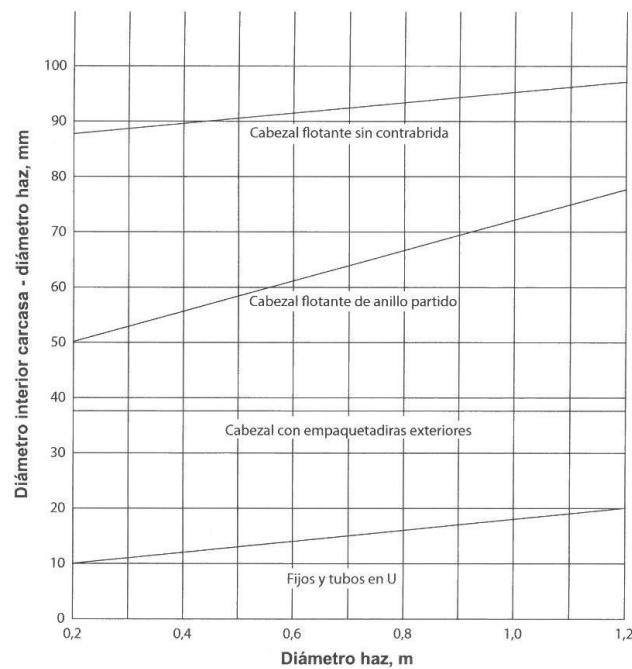
En la Tabla 3.22, se presentan los valores típicos para el diámetro de la carcasa con el diámetro del deflector y el valor de tolerancia permitido.

**Tabla 3.22.** Tolerancias y espacios de los deflectores típicos

Diámetro carcasa (De)	Diámetro deflector	Tolerancia
Carcasas con tubos		
6 a 25 in (152 a 635 mm)	$De - \frac{1}{16}$ in (1,6 mm)	$+\frac{1}{32}$ in (0,8 mm)
Carcasas con placas		
6 a 25 in (152 a 635 mm)	$De - \frac{1}{8}$ in (3,2 mm)	$\pm \frac{1}{32}$ in (0,8 mm)
27 a 42 in (686 a 1 067 mm)	$De - \frac{3}{16}$ in (4,8 mm)	$\pm \frac{1}{16}$ in (1,6 mm)

Fuente: (Sinnott y Towler, 2012, p. 835)

Una vez calculado el diámetro del haz con la Ecuación 3.31, se puede evaluar el diámetro de la carcasa al aplicar el diagrama de la Figura 3.11, que se relaciona directamente con el tipo de intercambiador seleccionado y el cabezal que mejor se ajusta al diseño.



**Figura 3.11.** Distancia entre el haz y la carcasa

Fuente: (Sinnott y Towler, 2012, p. 808)

Para aplicar las relaciones de la Figura 3.11, se parte del diámetro del haz (eje de abscisas) y el tipo de carcasa, se eleva una vertical hasta coincidir con la diagonal propia de cada carcasa y se traza una línea horizontal hacia el eje Y. En el eje vertical se obtiene el valor correspondiente a la expresión: diámetro de la carcasa – diámetro del haz, en unidad de milímetros. Al despejar la expresión se consigue el valor del diámetro de la carcasa como se define en la Ecuación 3.32.

*Diámetro interno de la carcasa*

$$= (\text{valor de gráfica mm}) + \text{diámetro del haz} \quad [3.32]$$

El valor obtenido del diámetro interno de la coraza al aplicar la Figura 3.11, puede ser igualado con los valores de la Tabla A.VII.1 y así ajustar el número de tubos.

El diámetro externo de la coraza se determina mediante la Ecuación 3.33, además se emplea el espesor mínimo que se obtiene de la Tabla 3.20.

$$D_e = D_i + 2 \times t \quad [3.33]$$

Donde:

$D_e$ : diámetro externo de la coraza, mm

$D_i$ : diámetro interno de la coraza, mm

$t$ : espesor mínimo de la coraza, mm

### 3.5.7 VELOCIDADES DEL FLUIDO EN LOS TUBOS Y LA CARCASA

La velocidad de los fluidos es un parámetro de evaluación de las dimensiones del intercambiador seleccionadas; por tanto, está proporcionalmente relacionada con los coeficientes de transferencia de calor. Una mayor velocidad del fluido previene una decantación de sólidos en suspensión y reducción de ensuciamiento; sin embargo, la velocidad debe ser controlada para evitar erosión (Sinnott y Towler, 2012, p. 843).

En la Tabla 3.23, se presenta una referencia de velocidades típicas para el diseño de intercambiadores de calor en función del tipo de fluido que se maneja en el proceso.

**Tabla 3.23.** Velocidad de diseño típicas para fluidos

<b>Líquidos</b>		
<b>Tipo de fluido</b>	<b>Velocidad permitida [m/s]</b>	
	<b>Tubos</b>	<b>Coraza</b>
Fluidos del proceso	1 a 2 (máximo 4)	0,3 a 1,0
Agua	1,5 a 2,5	
<b>Vapores</b>		
<b>Tipo de presión</b>	<b>Velocidad permitida [m/s]</b>	
Vacío	50 a 70	
Presión atmosférica	10 a 30	
Presión elevada	5 a 10	

Fuente: (Sinnott y Towler, 2012, p. 843)

### 3.5.8 CONDICIONES DE LA CAÍDA DE PRESIÓN

Es un parámetro definitivo, pues si la caída de presión es elevada el intercambiador fácilmente puede explotar y, por otro lado, si la caída de presión es baja se tiene una baja eficiencia en la transferencia de calor y el intercambiador tiende a recalentarse. La caída de presión puede establecerse como una condición de proceso o se puede seleccionar libremente para un adecuado diseño del intercambiador (Sinnott y Towler, 2012, p. 844).

En la Tabla 3.24, se muestran valores referenciales de caídas de presión para líquidos, gases y vapores que garantizan un diseño óptimo de un intercambiador de calor de tubos y coraza.

**Tabla 3.24.** Valores referenciales de presión para el diseño de intercambiadores

<b>Líquidos</b>	
<b>Viscosidad (Pa•s)</b>	<b>Caída de presión permisible (kPa)</b>
< 1	35
1 a 10	50 – 70
<b>Gases y Vapores</b>	
Alto vacío	0,4 – 0,8 kN/m <sup>2</sup>
Vacío medio	0,1 × presión absoluta
1 a 2 bar	0,5 × presión manométrica en el sistema
Por encima de 10 bar	0,1 × presión manométrica en el sistema

Fuente: (Sinnott y Towler, 2012, p. 844)

En su publicación Sinnott y Towler mencionan que, cuando la caída de presión es elevada, se garantiza que la elevada velocidad del fluido evite la erosión o vibración, provocada por la circulación dentro del tubo (2012, p. 845).

### 3.5.9 COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Para obtener el coeficiente de transferencia de calor global, primero se debe calcular los coeficientes de transferencia de calor por el lado de los tubos y por el

lado de la coraza, para ello las propiedades de los fluidos se determinan a temperatura media.

### 3.5.9.1 Coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos

Se inicia con la determinación del número de Reynolds al aplicar la Ecuación 3.34.

$$Re = \frac{\rho \times v_t \times d^*}{\mu} = \frac{G_t \times d_e}{\mu} \quad [3.34]$$

Donde:

$\rho$ : densidad, kg/m<sup>3</sup>

$v_t$ : velocidad del fluido, m/s

$d^*$ : longitud característica, m

$\mu$ : viscosidad del fluido a temperatura media del fluido, kg/ms

$G_t$ : velocidad másica, circulación másica por velocidad de área, kg/m<sup>2</sup>s

La velocidad del fluido se determina con la Ecuación 3.35.

$$v_t = \frac{\dot{m}_t}{\rho \times A_f} \quad [3.35]$$

Donde:

$\dot{m}_t$ : flujo másico del fluido, kg/s

$\rho$ : densidad, kg/m<sup>3</sup>

$A_f$ : área de flujo, m<sup>2</sup>

El área de flujo del fluido se determina a partir de la Ecuación 3.36.

$$A_f = \frac{A_{c/T} \times N_t}{N_p} \quad [3.36]$$



Donde:

$A_t$ : área de flujo total del fluido,  $m^2$

$A_{c/T}$ : área de cada tubo,  $m^2$

$N_t$ : número de tubos

$N_p$ : número de pasos por los tubos

Para el área de cada tubo se aplica la Ecuación 3.37, donde se utiliza el diámetro interno del tubo.

$$A_{c/T} = \frac{\pi \times (d_i)^2}{4} \quad [3.37]$$

Para determinar la velocidad másica se aplica la Ecuación 3.38, en caso de calcular el número de Reynolds con la segunda expresión de la Ecuación 3.34.

$$G_t = \frac{\dot{m}_t}{A_{c/T}} \quad [3.38]$$

Se calcula el número de Prandtl con la Ecuación 3.39:

$$Pr = \frac{C_p \times \mu}{k} \quad [3.39]$$

Donde:

$Pr$ : número de Prandtl

$C_p$ : calor específico del fluido,  $J/kgK$

$\mu$ : viscosidad del fluido,  $kg/ms$

$k$ : conductividad térmica del fluido,  $W/mK$

Con los números adimensionales calculados se evalúa el régimen en el que se encuentra el fluido de acuerdo con la Tabla 3.25.

**Tabla 3.25.** Valores referenciales del comportamiento de un fluido

Valores	Tipo de régimen
$Re \leq 2\,000$	Laminar
$2\,000 < Re < 4\,000$	Transitorio
$Re \geq 4\,000$	Turbulento

Fuente: (Jaramillo y Cárdenas, 2015, p. 12)

Con base en el régimen en el que se encuentra el fluido se establece el número de Nusselt. Para el régimen de transición no es posible acertar los coeficientes de transferencia de calor, pues es una región inestable, en caso que el fluido se encuentre en esta sección se debe evaluar con las ecuaciones para ambos regímenes y seleccionar el valor más bajo (Sinnott y Towler, 2012, p. 847).

Para determinar el número de Nusselt para régimen laminar se aplica la Ecuación 3.40.

$$Nu = 1,86 \times (Re \times Pr)^{0,33} \times \left(\frac{d^*}{L}\right)^{0,33} \times \left(\frac{\mu}{\mu_{Tp}}\right)^{0,14} \quad [3.40]$$

Para régimen turbulento se aplica la Ecuación 3.41.

$$Nu = 0,023 \times Re^{0,8} \times Pr^{0,22} \times \left(\frac{\mu}{\mu_{Tp}}\right)^{0,14} \quad [3.41]$$

Donde:

Nu: número de Nusselt

Re: número de Reynolds

Pr: número de Prandtl

$d^*$ : longitud equivalente, m

L: longitud del tubo, m

$\mu$ : viscosidad del fluido a temperatura media, kg/ms

$\mu_{Tp}$ : viscosidad del fluido a temperatura de pared, kg/ms

El coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos se determina por medio de la Ecuación 3.42.

$$h_i = \frac{Nu \times k}{d_i} \quad [3.42]$$

Donde:

$h_i$ : coeficiente de transferencia de calor, W/m<sup>2</sup>K

$d_i$ : diámetro interno del tubo, m

Nu: número de Nusselt

$k$ : conductividad térmica del líquido, W/mK

Una vez determinado el coeficiente con el número de Nusselt por el lado de los tubos se aplica la corrección del coeficiente a la superficie con la Ecuación 3.43.

$$h_{ic} = h_i \times \frac{d_i}{d_e} \quad [3.43]$$

Donde:

$h_{ic}$ : coeficiente de transferencia de calor corregido, W/m<sup>2</sup>K

$h_i$ : coeficiente de transferencia de calor, W/m<sup>2</sup>K

$d_i$ : diámetro interno del tubo, m

$d_e$ : diámetro externo del tubo, m

### 3.5.9.2 Coeficiente de transferencia de calor por el lado de la coraza

Para determinar el coeficiente de transferencia de calor por el lado de la coraza se inicia al calcular el área del flujo cruzado con la Ecuación 3.44.

$$A_s = \frac{D_i \times B \times (P_t - d_e)}{P_t} \times \frac{1}{n_c} \quad [3.44]$$

Donde:

- $A_s$ : área del flujo cruzado,  $m^2$   
 $D_i$ : diámetro interno de la coraza, m  
 $B$ : espacio del deflector, m  
 $P_t$ : distancia entre centros del tubo, m  
 $n_c$ : número de pasos por la coraza

El diámetro equivalente o longitud característica, se emplea los números adimensionales y varía de acuerdo con el arreglo seleccionado (Sinnott y Towler, 2012, p. 855).

- La longitud equivalente para un arreglo cuadrado se determina mediante la Ecuación 3.45.

$$L^* = \frac{4 \times \left( P_t^2 - \frac{\pi \times d_e^2}{4} \right)}{\pi \times d_e} \quad [3.45]$$

- La longitud equivalente para un arreglo triangular se obtiene mediante la Ecuación 3.46.

$$L^* = \frac{8 \times \left( 0,43 \times P_t^2 - \frac{\pi \times d_e^2}{8} \right)}{\pi \times d_e} \quad [3.46]$$

Donde:

- $L^*$ : longitud característica, m  
 $P_t$ : distancia entre centros del tubo, m  
 $d_e$ : diámetro externo del tubo, m

La velocidad del fluido por el lado de la coraza se determina por medio de la Ecuación 3.47.

$$v_c = \frac{\dot{m}_c}{A_s \times \rho} \quad [3.47]$$

Donde:

$v_c$ : velocidad del fluido por el lado de la coraza, m/s

$\dot{m}_c$ : flujo másico del fluido por el lado de la coraza, kg/s

$A_s$ : área de flujo, m<sup>2</sup>

$\rho$ : densidad del fluido por el lado de la coraza, kg/m<sup>3</sup>

El número de Reynolds por el lado de la coraza se fija por medio de la Ecuación 3.48:

$$Re = \frac{\rho \times v_c \times L^*}{\mu} = \frac{G_c \times L^*}{\mu} \quad [3.48]$$

Para aplicar la segunda parte de la Ecuación 3.48, se debe determinar la velocidad másica, por medio de la Ecuación 3.49.

$$G_c = \frac{\dot{m}_c}{A_s} \quad [3.49]$$

Para determinar el número de Nusselt se aplica la Ecuación 3.50.

$$Nu = j_H \times Re \times Pr^{0,33} \times \left( \frac{\mu}{\mu_{Tp}} \right)^{0,14} \quad [3.50]$$

El factor de transferencia de calor ( $j_H$ ) se determina mediante el diagrama de la Figura A.IX.1, que se encuentra en el Anexo IX. El componente de las viscosidades de la Ecuación 3.50, se aplica si el fluido es más viscoso que el agua, caso contrario se omite.

El coeficiente de transferencia de calor se alcanza con la Ecuación 3.51.

$$h_e = \frac{Nu \times k}{L^*} \quad [3.51]$$

### 3.5.9.3 Coeficiente global de transferencia de calor

El coeficiente global se determina a partir de los coeficientes de transferencia de calor mediante la Ecuación 3.52 (Kern, 1999, p. 135).

$$U = \frac{h_{ic} \times h_e}{h_{ic} + h_e} \quad [3.52]$$

Una vez evaluado el coeficiente global de transferencia de calor a través de los coeficientes de película, y junto con las condiciones de proceso se determina el calor y la diferencia de temperatura, se realiza un ajuste en la longitud o en el número de tubos que requiere el diseño por medio de la Ecuación 3.53 (Kern, 1999, p. 136)

$$l_t = \frac{Q}{LMTD_c \times U \times \pi \times d_e \times N_t} \quad [3.53]$$

## 3.5.10 CAÍDA DE PRESIÓN EN EL INTERCAMBIADOR

### 3.5.10.1 Cálculo de la caída de presión por el lado de los tubos

El fluido experimenta cambios en el sentido de circulación debido a la disposición en la que se encuentran los tubos lo que provoca una caída de presión, además, durante el paso del fluido se genera fricción, contracciones y expansiones repentinas de los tubos lo que aumentan las pérdidas y en consecuencia la caída de presión (Sinnott y Towler, 2012, p. 850).

Para determinar la caída de presión por el lado de los tubos se considera que el fluido (vapor saturado) es isotérmico y se aplica la Ecuación 3.54 (Kern, 1999, p. 183).

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times d_i \times s \times \varphi_t} \quad [3.54]$$

Donde:

$\Delta P_t$ : caída de presión por los tubos considerando la fricción, lb/in<sup>2</sup>

f: factor de fricción, ft<sup>2</sup>/in<sup>2</sup>

$G_t$ : velocidad másica, lb/hft<sup>2</sup>

L: longitud de los tubos, ft

n: número de pasos por los tubos

$d_i$ : diámetro interno de los tubos, ft

s: gravedad específica

$\varphi_t$ : factor de viscosidad

El factor de viscosidad ( $\varphi_t$ ) varía si el fluido está en régimen laminar o turbulento (Sinnott y Towler, 2012, p. 850).

- Fluido laminar,  $Re < 2\ 100$ ,  $\left(\frac{\mu}{\mu_P}\right)^{0,25}$
- Fluido turbulento,  $Re > 2\ 100$ ,  $\left(\frac{\mu}{\mu_P}\right)^{0,14}$

El factor de fricción (f) se obtiene mediante la Figura A.I.X.2, que se encuentra en el Anexo IX.

Además, se calcula una caída de presión adicional por el cambio de dirección del fluido y se conoce como pérdida de regreso, que se evalúa con la Ecuación 3.55 (Kern, 1999, p. 183).

$$\Delta P_r = \frac{k \times V^2 \times \gamma}{2 \times g} \quad [3.55]$$

Donde:

$\Delta P_r$ : caída de presión por regreso, Pa

k: pérdida de carga

V: velocidad del fluido, m/s

$\gamma$ : peso específico, N/m<sup>3</sup>

g: aceleración de la gravedad, m/s<sup>2</sup>

La pérdida de carga (k) corresponde a la sumatoria de los siguientes efectos (Kern, 1999, p. 183):

- 1,6 (debido a la entrada y salida del intercambiador)
- 1,5 × número de pasos de los tubos (debido a la entrada y salida de los tubos)
- 1,0 × número de pasos de los tubos (debido a la entrada y salida de los cabezales)

La caída de presión total por el lado de los tubos se obtiene con la Ecuación 3.56.

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad [3.56]$$

Donde:

$\Delta P_T$ : caída de presión total, psi

$\Delta P_t$ : caída de presión por los tubos considerando la fricción, psi

$\Delta P_r$ : caída de presión por accesorios, psi

### 3.5.10.2 Cálculo de la caída de presión por el lado de la coraza

La caída de presión por el lado de la coraza es ajustada al número de veces que el fluido cruza el haz entre los deflectores y la distancia a través del haz, cada vez que lo cruza. Se determina mediante la Ecuación 3.57 (Kern, 1999, p. 182).



$$\Delta P_c = \frac{f \times G_c^2 \times D_i \times (N + 1) \times n}{2 \times g \times \rho \times L^* \times s \times \varphi_c} \quad [3.57]$$

Donde:

- f: factor de fricción, ft<sup>2</sup>/in<sup>2</sup>
- G<sub>c</sub>: velocidad másica, lb/hft<sup>2</sup>
- D<sub>i</sub>: diámetro interno de la coraza, ft
- (N+1): número de veces que el fluido cruza el haz
- n: número de pasos por la coraza
- g: aceleración de la gravedad, ft/h<sup>2</sup>
- ρ: densidad del fluido, lb/ft<sup>3</sup>
- L\*: longitud característica o diámetro equivalente de la coraza, ft
- s: gravedad específica
- φ<sub>c</sub>: factor de viscosidad

El factor de fricción (f) se obtiene mediante la Figura A.IX.3, que se encuentra en el Anexo IX.

El número de veces que el fluido cruza el haz se puede determinar mediante la Ecuación 3.58 (Kern, 1999, p. 182).

$$(N + 1) = \frac{L}{B} \quad [3.58]$$

Donde:

- L: longitud del tubo, ft
- B: espaciamiento entre deflectores, ft

El factor de viscosidad se aplica a fluidos viscosos y con un Re > 2 100, al igual que en el caso de los tubos y se aplica la misma relación de la Sección 3.5.10.1. (Kern, 1999, p. 182).

### 3.6 CRITERIOS DE DISEÑO DEL REACTOR PARA LA REACCIÓN DE CARBONIZACIÓN HIDROTÉRMICA (HTC)

#### 3.6.1 CONSIDERACIONES DE DISEÑO

El diseño del reactor se realizó bajo los parámetros experimentales del trabajo de investigación de Cayo. Sin embargo, el tiempo de residencia obtenido a escala laboratorio no es aplicable directamente a escala industrial, de manera que esta información se obtuvo de la simulación realizada por Lucian y Fiori (Cayo, 2018, p. 113; Lucian y Fiori, 2017, p. 12).

En la Tabla 3.26, se resumen de las consideraciones necesarias para el diseño del reactor.

**Tabla 3.26.** Datos necesarios para el diseño del reactor HTC

Propiedad	Valor	Unidades
Presión	5,6	MPa
Temperatura	270,0	°C
Caudal	254,7	m <sup>3</sup> /h
Tiempo de residencia	4,0	h
Rendimiento másico	52,8	%
Capacidad del reactor	67,0	%
Velocidad de agitación	70,0	rpm

Fuente: (Cayo, 2018, p. 113; Lucian y Fiori, 2017, p. 12)

En la Tabla 3.27, se muestran las propiedades fisicoquímicas de la suspensión a la temperatura media entre 180 y 270 °C.

**Tabla 3.27.** Propiedades fisicoquímicas de la suspensión en el reactor

Propiedad	Valor	Unidades
Densidad del agua	830,61	kg/m <sup>3</sup>
Densidad de la suspensión	849,12	kg/m <sup>3</sup>
Viscosidad	1,18E-04	kg/m•s
Capacidad calórica del agua	4 667,39	J/kgK

**Tabla 3.288.** Propiedades fisicoquímicas de la suspensión en el reactor (continuación...)

Propiedad		Valor	Unidades
Capacidad calórica de las cáscaras	Secas	2 499,98	J/kgK
	Húmedas	4 344,45	J/kgK
Capacidad calórica de la suspensión		4 635,10	J/kgK
Conductividad térmica		0,644	W/mK

Fuente: (Green y Perry, 2008, p. 2-413)

Cabe mencionar que, no se consideran efectos de la cinética de reacción en el diseño del reactor HTC, pues para ello se utilizan datos de rendimiento medidos experimentalmente (Ischia y Fiori, 2020, p. 19). Además, no se considera la termodinámica de las reacciones de HTC (es decir, si el proceso es endotérmico o exotérmico) debido a la falta de bibliografía (Ischia y Fiori, 2020, p. 19); sin embargo, en la investigación de McGaughy y Reza, se asume que el proceso es exotérmico para compensar los requisitos de calentamiento del sistema (2018, p. 3).

Por otro lado, en el estudio de Ischia y Fiori se indica que no existe un diseño específico de reactores para llevar a cabo el proceso de carbonización hidrotérmica y cada diseño se ajusta a las necesidades del proceso (2020, p. 20). Además, dentro del diseño del reactor se propone la adaptación de un extractor de vapores para evitar la fuga de vapor de agua con los gases de combustión por el cambio de presión que surge al liberar los gases (Trambouze y Euzen, 2004, p. 203).

### 3.6.2 MATERIAL DEL REACTOR

El reactor es ocupado principalmente por agua, en un medio que tiende a condiciones ácidas por la formación de ácido acético, fórmico, láctico y levulínico en el medio, y sometido a una presión mayor a 500 psig (Khan et al., 2019, p. 7).

Según Moss y Basic, mencionan que los materiales propuestos para reactores son el acero al carbono SA-515-70, SA-516-70, además del acero inoxidable SA-240-304 y SA-240-316, los cuales presentan un comportamiento óptimo bajo los parámetros de trabajo del reactor. En la Tabla 3.29, se muestran las propiedades mecánicas y composición química de los materiales sugeridos (2013, p. 721).

**Tabla 3.29.** Propiedades mecánicas y composición química de los materiales para el reactor

Material		Propiedades mecánicas			Composición química (%)								CE
		Resistencia a la tracción (ksi)	Límite elástico (ksi)	Elong. (%)	C	Si	Mn	P	S	Ni	Cr	Mo	
Planchas de acero al carbono	SA-516-70	70-90	38	21	0,27	0,15 - 0,40	0,85 - 1,20	0,035	0,04	-	-	-	0,49
	SA-515-70	70-90	38	21	0,31	0,15 - 0,40	1,20	0,035	0,04	-	-	-	0,53
Planchas de acero inoxidable	SA-240-304	75	30	40	0,08	1,00	2,00	0,045	0,03	8,0 - 10,5	18 - 20	-	4,72
	SA-240-316	75	30	40	0,08	1,00	2,00	0,045	0,03	10,0 - 14,0	16 - 18	2-3	5,16

Fuente: (ASTM A240, 2004, p. 3; ASTM A515, 2013, p. 955; ASTM A516, 2013, p. 962)

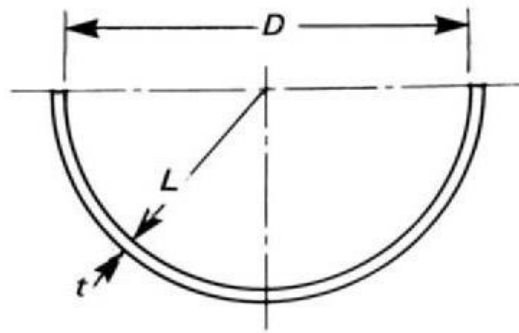
### 3.6.3 DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR

El reactor se diseña como un cilindro y se fundamenta en un sistema discontinuo definido por la experimentación en laboratorio; en consecuencia de que el diseño de un reactor continuo es un sistema más complejo, de manera que, implica el manejo de la alimentación de la materia prima sin que disminuya la presión en el interior del reactor, por tanto, se considera que el funcionamiento del reactor se da por lotes (batch) (Mugoronji et al., 2020, p. 557).

#### 3.6.3.1 Cabezal y fondo

El fondo y la tapa del reactor son de tipo semiesférico con reborde, se seleccionó esta disposición debido a la presión interna que debe soportar el tanque (ASME, 2004, p. 201; Mendoza, Ibarra, Dupin, Campos, 2018, p. 6; Roig, 2013, p. 38).

En la Figura 3.12, se presenta el diseño del cabezal semiesférico

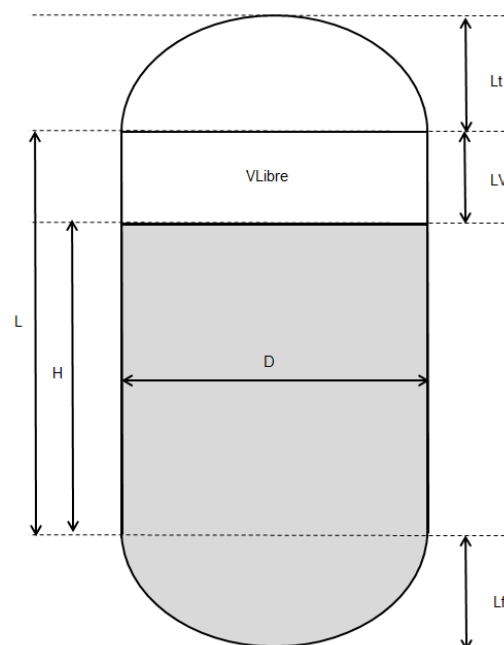


**Figura 3.12.** Esquema del cabezal de tipo semiesférico.  
Fuente: (ASME, 2004, p. 331)

### 3.6.3.2 Volumen del reactor

El volumen total del reactor se define como la suma del volumen del líquido ocupado en el fondo del reactor y en el cilindro, además del volumen libre en el cilindro por seguridad, y el volumen de la cabeza del reactor.

En la Figura 3.13, se muestra un esquema del reactor a utilizar con las dimensiones correspondientes.



**Figura 3.13.** Esquema del reactor para la reacción HTC

El volumen de líquido dentro del reactor se obtiene a partir del producto entre el flujo volumétrico o caudal y el tiempo de residencia, y se conoce como volumen útil mediante la Ecuación 3.59 (Melis, Martínez, Buxeres, Rodríguez, y Salas, 2016, p. 726).

$$V_l = \dot{Q} \times \tau \quad [3.59]$$

Donde:

$V_l$ : volumen útil,  $m^3$

$\dot{Q}$ : caudal,  $m^3/h$

$\tau$ : tiempo de residencia, h

El volumen del líquido también se puede expresar mediante la Ecuación 3.60:

$$V_l = V_c + V_f \quad [3.60]$$

Donde:

$V_l$ : volumen del líquido,  $m^3$

$V_c$ : volumen del líquido ocupado en el cilindro,  $m^3$

$V_f$ : volumen del líquido ocupado en el fondo,  $m^3$

El volumen del cilindro ocupado por el líquido se determina mediante la Ecuación 3.61 (Moss y Basic, 2013, p. 749).

$$V_c = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} \quad [3.61]$$

Donde:

$V_c$ : volumen del cilindro,  $m^3$

$D$ : diámetro del cilindro, m

H: altura del líquido en el cilindro, m

La altura del líquido (H) se calcula por medio de la Ecuación 3.62.

$$L = H + Lv \quad [3.62]$$

Donde:

L: altura total del cilindro, m

H: altura del líquido en el cilindro, m

Lv: altura libre de cabeza, m

La altura libre de cabeza (Lv) corresponde al nivel de protección para evitar desbordamientos y para cumplir con el 67 % de llenado del reactor se toma un valor de 78 in (Lucian y Fiori, 2017, p. 15).

El volumen del fondo semiesférico del reactor ocupado por el líquido se determina con la Ecuación 3.63, y es igual para el volumen del cabezal (Moss y Basic, 2013, p. 749)

$$V_f = \frac{\pi \times D^3}{12} \quad [3.63]$$

Los valores de  $L_f$  y  $L_t$  corresponden a la altura del fondo y cabezal de tipo semiesférico, respectivamente, y siguen la Ecuación 3.64, que indican la proporción con el diámetro del cilindro (Moss y Basic, 2013, p. 43):

$$L_f = L_t = 0,333 \times D \quad [3.64]$$

Al reemplazar la Ecuación 3.60, se tiene que el volumen del líquido se define con la Ecuación 3.65, en función de las dimensiones del reactor.

$$V_l = \frac{\pi \times D^2 \times (3 \times (L - Lv)) + D}{12} \quad [3.65]$$

En la norma API 650 “*Diseño, Montaje y Construcción de Tanques Soldados de Acero*” se muestra una relación para recipientes de altura y diámetro máximo de 1,5 (2007, p. E-10).

Así, el volumen del líquido en términos de altura queda definido por medio de la Ecuación 3.66, y al aplicar soluciones matemáticas se obtiene el valor la altura del reactor, el diámetro y las demás propiedades.

$$V_l = \frac{\pi \times L^2 \times (3 \times (L - Lv)) + L}{27} \quad [3.66]$$

Para un mezclado óptimo se sugiere la adición de 4 deflectores al reactor para mantener un sistema amortiguado lo que evita la formación de vórtices en el centro del tanque y causa un mezclado eficiente (Mugoronji et al., 2020, p. 558).

### 3.6.4 PRESIÓN DE DISEÑO

De acuerdo con el código ASME Sección VII División 1 “*Código para calderas y recipientes a presión*”, la presión de diseño es la presión utilizada en el diseño de un componente para un recipiente y coincide con la temperatura de diseño, el propósito es fijar el espesor admisible (ASME, 2004, p. 365).

La presión de diseño se emplea para el diseño del recipiente. Se sugiere diseñar el recipiente con una presión mayor a la de operación. Esta condición se cumple al agregar 30 psi o un 10 % más a la presión de operación (Megyesy, 1992). Se determina mediante la Ecuación 3.67 o la Ecuación 3.68 y se toma el resultado mayor entre ambas ecuaciones (ASME, 2004, p. 97).

$$P_d = (P_o + P_H) \times 1,1 \quad [3.67]$$



$$P_d = P_o + 30 \text{ psig} \quad [3.68]$$

Donde:

$P_d$ : presión de diseño, psi

$P_o$ : presión de operación, psi

$P_H$ : presión hidrostática, psi

La presión hidrostática se determina al aplicar la Ecuación 3.69 y permite conocer la fuerza que el peso de la suspensión puede generar. (McCabe et al., 2007, p. 37).

$$P_H = \rho \times g \times H_L \quad [3.69]$$

Donde:

$\rho$ : densidad de la suspensión,  $\text{kg/m}^3$

$g$ : aceleración de la gravedad,  $\text{m/s}^2$

$H_L$ : nivel del líquido, m

### 3.6.5 TEMPERATURA DE DISEÑO

La temperatura de diseño es la temperatura máxima permitida en el proceso, para que se lleve a cabo la reacción de carbonización hidrotérmica con las condiciones establecidas (Mugoronji et al., 2020, p. 558).

### 3.6.6 ESFUERZO DE DISEÑO

Corresponde a las propiedades mecánicas del material seleccionado para el diseño del recipiente, con lo que se fija el espesor mínimo de cada uno de los componentes del recipiente (Mugoronji et al., 2020, p. 558).

Las propiedades mecánicas requeridas del material seleccionado para el diseño del reactor se muestran en la Tabla 3.30, donde la tensión máxima admisible se

muestra en unidades de ksi, para trabajar en unidades de psi se debe multiplicar por 1 000 (ASME, 2015, p. 80).

**Tabla 3.30.** Propiedades mecánicas de la plancha SA-240-304 de 500 a 600 °F

Material	Forma del material	Especificación	Tipo	Resistencia mínima a la tracción [ksi]	Límite elástico mínimo [ksi]	Tensión máxima admisible [ksi]	
Acero inoxidable	Plancha	SA-240	304	75	30	Temperatura [°F]	
						500	600
						17,5	16,6

Fuente: (ASME, 2015, p. 78)

### 3.6.6.1 Espesor mínimo de la pared del cilindro

El espesor mínimo corresponde a la suma del espesor requerido y la tolerancia a la corrosión. Se calcula a partir de las especificaciones del código ASME sección VIII división 1 “*Normas para la construcción de recipientes a presión*”. Se sigue los lineamientos de la norma y se aplica la Ecuación 3.70 (ASME, 2004, p. 18-410).

$$t = \frac{P \times R_i}{S \times E - 0,6 \times P} + C \quad [3.70]$$

Donde:

- t: espesor mínimo requerido para el cilindro, in
- P: presión interna de diseño, psi
- R: radio del cilindro, in
- S: valor de tensión máxima admisible, psi
- E: eficiencia de la junta
- C: tolerancia a la corrosión, in

La eficiencia de la junta varía de 0,85 a 1,00 en función del desgaste y el tiempo de operación del equipo (Moss y Basic, 2013, p. 103).

La tolerancia a la corrosión, C, se determina mediante las condiciones de la Tabla 3.18, especificado en la Sección 3.4.3. Se considera el tiempo de vida útil del reactor de 20 años debido a las condiciones ambientales y de operación, además del ataque corrosivo bajo el que opera, pues el pH al interior del reactor es ácido para mantener la efectividad de la reacción HTC (Pauline y Joseph, 2020, p. 11; Ricaurte, 2016, p. 27).

### 3.6.6.2 Espesor mínimo del cabezal y fondo del reactor

Para determinar el espesor mínimo requerido en el cabezal y fondo del reactor se aplica la Ecuación 3.71, pues ambos componentes presentan la misma forma geométrica, semiesfera (ASME, 2004, p. 18).

$$t = \frac{P \times R_i}{2 \times S \times E - 0,2 \times P} \quad [3.71]$$

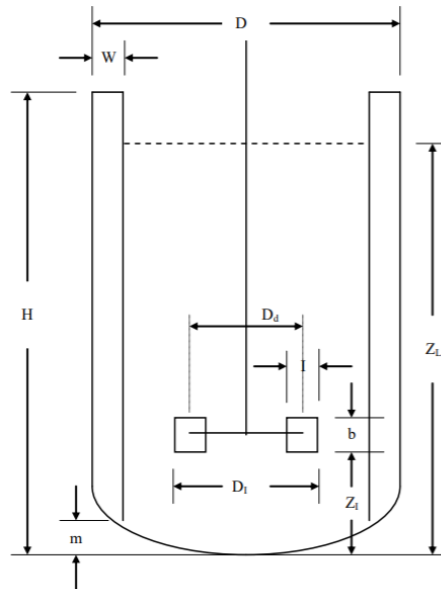
Donde:

- t: espesor mínimo requerido para el cilindro, in
- P: presión interna de diseño, psi
- R: radio del cilindro, in
- S: valor de tensión máxima admisible, psi
- E: eficiencia de la junta

### 3.6.7 SISTEMA DE AGITACIÓN

Para el diseño del sistema de agitación del reactor, se toma como referencia las dimensiones mostradas en el esquema de la Figura 3.14, que corresponden a las de un reactor CSTR; cabe mencionar que el reactor HTC opera por lotes, sin embargo, el sistema de agitación de un reactor CSTR considera una agitación

perfecta de manera que favorece la reacción, por tanto, se apoya en este modelo para el diseño del sistema de agitación del reactor HTC (Trambouze y Euzen, 2004, p. 75).



**Figura 3.14.** Dimensiones de un reactor CSTR

Fuente: (Trambouze y Euzen, 2004, p. 75)

En la Tabla 3.31, se muestran las proporciones geométricas entre los componentes del reactor CSTR.

**Tabla 3.31.** Relaciones geométricas para el sistema de agitación de un CSTR

$\frac{Z_L}{D_T} = 1$	$\frac{D_d}{D_I} = \frac{3}{4}$	$\frac{D_I}{D_T} = \frac{1}{3}$	$\frac{I}{D_I} = \frac{1}{4}$
$\frac{W}{D_T} = \frac{1}{10}$	$\frac{b}{D_I} = \frac{1}{5}$	$\frac{Z_I}{D_I} = 1$	$\frac{m}{D_T} = \frac{1}{5}$

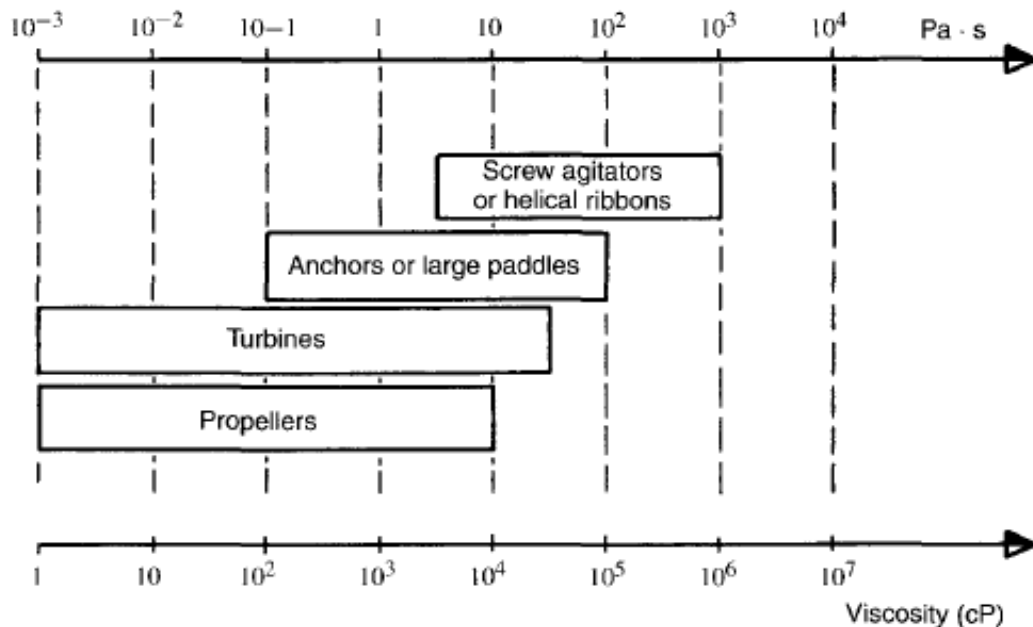
Fuente: (Trambouze y Euzen, 2004, p. 75)

Donde:

- Z<sub>L</sub>: profundidad estática del líquido, m
- D<sub>T</sub>: diámetro del reactor, m
- D<sub>I</sub>: diámetro del impulsor, m
- Z<sub>I</sub>: distancia del impulsor al fondo del tanque, m

- W: ancho del deflector, m  
 D<sub>d</sub>: diámetro del disco del impulsor, m  
 l: longitud del disco del impulsor, m  
 b: ancho de los álabes del impulsor, m  
 H: altura del reactor, m  
 m: distancia de la punta del deflector al fondo del tanque, m

Para seleccionar el tipo de impulsor se toma como guía la Figura 3.15, en donde se selecciona el impulsor de acuerdo con la viscosidad del fluido.



**Figura 3.15.** Rango de viscosidad de uso para varios tipos de agitadores

Fuente: (Trambouze y Euzen, 2004, p. 78)

Por medio de la Ecuación 3.22 se calcula el número de Reynolds; cabe mencionar que la velocidad de agitación se considera de 70 rpm (Lucian y Fiori, 2017, p. 15).

El número de potencia se puede estimar con la Tabla 3.32, para el tipo de agitador seleccionado, y se aplica la Ecuación 3.23, para determinar la potencia del impulsor. Al aplicar la Ecuación 3.24, se determina la potencia requerida por el motor, se considera una eficiencia del motor del 80 % (Lucian y Fiori, 2017, p. 15).

**Tabla 3.32.** Número de potencia

Tipo de agitador	N <sub>P</sub>
Turbina Rushton	4,30 a 6,00
Turbina con cuatro palas inclinadas a 25°	0,51
Turbina con seis palas inclinadas a 45°	1,70
Hélice	0,30 a 0,35
Múltiples palas planas inclinadas	0,65

Fuente: (Trambouze y Euzen, 2004, p. 88)

### 3.6.8 SISTEMA DE CALENTAMIENTO

El sistema de calentamiento se realiza a través de un manto eléctrico que consiste en un serpentín eléctrico alrededor del reactor (Trambouze y Euzen, 2004, p. 80). Las resistencias eléctricas elevan la temperatura de la mezcla al interior del reactor desde 180 hasta 270 °C y mantienen esta temperatura durante el tiempo de operación del reactor (Lucian y Fiori, 2017, p. 15).

Por medio de la Ecuación 3.72 se determina el área de transferencia de calor.

$$Q = U \times A \times \theta_m \quad [3.72]$$

Donde:

U: coeficiente global de transferencia, W/m<sup>2</sup>K

A: área de transferencia del serpentín, m<sup>2</sup>

θ<sub>m</sub>: temperatura media logarítmica, K

La temperatura media logarítmica se valora con la Ecuación 3.73 (Mugoronji et al., 2020, p. 558).

$$\theta_m = \frac{T_2 - T_1}{\ln \frac{T_2}{T_1}} \quad [3.73]$$

Donde:

- $\theta_m$ : temperatura media logarítmica, K  
 T1: temperatura inicial de la suspensión en el reactor, K  
 T2: temperatura final de la suspensión en el reactor, K

Para determinar el coeficiente global de transferencia se aplica la Ecuación 3.74 (Figueroa, Gutierrez, Huerta y Favela, 2020, p. 2).

$$U = \left[ \frac{1}{h_{int}} + \frac{e_{plancha}}{k_{plancha}} \right]^{-1} \quad [3.74]$$

Donde:

- U: coeficiente global de transferencia, W/m<sup>2</sup>K  
 h<sub>int</sub>: coeficiente de convección del medio, W/m<sup>2</sup>K  
 e<sub>tub</sub>: espesor de la plancha SA-240-316, m  
 k<sub>tub</sub>: conductividad térmica de la plancha SA-240-316, W/mK

Para determinar el coeficiente de convección del medio se aplica la Ecuación 3.75.

$$Nu = \frac{h_{int} \times D_T}{k} \quad [3.75]$$

Para un reactor enchaquetado, Trambouze y Euzen propone la Ecuación 3.76, para determinar el número de Nusselt (2004, p. 82).

$$Nu = K \times (Re)^{0,67} \times (Pr)^{0,37} \times \left( \frac{\mu}{\mu_p} \right)^{-0,14} \quad [3.76]$$

Donde:

- Nu: número de Nusselt

- Re: número de Reynolds  
 Pr: número de Prandtl  
 $\mu$ : viscosidad de la solución, kg/ms  
 $\mu_P$ : viscosidad a la temperatura de pared, kg/ms

Para un  $Re > 400$  el valor de  $K = 0,74$  y para un  $Re < 400$  el valor de  $K = 0,54$  (Trambouze y Euzen, 2004, p. 82).

Al despejar la Ecuación 3.72, se tiene que el área de transferencia del serpentín que se calcula mediante la Ecuación 3.77.

$$A = \frac{Q}{U \times \theta_m} \quad [3.77]$$

Donde:

- A: área de transferencia del serpentín,  $m^2$   
 U: coeficiente global de transferencia,  $W/m^2K$   
 $\theta_m$ : temperatura media logarítmica, K

El material para el tubo empleado en el serpentín se recomienda que sea de aleaciones de níquel o cromo (Quiñonez, 2020, p. 44).

De manera que, la selección del material y las dimensiones se realizó aplicando la norma ASTM, B163 *“Especificación estándar para tubos sin costura de condensadores e intercambiadores de calor de níquel y aleaciones de níquel”* (Mugoronji et al., 2020, p. 558).

En la Tabla 3.33, se muestra a detalle las dimensiones y características del tubo seleccionado que se emplea en el diseño del serpentín para montar el sistema de calentamiento del reactor, y de tal manera elevar la temperatura de la mezcla biomasa – agua hasta  $270\text{ }^\circ\text{C}$  y así permitir que se desarrolle la reacción de carbonización hidrotérmica para la formación de biocarbón.



**Tabla 3.33.** Especificaciones del tubo para el serpentín

Material del tubo	Diámetro externo [d <sub>e</sub> ]		Espesor [e]		Diámetro interno [d <sub>i</sub> ]		Radio mínimo de curvatura		Longitud [L <sub>t</sub> ]	
	Nikel UNS N02200	1,00	in	0,10	in	0,80	in	1,75	in	24,00
	2,54E-2	m	2,54E-3	m	2,03E-2	m	4,45E-2	m	7,87	m

Fuente: (ASTM B163-08, 2008, p. 5)

El área de un serpentín viene dada por la Ecuación 3.78.

$$A_{1s} = \pi \times d_e \times L_t \quad [3.78]$$

Donde:

A<sub>1s</sub>: área de transferencia de un serpentín, m<sup>2</sup>

d<sub>e</sub>: diámetro externo del serpentín, m

L<sub>t</sub>: longitud del tubo, m

El número total de vueltas del serpentín que se requiere está dado por el área de transferencia de calor que se expresa con la Ecuación 3.79.

$$N_t = \frac{A}{A_{1s}} \quad [3.79]$$

El espaciamiento del serpentín a lo largo del reactor viene dado por la Ecuación 3.80:

$$Paso = \frac{L}{N_t} \quad [3.80]$$

Donde:

L: altura del reactor, m

N<sub>t</sub>: número total de vueltas del serpentín

### 3.7 CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL TANQUE FLASH

El proceso de despresurización se lleva a cabo en dos etapas mediante tanques flash para disminuir la presión gradualmente y recuperar el vapor para el proceso de precalentamiento. En la primera etapa el tanque flash 1 trabaja a una temperatura de trabajo de 50 °C menos que la temperatura del reactor y en condiciones de saturación. En la segunda etapa el tanque flash 2 llega a una presión final de operación de 0,2 MPa. Cabe mencionar que, el vapor que se obtiene en ambas fases es saturado (Lucian y Fiori, 2017, p. 15).

#### 3.7.1 MATERIAL DEL TANQUE SEPARADOR

El material sugerido para la construcción del separador se selecciona bajo los parámetros puntualizados del código ASME Sección II, Parte D *“Código para calderas y recipientes a presión. Materiales”* (Moss y Basic, 2013, p. 721).

Para el tanque flash, al igual que en el caso del diseño del reactor, se propone el uso de planchas de acero al carbono o de acero inoxidable, ya que ambos materiales presentan un buen comportamiento a la temperatura y presión de trabajo. Sin embargo, en esta situación lo que distingue su aplicación es el ataque corrosivo al cual están sometidas las planchas por las condiciones de trabajo (Moss y Basic, 2013, p. 721)

Al analizar la composición química y el valor del carbono equivalente presentado en la Tabla 3.29, se opta por las planchas de acero inoxidable SA-240-316, debido al ataque por corrosión que puede surgir del pH ácido del medio resultante luego de la reacción, ya que este material presenta molibdeno en su aleación lo que aumenta la resistencia a la corrosión evitando el ataque por picaduras que suceden cuando hay presencia de cloro, bromo y yodo en el medio; particularmente en ambientes marinos y en el agua potable se puede encontrar mayor cantidad de cloro que de otros metales (Carbone Stainless Steel, 2016, p. 4).

### 3.7.2 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE FLASH O SEPARADOR

Para dimensionar el separador se considera el flujo de operación y por ello se propone una configuración horizontal. Además, el volumen de sobrecarga o sobredimensionamiento se expresa en función del tiempo de residencia que varía de 0 a 20 minutos. Para el sobredimensionamiento, se considera un tiempo de residencia de 5 a 10 minutos que equivale a la mitad del volumen total del recipiente en la mayoría de aplicaciones (Towler y Sinnott, 2013, p. 158)

En la Tabla 3.34, se muestran las características de los fluidos: líquido y vapor, a las diferentes temperaturas de operación. El flujo másico de ambos fluidos se obtiene mediante balance de masa.

**Tabla 3.34.** Características de los fluidos en el separador flash

Sustancia	Temperatura de operación [°F]	Flujo másico [lb/s]	Densidad [lb/ft <sup>3</sup> ]		
Vapor saturado	248	W <sub>v</sub>	ρ <sub>v</sub>	3,74	0,07
	428			3,48	0,73
Líquido saturado	248	W <sub>L</sub>	ρ <sub>L</sub>	18,82	58,86
	428			22,56	52,47

Fuente: (The Electrical Research Association, 1995, p. 13)

Se inicia con la estimación de la velocidad máxima de vapor con la Ecuación 3.81 (Towler y Sinnott, 2013, p. 159).

$$U_{vapor,máx.} = K_h \times \left( \frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} \quad [3.81]$$

Donde:

- U<sub>vapor, máx.</sub>: velocidad máxima de vapor en la zona de separación, ft/s
- K<sub>h</sub>: factor para recipientes horizontales
- ρ<sub>L</sub>: densidad del líquido, lb/ft<sup>3</sup>
- ρ<sub>v</sub>: densidad del vapor, lb/ft<sup>3</sup>

Towler y Sinnott sugieren que el factor para recipientes horizontales,  $K_h$ , se determine con la Ecuación 3.82 (2013, p. 159).

$$K_h = 1,25 \times K_v \quad [3.82]$$

Donde:

$K_v$ : factor para recipientes verticales.

El factor para recipientes verticales ( $K_v$ ) se determina mediante la Ecuación 3.83, y la Ecuación 3.84 (Towler y Sinnott, 2013, p. 159).

$$K_v = \exp (-1,94 - 0,815 \times X - 0,179 \times X^2 - 0,0124 \times X^3 + 0,00039 \times X^4 + 0,00026 \times X^5) \quad [3.83]$$

$$X = \ln \left[ \left( \frac{W_L}{W_v} \times \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \right) \right] \quad [3.84]$$

Donde:

$W_L$ : flujo másico de líquido, lb/s

$W_v$ : flujo másico de vapor, lb/s

$\rho_L$ : densidad del líquido, lb/ft<sup>3</sup>

$\rho_v$ : densidad del vapor, lb/ft<sup>3</sup>

Se determina el área mínima que requiere el separador con la Ecuación 3.85, y corresponde al área de la sección transversal del espacio de vapor del recipiente.

$$A_{min} = \frac{W_v}{\rho_v \times U_{vapor,máx.}} \quad [3.85]$$

Donde:

$W_v$ : flujo másico de vapor, lb/s

$\rho_v$ : densidad del vapor, lb/ft<sup>3</sup>

$U_{\text{vapor, máx.}}$ : velocidad máxima de vapor en la zona de separación, ft/s

Se sigue la regla general que el volumen del vapor debe ser al menos el 20 % del volumen del recipiente. Así, sin considerar las cabezas del recipiente, el diámetro mínimo del tanque se obtiene por medio de la Ecuación 3.86 (Towler y Sinnott, 2013, p. 160).

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times A_{min}}{0,2 \times \pi}} \quad [3.86]$$

Para determinar la longitud del recipiente se aplica la Ecuación 3.87, a partir del diámetro mínimo obtenido en la Ecuación 3.86.

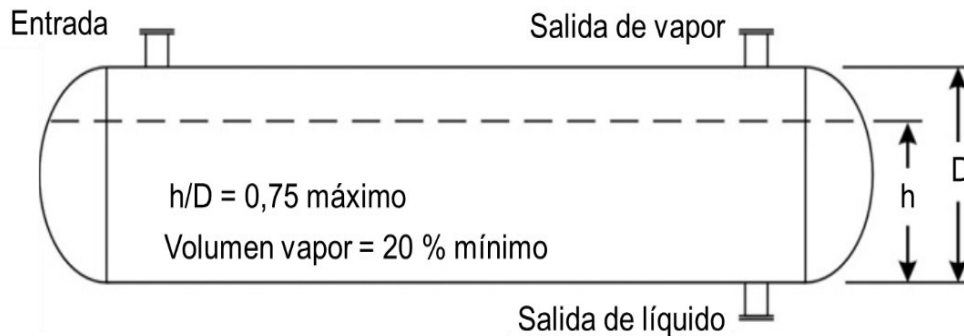
$$L = \frac{\text{Volumen total de tanque}}{\left(\frac{\pi}{4}\right) \times D^2} \quad [3.87]$$

Se considera que el volumen total del recipiente es el volumen de sobredimensionamiento del líquido dividido para 0,8 (Towler y Sinnott, 2013, p. 160).

Una vez determinado la longitud y el diámetro se verifica que exista una relación de  $L/D = 3$  a  $5$ . Si la relación es menor, se sugiere que se incremente el volumen de sobredimensionamiento (Towler y Sinnott, 2013, p. 160).

Por otro lado, si la relación es mayor a  $5$  se recomienda incrementar el diámetro, lo que incrementará la velocidad del vapor (Towler y Sinnott, 2013, p. 160).

En la Figura 3.16, se muestra un esquema estándar de un separador de líquido - vapor con una disposición horizontal, además se muestra la relación de altura del líquido con el diámetro total del recipiente. En la mencionada figura también se muestra el volumen mínimo para que el separador sea eficiente (Towler y Sinnott, 2013, p. 161).



**Figura 3.16.** Separador de líquido-vapor, horizontal.

Fuente: (Towler y Sinnott, 2013, p. 160)

### 3.7.2.1 Cabezal y fondo

El separador adquiere una configuración horizontal de manera que el fondo y el cabezal del recipiente tendrán la misma forma geométrica. El cabezal y fondo serán de tipo semiesférico, se selecciona este cabezal ya que, tolera apropiadamente las condiciones de trabajo del separador (ASME, 2004, p. 201).

En la Figura 3.12, se muestra un esquema del cabezal y fondo de tipo semiesférico empleado para cada separador líquido – vapor horizontal.

### 3.7.3 PRESIÓN DE DISEÑO

La presión de diseño corresponde a la presión utilizada en el diseño del recipiente y se sugiere agregar un valor de 30 psig o el 10 % a la presión de operación. Se evalúa mediante la Ecuación 3.67 y la Ecuación 3.68, y se toma el resultado que de un mayor valor entre ambas ecuaciones.

### 3.7.4 TEMPERATURA DE DISEÑO

La temperatura de diseño es considerada como la temperatura de saturación, ya que cada tanque flash empleado para la recuperación de vapor de la mezcla resultante del reactor opera bajo estas condiciones, para garantizar que el vapor obtenido es saturado, de tal manera que logre circular por toda la planta y sea manipulado en el proceso de precalentamiento de la mezcla biomasa – agua en cada uno de los intercambiadores de calor (Mugoronji et al., 2020, p. 558).

### 3.7.5 ESFUERZO DE DISEÑO

El esfuerzo de diseño relaciona las propiedades mecánicas del material propuesto para el diseño del recipiente, con lo que se determina el espesor mínimo de la pared del cilindro, del cabezal y fondo de cada tanque flash (Mugoronji et al., 2020, p. 558).

#### 3.7.5.1 Espesor mínimo de la pared del cilindro

Para fijar el espesor de la parte cilíndrica del separador se realiza bajo las especificaciones del código ASME sección VIII división 1 “*Normas para la construcción de recipientes a presión*” (Moss y Basic, 2013, p. 721).

El espesor mínimo se calcula por medio de la Ecuación 3.70; la tensión máxima admisible (S) del material se detalla en la Tabla 3.35 además, se muestran las propiedades mecánicas de la plancha de acero inoxidable SA-240-304 desde una temperatura de 200 hasta 500 °F que corresponde al rango de temperatura que operan ambos tanques flash. La tensión máxima admisible se presenta en unidades de ksi, por tanto, para trabajar en unidades de psi se debe multiplicar por 1 000 para ser utilizado en la Ecuación 3.70 (ASME, 2015, p. 80).

**Tabla 3.35.** Propiedades mecánicas de la plancha SA-240-304 de 200 a 500 °F

Material	Forma del material	Especificación	Tipo	Resistencia mínima a la tracción [ksi]	Límite elástico mínimo [ksi]	Tensión máxima admisible [ksi]			
						Temperatura [°F]			
Acero inoxidable	Plancha	SA-240	304	75	30	200	300	400	500
						20,0	18,9	18,3	17,5

Fuente: (ASME, 2015, p. 86)

La eficiencia de la junta varía de 0,85 a 1,00 en función del desgaste y el tiempo de operación del equipo (Moss y Basic, 2013, p. 103).

La tolerancia a la corrosión (C) se determina mediante las condiciones de la Tabla 3.18, especificadas en la Sección 3.4.3.

Se considera el tiempo de operación de los tanques flash de 20 años al igual que el reactor, debido a las condiciones ambientales bajo las que está sometida la planta, y a las condiciones de operación del equipo como temperatura, presión y pH del medio que favorece el ataque corrosivo en el material de los separadores.

### 3.7.5.2 Espesor de fondo y cabezal

El espesor del fondo y del cabezal se determina bajo los estándares del código ASME sección VIII división 1 “*Normas para la construcción de recipientes a presión*” (Moss y Basic, 2013, p. 721).

Con la Ecuación 3.71 se puede calcular el espesor del cabezal y del fondo de tipo semiesférico; cabe mencionar que se emplean las propiedades de la Tabla 3.35 ya que se utiliza el mismo material para el cabezal y el fondo que para la parte cilíndrica del tanque.



### **3.8 DIMENSIONAMIENTO DEL FILTRO DECANTADOR**

En esta etapa se recupera el carbón húmedo y se separa la fracción líquida de la mezcla que es enviada a una planta de tratamiento para su recirculación a la planta, de manera que, se considera una eficiencia del 100 % del proceso, es decir, todo el hidrocarbón generado en la reacción HTC sale del decantador centrífugo. El porcentaje de humedad del sólido se considera del 50 % (Lucian y Fiori, 2017, p. 16).

La selección del filtro decantador, se realizó de acuerdo con la capacidad del flujo volumétrico de alimentación tanto del equipo, así como la cantidad que se requiere para el proceso, que se obtuvieron mediante el balance de masa detallado en la Sección A.II.10 del Anexo All.

### **3.9 DIMENSIONAMIENTO DEL SECADOR**

Durante este proceso el hidrocarbón ingresa al secador adiabático con una humedad del 50 % hasta llegar a una humedad final de 8 %.

Para la selección de la unidad de secado, se realizó de acuerdo con la capacidad del volumen de aire tanto del equipo, así como la cantidad que se requiere para el proceso, que se obtuvieron mediante el balance de masa desarrollado en la Sección A.II.11 del Anexo All.

### **3.10 DIMENSIONAMIENTO DE LA PELETIZADORA**

En esta sección se selecciona la peletizadora bajo catálogo de acuerdo con la capacidad del equipo y el flujo de biocarbón que ingresa.

El flujo por procesar se determina mediante el balance de masa detallado en la Sección A.II.12 del Anexo All.

### 3.11 CRITERIOS DE SELECCIÓN PARA BOMBAS Y TUBERÍAS

#### 3.11.1 DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS

El material seleccionado para el diseño de las tuberías se realizó de acuerdo con la norma ASME B31.3 “*Tuberías de proceso. Código ASME para tuberías a presión*” y se tomó en cuenta la presión y temperatura de operación de cada línea (ASME, 2011, p. 31).

El dimensionamiento de las tuberías se relaciona con el diámetro de la tubería disponible para el paso del flujo másico de cada fluido. Para determinar el diámetro óptimo del fluido se determina la velocidad óptima con la Ecuación 3.88 (McCabe et al., 2007, p. 209).

$$\bar{V}_{opt} = \frac{12 \times (\dot{m})^{0,1}}{\rho^{0,36}} \quad [3.88]$$

Donde:

$\bar{V}_{opt}$ : velocidad óptima, ft/s

$\dot{m}$ : velocidad másica de flujo, lb/s

$\rho$ : densidad del fluido, lb/ft<sup>3</sup>

En la Tabla 3.36, se resumen los valores referenciales de velocidad óptima para los distintos tipos de fluidos.

**Tabla 3.36.** Velocidad óptima para fluidos dentro de la tubería

Tipo de Fluido	Velocidad óptima, $\bar{V}_{opt}$	
	[ft/s]	[m/s]
Agua y fluidos similares	3,00 a 6,00	0,90 a 1,80
Aire o vapores a presiones bajas a moderadas	20,00 a 80,00	6,00 a 24,00
Líquido viscoso	0,20 a 0,80	0,06 a 0,24

Fuente: (McCabe et al., 2007)

Para determinar el diámetro óptimo de la tubería se aplica la Ecuación 3.89, que relaciona el caudal con el área transversal de la tubería y se considera la velocidad óptima como referencia.

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \times \dot{Q}}{\pi \times \bar{V}_{opt}}} \quad [3.89]$$

Donde:

$D_t$ : diámetro de la tubería, ft

$\dot{Q}$ : caudal del fluido, ft<sup>3</sup>/s

El diámetro óptimo se compara con los diámetros estandarizados en el código ASME B36.19M “*Tubos de acero inoxidable*”. Se selecciona el diámetro más cercano entre el diámetro calculado y el estándar. Se calcula la velocidad de succión y la velocidad de descarga y se verifica que se encuentre dentro del rango establecido en la Tabla 3.37 (ASME B36.19M, 2011, p. 31).

**Tabla 3.37.** Velocidades típicas de flujo

Tipo de bomba	Velocidad de succión (ft/s)	Velocidad de descarga (ft/s)
Reciprocantes – Desplazamiento positivo	1 – 2	3 – 6
Centrífugas	2 – 3	6 – 9

Fuente: (API RP 14E, 2013, p. 21)

Se determina la velocidad de succión y velocidad de descarga por medio de la Ecuación 3.90.

$$v = \frac{\dot{Q}}{A} \quad [3.90]$$

Donde:

v: velocidad del fluido, m/s

Q̇: caudal del fluido, m<sup>3</sup>/s

A: área transversal de la tubería, m<sup>2</sup>

Para el caso de las tuberías de servicio de vapor se determina el diámetro de la tubería con el código ASME B36.19M “*Tubos de acero inoxidable*”, contemplando el rango de velocidad óptima para el caso del vapor de acuerdo con la Tabla 3.36.

### 3.11.2 DIMENSIONAMIENTO DE LAS BOMBAS

Se emplean bombas de pistón para el bombeo de la suspensión biomasa – agua hacia el reactor desde el tanque de mezcla. La bomba de pistón es una bomba de desplazamiento positivo y es muy útil para fluidos con alta viscosidad y opera a presiones de hasta 300 atm con caudales bajos de hasta 100 gal/min. Se fija el rendimiento de la bomba en 0,5 (White, 2011, p. 762).

Para el bombeo del agua se seleccionó una bomba centrífuga ya que el incremento de la presión es moderado (se fija en una presión de 2 bar) y la corriente no contiene sólidos en suspensión. Se fija el rendimiento de la bomba en 0,4 (Lucian y Fiori, 2017, p. 14).

#### 3.11.2.1 Cálculo de la potencia de la bomba

Para obtener la altura generada por la bomba se parte de la ecuación de Bernoulli por medio de la Ecuación 3.91.

$$H_B = \frac{\Delta P}{\gamma} + \frac{\Delta v^2}{2g} + \Delta z + hf_s + hf_d + \sum k \times \frac{v^2}{2g} \quad [3.91]$$

Donde:

- H<sub>B</sub>: cabeza de bomba, m
- ΔP: variación de presión, m
- γ: peso específico del fluido, N/m<sup>3</sup>
- Δv: variación de velocidad, m<sup>2</sup>/s<sup>2</sup>
- g: aceleración de la gravedad, m/s<sup>2</sup>
- Δz: variación de nivel de altura, m
- h<sub>fs</sub>: cabeza de pérdida por succión, m
- h<sub>fd</sub>: cabeza de pérdida por descarga, m
- k: constante de cada accesorio
- v: velocidad del fluido, m/s

La cabeza de pérdidas mayores se determina mediante la Ecuación 3.92, que incluye el factor de Darcy.

$$h_f = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2g} \quad [3.92]$$

Donde:

- h<sub>f</sub>: cabeza de pérdidas, m
- f: factor de fricción de Darcy
- L: longitud de la tubería, m
- D: diámetro interno de la tubería, m
- V: velocidad del fluido, m/s
- g: aceleración de la gravedad, m/s<sup>2</sup>

El factor de Darcy se obtiene a partir del diagrama de Moody mostrado en la Figura 4.1. Para aplicar el diagrama es preciso estimar el número de Reynolds para la succión y descarga que se obtiene por la Ecuación 3.93, y conocer la relación de rugosidad relativa  $\left(\frac{\varepsilon}{D}\right)$ .

Para determinar la rugosidad relativa se establece el valor de la rugosidad ( $\epsilon$ ), para el material de acero al carbón corresponde a  $4,5 \times 10^{-5}$  m (Bedón, 2018, p. 19). La constante de cada accesorio se determina por medio de la Tabla 3.38.

$$Re = \frac{v \times \rho \times D}{\mu} \quad [3.93]$$

Donde:

- v: velocidad del fluido, m/s
- $\rho$ : densidad del fluido, kg/m<sup>3</sup>
- D: diámetro interno de la tubería, m
- $\mu$ : viscosidad del fluido, kg/m s

**Tabla 3.38.** Coeficiente de pérdidas de cabeza, k, para diferentes accesorios

Accesorio	k
Válvula de globo (completamente abierta)	10,00
Válvula de ángulo (completamente abierta)	5,00
Válvula de retención (completamente abierta)	2,50
Válvula de compuerta (completamente abierta)	0,19
Codo en U	2,20
Tee estándar	1,80
Codo estándar	0,90
Codo de radio medio	0,75
Codo de radio largo	0,60
Pérdidas a la entrada de la bomba	0,50
Pérdidas a la salida de la bomba	1,00

Fuente: (Streeter et al., 2000, p. 300)

La potencia de la bomba se obtiene al aplicar la Ecuación 3.94.

$$P_{bomba} = \dot{Q} \times \rho \times g \times H_B \quad [3.94]$$

Donde:

$P_{bomba}$ :	potencia de la bomba, W
$\dot{Q}$ :	caudal del fluido, m <sup>3</sup> /s
$\rho$ :	densidad del fluido, kg/m <sup>3</sup>
$g$ :	aceleración de la gravedad, m/s <sup>2</sup>
$H_B$ :	altura de la bomba, m

La potencia requerida de la bomba se obtiene con la Ecuación 3.95.

$$P_{BR} = \frac{P_{bomba} \times f_s}{\eta} \quad [3.95]$$

Donde:

$P_{BR}$ :	potencia requerida de la bomba, W
$P_{bomba}$ :	potencia de la bomba, W
$f_s$ :	factor de seguridad
$\eta$ :	eficiencia de la bomba

### 3.11.2.2 Cálculo de la altura dinámica total (TDH)

Para el cálculo del TDH de la bomba se determina la presión de succión y de descarga de la bomba mediante la Ecuación 3.96.

$$P = \Delta H_s - \Delta H_f \quad [3.96]$$

Donde:

$P$ :	presión de succión o descarga, psi
$\Delta H_s$ :	cabeza estática, psi
$\Delta H_f$ :	cabeza de pérdidas por fricción y accesorios, psi

La cabeza estática de succión y de descarga se calcula a partir de la Ecuación 3.97.

$$\Delta H_s = \rho \times H_T \quad [3.97]$$

Donde:

$\rho$ : densidad del fluido, lb/in<sup>3</sup>

$H_T$ : altura de la línea de succión o de descarga, in

Las pérdidas por fricción y accesorios para la tubería de succión se calculan a partir de la Ecuación 3.98, y para la tubería de descarga se obtienen a partir de la Ecuación 3.99.

$$H_{fs} = \left( hf_s + \sum_{i=1}^n k_i \times \frac{v_s^2}{2g} \right) \times \rho \times g \quad [3.98]$$

$$H_{fd} = \left( hf_d + \sum_{i=1}^n k_i \times \frac{v_d^2}{2g} \right) \times \rho \times g \quad [3.99]$$

Donde:

$H_{fs}$ : pérdidas por fricción y accesorios para la tubería de succión, Pa

$H_{fd}$ : pérdidas por fricción y accesorios para la tubería de descarga, Pa

$hf_s$ : cabeza de pérdidas para la tubería de succión, m

$hf_d$ : cabeza de pérdidas para la tubería de descarga, m

$k$ : constante de cada accesorio

$v_s$ : velocidad del fluido para la tubería de succión, m/s

$v_d$ : velocidad del fluido para la tubería de descarga, m/s

$g$ : aceleración de la gravedad, m/s<sup>2</sup>

$\rho$ : densidad del fluido, kg/m<sup>3</sup>



La cabeza de pérdidas por fricción y accesorios se determina por medio de la Ecuación 3.100.

$$\Delta H_f = H_{fd} - H_{fs} \quad [3.100]$$

Donde:

$\Delta H_f$ : Cabeza de pérdidas por fricción y accesorios, psi

$H_{fs}$ : pérdidas por fricción y accesorios para la tubería de succión, psi

$H_{fd}$ : pérdidas por fricción y accesorios para la tubería de descarga, psi

Se determina el valor de TDH con las presiones de succión y de descarga mediante la Ecuación 3.101.

$$TDH = P_d - P_s \quad [3.101]$$

Donde:

TDH: altura total dinámica, psi

$P_d$ : presión de descarga, psi

$P_s$ : presión de succión, psi

## 4. DISEÑO DE LA PLANTA

### 4.1 BALANCE DE MASA

En la Tabla 4.1, se presentan las cantidades de cada corriente involucrada en el proceso obtenidas mediante balance de masa. Los cálculos para cada operación unitaria se especifican en el Anexo A.II.

**Tabla 4.1.** Balance de masa general

Corriente	Descripción	Flujo másico en base húmeda (kg/día)	Flujo másico en base seca (kg/día)
A	Cáscaras de cacao frescas	558 514,00	83 218,59
B	Cáscaras de cacao previo molienda	558 514,00	83 218,59
C	Cáscaras cacao molidas	670 216,80	99 862,31
D	Recirculación cáscaras con $dp > 0,5$ mm	111 702,80	16 643,72
E	Cáscaras tamizadas $dp \leq 0,5$ mm	558 514,00	83 218,59
F	Agua	5 585 140,00	-
G	Suspensión cáscaras ( $T = 15$ °C)	6 143 654,00	-
H	Suspensión cáscaras ( $T = 100$ °C)	6 143 654,00	-
I	Suspensión de cáscaras $T \geq 180$ °C	6 143 654,00	-
J	Vapor saturado 1	819 072,00	-
K	Vapor saturado 2	881 280,00	-
L	Condensado 1	881 280,00	-
M	Condensado 2	819 072,00	-
N	Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	-	7 739,33
O	Monóxido de carbono (CO)	-	624,14
P	Metano (CH <sub>4</sub> )	-	2,00
Q	Hidrógeno (H <sub>2</sub> )	-	8,32
R	Ácido fórmico (CH <sub>2</sub> O <sub>2</sub> )	-	149,79
S	Ácido acético (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub> )	-	5 234,45
T	TOM (hidroximetilfurfural)	-	8 904,39
U	Cenizas	-	2 496,56
V	Carbón	87 878,84	-
W	Agua	5 594 734,21	-
X	Materia orgánica disuelta	435 881,97	-

**Tabla 4.1.** Balance de masa general (continuación...)

<b>Corriente</b>	<b>Descripción</b>	<b>Flujo másico en base húmeda (kg/día)</b>	<b>Flujo másico en base seca (kg/día)</b>
Y	Mezcla del reactor	6 135 280,21	-
Z	Mezcla del reactor sin vapor 1	5 316 208,21	-
AA	Mezcla del reactor sin vapor 2	4 434 928,21	-
AB	Mezcla líquida filtrada	4 347 049,37	-
AC	Biocarbón húmedo	87 878,84	-
AD	Biocarbón seco	47 760,24	-
AE	Pellets de biocarbón	47 760,24	-
AF	Líquido saturado	1 700 352,00	-
AG	Aire fresco	2 023 694,00	-
AH	Aire 1	2 023 694,00	-
AI	Aire 2	2 023 694,00	-
AJ	Aire húmedo	2 063 812,60	-
AK	Líquido enfriado	1 700 352,00	-
AL	Planta de tratamiento o recirculación	5 228 329,37	-
AM	Recirculación de agua	5 228 329,37	-
AN	Agua fresca	356 810,63	-

## **4.2 BALANCE DE ENERGÍA**

En esta sección se describe el consumo de energía de los equipos empleados para la obtención de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. La energía eléctrica y el vapor saturado son las principales fuentes de energía que se emplean en los procesos dentro de la planta.

### **4.2.1 CONSUMO DE VAPOR EN EL PRECALENTAMIENTO DE LA SUSPENSIÓN**

Los dos intercambiadores de calor conectados en serie son los que requieren vapor para precalentar la biomasa, en ambas etapas se alimenta vapor saturado proveniente de la etapa de despresurización. Es decir, del separador 1 abastece de

vapor saturado a 220 °C al intercambiador de calor 2, y del separador 2 abastece de vapor saturado a 120 °C al intercambiador de calor 1.

La fracción de vapor que sale del separador es la cantidad de vapor que requiere el intercambiador y se obtiene mediante un balance de energía que se desarrolla a partir de la Ecuación 4.1.

$$\dot{Q}_{ganado} = \dot{Q}_{perdido} \quad [4.1]$$

Donde:

$\dot{Q}_{ganado}$ : flujo de calor ganado por la biomasa, W

$\dot{Q}_{perdido}$ : flujo de calor perdido por vapor saturado, W

En la Ecuación 4.1, se reemplaza el calor sensible de la biomasa y el calor latente del vapor para la primera fase del precalentamiento y se obtiene la Ecuación 4.2.

$$\dot{m}_{s.b.} \times c_{s.b.} \times (T_{s.b.,ent} - T_{s.b.,sal}) = \dot{m}_v \times (H_v - H_l) \quad [4.2]$$

Donde:

$\dot{m}_{s.b.}$ : flujo másico de la suspensión de biomasa, kg/s

$\dot{m}_v$ : flujo másico del vapor saturado, kg/s

$c_{s.b.}$ : calor específico de la suspensión de biomasa, J/kgK

$T_{s.b.,ent}$ : temperatura de salida de la suspensión de biomasa, K

$T_{s.b.,sal}$ : temperatura de entrada de la suspensión de biomasa, K

$H_v$ : entalpía específica del vapor saturado, J/kg

$H_l$ : entalpía específica del líquido saturado, J/kg

Una vez despejada la Ecuación 4.2, se llega a la Ecuación 3.27. Las propiedades a utilizar del vapor y de la suspensión se detallan en la Tabla 3.1, y en la Tabla 3.2.

Para determinar el flujo másico de vapor saturado a 120 °C del primer intercambiador se aplica la Ecuación 3.27; el flujo másico de la suspensión ( $\dot{m}_f$ ) se obtiene de la Tabla A.II.9 del Anexo II, la capacidad calórica ( $c_{pf}$ ) y la entalpía del vapor saturado ( $H_c$ ) se obtienen de Tabla 3.2.

$$\dot{m}_v = \frac{11,85 \frac{kg}{s} \times 4 143,65 \frac{J}{kg K} \times (100 - 24) K}{(2 700 390,06 - 502 754,41) \frac{J}{kg}} = 1,70 \frac{kg}{s}$$

Para el segundo intercambiador la cantidad de vapor saturado a 220°C que se requiere para llevar a cabo el calentamiento hasta 180 °C se obtiene al aplicar la Ecuación 3.27; el flujo másico del fluido frío que en este caso es la suspensión se obtiene de la Tabla A.II.9 del Anexo II al igual que el vapor saturado a 120 °C, la capacidad calórica ( $c_{pf}$ ) y la entalpía del vapor saturado ( $H_c$ ) se obtienen de Tabla 3.2.

$$\dot{m}_v = \frac{11,85 \frac{kg}{s} \times 3 094,08 \frac{J}{kg K} \times (180 - 100) K}{(2 793 931,17 - 941 678,05) \frac{J}{kg}} = 1,58 \frac{kg}{s}$$

La temperatura inicial de la suspensión se fija en función de la temperatura del agua del cantón Vinces que en promedio equivale a 24 °C (Weather Spark, 2021).

Para establecer las temperaturas de precalentamiento de la suspensión de biomasa, se inició determinando las temperaturas de los tanques flash. En la Sección 3.7 se especifica que el primer tanque flash opera a una temperatura de 50 °C menos que la temperatura del reactor lo que equivale a 220 °C y, para el tanque flash 2 se establece una presión final de 0,2 MPa que al trabajar en la línea de saturación la temperatura de operación aproximada es de 120 °C (Lucian y Fiori, 2017, p. 15).

Una vez definidas las temperaturas de los tanques flash se fijó las temperaturas de cada etapa de precalentamiento de la suspensión de biomasa. Para cada

intercambiador de calor se estableció una temperatura menor a la de operación de cada tanque, de esta manera, para el intercambiador de calor 1 el cambio de temperatura va de 24 a 100 °C y para el intercambiador de calor 2 la temperatura final del calentamiento de la suspensión de biomasa es de 180 °C, además a esta temperatura se prevé evitar la alteración de las propiedades de la biomasa previo al ingreso de la suspensión al reactor (Lucian y Fiori, 2017, p. 15).

#### 4.2.2 CONSUMO DE ENERGÍA ELÉCTRICA

El consumo de electricidad se valora por medio del trabajo eléctrico que resulta una consecuencia del producto de la potencia eléctrica y el tiempo de operación como se detalla en la Ecuación 4.3 (Bastian et al., 2001, p. 31).

$$W = P \times t \quad [4.3]$$

Donde:

W: trabajo eléctrico, kWh  
 P: potencia eléctrica, kW  
 t: tiempo, h

De esta manera, para el caso del motor del molino de martillos se tiene que el valor de la potencia es de 150 HP y el tiempo de operación es de 3 horas de acuerdo con el diagrama de Gantt. Se calcula el trabajo eléctrico al utilizar la Ecuación 4.3.

$$150 \text{ HP} \times \frac{745,7 \text{ W}}{1 \text{ HP}} \times \frac{1 \text{ kW}}{1000 \text{ W}} \times 3 \text{ h} = 335,57 \text{ kWh}$$

En la Tabla 4.2, se describe el trabajo eléctrico o el consumo de energía eléctrica por día de los principales equipos que operan en la planta y se observa la cantidad de energía total que se requiere.

El trabajo eléctrico se determinó a través de los componentes de cada equipo, el número de unidades por turno, la potencia de cada equipo principal y el tiempo de operación diario que está sujeto al diagrama de planificación de la producción que se presenta a detalle en la Figura 4.2 nominado diagrama de Gantt.

**Tabla 4.2.** Consumo diario de energía eléctrica en la planta de biocarbón

Equipo	Componente	No. Unidades/turno	Potencia por unidad [kW]	Tiempo de operación diario (h)	Consumo diario de energía eléctrica [kWh]
Molino de martillos	Motor	1	111,86	3	335,58
Tamiz	Motor	1	3,60	7	25,20
Reactor	Serpentín	6	3 547,69	12	255 433,93
Filtro decantador	Motor del tambor	2	90,00	6	1 080,00
	Motor del tornillo	2	55,00	6	660,00
Secador	Motor	1	500,00	6	3 000,00
Peletizadora	Motor	1	132,00	6	792,00
Total					261 326,71

El calentamiento del aire desde 25 a 200 °C para el proceso de secado se realiza mediante un intercambiador de calor y a través de resistencias eléctricas.

El diseño del intercambiador de calor para elevar la temperatura del aire desde 25 a 100 °C utiliza el condensado obtenido en los intercambiadores de calor 1 y 2 que se emplean en el precalentamiento de la biomasa; el diseño se detalla en el Anexo III.

Para determinar la cantidad de energía eléctrica que se requiere para completar el calentamiento del aire hasta 200 °C se aplica la Ecuación 3.25. El calor específico del aire equivale a 1,0126 kJ/kgK (Perry et al., 2000, p. 2-216). La cantidad de aire se determina mediante balance de masa detallado en la Sección A.II.11.

$$Q = 23,42 \frac{kg}{s} \times 1,0126 \frac{kJ}{kgK} \times (200 - 100)^\circ C$$

$$Q = 2\,371,75 \text{ kW}$$

El trabajo de energía o consumo diario de energía eléctrica se obtiene al aplicar la Ecuación 4.3.

$$W_{aire} = 2\,371,75 \text{ kW} \cdot 6 \text{ h}$$

$$W_{aire} = 14\,230,50 \text{ kWh}$$

El total de energía que se consume por día en la planta para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao mediante carbonización hidrotérmica se obtiene a partir del total del consumo diario de energía eléctrica detallado en la Tabla 4.2 y equivale a 261 326,71 kWh; a este valor, se suma la energía eléctrica que se requiere para calentar el aire desde 100 hasta 200 °C que corresponde a 14 230,50 kWh, por tanto el consumo diario de energía eléctrica de la planta es de 275 557,22 kWh.

### **4.3 DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS**

En esta sección se exponen los cálculos para el dimensionamiento de los equipos principales en la obtención de biocarbón con cáscaras de cacao a través de la reacción de carbonización hidrotérmica.

#### **4.3.1 CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DEL TANQUE DE MEZCLA DE BIOMASA Y AGUA**

Se determina el valor de carbono equivalente a través de la Ecuación 3.12, para la plancha de acero al carbono A36 y para la pancha A283 de grado C, se utilizan los datos de la Tabla 3.15 descritos en la Sección 3.4.1.



$$CE_{A36} = 0,25 + \frac{0,40}{24} = 0,27$$

$$CE_{A283GrC} = 0,24 + \frac{0,90}{6} + \frac{0,40}{24}$$

$$CE_{A283GrC} = 0,41$$

Con el valor del carbono equivalente obtenido se puede determinar que la capacidad de soldadura es mayor para el acero al carbono A283 de grado C lo que representa una mayor dificultad para soldar. Pues como regla general se considera que un acero es soldable si el carbono equivalente es menor a 0,4 %. Esto se contempla como un costo mayor para la construcción del equipo (Yurioka, 2001, p. 568).

Se selecciona el material que facilite la soldadura y no eleve el costo del equipo, en consecuencia, se selecciona el acero al carbono A36; ya que presenta una mayor capacidad para resistir la flexión y el pandeo, debido a que el límite de elasticidad es mayor que el acero A283 grado C (Sinnott y Towler, 2012, p. 392).

#### 4.3.1.1 Estructura y forma del tanque

Se calcula las dimensiones del tanque por medio de la Ecuación 3.14, el volumen del tanque se determina en la Sección A.III.8.

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 85,04 \text{ m}^3}{\pi}} = 4,76 \text{ m}$$

Se aplica la relación de altura – diámetro de 1:1, por tanto, la altura del líquido en el tanque (H) tiene un valor de 4,76 m.

Al aplicar el sobredimensionamiento del 15 % mediante la Ecuación 3.15 se tiene como resultado la altura total del cilindro (H<sub>d</sub>).

$$H_d = 4,76 \text{ m} \times 1,15 = 5,48 \text{ m}$$

#### 4.3.1.2 Número de planchas

Se determina el perímetro del cilindro del tanque sin el cabezal ni el fondo por medio de la Ecuación 3.16, se utiliza las dimensiones del cilindro obtenidas en la Sección 4.3.1.1 que corresponde al valor del diámetro del tanque (D).

$$P_T = 2 \times \pi \times 4,76 \text{ m} = 29,91 \text{ m}$$

Se sabe que el perímetro de las planchas es de 12 m, como se describe en la Sección 3.4.2.1. Entonces se aplica la Ecuación 3.17 para determinar el número de planchas:

$$N_{plachas} = \frac{29,91 \text{ m}}{12,00 \text{ m}} = 2,49 \approx 3$$

Se toma el valor del inmediato superior para tener un valor total en el número de planchas de acero A36 que requiere cada unidad de tanque de agitación.

#### 4.3.1.3 Espesor de la pared del tanque

Se calcula el espesor mínimo requerido de acuerdo con la norma API 650 "*Diseño, Montaje y Construcción de Tanques Soldados de Acero*" por el método "1-Pie", por lo que se utiliza la información de la Tabla 3.17, para aplicar la Ecuación 3.18.

Para calcular la tolerancia a la corrosión se aplica los datos de la Tabla 3.18, así como los lineamientos planteados en la Sección 3.4.3 en el que se selecciona un grado de corrosión 5. Ricaurte propone que para un grado de corrosión 5 el valor de ST (*short time*) es de 40  $\mu\text{m}$  y para el LT (*long time*) es de 25  $\mu\text{m}$ .

Se calcula la tolerancia a la corrosión (CA) siguiendo las consideraciones de la Sección 3.4.3.

$$CA = 10 \text{ años} \times 40,00 \mu m + 15 \text{ años} \times 25 \mu m = 775 \mu m \approx 0,78 \text{ mm}$$

Se determina el espesor de diseño del tanque por medio de la Ecuación 3.18 con los datos calculados de altura y diámetro del tanque además de la información del material sugerido en la Tabla 3.17 y las propiedades del fluido que se detallan en la Tabla 3.2.

$$t_d = \frac{4,9 \times 4,76 \text{ m} \times (5,48 \text{ m} - 0,3) \times \left( \frac{1\,003,42 \frac{kg}{m^3}}{997,296 \frac{kg}{m^3}} \right)}{160 \text{ MPa}} + 0,78 \text{ mm} = 1,53 \text{ mm}$$

Para determinar el valor del espesor de la prueba hidrostática se aplica la Ecuación 3.19, con los datos de la Tabla 3.17.

$$t_t = \frac{4,9 \times 4,76 \text{ m} \times (5,48 \text{ m} - 0,3)}{171 \text{ MPa}} = 0,71 \text{ mm}$$

#### 4.3.1.4 Espesor del fondo del tanque

El material con el cual está diseñado el fondo del tanque es el mismo con el que se diseña el cilindro, bajo esta puntualización se calcula el espesor del fondo del tanque mediante la Ecuación 3.20, con los datos de la Tabla 3.17 y las especificaciones de la Sección 3.4.4 para la presión de diseño, y el radio interno de la esfera se obtiene a partir del diámetro del cilindro calculado anteriormente.

$$t = \frac{0,885 \times 14,70 \text{ psi} \times 93,70 \text{ in}}{23\,206,08 \text{ psi} \times 0,85 - 0,10 \times 14,70 \text{ psi}} = 0,062 \text{ in}$$

#### 4.3.1.5 Dimensionamiento de los accesorios del tanque agitado

Las dimensiones de los accesorios del tanque agitado se determinan por medio de la Tabla 3.19; se realiza un ejemplo de cálculo para definir el diámetro del agitador

con base en las proporciones de la Tabla 3.19, y el diámetro del cilindro calculado anteriormente.

$$D_A = \frac{1}{4} \times D_T$$

$$D_A = \frac{1}{4} \times 4,76 \text{ m} = 1,19 \text{ m}$$

En la Tabla 4.3 se resumen las dimensiones de los accesorios que constituyen el sistema de agitación del tanque.

**Tabla 4.3.** Dimensiones de los accesorios del tanque agitado

Descripción	Símbolo	Valor [m]
Diámetro de tanque	$D_T$	4,76
Altura del líquido	H	4,76
Diámetro del agitador	$D_A$	1,19
Anchura de los deflectores	B	0,40
Altura del agitador desde el fondo del tanque	E	1,19
Separación de agitadores	S	1,19
Ancho de la pala del agitador	W	0,15

#### 4.3.1.6 Potencia del motor del sistema de agitación

Para determinar la potencia que requiere el motor se inicia con el cálculo del número de Reynolds por medio de la Ecuación 3.22. La velocidad de rotación de la mezcla se fija en un valor de 70 rpm propuesto por Lucian y Fiori (2017, p. 14). La densidad y viscosidad del fluido se toman de la Tabla 3.1.

$$N_{Re} = \frac{(1,19 \text{ m})^2 \times \left(70 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}\right) \times 1\,003,42 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{5,15E-04 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 3\,221\,278,23$$

Con el valor de Reynolds obtenido se ingresa a la Figura 3.5, y se determina el valor de  $N_p$ , para el tipo de hélice seleccionada en la Figura 3.4.

Para la selección del agitador más adecuado se revisa la Figura 3.4, en la que se utiliza la viscosidad del líquido y el volumen en galones del recipiente; en este caso la viscosidad con la que se trabaja es de  $5,15E-04$  kg/ms y el volumen del tanque equivale a  $85,04$  m<sup>3</sup>. En la figura se observa que la viscosidad llega hasta valores de  $10^{-2}$  kg/ms por lo que se toma los valores más cercanos a las condiciones de operación del tanque y se determina que el agitador más adecuado es el propulsor turbina (420 rpm) (Coker, 2007, p. 465).

Para determinar la correlación de potencia de las hélices ( $N_p$ ) se parte de la Figura 3.5, en la que se evalúa la relación  $w/D$  (ancho de la pala del agitador / diámetro del tanque) y se tiene como resultado un valor de 0,126 que es cercano a  $1/8$  (0,125) de manera que se selecciona la curva 6 de la Figura 3.5.

De este modo, el valor de  $N_p$  equivale a 1,3 de acuerdo con la Figura 3.5.

Se determina el valor de la potencia del impulsor mediante la Ecuación 3.23. Los datos se toman de la Sección 3.4.7, la densidad se toma a partir de la Tabla 3.1, y el diámetro del impulsor de la Tabla 4.3.

$$P = 1,3 \times 1\,003,42 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \left( 70 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \right)^3 \text{ rps} \times (1,19 \text{ m})^5$$

$$P = 4\,943,12 \text{ W} = 6,63 \text{ HP}$$

Se establece una eficiencia del motor del 80 %, así que, la potencia del motor requerida es de:

$$P_m = \frac{6,63 \text{ HP}}{0,80} = 8,29 \text{ HP}$$

### **4.3.2 CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR**

En este aparato se detallan los cálculos para el diseño del intercambiador de calor. Para el proceso de precalentamiento de la biomasa se realiza en dos etapas, es decir, es un calentamiento en serie. En la primera etapa la biomasa se calienta desde 24 hasta 100 °C y en la segunda etapa la temperatura llega hasta 180 °C.

Para ambas etapas se aplican las mismas ecuaciones detalladas en la Sección 3.5. Sin embargo, se va a dividir la unidad en dos secciones. En la primera sección se especifican los cálculos para el diseño del primer intercambiador de calor, donde la suspensión de biomasa cambia su temperatura desde 24 hasta 100 °C con vapor saturado a 120 °C. En la segunda sección se muestran las dimensiones del segundo intercambiador de calor para el cambio de temperatura de la suspensión de biomasa de 100 hasta 180 °C con vapor saturado a 240 °C.

La asignación de los fluidos se realizó bajo las condiciones de la Sección 3.5.1. El fluido frío (biomasa) circula por los tubos por facilidad de limpieza y se prevé que es más corrosivo que el fluido caliente. El fluido caliente (vapor de agua) circula por la coraza debido al caudal de operación.

#### **4.3.2.1 Velocidad de transferencia de calor**

Para estimar la velocidad de transferencia de calor se aplica la primera ley de la termodinámica con la Ecuación 3.26 para el fluido frío, ya que aún se desconoce la cantidad de vapor que requiere el sistema. Además, el vapor se encuentra en condiciones de saturación.

La cantidad de flujo másico del fluido frío se toma del balance de masa especificado en la Sección A.II.5 que corresponde al Anexo II, la capacidad calorífica se toma de la Tabla 3.1 y los datos de temperatura están fijados en la Sección 3.5. Cabe mencionar que la capacidad calorífica se toma del valor promedio entre la temperatura final e inicial, es decir, entre 24 y 100 °C.

$$\dot{Q} = 11,85 \frac{kg}{s} \times 4\,152,42 \frac{J}{kg\,K} \times (100 - 24)K$$

$$Q = 3\,740\,017,44\,W$$

#### 4.3.2.2 Flujos máxicos de los fluidos

El flujo máxico para el fluido frío se determina mediante el balance de masa detallado en la Tabla A.II.9 que se encuentra en el Anexo II, y equivale a 11,85 kg/s.

El flujo máxico para el fluido caliente se establece mediante la Ecuación 3.27, utilizando la entalpía del vapor y líquido saturados a 120 °C.

$$\dot{m}_c = \frac{11,85 \frac{kg}{s} \times 4\,152,42 \frac{J}{kg\,K} \times (100 - 24) K}{(2\,700\,390,06 - 502\,754,41) \frac{J}{kg}} = 1,70 \frac{kg}{s}$$

#### 4.3.2.3 Diferencia de temperatura promedio logarítmica

Por medio de la diferencia de temperatura promedio logarítmica que se expresa la diferencia de temperaturas promedio entre el fluido caliente y el fluido frío y se calcula por medio de la Ecuación 3.28.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(120 - 100) - (120 - 24)}{\ln\left(\frac{120 - 100}{120 - 24}\right)} = 48,45\,^{\circ}C$$

#### 4.3.2.4 Factor de traspaso

El factor de traspaso es un factor de corrección que se determina con las temperaturas de ambos fluidos. Sin embargo, en este caso se trabaja con un fluido de condensación, donde la variación de la temperatura inicial y final del fluido es constante, de esta manera, solo se aplica la Ecuación 3.30, y se asigna el valor

límite de 1,0 lo que indica que no existe una desviación de la temperatura media logarítmica (Çengel y Ghajar, 2011, p. 644).

$$P = \frac{100 - 24}{120 - 24} = 0,79$$

#### 4.3.2.5 Dimensionamiento de los tubos

Las dimensiones de los tubos seleccionados para el intercambiador de calor se detallan en la Tabla 4.4, la selección se realizó a partir de la Tabla A.VI.1, del Anexo VI.

**Tabla 4.4.** Dimensiones del tubo para el intercambiador de calor 1

BWG	Diámetro externo (in)	Espesor de la pared (in)	Diámetro interno (in)	Área de flujo por tubo (in <sup>2</sup> )	Número de tubos
10	0,75	0,134	0,482	0,182	802

El número de tubos se adaptó a los parámetros de evaluación (velocidad del fluido y presión).

#### 4.3.2.6 Disposición de los tubos

Se prefiere una disposición de los tubos en arreglo triangular para tener una mayor transferencia de calor; ya que el arreglo en cuadrado se utiliza para fluidos con tendencia a la formación de incrustaciones y donde la limpieza mecánica por el exterior de los tubos es imprescindible (Sinnott y Towler, 2012, p. 829).

#### 4.3.2.7 Paso del lado de los tubos

El número de pasos por el lado de los tubos se ajusta con los parámetros de la velocidad a través de los tubos, de manera que se opta por un intercambiador de calor con 8 pasos para el lado de los tubos (Sinnott y Towler, 2012, p. 830).



#### 4.3.2.8 Dimensionamiento de la carcasa

Para determinar el diámetro interno de la carcasa se inicia a partir de la Ecuación 3.31, que se calcula el diámetro del haz de tubos. Se utilizan los datos disponibles en la Tabla 3.21, que son las constantes de la Ecuación 3.31, y las dimensiones del tubo se toman de la Tabla 4.4.

$$D_b = 19,05 \text{ mm} \times \left( \frac{802}{0,0365} \right)^{1/2,675} = 799,89 \text{ mm} = 0,80 \text{ m}$$

A la par, se calcula el espaciamiento de los tubos por medio de la Ecuación 4.4 con los datos de la Tabla 4.4.

$$P_t = 1,25 \times d_e \quad [4.4]$$

Donde:

$P_t$ : espaciamiento de los tubos, in

$d_e$ : diámetro externo de los tubos, in

Al aplicar la Ecuación 4.4 se obtiene el espaciamiento entre los tubos

$$P_t = 1,25 \times 0,75 \text{ in} = 0,94 \text{ in} \approx 0,024 \text{ m}$$

Se selecciona la carcasa tipo E de acuerdo con la Figura A.VIII.1, que es de un solo paso por la coraza, para favorecer las condiciones de diseño (Sinnott y Towler, 2012, p. 833).

Con los datos obtenidos para el diámetro del haz ( $D_b$ ) se estima el diámetro de la carcasa a través de la Figura 3.11, y se tiene un valor de 93,00 mm aproximadamente por ser cabezal flotante sin contrabrida. Así, al aplicar la Ecuación 3.32, se tiene el valor del diámetro interno de la coraza.

$$D_i = 93,00 \text{ mm} + 799,89 \text{ mm} = 892,89 \text{ mm} = 0,89 \text{ m}$$

El espesor mínimo de la carcasa se determina por medio de los datos de la Tabla 3.20. El material para la coraza se selecciona de acuerdo con la Tabla A.V.2, que al revisar las especificaciones de los materiales propuesto el más adecuado para el diseño es el acero kalmado (KCS). Por tanto, el espesor mínimo de la carcasa equivale a 6,4 mm.

De manera que, el diámetro externo de la coraza se determina mediante la Ecuación 3.33.

$$D_e = 0,89 \text{ m} + 2 \times \left( 6,44 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} \right) = 0,90 \text{ m}$$

El intercambiador de calor se diseña con una segmentación de los deflectores del 25 %, ya que son los más comunes comercialmente y en consecuencia más económicos (Sinnott y Towler, 2012, p. 834).

El espaciamiento entre deflectores (B) se determinó bajo las especificaciones de la Sección 3.5.6.8, por lo que se calculó con el factor de 1 por el diámetro interno de la cascara y equivale a 0,89 m (Sinnott y Towler, 2012, p. 834).

#### 4.3.2.9 Coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos

Para determinar el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos se debe partir del área de cada tubo mediante la Ecuación 3.37, junto con los datos detallados en la Tabla 4.4.

$$A_{c/T} = \frac{\pi \times (1,22E - 2)^2 \text{ m}^2}{4} = 1,18E - 4 \text{ m}^2$$

Con el área de cada tubo se determina el área de flujo del fluido mediante la Ecuación 3.36, y se utiliza el número de tubos especificado en la Tabla 4.4.

$$A_f = \frac{1,18E - 4 \text{ m}^2 \times 802}{8} = 1,18E - 2 \text{ m}^2$$

Con el área de flujo calculada se determina la velocidad del fluido por medio de la Ecuación 3.35, se utilizan los datos calculados anteriormente, a más del flujo másico que se detalla en la Sección A.II.5 que corresponde al Anexo II, y la densidad que se especifica en la Tabla 3.1.

$$v_t = \frac{11,85 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{1\,003,42 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,18E - 2 \text{ m}^2} = 1,00 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

El valor de la velocidad se compara con los rangos establecidos en la Tabla 3.23 para verificar que se encuentre bajo las condiciones típicas de diseño. En este caso la velocidad se encuentra dentro de las condiciones de diseño. Por el contrario, si la velocidad del fluido se encuentra fuera de rango se debe ajustar las dimensiones del intercambiador.

Una vez realizado los cálculos anteriores se precisa el número de Reynolds por medio de la primera expresión de la Ecuación 3.34, junto con los datos detallados en la Tabla 3.1.

$$Re = \frac{1\,003,42 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,00 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1,22E - 2 \text{ m}}{5,15E - 4 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 23\,770,34$$

Se calcula el número de Prandtl por medio de la Ecuación 3.39.

$$Pr = \frac{4\,152,42 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \times 5,15E - 4 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{0,652 \frac{\text{W}}{\text{m K}}} = 3,278$$

Al analizar el valor de Reynolds con la información de la Tabla 3.25, se determina que el régimen en el que el fluido opera es turbulento.

A partir del régimen establecido se selecciona la ecuación para calcular el número de Nusselt, como el fluido opera en régimen turbulento se aplica la Ecuación 3.41.

$$Nu = 0,023 \times 23\,770,34^{0,8} \times 3,278^{0,22} \times (1)^{0,14} = 94,64$$

Una vez determinado el número de Nusselt, se obtiene el coeficiente de transferencia de calor con la Ecuación 3.42 y los datos de la Tabla 3.1.

$$h_i = \frac{94,64 \times 0,652 \frac{W}{m K}}{1,22E - 2 m} = 5\,057,03 \frac{W}{m^2 K}$$

Se procede a corregir el coeficiente de transferencia de calor con la relación de diámetros de la Tabla 4.4 y mediante la Ecuación 3.43.

$$h_{ic} = 5\,057,03 \frac{W}{m^2 K} \times \frac{0,482 in}{0,75 in} = 3\,249,98 \frac{W}{m^2 K}$$

#### 4.3.2.10 Coeficiente de transferencia de calor por el lado de la coraza

Para evaluar el coeficiente de transferencia de calor por el lado de la coraza se inicia con la Ecuación 3.44 para calcular el área del flujo; se requiere el valor del diámetro interno de la coraza ( $D_i$ ), el espacio de los deflectores ( $B$ ) y de la distancia entre centros del tubo ( $P_i$ ) que se obtienen de la Sección 4.3.2.8, y el número de pasos por el lado de la coraza se fija en 1 ya que es el valor que se ajusta a las condiciones de diseño del intercambiador de calor (Sinnott y Towler, 2012, p. 855).

$$A_s = \frac{0,89 m \times 0,89 m \times (0,024 - 0,019) m}{0,024 m} \cdot \frac{1}{1}$$

$$A_s = 0,163 m^2$$

Se determina la longitud equivalente en función del arreglo seleccionado en la Sección 4.3.2.6. Se aplica la Ecuación 3.46 que corresponde a la longitud

equivalente para un arreglo triangular; se aplica el valor de la distancia entre centros del tubo ( $P_t$ ) obtenido en la Sección 4.3.2.8, y el diámetro externo del tubo ( $d_e$ ) de la Tabla 4.4.

$$L^* = \frac{8 \times \left( 0,43 \times (0,024)^2 m^2 - \frac{\pi \times (0,019)^2 m^2}{8} \right)}{\pi \times 0,019 m}$$

$$L^* = 1,41 E - 2 m$$

Para evaluar la velocidad del fluido por el lado de la coraza se utiliza la Ecuación 3.47; se aplica el valor del flujo másico calculado en la Sección 4.3.2.2, el valor del área de flujo que se obtuvo en la Sección 4.3.2.10 y la densidad del fluido se toma de la Tabla 3.2.

$$v_c = \frac{1,70 \frac{kg}{s}}{0,163 m^2 \times 1,11 \frac{kg}{m^3}} = 9,38 \frac{m}{s}$$

El valor obtenido de la velocidad se compara con el rango de velocidades de diseño para vapores en la Tabla 3.23, en este caso la velocidad se encuentra dentro de los parámetros sugeridos y se puede continuar con el diseño, caso contrario se debe modificar las dimensiones del intercambiador.

Con los cálculos realizados se puede fijar el número de Reynolds, por medio de la Ecuación 3.48.

$$Re = \frac{1,11 \frac{kg}{m^3} \times 9,38 \frac{m}{s} \times 1,41 E - 2 m}{1,28 E - 5 \frac{kg}{m^3}} = 11 464,81$$

El valor del número de Reynolds se compara con la Tabla 3.25, y se evalúa el régimen con el que opera el fluido por el lado de la coraza. Se tiene que fluido opera en régimen turbulento porque el número de Reynolds es mayor a 4 000.

Con el valor de Reynolds de 11 464,81 se ingresa al esquema de la Figura A.IX.1, con deflectores segmentados al 25 % para fijar el factor de transferencia de calor que se utiliza en la Ecuación 3.50. De acuerdo con la Figura A.IX.1, se tiene que  $jH$  tiene un valor de  $5,3E-2$ .

Se aplica la Ecuación 3.50, para valorar el número de Nusselt, y el número de Prandtl se determina al aplicar la Ecuación 3.39.

$$Nu = 5,3E - 2 \times 11\,464,81 \times (1,024)^{0,33} \times (1)^{0,14} = 612,55$$

Con el número de Nusselt se determina el coeficiente de transferencia de calor, por medio de la Ecuación 3.51.

$$h_c = \frac{612,55 \times 0,027 \frac{W}{mK}}{1,41E - 2 \, m} = 1\,151,25 \frac{W}{m^2K}$$

#### 4.3.2.11 Coeficiente global de transferencia de calor

Se utiliza la Ecuación 3.52 para estimar el valor del coeficiente global de diseño del intercambiador de calor. Se emplea el valor del coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos calculado en la Sección 4.3.2.9 y el coeficiente de transferencia de calor por el lado de la coraza determinado en la Sección 4.3.2.10.

$$U = \frac{3\,249,98 \times 1\,151,25}{3\,249,98 + 1\,151,25} = 850,11 \frac{W}{m^2K}$$

La longitud de los tubos se estima por medio de la Ecuación 3.53, y se aplica la velocidad de transferencia de calor calculada en la Sección 4.3.2.1, así como la diferencia de temperatura promedio logarítmica de la Sección 4.3.2.3, el diámetro y número de tubos de la Tabla 4.4 y el coeficiente global de transferencia de calor de la Sección 4.3.2.11.

$$l_t = \frac{3\,740\,017,44\,W}{48,45\,K \times 850,11 \frac{W}{m^2K} \times \pi \times 0,019\,m \times 802} = 1,89\,m \approx 6,2\,ft$$

Cabe mencionar que, la longitud de los tubos afecta significativamente en la caída de presión del intercambiador, de manera que Sinnott y Towler sugieren una relación de diseño de 5 a 10 entre la longitud del tubo y el diámetro de la carcasa (2012, p. 829). Así, el diámetro externo de la coraza es de 0,90 m y la longitud de los tubos equivale a 1,89 m, por tanto, la relación es de 2,09. Para mejorar esta relación se propone una longitud de los tubos de 16 ft (4,88 m) y de este modo se consigue una relación de 5,4 que favorece el diseño del intercambiador.

#### 4.3.2.12 Cálculo de la caída de presión por el lado de los tubos

Para determinar la caída de presión por el lado de los tubos se contempla la caída de presión por fricción y por regreso o accesorios.

Para la caída de presión se considera la fricción y se aplica la Ecuación 3.54, en donde se utiliza la velocidad másica que se calcula con la Ecuación 3.38

$$G_t = \frac{11,85 \frac{kg}{s} \times \frac{2,2\,lb}{1\,kg} \times \frac{3\,600s}{1\,h}}{1,18\,E - 2\,m^2 \times \frac{1\,ft^2}{(0,3048)^2\,in^2}} = 738\,978,42 \frac{lb}{hft^2}$$

El factor de fricción (f) que se requiere en la Ecuación 3.54, se determina a partir de la Figura A.IX.2, y equivale a un valor de  $2,2E - 4$ ; se utiliza la velocidad másica ( $G_t$ ) calculada en esta sección; la longitud de los tubos (L) se determinó en la Sección 4.3.2.12 y equivale a 16 ft (4,88 m); el número de pasos por el lado de los tubos se estableció en la Sección 4.3.2.7 y el diámetro interno se detalla en la Tabla 4.4.

$$\Delta P_t = \frac{2,3E - 4 \times (890\,699,21)^2 \times 16 \times 8}{5,22 \times 10^{10} \times 0,040 \times 1,01 \times 1}$$

$$\Delta P_t = 7,19 \text{ psi}$$

Para estimar la caída de presión por accesorios se aplica la Ecuación 3.55, en donde la pérdida de carga se calcula bajo las consideraciones estipuladas en la Sección 3.5.10.1 y por medio de la Ecuación 4.4.

$$k = 1,6 + 1,5 \times \text{número de pasos de los tubos} + 1,0 \times \text{número de pasos de los tubos} \quad [4.5]$$

De manera que, se aplica la Ecuación 4.4 junto con el número de pasos por el lado de los tubos establecido en la Sección 4.3.2.7.

$$k = 1,6 + 1,5 \times 8 + 1,0 \times 8 = 21,6$$

Una vez determinado la pérdida de carga se aplica la Ecuación 3.55 para calcular la caída de presión por accesorios.

$$\Delta P_r = \frac{21,6 \times \left(1,00 \frac{m}{s}\right)^2 \times \left(1\,003,42 \frac{kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2}\right)}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2}} = 10\,836,94 \text{ Pa}$$

Para obtener la caída de presión total por el lado de los tubos se aplica la Ecuación 3.56, que equivale a la suma de la caída de presión por fricción y la caída de presión por accesorios.

$$\Delta P_T = 7,19 \text{ psi} + 10\,836,94 \text{ Pa} \times \left(\frac{14,7 \text{ psi}}{1,013 \times 10^5 \text{ Pa}}\right) = 8,76 \text{ psi}$$

El valor obtenido se compara con los valores de la caída de presión de diseño de la Tabla 3.24, para el lado de los tubos y se puede observar que la caída de presión calculada se encuentra dentro de los criterios de la Tabla 3.24, de manera que se garantiza el diseño del intercambiador de calor.



#### 4.3.2.13 Cálculo de la caída de presión por el lado de la coraza

Para determinar la caída de presión por el lado de la coraza se aplica la Ecuación 3.57, en la que se requiere evaluar el factor de fricción, el flujo másico y número de veces que el fluido cruza el haz.

Por medio de la Figura A.IX.3 se estima el factor de fricción; se emplea el número de Reynolds obtenido en la Sección 4.3.2.10 que equivale a 11 464,81 y con los deflectores segmentados al 25 % definido en la Sección 4.3.2.8, de este modo corresponde a un valor de  $2,10E - 3$ .

La velocidad másica se estima con la Ecuación 3.49, donde el flujo másico se obtiene de la Sección 4.3.2.2 y el área de flujo de la Sección 4.3.2.10.

$$G_t = \frac{1,70 \frac{kg}{s} \times \frac{2,2 lb}{1 kg} \times \frac{3 600s}{1 h}}{0,163 m^2 \times \frac{1 ft^2}{(0,3048)^2 in^2}}$$

$$G_t = 7 656,49 \frac{lb}{hft^2}$$

El número de veces que el fluido cruza el haz se estima mediante la Ecuación 3.58.

$$(N + 1) = \frac{4,88 m}{0,89 m} = 5,48$$

Con los datos calculados se evalúa la caída de presión por medio de la Ecuación 3.57.

$$\Delta P_c = \frac{2,10E - 3 \times \left(7 656,49 \frac{lb}{hft^2}\right)^2 \times 2,93 ft \times 5,48 \times 1}{2 \times 417 118 110,24 \frac{ft}{h^2} \times 0,069 \frac{lb}{ft^2} \times 0,046 ft \times 1,257 \times 1}$$

$$\Delta P_c = 0,55 \text{ psi}$$

El valor obtenido de la caída de presión se compara con el valor referencial de la presión de diseño de la Tabla 3.24. Al utilizar la expresión de la Tabla 3.24, menciona que para vapores y gases por encima de 10 bar la presión de diseño equivale a la Ecuación 4.5.

$$P_d = 0,1 \times \text{presión manométrica del sistema} \quad [4.6]$$

De manera que se aplica la Ecuación 4.5, y a la presión de saturación del vapor se reduce la presión atmosférica que equivale a 14,69 psi para trabajar con la presión manométrica del sistema.

$$P_d = 0,1 \times (28,80 - 14,69) \text{ psi} = 1,41 \text{ psi}$$

Se observa que la caída de presión por el lado de la coraza está por debajo del límite máximo permitido, por lo que el valor obtenido es aceptable.

#### 4.3.2.14 Dimensionamiento del intercambiador de calor 2

Para la segunda etapa de calentamiento de la biomasa previo ingreso al reactor se realiza en un intercambiador de tubos y coraza con la misma metodología planteada en la Sección 3.5.

En este caso la temperatura de la suspensión que corresponde al fluido frío se eleva desde 100 a 180 °C mediante vapor saturado a 220 °C.

En la Tabla 4.5 se detallan las características generales que se calcularon para el diseño del segundo intercambiador de calor, así como las secciones o ecuaciones que se utilizaron.

**Tabla 4.5.** Características generales en el diseño del intercambiador de calor 2

Característica	Símbolo	Valor	Unidad	Ecuación/Sección
Circulación del fluido por los tubos	-	Suspensión de biomasa	-	Sección 3.5.1
Circulación del fluido por la coraza	-	Vapor saturado	-	Sección 3.5.1
Velocidad de transferencia de calor	Q	2 933 484,14	W	Ecuación 3.26
Flujo másico biomasa	$m_f$	11,85	kg/s	Sección A.II.6
Flujo másico vapor	$m_c$	1,58	kg/s	Ecuación 3.27
Diferencia de temperatura promedio logarítmica	$\Delta T_{ml}$	72,82	°C / K	Ecuación 3.28
Factor de traspaso	F	1	-	Sección 3.5.4.1

En la Tabla 4.6, se detalla las dimensiones calculadas o tomadas de bibliografía para la selección de la disposición de los tubos para el segundo intercambiador de calor que sirve para elevar la temperatura desde 100 hasta 180 °C, además se especifica las secciones o apartados utilizados.

**Tabla 4.6.** Dimensionamiento de los tubos para el intercambiador de calor 2

Dimensionamiento de los tubos				
Característica	Símbolo	Valor	Unidad	Ecuación/Sección
BWG	-	13	-	-
Diámetro externo	$d_e$	19,05	mm	Tabla A.VI.1
Espesor de la pared	e	2,41	mm	Tabla A.VI.1
Diámetro interno	$d_i$	14,22	mm	Tabla A.VI.1
Área de flujo por tubo	$A_{f/t}$	1,61E-4	m <sup>2</sup>	Tabla A.VI.1
Número de tubos	$N_t$	160	-	Tabla A.VI.1
Disposición de los tubos	-	Arreglo triangular	-	Sección 3.5.6.3
Paso del lado de los tubos	n	4	-	Sección 3.5.6.4

En la Tabla 4.7 se muestran las características calculadas con las respectivas ecuaciones o apartados correspondientes para determinar las dimensiones para el diseño de la carcasa del segundo intercambiador de calor, además del material y el espesor a utilizar.

**Tabla 4.7.** Dimensionamiento de la carcasa para el intercambiador de calor 2

<b>Dimensionamiento de la carcasa</b>				
<b>Característica</b>	<b>Símbolo</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>	<b>Ecuación/Sección</b>
Diámetro del haz de los tubos	$D_b$	0,438	m	Ecuación 3.31
Espaciamiento de los tubos	$P_t$	25,4	mm	Tabla A.VII.1
Tipo de carcasa	-	Coraza tipo F	-	Figura A.VIII.1
Diámetro interno de la carcasa	$D_i$	0,528	m	Ecuación 3.31
Material coraza	-	Acero calmado (KCS) A 333 M	-	Sección 3.5.6.5
Espesor de la carcasa	$e_c$	3,200	mm	Tabla 3.20
Diámetro externo de la carcasa	$D_e$	0,541	m	Ecuación 3.33
Segmentación de los deflectores	-	25	%	Sección 3.5.6.8
Espaciamiento de los deflectores	$B$	0,264	m	Sección 3.5.6.8

En la Tabla 4.8 se presentan los valores obtenidos para determinar el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos para el intercambiador de calor de la segunda etapa de calentamiento.

**Tabla 4.8.** Resultados de los cálculos para el coeficiente de calor por el lado de los tubos del intercambiador de calor 2

<b>Coefficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos</b>				
<b>Característica</b>	<b>Símbolo</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>	<b>Ecuación/Sección</b>
Área de cada tubo	$A_{cT}$	1,61E-4	m <sup>2</sup>	Ecuación 3.37
Área de flujo del fluido	$A_f$	6,44E-3	m <sup>2</sup>	Ecuación 3.36
Velocidad del fluido	$v_t$	1,96	m/s	Ecuación 3.35
Número de Reynolds	$Re$	236 075,45	-	Ecuación 3.34
Número de Prandtl	$Pr$	0,997	-	Ecuación 3.39
Número de Nusselt	$Nu$	456,97	-	Ecuación 3.41
Coefficiente de transferencia de calor	$h_i$	11 041,94	W/m <sup>2</sup> K	Ecuación 3.42
Coefficiente de transferencia de calor corregido	$h_{ic}$	8 244,65	W/m <sup>2</sup> K	Ecuación 3.43

En la Tabla 4.8 se analiza el valor de la velocidad del fluido (1,96 m/s) y se compara con los parámetros de la Tabla 3.23. La velocidad calculada está dentro del rango de velocidades permitido. Es decir, el dimensionamiento de los tubos es el adecuado.

En la Tabla 4.9 se presentan las dimensiones calculadas para determinar el coeficiente de transferencia de calor por el lado de la coraza para el diseño del segundo intercambiador de calor, cabe destacar que por el lado de la coraza circula vapor saturado.

**Tabla 4.9.** Resultados de los cálculos para el coeficiente de calor por el lado de la coraza del intercambiador de calor 2

Coeficiente de transferencia de calor por el lado de la coraza				
Característica	Símbolo	Valor	Unidad	Ecuación/Sección
Área de flujo	$A_s$	1,66E-2	m <sup>2</sup>	Ecuación 3.44
Longitud equivalente	$L^*$	1,69E-2	m	Ecuación 3.46
Velocidad del fluido	$v_c$	8,31	m/s	Ecuación 3.47
Número de Reynolds	Re	98 308,61	-	Ecuación 3.48
Factor de transferencia de calor	$jH$	0,36	-	Figura A.IX.1
Número de Nusselt	Nu	38 260,74	-	Ecuación 3.50
Coeficiente de transferencia de calor	$h_c$	92 484,73	W/m <sup>2</sup> K	Ecuación 3.51

En la Tabla 4.9 se observa que el valor obtenido para la velocidad del fluido es de 8,31 m/s que al comparar con la Tabla 3.23, se determina que se encuentra bajo parámetros de diseño, por lo que las dimensiones de la coraza son apropiadas.

Una vez calculado los coeficientes de ambos lados (tubos y coraza) se determina el coeficiente global de transferencia de calor por medio de la Ecuación 3.52 y se aplica el coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos detallado en la Tabla 4.8 y para el lado de la coraza especificado en la Tabla 4.9.

$$U = \frac{8\,244,65 \times 92\,484,73}{8\,244,65 + 92\,484,73}$$

$$U = 7\,569,83 \frac{W}{m^2K}$$

Se calcula la longitud de los tubos por medio de la Ecuación 3.53.

$$l_t = 0,11 \text{ m} \approx 0,36 \text{ ft}$$

La longitud de los tubos calculada para el segundo intercambiador de calor es menor a 1 ft comparado con la longitud de los tubos disponibles en el mercado que varían desde 6 hasta 24 ft. En este sentido una longitud de tubo menor a 1 ft afecta significativamente a la caída de presión, de manera que se establece que la longitud de los tubos será conforme las dimensiones estándar, con un valor de 10 ft (Sinnott y Towler, 2012, p. 829).

Además, este valor mantiene una relación entre la longitud de los tubos y el diámetro externo de la coraza de 5,72 y se conoce que la relación óptima varía en un intervalo de 5 a 10 para un diseño adecuado del intercambiador de calor (Sinnott y Towler, 2012, p. 829).

En la Tabla 4.10 se muestran los valores obtenidos de los cálculos aplicados a las diferentes propiedades para determinar la caída de presión por el lado de los tubos para el intercambiador de calor 2.

**Tabla 4.10.** Resultados del cálculo de la caída de presión por el lado de los tubos para el intercambiador de calor 2

Caída de presión por el lado de los tubos				
Característica	Símbolo	Valor	Unidad	Ecuación/Sección
Velocidad másica	$G_t$	1 354 028,75	lb/h•ft <sup>2</sup>	Ecuación 3.38
		1 840,25	kg/sm <sup>2</sup>	
Factor de fricción	f	1,40E-4	-	Figura A.IX.2
Caída de presión por fricción	$\Delta P_f$	4,73	psi	Ecuación 3.54
		32 589,35	Pa	
Perdida de carga	k	11,60	-	Sección 3.5.10.1.
Caída de presión por regreso	$\Delta P_r$	3,03	psi	Ecuación 3.55
		20 904,29	Pa	
Caída de presión total	$\Delta P_T$	7,76	psi	Ecuación 3.56
		53 493,64	Pa	

En la Tabla 4.10 se observa que el valor de la caída de presión total es de 7,76 psi y se compara con los parámetros de presión de la Tabla 3.24 y se determina que

la presión calculada se encuentra dentro del rango de caídas de presiones de diseño permitidas.

En la Tabla 4.11, se presentan los valores obtenidos de las propiedades que permiten estimar la caída de presión por el lado de la coraza para el diseño del segundo intercambiador de calor.

**Tabla 4.11.** Resultados del cálculo de la caída de presión por el lado de la coraza para el intercambiador de calor 2

Caída de presión por el lado de la coraza				
Característica	Símbolo	Valor	Unidad	Ecuación/Sección
Velocidad másica	$G_t$	70 033,22	lb/h•ft <sup>2</sup>	Ecuación 3.38
		95,18	kg/sm <sup>2</sup>	
Factor de fricción	f	1,50E-3	ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup>	Figura A.IX.3
Número de veces que el fluido cruza el haz	(N+1)	11,54	-	Ecuación 3.58
Caída de presión	$\Delta P_T$	0,68	psi	Ecuación 3.57
		4 743,57	Pa	
Presión de diseño	$P_d$	32,17	psi	Tabla 3.24
		221 805,26	Pa	

En la Tabla 4.11, se muestra la presión máxima permitida para el diseño del intercambiador de calor es corresponde a 32,17 psi y la caída de presión calculada para el diseño del segundo intercambiador es de 0,68 psi. Por tanto, la caída de presión calculada se encuentra dentro del rango permitido.

### 4.3.3 CÁLCULOS PARA EL DISEÑO DEL REACTOR PARA LA REACCIÓN DE CARBONIZACIÓN HIDROTÉRMICA

#### 4.3.3.1 Material del rector

Se aplica la Ecuación 3.12, para determinar el valor de carbono equivalente que se muestra en la Tabla 3.29, con lo que permite analizar la facilidad de soldadura o de forja de cada material sugerido.

Al evaluar las propiedades mecánicas las planchas de acero al carbono SA-515-70 y SA-516-70, son las que pueden presentar mayor resistencia a la tracción y al límite elástico que las planchas de acero inoxidable. Sin embargo, son los materiales con mayor facilidad de soldadura a causa del bajo nivel de carbono equivalente.

Por otro lado, las planchas de acero inoxidable SA-240-304 y SA-240-316, presentan un valor de carbono equivalente más elevado que las planchas de acero al carbono. El acero inoxidable austenítico es una aleación con bajo contenido de carbono pero que incluye a metales como el níquel y cromo, concediendo propiedades que facilitan la resistencia a la corrosión. En el caso de la plancha SA-240-316 se añade molibdeno a la aleación para brindar una resistencia a la corrosión por picaduras especialmente cuando hay presencia de cloro en el agua pero tiene un mayor costo (Gamboa y Alvarez, 2014).

Debido a las condiciones con las que opera el reactor, el material más apto como propuesta para el diseño es el acero inoxidable SA-240-304 debido a la facilidad de soldadura y por la resistencia al ataque corrosivo por el contenido de cromo y níquel en la aleación (Sandemeyer Steel Company, 2013).

El acero inoxidable SA-240-304 es más económico que las planchas de acero SA-240-316, además que la presencia de cloro en el medio es baja, ya que no se trabaja con agua de mar (Sandemeyer Steel Company, 2013).

#### **4.3.3.2 Volumen del reactor**

Para determinar el volumen del reactor se debe fijar el volumen útil, es decir, el volumen que ocupa el líquido dentro del reactor. El volumen ocupado por el líquido comprende el volumen del fondo del reactor, más la fracción de volumen del total del cilindro del reactor.

El volumen útil se estima por medio de la Ecuación 3.59. El caudal se determina por balance de masa a través del flujo másico descrito en la Sección A.II.7 y la



densidad tomada de la Tabla 3.1. El tiempo de residencia se fija en 4 h a partir de la investigación realizada por Lucian y Fiori (2017, p. 8).

$$V_l = 42,45 \frac{m^3}{h} \times 4 h = 169,80 m^3$$

El volumen útil calculado corresponde a una unidad en un turno de trabajo. Por otro lado, para determinar las dimensiones del reactor y poder estimar el volumen total, se iguala la Ecuación 3.66, con el volumen útil. El valor de la altura libre de cabeza se fija en 1,98 m que está en relación con la capacidad del reactor que corresponde a 67 % (Merzari, et al., 2018, p. 48).

$$V_l = \frac{\pi \times L^2 \times (3 \times (L - 1,98 m)) + L}{27}$$

$$V_l = 169,80 m^3$$

De tal manera que la altura total del cilindro se determina mediante modelos matemáticos.

En la Tabla 4.12 se muestran los valores obtenidos a través de las soluciones matemáticas para el dimensionamiento del reactor. La altura del líquido en el cilindro se determina mediante la Ecuación 3.62 y los valores de  $L_f$  y  $L_t$  se determinan al aplicar la Ecuación 3.64.

**Tabla 4.12.** Dimensiones del reactor

Característica	Símbolo	Valor [m]
Altura total del cilindro	L	7,94
Diámetro del cilindro	D	5,29
Altura libre de cabeza	$L_v$	1,98
Altura de líquido en el cilindro	H	5,96
Altura del fondo	$L_f$	2,70
Altura del cabezal	$L_t$	2,70

Se calcula el volumen de la porción del cilindro ocupado por el líquido mediante la Ecuación 3.61.

$$V_c = \frac{\pi \times (5,29 \text{ m})^2 \times 5,96 \text{ m}}{4} = 131,0 \text{ m}^3$$

Para determinar el volumen del total del cilindro se aplica la Ecuación 3.61, y en lugar de utilizar la altura del líquido en el cilindro se utiliza la altura total del cilindro.

$$V_{cT} = \frac{\pi \times (5,29 \text{ m})^2 \times 7,94 \text{ m}}{4} = 174,58 \text{ m}^3$$

El volumen del fondo semiesférico se estima por medio de la Ecuación 3.63.

$$V_f = \frac{\pi \times (5,29 \text{ m})^3}{12} = 38,80 \text{ m}^3$$

Para determinar el volumen total del cilindro se suma el volumen de la parte cilíndrica más dos veces el volumen del fondo, dado que se considera el cabezal de reactor.

#### 4.3.3.3 Presión de diseño

La presión de diseño se calcula bajo las normas del código ASME Sección VII División 1 “*Código para calderas y recipientes a presión*” (ASME, 2004, p. 365). Se aplica la Ecuación 3.67 y la Ecuación 3.68 para evaluar cuál de las dos presiones resultantes es mayor .

La Ecuación 3.67, requiere del cálculo de la presión hidrostática por medio de la Ecuación 3.69.

$$P_H = 1\,005,06 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 8,65 \text{ m}$$

$$P_H = 85\,309,63 \text{ Pa} \approx 12,37 \text{ psi}$$

La presión de operación corresponde a la línea de saturación, de tal manera que cuando la temperatura de saturación es de 270 °C se tiene una presión de saturación de 812,21 psi y se aplica la Ecuación 3.67.

$$P_d = (812,21 \text{ psi} + 12,37 \text{ psi}) \times 1,1$$

$$P_d = 907,04 \text{ psi}$$

También se calcula la presión de diseño mediante la Ecuación 3.68 y a continuación se evalúa el valor de la presión obtenido por medio la Ecuación 3.67 y la Ecuación 3.68.

$$P_d = 812,21 \text{ psi} + 30,00 \text{ psi}$$

$$P_d = 842,21 \text{ psi}$$

La presión de diseño es mayor cuando se aplica la Ecuación 3.67, y es la que se toma para el diseño del reactor para la carbonización hidrotérmica.

#### 4.3.3.4 Temperatura de diseño

La temperatura de diseño es la equivalente a la temperatura del proceso para obtener el producto deseado.

$$T_d = 270 \text{ °C} \approx 543,15 \text{ K} \approx 518 \text{ °F}$$

#### 4.3.3.5 Espesor mínimo de la pared del cilindro

El espesor mínimo se obtiene a partir de los datos de la Tabla 3.30, el valor de la tensión máxima admisible se obtiene mediante interpolación lineal por medio de la Ecuación 4.6.

$$\text{Tensión máxima admisible} = \frac{(X_2 - X_1) \times (Y - Y_1)}{Y_2 - Y_1} + X_1 \quad [4.7]$$

$$\text{Tensión máxima admisible} = \frac{(16,60 - 17,50) \times (518 - 500)}{600 - 500} + 17,50 = 17,34 \text{ ksi}$$

Se evalúa el espesor mínimo de la pared del cilindro por medio de la Ecuación 3.70. Asimismo, la tolerancia a la corrosión se realizó bajo los parámetros de la Sección 3.4.3 y el valor de ST “short time” se determinó en 40  $\mu\text{m}$  y LT “long time” se estableció en 25  $\mu\text{m}$  para un grado de corrosión 5 (Ricaurte, 2016, p. 27).

$$t = \frac{907,04 \text{ psi} \times 104,17 \text{ in}}{173\,400 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 907,04 \text{ psi}} + 2,56E - 2 \text{ in} = 0,67 \text{ in} \approx 16,99 \text{ mm}$$

#### 4.3.3.6 Espesor mínimo del cabezal y fondo del reactor

El espesor mínimo para el cabezal y el fondo del reactor que son de forma de semiesfera se calcula al aplicar la Ecuación 3.71, con los datos de la Tabla 3.30.

$$t = \frac{907,04 \text{ psi} \times 104,17 \text{ in}}{2 \times 173\,400 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 907,04 \text{ psi}} = 0,32 \text{ in} \approx 8,15 \text{ mm}$$

#### 4.3.3.7 Dimensionamiento del sistema de agitación

Se calcula las dimensiones del sistema de agitación por medio de las relaciones de la Tabla 3.31. En la Tabla 4.13, se muestran las dimensiones del sistema de agitación del reactor para la reacción de carbonización hidrotérmica.

**Tabla 4.13.** Dimensiones del sistema de agitación del reactor

Dimensión del sistema de agitación	Símbolo	Magnitud [m]
Profundidad estática del líquido	$Z_L$	5,29
Diámetro del reactor	$D_T$	5,29
Diámetro del impulsor	$D_I$	1,76

**Tabla 4.14.** Dimensiones del sistema de agitación del reactor

Dimensión del sistema de agitación	Símbolo	Magnitud [m]
Distancia del impulsor al fondo del tanque	$Z_I$	1,76
Ancho del deflector	W	0,53
Diámetro del disco del impulsor	$D_d$	1,32
Longitud del disco del impulsor	l	0,44
Ancho de los álabes del impulsor	b	0,35
Altura del líquido en el reactor	H	5,96
Distancia de la punta del deflector al fondo del tanque	m	1,06

El tipo de impulsor se seleccionó en función de la viscosidad de la suspensión que se muestra en la Tabla 3.1 y equivale a  $1,18E - 4$  kg/ms y de acuerdo con la Figura 3.15, el impulsor más adecuado es del tipo hélice.

El número de Reynolds se estima con la Ecuación 3.22, y los datos se toman de la Tabla 3.26 y de la Tabla 3.27.

$$Re = \frac{(1,76 \text{ m})^2 \times \left(70 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}\right) \times 849,12 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1,18E - 4 \frac{\text{kg}}{\text{ms}}} = 26\ 080\ 286,11$$

El número de potencia se determina mediante la Tabla 3.32, que está en función del tipo de impulsor del sistema.

Para el reactor se resolvió que el impulsor adecuado para el sistema de agitación es del tipo hélice, y de acuerdo con el tipo de impulsor se selecciona el número de potencia ( $N_P$ ) de la Tabla 3.32 y se opta por un valor promedio de 0,33.

La potencia del impulsor se determina con la Ecuación 3.23, los datos se toman de la Tabla 3.27 junto con el número de potencia ya determinado, la velocidad de agitación se fijó en 70 rpm y el diámetro de la Tabla 4.13.

$$P = 0,30 \times 849,12 \frac{kg}{m^3} \times \left(70 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}\right)^3 \times (1,76 \text{ m})^5$$

$$P = 6\,831,15 \text{ W} \approx 9,16 \text{ HP}$$

Se estima una eficiencia del motor del 80 % (Lucian y Fiori, 2017, p. 14). Para determinar la potencia requerida se aplica la Ecuación 3.24.

$$P_m = \frac{9,16 \text{ HP}}{0,8} = 11,45 \text{ HP}$$

#### 4.3.3.8 Dimensionamiento del sistema de calentamiento

Para establecer las dimensiones del sistema de calentamiento del reactor se inicia el cálculo de la temperatura media logarítmica con la Ecuación 3.73.

$$\theta_m = \frac{(270 - 180) \text{ }^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{270 \text{ }^\circ\text{C}}{180 \text{ }^\circ\text{C}}\right)}$$

$$\theta_m = 221,97 \text{ }^\circ\text{C}$$

Para determinar el coeficiente global de transferencia de calor en el reactor se debe calcular el coeficiente de convección, se inicia con el cálculo del número de Prandtl que se determina con la Ecuación 3.39 y se emplea los datos de la Tabla 3.27.

$$Pr = \frac{3\,326 \frac{J}{kgK} \times 1,18E - 4 \frac{kg}{ms}}{0,644 \frac{W}{mK}} = 0,61$$

Una vez determinado el número de Prandtl se calcula el número de Nusselt por medio de la Ecuación 3.76 en la que se emplea el número de Reynolds establecido en la Sección 4.3.3.7.

$$Nu = 0,17 \times (26\,080\,286,11)^{0,67} \times (0,61)^{0,37} \times (1)^{-0,14} = 13\,181,06$$

Se despeja la Ecuación 3.75 y se determina el coeficiente de convección de calor del medio.

$$h_{int} = \frac{13\,181,06 \cdot 0,644 \frac{W}{mK}}{5,29\,m} = 1\,604,78 \frac{W}{m^2K}$$

Se establece el coeficiente global de transferencia de calor por medio de la Ecuación 3.74 en la que se emplea el coeficiente de convección de calor del medio ( $h_{int}$ ), el espesor de la plancha obtenido en la Sección 4.3.3.5 y la conductividad térmica de la plancha de acero inoxidable SA-240-316 que tiene un valor de 18,55 W/mK (Material Mundial, 2020).

$$U = \left[ \frac{1}{1\,604,78 \frac{W}{m^2K}} + \frac{1,70E - 2\,m}{18,55 \frac{W}{mK}} \right]^{-1} = 649,53 \frac{W}{m^2K}$$

El flujo calórico que se requiere para calentar la suspensión de 180 a 270 °C que se determina por la Ecuación 3.26 al emplear los datos de la Tabla 3.27 y el flujo másico obtenido mediante balance de masa que está detallado en la Sección A.II.7.

$$Q = 11,85 \frac{kg}{s} \times 3\,326,15 \frac{J}{kgK} \times (270 - 180)^\circ C = 3\,547\,668,13\,W$$

Para obtener el área de transferencia (A) se aplica la Ecuación 3.77 al reemplazar con los datos calculados.

$$A = \frac{3\,547\,668,13\,W}{649,53 \frac{W}{m^2K} \times 221,97\,^\circ C} = 24,61\,m^2$$

El área de un serpentín se determina con la Ecuación 3.78 y con los datos de la Tabla 3.33 para el diámetro externo ( $d_e$ ) y la longitud del tubo ( $L_t$ ).

$$A_{1s} = \pi \times 2,54E - 2 \text{ m} \times 7,87 \text{ m} = 0,63 \text{ m}^2$$

El número total de vueltas del serpentín se determina al aplicar la Ecuación 3.79, y al reemplazar con los datos calculados.

$$N_t = \frac{24,61 \text{ m}^2}{0,63 \text{ m}^2} = 40 \text{ vueltas}$$

El espaciamiento del serpentín a lo largo del reactor se determina con la Ecuación 3.80 en la que se emplea la altura del reactor que se encuentra detallada en la Tabla 4.12.

$$Paso = \frac{7,94 \text{ m}}{40} = 0,20 \text{ m} \approx 200,00 \text{ mm}$$

#### 4.3.4 CÁLCULOS PARA EL TANQUE FLASH O SEPARADOR

El proceso de despresurización y recuperación del vapor para recirculación hacia los intercambiadores de calor se realiza en dos etapas. En el primer tanque flash la presión desciende hasta 336,39 psi. En la segunda etapa la presión del tanque flash llega hasta 28,79 psi para que el vapor pueda fluir por las tuberías de la planta.

Para el dimensionamiento del primer tanque flash, se calcula la velocidad máxima de vapor con la Ecuación 3.81 y con los datos de la Tabla 3.34.

Para calcular la velocidad máxima de vapor, se debe iniciar con los cálculos de la Ecuación 3.84, para determinar el valor del factor X que pertenece a la Ecuación 3.83 con la que se determina el factor de recipientes verticales ( $K_v$ ). En la Ecuación 3.84 se emplean los datos detallados en la Tabla 3.34.

$$X = \ln \left[ \left( \frac{22,56}{3,48} \times \sqrt{\frac{0,73}{52,47}} \right) \right] = -0,27$$



Una vez determinado el factor X, se aplica la Ecuación 3.83, para encontrar el valor del factor para recipientes verticales,  $K_v$ .

$$K_v = \exp(-1,94 - 0,815 \times (-0,27) - 0,179 \times (-0,27)^2 - 0,0124 \times (-0,27)^3 + 0,00039 \times (-0,27)^4 + 0,00026 \times (-0,27)^5) = 0,18$$

Se calcula el factor para recipientes horizontales con la Ecuación 3.82.

$$K_h = 1,25 \times 0,18 = 0,22$$

Con el valor del factor se determina la velocidad máxima de vapor por medio de la Ecuación 3.81 y con los datos de la Tabla 3.34.

$$U_{vapor,m\acute{a}x.} = 0,22 \times \left( \frac{52,47 - 0,73}{0,73} \right)^{0,5} = 1,86 \frac{ft}{s}$$

Para determinar el área mínima del separador, se aplica la Ecuación 3.85, con los datos calculados anteriormente en conjunto con la información de la Tabla 3.34.

$$A_{min} = \frac{3,48 \frac{lb}{s}}{0,73 \frac{lb}{ft^3} \times 1,86 \frac{ft}{s}} = 2,56 ft^2 \approx 0,24 m^2$$

Se aplica la Ecuación 3.86, para encontrar el diámetro mínimo del separador con un sobredimensionamiento del 20 % (Towler y Sinnott, 2013, p. 160).

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times 2,56 ft^2}{0,2 \times \pi}} = 4,04 ft \approx 1,23 m$$

La longitud del recipiente se obtiene mediante la Ecuación 3.87; se utiliza el diámetro y el área mínimos calculados en esta sección.

$$L = \frac{375 \text{ ft}^3}{\left(\frac{\pi}{4}\right) \times (4,04 \text{ ft})^2} = 29,25 \text{ ft} \approx 8,92 \text{ m}$$

Se verifica la relación entre la longitud y el diámetro, para que se encuentren bajo los parámetros de la Sección 3.7.2.

$$\frac{L}{D} = \frac{29,25 \text{ ft}}{4,04 \text{ ft}} = 7,24 > 5$$

La relación calculada es mayor a 5 por lo que se sugiere incrementar el diámetro para que se encuentre la relación entre 3 a 5 (Towler y Sinnott, 2013, p. 160).

Se incrementa el diámetro a 5,00 ft y se vuelve a calcular la longitud del separador con la Ecuación 3.87.

$$L = 19,10 \text{ ft} \approx 5,82 \text{ m}$$

Se aplica la relación L/D para comprobar el diseño con los parámetros de la Sección 3.7.2.

$$\frac{L}{D} = \frac{19,10 \text{ ft}}{5,00 \text{ ft}} = 3,82$$

Se verifica que la relación está dentro de la relación de 3 a 5 y se continua con el diseño (Towler y Sinnott, 2013, p. 160).

#### 4.3.4.1 Presión de diseño

Se obtiene la presión de diseño del separador por medio de la Ecuación 3.67, y la Ecuación 3.68, y con los datos detallados en la Tabla 3.35. Se verifica con cuál de las dos ecuaciones se obtiene un mayor valor de presión de diseño para el tanque flash.

$$P_d = (812,25 \text{ psi} + 1,26 \text{ psi}) \times 1,1 = 894,86 \text{ psi}$$

$$P_d = 812,25 \text{ psi} + 30 \text{ psig} = 842,25 \text{ psi}$$

Con los resultados obtenidos se determina que con la Ecuación 3.67, se tiene un valor mayor para la presión de diseño y es el valor que se toma para continuar con el diseño.

#### 4.3.4.2 Temperatura de diseño

La temperatura de diseño es igual a la temperatura de operación del equipo y corresponde a la línea de saturación.

$$T_d = 220 \text{ }^\circ\text{C} \approx 493,15 \text{ K} \approx 428 \text{ }^\circ\text{F}$$

#### 4.3.4.3 Espesor mínimo de la pared del cilindro

Para determinar el espesor mínimo que requiere la pared, se interpola los datos de la Tabla 3.35 por medio de la Ecuación 4.6 para obtener el valor de la tensión máxima admisible a la temperatura de operación del equipo.

$$\text{Tensión máxima admisible} = 18,08 \text{ ksi}$$

El espesor mínimo se calcula con los datos de la Tabla 3.35 y por medio de la Ecuación 3.70. Cabe mencionar que el radio del tanque flash se tomó a partir del diámetro establecido en 5,00 ft en la Sección 4.3.4. Además, la tolerancia a la corrosión se realizó bajo los parámetros de la Sección 3.4.3 y el valor de ST “short time” se fijó en 40  $\mu\text{m}$  y LT “long time” se definió en 25  $\mu\text{m}$  para un grado de corrosión 5 (Ricaurte, 2016, p. 27).

$$t = \frac{894,86 \text{ psi} \times 30 \text{ in}}{18\,080,00 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 894,86 \text{ psi}} + 2,56E - 2 \text{ in} = 1,84 \text{ in} \approx 46,74 \text{ mm}$$

#### 4.3.4.4 Espesor del fondo y cabezal

El cabezal y el fondo del tanque presentan la misma forma semiesférica y se propone que sean elaborados del mismo material que el cilindro del tanque flash.

De tal manera que, el espesor para el cabezal y el fondo del tanque se determinan según la Ecuación 3.71 y se aplican los datos que se encuentran detallados en la Tabla 3.35. Además, el radio del cabezal y del fondo tienen el mismo valor que el radio del cilindro, por lo tanto, equivale a 5,00 ft fijado en la Sección 4.3.4.

$$t = \frac{894,86 \text{ psi} \times 30 \text{ in}}{2 \times 18\,080,00 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 894,86 \text{ psi}} = 0,88 \text{ in} \approx 22,35 \text{ mm}$$

#### 4.3.4.5 Dimensionamiento del tanque flash 2

Para la segunda etapa de despresurización de la mezcla del reactor se realiza en un tanque flash y el dimensionamiento sigue la misma metodología de diseño propuesta en la en la Sección 3.7 para la primera etapa de despresurización.

En la Tabla 4.15, se presenta un resumen de las dimensiones y la ecuación o sección aplicada a cada caso.

**Tabla 4.15.** Dimensiones del tanque flash 2

Dimensión	Símbolo	Valor	Unidades	Ecuación/ Sección
Variable X	X	-1,75	-	Ecuación 3.84 y Tabla 3.34
Factor para recipientes verticales	K <sub>v</sub>	0,37	-	Ecuación 3.83
Factor para recipientes horizontales	K <sub>h</sub>	0,46	-	Ecuación 3.82
Velocidad máxima de vapor	U <sub>vapor, máx.</sub>	13,4	ft/s	Ecuación 3.81
Área mínima	A <sub>min</sub>	3,99	ft <sup>2</sup>	Ecuación 3.85 y Tabla 3.34.
		0,37	m <sup>2</sup>	
Diámetro mínimo	D <sub>min</sub>	5,04	ft	Ecuación 3.86
		1,54	m	

**Tabla 4.15.** Dimensiones del tanque flash 2 (continuación...)

Dimensión	Símbolo	Valor	Unidades	Ecuación/ Sección
Longitud del separador	L	14,66	ft	Ecuación 3.87
		4,47	m	
Relación longitud - diámetro	L/D	2,91	-	Sección 3.7.2

La presión de diseño se calcula con los datos de la Tabla 3.35 y mediante de la aplicación de la Ecuación 3.67, y la Ecuación 3.68. El valor de la presión de diseño corresponde al mayor valor entre ambas ecuaciones.

$$P_d = (336,39 \text{ psi} + 1,06 \text{ psi}) \times 1,1 = 371,20 \text{ psi}$$

$$P_d = 336,39 \text{ psi} + 30 \text{ psig} = 366,39 \text{ psi}$$

El mayor valor de la presión de diseño se obtiene con la Ecuación 3.67 que corresponde a 371,20 psi y se toma este valor para continuar con el diseño.

La temperatura de diseño es igual a la temperatura de operación.

$$T_d = 120 \text{ }^\circ\text{C} \approx 393,15 \text{ K} \approx 248 \text{ }^\circ\text{F}$$

La tensión máxima admisible para este tanque flash se obtiene interpolando los datos de la tensión máxima admisible de la Tabla 3.35 por medio de la Ecuación 4.6.

$$\text{Tensión máxima admisible} = 19,47 \text{ ksi}$$

Con el valor de la tensión máxima admisible a la temperatura de operación del equipo se calcula el espesor mínimo de diseño con las cifras de la Tabla 3.35, y a través de la Ecuación 3.70. Además, el radio del cabezal y el fondo tienen el mismo valor que el radio del cilindro del tanque por lo que, se toma del diámetro calculado y especificado en la Tabla 4.15 .

$$t = \frac{371,16 \text{ psi} \times 29,34 \text{ in}}{19\,470,00 \text{ psi} \times 0,85 - 0,60 \times 371,16 \text{ psi}} + 5,32E - 3 = 0,67 \text{ in} \approx 17,02 \text{ mm}$$

El cabezal y el fondo presentan la misma forma semiesférica y se propone que sean elaborados del mismo material que el tanque flash, de manera que, el espesor se determina mediante la Ecuación 3.71 y con los datos detallados de la Tabla 3.35.

$$t = \frac{371,16 \text{ psi} \times 29,34 \text{ in}}{2 \times 19\,470,00 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 371,16 \text{ psi}}$$

$$t = 0,33 \text{ in} \approx 8,38 \text{ mm}$$

### 4.3.5 DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS Y TUBERÍAS

#### 4.3.5.1 Dimensionamiento de tuberías

El material seleccionado para el dimensionamiento de las tuberías se realizó bajo los lineamientos del código ASME B31.3-2010 “*Tuberías de proceso. Código ASME para tuberías a presión*” (Sinnott y Towler, 2012, p. 231).

La tubería para los servicios de agua, suspensión y vapor se seleccionó de acero al carbono de tipo ASTM A53, donde la temperatura del fluido es menor a 186 °C. Para la tubería con fluido a una temperatura mayor a 186 °C se seleccionó tubos de aleación de acero inoxidable A268, sin costura y para el transporte de vapor se seleccionó la tubería de acero inoxidable A312 sin costura (ASME B31, 2011, p. 32).

Para el dimensionamiento de las tuberías se requiere el flujo másico del fluido con el que se va a realizar el diseño, en este caso se muestra el ejemplo de cálculo para la tubería principal que fluye agua a todas las unidades de tanques de mezcla. Se inicia con la cantidad de agua que se requiere para la producción de un día y se transforma sus unidades hasta obtener la cantidad en lb/s.

$$5\,585\,140,00 \frac{kg}{día} \times \frac{1\, día}{24\, h} \times \frac{1\, h}{3\,600\, s} \times \frac{2,2\, lb}{1\, kg} = 142,21 \frac{lb}{s}$$

Para obtener la velocidad óptima del fluido se aplica la Ecuación 3.88, el flujo másico ya determinado y la densidad del fluido se toma de la Tabla 3.2. El cálculo se aplica a todas las tuberías de los diferentes servicios.

$$\bar{V}_{opt} = \frac{12 \times \left(142,21 \frac{lb}{s}\right)^{0,1}}{\left(62,26 \frac{lb}{ft^3}\right)^{0,36}} = 4,45 \, ft/s$$

El valor obtenido se compara con el rango de velocidades óptimas de la Tabla 3.36, una vez verificado el valor, se continúa con el diseño.

El diámetro de la tubería se obtiene por medio de la Ecuación 3.89, y con el valor de la velocidad óptima calculado.

$$D_t = \sqrt{\frac{4 \times 2,28 \frac{ft^3}{s}}{\pi \times \left(4,45 \frac{ft}{s}\right)}} = 0,81 \, ft \approx 9,72 \, in \approx 246,7 \, mm$$

El valor del diámetro calculado se compara con los diámetros estandarizados en la norma ASME B36.10M para acero inoxidable y en la norma ASME B36.10M para tuberías de acero al carbono.

El caudal del fluido se determina a partir del flujo másico y de la densidad, en este caso se aplica la densidad del agua de la Tabla 3.2 a 24 °C.

$$142,21 \frac{lb}{s} \times \frac{ft^3}{62,37 \, lb} = 2,28 \frac{ft^3}{s} \approx 0,065 \frac{m^3}{s}$$

Para determinar la velocidad de succión se estima un diámetro nominal NPS 12 cédula 40 con un diámetro interno de 12,75 in (323,8 mm) y se determina mediante

la Ecuación 3.90 (ASME, 2015, p. 7). El área transversal de la tubería se calcula a partir del diámetro definido en la norma ASME B36.19M “*Tubos de acero inoxidable*” (ASME B36.19, 2004, pp. 3 - 4).

$$v_s = \frac{0,065 \frac{m^3}{s}}{\pi \times \left(\frac{0,3238}{2}\right)^2 m^2} = 0,79 \frac{m}{s} \approx 2,59 \frac{ft}{s}$$

El valor obtenido para la velocidad de succión se compara con el rango de velocidades típicas de la Tabla 3.37 para bombas centrífugas que son las utilizadas para el bombeo de agua.

La velocidad de descarga se calcula con un diámetro nominal NPS 6 cédula 40, con un diámetro interno de 8,63 in (219,1 mm) y se aplica la Ecuación 3.90 (ASME, 2015, p. 7).

$$v_d = \frac{0,065 \frac{m^3}{s}}{\pi \times \left(\frac{0,2191}{2}\right)^2 m^2} = 1,72 \frac{m}{s} \approx 5,64 \frac{ft}{s}$$

El valor obtenido para la velocidad de descarga se compara con el rango de velocidades típicas de la Tabla 3.37, para bombas centrífugas que son las utilizadas para el bombeo de agua.

#### 4.3.5.2 Dimensionamiento de bombas

Para realizar el dimensionamiento de las bombas se requiere conocer la constante de accesorios que permite determinar la cabeza de pérdidas y a su vez estimar la caída de presión, de este modo, se selecciona la bomba más adecuada para el bombeo de los fluidos por la planta.

En la Tabla 4.16, se presenta la cantidad de accesorios, así como el valor de la constante para cada uno de ellos.



**Tabla 4.16.** Accesorios empleados en la tubería para transporte de agua

Sección de la tubería	Accesorio	Cantidad	K
Succión	Válvula de globo	1	10,00
	Pérdidas a la entrada de la bomba	1	0,50
	Tee estándar	1	1,80
Descarga	Válvula de retención	1	2,50
	Codo en U	6	2,20
	Tee estándar	3	1,80
	Codo de radio medio	4	0,75
	Pérdidas a la salida de la bomba	1	1,00

Fuente: (Streeter et al., 2000, p. 300)

Por otro lado, se calcula del factor de Darcy mediante la Figura 4.1; para lo cual se requiere conocer el número de Reynolds para el segmento de succión en la tubería y se realiza por medio de la Ecuación 3.93, en la que se emplean los datos detallados en la Tabla 3.2 para la densidad y la viscosidad.

$$Re_{succión} = \frac{0,79 \frac{m}{s} \times 997,29 \frac{kg}{m^3} \times 0,3238 m}{8,49E - 4 \frac{kg}{ms}}$$

$$Re_{succión} = 300\ 478,67$$

La rugosidad relativa se determina con la Ecuación 4.7 y con los parámetros descritos en la Sección 3.11.2, en la que se menciona que el valor de la rugosidad ( $\epsilon$ ) se obtiene de la Figura 4.1.

$$Rugosidad\ relativa = \frac{\epsilon}{D_s} \quad [4.8]$$

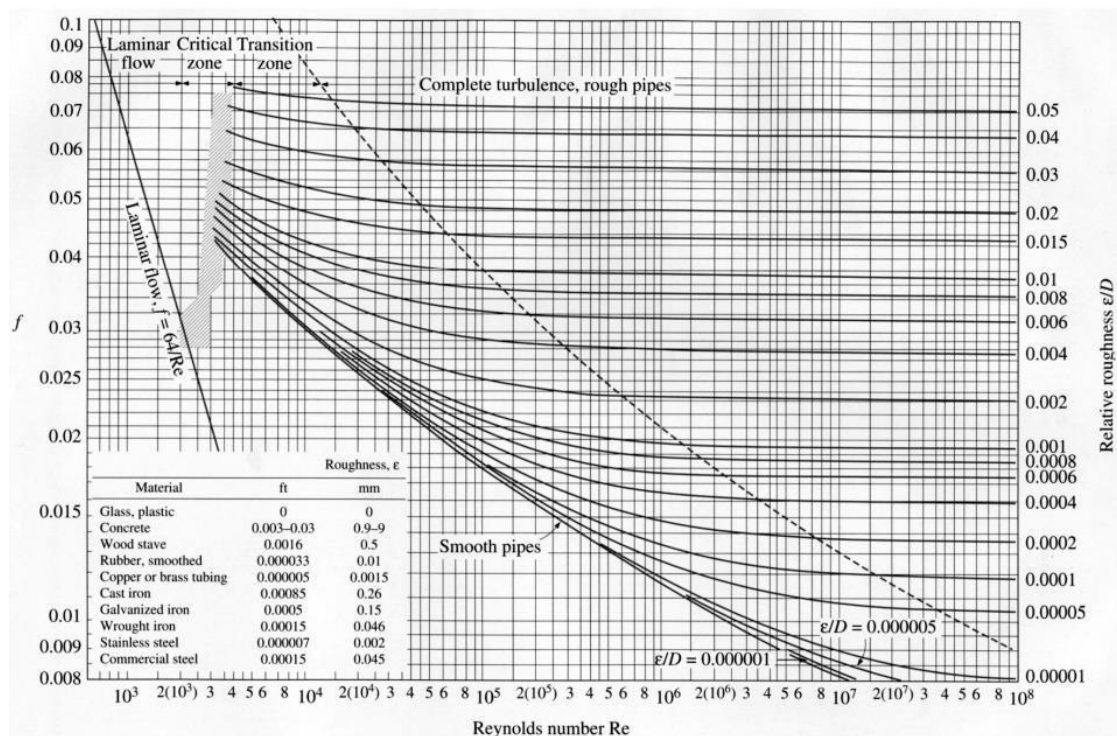
Donde:

$\epsilon$ : rugosidad del material de la tubería, mm

$D_s$ : diámetro de la tubería, mm

$$\frac{\varepsilon}{D_s} = \frac{0,045 \text{ mm}}{323,8 \text{ mm}} = 1,39E - 4$$

Con el número de Reynolds calculado y el valor de la rugosidad relativa se utiliza el diagrama de Moody de la Figura 4.1 y se obtiene el factor de Darcy (f) que para la tubería de succión es de 0,0155. Se determina la cabeza de pérdidas con la Ecuación 3.92.



**Figura 4.1.** Diagrama de Moody para la fricción de tuberías con paredes lisas y rugosas  
Fuente: (Streeter et al., 2000, p. 293)

Para determinar la cabeza de pérdidas para la tubería de succión se considera una longitud de tubería de 20,00 m que se relaciona con la disponibilidad del espacio físico en planta.

$$hf_{succión} = 0,0155 \times \frac{20\,000 \text{ mm}}{323,8 \text{ mm}} \times \frac{(0,79)^2 \frac{m^2}{s^2}}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2}}$$

$$hf_{succión} = 0,03 \text{ m}$$

Para el tramo de descarga de la tubería se calcula el número de Reynolds con la Ecuación 3.93 en la que se emplea la densidad y viscosidad de la Tabla 3.2 y los parámetros ya determinados.

$$Re_{descarga} = \frac{1,72 \frac{m}{s} \times 997,29 \frac{kg}{m^3} \times 0,2191 m}{8,49E - 4 \frac{kg}{ms}} = 442\,670,46$$

La relación de rugosidad relativa mediante la Ecuación 4.7 y con los parámetros descritos en la Sección 3.11.2 en la que se menciona que el valor de la rugosidad ( $\epsilon$ ) se obtiene de la Figura 4.1.

$$\frac{\epsilon}{D_s} = \frac{0,045 mm}{219,1 mm} = 2,05E - 4$$

Por medio del diagrama de Moody de la Figura 4.1 se determina el factor de Darcy ( $f$ ) y es igual a 0,016.

La cabeza de pérdidas se estima con la Ecuación 3.92. Se considera una longitud de tubería de descarga de 55,30 m; que corresponde a la distancia que recorre el fluido para alimentar todas las unidades de tanques de mezcla de la planta.

$$hf_{descarga} = 0,016 \times \frac{55\,300 mm}{219,1 mm} \times \frac{(1,72)^2 \frac{m^2}{s^2}}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2}} = 0,61 m$$

La cabeza de la bomba se determina por medio de la Ecuación 3.91; de modo que, se utilizan los valores de las velocidades calculadas en esta sección para la variación de velocidad ( $\Delta v^2$ ) tanto para el tramo de succión como el de descarga, se propone una variación de altura ( $\Delta z$ ) de 3,00 m; la cabeza de pérdidas de succión ( $hf_{succión}$ ) equivale a 0,03 m; la cabeza de pérdidas de descarga ( $hf_{descarga}$ ) tiene un valor de 0,61 m y las equivalencias de la constante de accesorios ( $k$ ) se muestran en la Tabla 4.16.

$$\begin{aligned}
 H_B = & \frac{(1,72)^2 - (0,79)^2 \frac{m^2}{s^2}}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2}} + (3,00 - 0) m + 0,03 m + 0,61 m \\
 & + (10,00 + 0,50 + 1,80) \times \frac{(0,79)^2 \frac{m^2}{s^2}}{2 \cdot 9,81 \frac{m}{s^2}} \\
 & + (2,50 + 6 \times 2,20 + 3 \times 1,80 + 4 \times 0,75 + 1,00) \times \frac{(1,72)^2 \frac{m^2}{s^2}}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2}}
 \end{aligned}$$

$$H_B = 7,93 m$$

La potencia de la bomba se obtiene por medio de la Ecuación 3.94, junto con el valor del caudal determinado en la Sección 4.3.5.1, la densidad se toma de la Tabla 3.2 para una temperatura del agua de 24 °C y la cabeza de la bomba determinada en este apartado.

$$P_{bomba} = 0,065 \frac{m^3}{s} \times 997,29 \frac{kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times 7,93 m = 5\,042,81 W$$

La potencia requerida se determina aplicando la Ecuación 3.97; por lo cual, se establece un factor de seguridad del 30 % y una eficiencia de la bomba del 40 % (Lucian y Fiori, 2017, p. 15).

$$P_{BR} = \frac{5\,042,81 W \times 1,30}{0,4} = 16\,398,13 W \approx 21,98 HP$$

Para determinar la altura dinámica total (TDH) se requiere el valor de la presión de succión y descarga que se obtiene con la Ecuación 3.96. Sin embargo, es preciso conocer el valor del cabezal estático ( $\Delta H_s$ ) y las pérdidas por fricción y accesorios ( $\Delta H_f$ ).

Se calcula el cabezal estático de succión mediante la Ecuación 3.97. Para el cabezal estático de succión se considera la longitud de la tubería antes de la

bomba. La densidad es la del fluido que en este caso se transporta agua y tiene un valor de 62,26 lb/ft<sup>3</sup>.

Para el tramo de succión de tubería se aplica una longitud de 20 m .

$$\Delta H_{ss} = 62,26 \frac{lb}{ft^3} \times \frac{1 ft^3}{(12)^3 in^3} \times 20 m \times \frac{1 in}{0,0254 m}$$

$$\Delta H_{ss} = 28,37 psi \approx 195 612,20 Pa$$

En el tramo de descarga de la tubería el cabezal estático de descarga es equivalente a la altura de descarga de todas las unidades de tanque de mezcla por lo que se aplica la Ecuación 4.9.

$$H_{Td} = H \times n \quad [4.9]$$

Donde:

H<sub>Td</sub>: altura total de descarga, m

H: altura del tanque, m

n: número de tanques

Se aplica la Ecuación 4.9 para determinar la altura total de descarga que permite obtener el cabezal estático de descarga por medio de la Ecuación 3.97.

$$H_{Td} = 5,48 m \times 6 unidades = 43,62 m$$

$$\Delta H_{sd} = 62,26 \frac{lb}{ft^3} \times \frac{1 ft^3}{(12)^3 in^3} \times 43,62 m \times \frac{1 in}{0,0254 m} = 61,88 psi \approx 426 630,20 Pa$$

Para el tramo de succión de la tubería se toma la velocidad de succión calculada en la Sección 4.3.5.1, la cabeza de pérdidas (hf<sub>succión</sub>) corresponde al valor calculado en este apartado, el valor de la densidad equivale a 62,26 lb/ft<sup>3</sup> y las

constantes de accesorios se toman de la Tabla 4.16, de manera que se aplica la Ecuación 3.98 para obtener las pérdidas en la tubería de succión.

$$\Delta H_{fs} = \left( 0,03 \text{ m} + (1,8 + 0,5 + 10,0) \times \frac{(0,79)^2}{2 \times 9,81} \right) \text{ m} \times \frac{1 \text{ in}}{0,0254 \text{ m}} \times 62,26 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \\ \times \frac{1 \text{ ft}^3}{(12)^3 \text{ in}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,60 \text{ psi} \approx 4 \text{ 137,00 Pa}$$

Para el trayecto de descarga de la tubería se toma el valor de cabeza de pérdidas ( $hf_{descarga}$ ) obtenido en esta sección, la velocidad del fluido en la zona de descarga se obtuvo en la Sección 4.3.5.1 y el valor de la constante de accesorios se describe en la Tabla 4.16, con estos datos se aplica la Ecuación 3.98 para obtener las pérdidas en la tubería de descarga.

$$\Delta H_{fd} = \left( 0,61 \text{ m} + (2,50 + 6 \times 2,20 + 3 \times 1,80 + 4 \times 0,75 + 1,00) \times \frac{(1,72)^2}{2 \times 9,81} \right) \text{ m} \\ \times \frac{1 \text{ in}}{0,0254 \text{ m}} \times 62,26 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{(12)^3 \text{ in}^3}$$

$$\Delta H_{fd} = 6,23 \text{ psi} \approx 42 \text{ 955,85 Pa}$$

Con los datos calculados se reemplazan en la Ecuación 3.96, para obtener la presión de succión y de descarga.

Para la presión de succión se reemplaza los datos obtenidos para la cabeza estática de succión ( $\Delta H_{ss}$ ) y la cabeza de pérdidas por fricción y accesorios para el tramo de succión ( $\Delta H_{fs}$ ).

$$P_s = 28,37 - 0,60$$

$$P_s = 27,77 \text{ psi} \approx 191 \text{ 475,20 Pa}$$

Para la presión de descarga se reemplaza los datos obtenidos para la cabeza estática de descarga ( $\Delta H_{sd}$ ) y la cabeza de pérdidas por fricción y accesorios para la tubería de descarga ( $\Delta H_{f_{sd}}$ ).

$$P_d = 61,88 - 6,23 = 55,65 \text{ psi} \approx 383\,674,35 \text{ Pa}$$

El TDH se determina por medio de la Ecuación 3.101, con los resultados obtenidos de la presión de succión ( $P_s$ ) y de descarga ( $P_d$ ).

$$TDH = 55,65 - 27,77 = 27,88 \text{ psi} \approx 192\,199,15 \text{ Pa}$$

#### **4.4 SELECCIÓN DE EQUIPOS**

En este apartado se describen los equipos seleccionados por catálogo. Los equipos principales que se seleccionaron por catálogo son: molino de martillos, tamiz, decantador centrífugo, secador y peletizadora. Para el caso del molino de martillos, el tamiz y las bombas fue necesario realizar un dimensionamiento previo.

El criterio de selección para el molino y el tamiz fue el área de cribado para garantizar el tamaño de partícula estándar de 0,5 mm; que se detallan en la Sección A.III.1. El filtro decantador se seleccionó en función del flujo volumétrico de alimentación que se detalla en la Sección A.III.2. Para la selección del secador se consideró la capacidad del volumen de aire que requiere este proceso y se especifica en la Sección A.III.3. La peletizadora se seleccionó de acuerdo con la capacidad del flujo de biocarbón que ingresa al equipo y se obtuvo por medio del balance de masa que se muestra en la Sección A.II.12.

#### **4.5 HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES**

En esta sección se detallan las hojas de especificación que muestran las características y dimensiones de los equipos principales. Se muestra el principio de funcionamiento de cada equipo para la producción de biocarbón con cáscaras de cacao a través de la reacción de carbonización hidrotérmica.

En la Tabla 4.17 se especifican las características para el tanque de mezcla de la biomasa con el agua a una temperatura de 24 °C. En la Tabla 4.18 se muestra la hoja de especificación para el intercambiador de calor 1 y en la Tabla 4.19 se detallan las especificaciones para el intercambiador de calor 2. En la Tabla 4.20 se establecen las características principales del reactor HTC para desarrollar la reacción de carbonización hidrotérmica. En la Tabla 4.21 se fijan las características de operación y diseño del tanque flash 1 y en la Tabla 4.22 se especifican las características para el tanque flash 2, además se indica el número de unidades para cada equipo y el material sugerido para el diseño.



**Tabla 4.17.** Hoja de especificación para el tanque de mezcla de la biomasa y el agua

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 1</b>			
<b>Nombre del equipo:</b> Tanque de mezcla			
<b>Norma utilizada para el diseño:</b> Norma API 650		<b>Material de diseño:</b> Acero al carbono A36M	
<b>Nombre del fabricante:</b> COTECNO		<b>Modelo:</b>	<b>Número de unidades:</b> 6
<b>Dimensiones del equipo</b>		<b>Parámetros de diseño</b>	
<b>Volumen del tanque [m<sup>3</sup>]</b>	85,04	<b>Presión interna [atm]</b>	1
<b>Altura del tanque [mm]</b>	4 770,00	<b>Presión externa [atm]</b>	1
<b>Diámetro del tanque [mm]</b>	4 760,00	<b>Eficiencia de las juntas:</b>	0,85
<b>Altura de la base [mm]</b>	6 302,00	<b>Tensión máxima admisible [MPa]</b>	160
<b>Tipo de techo</b>	Sin techo	<b>Temperatura máxima [°C]</b>	70
<b>Tipo de fondo</b>	Toriesfércio	<b>Temperatura de operación [°C]</b>	24
<b>Tipo de agitador</b>	Turbina	<b>Velocidad de corrosión en los primeros 10 años de funcionamiento [µm/año]</b>	40
<b>Velocidad del agitador [rpm]</b>	70	<b>Principio de funcionamiento:</b> Se alimenta la biomasa y agua al tanque hasta conseguir una proporción de 1:10, posteriormente se enciende el sistema de agitación para mantener homogeneizada la mezcla	
<b>Diámetro del agitador [mm]</b>	1 190,00		
<b>Longitud del agitador [mm]</b>	1 190,00		
<b>Modo de operación:</b> Continuo	<b>Esquema:</b> 		

Tabla 4.18. Hoja de especificación del intercambiador de calor 1

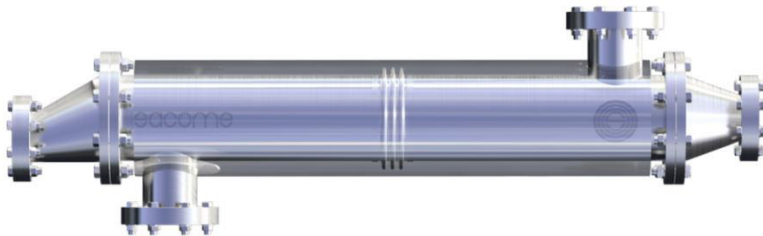
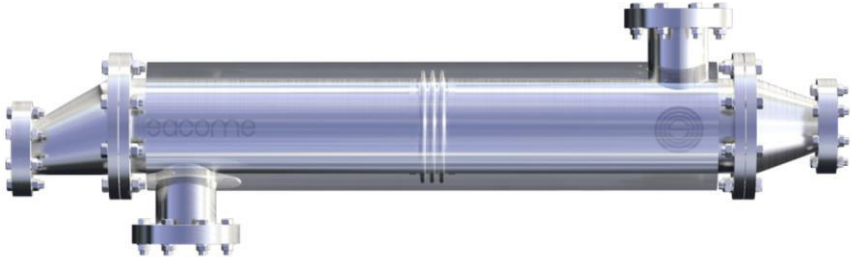
HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 2				
Nombre del equipo: Intercambiador de calor 1				
Denominación Equipo	Intercambiador de carcasa y tubo		Norma utilizada para el diseño:	Cod. ASME Sec. VIII Div. 1
Nombre del fabricante: SACOME			Área [m <sup>2</sup> ]:	234,23
Función:	Precalentamiento de la biomasa, etapa 1		Número de unidades:	6
Material construcción	Acero kalmado KCS, A333 M		Configuración:	1 carcasa con conexión 1 serie
Datos de operación				
Localización del fluido	Tubos		Carcasa	
Fluido	Suspensión de biomasa		Vapor de agua	
Flujo de alimentación [kg/s]	11,85		1,70	
Temperatura de operación [°C]	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fase vapor [°C]	-	-	120	-
Fase líquida [°C]	24	100	-	120
Parámetros de diseño				
Número de pasos	8		1	
Posicionamiento carcasa	Horizontal			
Tubos	ID [mm]	OD [mm]	Longitud [mm]	Paso [mm]
Número	802	12,20	19,05	4 880,00
Carcasa	ID [mm]	890,00	[ODmm]	902,90
Modo de operación: Continuo	<b>Principio de funcionamiento:</b> El intercambiador de calor posee líneas paralelas por el que fluye los fluidos a diferentes temperaturas. Los fluidos están separados por una lámina con la capacidad de transferir calor. El intercambio de calor sucede por la diferencia de temperatura que presentan los fluidos.			
Esquema:				
				

Tabla 4.19. Hoja de especificación del intercambiador de calor 2

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 3</b>				
<b>Nombre del equipo:</b> Intercambiador de calor 2				
<b>Denominación Equipo</b>	Intercambiador de carcasa y tubo		<b>Norma utilizada para el diseño:</b>	Cod. ASME Sec. VIII Div. 1
<b>Nombre del fabricante:</b> SACOME			<b>Área [m<sup>2</sup>]:</b>	29,19
<b>Función:</b>	Precalentamiento de la biomasa, etapa 2		<b>Número de unidades:</b>	6
<b>Material construcción</b>	Acero kalmado KCS, A333 M		<b>Configuración:</b>	1 carcasa con conexión 1 serie
<b>Datos de operación</b>				
<b>Localización del fluido</b>	<b>Tubos</b>		<b>Carcasa</b>	
<b>Fluido</b>	Suspensión de biomasa		Vapor de agua	
<b>Flujo de alimentación [kg/s]</b>	11,85		1,58	
<b>Temperatura de operación [°C]</b>	<b>Entrada</b>	<b>Salida</b>	<b>Entrada</b>	<b>Salida</b>
<b>Fase vapor</b>	-	-	220	-
<b>Fase líquida</b>	100	180	-	220
<b>Parámetros de diseño</b>				
<b>Número de pasos</b>	4		2	
<b>Posicionamiento carcasa</b>	Horizontal			
<b>Tubos</b>	<b>ID [mm]</b>	<b>OD [mm]</b>	<b>Longitud [mm]</b>	<b>Paso [mm]</b>
<b>Número</b>	160	14,22	19,05	3 048,00
<b>Carcasa</b>	<b>ID [mm]</b>	528,00	<b>[ODmm]</b>	540,90
<b>Modo de Operación:</b> Continuo	<b>Principio de funcionamiento:</b> El intercambiador de calor posee líneas paralelas por el que fluye los fluidos a diferentes temperaturas. Los fluidos están separados por una lámina con la capacidad de transferir calor. El intercambio de calor sucede por la diferencia de temperatura que presentan los fluidos.			
<b>Esquema:</b>				
				

**Tabla 4.20.** Hoja de especificación para el reactor de carbonización hidrotérmica



<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 4</b>			
<b>Nombre del equipo:</b> Reactor HTC			
<b>Norma utilizada para el diseño:</b> Cod. ASME Sec. VIII Div. 1		<b>Material de diseño:</b> Acero inoxidable SA-240-304	
<b>Nombre del fabricante:</b> Zhejiang L&B Machinery Co., Ltd.		<b>Número de unidades:</b> 6	
<b>Dimensiones del equipo</b>		<b>Parámetros de diseño</b>	
<b>Volumen del reactor [m<sup>3</sup>]</b>	170,08	<b>Presión diseño [Pa]</b>	6,25E+6
<b>Altura del reactor [mm]</b>	5 960,00	<b>Temperatura máxima [°C]</b>	270
<b>Diámetro del reactor [mm]</b>	5 290,00	<b>Eficiencia de las juntas</b>	0,85
<b>Altura de la base [mm]</b>	7 940,00	<b>Tensión máxima admisible del cilindro [Pa]</b>	1,20E+9
<b>Tipo de techo</b>	Semiesférico	<b>Tensión máxima admisible del techo [Pa]</b>	1,20E+9
<b>Tipo de fondo:</b>	Semiesférico	<b>Tensión máxima admisible del fondo [Pa]</b>	1,20E+9
<b>Tipo de agitador:</b>	Hélice	<b>Velocidad de corrosión en los primeros 10 años de funcionamiento [µm/año]</b>	40,00
<b>Velocidad del agitador [rpm]</b>	70	<b>Área del serpentín [m<sup>2</sup>]</b>	24,61
<b>Diámetro del agitador [mm]</b>	1 760,00	<b>Número de vueltas del serpentín:</b>	40
<b>Longitud del agitador [mm]</b>	1 760,00	<b>Paso del serpentín [mm]</b>	200,00
<b>Modo de operación:</b> Discontinuo/batch		<p><b>Principio de funcionamiento:</b> La suspensión ingresa al reactor y se eleva la presión y temperatura. El agua sirve como solvente de la materia orgánica (celulosa, hemicelulosa y lignina) permitiendo la formación de hidrocarbón, líquidos orgánicos y gases.</p> <p><b>Esquema:</b></p> 	

Tabla 4.21. Hoja de especificación del tanque flash 1

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 5</b>			
<b>Nombre del equipo: Tanque Flash 1</b>			
<b>Norma utilizada para el diseño:</b> Cod. ASME Sec. VIII Div. 1		<b>Material de diseño:</b> Acero inoxidable SA-240-304	
<b>Nombre del fabricante: PZEM</b>		<b>Modelo:</b>	<b>Número de unidades: 6</b>
<b>Dimensiones del equipo</b>		<b>Parámetros de diseño</b>	
<b>Área mínima del equipo [m<sup>2</sup>]</b>	0,24	<b>Presión diseño [Pa]</b>	5,60E+6
<b>Diámetro del equipo [mm]</b>	1 520,00	<b>Temperatura de diseño [°C]</b>	220
<b>Longitud del equipo [mm]</b>	5 820,00	<b>Eficiencia de las juntas</b>	0,85
<b>Altura del equipo [mm]</b>	1 140,00	<b>Tensión máxima admisible del cilindro [Pa]</b>	1,25E+8
<b>Tipo de techo</b>	Semiesférico	<b>Tensión máxima admisible del techo [Pa]</b>	1,25E+8
<b>Tipo de fondo</b>	Semiesférico	<b>Tensión máxima admisible del fondo [Pa]</b>	1,25E+8
<b>Velocidad máxima de vapor [m/s]</b>	0,57	<b>Velocidad de corrosión en los primeros 10 años de funcionamiento [µm/año]</b>	40
<b>Modo de operación:</b> Discontinuo/Batch		<b>Principio de funcionamiento:</b> Es un destilador flash, y es un tambor de destilación que aplica el cambio de fase súbita para la separación vapor-líquido de la mezcla. Además, disminuye la presión y la temperatura del fluido.	
		<b>Esquema:</b> 	

Tabla 4.22. Hoja de especificación del tanque flash 2

HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 6			
Nombre del equipo: Tanque Flash 2			
Norma utilizada para el diseño: Cod. ASME Sec. VIII Div. 1		Material de diseño: Acero inoxidable SA-240-304	
Nombre del fabricante: PZEM		Modelo:	Número de unidades: 6
Dimensiones del equipo		Parámetros de diseño	
Área mínima del equipo [m <sup>2</sup> ]	0,37	Presión diseño [Pa]	2,32E+6
Diámetro del equipo [mm]	1 540,00 mm	Temperatura de diseño [°C]	248
Longitud del equipo [mm]	4 470,00 mm	Eficiencia de las juntas	0,85
Altura del equipo [mm]	1 150,00 mm	Tensión máxima admisible del cilindro [Pa]	1,34E+8
Tipo de techo	Semiesférico	Tensión máxima admisible del techo [Pa]	1,34E+8
Tipo de fondo	Semiesférico	Tensión máxima admisible del fondo [Pa]	1,34E+8
Velocidad máxima de vapor [m/s]	4,08	Velocidad de corrosión en los primeros 10 años de funcionamiento [µm/año]	40
Modo de operación: Discontinuo/Batch	<p><b>Principio de funcionamiento:</b> Es un destilador flash, y es un tambor de destilación que aplica el cambio de fase súbita para la separación vapor-líquido de la mezcla. Además, disminuye la presión y la temperatura del fluido.</p>		
	<p><b>Esquema:</b></p> 		

## 4.6 PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

Se planificó la producción de biocarbón por medio de la implementación del diagrama de Gantt, en este diagrama se desarrolla un cronograma de las actividades que permiten visualizar las actividades en que se están utilizando, los recursos y su duración, además evita períodos ociosos e innecesarios, esta programación se efectúa mediante barras (Celma, 2004, p. 106; Hinojosa, 2018 p. 1).

En el diagrama de Gantt se muestra el detalle de cada operación unitaria y el tiempo de duración de cada actividad en simetría o no con otras actividades, además del número de semilotes en el que se divide la producción diaria (Celma, 2004, p. 106).

Dentro de la gráfica se detalla un eje horizontal en el que se muestra una escala de tiempo específica en la unidad más apropiada al trabajo que, para la producción de biocarbón se consideró un período de duración en horas; el eje vertical muestra las actividades a desarrollarse que, en este caso se dividió de acuerdo con las operaciones unitarias requeridas en el proceso, a cada actividad le corresponde un segmento que refleja la duración de la actividad (Hinojosa, 2018, p. 1).

La operación de la planta es semicontinua en una jornada laboral de 24 h de manera que, se subdividió la producción en 6 lotes para cumplir con la demanda de producción diaria.

En la Figura 4.2 se muestra el diagrama de Gantt en el que se considera un único lote para los procesos de molienda y tamizado, ya que estas actividades se realizan una vez al día debido a la capacidad de los equipos. El primer lote inicia en la zona de mezclado de la biomasa con agua a partir de la 1:00 am con un tiempo de duración de 2 horas y termina la producción del primer lote en la etapa de peletización a las 23:00 pm. El segundo lote inicia cuatro horas después del inicio del primer lote, y bajo esta modalidad se trabaja con los demás lotes restantes.

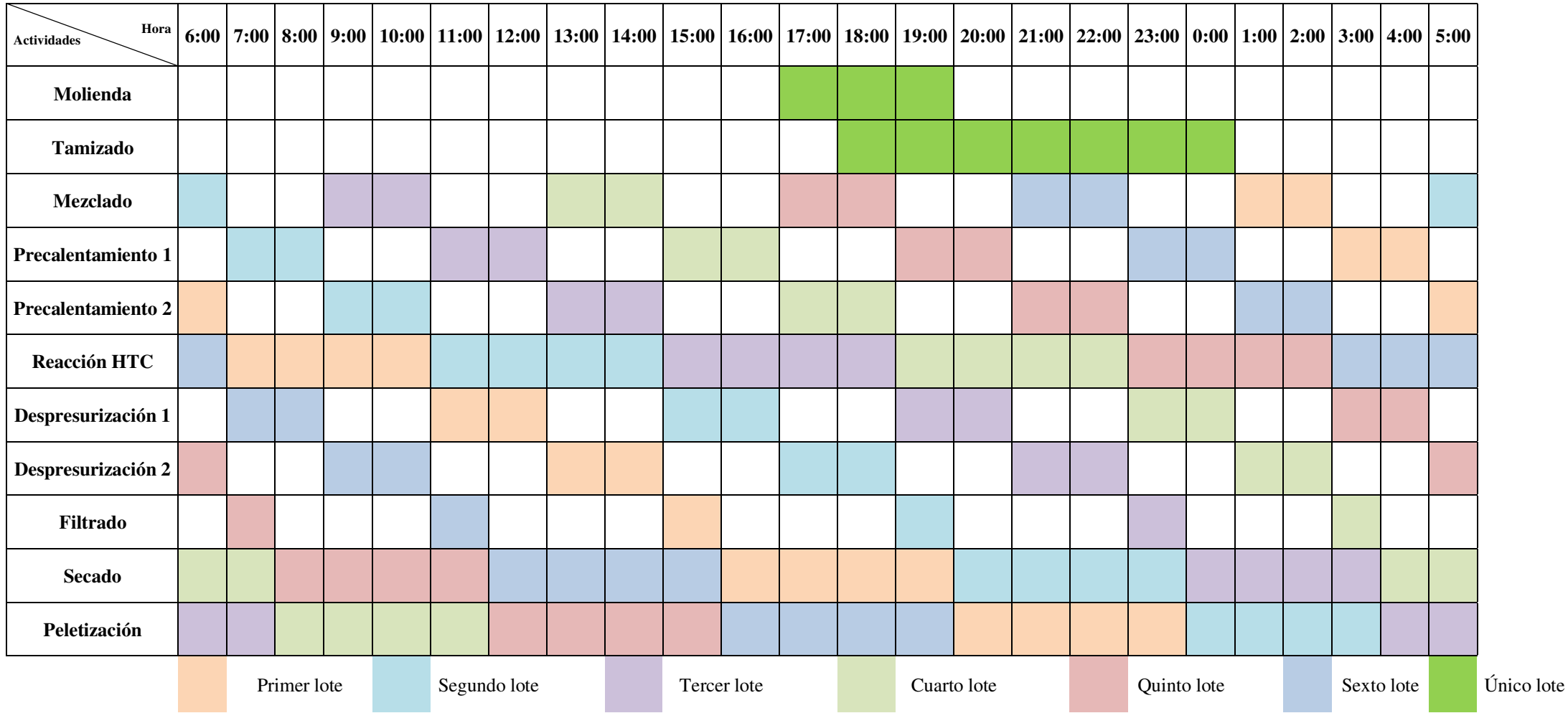


Figura 4.2. Diagrama de Gantt para la producción diaria de biocarbón.



#### 4.7 DIAGRAMA DE BLOQUES (BPD)

El diagrama de bloques forma parte de los documentos de ingeniería fundamentales para la implementación de una planta de procesos constituyendo la base para desarrollar el diagrama de flujo de proceso y los diagramas P&ID (Steehan, 2005, p. 182). El diagrama de bloques consiste en representar en cada bloque una operación unitaria, se dispone de izquierda a derecha en el orden del flujo del proceso y/o flujo por gravedad, los flujos líquidos salen del bloque por la parte inferior, y para los flujos gaseosos por la parte superior del bloque (Sutton, 2017, p. 13).

En la Figura 4.3 se muestra el diagrama de bloques desarrollado a partir del balance de masa general realizado para la obtención de biocarbón, el proceso inicia con la recepción de 558 510,00 kg/día de cáscaras de cacao que luego pasan a molienda para obtener un tamaño de partícula igual o menor a 0,5 mm; este tamaño de partícula se asegura en el tamizado, si el tamaño de partícula es superior a las dimensiones requeridas, se recircula a molienda.

Luego del tamizado se alimenta agua para formar la suspensión en una relación másica de biomasa – agua de 1:10 con un flujo másico de 6 143 610,00 kg/día; se precalienta la biomasa hasta 180 °C con vapor recirculado que procede de la zona de despresurización.

La suspensión ingresa al reactor HTC para llevar a cabo la reacción de carbonización hidrotérmica y se transforma en biocarbón, la mezcla resultante equivale a 6 135 236,07 kg/día que ingresa a los despresurizadores para recuperar el vapor saturado, la mezcla sin vapor equivale a 4 875 524,07 kg/día que ingresa a los filtros decantadores para recuperar el biocarbón húmedo que corresponde a 87 880,32 kg/día .

El biocarbón húmedo es secado con aire y se tiene una producción de biocarbón de 47 761,04 kg/día. Por otro lado, la fracción líquida es recuperada y recirculada al proceso.

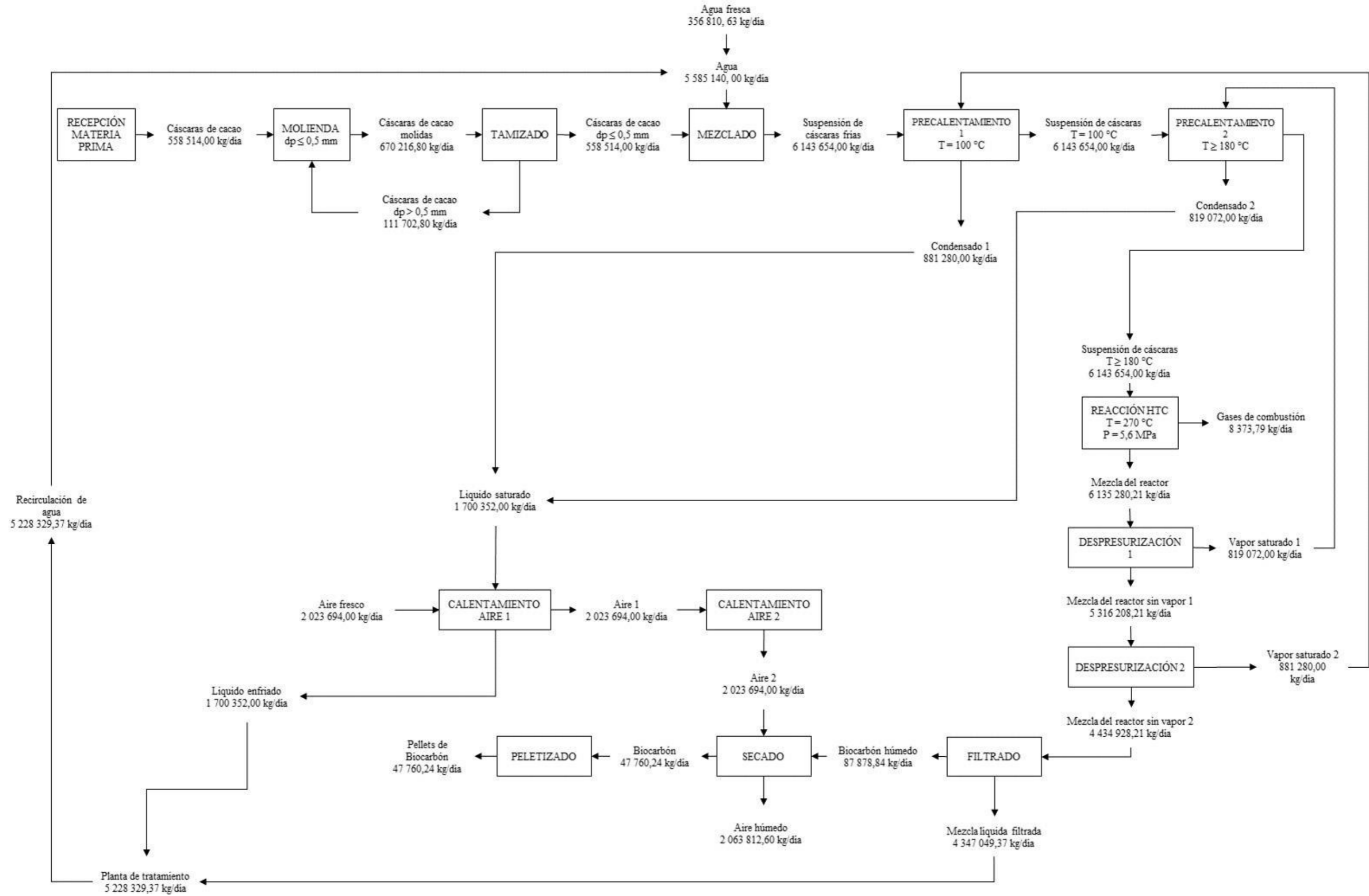


Figura. 4.3. Diagrama de bloques (BPD) para la obtención de biocarbón a partir de cáscaras de cacao mediante carbonización hidrotérmica

## 4.8 DIAGRAMA PFD DE LA PLANTA

El diagrama “*Process Flow Diagrams*” (PFD, por sus siglas en inglés) tiene un grado de importancia mayor al diagrama de bloques BPD. Un diagrama PFD contiene toda la información del proceso con respecto a todos los flujos involucrados, ya que se incluyen caudales, composiciones químicas, fases de los flujos, temperaturas, presiones, viscosidades, conductividades térmicas y calores específicos. Dentro de un PFD se muestran los principales sistemas de control sin mostrar el detalle de los instrumentos (Steeman, 2005, p. 183).

En un diagrama PFD se debe especificar las direcciones del flujo del proceso, los equipos principales, las líneas de derivación y circulación, las válvulas de control y válvulas de bloqueo críticas para el proceso, además de las conexiones entre sistemas situados en otros PFD. Los PFD se utilizan previo a la construcción de la infraestructura, posterior a esta etapa no son muy útiles visto que, resulta un diagrama complejo para obtener una visión clara y breve del proceso, su aplicación es limitada ya que tampoco contiene información mecánica que pueda ser útil para el personal de operación o mantenimiento (Steeman, 2005, p. 184).

El desarrollo de los diagramas PFD sobre la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao se divide en tres esquemas para una mejor visualización del proceso. El primer diagrama se desarrolla desde la molienda de materia prima hasta el segundo proceso de precalentamiento de la biomasa que se muestra en la Figura 4.4; el segundo diagrama se presenta en la Figura 4.5 y se realiza desde el bombeo de la biomasa hacia el reactor hasta la segunda etapa de despresurización; el tercer diagrama PFD se puede observar en la Figura 4.6 que se elabora desde el filtro decantador hasta obtener los pellets de biocarbón, en este diagrama también consta el proceso de calentamiento del aire para el secado del biocarbón

En la Figura 4.7 se muestra la nomenclatura utilizada para los equipos y para las líneas de proceso, así como también la simbología empleada en cada diagrama PFD.

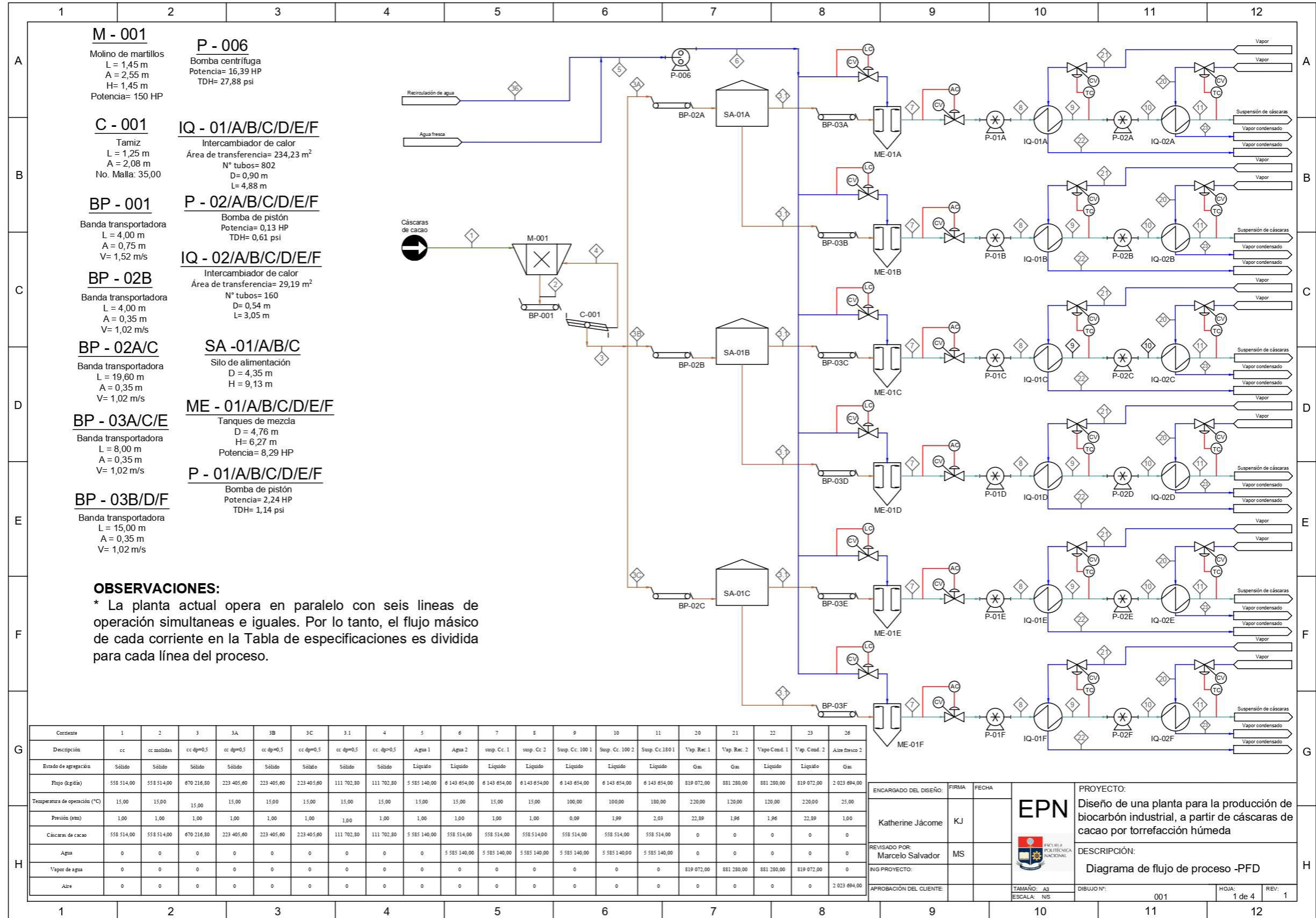


Figura 4.4. Diagrama PFD de la planta para la producción de biocarbón. Plano 1

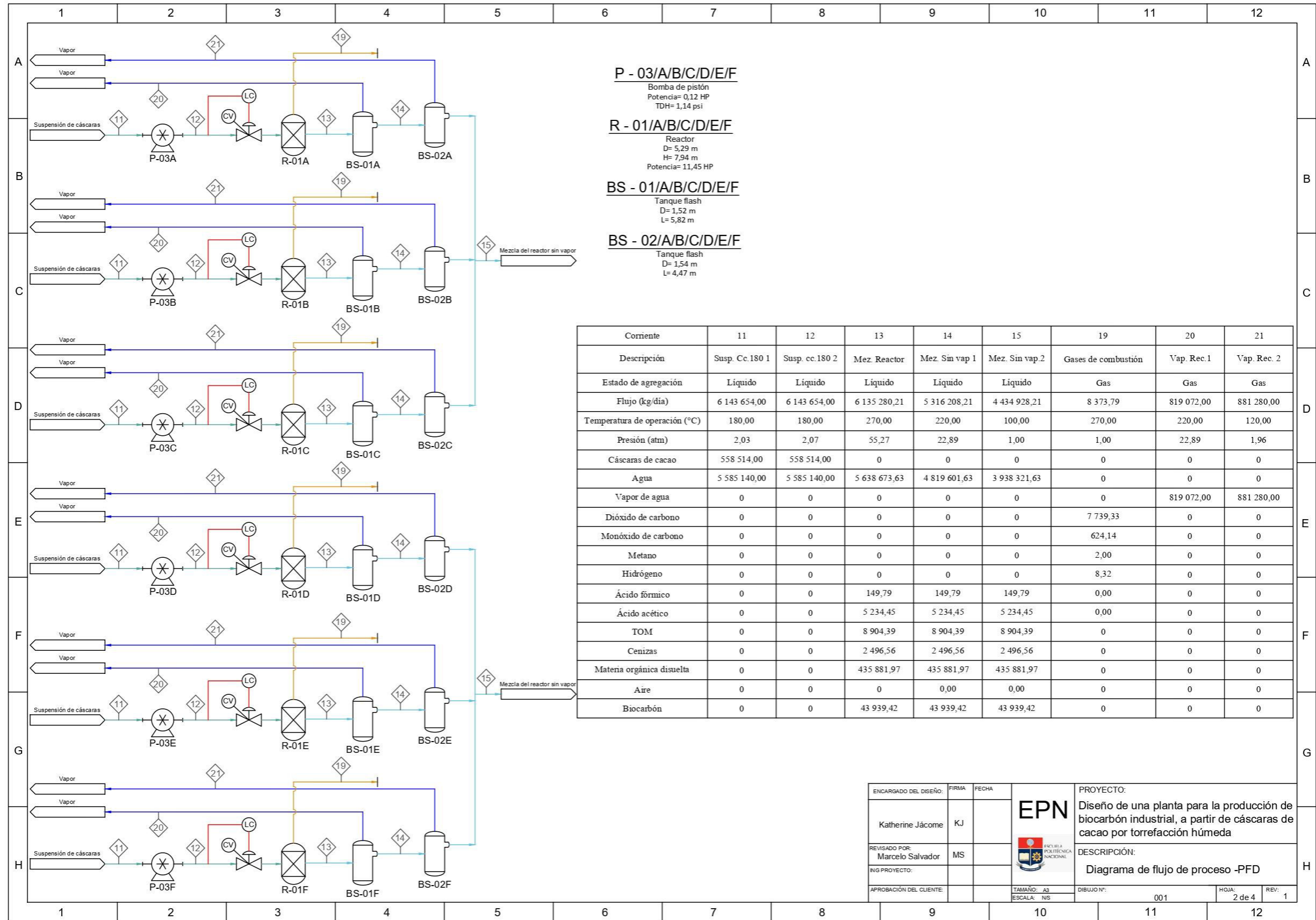


Figura 4.5. Diagrama PFD de la planta para la producción de biocarbón. Plano 2

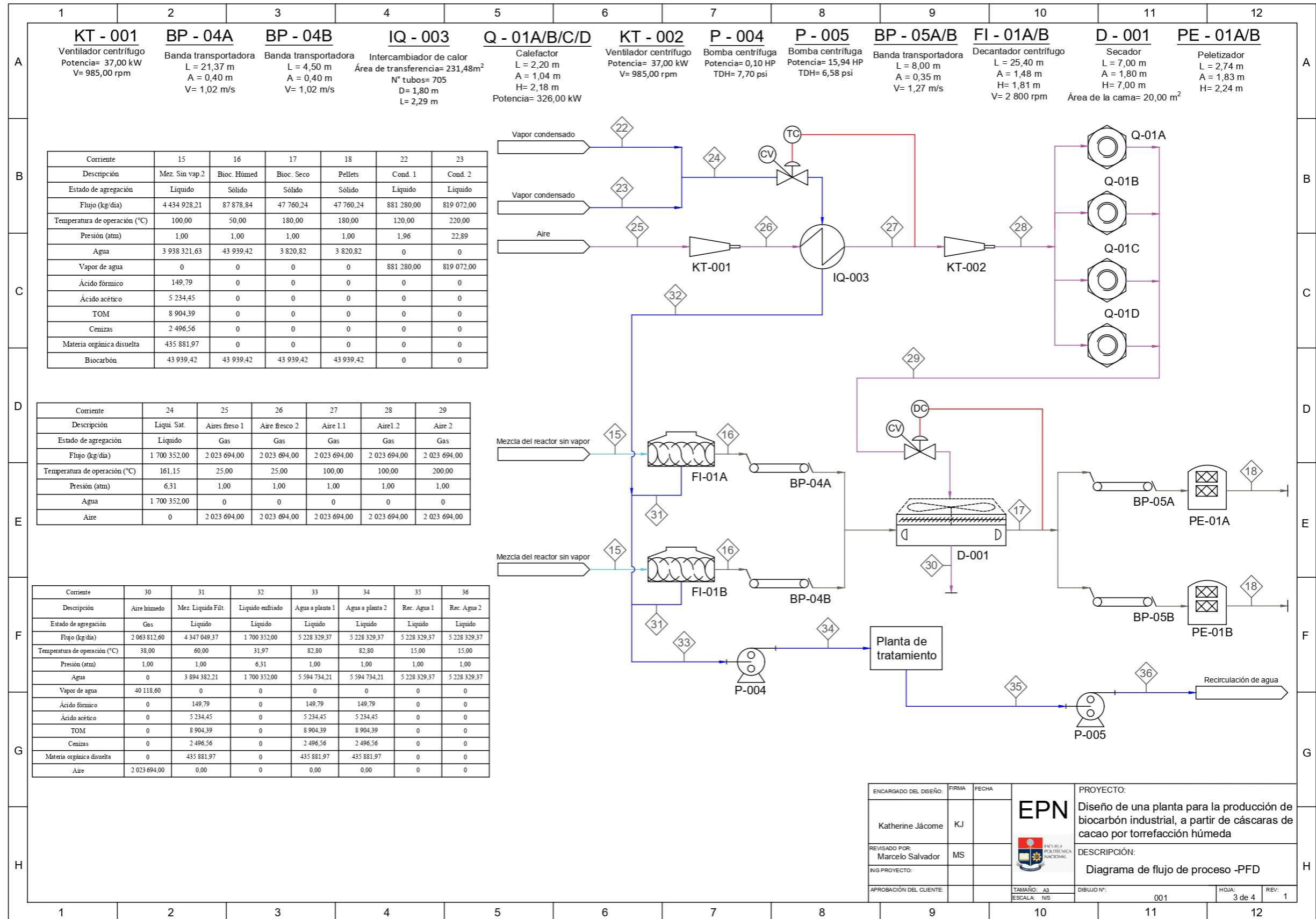


Figura 4.6. Diagrama PFD de la planta para la producción de biocarbón. Plano 3

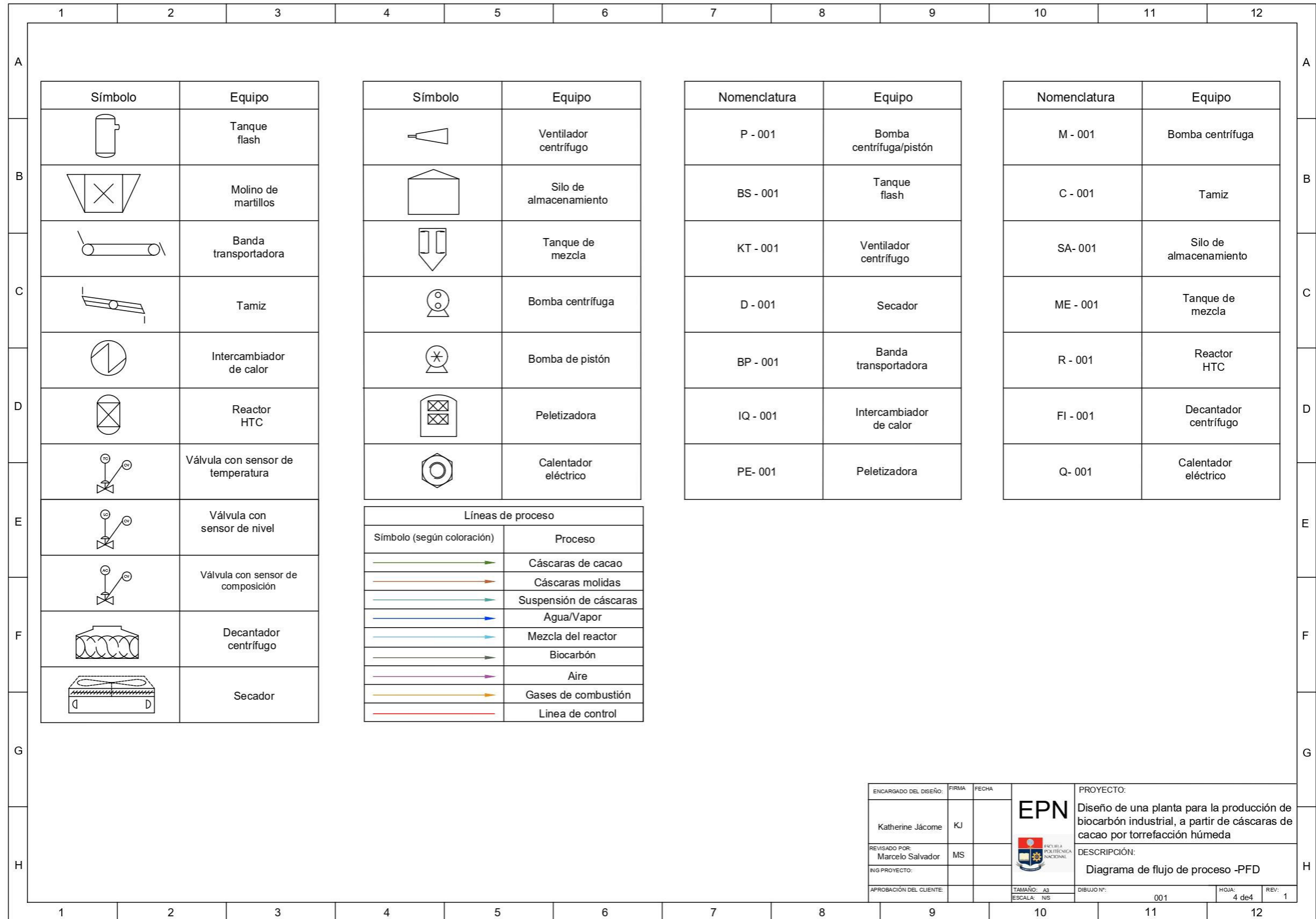


Figura 4.7. Diagrama PFD de la planta para la producción de biocarbón. Plano 4

## 4.9 DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID) DE LA PLANTA

El diagrama *Piping & Instrument Diagrams* (P&ID por sus siglas en inglés) proporciona información de ingeniería detallada y representa el diagrama de mayor importancia dentro del diseño y operación de una planta en virtud que, el personal que trabaja en la planta debe leer este documento desde el personal de mantenimiento hasta la alta dirección; en este diagrama se conoce los tamaños de las líneas de proceso, las especificaciones de los materiales, los requisitos de aislamiento, la estructura y función de los lazos de control (Sutton, 2017, p. 15).

El diagrama P&ID no está elaborado a escala y tampoco muestra la disposición de los equipos en planta, en este diagrama no se presenta información sobre el proceso en relación con las composiciones, temperaturas y presiones de las corrientes (Sutton, 2017, p. 15).

La elaboración de los diagramas P&ID se realiza bajo los lineamientos de la norma ANSI/ISA S5.1 “*Instrumentation Symbols and Identification*” (Sutton, 2017, p. 16). En el diagrama se debe incluir símbolos detallados para todos los elementos del equipo, información detallada sobre los equipos incluidos los valores nominales de presión y materiales de construcción, el trazado de las tuberías de proceso y de servicios públicos (Sutton, 2017, p. 16).

En la Figura 4.8 se desarrolla el diagrama P&ID desde la etapa de molienda de las cáscaras de cacao hasta el proceso de precalentamiento 2 de la suspensión de biomasa; en la Figura 4.9 se muestra el segundo diagrama P&ID en el que se observa la información de ingeniería a detalle desde el bombeo de la suspensión de biomasa hasta la etapa de despresurización de vapor 2; en la Figura 4.10 que corresponde al tercer diagrama P&ID se elabora desde el filtro decantador hasta la peletización de biocarbón. En la Figura 4.11 se muestra la nomenclatura para tuberías y equipos empleada en los diagramas P&ID de la planta para obtención de biocarbón a partir de cáscaras de cacao mediante torrefacción húmeda.



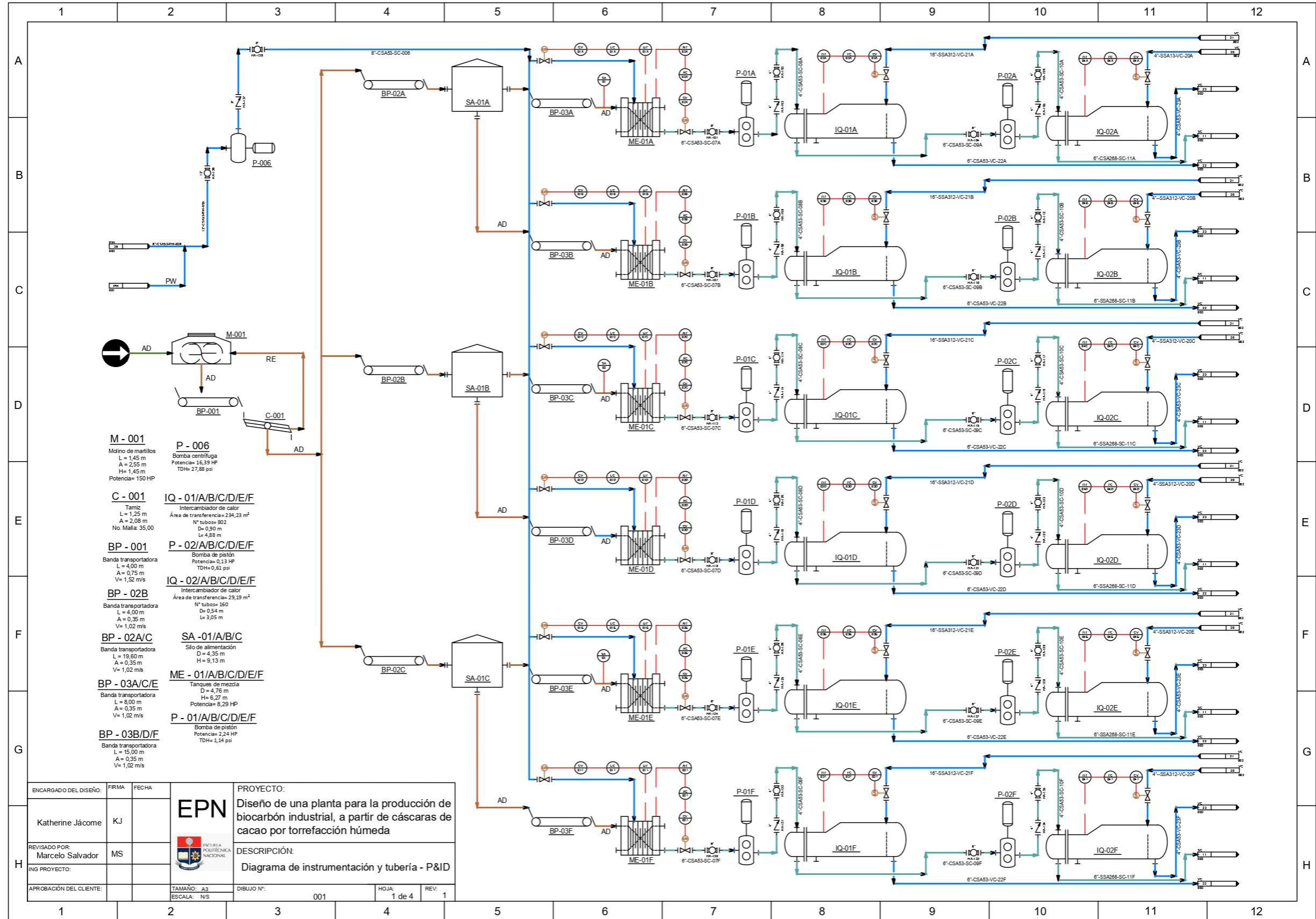


Figura 4.8. Diagrama de instrumentación y tubería (P&ID) para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. Plano 1

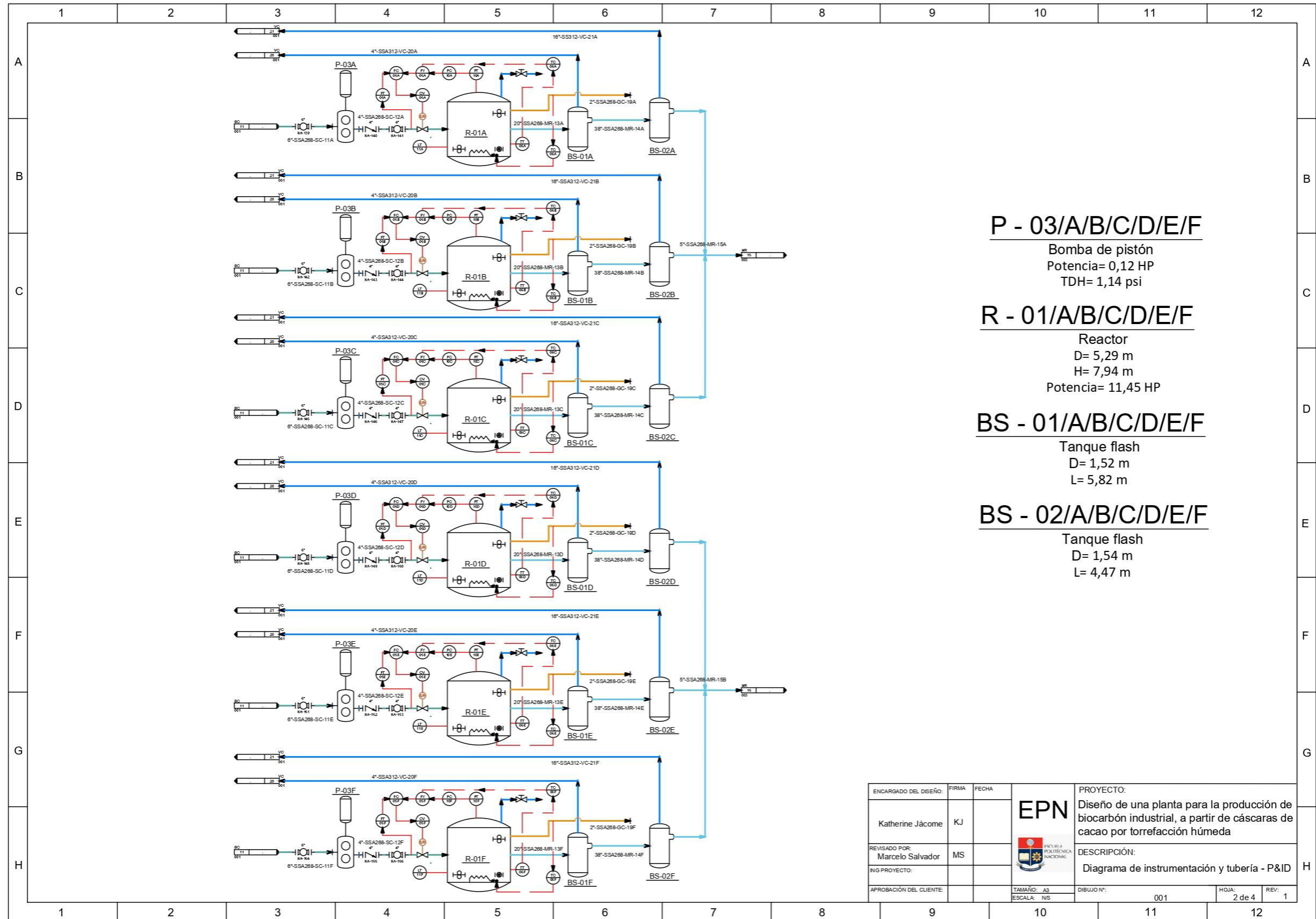


Figura 4.9. Diagrama de instrumentación y tubería (P&ID) para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. Plano 2

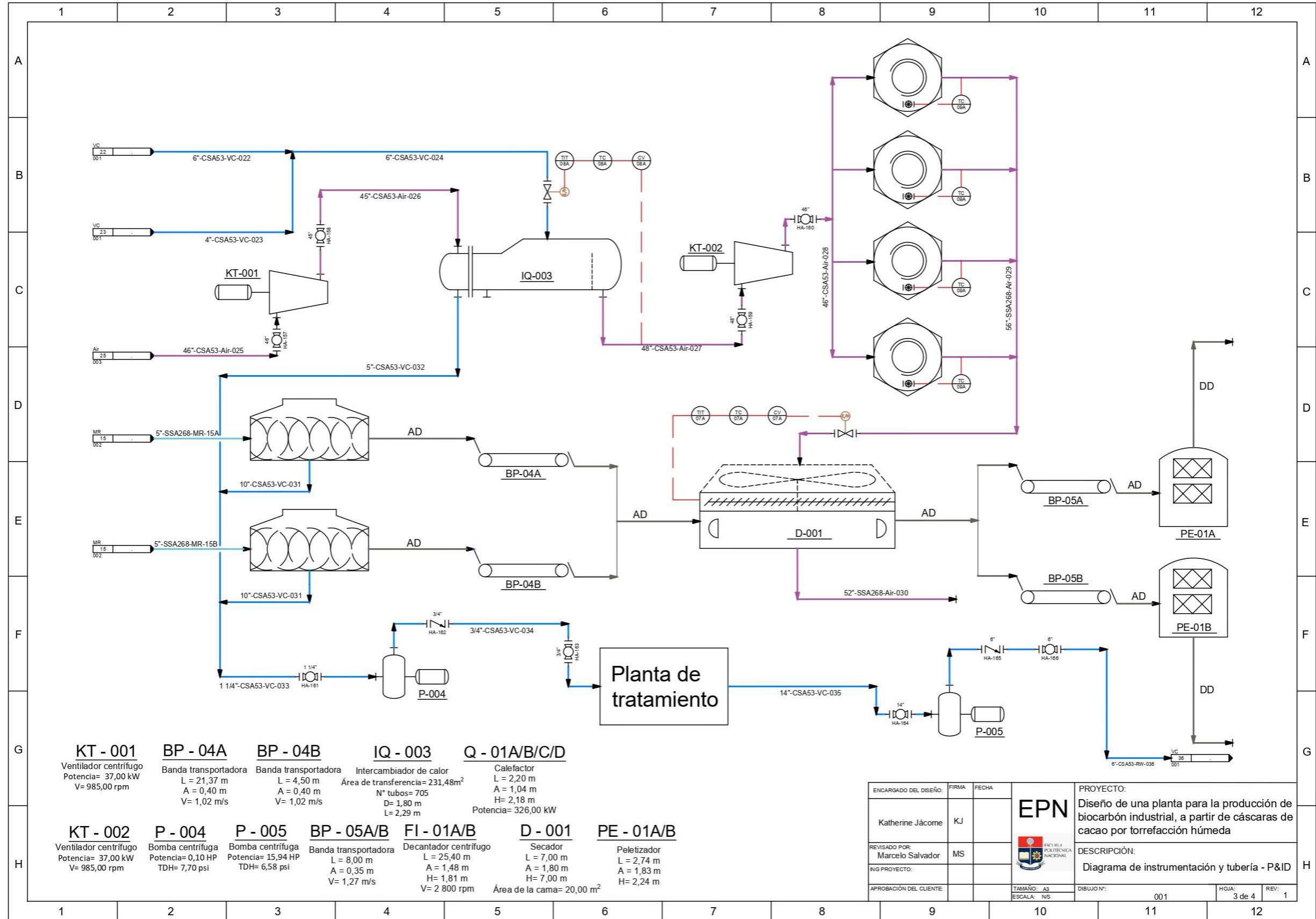


Figura 4.10. Diagrama de instrumentación y tubería (P&ID) para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. Plano 3

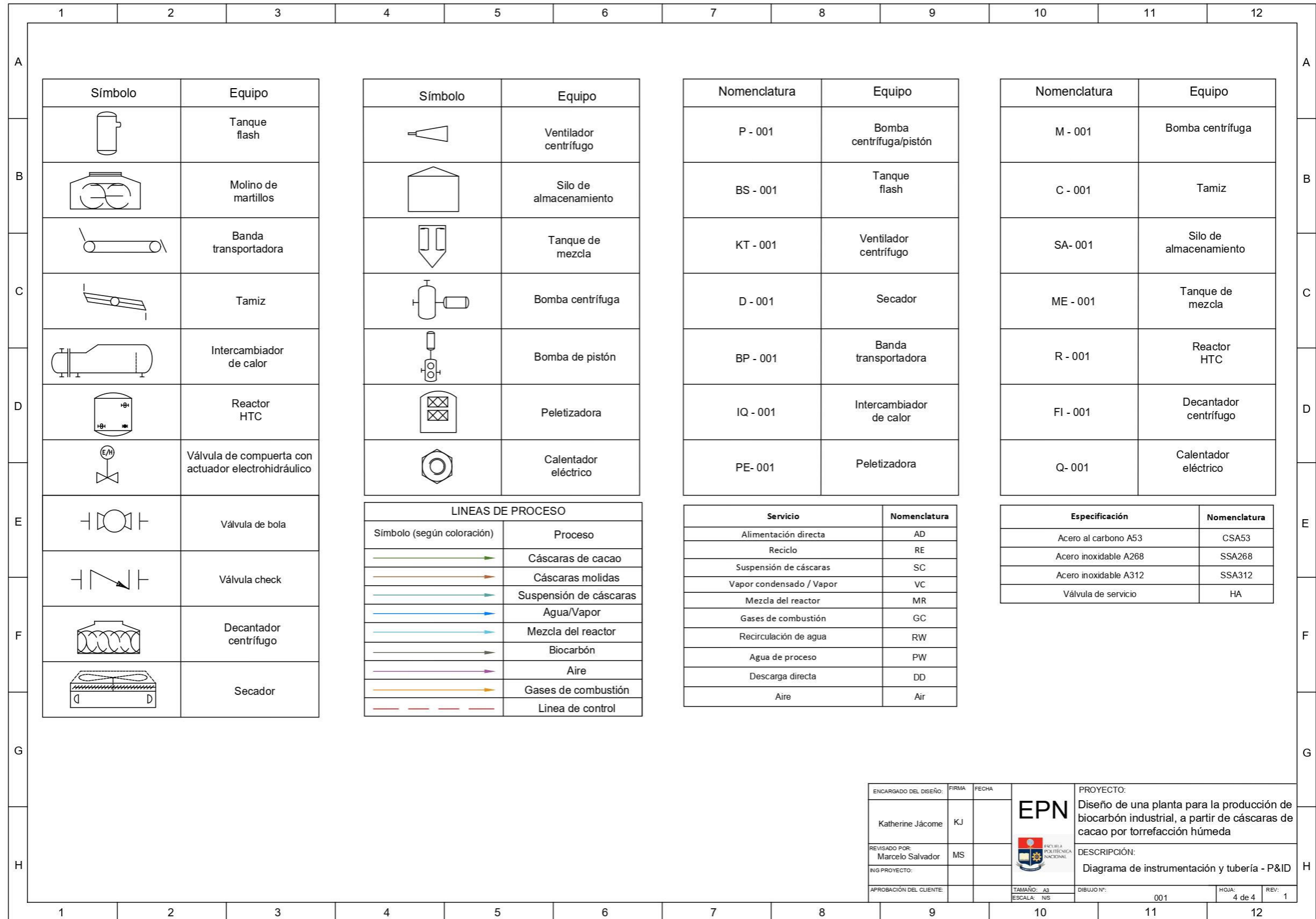


Figura 4.11. Diagrama de instrumentación y tubería (P&ID) para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. Plano 4

#### 4.10 DIAGRAMA LAYOUT Y VISTAS DE LA PLANTA

El diagrama *layout* corresponde a la organización de los equipos en la planta, consiste en ordenar los elementos que contribuyen al desarrollo de cada proceso productivo con el objetivo de alcanzar las metas de producción de una manera más eficiente (Gosende, 2016, p. 534).

Para la ubicación de los equipos en la planta para la obtención de biocarbón a partir de cáscaras de cacao se realizó de acuerdo con el flujo del proceso, y respetando las dimensiones de cada equipo, ya que la distribución en planta genera un impacto directo en la eficiencia de la producción y en el nivel de productividad, de tal modo que sigue una distribución lineal dentro del área disponible (Gosende, 2016, p. 534).

En la elaboración del *layout* se consideró las dimensiones de cada equipo, así como también las dimensiones de los espacios físicos que forman parte de la planta y están relacionados directa e indirectamente con la producción de biocarbón, las principales áreas que conforman la planta son:

- Área administrativa en la que se encuentra el dispensario médico, oficinas y sala de capacitaciones.
- Área de servicios en la que se localizan los vestidores, baños y comedor.
- Área de bodega e insumos y cuartos de control
- Área de recepción de materias primas
- Área de manufactura o producción
- Área de control de calidad
- Bodega o área de almacenamiento y despacho del producto.

En la Figura 4.12 se muestra la vista superior completa de la ubicación de los equipos y la distribución de las áreas en la planta. En la Figura 4.13 se observa una ampliación del área de producción para visualizar con mayor precisión las dimensiones de los equipos desde el molino de martillos hasta los reactores HTC. En la Figura 4.14 se presenta una ampliación del área de producción desde los reactores hasta las peletizadoras.

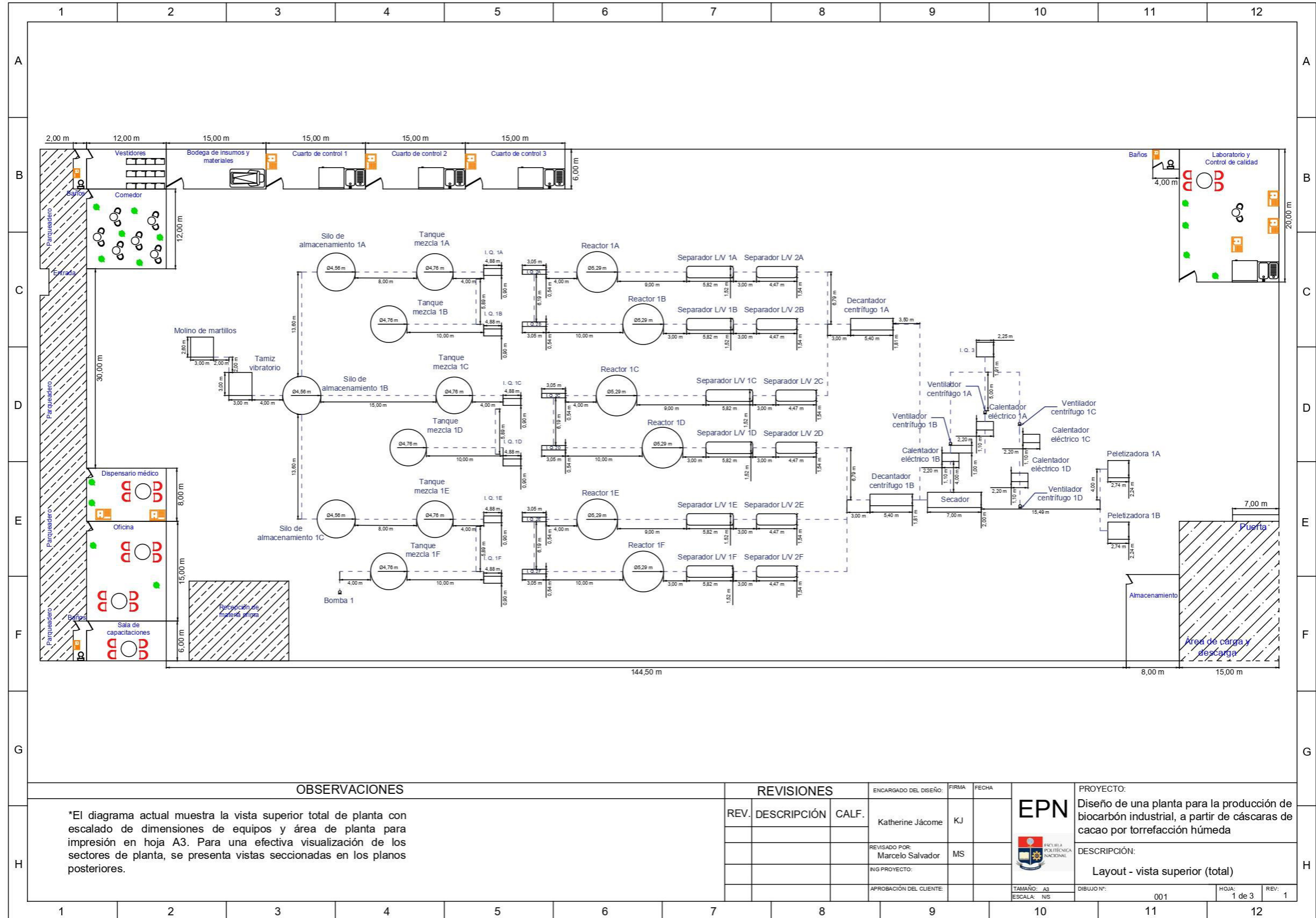


Figura 4.12. Layout de la planta para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. Plano 1

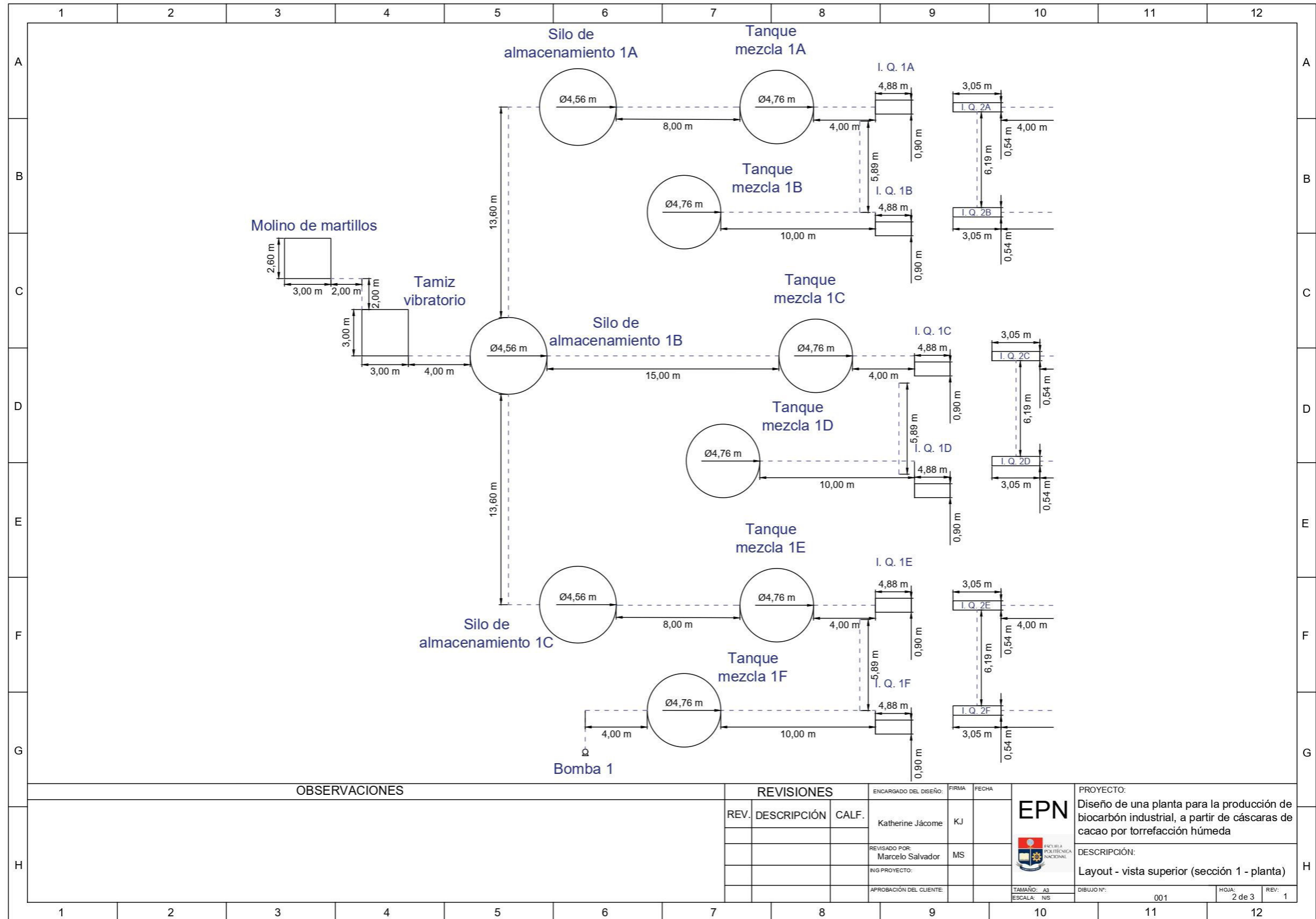


Figura 4.13. Layout de la planta para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. Plano 2

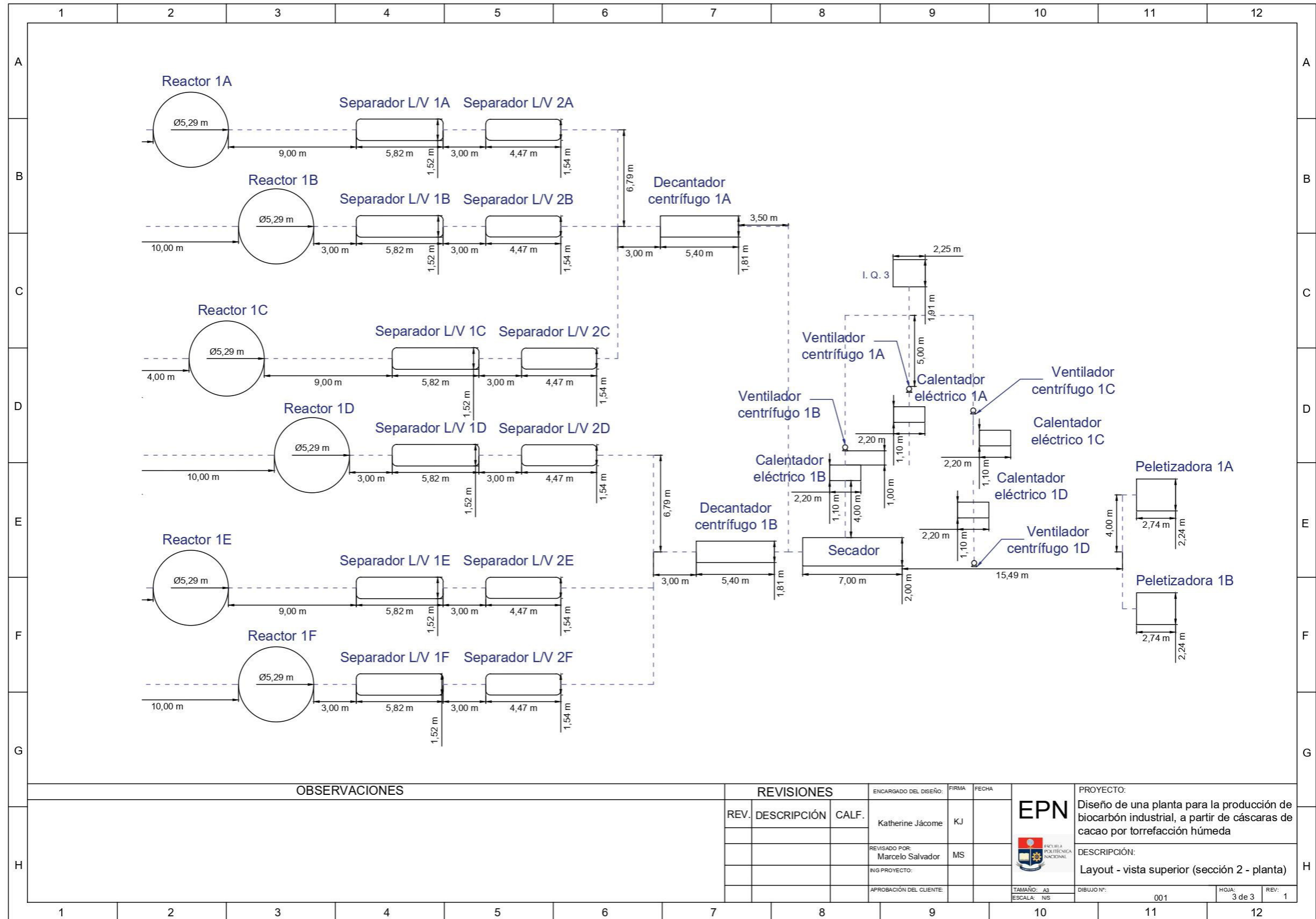


Figura 4.14. Layout de la planta para la producción de biocarbón a partir de cáscaras de cacao. Plano 3



## 5. ESTUDIO DE LA PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

En este apartado se desarrolla un análisis económico para determinar los recursos financieros indispensables para la implementación del proyecto que permite la obtención de hidrocarbón a partir de cáscaras de cacao mediante carbonización hidrotérmica. El análisis contempla la inversión, los costos variables, costos fijos, los gastos, la depreciación de equipos, los ingresos y los indicadores financieros para evaluar la viabilidad y rentabilidad del proyecto mediante el VAN y TIR respectivamente. Se determina un tiempo de vida de 10 años del proyecto, pues se relaciona directamente con el tiempo de vida útil de los equipos (Arata A., 2009, p. 193; RENOVETEC, 2019).

### 5.1 INVERSIÓN

Para garantizar la operación de la planta de hidrocarbón el valor de la inversión involucra: el terreno, la construcción de la planta, maquinaria, vehículos, muebles entre otros bienes tangibles. Además, la inversión comprende los estudios jurídicos, técnicos y económicos para la constitución de la planta, el pago de marcas y patentes y capacitación al personal. Dentro de la inversión del proyecto también se considera el capital de trabajo que corresponde a los recursos precisos para la ejecución del proyecto especialmente en la etapa inicial (Viñan, Puente, Ávalos y Córdova, 2018, p. 51).

Para la estimación del costo del terreno se realizó a partir de las dimensiones del área que requiere la planta para su funcionamiento y se describe en la Sección 4.10, y la *“Ordenanza que autoriza la celebración de escrituras de compra – venta a favor de los poseedores de terrenos municipales en la parroquia Playas de Vinces”* en la que se fija el precio para la venta de terrenos en 0,80 USD/m<sup>2</sup> para la parroquia Antonio Sotomayor que corresponde a la ubicación de la planta y se especifica en la Sección 1.4 (GAD VINCES, 2005, p. 3).

En cuanto a la maquinaria se cotizó con varios proveedores y se seleccionó la mejor oferta que satisfaga los requerimientos de diseño de cada equipo. Cabe mencionar que los equipos son importados de tal manera que, el costo final de cada equipo está sujeto a los reglamentos de importación del Sistema Nacional de Aduana del Ecuador y que se detalla en la Sección A.XI.1.

El costo para la instalación de servicios, maquinarias y equipos se fijó en un 5 % del total de costos de inversión inicial de la maquinaria. El costo de las patentes se obtuvo a partir de la Ordenanza No. 002 – ORD-GADMVINCES-2019 “*Ordenanza sustitutiva que reglamenta la determinación, administración, control y recaudación del impuesto de patente anual, que grava el ejercicio de toda actividad de orden económico que opere dentro del cantón Vinces*” en la que especifica que, para una base imponible de patrimonio desde 1 612 903,24 USD en adelante, el costo de la patente equivale a 25 000,00 USD (GAD VINCES, 2019, p. 7).

El capital de trabajo corresponde al 50 % del total de costos fijos y costos variables del primer año de operación y es recuperado en el último año de operación de la planta (Sapag y Sapag, 1989, p. 199).

En la Tabla 5.1 se listan los bienes que conforman el costo total de inversión requerido para la implementación de la planta para la obtención de biocarbón a partir de cáscaras de cacao por torrefacción húmeda.

**Tabla 5.1.** Costo de la inversión fija

Inversiones	Costo (USD)
Terreno	11 470,80
Obra civil	200 000,00
Maquinaria	2 219 685,34
Instalación de servicios, maquinaria y equipos	110 984,27
Patentes	25 000,00
Capital de trabajo	4 376 399,75
Total	6 943 540,16

## 5.2 COSTOS FIJOS

Los costos fijos de la planta de hidrocarbón son independientes del volumen de la producción. Representan los costos por mantenimiento de equipos, mano de obra, gastos administrativos, etc. (Viñan et al., 2018, p. 55).

Dentro de los costos fijos o costos indirectos está el sueldo del personal que trabaja en la planta, de tal manera que, en la Tabla 5.2, se detalla el sueldo y el número del personal. El valor del aporte al IESS equivale el 9,15 % del sueldo de cada trabajador (IEES, 2018, p. 1).

**Tabla 5.2.** Sueldo del personal de la planta

Cargo	No. Personas	Sueldo	Aporte IESS	Fondos reserva	Décimo tercer sueldo	Décimo cuarto sueldo	Costo anual por persona	Costo total anual
		(USD/mes)			(USD/año)			
Jefes de producción	6	980,00	92,61	81,67	980,00	400,00	15 231,36	91 388,16
Personal de mantenimiento	3	850,00	80,33	70,83	850,00	400,00	13 263,92	39 791,76
Supervisores	6	980,00	92,61	81,67	980,00	400,00	15 231,36	91 388,16
Operarios	20	500,00	47,25	41,67	500,00	400,00	7 967,04	159 340,80
Transportistas	3	500,00	47,25	41,67	500,00	400,00	7 967,04	23 901,12
Administrativo	3	700,00	66,15	58,33	700,00	400,00	10 993,76	32 981,28
Compañía de seguridad	3	500,00	47,25	41,67	500,00	400,00	7 967,04	23 901,12
Total								462 692,40

El costo de mantenimiento anual de los equipos representa entre el 3 y 5 % del valor de la primera inversión de equipos y con una vida útil entre 10 a 20 años, para el presente proyecto se considera que el costo de mantenimiento promedio representa el 4 % del total de la inversión de equipos, con una vida útil de 10 años ya que, es equivalente a la prospección planteada en la ejecución de la planta (Anderson, 2016).

Por otro lado, el costo total de los equipos se detalla en la Sección A.XI.1 y de la Tabla A.XI.11 se obtiene que el costo total de los equipos es de 2 219 685,34 USD

$$\text{Mantenimiento de equipos} = 2\,219\,685,34 \text{ USD} \times 0,04 = 88\,787,41 \text{ USD}$$

En cuanto a los gastos administrativos se considera que corresponden al 25 % de los costos fijos anuales por salarios (Viñan et al., 2018, p. 69).

En la Tabla 5.3, se representa los costos fijos totales que incluye el costo del mantenimiento de los equipos y los gastos administrativos de la empresa.

**Tabla 5.3.** Costos fijos totales

Detalle	Costo total [USD/año]
Sueldos	462 692,40
Mantenimiento de equipos	88 787,41
Gastos administrativos	115 673,10
Total	667 152,91

### 5.3 COSTOS VARIABLES

Los costos variables de la planta están relacionados principalmente con el volumen de producción. Es decir, mayor producción de la planta implica un mayor costo variable. Dentro de los costos variables o costos directos se encuentran los reactivos, materia prima, electricidad, consumo de agua, etc. (Viñan et al., 2018, p. 55).

La biomasa al ser considerada un desecho no tiene un valor comercial vigente en el mercado nacional: además, su costo no depende del mercado internacional como sucede con los combustibles fósiles. Asimismo, genera un aspecto ambiental positivo, ya que, aprovechar la biomasa evita su quema en el terreno y reduce la emisión de azufre, partículas y gases tóxicos (Ministerio Coordinador de Producción y Ministerio de Electricidad y Energía Renovable, 2014, p. 7).

El costo de la energía eléctrica para el sector industrial varía de acuerdo con el horario y el voltaje; en este caso se considera que la electricidad tiene un costo de 0,0678 USD/kWh (Agencia de Regulación y Control de Electricidad, 2019, p. 35).

El costo del agua para uso industrial se tomó del GAD municipal de Vinges que fija el valor del agua en 2,30 USD/m<sup>3</sup> (GAD VINGES, 2018, p. 11). Se debe tener en cuenta que el agua se puede recircular hasta 3 veces en todo el proceso, de manera que el consumo de agua fresca disminuye en un día de operación de la planta.

En la Tabla 5.4, se describe el consumo y costo de los recursos que corresponden a los costos variables involucrados en la planta para la obtención de hidrocarbón

**Tabla 5.4.** Costos directos de producción

<b>Recurso</b>	<b>Consumo</b>	<b>Costo Unitario</b>	<b>Costo (USD/año)</b>
Biomasa	203 857,50 t/año	0,00 USD/t	0,00
Energía eléctrica	99 200 597,42 kWh/año	0,0678 USD/kWh	6 725 800,51
Agua	680 133,30 m <sup>3</sup> /año	2,30 USD/m <sup>3</sup>	1 564 306,59
Total			23 544 725,10

## 5.4 DEPRECIACIÓN

La depreciación describe la pérdida contable de activos fijos tangibles, y se define un porcentaje de pérdida de valor promedio anual desde que se empieza a usar la maquinaria debido al deterioro por funcionamiento (Sapag, Sapag y Sapag, 2014, p. 99).

En la Tabla 5.5, se muestra el porcentaje de depreciación para los activos fijos tomado del “Reglamento para la aplicación de la ley de régimen tributario interno” que se encuentra efectivo desde el año 2015 que se emplean en la Ecuación 5.1 para determinar el valor de depreciación de cada activo fijo.

**Tabla 5.5.** Porcentaje de depreciación de bienes

Bienes	Valor de depreciación anual (%)
Edificios	5
Maquinaria	10
Vehículos	20
Muebles	10
Equipos de computación	33

Fuente: (LRTI, 2017)

Para calcular el valor de la depreciación de los activos fijos tangibles se aplica el método de depreciación lineal por medio de la Ecuación 5.1 (Viñan et al., 2018).

$$D_p = V \times N \quad [5.1]$$

Donde:

$D_p$ : depreciación anual del activo, USD

$V$ : valor del activo, USD

$N$ : porcentaje de depreciación del activo, %

Se realiza un ejemplo de cálculo para estimar el valor de la depreciación anual para los edificios u obra civil y se aplica la Ecuación 5.1, de la Tabla 5.1 se obtiene el costo de la obra civil.

$$D_{Edificios} = 200\,000,00 \text{ USD} \times 0,05$$

$$D_{Edificios} = 10\,000,00 \text{ USD}$$

El método de depreciación lineal consiste en realizar depósitos anuales iguales durante la vida útil del activo. Estos depósitos anuales se restan cada año del valor inicial del activo fijo, lo que da como resultado el valor residual luego del tiempo de operación de la planta, por medio de la Ecuación 5.2 se puede determinar el valor residual de los activos fijos (Viñan et al., 2018, p. 63).

$$VR = V - (D_p \times t_{op}) \quad [5.2]$$

Donde:

VR: valor residual del activo, USD

V: valor del activo, USD

D<sub>p</sub>: depreciación anual del activo, USD

t<sub>op</sub>: tiempo de operación de la planta, años

Se muestra un ejemplo de cálculo del valor residual para los edificios, cabe mencionar que el tiempo de operación de la planta se fijó en 10 años.

$$VR = 200\,000,00 \text{ USD} - (10\,000,00 \text{ USD} \times 10 \text{ años})$$

$$VR = 100\,000,00 \text{ USD}$$

En la Tabla 5.6 se muestra el tiempo de vida útil de los activos fijos con el valor residual de la depreciación de los activos tangibles en la planta luego del tiempo de operación de la planta.

**Tabla 5.6.** Costos de depreciación

Activo fijo	Tiempo de vida útil (años)	Costo del activo (USD)	Valor de depreciación anual (USD)	Valor residual (10 años) (USD)
Edificios	20	200 000,00	10 000,00	100 000,00
Maquinaria	10	2 219 685,34	221 968,53	0
Total			231 968,53	100 000,00

## 5.5 INGRESOS

Los ingresos del proyecto se generan a partir de la venta directa del producto (biocarbón) y por la venta de los bienes al final del proyecto que se conoce como valor de desecho.

### 5.5.1 INGRESOS POR VENTA DE PRODUCTOS

En la Tabla 5.8 se presenta los ingresos obtenidos por la venta del biocarbón. El costo del biocarbón se obtuvo a partir de los costos de producción y aunque se encuentra bajo el rango de precios en el mercado a nivel mundial, es un valor muy competitivo que puede variar de acuerdo con la cantidad de insumos a utilizarse en el proceso.

El precio en el mercado internacional para el año 2014 del biocarbón varía desde 80,00 hasta 13 480,00 USD/t. Sin embargo, se debe considerar que estos precios no distinguen la venta al por mayor o menor, lo cual puede variar, además que no se especifica los tipos de mejoras de procesamiento al carbón (Campbell, Anderson, Daugaard y Naughton, 2018, p. 333).

Para determinar el precio de venta del biocarbón se inicia con determinar el costo de producción del biocarbón para lo cual se considera los costos de manufactura y la cantidad de producto final. Los costos de manufactura comprende la mano de obra, servicios básicos y materia prima; la cantidad de biocarbón producido en el año que equivale a 17 193,69 t que se obtiene del balance de masa descrito en la Tabla 4.1 (Viñan et al., 2018, p. 89).

En la Tabla 5.7 se resumen los costos de producción para obtener el precio de venta del biocarbón.

**Tabla 5.7.** Costos de producción del biocarbón

<b>Recurso</b>	<b>Valor (USD/año)</b>
Mano de obra	462 692,40
Energía eléctrica	6 725 800,51
Agua	1 564 306,59
Biomasa	0,00
Total	8 752 799,50



El costo por tonelada de biocarbón producido se obtiene por medio de la Ecuación 5.3

$$C_{o_{biochar}} = \frac{C_{o_{prod}}}{C_{a_{biochar}}} \quad [5.3]$$

Donde:

$C_{o_{biochar}}$ : costo del biocarbón, USD/t

$C_{o_{prod}}$ : costos de producción, USD/año

$C_{a_{biochar}}$ : cantidad de biocarbón, t/año

Se aplica la Ecuación 5.3 para obtener el costo por tonelada de producción del biocarbón.

$$C_{o_{biochar}} = \frac{8\,752\,799,50 \frac{USD}{año}}{17\,193,69 \frac{t}{año}} = 509,07 \frac{USD}{t}$$

El costo de venta del biocarbón se determina como un 25 % extra al valor del costo de manufactura como parte de las ganancias; de manera que, el costo de venta de cada tonelada de biocarbón se fija en un valor de 636,34 USD que resulta ser precio de venta competitivo con los precios de venta del mercado internacional; además cabe mencionar que el costo del biocarbón varía de acuerdo con el sitio de producción, la tecnología de transformación y la materia prima empleada (Ahmed, Zhou, Ngo y Guo, 2016, p. 82).

**Tabla 5.8.** Ingreso por ventas de biocarbón

Producto	Cantidad[t/año]	Precio de venta [USD/t]	Ingreso total [USD/año]
Biocarbón	17 193,98	636,34	10 941 032,69

### 5.5.2 INGRESOS POR VALOR DE DESECHO

Los ingresos por valor de desecho corresponden al valor en libros de los activos por medio de la Ecuación 5.3, que consiste en determinar el valor contable de cada activo.

$$VI = Va - Da \quad [5.4]$$

Donde:

VI: valor en libros del activo, USD

Va: valor de adquisición del activo, USD

Da: depreciación acumulada del activo, USD

La depreciación acumulada (Da) corresponde a la suma de las depreciaciones ( $D_P$ ). Cabe mencionar que el terreno no se deprecia de manera que se asignará un valor igual al de la adquisición al término del período del proyecto, de igual modo se considera que el capital de trabajo se recupera en su totalidad (Sapag y Sapag, 1989, p. 231).

Se muestra un ejemplo de cálculo para la determinación del valor en libros de los activos tangibles descritos en la Sección 5.4, la depreciación acumulada (Da) se obtiene de la Ecuación 5.2 al multiplicar la depreciación anual del activo ( $D_P$ ) por el tiempo de operación de la planta ( $t_{op}$ ) y se aplica la Ecuación 5.3 para el caso de la obra civil.

$$VI = 200\,000,00 \text{ USD} - (10\,000,00 \text{ USD} \times 10 \text{ años}) = 100\,000,00 \text{ USD}$$

En la Tabla 5.9, se muestra el valor de desecho calculado para los bienes tangibles que se obtiene al finalizar la operación de la planta, en el caso de la maquinaria el valor de desecho que se obtiene es cero ya que el tiempo de vida útil de la maquinaria es de 10 años al igual que el tiempo de operación de la planta.

**Tabla 5.9.** Valor de desecho de los activos

<b>Bienes</b>	<b>Valor de desecho (USD)</b>
Maquinaria	0,00
Obra civil	100 000,00
Terreno	11 470,80
Total	111 470,80

## **5.6 FLUJO DE CAJA NETO**

El flujo de caja permite evaluar la conveniencia financiera del proyecto, su ejecución y luego la fuente de financiamiento. Dentro del flujo de caja se incluye el total de ingresos y los egresos planeados para el período de duración del proyecto que corresponde a 10 años (Sapag y Sapag, 1989, p. 233).

De tal manera que en la Tabla 5.10 se detalla el flujo de caja neto, en el que se consideró los ingresos, costos variables y fijos, depreciación de equipos y el valor del impuesto correspondiente al sector empresarial de 25 % (LRTI, 2017, p. 1).



## 5.7 INDICADORES FINANCIEROS

Los indicadores financieros que se consideran para evaluar la viabilidad y rentabilidad del proyecto son el VAN, TIR y el período de recuperación de la inversión inicial del proyecto.

### 5.7.1 VALOR ACTUAL NETO (VAN)

El valor actual neto (VAN) permite determinar la aceptabilidad de un proyecto, por medio de las relaciones planteadas en la Tabla 5.11 se puede aceptar o rechazar un proyecto evaluando el valor del VAN (Viñan et al., 2018, p. 85).

**Tabla 5.11.** Consideraciones del VAN para un proyecto

VAN > 0	VAN = 0	VAN < 0
Proyecto aceptado	No presenta ganancias ni pérdidas	Proyecto rechazado

Fuente: (Viñan et al., 2018, p. 85)

El VAN equivale a la suma de la inversión total con signo negativo, más los flujos de caja de cada período actualizados a la tasa de descuento como se describe en la Ecuación 5.4 (Viñan et al., 2018, p. 85).

$$VAN = -I + \sum_{j=1}^n \frac{FNC_j}{(1+i)^n} \quad [5.5]$$

Donde:

FNC<sub>j</sub>: flujo de caja neto proyecto en cada período, USD

i: tasa de descuento

n: período (tiempo de vida del proyecto), años

I: inversión inicial, USD

Para determinar el VAN se evaluó la tasa de descuento por medio de la Ecuación 5.5.

La tasa de interés para el sector empresarial de 9,66 % (Banco Central del Ecuador, 2021).

$$d = \frac{i}{1+i} \quad [5.6]$$

Donde:

d: tasa de descuento

i: tasa de interés

Se aplica la Ecuación 5.6 y se tiene el valor de la tasa de descuento que sirve para determinar el Valor Actual Neto (VAN).

$$d = \frac{0,0966}{1 + 0,0966} = 0,0881 \approx 8,81 \%$$

Se aplica la Ecuación 5.5 para determinar el valor del VAN con los datos de la Tabla 5.10 con la tasa de descuento (i).

$$\begin{aligned} VAN = & -6\,943\,540,16 + \frac{1\,545\,821,65}{(1,0881)^1} + \frac{1\,545\,821,65}{(1,0881)^2} + \frac{1\,545\,821,65}{(1,0881)^3} \\ & + \frac{1\,545\,821,65}{(1,0881)^4} + \frac{1\,545\,821,65}{(1,0881)^5} + \frac{1\,545\,821,65}{(1,0881)^6} + \frac{1\,545\,821,65}{(1,0881)^7} \\ & + \frac{1\,545\,821,65}{(1,0881)^8} + \frac{1\,545\,821,65}{(1,0881)^9} + \frac{6\,033\,692,20}{(1,0881)^{10}} \end{aligned}$$

$$VAN = 4\,990\,202,33 \text{ USD}$$

### 5.7.2 TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

La tasa interna de retorno (TIR) permite medir la rentabilidad en porcentaje, además, es la tasa que convierte el VAN en cero, es decir obliga al valor actual neto

de los flujos de efectivo en cada período a igualar su costo inicial y se calcula a partir de la Ecuación 5.6 (Viñan et al., 2018, p. 86).

$$\sum_{j=1}^n \frac{FNC_j}{(1 + TIR)^j} - I = 0 \quad [5.7]$$

Donde:

FNC<sub>j</sub>: flujo de caja neto proyecto en cada período, USD

j: período (tiempo de vida del proyecto), años

I: inversión inicial, USD

TIR: tasa interna de retorno

Se aplica la Ecuación 5.5 para determinar la tasa interna de retorno, el flujo de caja neto en cada período (FNC<sub>j</sub>) se obtiene de la Tabla 5.10 al igual que la inversión inicial (I) y el período (j) corresponde al tiempo de vida útil del proyecto que se fijó en la introducción de la Sección 5 para un período de 10 años .

$$\begin{aligned} & \frac{1\,545\,821,65}{(TIR)^1} + \frac{1\,545\,821,65}{(TIR)^2} + \frac{1\,545\,821,65}{(TIR)^3} + \frac{1\,545\,821,65}{(TIR)^4} + \frac{1\,545\,821,65}{(TIR)^5} \\ & + \frac{1\,545\,821,65}{(TIR)^6} + \frac{1\,545\,821,65}{(TIR)^7} + \frac{1\,545\,821,65}{(TIR)^8} + \frac{1\,545\,821,65}{(TIR)^9} \\ & + \frac{6\,033\,692,20}{(TIR)^{10}} - 6\,943\,540,16 = 0 \end{aligned}$$

$$TIR = 0,2096 \approx 20,96 \%$$

Para la aceptación del proyecto con el TIR se contrasta con la tasa de descuento de la empresa, si el valor del TIR es igual o mayor que la tasa de descuento entonces el proyecto se acepta, caso contrario si el valor del TIR es menor, el proyecto se rechaza, en este caso podemos observar que la tasa de descuento es de 8,81 % y el TIR es de 20,96 % por lo que el proyecto se considera aceptable (Sapag y Sapag, 1989, p. 273).

### 5.7.3 PERÍODO DE RECUPERACIÓN

El período de recuperación representa la cantidad de períodos necesarios para recuperar la inversión inicial del proyecto ( $I$ ) se determina mediante la Ecuación 5.7 (Sapag y Sapag, 1989, p. 279).

$$PR = \frac{I}{FNC_j} \quad [5.8]$$

Donde:

PR: período de retorno de la inversión inicial, años

I: inversión inicial, USD

FNC<sub>j</sub>: flujo de caja neto, USD

Se aplica la Ecuación 5.7 para estimar el tiempo de recuperación de la inversión inicial, donde la inversión inicial y el flujo de caja neto se obtienen de la Tabla 5.10.

$$PR = \frac{6\,943\,540,16 \text{ USD}}{1\,545\,821,65 \text{ USD}} = 4,49 \text{ años}$$

En la Tabla 5.12, se resumen los valores del VAN, TIR y período de retorno de la inversión inicial para la evaluación del proyecto de la planta de obtención de biocarbón a partir de cáscaras de cacao mediante carbonización hidrotérmica.

**Tabla 5.12.** Indicadores financieros

VAN (USD)	4 990 202,33
TIR (%)	20,96
Período de recuperación (años)	4,49

De acuerdo con los resultados de la Tabla 5.12 se determina que la rentabilidad del proyecto luego del período de recuperación de la inversión inicial se encuentra



dentro de la zona favorable de los indicadores financieros, lo que permitiría la implementación del proyecto.

## 6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 6.1 CONCLUSIONES

1. Mediante la información disponible sobre la producción de almendra seca de cacao en el mercado ecuatoriano, se estableció una capacidad de procesamiento de 3,46 t/h de materia seca de cáscaras de cacao en la ciudad de Vinces, provincia de Los Ríos ya que, es la provincia que registra una mayor producción a nivel nacional.
2. De acuerdo con el balance de masa estimado, se prevé una producción de biocarbón como combustible sólido de 47 760,24 kg/día con una humedad del 8,0 % de características similares que el carbón lignito y con un precio en el mercado de 636,34 USD/t.
3. Con respecto a la transformación de las cáscaras de cacao, se efectúa por medio del método de torrefacción húmeda o también conocido como reacción de carbonización hidrotérmica con un rendimiento del 52,8 %.
4. Según la capacidad de la planta, se estableció la operación de 6 reactores en cada semilote para satisfacer la demanda de materia prima y cumplir con la planificación de producción de biocarbón.
5. En coordinación con el funcionamiento de la planta, se considera el proceso de producción semicontinuo, por esta razón, para aprovechar la capacidad de cada uno de los equipos se subdividió en 6 semilotes y en cada lote se procesa 3 878,57 kg/h materia seca de cáscaras de cacao, de manera que se dispone una jornada laboral de 24 h.
6. Conforme con los requerimientos de insumos para el funcionamiento de la planta, se reducen los costos por agua y electricidad debido a los procesos de recirculación.

7. En relación con el sistema energético de la planta, la fuente de mayor importancia es la energía eléctrica, dado que el reactor opera con un calentamiento eléctrico lo que permite elevar la temperatura de los reactivos hasta 270 °C para que se lleve a cabo la transformación de las cáscaras de cacao en biocarbón.
8. En virtud de la viabilidad del proyecto, los indicadores financieros VAN y TIR son 4 990 202,33 USD y 20,96 % respectivamente y evidencian que la aplicación de torrefacción húmeda o carbonización hidrotérmica se puede llevar a cabo para transformar la biomasa en biocarbón con un período de recuperación de 4,49 años.

## **6.2 RECOMENDACIONES**

1. Evaluar el rendimiento del reactor al utilizar otra fuente de energía para elevar la temperatura de la biomasa hasta 270 °C, como el diésel o el mismo combustible sólido (biocarbón) obtenido en la reacción.
2. Realizar una evaluación económica sobre el impacto financiero que tiene la recirculación del agua en el proceso, así como, la recirculación del vapor para precalentar la biomasa.
3. Implementar procesos de post tratamiento de los productos gaseosos obtenidos durante la reacción de carbonización hidrotérmica, para la recuperación de energía que puede contribuir en el calentamiento de aire para el secado de biocarbón.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Agencia de Regulación y Control de Electricidad. (2019). *Pliego Tarifario Para Las Empresas Eléctricas de Distribución - Servicio Público de Energía Eléctrica*. Periodo: Enero-Diciembre 2020. Resolución Nro. ARCONEL – 035/19, 19, 35.
2. Ahmed, M. B., Zhou, J. L., Ngo, H. H., y Guo, W. (2016). Insight into biochar properties and its cost analysis. *Biomass and Bioenergy*, (84) 76-86. doi: 10.1016/j.biombioe.2015.11.002
3. AICE (Asociación de Ingenieros Civiles Estructurales). (2015). *PROCEDIMIENTO DE DISEÑO. SILOS DE ACERO.AICE-PCR-003-0*.
4. Anderson, M. (2016). *Capítulo III Gestión económica del mantenimiento. Costos De Mantenimiento, 1, 1*. Recuperado de: [http://sisbib.unmsm.edu.pe/bibVirtual/Data/Tesis para marcación3 \(para Informática\)/2011 /rivera\\_re/borrador/convertidas pdf/Capitulo 3.pdf](http://sisbib.unmsm.edu.pe/bibVirtual/Data/Tesis%20para%20marcaci3n3%20(para%20Inform3tica)/2011/rivera_re/borrador/convertidas%20pdf/Capitulo%203.pdf) (Julio, 2021).
5. API 650 (2007). *Welded Steel Tanks for Oil Storage*, 552 5.
6. API RP 14E. (2013). *API 14E. Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems*.
7. Arata A., A. (2009). *Ingeniería y gestión de la confiabilidad operacional en plantas industriales* (RIL (ed.); 1ra. ed.). RIL.
8. ASHRAE. (2017). *Handbook of Fundamentals*. (I-P. ed.). Atlanta, Estados Unidos: ASHRAE
9. ASME. (2004a). *ASME B36.19M Stainless Steel Pipe. Standard*

10. ASME. (2004b). ASME Boiler y Pressure Vessel Code. Division 1. Rules for Construction of Pressure Vessels. An International Code. American Society of Mechanical Engineers, 1-748.
11. ASME B31 (2011). Tuberías de proceso. Código ASME para tuberías a presión B31
12. ASME. (2015). ASME Boiler and Pressure Vessel Code. Section II. Materials. An International Code.
13. ASME B36.10M (2015). *Welded and seamless wrought steel pipe.*
14. ASME (2017). *Boiler and Pressure Vessel Code.* An International Code Division 1, Pub. L. No. VIII-1, 1
15. ASTM E323 (2004). *Standard Specification for Wire Cloth and Sieves for Testing Purposes 1. 80* (Reapproved), 2-6.
16. ASTM A240. (2004). *Standard Specification for Chromium and Chromium-Nickel Stainless Steel Plate, Sheet, and Strip for Pressure Vessels and for General Applications.*
17. ASTM B163-08. (2008). *Standard Specification for Seamless Nickel and Nickel Alloy Condenser and Heat-Exchanger Tubes*
18. ASTM A515. (2013). *Specification for pressure vessel plates , carbon steel, for intermediate- and higher-temperature service.*
19. ASTM A516. (2013). *Specification for pressure vessel plates , carbon steel , for moderate- and lower-temperature service.*
20. ASTM A283 (2018). *Specification for Low and Intermediate Tensile Strength Carbon Steel Plates.*

21. ASTM A36 (2019). *Standard Specification for Ferromanganese*.
22. ATENAS. (2016). *Más allá de la tendencia, un compromiso con la sostenibilidad*. Cemento Atenas. Recuperado de: <https://cementoatenas.com/2016/11/10/mas-alla-de-la-tendencia-un-compromiso-con-la-sostenibilidad/> (Mayo, 2021)
23. Banco Central del Ecuador. (2021). *Tasas de Interés*. Recuperado de: <https://contenido.bce.fin.ec/docs.php?path=/documentos/Estadisticas/SectorMonFin/TasasInteres/Indice.htm> (Julio, 2021).
24. Bastian, P., Eichler, W., Huber, F., Jaufman, N., Manderla, J., Springer, G., Stricker, F.-D., y Tkotz, K. (2001). *Electrotecnia* (21va. ed.). Madrid, España: Ediciones Akal, S.A.
25. Bouso, J. L. (2018). *Cálculo de la superficie de cribado*. Recuperado de: <https://www.concretonline.com/canteras-graveras/calculo-de-la-superficie-de-cribado> (Mayo, 2021).
26. Campbell, R. M., Anderson, N. M., Daugaard, D. E., y Naughton, H. T. (2018). Financial viability of biofuel and biochar production from forest biomass in the face of market price volatility and uncertainty. *Applied Energy*, 230(08), 330-343. doi: 10.1016/j.apenergy.2018.08.085
27. Carbone Stainless Steel. (2016). *Ficha Técnica del Acero Inoxidable*. *Empresas Carbone, X, 1-6*. Recuperado de: <https://www.empresascarbhone.com/pdf/ficha-tecnica-del-acero-inoxidable.pdf> (Julio, 2021)
28. Castello, D., Kruse, A., y Fiori, L. (2013). Biomass gasification in supercritical and subcritical water: The effect of the reactor material. *Chemical Engineering Journal*, 228, 535-544. doi: 10.1016/j.cej.2013.04.119
29. Cayo, E. (2018). *Obtención de un Biocombustible sólido por Torrefacción*

*Húmeda a partir de la cáscara de la mazorca de cacao para la generación de energía.* (Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Magister en Eficiencia Energética). Escuela Politécnica Nacional, Quito.

30. CBB DECANter. (2021). *Tipos de Decanter Cbb*. Recuperado de: [https://www.cbbdecanter.com/es/productos/decantadorcentrifugo/tipo\\_sdecantercbb](https://www.cbbdecanter.com/es/productos/decantadorcentrifugo/tipo_sdecantercbb) (Junio, 2021).
31. Celma, J. (2004). *ABC del gestor deportivo* (1era. ed.). Barcelona, España: INDE Publicaciones.
32. Çengel, Y. A., y Ghajar, A. J. (2011). *Transferencia de Calor y Masa*. (4ta. ed., Vol. 1). Ciudad de México, México: McGraw-Hill Education.
33. Coba, K. (2020). *Diseño de una planta piloto para la producción de etil palmitato y etil oleato a partir de biodiésel producido de aceite de palma refinado*. (Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Ingeniería Química). Escuela Politécnica Nacional, Quito.
34. Coker, A. K. (2001). Fluid Mixing in Reactors. *Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design* (pp. 552-662). doi: 10.1016/b978-088415481-5/50009-7
35. Coker, A. K. (2007). Mixing of Liquids. *Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* (4ta. ed., pp. 445-523). Gulf Professional Publishing. doi: 10.1016/B978-075067766-0/50014-2
36. COLDJET. (2018). *Dry Ice Production Catalog of Systems y Accessories* Recuperado de: <https://docplayer.net/55744622-Dry-ice-production-catalog-of-systems-accessories.html> (Junio, 2021).
37. CONGOPE (Consortio de Gobiernos Autónomos Provinciales del Ecuador).

- (2019). *Geografía de la Provincia Los Ríos*. Provincia de Los Ríos. Recuperado de: [http://www.congope.gob.ec/?page\\_id=5512](http://www.congope.gob.ec/?page_id=5512) (Mayo, 2021).
38. Coulson, J. M., Richardson, J. F., Harker, J. H., y Backhurst, J. R. (1999). *Chemical Engineering. Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer*. (6ta. ed.). New York, Estados Unidos: Elsevier B.V.
39. Cruz, G. (2012). Production of Activated Carbon from Cocoa (Theobroma cacao) Pod Husk. *Journal of Civil y Environmental Engineering*, 02(02). doi: 10.4172/2165-784x.1000109
40. De Garmo, E. P., Black, J. T., y Kosher, R. A. (1994). *Materiales y procesos de fabricación* (2da. ed., Vol. 1). Barcelona, España: Editorial Reverté.
41. Dinjus, E., Kruse, A., y Tröger, N. (2011). Hydrothermale Karbonisierung: 1. Einfluss des Lignins in Lignocellulosen. *Chemie-Ingenieur-Technik*, 83(10), 1734-1741. doi: 10.1002/cite.201100092
42. El Telégrafo. (2019, marzo 23). *La Fabril genera energía a base de desechos de palma*. Recuperado de: <https://www.eltelegrafo.com.ec/noticias/economia/4/lafabril-energia-desechos-palma-africana-montecristi> (Marzo, 2021).
43. Erlach, B. (2014). *Biomass upgrading technologies for carbon-neutral and carbon-negative electricity generation. Techno-economic analysis of hydrothermal carbonization and comparison with wood pelletizing, torrefaction and anaerobic digestion*. (Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Doctor en Ciencias de la Ingeniería). Technische Universität Berlin - Institute for Energy Engineering, Berlín
44. Figueroa, A., Gutiérrez, M., Huerta, S., y Favela, E. (2020). *Reactor De Charolas Para Fermentación En Medio Sólido*. Ciudad de México,



México: Universidad Autónoma de México.

45. Fraijo Ovalles, J. D. (1984). *Aspectos básicos de la transportación hidráulica*. Recuperado de: <http://tesis.uson.mx/digital/tesis/docs/4338/Capitulo3.pdf> (Julio, 2021).
46. GAD VINCES. (2005). *Ordenanza que autoriza la celebración de escrituras de compra - venta a favor de los posesionarios de terrenos municipales en la parroquia playas de vinces*. Recuperado de: <https://drive.google.com/file/d/0B67LTe0Xaj41eG5SdVBIWFpjUkU/view?resourcekey=0-95lxwFP9GRY91Ka0tp4i-Q> (Octubre, 2021).
47. GAD VINCES. (2018). *Ordenanza No. 008 - 2018. Ordenanza que regula la estructura tarifaria y cobro de la tasa por prestación de los servicios de agua potable y alcantarillado por parte del gobierno autónomo descentralizado municipal del cantón Vinces*. Recuperado de: <https://drive.google.com/file/d/1XH1bliA3dSL3gPc2plapQtGzuqCTnGaS/view> (Octubre, 2021).
48. GAD VINCES. (2019). *Ordenanza sustitutiva que reglamenta la determinación, administración, control y recaudación del impuesto de patente anual, que grava el ejercicio de toda actividad de orden económico que opere dentro del cantón Vinces*. Recuperado de: [https://drive.google.com/file/d/1vFN5pdM\\_cUapfiq9YCpSzwZXR82mfTM4/view](https://drive.google.com/file/d/1vFN5pdM_cUapfiq9YCpSzwZXR82mfTM4/view) (Octubre, 2021).
49. Gamboa, E., y Alvarez, R. (2014). *Acero Inoxidable 316 y 316L propiedades y características fisico-químicas*. (Proyecto Cátedra Libertadora). Fundación Universitaria Los Libertadores.
50. GKM SIEBTECHNIK. (2020). *Catalogue Screening Machines*. Recuperado de: [https://gkm-group.com/media/gkm\\_siebtechnik\\_gb\\_0204.pdf](https://gkm-group.com/media/gkm_siebtechnik_gb_0204.pdf) (Julio 2021).

51. Gosende, P. A. P. (2016). An approach to industrial facility layout evaluation using a performance index. *RAE Revista de Administracao de Empresas*, 56(5), 533-546. doi: 10.1590/S0034-759020160507.
52. Green, D. W., y Perry, R. H. (2008). *Perry's Chemical Engineerr'a Handbook*. (8va. ed.) New York, Estados Unidos: McGraw-Hill.
53. Guevara, M., y Salazar, R. (2015). *Caracterización morfológica del fruto y la semilla de 9 clones de cacao (Theobroma cacao L.) realizado en el Centro de Desarrollo Tecnológico del INTA, El Recreo, El Rama, RAAS en el año 2014 - 2015*. (Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Agrónomo). Universidad Nacional Autónoma de Nicaragua, Managua
54. Hammermills, C. (2021). Catálogo Champion Series Hammermill. Recuperado de: [https://www.cpm.net/downloads/Champion Series Hammermill Brochure.pdf](https://www.cpm.net/downloads/Champion%20Series%20Hammermill%20Brochure.pdf) (Julio, 2021)
55. Hii, C. L., Law, C. L., y Cloke, M. (2009). Modeling using a new thin layer drying model and product quality of cocoa. *Journal of Food Engineering*, 90(2), 191-198. doi: 10.1016/j.jfoodeng.2008.06.022
56. Hinojosa, M. A. (2018). *Diagrama de Gantt - GestioPolis*. Recuperado de: [http://www.colegio-isma.com.ar/Secundaria/Apuntes/Mercantil/4 Mer/Administracion/Diagrama de Gantt.pdf](http://www.colegio-isma.com.ar/Secundaria/Apuntes/Mercantil/4Mer/Administracion/Diagrama%20de%20Gantt.pdf) (Octubre, 2021).
57. Hoekman, S. K., Broch, A., y Robbins, C. (2011). Hydrothermal carbonization (HTC) of lignocellulosic biomass. *Energy and Fuels*, 25(4), 1802-1810. doi: 10.1021/ef101745n
58. Holcim. (2019). *Boletín informativo oficial de Holcim Ecuador S.A. para sus colaboradores*. Recuperado de: [https://www.holcim.com.ec/sites/ecuador/files/atoms/files/boletin\\_julio\\_pdf.pdf](https://www.holcim.com.ec/sites/ecuador/files/atoms/files/boletin_julio_pdf.pdf) (Mayo, 2021).

59. Holman, J. P. (1998). *Transferencia de Calor*. (8va. ed.). Ciudad de México, México: MCGRAW-HILL / INTERAMERICANA DE MEXICO.
60. IEES (Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social). (2018). *Tasas De Aportación*. Recuperado de: <https://www.iess.gob.ec/documents/13718/54965/Tasasdeaportacion.pdf> (Julio, 2021).
61. IIGE (Insituto de Investigación Geológico y Energético ). (2018). *Balance Energético Nacional 2018*. Recuperado de: <https://www.recursosyenergia.gob.ec/wp-content/uploads/2020/03/Balance-Energético-Nacional-2018.pdf> (Enero, 2021).
62. INAMHI. (2017). *Anuario meteorológico № 53-2013*. Instituto Nacional de Meteriología e Hidrología (Número 52). Recuperado de: [http://www.serviciometeorologico.gob.ec/docum\\_institucion/anuarios/meteorologicos/Am\\_2013.pdf](http://www.serviciometeorologico.gob.ec/docum_institucion/anuarios/meteorologicos/Am_2013.pdf) (Enero, 2021).
63. INEN (Instituto Ecuatoriano de Normalización). (2018). *Granos de cacao. Requisitos NTE INEN 176-5*. Recuperado de: [http://181.112.149.204/buzon/normas/nte\\_inen\\_176-5.pdf](http://181.112.149.204/buzon/normas/nte_inen_176-5.pdf) (Marzo, 2021).
64. Ingemecánica. (2021). *Cálculo y Diseño de Cintas Transportadoras*. Recuperado de: <https://ingemecanica.com/tutorialsemanal/tutorialn84.html> (Julio, 2021).
65. INIAP. (2018). Caracterización general del cacao- Cosecha y Post Cosecha. <http://tecnologia.iniap.gob.ec/images/rubros/contenido/cacao/cosecha.pdf> (Marzo, 2021).
66. Ischia, G., y Fiori, L. (2020). Hydrothermal Carbonization of Organic Waste and Biomass: A Review on Process, Reactor, and Plant Modeling. *Waste and Biomass Valorization*, 09. doi: 10.1007/s12649-020-01255-3

67. ISO 3310-1:2000 (2000). *Tamices de prueba. Requerimientos técnicos y ensayos. Parte 1. Tamices de ensayo de tejido de alambre metálico.*
68. Jaramillo D., J. D., y Cárdenas B., H. A. (2015). Número de Reynolds (Vol. 53, Número 9). Recuperado de: [https://repository.uniminuto.edu/bitstream/handle/10656/4849/T.IC JARAMILLO DIAZ JULIAN DAVID.pdf?sequence=1&isAllowed=y](https://repository.uniminuto.edu/bitstream/handle/10656/4849/T.IC%20JARAMILLO%20DIAZ%20JULIAN%20DAVID.pdf?sequence=1&isAllowed=y) (Mayo, 2021).
69. Jerold, M., y Sivasubramanian, V. (2020). *Biochemical and environmental bioprocessing: Challenges and Developments* (1ra. ed.). New York, Estados Unidos: CRC Press/ Taylor & Francis Group.
70. Kern, D. Q. (1999). *Procesos de Transferencia de Calor* (31va. ed., Vol. 6). Ciudad de México, México: MCGRAW-HILL BOOK COMPANY, INC.
71. Khan, T. A., Saud, A. S., Jamari, S. S., Rahim, M. H. A., Park, J. W., y Kim, H. J. (2019). Hydrothermal carbonization of lignocellulosic biomass for carbon rich material preparation: A review. *Biomass and Bioenergy*, 130(09), 105-384. doi: 10.1016/j.biombioe.2019.105384
72. Kirtania, K. (2018). Thermochemical conversion processes for waste biorefinery. *Waste Biorefinery: Potential and Perspectives*. Elsevier B.V. doi: 10.1016/B978-0-444-63992-9.00004-5
73. Kroll. (2021). *Generador de aire caliente estacionario serie S* (Vol. 4512). Recuperado de: <https://rentaclima.cl/wp-content/uploads/2021/04/Estacionario-Serie-S.pdf> (Agosto, 2021).
74. La Fabril S.A. (2018). *Grupo La Fabril Memoria de Sostenibilidad 2017 – 2018. (6ta. ed.)*. Recuperado de: [https://www.lafabril.com.ec/wp-content/uploads/2020/04/La-Fabril-Memoria-2018-\\_20-NOV.pdf](https://www.lafabril.com.ec/wp-content/uploads/2020/04/La-Fabril-Memoria-2018-_20-NOV.pdf) (Mayo, 2021).

75. Libra, J. A., Ro, K. S., Kammann, C., Funke, A., Berge, N. D., Neubauer, Y., Titirici, M. M., Fühner, C., Bens, O., Kern, J., y Emmerich, K. H. (2011). Hydrothermal carbonization of biomass residuals: A comparative review of the chemistry, processes and applications of wet and dry pyrolysis. *Biofuels*, 2(1), 71-106. doi: 10.4155/bfs.10.81
76. Llangarí, V., y Solís, G. (2013). *Diseño térmico e hidráulico de un intercambiador de coraza y tubos*. (Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, Riobamba
77. Lock, D. H. (2018). *Potencial energético de los residuos de la cadena de valor del cacao (Theobroma Cacao) en la Región Madre de Dios*. (Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Forestal). Universidad Nacional Agraria La Molina, Lima.
78. LRTI (Ley del Regimen Tributario Interno). (2017). *Art. 37. Tarifa del impuesto a la renta para sociedades*. Reglamento para la aplicación Ley de Régimen Tributario Interno (87) 1,2. 129-200. Recuperado de: <https://www.ces.gob.ec/lotaip/2018/Agosto/Anexos-literal-a2/LEY%20ODE%20REGIMEN%20TRIBUTARIO%20INTERNO,%20LRTI.pdf>. (Julio, 2021).
79. Lucian, M., y Fiori, L. (2017). Hydrothermal carbonization of waste biomass: Process design, modeling, energy efficiency and cost analysis. *Energies*, 10(2). doi: 10.3390/en10020211
80. MAG (Ministerio de Agricultura y Ganadería). (2018). *Boletín Situacional del Cacao. Boletines Situacionales, 1-6*. Recuperado de: [http://sipa.agricultura.gob.ec/boletines/situacionales/2018/boletin\\_situacional\\_cacao\\_2018.pdf](http://sipa.agricultura.gob.ec/boletines/situacionales/2018/boletin_situacional_cacao_2018.pdf) (Marzo, 2021).
81. MAG (Ministerio de Agricultura y Ganadería). (2019a). *Informe de*

*rendimientos objetivos de cacao (almendra seca) 2019*. Recuperado de: [http://sipa.agricultura.gob.ec/descargas/estudios/rendimientos/papa/rendimiento\\_papa\\_2019.pdf](http://sipa.agricultura.gob.ec/descargas/estudios/rendimientos/papa/rendimiento_papa_2019.pdf) (Marzo, 2021).

82. MAG (Ministerio de Agricultura y Ganadería). (2019b). *Informe de rendimientos objetivos de cacao almendra seca en el Ecuador 2018*. Recuperado de: [http://sipa.agricultura.gob.ec/descargas/estudios/rendimientos/papa/rendimiento\\_papa\\_2019.pdf](http://sipa.agricultura.gob.ec/descargas/estudios/rendimientos/papa/rendimiento_papa_2019.pdf) (Marzo, 2021).
83. Maleka, D. (2016). *Assessment of the implementation of alternative process technologies for rural heat and power production from cocoa pod husks*. (Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Máster en Ciencias). KTH School of Industrial Engineering Management, Estocolmo.
84. Material Mundial. (2020). *Acero Inoxidable 316 Ficha Técnica, Acero AISI 316 Propiedades, Inox 316 S - Material Mundial Grados*. Recuperado de: <https://www.materialmundial.com/inox-ss316-aisi-astm-acero-inoxidable-316-ficha-tecnica-propiedades-ss/> (Julio, 2021).
85. McCabe, W. L., Smith, J. C., y Harriott, P. (2007). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. (7ma. ed.). Ciudad de México, México: McGraw Hill
86. McGaughy, K., y Reza, T. M. (2018). Hydrothermal carbonization of food waste: simplified process simulation model based on experimental results. *Biomass Conversion and Biorefinery*, 8(2), 283-292. doi: 10.1007/s13399-017-0276-4
87. Megyesy, E. F. (1992). *Manual De Recipientes a Presion*. (1ra. ed.). Ciudad de México, México: Editorial Limusa, S.A de C.V.
88. Melis M., A., Martínez R., J., Buxeres O., A., Rodríguez G., M., y Salas R., J.

- (2016). Planta de producción de ácido fórmico. Capítulo 11-Manual de Cálculos. Recuperado de: <https://ddd.uab.cat/record/168367> (Mayo, 2021).
89. Mendoza D., I. de la C., Ibarra H., E. V., Dupin F., M., y Campos P., Y. (2018). Capacidad Volumétrica de tapas y fondos Toriesféricos. En *Journal of Materials Processing Technology* (1),1. doi: 10.1016/j.cirp.2016.06.001%0A
90. Merzari, F., Lucian, M., Volpe, M., Andreottola, G., y Fiori, L. (2018). Hydrothermal carbonization of biomass: Design of a bench-Scale reactor for evaluating the heat of reaction. *Chemical Engineering Transactions*, 65(2011), 43-48. doi: 10.3303/CET1865008
91. Ministerio Coordinador de Produccion, E. y C., Ministerio de Electricidad y Energia Renovable. (2014). *Atlas Biometrico del Ecuador*. 156. Recuperado de: <http://biblioteca.olade.org/opac-tmpl/Documentos/cg00194.pdf> (Octubre, 2021).
92. Ministerio Coordinador de Sectores Estratégicos. (2018). *Consumo de energía por sector y fuente*. Recuperado de: <http://www.sectoresestrategicos.gob.ec/balance-energetico/> (Marzo, 2021).
93. Ministerio de Energía y Recursos Naturales no Renovables. (2018). *Energía, sociedad y ambiente*. Recuperado de: <https://www.recursoyenergia.gob.ec/wp-content/uploads/2020/03/1.ENERGÍA-SOCIEDAD-Y-AMBIENTE-BEN.pdf> (Marzo, 2021).
94. Moss, D. R., y Basic, M. (2013). *Pressure Vessel Design Manual*. En *Pressure Vessel Design Manual* (4ta. ed.). Oxford, Reino Unida: Elsevier B.V.
95. Mugoronji, M., Manyuchi, M. M., Mbohwa, C., Muzenda, E., Stinner, W., y

- Sukdeo, N. (2020). Design and development of a hydrothermal reactor for bio coal production for application in solid waste management technologies. *IEEE International Conference on Industrial Engineering and Engineering Management*, 20(12) 556-561. doi: 10.1109/IEEM45057.2020.9309730
96. NACE. (2002). *NACE Corrosion Engineer's* (R. Baboian (ed.); 3ra. ed.). NACE INTERNATIONAL. Recuperado de: <http://www.nace.org> (Junio, 2021).
97. Nizamuddin, S., Baloch, H. A., Griffin, G. J., Mubarak, N. M., Bhutto, A. W., Abro, R., Mazari, S. A., y Ali, B. S. (2017). An overview of effect of process parameters on hydrothermal carbonization of biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 73(15), 1289-1299. doi: 10.1016/j.rser.2016.12.122
98. OLADE (Organización Latinoamericana de Energía). (2019). *Panorama Energético de América Latina y el Caribe. Panorama Energético de América Latina y el Caribe*. Recuperado de: <http://biblioteca.olade.org/opac-tmpl/Documentos/old0434b.pdf> (Marzo, 2021).
99. Pauline, A. L., y Joseph, K. (2020). Hydrothermal carbonization of organic wastes to carbonaceous solid fuel – A review of mechanisms and process parameters. *Fuel*, 279(04), 118-472. doi: 10.1016/j.fuel.2020.118472
100. Perry, R. H., Green, D. W., y Maloney, J. O. (1992). Manual del ingeniero químico. (6ta ed.). Ciudad de México, México: McGraw-Hill.
101. Perry, R. H., Green, D. W., y Maloney, J. O. (2000). Perry's chemical engineers' handbook. En Choice Reviews Online (7ma. ed.) New York, Estados Unidos: McGraw-Hill.



102. Prefectura Los Ríos. (2019). *Plan de desarrollo y ordenamiento territorial 2015 - 2019*. Recuperado de: [http://app.sni.gob.ec/sni-link/sni/PORTAL\\_SNI/data\\_sigad\\_plus/sigadplusdocumentofinal/1260000140001\\_P\\_DyOT\\_FINAL\\_GADPLR\\_-2015\\_final\\_15-05-2016\\_08-47-09.pdf](http://app.sni.gob.ec/sni-link/sni/PORTAL_SNI/data_sigad_plus/sigadplusdocumentofinal/1260000140001_P_DyOT_FINAL_GADPLR_-2015_final_15-05-2016_08-47-09.pdf) (Julio, 2021).
103. Quiñonez, Á. (2020). *Diseño de un calentador eléctrico con mecanismo de encendido automático por el flujo de agua*. (Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico Electricista). Universidad Nacional del Altiplano de Puno, Puno.
104. Quiroz V., J., y Soria V., J. (1994). *Caracterización Fenotípica Del Cacao Nacional De Ecuador. Boletín Técnico*. Recuperado de: [https://repositorio.iniap.gob.ec/bitstream/41000/1579/1/Boletín técnico No 74.pdf](https://repositorio.iniap.gob.ec/bitstream/41000/1579/1/Boletín_técnico_No_74.pdf) (Marzo, 2021).
105. RENOVETEC. (2019). *La vida útil de una planta industrial*. Recuperado de: <http://mantenimiento.renovetec.com/180-la-vida-util-de-una-planta-industrial> (Octubre, 2021).
106. Reza, M. T., Lynam, J. G., Vasquez, V. R., y Coronella, C. J. (2014). Effect of Hydrothermal Carbonization Reaction Parameters on. *Environmental Progress & Sustainable Energy*, 33(3), 676-680. doi: 10.1002/ep
107. Reza, M. T., Uddin, M. H., Lynam, J. G., y Coronella, C. J. (2014). Engineered pellets from dry torrefied and HTC biochar blends. *Biomass and Bioenergy*, 63, 229-238. doi: 10.1016/j.biombioe .2014.01.038
108. Ricaurte, L. E. (2016). *Diseño y simulación de un tanque mezclador de 10,000 gal para la elaboración de aceites lubricantes*. (Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Escuela Superior Politécnica Del Litoral, Guayaquil.

109. Robbiani, Z. (2013). Hydrothermal carbonization of biowaste / fecal sludge Conception and construction of a HTC prototype. (Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Máster en Ingeniería Mecánica. Eidgenössische Technische Hochschule Zürich, Zürich.
110. Rodríguez, M. (2017). *Diseño De Almacenamiento Y Alimentación De Biomasa Para Un Gasificador De La Central De 75 Kw E En El Laboratorio De Energias Renovables*. (Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Civil Mecánico). Universidad Técnica Federico Santamaría, Valparaíso.
111. Roig J., J. A. (2013). *Manual práctico para el diseño y cálculo de equipos de proceso para plantas industriales según el Código ASME Sección VIII División I*. Recuperado de: <https://zaguan.unizar.es/record/10197/files/TAZ-PFC-2013-117.pdf> (Junio, 2021).
112. Salazar, J. A. (2016). *Rendimiento de biomasa y valoración nutrimental de residuos pos cosecha de cacao (Theobroma cacao L)*. (Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Agropecuario). Universidad Técnica de Ambato, Ambato.
113. Sandemeyer Steel Company. (2013). Specification Sheet : Alloy 316 / 316L. *Sandemeyer Steel Company, 1*, 9-11. Recuperado de: <https://www.sandmeyersteel.com/images/316-316l-317l-specsheet.pdf> (Junio, 2021).
114. Sapag, Nassair, y Sapag, R. (1989). Preparacion y Evaluacion de Proyectos. (2da. ed.). Ciudad de México, México: *McGraw-Hill*
115. Sapag, Nassir, Sapag, R., y Sapag, J. (2014). *Reparación y evaluación de proyectos* (6ta. ed.). Ciudad de México, México: MCGRAW-HILL / INTERAMERICANA DE MEXICO.

116. Servicio Nacional de Aduana del Ecuador. (2017). *Para Importar. Servicio Nacional de Aduana del Ecuador*. Recuperado de: <https://www.aduana.gob.ec/para-importar/> (Octubre, 2021).
117. SHANDONG TIANLI ENERGY CO., L. (2020). *Catalogue Dryer*. Recuperado de: [https://www.tianlienergy.com/products/Fluidized\\_Bed\\_Dryer.html](https://www.tianlienergy.com/products/Fluidized_Bed_Dryer.html) (Julio, 2021).
118. Sharma, R., Jasrotia, K., Singh, N., Ghosh, P., srivastava, S., Sharma, N. R., Singh, J., Kanwar, R., y Kumar, A. (2020). A Comprehensive Review on Hydrothermal Carbonization of Biomass and its Applications. *Chemistry Africa*, 3(1), 1-19. doi: 10.1007/s42250-019-00098-3
119. Sherrard, A., Natucka, D., Fogelmark, J., y Shen, X. (2018). Swedish energy agency awards grant to htc industrial demo project in finland. *Bioenergy International*, 101(1), 1-40. Recuperado de: <http://online.slidehtml5.com/rqdz/pqlo/#p=1> (Mayo, 2021).
120. Sinnott, R., y Towler, G. (2012). *Diseno en Ingeniería Química* (5ta. ed.). Barcelona, España: Editorial Reverté.
121. SIPA (Sistema de Información Pública Agropecuaria), y MAG (Ministerio de Agricultura y Ganadería). (2018). *FICHA DEL CULTIVO DE CACAO (Theobroma cacao L.)*. FICHA DEL CULTIVO. Recuperado de: <http://sipa.agricultura.gob.ec/index.php/cacao> (Marzo, 2021).
122. SNI (Sistema Nacional de Información). (2019). *Plan de ordenamiento territorial de la parroquia rural Antonio Sotomayor*. Recuperado de: [http://app.sni.gob.ec/sni-link/sni/PORTAL\\_SNI/data\\_sigad\\_plus/sigad\\_plusdocumentofinal/1260028820001\\_Documento%20final%20aprobado\\_30-10-2015\\_23-05-02.pdf](http://app.sni.gob.ec/sni-link/sni/PORTAL_SNI/data_sigad_plus/sigad_plusdocumentofinal/1260028820001_Documento%20final%20aprobado_30-10-2015_23-05-02.pdf) (Febrero, 2021).
123. SODECA. (2019). *General Catalogue Industrial Fans* (pp. 1-340).

Recuperado de: [https://www.sodeca.com/upload/imgCatalogos/ES/SODECA\\_CT18\\_Catalogo\\_resumen\\_2019\\_LATAM.pdf](https://www.sodeca.com/upload/imgCatalogos/ES/SODECA_CT18_Catalogo_resumen_2019_LATAM.pdf) (Julio, 2021).

124. Spinozzi, D. (2020). *¿Cómo calcular la velocidad lineal de una cinta transportadora?* Recuperado de: <https://www.spinozziargentina.com/post/cómo-calcular-la-velocidad-lineal-de-una-cinta-transportadora> (Julio, 2021)
125. Steeman, G. (2005). Technical information. *Aerospace America*, 43(12), 33. doi: 10.1016/b978-0-12-801653-4.00004-7
126. Stemann, J., Putschew, A., y Ziegler, F. (2013). Hydrothermal carbonization: Process water characterization and effects of water recirculation. *Bioresource Technology*, 143, 139-146. doi: 10.1016/j.biortech.2013.05.098
127. Streeter, V. L., Wylie, E. B., y Bedford, K. W. (2000). *Mecánica de los Fluidos* (9na. ed.). Bogotá, Colombia: MCGRAW-HILL BOOK COMPANY, INC.
128. Strezov, V., y Evans, T. J. (2014). Biomass processing technologies. En V. Strezov & T. J. Evans (1ra. ed.). Boca Ratón, Estados Unidos: CRC Press/ Taylor & Francis Group3
129. Sutton, I. (2017). Safety in Design. En *Plant Design and Operations*. doi: 10.1016/b978-0-12-812883-1.00001-2
130. Talaş, Ş. (2010). The assessment of carbon equivalent formulas in predicting the properties of steel weld metals. *Materials and Design*, 31(5), 2649-2653. doi: 10.1016/j.matdes.2009.11.066
131. Tamani, D. G. (2019). *Caracterización morfológica del fruto y la semilla de Teobroma cacao L . en parcelas de agricultores - Caballo Cocha -*

*Loreto - Perú - 2017.* (Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Agronomo). Escuela de Formación Profesional de Agronomía, Iquitos.

132. Tekin, K., Karagöz, S., y Bektaş, S. (2014). A review of hydrothermal biomass processing. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 40, 673-687. doi: 10.1016/j.rser.2014.07.216
133. TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association Inc.). (2007). *Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association* (9na. ed.). New York, Estados Unidos: Tubular Exchanger Manufacturers Association Inc.
134. The Electrical Research Association. (1995). *Tablas de vapor* (1ra ed.). Massachusett, Estados Unidos: Alfaomega Grupo Editor.
135. Titirici, M. M. (2012). Hydrothermal Carbons: Synthesis, Characterization, and Applications. En *Novel Carbon Adsorbents*. Elsevier Ltd. doi: 10.1016/B978-0-08-097744-7.00012-0
136. Towler, G., y Sinnott, R. (2013). Design of Pressure Vessels. En *Chemical Engineering Design*. doi: 10.1016/b978-0-08-096659-5.00014-6
137. Trambouze, P., y Euzen, J.-P. (2004). Chemical reactors: from design to operation. En *Choice Reviews Online* (5ta ed.). Paris, Francia: Editions TECHNIP.
138. UNACEM. (2020). *Responsabilidad Social y Ambiental – UNACEM Ecuador*. Recuperado de: <https://unacem.com.ec/es/reportes-de-sostenibilidad/responsabilidad-social/> (Mayo, 2021).
139. Valarezo Cely, O., Cañarte Bermúdez, E., y Navarrete Cedeño, J. B. (2012). Artrópodos asociados al cultivo de cacao. *La Técnica*, 7, 34-42.

Recuperado de: <http://repositorio.iniap.gob.ec/handle/41000/4798>  
(Febrero, 2021).

140. Viñan, J., Puente, M., Ávalos, J. A., y Córdova, J. R. (2018). Proyectos de inversión: un enfoque práctico. En *Angewandte Chemie International Edition*, 6(11), 951–952. (1ra. ed.). Riobamba, Ecuador: Dirección de Publicaciones, Escuela Superior Politécnica de Chiborazo.
141. Weather Spark. (2021). *El clima en Vinces*. Recuperado de: <https://es.weatherspark.com/y/19351/Clima-promedio-en-Vinces-Ecuador-durante-todo-el-año#Sections-WaterTemperature> (Febrero, 2021)
142. White, F. M. (2011). *Fluid Mechanics* (7ma. ed.). New York, Estados Unidos: McGraw-Hill.
143. Yurioka, N. (2001). Physical metallurgy of steel weldability. *ISIJ International*, 41(6), 566-570. doi: 10.2355/isijinternational.41.566.