

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOCARBÓN POR TORREFACCIÓN A PARTIR DEL RAQUIS DE PALMA

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

ADRIANA ESTEFANÍA PAZMAY LÓPEZ

DIRECTOR: ING. MARCELO FERNANDO SALVADOR QUIÑONES MSc.

Quito, septiembre 2021

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

DECLARACIÓN

Yo, Adriana Estefanía Pazmay López, 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.

Adriana Estefanía Pazmay López

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por la señorita Adriana Estefanía Pazmay López

Ing. Marcelo Fernando Salvador Quiñones MSc.
DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a mis padres Lorena y Gonzalo por siempre ser un apoyo incondicional, por su esfuerzo dedicación y sacrificio para proporcionarme todo lo necesario en todos los aspectos en mi vida y anteponer siempre mi bienestar a sus deseos personales, gracias por ser los mejores padres del mundo.

Agradezco a mi hermano Sebastián porque su ejemplo de dedicación y constancia para cumplir sus sueños han sido siempre una motivación para seguir los míos, por todo el apoyo, ánimo y preocupación que siempre ha expresado hacia mí, gracias por ser el mejor hermano.

Te agradezco mi cuencano por todo lo que hemos vivido hasta ahora y ser parte fundamental, con tu apoyo y amor para cumplir con todas mis metas tanto personales como profesionales, sé que aún nos quedan muchas cosas por vivir y disfrutar juntos.

Agradezco a Diana, Rodrigo y Jota por ser esos amigos incondicionales que me apoyaron en todos los aspectos de este difícil trayecto, por acompañarme a estudiar, sufrir y reír juntos cada semestre.

Te agradezco Karen Marilú porque tu ejemplo de trabajo para alcanzar tus metas me motiva y me inspira a seguir tus pasos, gracias por todo el cariño que siempre me has expresado.

Agradezco a mi familia, tíos y primos cercanos por estar siempre en la disposición de ayudarme cuando lo he necesitado.

DEDICATORIA

A mis padres Gonzalo y Lorena, a mi hermano Sebastián, y a mis pesosis Lily y Kiara.

ÍNDICE DE CONTENIDO

	PÁGINA
RESUMEN	xiv
1. JUSTIFICACIÓN	1
1.1. Antecedentes y descripción del problema	1
1.2. Tecnología aplicada para la producción	2
1.3. Mercado	5
1.4. Tamaño y localización de la planta	7
2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	9
2.1. Descripción de materia prima, insumos, producto y servicios auxiliares	9
2.1.1. Materia prima	9
2.1.2. Insumos	11
2.1.3. Servicios auxiliares	12
2.1.4. Producto	13
2.2. Descripción de los procesos principales	15
2.2.1. Recepción y almacenamiento	15
2.2.2. Cortado	16
2.2.3. Molienda	16
2.2.4. Cribado	16
2.2.5. Torrefacción	17
2.2.6. Enfriamiento	19
2.2.7. Mezclado	19
2.2.8. Pelletizado	20
2.2.9. Almacenamiento	20
3. BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO	21
3.1. Recepción y almacenamiento del raquis de palma	21
3.1.1. Galpón industrial	22
3.2. Cortado del raquis de palma	24
3.2.1. Silos de alimentación	24
3.2.1.1. Geometría del silo	25
3.2.1.2. Selección del material	27
3.2.1.3. Espesor del cuerpo cilíndrico	27
3.2.1.4. Espesor del fondo cónico del silo	28

3.2.1.5.	Presión de operación	28
3.2.1.6.	Presión de diseño	31
3.2.1.7.	Temperatura de operación y diseño	32
3.2.2.	Trituradora para cortado de racimos vacíos de raquis de palma	32
3.2.2.1.	Potencia de la trituradora	32
3.2.3.	Banda transportadora silos de alimentación de raquis de palma – trituradora de racimos vacíos de raquis de palma	33
3.2.3.1.	Ángulo de recarga	33
3.2.3.2.	Ancho de la banda	34
3.2.3.3.	Área de la sección transversal de la pila de material	34
3.2.3.4.	Velocidad de la banda	35
3.3.	Molienda del raquis de palma	36
3.3.1.	Molino	36
3.3.1.1.	Potencia del molino	36
3.3.2.	Banda transportadora trituradora de racimos vacíos de raquis de palma – molino	37
3.4.	Cribado del raquis de palma	37
3.4.1.	Criba	38
3.4.1.1.	Superficie de cribado	38
3.4.1.2.	Capacidad básica	38
3.4.1.3.	Factores de corrección	39
3.4.2.	Banda transportadora molino - criba	41
3.5.	Torrefacción	42
3.5.1.	Reactor de torrefacción	42
3.5.1.1.	Recipiente interior del reactor de torrefacción	42
3.5.1.2.	Recipiente exterior del reactor de torrefacción	50
3.5.2.	Silo de almacenamiento de raquis de palma	53
3.5.3.	Quemador	54
3.5.4.	Banda transportadora criba – silo de almacenamiento de raquis de palma	55
3.5.5.	Banda transportadora silo de almacenamiento de raquis de palma - reactor de torrefacción	56
3.6.	Enfriamiento	56
3.6.1.	Tanque de enfriamiento	57
3.6.1.1.	Tanque de enfriamiento (recipiente interior)	57
3.6.1.2.	Chaqueta de enfriamiento	57
3.6.2.	Tornillo sin fin reactor – tanque de enfriamiento	61
3.6.2.1.	Área del canalón	61
3.6.2.2.	Velocidad de desplazamiento del transportador	62
3.6.2.3.	Determinación de la capacidad del tornillo sin fin	62
3.6.2.4.	Potencia de accionamiento	63
3.7.	Mezclado	63
3.7.1.	Equipo mezclador	64
3.7.1.1.	Tamaño de partícula	64

3.7.1.2.	Capacidad de la mezcladora	64
3.7.2.	Silo de almacenamiento de almidón de maíz	65
3.7.3.	Banda transportadora silo de almacenamiento de almidón de maíz – mezcladora	65
3.7.4.	Banda transportadora tanque de enfriamiento - mezcladora	66
3.8.	Pelletizado	66
3.8.1.	Máquina de pellets de biocarbón	66
3.8.2.	Banda transportadora mezcladora – máquina de pellets de biocarbón	67
3.8.3.	Banda transportadora máquina de pellets – máquina ensacadora	67
3.9.	Enscado	67
3.9.1.	Enscadora de pellets de biocarbón	67
3.10.	Dimensionamiento de tuberías	69
3.10.1.	Presión de diseño	74
3.10.2.	Temperatura de diseño	74
3.11.	Dimensionamiento de bombas y compresores	75
3.11.1.	Dimensionamiento de bombas	75
3.11.1.1.	Presión de succión y descarga	76
3.11.1.2.	Potencia requerida	76
3.11.2.	Dimensionamiento compresores	77
3.11.2.1.	Presión de succión y descarga	77
3.11.2.1.	Potencia requerida	77
4.	DISEÑO DE LA PLANTA	79
4.1.	Balance de masa	79
4.2.	Balance de energía	80
4.3.	Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos	81
4.3.1.	Galpón industrial	82
4.3.1.1.	Cálculo de la capacidad de almacenamiento del galpón industrial	83
4.3.1.2.	Cálculo de la altura del galpón	83
4.3.1.3.	Cálculo del ancho del galpón	84
4.3.2.	Silos de alimentación	84
4.3.2.1.	Cálculo de la capacidad de los silos	84
4.3.2.2.	Cálculo del ángulo del silo	85
4.3.2.3.	Cálculo del diámetro de la abertura del silo	86
4.3.2.4.	Cálculo del diámetro y la altura de la sección cilíndrica del silo	87
4.3.2.5.	Cálculo de la altura de la sección cónica del silo	88
4.3.2.6.	Cálculo de la altura total del silo	88

4.3.2.7. Selección del material	89
4.3.2.8. Cálculo del espesor de la sección cilíndrica del silo	89
4.3.2.9. Cálculo del espesor de la sección cónica del silo	90
4.3.2.10. Cálculo de la presión de operación	91
4.3.2.11. Cálculo de la presión de diseño	94
4.3.2.12. Determinación de la temperatura de operación y diseño	95
4.3.3. Trituradora de racimos vacíos de raquis de palma	95
4.3.3.1. Determinación de la potencia	95
4.3.4. Banda transportadora silos de alimentación - cortadora	96
4.3.4.1. Determinación del ángulo de recarga	96
4.3.4.2. Determinación del ancho de la banda	96
4.3.4.3. Determinación del área de la sección transversal de la pila de material	97
4.3.4.4. Cálculo de la velocidad de la banda	97
4.3.4.5. Cálculo de la longitud de la banda transportadora	97
4.3.5. Banda transportadora trituradora de racimos vacíos de raquis de palma – molino	99
4.3.5.1. Determinación del ancho de la banda	99
4.3.5.2. Determinación del área de la sección transversal de la pila de material	99
4.3.5.3. Cálculo de la velocidad de la banda	100
4.3.5.4. Cálculo de la longitud de la banda transportadora	100
4.3.6. Banda transportadora molino – criba	101
4.3.7. Molino	102
4.3.7.1 Determinación de la potencia	102
4.3.8. Criba	102
4.3.8.1. Determinación de la capacidad básica de la criba	102
4.3.8.2. Determinación del factor de corrección de densidad aparente	103
4.3.8.3. Determinación del factor de rechazo	103
4.3.8.4. Determinación del factor de semitamaño	103
4.3.8.5. Determinación del factor de eficiencia	104
4.3.8.6. Determinación del factor de abertura de la malla	104
4.3.8.7. Determinación del factor de inclinación de la malla	104
4.3.8.8. Determinación del factor de operación	104
4.3.8.9. Determinación del ancho mínimo de la criba	104
4.3.8.10. Cálculo de la superficie de la criba	105
4.3.9. Reactor de torrefacción	105
4.3.9.1. Recipiente interior del reactor de torrefacción	105
4.3.9.2. Recipiente exterior del reactor de torrefacción	114
4.3.10. Silo de almacenamiento de raquis de palma	121
4.3.11. Tanque de enfriamiento	122
4.3.11.1. Tanque de enfriamiento contenedor de la materia prima	122
4.3.11.2. Chaqueta de enfriamiento	124
4.3.12. Mezclador	129
4.3.12.1. Tamaño de partícula	129
4.3.12.2. Capacidad del mezclador	130
4.3.13. Silo de almacenamiento de almidón de maíz	131
4.3.14. Máquina de pellets de biocarbón	132

4.3.15. Máquina de ensacado de pellets de biocarbón	133
4.3.15.1. Cálculo de la cantidad de masa de biocarbón que cabe en cada saco	133
4.3.15.2. Cálculo del número de sacos necesarios	133
4.3.16. Quemador	134
4.3.16.1. Cálculo de la capacidad requerida del quemador	134
4.3.17. Banda transportadora criba – silo de almacenamiento de raquis de palma	135
4.3.18. Banda transportadora silo de almacenamiento de raquis de palma – reactor de torrefacción	135
4.3.19. Banda transportadora tanque de enfriamiento – mezcladora	136
4.3.20. Banda transportadora mezclador – máquina de pellets de biocarbón	137
4.3.21. Banda transportadora máquina de pellets – máquina ensacadora	137
4.3.22. Banda transportadora silo de almacenamiento de almidón de maíz – mezcladora	138
4.3.23. Tornillo sin fin reactor de torrefacción – tanque de enfriamiento	139
4.3.23.1. Cálculo del área del canalón	139
4.3.23.2. Cálculo de la velocidad de desplazamiento del transportador	140
4.3.23.3. Cálculo de la capacidad del tornillo sin fin	140
4.3.23.4. Cálculo de la potencia de accionamiento	141
4.3.24. Dimensionamiento de tuberías	142
4.3.24.1. Dimensionamiento de tuberías de succión y descarga para los gases que ingresan y salen del reactor de torrefacción	142
4.3.24.2. Dimensionamiento de tuberías de succión y descarga para el agua que ingresa y sale del tanque de enfriamiento.	167
4.3.25. Dimensionamiento de bombas y compresores	190
4.3.25.1. Dimensionamiento de bomba descarga – tanque de enfriamiento	191
4.3.25.2. Dimensionamiento de la bomba tanque de enfriamiento – descarga	192
4.3.25.3. Dimensionamiento del compresor quemador – reactor	194
4.3.25.4. Dimensionamiento del compresor reactor – quemador	195
4.3.26. Hojas de especificaciones de los equipos propuestos	197
4.4. Planificación de la producción	217
4.5. Diagrama de bloques (BFD) y diagrama de flujo (PFD)	220
4.6. Diagrama de tuberías e instrumentación	226
4.7. Layout y vistas de la planta	230
5. ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA	233

5.1.	Inversión	233
5.2.	Costos y gastos	235
5.3.	Ventas	240
5.4.	Flujo de caja e indicadores financieros VAN y TIR	241
5.5.	Punto de equilibrio	242
6.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	244
6.1.	Conclusiones	244
6.2.	Recomendaciones	245
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	246
	ANEXOS	264

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 2.1.	Caracterización físico – química del raquis de palma africana	11
Tabla 2.2.	Caracterización de los pellets de biocarbón	14
Tabla 2.3.	Temperatura de descomposición de la celulosa, hemicelulosa y lignina contenidas en la biomasa de algodón	18
Tabla 2.4.	Comportamiento en la descomposición del raquis de palma	18
Tabla 3.1.	Características físico-química inicial del raquis de palma africana	22
Tabla 3.2.	Espesores mínimos del cuerpo del recipiente de acuerdo al diámetro del mismo, (contiene corrosión de 2 mm)	47
Tabla 3.3.	Valores del factor M para el cálculo del espesor de la tapa torisférica según la relación L/r	49
Tabla 3.4.	Valores de velocidad permisibles en el interior de una tubería	69
Tabla 3.5.	Valores de caída de presión permisibles en el interior de una tubería para líquidos	69
Tabla 3.6.	Valores de caída de presión permisibles en el interior de una tubería para gases	70
Tabla 4.1.	Resultados del balance de masa realizado para el proceso de producción de pellets de biocarbón	79
Tabla 4.2.	Resultados del balance de energía realizado para el proceso de producción de pellets de biocarbón	80
Tabla 4.3.	Equipos necesarios en cada operación unitaria para la producción de pellets de biocarbón	81
Tabla 4.4.	Dimensiones de la banda que transporta el material desde el molino hacia la criba	101
Tabla 4.5.	Dimensiones obtenidas del silo de almacenamiento del raquis de palma	122
Tabla 4.6.	Dimensiones obtenidas para el tanque de enfriamiento	123

Tabla 4.7.	Dimensiones obtenidas para el silo de almacenamiento de almidón de maíz	132
Tabla 4.8.	Dimensiones la banda que moviliza el material desde la criba hacia el silo de almacenamiento de raquis de palma	135
Tabla 4.9.	Dimensiones de la banda que moviliza el material desde silo de almacenamiento de raquis de palma hacia el reactor de torrefacción	136
Tabla 4.10.	Dimensiones de la banda que moviliza el material desde el tanque de enfriamiento hacia la mezcladora	136
Tabla 4.11.	Dimensiones de la banda que moviliza el material desde la mezcladora hacia la máquina de pellets	137
Tabla 4.12.	Dimensiones de la banda que moviliza el material desde la máquina de pellets hacia la encasadora	138
Tabla 4.13.	Dimensiones de la banda que moviliza el material desde el silo de almacenamiento de almidón de maíz hacia el equipo mezclador	139
Tabla 4.14.	Hoja de especificación para los silos de alimentación	198
Tabla 4.15.	Hoja de especificación para la trituradora de racimos vacíos de raquis de palma	199
Tabla 4.16.	Hoja de especificación para el molino	200
Tabla 4.17.	Hoja de especificación para la criba	201
Tabla 4.18.	Hoja de especificación para el silo de almacenamiento de raquis de palma	202
Tabla 4.19.	Hoja de especificación para el reactor de torrefacción	203
Tabla 4.20.	Hoja de especificación para el tanque de enfriamiento	204
Tabla 4.21.	Hoja de especificación para la mezcladora	205
Tabla 4.22.	Hoja de especificación para la máquina de pellets de biocarbón	206
Tabla 4.23.	Hoja de especificación para la máquina de ensacado de pellets de biocarbón	207
Tabla 4.24.	Hoja de especificación para el quemador	208

Tabla 4.25.	Hoja de especificación para el silo de almacenamiento de almidón de maíz	209
Tabla 4.26.	Hoja de especificación para la banda transportadora silos de alimentación – trituradora	210
Tabla 4.27.	Hoja de especificación para la banda transportadora trituradora – molino	211
Tabla 4.28.	Hoja de especificación para la banda transportadora molino – criba	212
Tabla 4.29.	Hoja de especificación para el tornillo sin fin reactor de torrefacción – tanque de enfriamiento	213
Tabla 4.30.	Hoja de especificación para las bombas centrífugas	214
Tabla 4.31.	Hoja de especificación para el compresor centrífugo quemador – reactor	215
Tabla 4.32.	Hoja de especificación para el compresor centrífugo reactor – quemador reactor	216
Tabla 4.33.	Diagrama de Gantt del proceso de producción de pellets de biocarbón a partir del raquis de palma	218
Tabla 4.34.	Significado de cada color expuesto en el diagrama de Gantt	220
Tabla 5.1.	Precios de los equipos	233
Tabla 5.2.	Inversión fija	235
Tabla 5.3.	Energía necesaria para el funcionamiento de los equipos y costo de la misma	235
Tabla 5.4.	Salarios establecidos de los trabajadores	236
Tabla 5.5.	Costos directos	237
Tabla 5.6.	Costos indirectos	238
Tabla 5.7.	Gastos adicionales relacionados a los salarios	238
Tabla 5.8.	Gastos administrativos	239
Tabla 5.9.	Otros gastos	240
Tabla 5.10.	Ingresos por ventas	240

Tabla 5.11.	Indicadores financieros	241
Tabla 5.12.	Costos fijos	242
Tabla 5.13.	Costos variables	242
Tabla AI.1.	Composición de las corrientes de entrada y salida del reactor de torrefacción	266
Tabla AI.2.	Propiedades termofísicas del raquis de palma, del aire y entalpía de la reacción de torrefacción	267
Tabla AI.3.	Composición del gas de combustión que calienta la materia prima	267
Tabla AI.4.	Propiedades de los gases de combustión a diferente temperatura	268
Tabla AI.5.	Propiedades del agua a 303 K	268
Tabla AI.6.	Propiedades del gas natural a 21,5 °C	269
Tabla AV.1.	Datos de curva granulométrica de raquis de palma	322
Tabla AV.2.	Propiedades físicas y mecánicas del acero ASTM A36	326
Tabla AV.3.	Propiedades mecánicas acero inoxidable AISI 316	326
Tabla AV.4.	Propiedades y dimensiones de los rollos de fibra de vidrio existentes en el mercado	327
Tabla AVI.1.	Costo de los equipos que requieren importación	328
Tabla AVI.2.	Costo de los equipos que se pueden adquirir en el país	329
Tabla AVI.3.	Costo de construcción de los equipos	330
Tabla AVI.4.	Flujo de caja del proyecto	331
Tabla AVII.1.	Diagrama de Gantt para un día de producción	335

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Evolución de la demanda de energía a nivel mundial	5
Figura 1.2.	Evolución de la demanda de energía a nivel mundial hasta el año 2019 y su proyección hasta el año 2040	6
Figura 2.1.	Racimos vacíos o raquis de palma	10
Figura 2.2.	Estructura de la cadena de celulosa	10
Figura 2.3.	Estructura amilosa y amilopectina	12
Figura 2.4.	Pellets de biocarbón obtenidos a partir de raquis de palma	14
Figura 2.5.	Esquema del proceso principal para la producción de biocarbón a partir del raquis de palma mediante torrefacción	15
Figura 2.6.	Esquema reactor estático con chaqueta de calentamiento	17
Figura 3.1.	a) Racimo de fruta fresca de palma africana y b) Racimo vacío de palma africana de la extractora Río Manso en San Carlos, Quevedo	21
Figura 3.2.	Esquema de la tolva de alimentación	25
Figura 3.3.	Fluidez, ángulo de recarga y ángulo de reposo	34
Figura 3.4.	Gráfica para determinar el valor de ancho de banda necesario	34
Figura 3.5.	Capacidad de la banda transportadora	35
Figura 3.6.	Esquema del recipiente interior del reactor	43
Figura 3.7.	Forma de una tapa torisférica	48
Figura 3.8.	Esquema del recipiente exterior e interior del reactor	50
Figura 3.9.	Esquema de la chaqueta y tanque de enfriamiento	58
Figura 3.10.	Esquema de una tapa plana con ceja	60
Figura 3.11.	Diagrama de Moody	70
Figura 3.12.	Constantes de pérdidas por accesorios	73

Figura 4.1.	Dimensiones del recipiente exterior del reactor	115
Figura 4.2.	Esquema y dimensiones del tanque y la chaqueta de enfriamiento	125
Figura 4.3.	Diagrama de bloques de la planta de producción de biocarbón a partir de raquis de palma	221
Figura 4.4.	Diagrama PFD de la planta	222
Figura 4.5.	Simbología utilizada en el diagrama PFD de la planta	225
Figura 4.6.	Diagrama de instrumentación y tubería P&ID de la planta	226
Figura 4.7.	Simbología utilizada para el diagrama de instrumentación y tubería P&ID de la planta	229
Figura 4.8.	Distribución de la planta. Layout, vista superior	230
Figura 4.9.	Vista isométrica parcial de la planta	231
Figura 4.10.	Vista isométrica total de la planta	232
Figura 5.1.	Punto de equilibrio del proyecto	243
Figura AII.1.	Diagrama operación de recepción y almacenamiento	270
Figura AII.2.	Diagrama operación de almacenamiento	271
Figura AII.3.	Diagrama operación de cortado	272
Figura AII.4.	Diagrama operaciones de molienda y cribado	273
Figura AII.5.	Diagrama de operación del proceso de torrefacción	275
Figura AII.6.	Diagrama operación del proceso de enfriamiento	279
Figura AII.7.	Diagrama operación del proceso de mezclado	280
Figura AII.8.	Diagrama operación del proceso de pelletizado	282
Figura AII.9.	Diagrama de operación del proceso de ensacado	282
Figura AIII.1.	Variación de la temperatura del raquis de palma en función del tiempo	305
Figura AIV.1.	Especificaciones de la trituradora de racimos vacíos de raquis de palma	311

Figura AIV.2.	Especificaciones del molino de raquis de palma	312
Figura AIV.3.	Especificaciones de la criba	312
Figura AIV.4.	Especificaciones de la mezcladora	313
Figura AIV.5.	Especificaciones de la máquina de pellets	313
Figura AIV.6.	Especificaciones de la máquina ensacado de pellets	314
Figura AIV.7.	Especificaciones del quemador	315
Figura AIV.8.	Especificaciones de la banda transportadora	316
Figura AIV.9.	Especificaciones de la banda transportadora	317
Figura AIV.10.	Especificaciones de la banda transportadora	317
Figura AIV.11.	Especificaciones de la banda transportadora	318
Figura AIV.12.	Especificaciones del tornillo sin fin	319
Figura AIV.13.	Especificaciones de la bomba centrífuga	320
Figura AIV.14.	Especificaciones del compresor centrífugo	321
Figura AIV.15.	Especificaciones del compresor centrífugo	321
Figura AV.1.	Valores de capacidad básica	323
Figura AV.2.	Valores de factor de rechazo	323
Figura AV.3.	Valores de factor de semitamaño	324
Figura AV.4.	Valores de factor de eficiencia	324
Figura AV.5.	Valores de factor de abertura de la malla	325
Figura AV.6.	Valores de factor de inclinación de la malla	325
Figura AV.7.	Valores de ancho de la criba con base en el flujo a tratar	325

RESUMEN

El objetivo del presente trabajo fue el diseño de una planta para la producción de biocarbón, mediante torrefacción a partir del raquis de palma. La capacidad anual esperada de la planta es de 14 350 t distribuidas en sacos de 67 kg, con un procesamiento de 4 t/h del raquis de palma. Puesto que en la provincia de Santo Domingo de los Tsáchilas se encuentra la mayor concentración de extractoras de aceite de palma, generadoras de raquis de palma como parte de sus residuos agroindustriales, se estableció que esta es la ubicación adecuada para la operación de la planta.

El corazón del proceso lo constituye la operación de torrefacción, puesto que en esta etapa ocurre la transformación termoquímica del raquis de palma a biocarbón. Las condiciones de operación previamente establecidas para su correcta operación y obtención de un rendimiento másico igual a 66,65 %, corresponden a una temperatura de 250 °C y un tiempo de residencia de 1 hora. Sin embargo, para una mejor operación de torrefacción es primordial incluir operaciones previas de triturado, molienda y cribado para llegar al tamaño de partícula adecuado para su procesamiento. Mientras que posterior a la torrefacción se debe incluir un proceso de enfriamiento con el objeto de facilitar el manejo del material y llegar a la temperatura requerida en la subsiguiente operación de pelletizado, que tiene como fin densificar el material torrefactado con la adición de almidón de maíz y obtener pellets con propiedades adecuadas para su uso como combustible sólido.

Para obtener la producción requerida, la planta debe trabajar 24 horas al día en tres turnos, en los que se deben producir entre 15 y 16 lotes diarios. Del estudio de prefactibilidad económica con toda la información conseguida en el desarrollo del diseño, para una proyección de vida útil de 10 años, se obtuvo un valor actual neto (VAN) de 3 881 852,83 USD; un valor de tasa interna de retorno (TIR) igual a 67,70 % y un tiempo de recuperación de la inversión de 2 años. Del mismo modo se estableció que una vez alcanzado el 34,11 % de la producción se obtienen ganancias.

1. JUSTIFICACIÓN

En esta sección se presentan los precedentes que dieron paso al interés del diseño de la planta de producción de biocarbón a partir de raquis de palma, puesto que se describe el problema que conlleva la generación y acumulación de raquis de palma. Por otro lado, se expone la tecnología seleccionada para el proceso, el mercado al que el producto va dirigido, el tamaño y la selección de una localización adecuada para el funcionamiento de la planta.

1.1 ANTECEDENTES Y DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

Uno de los más importantes rubros agroindustriales en el Ecuador es la palma debido a la gran producción de aceite es la palma, puesto que en el año 2017 se registró un total de 257 000 hectáreas de superficie cultivada. Las plantaciones de palma aceitera se encuentran principalmente distribuidas en las provincias de Esmeraldas, Santo Domingo de los Tsáchilas, Sucumbíos, Napo y Francisco de Orellana (ANCUPA, 2017).

Debido a la producción de más de 520 000 t de aceite de palma, Ecuador se ha establecido como el segundo fabricante de este producto en América y el número seis a nivel mundial. La gran cantidad de plantaciones existentes en el país debido a la enorme producción de aceite trae consigo una significativa generación de residuos derivados de este rubro (ANCUPA, 2017).

En el Ecuador se genera alrededor de 6 millones de toneladas de residuos de palma africana por año, de los cuales el 20 % corresponde a raquis de palma. Solamente el 30 % de raquis de palma generado es utilizado para compostaje puesto que esta aplicación no resulta económicamente efectiva (ANCUPA, 2019; Leyva, Rodríguez, Mendoza y Cadena, 2019, p.5).

De modo que el 70 % de raquis de palma se acumula y termina en rellenos sanitarios que eventualmente se convierten en botaderos a cielo abierto y como

resultado de esta acumulación se originan deslaves, contaminación al ambiente por su descomposición, y proliferación de vectores que provocan problemas de salud a la población (Baquero y Belalcázar, 2020, p.31; Talero, Rincón y González, 2017a, p.29; Instituto Nacional de Preinversión, 2014, p.57; Ministerio del Ambiente y Agua, 2018; Leyva et al., 2019, p.6).

Reducir la degradación y contaminación medioambiental, consecuencia de la inadecuada disposición final de los residuos agroindustriales supone aporte valioso, de modo que su aprovechamiento es sumamente importante. La biomasa puede ser transformada en biocarbón con propiedades similares a las del carbón y convertirse en un potencial energético para su utilización principalmente en la industria (Baquero y Belalcázar, 2020, p.31; Talero et al., 2017a, p.29; Instituto Nacional de Preinversión, 2014, p.57; Ministerio del Ambiente y Agua, 2018).

En Ecuador, el 81 % de la matriz energética proviene del consumo de combustibles fósiles, del cual el 14,5 % es utilizado en el sector industrial para la obtención de energía mediante su combustión, constituyendo una problemática al ser una fuente no renovable y generar un gran impacto ambiental por los procesos relacionados a su explotación (Ministerio de Energía y Recursos Naturales no Renovables, 2018, pp.26-27).

En el año 2019, se registró una importación de 321 000 t de combustibles sólidos obtenidos de combustibles fósiles o de mineral, para utilizarse como combustible principalmente en la industria cementera (Aguirre, 2018, p.25; Ventosa, Sojos, Vicuña, Vela y Rivera, 2018, p.1; Portal Portuario, 2018; TradeMap, 2019).

1.2 TECNOLOGÍA APLICADA PARA LA PRODUCCIÓN

Algunos estudios han verificado la existencia de dos métodos termoquímicos para la conversión de residuos agrícolas en combustible, que no implican temperaturas tan altas como los convencionales. Uno de ellos es la carbonización hidrotermal, que es un proceso termoquímico realizado a temperaturas entre 200 y 300 °C en

un sistema cerrado con agua, cuyo objetivo es romper los enlaces de la materia orgánica y transformarlos en hidrocarburos (Sacramento-Rivero, Romero, Cortés-Rodríguez, Pech y Blanco-Rosete, 2010, p.261; Hitzl, 2015, 9.156).

La torrefacción constituye otro método usado para transformar las propiedades de la biomasa y proporcionar propiedades más adecuadas para su uso como combustible. Este método consiste en calentar la biomasa hasta una temperatura máxima de 300 °C en ausencia de oxígeno (Ferro, Soler y Zanzi, 2009, p.180).

En la torrefacción la biomasa se somete a un proceso de calentamiento gradual en atmósfera inerte hasta temperaturas entre 200 y 300 °C, con la que se logra obtener un producto con propiedades semejantes a las del carbón, porque se produce la despolimerización de la hemicelulosa y la liberación de grupos carbonilos y carboxilos de la celulosa (Arteaga, Santana y Segura, 2015, p.60).

Al comienzo del calentamiento en la torrefacción se produce la remoción de la mayor cantidad de agua contenida en la materia prima, la formación de dióxido de carbono y pequeñas cantidades de monóxido de carbono. Una vez que se alcanza temperaturas entre 180 y 270 °C comienza la degradación de la hemicelulosa, es decir, se cortan las cadenas de polisacáridos y también se pueden formar cantidades mínimas de productos orgánicos volátiles (Ferro et al., 2009, p.180; Trasobares, 2011, p.11).

Por lo general el material producto de la torrefacción contiene el 70 % de la masa inicial y el 90 % de la energía inicial. El porcentaje restante lo constituye el material volátil y el 10 % de la energía contenida en un principio (Trasobares, 2011, p.11).

Como resultado de este proceso se obtiene un material con propiedades óptimas para su uso como combustible. Puesto que el producto obtenido tiene un mayor poder calórico, menor contenido de humedad con respecto a la biomasa inicial y carece de la posibilidad de crecimiento bacteriano que puede deteriorar la materia (Trasobares, 2011, p.11).

Debido a que la humedad de la biomasa torrefactada es muy baja y la calidad del material para su uso como combustible es mejor, los costos de transporte son mejores y la logística de traslado no es tan complicada, puesto que no se necesitan condiciones especiales para su almacenamiento y ocupa menos espacio. El material obtenido de la torrefacción como lo expuesto anteriormente, puede ser utilizado como combustible al tener propiedades similares a las del carbón, sin embargo, no logra equiparar sus propiedades mecánicas por sí solas. Debido a la enorme ventaja que acompaña a la sustitución del carbón, la densificación de la biomasa torrefactada se torna necesaria para mejorar sus propiedades y convertirse en un combustible competitivo a nivel industrial (Trasobares, 2011, p.11).

Para obtener un producto adecuado y que sea de interés para su utilización en la industria es importante una operación posterior para la obtención de pellets. De modo que agregar un proceso de pelletización para complementar la torrefacción de la biomasa es importante para la obtención de un biocarbón apto para su comercialización (Trasobares, 2011, p.11).

Arequipa (2018), estudió ambos procesos; la carbonización hidrotermal y la torrefacción tanto con atmósfera inerte como con atmósfera oxidativa para la conversión a biocarbón a partir de raquis de palma africana en Ecuador, y determinó que el método idóneo para ello es mediante torrefacción con atmósfera oxidativa, así como determinó las mejores condiciones de operación para el trabajo con dicho método. Con este método consiguió un producto que cumplió con los estándares de calidad presentados en la norma BS EN 14961-6 "Requerimientos generales para biocombustibles sólidos y clases de combustibles" (BS EN 14961-6, 2012).

Talero et al. (2017a) corroboraron estas condiciones adecuadas para la torrefacción, a través del estudio de algunas variables en el proceso de torrefacción de raquis de palma procedente de los llanos orientales de Colombia; obtuvieron un material con propiedades energéticas adecuadas para ser combustible, al evaluar la composición y propiedades energéticas del producto final.

Por ende, para el diseño de la planta en el presente trabajo se utilizó el método de torrefacción para la transformación del raquis de palma a biocarbón. El material torrefactado de raquis de palma obtenido incrementa su valor energético al densificarlo, al aumentar su capacidad de aplicación como combustible, de modo que se deben obtener pellets. Arequipa (2018) y González, Rincón, Talero y Zapata (2017b) establecieron las mejores condiciones de operación para el proceso de torrefacción y su subsiguiente proceso de pelletización, datos tomados en cuenta para el desarrollo del presente trabajo.

1.3 MERCADO

Los pellets de biocarbón buscan sustituir a los combustibles fósiles o mineral, principalmente al carbón, puesto que el uso de estos combustibles es primordial para la obtención de energía. En la Figura 1.1 se presenta la evolución de la demanda de energía hasta el año 2008 procedente por fuente a nivel mundial.

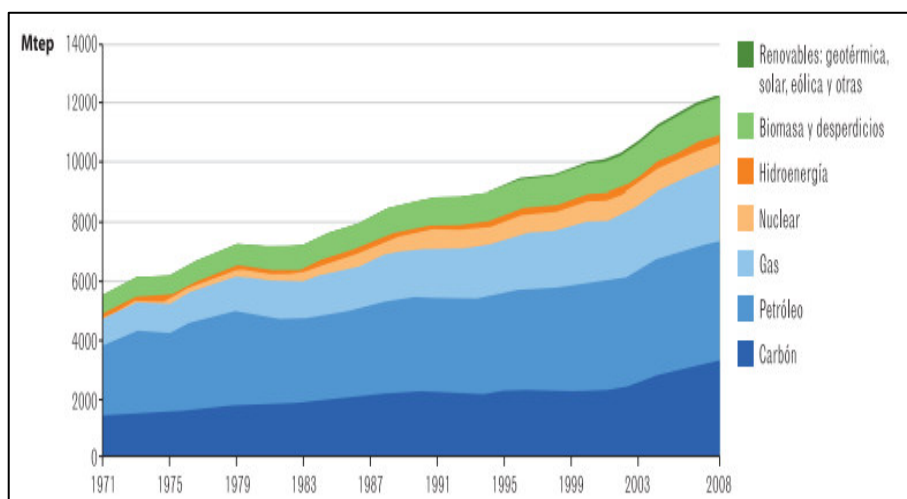


Figura 1.1. Evolución de la demanda de energía a nivel mundial (OLADE, 2019)

Como se puede observar en la Figura 1.1 el uso de combustibles fósiles ha ido en aumento desde el año 1971, particularmente el proveniente del petróleo, gas y carbón. Por lo que en la Figura 1.2 se presenta la evolución de la demanda energía

hasta el año 2019 y una proyección hasta el año 2040 (El periódico de la Energía, 2019).

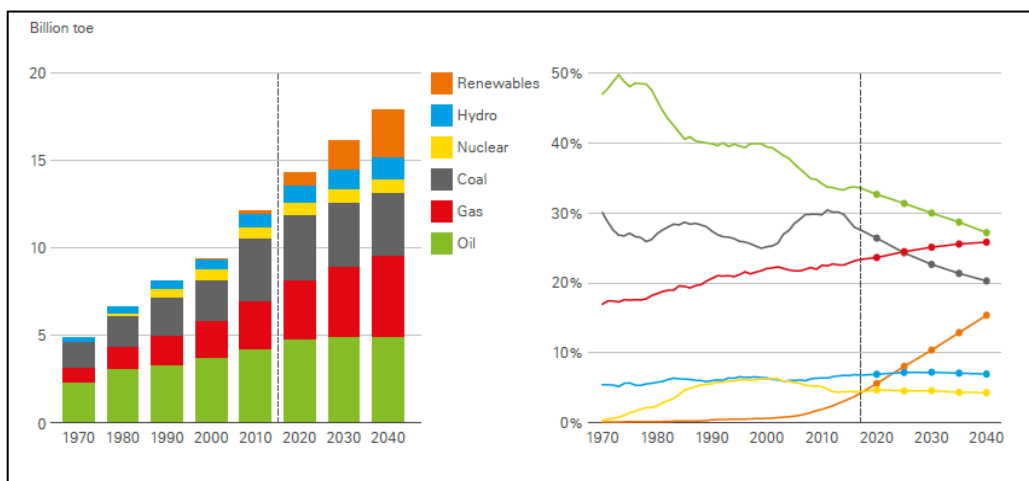


Figura 1.2. Evolución de la demanda de energía a nivel mundial hasta el año 2019 y su proyección hasta el año 2040 (El periódico de la Energía, 2019)

En la Figura 1.2 puede observarse que la energía proveniente de otras fuentes ajenas a los combustibles fósiles ha ido en aumento significativo y representan una alternativa viable a los combustibles fósiles (El periódico de la Energía, 2019).

El uso de los combustibles sólidos en el Ecuador está encaminado para la producción de energía en altos hornos, los cuales se encuentran especialmente en la industria cementera. Las principales cementeras del país, como: Holcim, Unacem, Cementos Chimborazo e Industrias Guapán, tienen un consumo anual de 400 000 t de coque de petróleo, carbón mineral y crudo reducido.

A pesar de que dichas empresas han buscado paulatinamente reemplazar sus combustibles fósiles por biomasa, esto se dificulta debido a que la cantidad de energía proporcionada por la quema directa de biomasa no entrega una cantidad de energía equiparable a la de los otros combustibles (Cementos Chimborazo, 2018; Holcim, 2017, p.22; Industrias Guapán, 2017; Unacem, 2018, p.16). Por otro lado, en el año 2019 se registró una importación de 14 800 t de hulla y combustibles sólidos similares a los obtenidos de la hulla, 756 t de coque, semicoque de hulla,

lignito y carbón, y 305 000 t de coke de petróleo y residuos de aceite de petróleo o mineral (Ministerio de Transporte y Obras Públicas, 2019; TradeMap, 2019).

Por lo tanto, el uso del biocarbón proveniente del raquis de palma, presume una alternativa energética viable al contener un poder calórico semejante al entregado por los combustibles mencionados.

1.4 TAMAÑO Y LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

La mayor concentración de empresas extractoras de aceite en el Ecuador y por consiguiente con gran generación de raquis de palma como residuo agroindustrial, se encuentra en la provincia de Santo Domingo de los Tsáchilas. Existen grandes extractoras como: PEXA Planta Extractora Agrícola la Unión S.A., Extractora Río Manso Exa S.A- Sede Monterrey, Extractora Río Manso Exa S.A- Sede Tysaisa, Ecuital, Planta Extractora de Palma Africana Teobroma, Palmeras de los Andes, sede Santo Domingo, Siexpal S.A., La Joya Extra-Joya CIA. Ltda, y AEXAV CIA. Ltda (Baquero y Belalcázar, 2020, p.30).

En esta provincia se genera alrededor de 54 470 t/año de raquis de palma y con el presente trabajo se pretende tratar el 28 % de estos residuos generados en un inicio, como introducción de este biocarbón al mercado, porque con este porcentaje se permite procesar un flujo de materia prima con equipos de capacidad existente y factible de obtener en el mercado, además que se ajustan al espacio de terreno disponible para la colocación de la planta. Se pretende tratar 4 000 kg/h de materia prima, con un rendimiento másico del 66,65 % del proceso para obtener un flujo másico de producto de 2 666,67 kg/h (Arequipa, 2018, p.11; Baquero y Belalcázar, 2020, p.30).

Con el flujo másico de producto estipulado, al considerar que la operación de los equipos corresponde a un trabajo de 24 horas por día porque ciertos equipos trabajan de manera continua y apagarlos constantemente representaría un problema y pérdida de tiempo en su funcionamiento, así como para maximizar la

operación de la planta, se obtiene una producción promedio de 41 t de biocarbón al día. Cabe recalcar que en la producción mensual se tomó en cuenta que cada 5 días se abastece de materia prima a la planta y que para el mantenimiento se paralizará la operación de la planta durante 15 días anualmente. De modo que a continuación se presenta el cálculo para la obtención de la capacidad de producción de la planta.

$$41 \frac{\text{ton}}{\text{día}} \times \frac{350 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 14\,350 \frac{\text{toneladas}}{\text{año}}$$

En lo que se refiere a la localización de la planta, como se expresó anteriormente la mayoría de extractoras de aceite de palma se encuentran en la Provincia de Santo Domingo, por su consecuente generación de residuos, por lo tanto, la empresa se ubicará en esta provincia. La selección de esta ubicación es primordial por la cercanía con la materia prima, debido a que el transporte del producto presenta menos obstáculos que la movilización de la materia prima, sin embargo, existen otros factores a considerar.

La mayor parte de su territorio cuenta con los servicios básicos necesarios para la implementación y operación sin inconveniente de la planta. Según datos oficiales el 98,7 % de la provincia cuenta con servicio de energía eléctrica, el 73,2 % con servicio de agua potable y el 89,5 % con servicio municipal de recolección de basura (Instituto Nacional de Estadística y Censos, 2018).

La Concordia y Santo Domingo son los cantones que constituyen la provincia y, por lo tanto, se consideraron ambos lugares para la selección de la microlocalización de la planta. Puesto que las empresas extractoras de aceite de palma mencionadas previamente se ubican en su mayoría en el cantón de La Concordia, se eligió este lugar como el apropiado para la localización de la planta de procesamiento del raquis de palma que dichas empresas generan como residuo.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En este capítulo se describe la materia prima, los insumos y los servicios auxiliares necesarios para la producción de biocarbón a partir del raquis de palma por torrefacción. Así como una descripción de los procesos correspondientes a los equipos principales, en especial de la torrefacción que es el corazón del proceso, y el producto obtenido.

2.1 DESCRIPCIÓN DE MATERIA PRIMA, INSUMOS, PRODUCTO Y SERVICIOS AUXILIARES

2.1.1 MATERIA PRIMA

La palma africana es una planta monocotiledónea constituida por el tronco, el follaje, las raíces, las inflorescencias, los racimos y los frutos. De estos componentes, el de interés para la industria es el racimo. Los racimos de la palma están constituidos fundamentalmente por los frutos y el raquis central cuya función es brindar soporte a los mismos. Los frutos son los que proporcionan el tan preciado aceite comercializado a nivel mundial por sus múltiples aplicaciones. Por lo que al momento de extraer dicho aceite del fruto se genera como residuo el raquis central de palma, que constituye la materia prima para la elaboración del producto en el presente trabajo (Fernández y Ortiz, 1994, p.80).

Este raquis central corresponde a los racimos vacíos de la palma y se compone entre el 20 y 35 % de la totalidad de la masa de los racimos con frutos frescos. Durante el proceso de producción del aceite de palma existe una operación específica donde se obtiene el raquis de palma denominado desfrute. El desfrute es una operación que consiste en la separación mecánica de los frutos y el raquis central de la palma, que al no tener aparentemente valor alguno lo acumulan en grandes cantidades y de hecho supone un problema importante con el que las empresas tienen que lidiar, la apariencia física de los racimos vacíos o también

denominado raquis de palma, se presentan en la Figura 2.1. (Law y Jiang, 2001, p. 1).



Figura 2.1. Racimos vacíos o raquis de palma
(Rosales, 2018, p.19)

El raquis de palma es un material lignocelulósico, compuesto principalmente por lignina, celulosa y hemicelulosa. De los tres el componente mayoritario es el polímero lineal conocido como celulosa, que se encuentra conformado por unidades de β -glucosa ($C_6H_{10}O_5$) vinculadas entre sí por enlaces tipo éter, como se presenta en la Figura 2.2 (Trasobares, 2011, p.10).

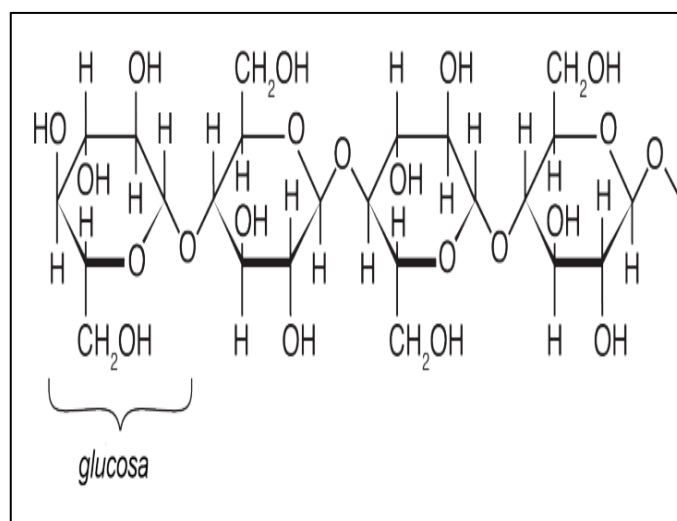


Figura 2.2. Estructura de la cadena de celulosa
(Fengel y Wegener, 1984)

La hemicelulosa también es un polímero, pero a diferencia de la celulosa, es una cadena ramificada de diversos polisacáridos que forman cadenas cortas, por lo que su peso molecular es menor que 30 g/mol, mientras que la celulosa tiene un peso molecular mayor de 100 g/mol (Trasobares, 2011, p.10).

La lignina que se ocupa de unir las fibras formadas de celulosa, es un polímero tridimensional constituido por unidades de fenilpropano ($C_{10}H_{15}O_3$), unidas entre sí por enlaces tipo alquil – aril – éter o enlaces tipo carbono-carbono. También los materiales lignocelulósicos tienen en su composición entre el 0,3 - 1 % de minerales, alrededor del 30 % de humedad y en su composición elemental tiene aproximadamente el 50 % de carbono (Trasobares, 2011, p.10). En la Tabla 2.1 se presenta la caracterización físico – química del raquis de palma africana en Ecuador

Tabla 2.1. Caracterización físico – química del raquis de palma africana

Característica	Unidad	Valor
Poder calórico	MJ/kg	18,63
Humedad	%	33,94 ± 0,01
Grasas, ceras y resinas	%	8,27 ± 0,01
Lignina	%	15,12 ± 0,01
Celulosa	%	68,11 ± 0,01
Hemicelulosa	%	16,78
Cenizas	%	6,07 ± 0,01
Volátiles	%	62,64 ± 0,01
Carbón fijo	%	31,29

(Arequipa, 2018, p.9)

2.1.2 INSUMOS

Para mejorar las propiedades mecánicas de los pellets de biocarbón es necesario agregar un 10 % en masa de almidón de maíz a la biomasa torrefactada. El almidón de maíz debe ser añadido puesto que actúa como aglutinante y es el único insumo necesario para el proceso durante la etapa de mezclado (Arequipa, 2018, p.13). El almidón es un carbohidrato sintetizado por las plantas superiores y es almacenado como fuente de energía para las mismas, siendo el más importante el del maíz,

puesto que, de la producción mundial de almidón, el 83 % proviene del maíz (Benítez. 2008, pp.15 – 18). El almidón constituye el 62 % de la composición química del grano de maíz, que se puede obtener por diversos métodos. Químicamente el almidón está constituido por dos polímeros que difieren en su estructura; amilosa y amilopectina, que forman un polisacárido que enlazan D – glucopiranosas mediante enlaces glucosídicos, por lo que en la Figura 2.3 se presenta las estructuras de la amilosa y amilopectina (Benítez. 2008, pp.15 – 18).

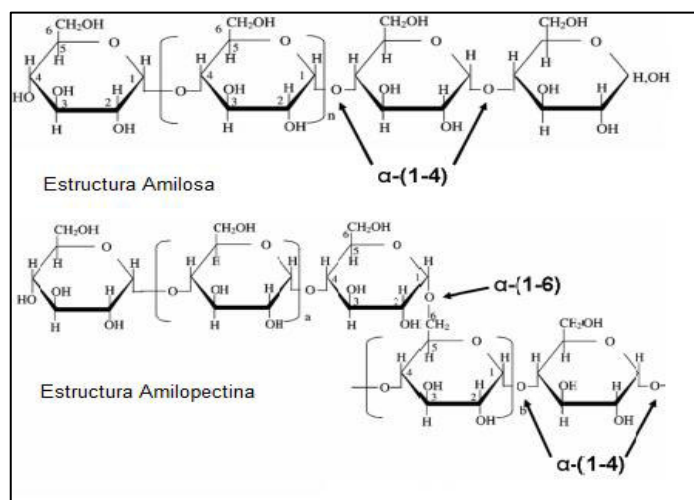


Figura 2.3. Estructura amilosa y amilopectina
(Benítez, 2008, pp.17-18)

En lo que se refiere a la caracterización física, el almidón de maíz tiene una densidad de 1 500 kg/m³, un tamaño de partícula promedio de 12,69 µm; contenidos de cenizas de 0,09 %; un contenido de humedad de 6,79 % y se puede percibir como un polvo fino de color blanco (Benítez, 2008, p.47; Medina y Salas, 2008, p. 60).

2.1.3 SERVICIOS AUXILIARES

Para la producción de biocarbón a partir de raquis de palma es necesario la utilización de tres servicios auxiliares. El primero corresponde a gases de combustión provenientes de un quemador a gas natural para el calentamiento del reactor de torrefacción, el segundo servicio necesario es agua para la operación de

enfriamiento del raquis de palma torrefactado y el tercer servicio auxiliar es la electricidad para el funcionamiento de los equipos.

2.1.4 PRODUCTO

El proceso de descomposición térmica del raquis de palma, tiene como fin la obtención de un producto denominado biocarbón. que presenta propiedades diferentes a la biomasa inicial, que es meramente un residuo procedente de actividades industriales correspondiente a la producción de aceite. Con la descomposición térmica se logra tener un material (biocarbón) con el 91,5 % menos de humedad, el 47,2 % menos de volátiles y 91,8 % menos de cenizas; así como un incremento de 31,7 % de poder calórico (Arequipa, 2018, p.11), de esta manera se logra proporcionar un valor agregado a lo que en un principio resulta ser un residuo comúnmente acumulado y finalmente desechado.

Se denomina biocarbón debido a que su composición físico - química es muy similar a la del carbón, su diferencia más significativa es en su proceso de obtención y extracción. El carbón tiene su origen en la biomasa que se forma por procesos geológicos a través de los años, en tiempos que comprenden escalas geológicas y comúnmente se extrae mediante la explotación de yacimientos de carbón, lo que implica un impacto ambiental alto, mientras que el biocarbón se obtiene mediante procesos térmicos de residuos agroindustriales, por lo que no es necesario afectar el entorno donde se realiza su obtención, así como se aprovecha un residuo que de otro modo resulta ser un problema por su acumulación y consecuente proliferación de vectores.

A pesar de la similitud en las características físicoquímicas, ambos materiales no ostentan completa igualdad, el biocarbón presenta relaciones de O/C más alta que la del carbón mineral. El aspecto físico del biocarbón es muy parecido al carbón puesto que es un sólido de color negro, de gran porosidad, que al ser sometido al proceso de densificación con ayuda de un aglutinante se obtienen pellets como se muestra en la Figura 2.4 (Talero et al., 2017a, p. 77; Major, 2011, p.5).



Figura 2.4. Pellets de biocarbón obtenidos a partir de raquis de palma
(Talero et al., 2017a, p. 77)

Los pellets de biocarbón poseen una apariencia física muy similar a la del carbón, no solo por el color negro de su apariencia, sino también por sus propiedades mecánicas, lo cual se logra al densificar el material después del proceso térmico con la adición de un 10 % m/m de almidón de maíz.

De modo que en la Tabla 2.2 se presentan las características de estos pellets de biocarbón que se obtienen al final del proceso. Los pellets de biocarbón con estas características son lo que se pueden presentar al mercado como una opción de sustitución a los combustibles sólidos provenientes de fuentes fósiles, puesto que la biomasa únicamente torrefactada no podría suponer dicha opción.

Tabla 2.2. Caracterización de los pellets de biocarbón

Propiedad	Unidad	Valor
Poder calórico	MJ/kg	27,53
Humedad	%	7,00 ± 0,71
Cenizas	%	5,32 ± 0,71
Durabilidad	%	99,21 ± 0,71
Diámetro	mm	8
Largo	mm	50

(Arequipa, 2018, p.13)

2.2 DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS PRINCIPALES

En la Figura 2.5 se presentan las operaciones que conforman el proceso de producción.

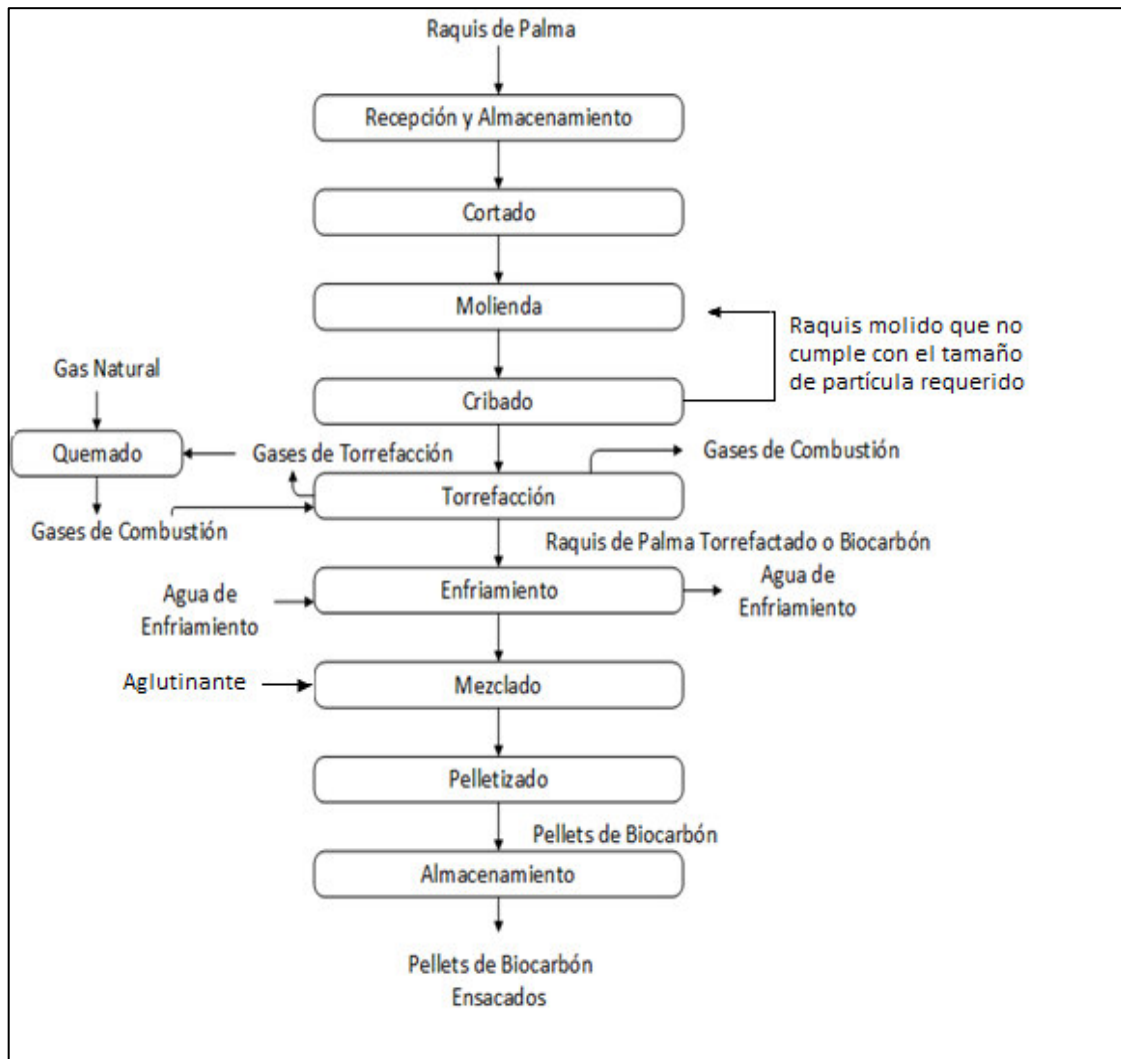


Figura 2.5. Esquema del proceso principal para la producción de biocarbón a partir del raquis de palma mediante torrefacción

2.2.1 RECEPCIÓN Y ALMACENAMIENTO

En la recepción y almacenamiento la materia prima debe cumplir con ciertas características y se debe contar con la capacidad de almacenamiento de los

racimos vacíos para 5 días, puesto que la frecuencia de cosecha de la palma es entre 5 y 15 días (INIAP – EESD, 2015, p.76).

Como su densidad aparente es de 700 kg/m^3 (Dungani, et al., 2018, p.31), para su almacenamiento se requiere de un gran volumen, que lo puede proporcionar un galpón industrial.

2.2.2 CORTADO

Para el cortado, el objetivo es triturar los racimos vacíos de raquis de palma que tienen un tamaño de 28 cm y conseguir un tamaño de partícula de 10 cm (Khalil, Jawaid, Tahir y Hassan, 2012, p.195) mediante una trituradora que contiene cuchillas ensamblados en el eje de dos rodillos.

Para este proceso es necesario silos de alimentación para facilitar el transporte hacia la trituradora que cumple el trabajo de reducción de tamaño y para movilizar el material a través de los equipos se requieren bandas transportadoras.

2.2.3 MOLIENDA

Es necesario reducir más el tamaño de partícula, puesto que el tamaño adecuado para la torrefacción oscila entre 0,230 mm y 0,560 mm (González et al., 2017b, p.64), lo que corresponde a un proceso de trituración secundaria.

El tamaño inicial de partícula es de 10 cm, de modo que para alcanzar el tamaño de partícula correcto es necesario utilizar un molino. También es importante la utilización de una banda transportadora para el transporte del material.

2.2.4 CRIBADO

El cribado es fundamental para evitar que flujo de material con tamaño de partícula inadecuado ingrese al proceso subsiguiente, de tal manera que este flujo

correspondiente al 17 % del flujo total que no contiene el tamaño de partícula adecuado se recicle al proceso de molienda (González et al. 2017b, p.73). En esta etapa es necesario el uso de una criba para los fines consiguientes y de una banda transportadora para movilizar el material.

2.2.5 TORREFACCIÓN

Esta operación es el corazón del proceso, puesto que en esta etapa ocurre la transformación termoquímica del raquis de palma a un material con menor contenido de cenizas, de humedad, de materia volátil y mayor poder calórico, mediante un proceso de calentamiento gradual en un reactor estático, como se presenta en la Figura 2.6. Las condiciones de operación óptimas para este proceso son 250 °C de temperatura, atmósfera oxidativa y tiempo de residencia de 1 hora (Arequipa, 2018, p.11).

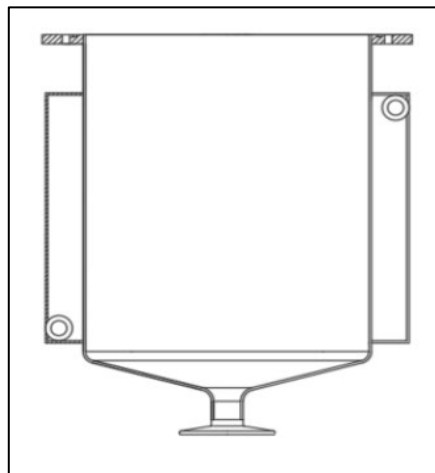


Figura 2.6. Esquema reactor estático con chaqueta de calentamiento
(León, 2018, p.41)

La celulosa, hemicelulosa y lignina, principales constituyentes de la biomasa en general, se descomponen a diferentes rangos de temperatura, la lignina se descompone fácilmente, para la descomposición de la hemicelulosa se requieren temperaturas mayores y la descomposición de la celulosa es posible a temperaturas aún más altas y no es posible durante el proceso de torrefacción. En los primeros estudios realizados en biomasa de algodón se obtuvo una primera

noción de los valores de temperatura de descomposición de cada uno de estos componentes, como se muestra en la Tabla 2.3 (Trasobares, 2011, p.14).

Tabla 2.3. Temperatura de descomposición de la celulosa, hemicelulosa y lignina contenidas en la biomasa de algodón

Componente	Temperatura (°C)
Lignina	> 200
Hemicelulosa	>210
Celulosa	> 300

(Trasobares, 2011, p.14)

El comportamiento de raquis de palma durante la torrefacción presenta un patrón de descomposición similar al presentado por la descomposición de biomasa de algodón. Los valores de temperatura y tiempo de descomposición de los componentes del raquis de palma se presentan en la Tabla 2.4 (Arequipa, 2018, p.9)

Tabla 2.4. Comportamiento en la descomposición del raquis de palma

Componente	Temperatura (°C)	Tiempo (min)
Agua	≤ 100	0 - 30
Lignina	> 100	15 - 60
Hemicelulosa	250	30 - 60
Celulosa	250	50 - 60

(Arequipa, 2018, p.9)

Posterior a la operación de torrefacción se obtiene un producto que corresponde al 60 % de la masa inicial, con una humedad de 4,8 %; mientras que el resto de la masa inicial se transforma en gases. Por otro lado, el rendimiento del proceso total de producción de biocarbón al tomar en cuenta todas las operaciones unitarias involucradas es de 66,65 % (Arequipa, 2018, p.13; Talero et al., 2017a, p. 44).

Se requiere para la operación de torrefacción un reactor estático provisto de una chaqueta de calentamiento. En el interior de la chaqueta deben circular gases de combustión provenientes de un quemador a gas natural, para alcanzar la

temperatura requerida de 250 °C en el interior del reactor. Los gases de combustión empleados en la chaqueta de calentamiento poseen una temperatura de 300 °C. En esta operación no solo se requiere del reactor estático, sino también un silo que proporcione almacenamiento al raquis de palma proveniente de la criba. Esto es necesario puesto que, al trabajar el reactor por lotes, el silo debe almacenar todo el flujo que sale de manera continua en los procesos previos hasta que la reacción se efectúe. Es así como se torna necesario un quemador para la producción de los gases de calentamiento y tornillo sin fin para sacar el material del reactor.

2.2.6 ENFRIAMIENTO

Debido al proceso de torrefacción, la biomasa alcanza una temperatura alta, de modo que, por medio de un recipiente con una chaqueta de enfriamiento, en la que circulará agua, se debe disminuir a un valor de 100 °C, óptimo para el proceso subsiguiente que es la pelletización (González et al., 2017b, p.65). Para esta operación es necesario un tanque provisto de una chaqueta de enfriamiento, en el interior de la cual se utilice agua como fluido de enfriamiento. También se requiere una banda transportadora para movilizar el material desde el tanque hacia la operación subsiguiente.

2.2.7 MEZCLADO

Para obtener pellets es necesario añadir un 10 % m/m de almidón de maíz. Es primordial la adición de almidón de maíz al material proveniente de la torrefacción, puesto que se usa como aglutinante con el objetivo de conseguir pellets de biocabón con propiedades aptas para su utilización como combustible sólido que cumplan con la norma BS EN 14961-6 “Requerimientos generales para biocombustibles sólidos y clases de combustibles” (BS EN 14961-6, 2012). Para esta operación se requiere un mezclador helicoidal para mezclar el flujo del raquis de palma proveniente de la operación de enfriamiento con un flujo de almidón de maíz proveniente de un silo, que debe tener la capacidad de almacenamiento

necesario para algunos días de producción. Por otro lado, para transportar el material entre los equipos involucrados, también se hace necesario el uso de bandas transportadoras.

2.2.8 PELLETIZADO

El pelletizado es un tratamiento que complementa la torrefacción para densificar la biomasa y de esta manera aumentar su valor energético e incrementar sus propiedades mecánicas por la adición de un porcentaje de aglutinante, para obtener un combustible que pueda competir con los derivados de petróleo o mineral al cumplir estándares de calidad especificados por normas técnicas. Para compactar la biomasa se debe proporcionar altas presiones y temperaturas cuyas condiciones óptimas son entre 10 a 12 psi y entre 40 a 100 °C respectivamente, mientras que las dimensiones requeridas de los pellets son 0,8 cm de diámetro y 5 cm de longitud (Arequipa, 2018, p.8; González et al., 2017b, p.71). Para esta operación se emplea una máquina para la producción de pellets y una banda transportadora para trasladar el material.

2.2.9 ALMACENAMIENTO

Para una mejor manipulación, transporte y comercialización se requiere colocar el producto en sacos. De modo que para esta operación es necesario una máquina ensacadora para colocar 2,6 t/h el biocarbón proveniente del proceso de pelletización en sacos. Como en todas las demás operaciones el uso de una banda transportadora se torna necesario para transportar el material entre la máquina de pellets y la máquina ensacadora. Para almacenar el producto no se requieren condiciones especiales puesto que el biocarbón obtenido tiene poca humedad y el desarrollo de bacterias es poco factible, por lo que se almacena en un galpón industrial con techo hasta que llegue el momento de movilizar el material hacia el mercado correspondiente para su comercialización.

3. BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS

Los criterios y normas que se utilizaron para el diseño de la planta de producción de biocarbón por torrefacción a partir de 4 t/h de raquis de palma se presenta en el presente capítulo.

3.1 RECEPCIÓN Y ALMACENAMIENTO DEL RAQUIS DE PALMA

Las primeras operaciones correspondientes al almacenamiento y recepción del raquis de palma proveniente de las empresas extractoras de aceite cercanas al lugar de operación de la planta, se realizarán de manera simultánea. En el proceso de recepción es importante que la materia prima cumpla con las especificaciones adecuadas para no entorpecer el proceso de producción de biocarbón. El raquis de palma es un residuo generado en el proceso de desfrutado de los racimos previamente esterilizados en la planta extractora de aceite, de manera que al llegar a la planta se tendrá que realizar una inspección cualitativa en la que se verifique que el racimo no contiene fruto alguno, que debe tener un color café claro que indica que pasó por un proceso de desfrute y de esterilización, como se muestra en la Figura 3.1, donde se evidencia la diferencia entre un racimo fresco y un racimo vacío de raquis de palma, que es el adecuado para tratar en la planta de producción de biocarbón (Garzón, Ramírez, Silva, y Yáñez, 2011, p.13).



Figura 3.1. a) Racimo de fruta fresca de palma africana y b) Racimo vacío de palma africana de la extractora Río Manso en San Carlos, Quevedo (Mejía, 2012, p.10)

Las características fisicoquímicas del raquis de palma procedente de las empresas extractoras de aceite se presentan en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1. Características físico-química inicial del raquis de palma africana

Análisis	Unidad	Valor
Poder calórico	MJ/kg	18,63
Humedad	%	33,94 ± 0,01
Grasa, cenizas y ceras	%	8,27 ± 0,01
Lignina	%	15,12± 0,01
Celulosa	%	68,11± 0,03
Hemicelulosa	%	16,78
Cenizas	%	6,07
Volátiles	%	62,64
Carbón Fijo	%	31,29
*Densidad aparente	kg/m ³	700
*Densidad real	kg/m ³	900
**Calor específico	J/kg·K	1482,69
***Conductividad térmica	W/m·K	0,086

(* Abdullah, Ahmad, Johari y Nyakuma, 2014, p. 471 *Dungani, et al., 2018, p.31; *** Velasco, Goyos, Freire e Ibarra, 2015, p.25; Arequipa, 2018, p.9)

Una vez que la materia prima ingrese a la planta se recolectarán muestras para realizar mediciones de la humedad y del poder calórico mediante un laboratorio de servicio externo. Estos parámetros son de importancia para no alterar el proceso ni el producto final, que debe cumplir con un mínimo porcentaje de humedad para que pueda ser considerado como combustible, y el poder calórico para verificar la eficiencia del proceso; la variación del resto de propiedades no representa un gran impacto en el proceso (Arequipa, 2018, p.9; Talero et al., 2017a, p.31)

3.1.1 GALPÓN INDUSTRIAL

Por cuestiones de logística no es factible movilizar la materia prima todos los días para abastecer la planta de producción, por lo que es necesario almacenarla, y esto no influye en una variación significativa de las propiedades fisicoquímicas de

la materia prima, puesto que la variación de las propiedades y el poder calorífico durante al año no es superior al 8,2 % (Talero et al., 2017a, p.31). Sin embargo, es recomendable no superar el mes de almacenamiento de raquis de palma, puesto que durante este tiempo no existe cambio en las propiedades, ni se registra contaminación que pueda comprometer la calidad de la materia prima (Garzón, Ramírez, Silva y Yáñez, 2011, p.16). La frecuencia de cosecha de la palma es entre 5 – 15 días (INIAP – EESD, 2015, p.76), de modo que el almacenamiento debe tener la capacidad de albergar materia prima para 5 días. El tamaño de galpón industrial debe ser el suficiente para almacenar la cantidad del raquis de palma necesaria para la producción de hasta 16 lotes diarios. Por lo tanto, al tomar en cuenta que la densidad aparente del raquis de palma es de 700 kg/m³ (Dungani, et al., 2018, p.31), el volumen se obtiene con la Ecuación 3.1. Para el cálculo de la capacidad requerida se recomienda utilizar un factor de sobredimensionamiento igual a 0,2 para corroborar que el volumen obtenido realmente cubre con los requerimientos de almacenamiento (Achabal, Arnal, Gutiérrez y Montemayor, 2005, p.7).

$$V = \frac{F}{d} \times N \times (1+f) \quad [3.1]$$

Donde:

F: Flujo de raquis de palma (kg/d)

V: Capacidad de almacenamiento (m³)

d: Densidad aparente del raquis de palma (kg/m³)

N: Número de días de almacenamiento

f : Factor de sobredimensionamiento, se usará un sobredimensionamiento de 0,2.

Para almacenar el raquis de palma se construirá un galpón industrial con techo, con el objetivo de apilar la materia prima hasta que sea el momento de llevarla al proceso de producción, puesto que todos los días se cargaran las tolvas de alimentación de manera manual. El galpón requerido para almacenar la materia prima, es uno simple de un tramo con techo de dos aguas simétrico con una inclinación de 30 °, puesto que este tipo de galpones son los adecuados cuando se requieren espacios interiores grandes (Achabal et al., 2005, p.7). Para el

dimensionamiento del galpón se debe tomar en cuenta que la relación entre la altura (H) y la luz libre (L) debe estar entre 1/5 a 1/7 y la luz libre por lo general debe estar en un rango de entre 10 – 12 m (Achabal et al., 2005, p.7). Con la relación H/L establecida es posible obtener el valor del ancho del galpón al emplear la Ecuación 3.2.

$$V=H \times L \times A \quad [3.2]$$

Donde:

V: Capacidad de almacenamiento (m³)

L: Luz libre del galpón (m)

H: Altura del galpón (m)

A: Ancho del galpón (m)

3.2 CORTADO DEL RAQUIS DE PALMA

Para desgajar el racimo vacío de raquis de palma se debe implementar silos de alimentación para transportar la materia prima hacia el equipo cortador.

3.2.1 SILOS DE ALIMENTACIÓN

Los silos de alimentación deben tener la capacidad de almacenar materia prima para un día de trabajo. El flujo de raquis de palma a tratar es de 4 t/h, lo que supone una cantidad considerable para su almacenamiento diario, de modo que se utilizarán 4 silos de alimentación para trabajar de manera simultánea con el objeto de proporcionar el flujo de raquis previamente establecido. Se establece para el diseño un factor de sobredimensionamiento de 0,2, que es lo recomendable para tanques de almacenamiento. Para determinar la capacidad total de almacenamiento se utiliza la Ecuación 3.3 (API 650, 2012).

$$V_{\text{Silo}} = \frac{F}{d} \times N \times (1+f) \quad [3.3]$$

Donde:

F : Flujo de raquis de palma (kg/d)

V_{Silo} : Capacidad de almacenamiento (m^3)

d : Densidad aparente del raquis de palma (kg/m^3)

N : Número de días de almacenamiento

f : Factor de sobredimensionamiento

3.2.1.1 Geometría del silo

La geometría del silo consta de un cilindro de sección constante en la parte superior y de un cono en la parte inferior que proporciona la abertura de salida del material, como se presenta en la Figura 3.2.

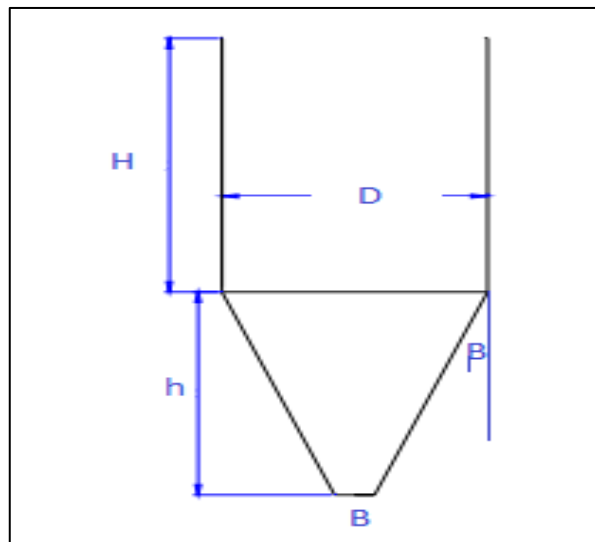


Figura 3.2. Esquema de la tolva de alimentación
(Choque, 2016, p.30)

El ángulo del silo con la horizontal, se obtiene mediante la Ecuación 3.4, al conocer que el ángulo de reposo de raquis de palma es de 45° (Khalil et al., 2012, p.195).

$$\alpha = r + 15^\circ \quad [3.4]$$

Donde:

A: Ángulo del silo de alimentación con la horizontal (°)

r : Ángulo de reposo del material a almacenar (°)

Un valor de importancia para calcular el diámetro de abertura de salida es el máximo tamaño de partícula del raquis de palma, que es de 28 cm (Khalil et al., 2012, p.195). Se debe considerar un diámetro de abertura de salida del material mayor al tamaño máximo de partícula del material, y coincidir geoméricamente con el ángulo del silo. Para comprobar que el diámetro considerado sea suficiente para proporcionar un flujo mayor de salida de material requerido, que es de 1 t/h por cada silo, se utiliza la Ecuación 3.5 (Rodríguez, 2017, p.11).

$$Q = d \times \frac{\pi}{4} \times B^2 \sqrt{\frac{B \times g}{2 \times (1+m) \times \tan(\beta)}} \quad [3.5]$$

Donde:

Q: Flujo másico de raquis de palma (kg/s)

D: Densidad aparente del raquis de palma (kg/m³)

g: Aceleración de la gravedad (m/s²)

β: Ángulo del silo con la vertical (°)

m: Constante de forma (0 para salidas alargadas, 1 para salidas circulares)

El silo se conforma de una parte cilíndrica de sección fija y una parte de cono truncado de sección variable como se presenta en la Figura 3.2. La relación altura – diámetro del silo debe ser mayor que 0,8 (DIN 1055, 1987), de modo que con base en este criterio y la Ecuación 3.6 se determina el diámetro de la sección fija del silo (Choque, 2016, p.30).

$$V_{\text{Silo}} = \frac{\pi}{24 \tan \beta} \times (D^3 - B^3) + \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \quad [3.6]$$

Donde:

V_{Silo}: Capacidad de almacenamiento (m³)

D : Diámetro de la sección fija del silo (m)

- B : Diámetro de abertura del silo (m)
 H : Altura del silo (m)
 β : Ángulo del silo con la vertical ($^{\circ}$)

Una vez determinado el diámetro de la sección cilíndrica es posible determinar el volumen de ambas secciones y con ello la altura de la sección variable del silo al utilizar la Ecuación 3.7 (Choque, 2016, p.30).

$$V_{\text{cono}} = \frac{h \times \pi}{3} \times (R^2 + r^2 + (R \times r)) \quad [3.7]$$

Donde:

V_{cono} : Volumen de la sección variable del silo (m^3)

h : Altura de la sección variable del silo (m)

R : Radio de la sección fija del silo (m)

r : Radio de la abertura del silo (m)

3.2.1.2 Selección del material

Para la construcción de tanques la norma API 650 para diseño para tanques atmosféricos de almacenamiento sobre la superficie sugiere la utilización de los aceros ASTM A36 (API 650, 2012).

3.2.1.3 Espesor del cuerpo cilíndrico del silo

Con el material seleccionado es posible encontrar el espesor requerido del cuerpo cilíndrico de los silos. El espesor se obtiene mediante la Ecuación 3.8 (API 650, 2012).

$$t_d = \frac{4,9D \times (H - 0,3) \times G}{S_d} + C_A \quad [3.8]$$

Donde:

- t_d : Espesor de diseño del cilindro (mm)
- D : Diámetro de diseño del cilindro (m)
- H : Altura de diseño del material a almacenar (m)
- G : Gravedad específica del material a almacenar
- S_d : Esfuerzo permisible de diseño (MPa)
- C_A : Tolerancia a la corrosión (mm),

3.2.1.4 Espesor del fondo cónico del silo

Como se presenta en la Figura 3.2 el fondo del silo tiene una forma cónica, y el espesor del fondo del silo de alimentación se obtiene mediante la Ecuación 3.9 (Gonzales y Sánchez, 2016, p.36).

$$t_c = \frac{G \times N^2 \times \tan(\alpha)}{4 \times E \times \sigma_t \times \cos(\alpha)} + CE \quad [3.9]$$

Donde:

- t_c : Espesor de la parte cónica de la tolva (cm)
- G : Densidad del material a almacenar (kg/cm^3)
- N : Nivel máximo de producto almacenado (cm)
- σ_t : Tensión máxima admisible del material (kg/cm^2)
- E : Eficiencia de soldadura según tipo de soldadura.
- α : Semiángulo de la abertura del cono ($^\circ$)
- CE: Tolerancia a la corrosión (mm)

3.2.1.5 Presión de operación

Para determinar la presión de operación de los silos se debe considerar que en los silos se ejercen tres presiones fundamentales tanto en llenado, como en vaciado; presión horizontal (P_w), presión vertical (P_v) y presión de rozamiento.

Se toma como presión de operación al mayor valor obtenido entre las tres, y de la misma manera se realizará para todos los silos necesarios en el presente diseño (DIN 1055, 1987). Los parámetros y datos necesarios para la determinación de cada una de las presiones se toman de acuerdo a las especificaciones en la norma DIN 1055.

a) Presiones en llenado

- **Presión vertical**

Para el cálculo de la presión vertical se utiliza la Ecuación 3.10 y la Ecuación 3.11 (DIN 1055, 1987).

$$P_{vf} = \frac{\gamma \times R}{\mu \times \varphi} \times \left(1 - e^{-\frac{Z}{Z_0}}\right) \quad [3.10]$$

$$Z_0 = \frac{R}{\mu \times \varphi} \quad [3.11]$$

Donde:

P_{vf} : Presión vertical en llenado (kgf/m²)

γ : Peso específico del material a almacenar (kgf/m³)

R : Radio hidráulico (m)

μ : Coeficiente de rozamiento

φ : Relación entre presión horizontal y vertical

Z : Altura desde el borde superior a la sección considerada (m)

- **Presión horizontal**

La determinación de la presión horizontal que ejerce la carga de la materia prima, que en este caso es raquis de palma, sobre los silos de almacenamiento se utiliza la Ecuación 3.12 (DIN 1055, 1987).

$$P_{hf} = \varphi \times P_{vf} \quad [3.12]$$

Donde:

P_{hf} : Presión horizontal en llenado (kgf/m²)

φ : Relación entre presión horizontal y vertical

P_{vf} : Presión vertical en llenado (kgf/m²)

- **Presión de rozamiento**

Para determinar la presión de rozamiento se utiliza la Ecuación 3.13 (DIN 1055, 1987).

$$P_{wf} = \gamma \times R \times \left(1 - e^{-\frac{H \times \mu \times \varphi}{R}} \right) \quad [3.13]$$

Donde:

P_{wf} : Presión de rozamiento en llenado (kgf/m²)

R : Radio hidráulico (m)

γ : Peso específico del material a almacenar (kgf/m³)

μ : Coeficiente de rozamiento

H : Altura de la tolva (m)

φ : Relación entre presión horizontal y vertical

b) Presiones en vaciado

- **Presión horizontal**

Es importante determinar el valor correspondiente a la presión horizontal en el proceso de vaciado, es decir al momento en el que el material abandona el silo a través de la abertura de salida. Para determinar la presión horizontal que ejerce el raquis de palma en el proceso de vaciado se utiliza la Ecuación 3.14 (DIN 1055, 1987).

$$P_{he} = C_h \times P_{hf} \times C_{pl} \quad [3.14]$$

Donde:

P_{he} : Presión horizontal en vaciado (kgf/m^2)

P_{hf} : Presión horizontal en llenado (kgf/m^2)

C_h : Coeficiente de mayoración de presión horizontales en el vaciado

C_{pl} : Coeficiente de presión local

- **Presión de rozamiento**

Es importante determinar el valor correspondiente a la presión de rozamiento que ejerce el material al momento de abandonar el proceso, en los silos de alimentación, en este caso el material corresponde al raquis de palma.

El valor de la presión de rozamiento en vaciado se obtiene mediante la Ecuación 3.15 (DIN 1055, 1987).

$$P_{we} = C_w \times P_{wf} \quad [3.15]$$

Donde:

P_{we} : Presión de rozamiento en vaciado (kgf/m^2)

P_{wf} : Presión de rozamiento en llenado (kgf/m^2)

C_w : Coeficiente de mayoración de carga de rozamiento en el vaciado

3.2.1.6 Presión de diseño

Los silos de alimentación de raquis de palma trabajan a presión atmosférica. De modo que para recipientes que trabajan a presión atmosférica la presión de diseño se obtiene mediante la Ecuación 3.16 (Mediavilla y Valverde, 2014, p.104).

$$P_{diseño} = 1,1 \times P_{op} \quad [3.16]$$

Donde:

$P_{\text{diseño}}$: Presión de diseño (psi)

P_{op} : Presión de operación (psi)

3.2.1.7 Temperatura de operación y diseño

Por motivos de cercanía a las extractoras de aceite de palma, que son las generadoras de racimos vacíos de raquis de palma como residuo de sus actividades industriales la planta se ubicó en la ciudad de La Concordia perteneciente a la provincia de Santo Domingo. La temperatura de diseño de los silos de alimentación de raquis de palma debe ser similar a la temperatura ambiente máxima registrada en la provincia de ubicación de la planta, mientras que como temperatura de operación se considera la temperatura promedio del lugar de ubicación de la planta de producción de biocarbón a partir de raquis de palma (Instituto Nacional de Meteorología e Hidrología, 2020).

3.2.2 TRITURADORA PARA CORTADO DE RACIMOS VACÍOS DE RAQUIS DE PALMA

3.2.2.1 Potencia de la trituradora

Para trabajar con el raquis de palma adecuadamente es necesario cortar los racimos de raquis de palma, que tienen un tamaño de partícula de 28 cm y se requiere reducir a un tamaño de partícula de máximo 10 cm de longitud (Khalil et al., 2012, p.195). De modo que se debe determinar la potencia necesaria del equipo, que corresponde a una trituradora de cuchillas, para reducir el tamaño de 4 t/h de racimos vacíos de raquis de palma mediante Ecuación 3.17 (Guayllas y Montero 2012, p.52; Ortiz y Tirado, 2005, p.51).

$$P = 0,3162 \times W_i \times \left(\frac{1}{\sqrt{D_{pb}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{pa}}} \right) \times \frac{Q}{ef} \quad [3.17]$$

Donde:

W_i : Índice de trabajo de Bond (kW – t/h)

D_{pa} : Tamaño de partícula del material que ingresa al equipo (mm)

D_{pb} : Tamaño de partícula del material que sale del equipo (mm)

Q : Flujo másico del material (t/h)

ef : Valor de eficiencia mecánica

3.2.3 BANDA TRANSPORTADORA SILOS DE ALIMENTACIÓN DE RAQUIS DE PALMA – TRITURADORA DE RACIMOS VACÍOS DE RAQUIS DE PALMA

Las bandas transportadoras son necesarias para interconectar las operaciones unitarias que conforman el proceso de producción de biocarbón a partir de raquis de palma mediante torrefacción. Se requiere una banda transportadora para llevar el material desde los silos de alimentación hacia la trituradora para cortar los racimos vacíos de raquis de palma en la trituradora y lograr el tamaño de partícula adecuado para la transformación termoquímica.

Para elegir una banda adecuada que pueda movilizar el material a través de ambas operaciones de acuerdo a las necesidades de operación se debe determinar los parámetros que se presentan a continuación.

Para la determinación de estos parámetros se debe tomar en cuenta las propiedades del raquis de palma, que es el material a transportar. Las propiedades importantes a considerar son su densidad aparente, que es igual a 700 kg/m³ y el ángulo de reposo que es igual a 45° (Dungani, et al., 2018, p.31).

3.2.3.1 Ángulo de recarga

El ángulo de recarga es un valor que se selecciona a partir del ángulo de reposo del material y de la clase de material con el que se trabaja, entonces se selecciona en la Figura 3.3 el adecuado de acuerdo a los parámetros mencionados.






Flow				
Very free flowing 1*	Free flowing 2*	Average flowing 3*		Sluggish 4*
Angle of Surcharge				
5°	10°	20°	25°	30°
				
Angle of Repose				
0-19°	20-25°	30-34°	35-39°	40° - up
Material Characteristics				
<i>Uniform size, very small rounded particles, either very wet or very dry, such as dry silica sand, cement, wet concrete, etc.</i>	<i>Rounded, dry polished particles, of medium weight, such as whole grain and beans.</i>	<i>Irregular, granular or lumpy materials of medium weight, such as anthracite coal, cottonseed meal, clay, etc.</i>	<i>Typical common materials such as bituminous coal, stone, most ores, etc.</i>	<i>Irregular, stringy, fibrous, interlocking material, such as wood chips, bagasse, tempered foundry sand, etc.</i>

Figura 3.3. Fluidez, ángulo de recarga y ángulo de reposo
(Conveyor Equipment Manufacturers Association, 2002, p.30)

3.2.3.2 Ancho de la banda

El ancho de la banda se determina con la ayuda de la Figura 3.4. El ancho de la banda se selecciona a partir del máximo tamaño de partícula del material y el ángulo de recarga (Khalil et al., p.195).

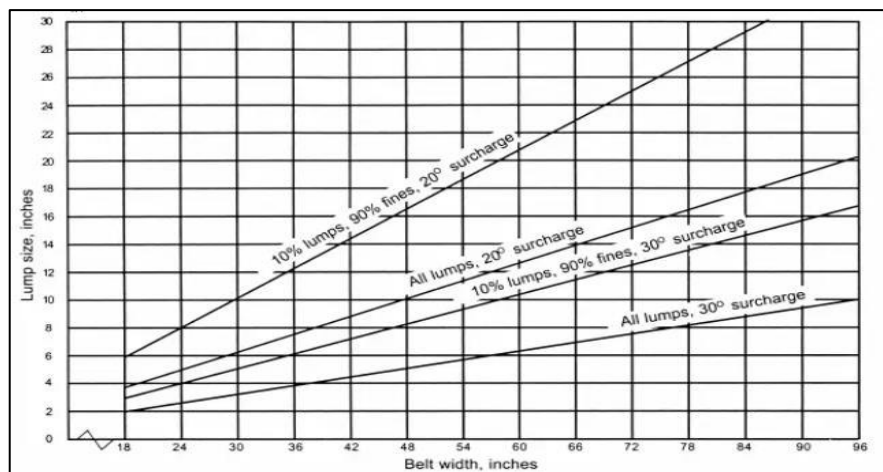


Figura 3.4. Gráfica para determinar el valor de ancho de banda necesario
(Conveyor Equipment Manufacturers Association, 2002, p.47)

3.2.3.3. Área de la sección transversal de la pila de material

Una vez que se ha determinado el ángulo de recarga del material y el ancho de banda requerido para el transporte del material, el siguiente paso es determinar el

área de la sección transversal de la pila del material, un parámetro importante para la selección adecuada de una banda transportadora. De modo que el valor del área de la sección transversal se selecciona de la Figura 3.5, al seleccionar el valor correspondiente al ángulo de recarga presentado en la primera fila y el ancho de banda presentado en la primera columna. Los valores que se presentan en la Figura 3.5 son los adecuados para el trabajo con biomasa.

Belt Width (Inches)	A_s - Cross Section of Load (ft ²)						Capacity at 100 FPM (ft ³ /hr)							
	Surcharge Angle						Surcharge Angle							
	0°	5°	10°	15°	20°	25°	30°	0°	5°	10°	15°	20°	25°	30°
18	.020	.041	.062	.083	.105	.127	123	246	372	498	630	762		
24	.039	.077	.117	.157	.198	.241	232	466	702	942	1190	1444		
30	.063	.126	.190	.255	.321	.390	376	756	1137	1527	1928	2340		
36	.092	.185	.280	.376	.474	.575	555	1113	1677	2253	2844	3450		
42	.130	.257	.387	.520	.656	.796	768	1540	2322	3120	3936	4776		
48	.169	.340	.512	.688	.868	1.053	1016	2037	3072	4126	5208	6318		
54	.216	.434	.654	.879	1.109	1.346	1298	2604	3927	5273	6654	8076		
60	.269	.540	.814	1.093	1.380	1.675	1614	3240	4885	6560	8278	10050		
72	.392	.786	1.186	1.593	2.010	2.440	2353	4720	7116	9558	12060	14640		
84	.538	1.080	1.628	2.186	2.758	3.349	3229	6478	9767	13117	16550	20091		
96	.707	1.419	2.139	2.873	3.625	4.400	4243	8514	12835	17238	21750	26404		

Figura 3.5. Capacidad de la banda transportadora (Conveyor Equipment Manufacturers Association, 2002, p.56)

3.2.3.4 Velocidad de la banda

Una vez obtenidos los valores correspondientes al ángulo de recarga y ancho de banda, fue posible la determinación del área de la sección transversal de la pila del material. El área de la sección transversal resulta ser un dato requerido para el cálculo de la velocidad mínima que debe tener la banda, con el objeto de proporcionar el flujo adecuado de 4 t/h de raquis de palma. La velocidad mínima apropiada para el transporte de la materia prima se determina mediante la Ecuación 3.18 (Rodríguez, 2017, p.33)

$$Q = d \times A_m \times U \times 0,75 \quad [3.18]$$

Donde:

Q : Flujo másico de material (kg/h)

d : Densidad aparente del material (kg/m^3)

A_m : Área de la sección transversal (m^2)

U : Velocidad de cinta transportadora (m/h)

3.3 MOLIENDA DEL RAQUIS DE PALMA

Los racimos vacíos de raquis de palma previamente cortados hasta un tamaño de partícula de 10 cm deben reducir su tamaño. El tamaño de partícula que se debe alcanzar corresponde a un rango comprendido entre 0,230 y 0,560 mm, adecuado para el proceso de torrefacción (González et al., 2017b, p.64), por ello es necesario un molino. Con el material que se trabaja y para conseguir el tamaño de partícula deseado puede usarse un molino de cuchillas, un molino de mandíbulas o un molino de impacto (Mayer-Laigle, Rajaonarivony, Blanc y Rouau, 2018, p.3), de modo que para la reducción de tamaño de este material se seleccionó un molino de impacto de martillos con la adaptación de cuchillas para lograr el tamaño de partículas requerido.

3.3.1. MOLINO

3.3.1.1. Potencia del molino

Para determinar la potencia del molino requerido para reducir el tamaño de partícula de los racimos vacíos de raquis de palma previamente cortados en la trituradora se utiliza la Ecuación 3.19.

$$P = 0,3162 \times W_i \times \left(\frac{1}{\sqrt{D_{pb}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{pa}}} \right) \times \frac{Q}{ef} \quad [3.19]$$

Donde:

W_i : Índice de trabajo de Bond

D_{pa} : Tamaño de partícula del material que ingresa al equipo (mm)

D_{pb} : Tamaño de partícula del material que sale del equipo (mm)

Q : Flujo másico del material (t/h)

ef : Valor de eficiencia mecánica

3.3.2 BANDA TRANSPORTADORA TRITURADORA DE RACIMOS VACÍOS DE RAQUIS DE PALMA – MOLINO

Se requiere otra banda transportadora para movilizar al material desde la trituradora de racimos vacíos de raquis de palma hacia el molino.

Para seleccionar la banda de transporte adecuada para el proceso, se determina el valor correspondiente a la velocidad mínima y el valor correspondiente al ancho de banda requeridos, estos valores se obtienen mediante la Ecuación 3.18 y la Figura 3.4 respectivamente.

Para obtener estos valores debe tomarse en cuenta que el máximo valor de tamaño de partícula del material a transportar es de 10 cm.

3.4 CRIBADO DEL RAQUIS DE PALMA

Es necesario para esta operación tomar en cuenta algunas consideraciones. El tamaño de partícula adecuado para la operación consiguiente del proceso, que es la operación de torrefacción, debe encontrarse entre el rango comprendido entre 0,230 mm – 0,560 mm, por lo que es necesario un proceso de cribado para asegurar que el tamaño de partícula adecuado. Del análisis de distribución de partículas después de la molienda, se determinó que el 17 % no contiene el tamaño de partícula deseado.

Este porcentaje que no cumple con el tamaño de partícula requerido se recirculará al proceso de molienda con la ayuda de una banda transportadora (González et al. 2017b, p.73).

3.4.1 CRIBA

3.4.1.1 Superficie de cribado

Para determinar la superficie de cribado es necesario conocer los datos de la curva granulométrica presentada en la investigación de pelletización de tusa y fibra de palma (González et al. 2017b, p.73), que se presenta en la Tabla AV.1 del ANEXO V. Con el objeto de calcular el área de cribado adecuada se utiliza la Ecuación 3.20 (Triana, 2016, p.64).

$$S = \frac{T}{B \times f_i} \times f_{op} \quad [3.20]$$

Donde:

S: Superficie de cribado (m²)

T: Flujo que se desea cribar (t/h)

B: Capacidad básica que se requiere cribar, (t/m² · h)

f_i: Factores de corrección adimensionales

f_o: Factor de operación

3.4.1.2 Capacidad básica

La Figura AV.1 que se presenta en el ANEXO V se utiliza para la determinación de la capacidad básica. Esta figura fue realizada para tipos de partículas cúbicas, redondeadas o de carbón, bajo las consideraciones de que el producto a cribar tiene una densidad de 1,6 t/m³; se tiene un área libre de malla del 50 %, inclinación de la criba de 20 °, que el porcentaje del tamaño de partículas de la alimentación menores a 0,5 m es del 40 %, y un rendimiento de cribado del 40 % (Triana, 2016, p.64).

Para la selección de la capacidad básica se considera que las partículas con las que se trabaja son de forma cúbica.

3.4.1.3 Factores de corrección

Como se mencionó en la sección anterior, los valores de capacidad básica colocados en la Figura AV.1 son para condiciones específicas con las que un material debe cumplir. El material de manejo en el presente trabajo no cumple con estas condiciones específicas propuestas. De modo que la capacidad seleccionada en un inicio no es la adecuada, por lo tanto, este valor se debe corregir para no cometer un error al momento de la selección de una criba adecuada para el manejo del material. Para realizar esta corrección se debe tomar en cuenta ciertos factores (Triana, 2016, p.64).

a) Factor de densidad específica aparente

Los valores de capacidad básica presentado son valores bajo el supuesto de que la densidad aparente del material es igual a 1,6 t/m³. El raquis de palma no tiene este valor de densidad aparente, y es necesario agregar un factor de corrección de densidad aparente al valor de la capacidad básica obtenida. Este factor de corrección de densidad aparente se obtiene mediante la Ecuación 3.21 (Triana, 2016, p.65).

$$f_a = \frac{\rho_a}{1,6} \quad [3.21]$$

Donde:

f_a : Factor de densidad específica aparente.

ρ_a : Densidad aparente del material a trabajar (t/m³)

b) Factor de rechazo

La capacidad básica considera que la cantidad de material con un tamaño de partícula superior al tamaño deseado constituye un porcentaje de 25 %, como este

no es el caso del producto, puesto que este porcentaje constituye un 17 %, se debe elegir el factor de corrección de rechazo presentado en la Figura AV.2 que se presenta en el ANEXO V (Triana, 2016, p.65).

c) Factor de semitamaño

La capacidad básica seleccionada previamente tiene como consideración que la cantidad de material con un tamaño de partícula menor a 0,5 mm constituye un porcentaje de 40 %, sin embargo, el material con que se pretende trabajar en esta planta de procesamiento de raquis de palma no constituye el porcentaje estipulado, de modo que se debe añadir este factor de corrección.

De acuerdo con los datos de la curva granulométrica, que se presenta en la Tabla AV.1 del Anexo V, este porcentaje corresponde al 98 %, y se selecciona el factor de semitamaño de la Figura AV.3 (Triana, 2016, p.65), que se presenta en el ANEXO V.

d) Factor de eficiencia

La capacidad básica se seleccionó bajo la consideración de una eficiencia de 94 % en la operación de cribado, sin embargo, para obtener una mayor seguridad en el proceso ,se toma como factor de eficiencia el menor valor de eficiencia mostrada en la Figura AV.4 del ANEXO V (Triana, 2016, p.66).

e) Factor de abertura de malla

El factor de abertura de la malla se selecciona de acuerdo a la forma de la abertura, existen tres tipos: cuadrada, redonda o rectangular. El valor de este factor para la corrección de la capacidad básica se selecciona de la Figura AV.5 del ANEXO V (Triana, 2016, p.67).

f) Factor de inclinación de la malla

La capacidad seleccionada está en función de una inclinación de la criba de 20°, si este no es el caso, el factor de corrección de acuerdo con el ángulo de inclinación se selecciona en la Figura AV.6 del ANEXO V (Triana, 2016, p.67).

g) Factor de operación

Es necesario seleccionar un porcentaje de seguridad para la operación de la criba puesto que no todos los equipos funcionan al 100 % de su capacidad y para la correcta selección del equipo es un aspecto que debe considerarse.

Debido a que el trabajo de la criba no siempre es óptimo se toma como valor de seguridad 1,20 para una operación en condiciones normales y 1,40 para el trabajo en condiciones no tan favorables, e incluso bajo condiciones críticas y peligrosas de trabajo (Triana, 2016, p.67).

h) Ancho mínimo de criba

La anchura mínima de la criba se debe seleccionar con base en el flujo de alimentación al equipo de acuerdo con la Figura AV.7 que se presenta en el ANEXO V (Triana, 2016, p.67).

3.4.2 BANDA TRANSPORTADORA MOLINO - CRIBA

Se requiere otra banda transportadora para movilizar al material desde el molino hacia la criba. Para una correcta selección de la banda transportadora en un catálogo se debe obtener la velocidad mínima mediante la Ecuación 3.18 y el ancho de banda mediante la Figura 3.4 requeridos. Al tomar en cuenta que el máximo tamaño de partícula del material a transportar corresponde a 0,560 mm.

3.5 TORREFACCIÓN

En esta etapa sucede la transformación termoquímica del raquis de palma a un material con menor contenido de cenizas, de humedad, de materia volátil y mayor poder calórico, mediante un proceso de calentamiento gradual en un reactor estático, de modo que esta operación es el corazón del proceso. El proceso total tiene un rendimiento másico de 66,65 % y las condiciones de operación óptimas para la operación de torrefacción son 250 °C de temperatura, atmósfera oxidativa y tiempo de residencia de 1 hora (Arequipa, 2018, p.11). Para que la reacción se efectúe, el raquis de palma debe alcanzar una temperatura de 250 °C. De modo que se hace necesario que el reactor estático esté conformado de una chaqueta de calentamiento por el que circule un fluido de calentamiento, capaz de transferir la energía necesaria para que la temperatura al interior del reactor sea la adecuada. De modo que se hace necesario el diseño de los equipos que se presentan a continuación.

3.5.1 REACTOR DE TORREFACCIÓN

3.5.1.1 Recipiente interior del reactor de torrefacción

Los datos para el dimensionamiento y operación del reactor se tomaron principalmente de la investigación realizada por Arequipa (2018), en la cual se utilizó un reactor estático sin agitación, de modo que el diseño del equipo se realizó bajo estos parámetros, puesto que bajo estas condiciones se obtuvieron los resultados en cuanto a temperatura y tiempo de residencia.

La torrefacción se produce en un reactor estático con chaqueta de calentamiento cuyo tiempo de residencia óptimo es de 1 hora (Arequipa, 2018, p.11). El recipiente interior del reactor debe tener la capacidad para recibir el flujo de 4 000 kg/h con el tiempo de residencia establecido, para el diseño se considera un factor de sobredimensionamiento de 0,3. Para determinar la capacidad total del recipiente se utiliza la Ecuación 3.22 (API 650, 2012).

$$V_{\text{Recipiente}} = \frac{F_{\text{raquis}}}{d} \times N_{\text{horas}} \times (1+f) \quad [3.22]$$

Donde:

F_{raquis} : Flujo de raquis de palma (kg/h)

$V_{\text{Recipiente}}$: Capacidad de almacenamiento (m^3)

d : Densidad aparente del raquis de palma (kg/m^3)

N_{horas} : Tiempo de residencia en el reactor (h)

f : Factor de sobredimensionamiento

a) Geometría del recipiente

El recipiente interior del reactor debe tener una forma similar a los silos de alimentación, es decir, se conforma de una sección cilíndrica en la parte superior y una sección de cono truncado en la parte inferior con el objeto de facilitar la evacuación del material una vez que la operación haya terminado, pero a diferencia de los silos el recipiente tiene una tapa, como se presenta en la Figura 3.6.

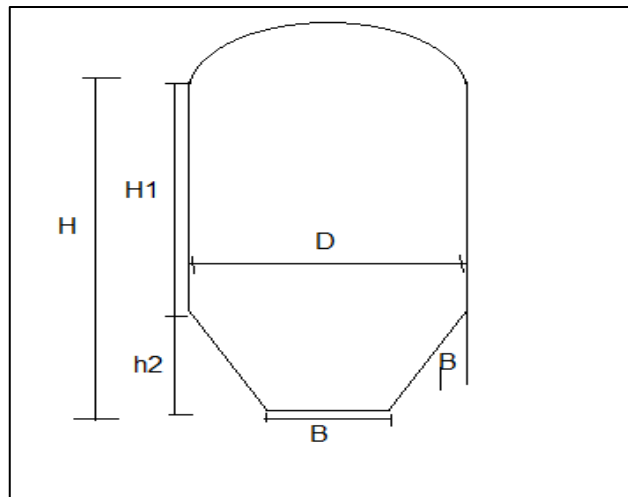


Figura 3.6. Esquema del recipiente interior del reactor

El ángulo de reposo del raquis de palma igual a 45° y el valor del diámetro de abertura del recipiente se lo toma como 0,5 m (Khalil et al., p.195). El diámetro de la parte cilíndrica del recipiente se calcula con la Ecuación 3.6 y se toma en cuenta

que la relación altura – diámetro del recipiente es de 1,4 para reactores (DIN 1055, 1987). La altura del cono truncado del recipiente se determina con la Ecuación 3.7

b) Selección del material

El material para el recipiente interior del reactor debe ser muy resistente a la corrosión y sobre todo resistente a altas temperaturas puesto que para la operación de torrefacción es primordial alcanzar una temperatura de 250 °C. Según el código ASME para calderas y recipientes a presión se puede utilizar placas de acero aleado al cromo – manganeso – silicio (ASME, 2010).

c) Presión de operación

La presión de operación para el recipiente interior del reactor corresponde a la suma de la presión vertical de llenado de la carga, que se puede obtener mediante la Ecuación 3.10 y la Ecuación 3.12 y la presión ejercida por los gases. Puesto que como producto de la reacción se generan gases es primordial determinar la presión ejercida por los mismos, la cual se tomará como valor de presión de operación.

El gas contenido en el volumen sobrante del recipiente, cuando se produce la torrefacción es el que se debe tomar en cuenta para determinar la presión ejercida por los gases. Este valor de presión se obtiene mediante la Ecuación 3.23 al considerar los gases como ideales (Peña y Yáñez, 2011, p.43).

$$P \times V = n \times R \times T \quad [3.23]$$

Donde:

P : Presión ejercida por los gases (Pa)

V : Volumen que ocupan los gases producidos en la torrefacción (m³)

R : Constante de los gases ideales, igual a 8,314 J/mol.K

T : Temperatura de los gases, que se toma como 250 °C que es la temperatura adecuada en la torrefacción (K).

n : Cantidad de gases (moles)

d) Presión de diseño

Para determinar la presión de diseño en el reactor se toma en cuenta las siguientes condiciones y de acuerdo al criterio que se ajusta al proceso se obtiene la presión con la Ecuación 3.24 o la Ecuación 3.25 (Mediavilla y Valverde, 2014, p.104).

Si presión operación > 300 psi

$$P_{\text{diseño}} = 1,1 \times P_{\text{operación}} \quad [3.24]$$

Si presión operación ≤ 300 psi

$$P_{\text{diseño}} = P_{\text{operación}} + 30 \text{ psi} \quad [3.25]$$

Donde:

$P_{\text{Diseño}}$: Presión de diseño en el recipiente (psi)

$P_{\text{Operación}}$: Presión de operación en el recipiente (psi)

e) Temperatura de diseño del recipiente interior del reactor

Para el cálculo de la temperatura de diseño en el recipiente interior del reactor se toma en cuenta que el material debe llegar a una temperatura de 250 °C para que se efectúe la torrefacción (Arequipa, 2018, p.11) y para ello, en la sección exterior del recipiente, se utiliza una chaqueta de calentamiento en la que ingresa una corriente de gases de combustión a 300 °C, provenientes de un quemador a gas natural (Morales, Velasco y Villafior, 2008, p.60). Para el cálculo de la temperatura

de diseño se debe tomar en cuenta ciertas consideraciones concernientes a la temperatura de operación en un recipiente. Cuando la temperatura de operación de un recipiente a presión se encuentra comprendido entre el rango de temperaturas de 120 a 650 °F (48,8 – 343 °C), el cálculo de la temperatura de diseño se lo realiza mediante la Ecuación 3.26. Puesto que la temperatura máxima de operación del reactor tiene un valor de 300 °C, el cálculo de la temperatura de diseño se selecciona con este criterio, al encontrarse el valor dentro del rango establecido. (American Society of Mechanical Engineers., 2010).

$$T_{\text{Diseño}} = T_{\text{Operación máx}} + 50 \text{ } ^\circ\text{F} \quad [3.26]$$

Donde:

$T_{\text{Diseño}}$: Temperatura de diseño del recipiente (°F)

$T_{\text{Operación máx}}$: Temperatura de operación del recipiente (°F)

f) Espesor del cuerpo cilíndrico del recipiente interior del reactor

Para determinar el espesor del cuerpo cilíndrico del recipiente interior del reactor de torrefacción es importante tomar en cuenta el material del recipiente seleccionado, y la Ecuación 3.27 (American Society of Mechanical Engineers., 2010).

$$t_r = \frac{P \times R}{S \times E - (1 - Y) \times P} + C \quad [3.27]$$

Donde:

t_r : Espesor de la sección cilíndrica del recipiente interior del reactor (in)

P : Presión máxima de trabajo admisible (psig)

R : Radio interno del recipiente interior del reactor (in)

S : Valor del esfuerzo máximo admisible del material (psi)

E : Eficiencia de soldadura según tipo de soldadura

Y : Coeficiente de temperatura

C : Espesor por corrosión (mm)

Cabe resaltar que el espesor de un recipiente a presión no puede ser menor que los valores presentados en la Tabla 3.2 de acuerdo al diámetro obtenido del recipiente.

Tabla 3.2. Espesores mínimos del cuerpo del recipiente de acuerdo al diámetro del mismo, (contiene espesor de corrosión de 2 mm)

Diámetro del Recipiente (m)	Espesor mínimo (mm)
< 1,0	5
1,0 a 2,0	7
2,0 a 2,5	9
2,5 a 3,0	10
3,0 a 3,5	12

(American Society of Mechanical Engineers., 2010)

g) Espesor del cuerpo cónico del recipiente interior del reactor

El espesor del cuerpo cónico en la parte inferior del recipiente interior del reactor de torrefacción, que es la sección por donde el raquis de palma torrefactado abandona el silo para seguir su camino hacia la siguiente operación que es el enfriamiento, se calcula a través de la Ecuación 3.28 (American Society of Mechanical Engineers., 2010).

$$t_{rc} = \frac{P \times D}{2 \times \cos(\alpha) \times (S \times E - 0,6P)} + C \quad [3.28]$$

Donde:

t_{rc} : Espesor de la sección cónica inferior del recipiente interior del reactor (in)

P : Presión máxima de trabajo admisible (psig)

D : Diámetro interno mayor de la sección cónica del recipiente interior del reactor (in)

S : Valor del esfuerzo máximo admisible del material (psi),

E : Eficiencia de soldadura según tipo de soldadura

α = Ángulo de la inclinación del cono con la horizontal dividido para 2 ($^{\circ}$)
 C = Espesor corrosión (mm)

h) Dimensiones y espesor de la tapa del recipiente interior del reactor

En la Figura 3.7 se presenta la forma de tapa torisférica, que es la adecuada recipientes sometidos a presión interna de hasta 15 bar (American Society of Mechanical Engineers., 2010).

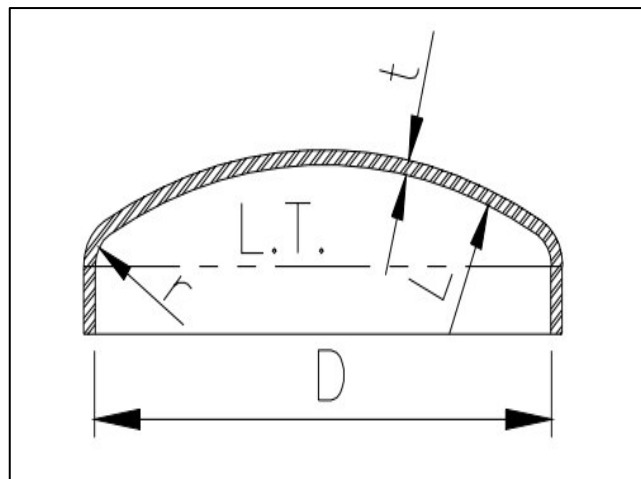


Figura 3.7. Forma de una tapa torisférica
 (American Society of Mechanical Engineers, 2010)

El volumen de la tapa se obtiene mediante la Ecuación 3.29 (American Society of Mechanical Engineers., 2010).

$$V_{\text{Tapa}} = 0,626 \times D^3 \quad [3.29]$$

Donde:

V_{Tapa} :Volumen de la tapa del recipiente (m^3)

D : Diámetro del recipiente (m)

El radio de la parte abombada de la tapa se obtiene mediante la Ecuación 3.30 (American Society of Mechanical Engineers, 2010).

$$L = 0,169 \times D \quad [3.30]$$

Donde:

L : Radio del abombado de la tapa (m)

D : Diámetro del recipiente (m)

El espesor requerido de la tapa se obtiene mediante la Ecuación 3.31 (American Society of Mechanical Engineers., 2010).

$$t_{\text{Tapa}} = \frac{P \times L \times M}{2 \times S \times E - 0,2 \times P} + C \quad [3.31]$$

Donde:

P : Presión de diseño (psi)

L : Radio de abombado (in)

M : Factor adimensional que depende de la relación L/r, donde r es el radio de la esquina de la tapa.

S : Valor del esfuerzo máximo admisible del material (psi),

E : Eficiencia de soldadura

C : Corrosión (mm)

En la Tabla 3.3 se presentan los valores del factor adimensional M.

Tabla 3.3. Valores del factor M para el cálculo del espesor de la tapa torisférica según la relación L/r

L/r	1,00	1,25	1,50	1,75	2,00	2,25	2,50	2,75
M	1,00	1,03	1,06	1,08	1,10	1,13	1,15	1,17
L/r	3,00	3,25	3,50	4,00	4,50	5,00	5,50	6,00
M	1,18	1,20	1,22	1,25	1,28	1,31	1,34	1,36
L/r	6,50	7,00	7,50	8,00	8,50	9,00	9,50	10,00
M	1,39	1,41	1,44	1,46	1,48	1,50	1,52	1,54
L/r	10,5	11,00	11,50	12,00	13,00	14,00	15,00	16,00
M	1,56	1,58	1,60	1,62	1,65	1,69	1,72	1,75

(American Society of Mechanical Engineers, 2010)

3.5.1.2 Recipiente exterior del reactor de torrefacción

El reactor necesita alcanzar una temperatura de 250 °C para que se produzca la reacción de torrefacción. Para alcanzar esta temperatura se requiere de la utilización de un fluido de calentamiento. El fluido de calentamiento utilizado para este reactor son gases de combustión provenientes de un quemador a una temperatura de 300 °C.

Es necesario el uso de una chaqueta de calentamiento por donde pueden fluir los gases de combustión y calentar de manera indirecta la materia prima al interior del recipiente. De tal manera que el reactor está formado de un recipiente interior que contiene el raquis de palma y un recipiente exterior que actúa como chaqueta de calentamiento.

a) Geometría del recipiente

El recipiente exterior del reactor debe tener la forma de un cilindro con tapa y fondo abombado, de modo que en el interior se pueda ubicar el recipiente interior que contiene la materia prima. En la Figura 3.8 se presenta el esquema y forma del recipiente exterior del reactor.

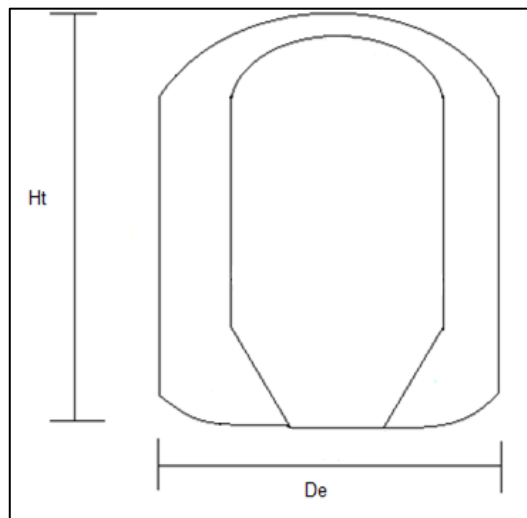


Figura 3.8. Esquema del recipiente exterior e interior del reactor

En la Figura 3.8 se puede apreciar el esquema del recipiente exterior del reactor, donde D_e se refiere al diámetro del recipiente exterior y H_t se refiere a la altura total del recipiente. La altura del recipiente exterior tiene que garantizar una adecuada transferencia de calor, de modo que su valor debe ser igual o mayor que el diámetro del recipiente interior, así como el diámetro del recipiente exterior debe garantizar un valor de sección anular que no cause interferencias en la estructura, este valor de la sección anular puede ser el 20 % o más del diámetro del recipiente interior (León, 2018, p.17).

Para comprobar que el valor de altura y el diámetro del recipiente exterior son los adecuados, se debe verificar que la relación entre ellos se encuentre entre 1,4 – 1,5 (ASME, 2010).

b) Selección del material

El material del recipiente exterior del reactor debe resistir 300 °C de temperatura, que es la temperatura de entrada de los gases de combustión (Morales et al., 2008, p.62). Según el código ASME para recipientes y calderas a presión se puede usar placas de acero aleadas al molibdeno (ASME, 2010). Para no permitir pérdidas de calor al ambiente mediante el recipiente exterior del reactor y conseguir que el calentamiento sea más eficiente se debe colocar un recubrimiento de material aislante, que en la industria el más utilizado es la fibra de vidrio (SEALCO, 2019).

c) Presión de operación

En el recipiente exterior del reactor fluyen los gases de combustión para elevar la temperatura del raquis de palma que se encuentra en el recipiente interior, de modo que se obtiene la presión ejercida por los gases en el recipiente mediante la Ecuación 3.23. Este valor de presión corresponde a la presión de operación del recipiente interior del reactor.

d) Presión de diseño

Si la presión de operación obtenida del equipo resulta ser superior a 300 psi, la presión de diseño se obtiene mediante la Ecuación 3.24. Si la presión de operación resulta ser inferior o igual a 300 psi la presión de diseño se calcula mediante la Ecuación 3.25.

e) Temperatura de diseño

La máxima temperatura a la que estará sometido el recipiente es 300 °C, puesto que es la temperatura de ingreso que tienen los gases de combustión para el calentamiento del reactor. De modo que la temperatura de diseño se obtiene mediante la Ecuación 3.26.

f) Espesor del recipiente exterior del reactor

Una vez seleccionado el material del reactor y la presión de diseño se obtiene el espesor mediante la Ecuación 3.27. El recipiente exterior debe contener un material aislante.

El espesor total del recipiente, al tomar en cuenta el espesor del material estructural y el espesor del material aislante seleccionado de la Tabla AV.4 del Anexo V, se obtiene mediante la Ecuación 3.32.

$$t_T = t_r + t_{\text{aislante}} \quad [3.32]$$

Donde:

t_r : Espesor del recipiente exterior del reactor (in)

t_{aislante} : Espesor del material aislante (in)

t_T : Espesor total del recipiente exterior del reactor (in)

g) Dimensiones y espesor de la tapa del recipiente exterior del reactor

Puesto que la tapa torisférica es la más usada en la industria y soporta altas presiones, es la seleccionada para el recipiente exterior del reactor. Su estructura se presenta en la Figura 3.7.

Para el dimensionamiento de la tapa se requiere saber el radio del abombado (L) que se obtiene mediante la ecuación 3.30, el espesor de la tapa que se obtiene mediante la ecuación 3.31 y el radio de las esquinas de la tapa, que es posible determinarlo al conocer que la relación L/r es igual a 2,50 (American Society of Mechanical Engineers, 2010).

h) Dimensiones y espesor del fondo del recipiente

En el fondo del recipiente exterior del reactor es conveniente usar una tapa torisférica de la misma manera que para la parte superior del mismo, de modo que presenta el mismo esquema que el planteado en la Figura 3.7. Se toma el radio del abombado del recipiente como 0,5 y la relación L/r igual a 1,25 (American Society of Mechanical Engineers, 2010), de modo que pueda coincidir con la abertura de salida del material del recipiente interior del reactor. Por lo tanto, el espesor de la tapa se obtiene mediante la Ecuación 3.31.

3.5.2 SILO DE ALMACENAMIENTO DE RAQUIS DE PALMA

El modo de operación del reactor de torrefacción no es continuo al necesitar un tiempo específico de residencia para que suceda la torrefacción. Las operaciones previas a la torrefacción tienen un modo de operación continuo, de modo que un silo de almacenamiento del raquis de palma proveniente de estas operaciones es necesario para resguardar el material hasta que la torrefacción se efectúe. El esquema del silo de almacenamiento debe ser igual que los silos de alimentación del raquis de palma. El silo de almacenamiento debe formarse de una sección

cilíndrica como cuerpo del silo y el fondo con la forma de un cono truncado para permitir la salida del material como se presenta en la Figura 3.2. Debido a que el silo de almacenamiento de raquis de palma tiene una forma similar a los silos de alimentación, se utilizarán las mismas ecuaciones para su dimensionamiento. El material de construcción también será el mismo que el seleccionado para los silos de alimentación. El silo debe almacenar el material hasta que se produzca la torrefacción, de modo que el tiempo de contingencia debe ser de 1 hora.

3.5.3 QUEMADOR

Para generar la cantidad requerida de gases de combustión necesaria para el calentamiento del reactor es necesario el uso de un quemador. Para la generación de los gases de combustión requeridos en la chaqueta de calentamiento del reactor de torrefacción es necesario de un combustible que los genere.

Como combustible para la generación de gases de combustión se utilizará gas natural, puesto que este combustible no produce grandes cantidades de monóxido de carbono. Para la selección adecuada del quemador se debe conocer la cantidad de energía necesaria para calentar la biomasa. La capacidad que se requiere del quemador para proporcionar la energía necesaria se obtiene con la Ecuación 3.33 (Morales et al., 2008, p.57).

$$CQ = \frac{Q}{1\ 055\ 870} \quad [3.33]$$

Donde:

Q : Energía necesaria para calentar el raquis de palma (kJ/h)

CQ: Energía necesaria que debe proporcionar el quemador (MMBTU/h)

El gas natural se obtendrá de la planta de Licuefacción de Gas Natural Bajo Alto ubicada en el cantón El Guabo perteneciente a la provincia de El Oro, que cuenta con un procesamiento de alrededor 100 toneladas métricas de gas natural por día

(Agencia de Regulación y Control de Recursos Naturales y Energías no Renovables, 2021; Empresa Pública Petroecuador, 2021).

Esta cantidad de procesamiento de la planta de licuefacción se distribuye entre las empresas Grainman 34%, Edesa 10%, Rialto 14%, Ecuacerámica 13% e Italpisos 14% mientras que el restante 15% se distribuye entre clientes menores, de modo que la producción de licuefacción en la planta de Bajo Alto podría cubrir sin problema el requerimiento de este insumo para la planta de procesamiento de raquis de palma (Agencia de Regulación y Control de Recursos Naturales y Energías no Renovables, 2021; Empresa Pública Petroecuador, 2021).

La planta Bajo Alto proceso el gas natural proveniente del yacimiento que opera El campo amistad ubicado en el Golfo de Guayaquil y produce una cantidad que ronda los 26 000 miles de pies cúbicos diarios (Agencia de Regulación y Control de Recursos Naturales y Energías no Renovables, 2021; Empresa Pública Petroecuador, 2021)

3.5.4. BANDA TRANSPORTADORA CRIBA – SILO DE ALMACENAMIENTO DE RAQUIS DE PALMA

Después del proceso de torrefacción existe una pequeña variación en el tamaño de partícula del material debido a que se aumenta la cantidad de finos, el porcentaje de material con un tamaño de partícula menor que 110 μm asciende de 6,5 % a un 18 %. Sin embargo, la mayoría del material contiene un tamaño de partícula superior a 250 μm , de modo que se asume que el tamaño de partícula después del proceso de molienda es constante (González et al. 2017b, p.74).

Es necesario el uso de una banda que transporte el material desde la criba hacia el silo de almacenamiento de raquis de palma molido. Los valores correspondientes al flujo másico de transporte, el ángulo de recarga, la densidad del material y el tamaño de partícula no presentan cambios para esta etapa del proceso. Puesto que el material a transportar tiene las mismas propiedades que el material que

transporta la banda desde el molino hacia la criba, las dimensiones obtenidas serán las mismas.

3.5.5 BANDA TRANSPORTADORA SILO DE ALMACENAMIENTO DE RAQUIS DE PALMA - REACTOR DE TORREFACCIÓN

Otra banda transportadora se hace necesaria para la movilización del material desde el silo de almacenamiento de raquis de palma molido hacia el reactor de torrefacción.

Las dimensiones de esta banda serán las mismas que de la sección anterior puesto que los parámetros en cuanto al flujo másico de transporte, el ángulo de recarga, la densidad del material y el tamaño de partícula son los mismos que los expuestos en la banda transportadora que moviliza el material desde el molino hacia la criba.

3.6 ENFRIAMIENTO

Del proceso de torrefacción la biomasa sale con una temperatura alta de 250 °C, puesto que se considera despreciable la variación de la temperatura en el trayecto desde el reactor de torrefacción hasta el tanque de enfriamiento debido a que el tornillo sin fin debe ser cerrado completamente para no exponer al material al ambiente y la fricción de tornillo al ofrecer fricción no permitiría un cambio significativo en la temperatura del raquis de palma torrefactado. De modo que es necesario disminuir esta temperatura hasta un valor entre 100 – 40 °C, que es la adecuada para la operación de pelletización (Arequipa, 2018, p.8; González et al., 2017b, p.65).

Para esta operación se requiere un tanque con la forma similar al recipiente interior del reactor de torrefacción presentado en la Figura 3.6, conformado de una chaqueta de enfriamiento alrededor del recipiente para disminuir la temperatura

del raquis torrefactado. Como fluido de enfriamiento se utilizará agua a temperatura del ambiente (21,5 °C).

3.6.1 TANQUE DE ENFRIAMIENTO

3.6.1.1 Tanque de enfriamiento (recipiente interior)

Puesto que el tanque de enfriamiento tiene igual forma que el recipiente interior del reactor de torrefacción, las ecuaciones utilizadas para su dimensionamiento, obtención de espesores y obtención de parámetros correspondientes a la presión de operación, presión de diseño, temperatura de diseño y tipo de tapa serán las mismas que para el dimensionamiento del recipiente interior del reactor, así como el material seleccionado. La masa que debe contener el tanque se encontrará a través del balance de masa del proceso.

3.6.1.2 Chaqueta de enfriamiento

En la chaqueta de enfriamiento debe ingresar como fluido de enfriamiento agua a temperatura ambiente (21,5 °C) y salir a una temperatura de 40,0 °C, para llevar el raquis de palma torrefactado de una temperatura de 250 °C hasta una temperatura entre 100 – 40 °C. El agua que proviene de la chaqueta de enfriamiento después de la operación debe salir máximo a una temperatura de 40 °C, puesto que es el límite máximo permisible para descarga de agua en el sistema de alcantarillado (TULSMA Libro VI Anexo I, 2017, p.327)

a) Geometría de la chaqueta de enfriamiento

La chaqueta de enfriamiento difiere en su forma de la chaqueta calentamiento usada para el reactor. En esta ocasión la tapa torisférica no es necesaria debido a que no se debe soportar altas presiones al tener como fluido de enfriamiento

agua y no gases. De modo que para la chaqueta de enfriamiento se propone el uso de una tapa plana con ceja. La chaqueta de enfriamiento utilizada para este tanque de enfriamiento debe tener un cuerpo cilíndrico para facilitar la circulación del agua, un fondo abombado con la forma de una tapa torisférica y la tapa plana con ceja sin aberturas ni válvulas que permitan escapar el fluido, como se presenta en la Figura 3.9.

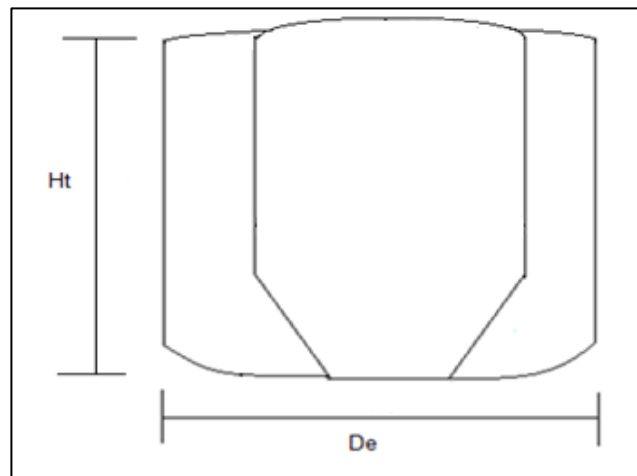


Figura 3.9. Esquema de la chaqueta y tanque de enfriamiento

b) Selección del material

El material de la chaqueta de enfriamiento debe resistir hasta una temperatura máxima de 250 °C que es la temperatura que alcanza el material en el proceso anterior, y que mediante este proceso se presente disminuir este valor.

c) Presión de operación

En la chaqueta de enfriamiento se ejerce la presión por el agua que circula a través de la misma, y para determinar esta presión, considerada como presión de operación se utiliza la Ecuación 3.34.

$$P = H \times \rho_{\text{agua}} \times g \quad [3.34]$$

Donde:

P : Presión (Pa)

H : Altura de la chaqueta (m)

g : Aceleración de gravedad (m/s^2)

ρ_{agua} : Densidad del agua (kg/m^3)

d) Presión de diseño

Mediante la Ecuación 3.24 se obtiene la presión diseño, con esta Ecuación 3.24 se obtiene la presión diseño bajo la consideración que la presión de operación es mayor que 300 psi, sin embargo, si la presión de operación es menor o igual que 300 psi, para el cálculo de la presión de operación se utiliza la Ecuación 3.25.

e) Temperatura de diseño

Para obtener la temperatura de diseño de la chaqueta de enfriamiento del tanque se utiliza la Ecuación 3.26. Se considera que la temperatura de operación es la correspondiente a la temperatura de salida del raquis de palma en el reactor, que es igual a 250 °C (482 °F).

f) Espesor del cuerpo de la chaqueta de enfriamiento

Con la presión de diseño obtenida y el material de construcción establecido es necesario el uso de la Ecuación 3.27 para la determinación del espesor del cuerpo de la chaqueta.

g) Dimensiones y espesor de la tapa de la chaqueta de enfriamiento

El esquema de una tapa plana con ceja, se presenta la Figura 3.10.

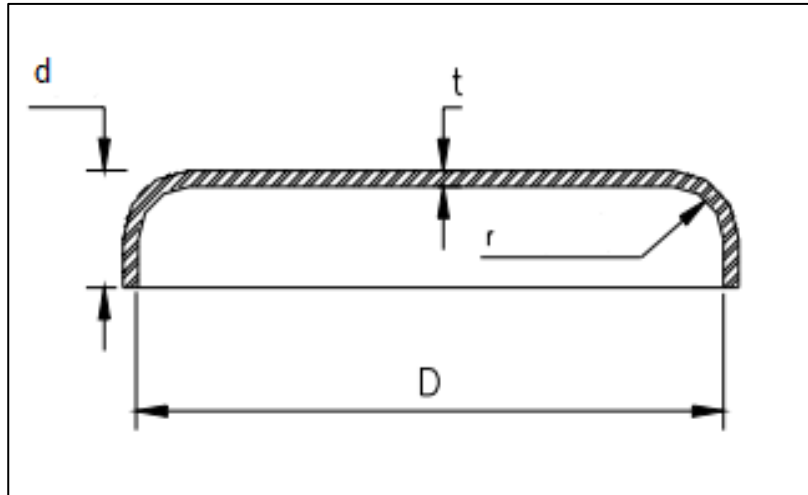


Figura 3.10. Esquema de una tapa plana con ceja
(ASME, 2010)

La tapa plana con ceja es ideal para el tanque de enfriamiento puesto que no se requiere soportar altas presiones y tampoco se requieren aberturas de salida de material, que son las condiciones para la utilización de este tipo de tapa cuando se trabaja con recipientes a presión. El espesor en tapas planas se obtiene mediante la Ecuación 3.35, donde se debe tomar en cuenta el que valor de “d” es igual a 0,1m (ASME, 2010).

$$t_{\text{Tapa}} = d \times \sqrt{\frac{C \times P}{S \times E}} \quad [3.35]$$

Donde:

t_{Tapa} : Espesor de la Tapa (in)

P : Presión de diseño (psi)

d : Altura de la tapa (in)

S : Valor del esfuerzo máximo admisible del material (psi)

E : Eficiencia de soldadura

C : 0,13 (ASME, 2010)

El valor de “r” que corresponde al radio de la esquina de la tapa se obtiene mediante la Ecuación 3.36 (ASME, 2010).

$$r = \frac{1}{4} \times t_{\text{Tapa}} \quad [3.36]$$

h) Dimensiones y espesor del fondo de la chaqueta de enfriamiento

Para el fondo del recipiente se torna adecuado la utilización de una tapa torisférica, cuya estructura se presenta en la Figura 3.7. El valor del radio del abombado se tomará como 0,5 m, con el objetivo de que su forma coincida con la abertura del tanque de enfriamiento y el material pueda salir fácilmente una vez que la operación haya culminado su trabajo (American Society of Mechanical Engineers., 2010).

El espesor del fondo se debe obtener de la misma manera que para una tapa torisférica, mediante la Ecuación 3.30. Se considera para el cálculo una relación L/r igual a 1,25; y una eficiencia mecánica igual a 0,8, que es la recomendada para diseños (American Society of Mechanical Engineers., 2010).

3.6.2 TORNILLO SIN FIN REACTOR – TANQUE DE ENFRIAMIENTO

Para movilizar el material desde el reactor de torrefacción hacia el tanque de enfriamiento es necesario el uso de un tornillo sin fin.

Para dimensionar correctamente y seleccionar de manera adecuada el tornillo sin fin se debe determinar los parámetros que se presentan a continuación.

3.6.2.1 Área del canalón

Para calcular el área que ocupa el material a transportar se utiliza la Ecuación 3.37 (Soriano, 2005, p. 545). Para el cálculo del área se considera un diámetro de canal de 300,00 mm y un coeficiente de relleno igual a 0,32, valores recomendados para material ligero y poco abrasivo (Soriano, 2005, p. 545).

$$S = \gamma \times \frac{\pi \times D^2}{4} \quad [3.37]$$

Donde:

S : Área del canalón (m²)

γ : Coeficiente de relleno de la sección, que depende del tipo de carga

D : Diámetro del canal (m)

3.6.2.2 Velocidad de desplazamiento del transportador

La velocidad de desplazamiento del transportador se obtiene mediante la Ecuación 3.38 (Soriano, 2005, p. 545). La velocidad de giro del eje de tornillo para materiales ligeros debe ser menor que 150 rpm.

La velocidad de giro recomendada para materiales con densidad de hasta 0,7 m³/h para un diámetro de 300 mm es de 140 rpm y el paso de hélice recomendado es de 250 mm (Soriano, 2005, p. 545).

$$V = \frac{p \times n}{60} \quad [3.38]$$

Donde:

V : Velocidad de desplazamiento del transportador (m/s)

p : Paso del tornillo (m)

n : Velocidad de giro del eje del tornillo (rpm)

3.6.2.3 Determinación de la capacidad del tornillo sin fin

La capacidad del tornillo sin fin se obtiene mediante la Ecuación 3.39, y con ellos se comprueba que la selección del diámetro es adecuada al verificar que el flujo másico que proporciona el tornillo sin fin es igual o mayor al requerido de 4 t/h (Soriano, 2005, p. 545).

$$Q = 3\,600 \times S \times V \times \rho \times i \quad [3.39]$$

Donde:

Q: Capacidad de transporte (t/h)

S: Área del relleno del transportador (m²)

V: Velocidad de desplazamiento del transportador (m/h)

ρ : Densidad del material (t/m³)

i : Coeficiente de disminución del flujo de material debido a la inclinación del tornillo.

3.6.2.4 Potencia de accionamiento

La potencia de accionamiento necesaria para el tornillo sin fin se obtiene mediante la Ecuación 3.40 (Soriano, 2005, p. 546).

$$P = \frac{Q \times (c_o \times L + H)}{367} + \frac{D \times L}{20} \quad [3.40]$$

Donde:

P : Potencia de accionamiento del tornillo (kW)

Q : Capacidad de transporte (t/h)

c_o : Coeficiente de resistencia del material

L : Longitud del transportador (m)

H : Altura de la instalación (m)

3.7 MEZCLADO

Se torna necesaria una etapa de mezclado, puesto que para incrementar el poder calórico del raquis de palma torrefactado es adecuado densificarlo y formar pellets. Para la formación de los pellets de biocarbón y de esta manera lograr una mejora en las propiedades mecánicas del producto torrefactado, se debe añadir un 10 % m/m de almidón de maíz (Arequipa, 2018, p.13). La utilización del almidón

de maíz es adecuada puesto que es un material que cuenta con las propiedades apropiadas para su función como aglutinante. De modo que el raquis de palma torrefactado procedente del proceso de enfriamiento debe mezclarse con un flujo de este material en la proporción másica requerida para conseguir el producto adecuado.

Se añadirá aglutinante al raquis de palma torrefactado para conseguir pellets con las propiedades mecánicas correctas para su uso como biocarbón, presentadas en la norma BS EN 14961-6 “Requerimientos generales para biocombustibles sólidos y clases de combustibles” (BS EN 14961-6, 2012).

3.7.1 EQUIPO MEZCLADOR

3.7.1.1 Tamaño de partícula

Para una correcta selección de la mezcladora se debe tomar en cuenta los tamaños de partícula de los materiales a mezclar. El 65 % del raquis torrefactado contiene un tamaño de partícula de 250 μm , como se presenta en la Tabla AV.1, lo cual es adecuado puesto que el rango de valores de tamaño de partícula en el cual se efectúa un correcto proceso de torrefacción corresponde a 230 y 0,560 μm (González et al. 2017b, p.73).

De modo que se considera que el tamaño de partícula media del material proveniente del proceso de torrefacción es de 250 μm . Por otro lado, el almidón de maíz tiene un tamaño de partícula promedio de 12,69 μm (Medina y Salas, 2008, p. 60).

3.7.1.2 Capacidad de la mezcladora

El equipo debe tener la capacidad de mezclar la corriente de raquis de palma torrefactado proveniente del tanque de enfriamiento y la corriente de almidón de

maíz correspondiente a un 10 % m/m, ideal para la producción de pellets (Arequipa, 2018, p.13). La capacidad requerida del mezclador se obtiene mediante la Ecuación 3.3 al conocer el flujo másico de las corrientes de ambos materiales, el valor de la densidad de raquis de palma y la densidad del almidón de maíz igual a $1\,500\text{ kg/m}^3$ (Benítez, 2008, p.27).

3.7.2 SILO DE ALMACENAMIENTO DE ALMIDÓN DE MAÍZ

Puesto que se requiere almidón de maíz para la formación de pellets de raquis de palma, es necesario tener un silo de almacenamiento del almidón de maíz. El esquema del silo de almacenamiento está constituido por una sección cilíndrica en el cuerpo y un fondo en forma de cono truncado, de la misma manera que los silos de alimentación de raquis de palma, como se presenta en la Figura 3.2. La capacidad del silo de almacenamiento de almidón de maíz se obtiene mediante la Ecuación 3.3, al considerar un tiempo de contingencia de 5 días. El flujo másico por día se obtiene al considerar que el silo debe proporcionar almidón para 16 lotes de producción diario. Puesto que el silo de almacenamiento de almidón de maíz presenta la misma forma que los silos de alimentación de raquis de palma, el material de construcción será el mismo y para su diseño se tomarán las mismas ecuaciones. Se toma como temperatura de operación la temperatura promedio en el lugar de ubicación de la planta, mientras que la temperatura de diseño será igual a la temperatura máxima en el lugar, que es la provincia de Santo Domingo de los Tsáchilas.

3.7.3 BANDA TRANSPORTADORA SILO DE ALMACENAMIENTO DE ALMIDÓN DE MAÍZ – MEZCLADORA

Se requiere una banda transportadora para llevar el material desde el silo de almacenamiento de almidón de maíz al equipo mezclador. Para seleccionar una banda transportadora adecuada se utilizará el mismo método que las demás, pero esta vez las propiedades del almidón deben tomarse en cuenta, es decir, una

densidad de 1 500 kg/m³ y un ángulo de reposo de 21° (Medina y Salas, 2008, p. 60).

3.7.4 BANDA TRANSPORTADORA TANQUE DE ENFRIAMIENTO - MEZCLADORA

Se torna necesario una banda transportadora para movilizar el material. Para una adecuada selección de la banda transportadora se toman los mismos valores de ancho de banda y velocidad mínima requerida de la banda determinados en la banda transportadora del molino – criba. Puesto que los parámetros en cuanto al flujo másico de transporte, el ángulo de recarga, y el tamaño de partícula son los mismos.

3.8 PELLETTIZADO

El pelletizado es un tratamiento que complementa a la torrefacción de raquis de palma puesto que densifica la biomasa con el objeto de aumentar su valor energético a 27,53 MJ/kg e incrementar sus propiedades mecánicas para obtener un combustible que cumpla con normativa técnica para competir en el mercado con otros combustibles. Las condiciones óptimas de pelletización en cuanto a presión y temperatura corresponde a valores de entre 10 y 12 psi y un valor máximo de 100 °C respectivamente (Arequipa, 2018, p.8; González et al., 2017b, p.71). Por ende, es necesario una máquina para la realización de pellets y una máquina para empacar los pellets de biocarbón obtenidos.

3.8.1 MÁQUINA DE PELLETS DE BIOCARBÓN

Para la adecuada selección de una máquina pelletizadora se debe conocer que las dimensiones de los pellets requeridas son de 8 mm de diámetro y de 50 mm de longitud con un porcentaje de humedad de alrededor de 8 %.

También se debe tomar en cuenta la capacidad de la máquina, la cual debe ser adecuada para un flujo de 2 666,67 kg/h (2,7 t/h) de biocarbón producido (Arequipa, 2018, p.8).

3.8.2 BANDA TRANSPORTADORA MEZCLADORA – MÁQUINA DE PELLETS DE BIOCARBÓN

Una banda que transporte el material desde la mezcladora hacia la máquina de pellets es requerida. Para seleccionar correctamente la banda, se toman los mismos valores de ancho de banda y velocidad mínima que la banda que moviliza el transporte del material desde el molino hacia la criba.

Se utiliza las mismas dimensiones de la banda transportadora puesto que se considera que se mantiene el tamaño de partícula del material después del molino.

3.8.3 BANDA TRANSPORTADORA MÁQUINA DE PELLETS – MÁQUINA ENSACADORA

Se torna necesaria para la movilización del material desde la máquina de pellets hacia la ensacadora una banda transportadora. Para una adecuada selección de la banda transportadora en un catálogo se toman los mismos de ancho de banda y velocidad mínima requerida de la banda determinados en la banda transportadora molino – criba.

3.9 ENSACADO

3.9.1 ENSACADORA DE PELLETS DE BIOCARBÓN

Es importante envasar el biocarbón obtenido para su fácil manejo, transporte y comercialización. Uno de los envases más usados en la industria son los sacos de

papel Kraft por su capacidad limitada para absorber la humedad del ambiente, lo que logra mantener el producto en su interior con la mejor calidad posible. Los sacos de papel Kraft existentes en el mercado tienen 98 cm de alto (B), 58 cm de ancho (A), y 13 cm de profundidad (C), que corresponde a un valor de capacidad igual a 0,074 m³ (Sacos Martínez, 2021; Smurtifkappa, 2021).

Debido a la propiedad de los sacos de papel Kraft mencionada en el postulado anterior, estos sacos son los seleccionados para la comercialización del biocarbón obtenido en la planta de procesamiento de raquis de palma por torrefacción (Sacos Martínez, 2021; Smurtifkappa, 2021). Es necesario determinar la cantidad que cabe en cada saco mediante la Ecuación 3.24 para determinar el número de sacos necesarios, al tomar en cuenta que la densidad del biocarbón es de 900 kg/m³, como se presenta en la Tabla 3.1.

$$V_{\text{Saco}} = \frac{m_{\text{biocarbón}}}{\rho_{\text{biocarbón}}} \quad [3.41]$$

Donde:

V_{Saco} :Capacidad del saco de papel Kraft (m³)

$m_{\text{Biocarbón}}$: Cantidad de biocarbón que cabe en un saco (kg)

$\rho_{\text{Biocarbón}}$: Densidad de biocarbón (kg/m³)

De acuerdo a la cantidad estimada que cabe en cada saco se puede determinar el número de sacos requeridos para empacar el flujo proveniente de la máquina peletizadora, con la Ecuación 3.42.

$$\# \text{ Sacos} = \frac{m_{\text{Raquis de Palma}}}{m_{\text{biocarbón}}} \quad [3.42]$$

Donde:

Sacos :Número de sacos necesarios por hora

$m_{\text{Raquis de Palma}}$:Flujo másico de raquis de palma torrefactado y pelletizado (kg/h)

$m_{\text{Biocarbón}}$: Cantidad de biocarbón que cabe en un saco (kg)

3.10 DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS

Se requiere la implementación de tuberías para el transporte de los gases que fluyen en la chaqueta de calentamiento del reactor de torrefacción y para el transporte del agua que fluye en la chaqueta del tanque de enfriamiento. De modo que es necesario determinar el diámetro de estas tuberías para el manejo adecuado de los fluidos y para evitar caídas de presión que puedan comprometer la integridad de las mismas, o incluso causar un accidente.

Los diámetros determinados deben asegurar una velocidad adecuada de los fluidos para evitar bruscas caídas de presión, en la Tabla 3.4 se presentan los valores de velocidades permisibles para líquidos y gases, para succión y para descarga.

Tabla 3.4. Valores de velocidad permisibles en el interior de una tubería

Fluido	Tipo de flujo	Velocidad (m/s)
Líquidos de baja viscosidad	Succión	0,30 – 0,90
	Descarga	1,20 – 3,00
	Drenajes	0,15 – 0,30
Gases	-	9,00 – 30,00

(Sinnott y Towler, 2017, p.259)

En la Tabla 3.5 se presenta los valores admisibles de caída de presión según el tipo de flujo de acuerdo a si es succión o descarga para bombas en líquidos.

Tabla 3.5. Valores de caída de presión permisibles en el interior de una tubería para líquidos

Tipo de flujo	Caída de presión (psi)
Succión	< 0,25
Descarga	< 4,00
Drenajes	< 0,25

(Sinnott y Towler, 2017, p.259)

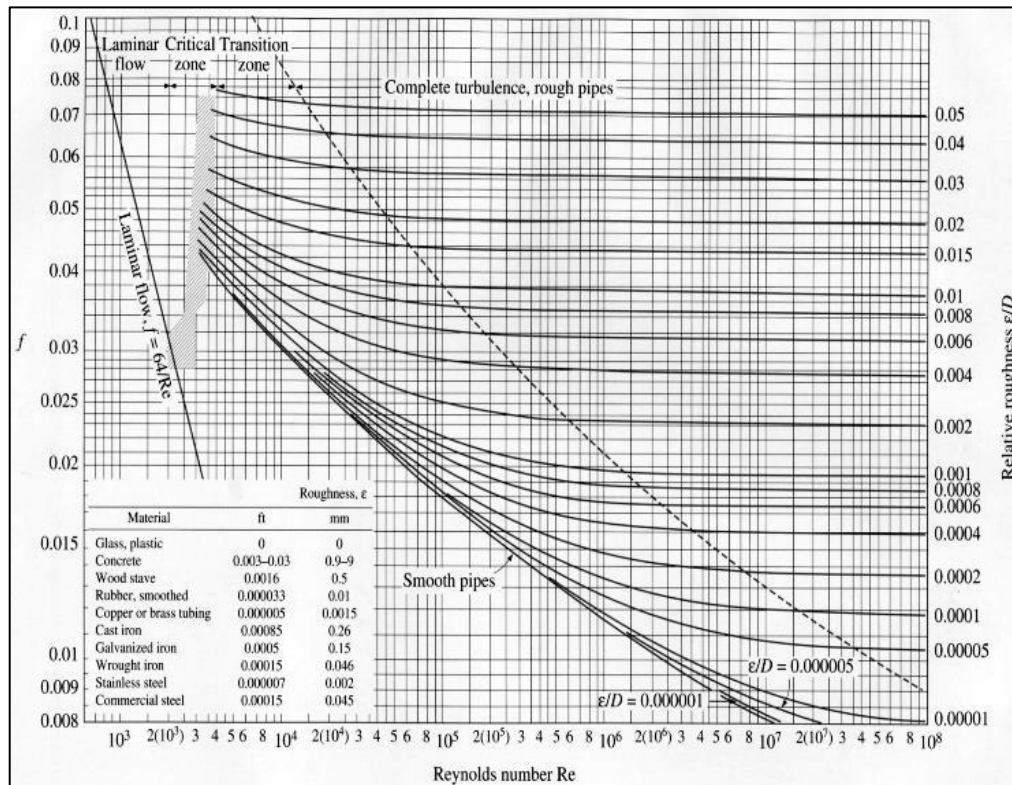
En la Tabla 3.6 se presentan los valores de caída de presión admisibles en gases de acuerdo a la presión y si es succión o descarga del compresor.

Tabla 3.6. Valores de caída de presión permisibles en el interior de una tubería para gases

Tipo de Flujo	Rango de presión (psi)	Caída de presión (psi)
Succión	0 – 10	0,050 – 0,125
	10 – 50	< 0,125
	50 – 100	< 0,250
	>200	0,500
Descarga	< 50	0,125 – 0,250
	50 – 100	0,250 – 0,500
	>200	0,500 – 1,000

(Sinnott y Towler, 2017, p.259)

Se debe tomar en cuenta la caída de presión debido a las pérdidas por fricción en la tubería. Para la determinación de las pérdidas de fricción se debe conocer el factor de fricción. El factor de fricción se obtiene del diagrama de Moody presentado en la Figura 3.11. Al obtener el número de Reynolds y el valor de la rugosidad relativa del material de la tubería en cuestión, es posible con la ayuda de dicho diagrama encontrar de manera gráfica el valor del factor de fricción.

**Figura 3.11.** Diagrama de Moody
(Mott y Untener, 2015, p.186)

El número de Reynolds se obtiene mediante la Ecuación 3.43 (Streeter, Wyle y Bedford, 2000, p. 548).

$$Re = \frac{U \times \rho \times D}{\mu} \quad [3.43]$$

Donde:

Re: Número de Reynolds

D : Diámetro interno de la tubería (m)

ρ : Densidad del fluido a transportar (kg/m³)

μ : Viscosidad dinámica del fluido a transportar (kg/ m·s)

La rugosidad relativa para determinar el factor de Darcy mediante el diagrama de Moody se obtiene mediante la Ecuación 3.44 (Mott y Untener, 2015, p.186).

$$e = \frac{e'}{D} \quad [3.44]$$

Donde:

e :Rugosidad relativa

e' :Rugosidad del material (mm)

D :Diámetro interno de la tubería (mm)

Como se observa para la obtención del número de Reynolds es necesario obtener la densidad del fluido, que para los líquidos son establecidos de acuerdo con la temperatura. Mientras que para los gases la densidad depende de la presión y temperatura con la que se encuentren. De tal manera que para obtener la densidad de los gases se utiliza la Ecuación 3.45 (Mott y Untener, 2015, p.186).

$$\rho = \frac{P \times M}{R \times T} \quad [3.45]$$

Donde:

ρ : Densidad del gas (g/m³)

P : Presión del gas (Pa)

M : Peso molecular de gas (g/mol)

R : Constante de los gases ideales (8,314 J/mol·K)

T = Temperatura de los gases (K)

Con todos los datos previamente obtenidos se puede calcular las cabezas de pérdida por fricción en la tubería mediante la Ecuación 3.46 (Streeter et al., 2000, p. 547).

$$H_f = f \times \frac{L \times U^2}{D \times 2 \times g} \quad [3.46]$$

Donde:

H_f : Cabeza de pérdidas por fricción (m)

L : Longitud de la tubería (m)

U : Velocidad del fluido (m/s)

D : Diámetro interno de la tubería (m)

g : Aceleración de la gravedad (9,81 m/s²)

f : Factor de Darcy

Una vez determinada la cabeza de pérdidas por fricción en la tubería, es necesario también conocer la cabeza de pérdidas ocasionada por los accesorios. Para ello se utiliza la Ecuación 3.47, al utilizar las constantes de pérdida de los accesorios (Streeter et al., p. 547).

$$H_{acc} = K \times \frac{U^2}{2 \times g} \quad [3.47]$$

Donde:

H_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios (m)

U : Velocidad del fluido (m/s)

g : Aceleración de la gravedad (9,81 m/s²)

K : Suma de las constantes de pérdidas por accesorio

Las constantes de accesorios que están presentes en las tuberías para el transporte adecuado del fluido se las obtiene mediante la Figura 3.12, que depende de los accesorios que se encuentren en la tubería.

Codos, accesorios, válvulas*	
Codo 45°	0.35 a 0.45
Codo 90°	0.50 a 0.70
Codo 22° 30'	0.25 a 0.30
Te, de paso directo	0.60
Te, salida de lado	1.30
Te, salida bilateral	1.8 a 2.0
Válvulas de compuerta (abierta)....	aprox. 0.25
Válvulas de control (abierta).....	aprox. 3.00
Válvula de globo abierta	10.00
Válvula de pie	1.75
Válvula de retención	2.75

Figura 3.12. Constantes de pérdidas por accesorios
(Mott y Untener, 2015)

La caída de presión en la tubería se obtiene mediante la Ecuación 3.48 (Streeter et al., 2000, p. 549).

$$\Delta P = (h_{acc} + h_f + \Delta Z) \times \rho \times g \quad [3.48]$$

Donde:

ΔP : Caída de presión (Pa)

h_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios (m)

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción (m)

ΔZ : Diferencia de altura (m)

ρ : Densidad del fluido (kg/m³)

g : Aceleración de la gravedad (9,81 m/s²)

Se comprueba que la caída de presión obtenida no sobrepase los valores de caída de presión permitidos en la tubería presentados en la Tabla 3.5 para líquidos y en la Tabla 3.6 para gases.

3.10.1 PRESIÓN DE DISEÑO

La presión de diseño se obtiene mediante la Ecuación 3.49 a partir de la presión de operación. Se considera que la presión de operación de la tubería antes de bombas o compresores es la misma que el valor de la presión del equipo del que proviene la tubería.

Para tramos después de bombas o compresores, la presión de operación es igual que la presión de operación del equipo al que se dirige la tubería. (Sinnott y Towler, 2017, p.259).

$$P_{\text{diseño}} = 1,1 \times P_{\text{operación}} \quad [3.49]$$

Donde:

$P_{\text{diseño}}$: Presión de diseño de la tubería (psi)

$P_{\text{operación}}$: Presión de operación (psi)

Si la tubería tiene válvula de alivio de presión, la presión de diseño se obtiene mediante la Ecuación 3.50 (Sinnott y Towler, 2017, p.259).

$$P_{\text{diseño}} = 1,2 \times P_{\text{operación}} \quad [3.50]$$

Donde:

$P_{\text{diseño}}$: Presión de diseño de la tubería (psi)

$P_{\text{operación}}$: Presión de operación (psi)

3.10.2 TEMPERATURA DE DISEÑO

Se debe determinar si la tubería requiere aislamiento externo o no para calcular la temperatura de diseño. La temperatura de diseño cuando la tubería se encuentra aislada externamente se obtiene mediante la Ecuación 3.51 (Sinnott y Towler, 2017, p.259)

$$T_{\text{diseño}} = T_{\text{operación}} + 50 \text{ } ^\circ\text{F} \quad [3.51]$$

Donde:

$T_{\text{diseño}}$:Temperatura de diseño ($^\circ\text{F}$)

$T_{\text{operación}}$:Temperatura de operación ($^\circ\text{F}$)

La temperatura de diseño cuando la tubería no se encuentra aislada externamente se obtiene mediante la Ecuación 3.52 (Sinnott y Towler, 2017, p.259)

$$T_{\text{diseño}} = T_{\text{operación}} \times 1,05 \quad [3.52]$$

3.11 DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS Y COMPRESORES

Es necesario la implementación de dos bombas para el transporte del agua hacia el tanque de enfriamiento y del tanque de enfriamiento hacia la descarga, esta última bomba es necesaria para enviar el flujo de agua proveniente del tanque hacia un tratamiento de agua con el objeto de convertirla en apta para regadío. De igual manera es necesario el uso de dos compresores para el transporte del gas desde el quemador hacia la chaqueta de calentamiento del reactor y para el transporte de los gases provenientes del reactor.

3.11.1 DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS

Las bombas en este caso son de utilidad para transportar el agua que proviene desde la descarga hacia la chaqueta de enfriamiento y para transportar el flujo de agua proveniente de la chaqueta de enfriamiento hacia la descarga, que se prevé se dirija hacia un tratamiento de este efluente para hacerla apta para agua de riego, de modo que se requieren dos bombas. Para obtener la potencia de las bombas y con este valor seleccionar la adecuada, se deben hacer cálculos previos que se presentan a continuación.

3.11.1.1 Presión de succión y descarga

Es necesario obtener la presión de descarga y succión de las bombas puesto que la diferencia entre estos valores es la energía que debe aportar la bomba al sistema, que se conoce como TDH. La presión de descarga es el valor de la presión que se debe proporcionar al fluido impulsado por la bomba para que este llegue al equipo subsiguiente con la presión requerida. De modo que el valor correspondiente a la presión de descarga se obtiene mediante la Ecuación 3.53.

$$P_d = P + \Delta H \quad [3.53]$$

Donde:

P_d : Presión de descarga (psi)

ΔH : Pérdidas totales de la tubería (psi)

P : Presión de operación (psi)

La presión de succión se va a considerar igual a la presión atmosférica, de modo que el TDH se obtiene mediante la Ecuación 3.54.

$$TDH = P_d - P_s \quad [3.54]$$

Donde:

TDH: Cabeza total diferencial (psi)

P_d : Presión de descarga (psi)

P_s : Presión de succión (psi)

3.11.1.2 Potencia requerida

La potencia requerida de la bomba se obtiene mediante la Ecuación 3.55 (Sinott y Towler, 2017, p.658). Para el cálculo de la potencia mínima requerida de la bomba se debe asumir un valor de eficiencia igual a 85 % que es lo más común para bombas centrífugas (Sinott y Towler, 2017, p.659).

$$\text{Potencia} = \frac{\text{TDH} \times \text{Q}}{n} \times 100 \quad [3.55]$$

Donde:

Potencia: Potencia requerida de la bomba (W)

Q : Caudal (m³/s)

n : Eficiencia de la bomba (%)

3.11.2 DIMENSIONAMIENTO COMPRESORES

Se requieren dos compresores para movilizar el flujo de gases provenientes del quemador hacia la chaqueta de calentamiento del reactor de torrefacción y para transportar el flujo de gases que salen de la chaqueta de calentamiento del reactor de torrefacción, me modo que se requieren dos compresores.

Previo a la obtención de la potencia requerida del compresor para su correcta selección en un catálogo se realizan algunos cálculos que se presentan a continuación.

3.11.2.1 Presión de succión y descarga

La obtención de la presión de descarga es primordial y se obtiene mediante la Ecuación 3.53. En esta ocasión se considera que la presión de succión es igual a la presión atmosférica.

3.11.2.2 Potencia requerida

La consideración principal es que los compresores trabajan en un sistema isotérmico y por lo tanto la energía requerida para comprimir se obtiene mediante la Ecuación 3.56 (Sinott y Towler, 2017, p.105).

$$W = \frac{R \times T}{M} \times \ln\left(\frac{P_d}{P_s}\right) \quad [3.56]$$

Donde:

W : Energía requerida del compresor (J/kg)

R : Constante de los gases ideales (J/ mol·K)

T : Temperatura (K)

P_d : Presión de descarga (Pa)

P_s : Presión de succión (Pa)

M : Peso molecular del gas (kg/mol)

Con la energía se puede obtener la potencia requerida del compresor mediante la Ecuación 3.57 al tomar como eficiencia del compresor un valor de 75 %, recomendado para compresores centrífugos (Sinott y Towler, 2017, p.106).

$$\text{Potencia} = \frac{W \times F}{n} \times 100 \quad [3.57]$$

Donde:

Potencia : Potencia requerida del compresor (W)

F : Flujo másico (kg/s)

n : Eficiencia de la bomba

W : Energía requerida del compresor (J/kg)

4. DISEÑO DE LA PLANTA

4.1 BALANCE DE MASA

Los flujos másicos de cada corriente se presentan en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1. Resultados del balance de masa realizado para el proceso de producción de pellets de biocarbón

Número de corriente	Descripción	Flujo másico (kg/h)
1	Racimos vacíos de raquis de palma	4 000,00
2	Racimos vacíos de raquis de palma	4 000,00
3	Racimos vacíos de raquis de palma	4 000,00
4	Racimos cortados de raquis de palma	4 000,00
5	Raquis de palma molido	4 819,28
R	Raquis de palma molido	819,28
5'	Raquis de palma molido	4 000,00
6	Raquis de palma molido	4 000,00
7	Raquis de palma torrefactado	2 400,00
8	Gases producto de torrefacción	360,00
9	Gases de combustión para calentamiento	10 548,00
10	Gases de combustión para calentamiento	10 548,00
11	Raquis de palma torrefactado	2 400,00
12	Agua de enfriamiento	6 900,53
13	Agua de enfriamiento	6 900,53
14	Raquis de palma torrefactado y almidón de maíz	2 666,67
15	Almidón de maíz	266,67
16	Pellets de biocarbón	2 666,67
17	Pellets de biocarbón	2 666,67
18	Vapor de agua producto de torrefacción	1 240,00
19	Gas natural	1 296,00
20	Almidón de maíz	266,67
21	Aire	8 892,00

Los flujos másicos presentados en la Tabla 4.1 se obtuvieron del balance de masa realizado en cada operación unitaria del proceso, que se encuentra en el Anexo II.

La mayoría de los flujos másicos presentados en la Tabla 4.1 se obtuvieron mediante la realización del balance de masa que se presenta en el Anexo II. Sin embargo, el flujo másico correspondiente a los gases de combustión, necesarios para el calentamiento del reactor de torrefacción, y el flujo másico correspondiente al agua necesaria para el enfriamiento del raquis de palma torrefactado en el tanque de enfriamiento, se obtuvieron mediante el balance de energía. Los cálculos del balance de energía realizados para la obtención de los flujos másicos previamente mencionados se encuentran en el Anexo III.

4.2 BALANCE DE ENERGÍA

Los flujos de entalpía y temperatura de cada corriente se presentan en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2. Resultados del balance de energía realizado para el proceso de producción de pellets de biocarbón

Número de corriente	Entalpía (W)	Temperatura (°C)	Número de corriente	Entalpía (W)	Temperatura (°C)
1	2 471,15	21,50	10	190 718,50	74,47
2	2 471,15	21,50	11	7 9076,80	100,00
3	2 471,15	21,50	12	12 009,79	21,50
4	2 471,15	21,50	13	160 130,63	40,00
5	2 977,29	21,50	14	62 536,65	76,94
R	506,14	21,50	15	0,36	21,50
5'	2 471,15	21,50	16	62 536,65	76,94
6	2 471,15	21,50	17	50 883,79	66,33
7	227 345,80	250,00	18	121 987,17	250,00
8	35 415,63	250,00	19	831,49	21,50
9	980 378,00	300,00	20	0,36	21,50

Los cálculos correspondientes al balance de energía que se realizó en cada operación unitaria correspondiente al proceso de producción de biocarbón a partir de raquis palma, se encuentran en el Anexo III.

4.3 DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

En el Capítulo 3 se proporcionó toda la información relacionada a los criterios de diseño y los requerimientos del proceso de producción de biocarbón a partir de raquis de palma. Con esta información previamente proporcionada se dimensionaron todos los equipos necesarios para su adecuada selección, así como se diseñaron todos los silos de almacenamiento y alimentación necesarios para el proceso. En la Tabla 4.3 se presenta los equipos requeridos en cada operación unitaria correspondiente al proceso.

Tabla 4.3. Equipos necesarios en cada operación unitaria para la producción de pellets de biocarbón

Operación	Equipo	Unidades
Recepción y almacenamiento	Galpón industrial	1
Alimentación	Silos de alimentación	4
Cortado	Trituradora	1
	Banda transportadora silos - trituradora	1
Molienda	Molino	1
	Banda transportadora trituradora - molino	1
Cribado	Criba	1
	Banda transportadora molino - criba	1
Almacenamiento	Silo de almacenamiento	1
	Banda transportadora criba – silo de almacenamiento	1
Torrefacción	Reactor estático con chaqueta de calentamiento	1
	Banda transportadora silo de almacenamiento - reactor	1

Tabla 4.3. Equipos necesarios en cada operación unitaria para la producción de pellets de biocarbón (**continuación...**)

Operación	Equipo	Unidades
Enfriamiento	Tanque con chaqueta de enfriamiento	1
	Tornillo sin fin reactor – tanque de enfriamiento	1
	Bomba centrífuga para agua de enfriamiento que ingresa a la chaqueta	1
	Bomba centrífuga para agua de enfriamiento que sale de la chaqueta	1
Mezclado	Mezcladora	1
	Banda transportadora tanque de enfriamiento – mezcladora	1
Pelletizado	Máquina de pellets	1
	Banda transportadora mezcladora – máquina de pellets	1
Ensacado	Ensacadora	1
	Banda transportadora máquina de pellets - ensacadora	1
Quemado	Quemador	1
	Compresor centrífugo para gases de combustión que ingresa a la chaqueta del reactor	1
	Compresor centrífugo para gases de torrefacción	1
Almacenamiento de almidón de maíz	Silo de almacenamiento	1
	Banda transportadora silo de almacenamiento de almidón de maíz - mezcladora	1
Almacenamiento	Galpón industrial	1

En la Tabla 4.3 se presenta los equipos que se requieren en cada etapa del proceso de producción de biocarbón a partir de raquis de palma para llevar a cabo cada operación unitaria y para interconectar las mismas, de modo que a continuación se presenta los cálculos correspondientes para dimensionar todos los equipos necesarios para el funcionamiento de la planta.

4.3.1 GALPÓN INDUSTRIAL

El galpón se utilizará para almacenar la materia prima y es de un solo tramo con techo de dos aguas simétrico con una inclinación de 30 ° y sin paredes.

4.3.1.1 Cálculo de la capacidad de almacenamiento del galpón industrial

Puesto que la frecuencia de cosecha de la palma es de 5 a 15 días, se determinó que se almacene raquis de palma por 5 días, y se consideró un trabajo de 24 horas de la planta para proporcionar 16 lotes de producción diaria. El flujo por día corresponde a 64 t, al tener como meta el procesamiento de 4 t/h de raquis de palma, y para calcular la capacidad del galpón se utiliza la Ecuación 3.1.

Donde:

F : Flujo de raquis de palma: 64 000 kg/día

d : Densidad aparente del raquis de palma: 700 kg/m³

N: Número de días de almacenamiento: 5 días

F: Factor de sobredimensionamiento: 0,2

$$V = \frac{64\,000 \text{ kg/día}}{700 \text{ kg/m}^3} \times 5 \text{ días} \times (1+0,2)$$

$$V = 548,57 \text{ m}^3 \approx 549 \text{ m}^3$$

4.3.1.2 Cálculo de la altura del galpón

Es necesario obtener el valor de la altura mediante la Ecuación 4.1, al establecer que la relación altura – luz libre es igual a 1/5 (Achabal et al., 2005, p.7).

$$H = \frac{1}{5} \times L \quad [4.1]$$

Donde:

L: Luz libre del galpón: 12,00 m

H: Altura del galpón (m)

$$H = \frac{1}{5} \times 12,00$$

$$H=2,40 \text{ m}$$

4.3.1.3 Cálculo del ancho del galpón

Se eligió un valor de 12 m para la longitud de la luz libre, puesto que el valor de un galpón industrial ubicado a nivel del mar debe estar entre 10 – 12 m. Con el valor de la altura calculado y el valor de la luz libre establecido, el ancho del galpón se obtuvo mediante la Ecuación 3.2 (Achabal et al., 2005, p.7).

Donde:

V: Capacidad de almacenamiento: 549,00 m³

L: Luz libre del galpón: 12,00 m

H: Altura del galpón: 2,40 m

A: Ancho del galpón (m)

$$549,00 \text{ m}^3 = 2,40 \text{ m} \times 12,00 \text{ m} \times A$$

$$A = 19,06 \text{ m}$$

El valor obtenido fue de 19,06 m, sin embargo, con el objeto de obtener mayor capacidad, el valor del ancho se aproximó a 20,00 m.

4.3.2 SILOS DE ALIMENTACIÓN

4.3.2.1 Cálculo de la capacidad de los silos

Los silos de alimentación se diseñaron para tener la capacidad de almacenar la materia prima necesaria para abastecer un día de producción puesto que se considera que todos los días serán llenados. Se necesita una capacidad de almacenamiento para 64 toneladas de racimos vacíos de raquis de palma al día, porque se requiere un flujo de 4 t/h y se pretende operar 24 horas diarias, por lo

que para propósitos del diseño se considera un factor de sobredimensionamiento de 0,2 (API 650, 2012) y la capacidad se determinó al usar la Ecuación 3.3.

Donde:

F : Flujo de raquis de palma: 64 000 kg/día

V_{Silo} : Capacidad de almacenamiento (m^3)

d : Densidad aparente del raquis de palma: 700 kg/m^3

N : Número de días de almacenamiento: 1 día

F : Factor de sobredimensionamiento: 0,2

$$V_{\text{Silo}} = \frac{64\,000 \text{ kg/d}}{700 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ día} \times (1+0,2)$$

$$V_{\text{Silo}} = 109,71 \text{ m}^3 \approx 110 \text{ m}^3$$

Debido a que la capacidad obtenida fue muy grande para un solo silo, se decidió dividir esta capacidad en 4 tolvas para trabajar simultáneamente y poder proporcionar el flujo requerido. De modo que cada tolva se diseñó con una capacidad de 27,5 m^3 y cada una debe proporcionar 1 t/h de flujo.

4.3.2.2 Cálculo del ángulo del silo

La determinación del ángulo con la horizontal de la parte cónica del silo se la realiza con base en el ángulo de reposo del material como se muestra a continuación en la Ecuación 3.4.

Donde:

r: ángulo de reposo: 45 °

$$\alpha = 45^\circ + 15^\circ$$

$$\alpha = 60^\circ$$

El ángulo que debe tener el silo con la horizontal para que fluya el material es de 60°, de modo que el ángulo del silo con la vertical es de 30°.

4.3.2.3 Cálculo del diámetro de la abertura del silo

El diámetro de la abertura de salida del silo debe ser mayor que el tamaño de partícula máxima del material para asegurar que el material pueda abandonar el silo sin problema, de modo que se determinó un tamaño de diámetro de la abertura del silo igual a 0,5 m, puesto que resulta ser un valor mayor al tamaño máximo de partícula y al coincidir geoméricamente con el valor del ángulo del silo obtenido (Rodríguez, 2017, p.11). Se debe tomar en cuenta que el máximo tamaño de partícula de los racimos de raquis de palma es 28 cm, así como el valor de la constante de forma para salidas circulares es igual a 1 (Khalil et al., 2012, p.195).

Para comprobar que la abertura es suficiente para proporcionar el flujo requerido y no menos, se utilizó la Ecuación 3.5.

Donde:

Q: Flujo másico de raquis de palma (kg/s)

d : Densidad aparente del raquis de palma = 700,00 kg/m³

g : Aceleración de la gravedad = 9,80 m/s²

β : Ángulo del silo con la vertical = 30°

m: Constante de forma =1 para salidas circulares

B : Diámetro de abertura del silo = 0,50 m

$$Q = 700,00 \text{ kg/m}^3 \times \frac{\pi}{4} \times (0,50\text{m})^2 \sqrt{\frac{0,50 \times 9,8 \text{ m/s}^2}{2 \times (1+1) \times \text{Tan}(30^0)}}$$

$$Q=200,21 \text{ kg/s}$$

El flujo másico resultante es mayor que el requerido de 0,28 kg/s, de modo que el diámetro de abertura del silo es correcto.

4.3.2.4 Cálculo del diámetro y la altura de la sección cilíndrica del silo

Para el cálculo de la altura del silo se toma en cuenta que la relación altura – diámetro deber ser mayor que 0,8 (DIN 1055, 1987). De modo que para la relación altura – diámetro se seleccionó un valor de 1,5 como indica la norma API 650, como se expresa en la Ecuación 4.2. Al considerar relación de altura – diámetro expresado en la Ecuación 4.2 se pudo obtener el valor del diámetro mediante la Ecuación 3.6 al reemplazar la relación de en la ecuación mencionada.

$$H=1,5 \times D \quad [4.2]$$

Donde:

V_{Silo} : Capacidad de almacenamiento = 27,50 m³

B : Diámetro de abertura del silo = 0,50 m

H : Altura del silo (m)

D : Diámetro del silo (m)

β : Ángulo del Silo con la vertical = 30°

$$27,5 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{24 \times \tan(30^\circ)} \times (D^3 - (0,50 \text{ m})^3) + \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1,5 \times D$$

$$D = 2,69 \text{ m} \approx 2,70 \text{ m}$$

Una vez calculado el diámetro fue posible obtener el valor de la altura mediante la Ecuación 4.2.

$$H = 2,70 \text{ m} \times 1,5$$

$$H = 4,05 \text{ m}$$

La Ecuación 3.6 representa la suma de los volúmenes de un cono truncado y de un cilindro, que son las partes que conforman cada silo de alimentación. Una vez que se obtuvieron los valores del diámetro y la altura de la sección cilíndrica del silo fue

posible obtener mediante la Ecuación 3.6 el valor de la capacidad de la sección cilíndrica y de la sección cónica del silo. Se obtuvo que el valor de la capacidad de la sección cilíndrica es igual a 23,19 m³ y el valor de la capacidad de la sección cónica del silo es igual a 4,31 m³; estos valores son de suma importancia para el cálculo de la altura de la sección cónica del silo.

4.3.2.5 Cálculo de la altura de la sección cónica del silo

La altura de la sección cónica del silo se determinó al emplear la ecuación 3.7.

Donde:

V_{cono} : Volumen de la sección variable del silo = 4,31 m³

h : Altura de la sección variable del silo (m)

R : Radio de la sección fija del silo = Puesto que el diámetro obtenido fue de 2,7 m, el radio es igual a 1,35 m

r : Radio de la abertura del silo = Puesto que el diámetro de la abertura del silo obtenido fue de 0,5 m, el radio es igual a 0,25 m

$$4,31 \text{ m}^3 = \frac{h \times \pi}{3} \times ((1,35 \text{ m})^2 + (0,25 \text{ m})^2 + (1,35 \text{ m} \times 0,25 \text{ m}))$$

$$h = 1,85 \text{ m}$$

4.3.2.6 Cálculo de la altura total del silo

La altura total del silo se calculó mediante la Ecuación 4.3.

$$h_{\text{total}} = H + h \quad [4.3]$$

Donde:

H : Altura del cilindro = 4,05 m

h = Altura de la sección cilíndrica del silo = 1,85 m

h_{total} = Altura total del silo (m)

$$h_{\text{Total}} = 4,05 \text{ m} + 1,85 \text{ m}$$

$$h_{\text{Total}} = 5,90 \text{ m}$$

4.3.2.7 Selección del material

Para la construcción de los silos se seleccionó como material el acero ASTM A36, aceptado por la norma API 650 para diseño para tanques atmosféricos de almacenamiento sobre la superficie, para tanques con un valor de espesor máximo de 40 mm (API 650, 2012). Su selección se debe a que es ampliamente utilizado en la industria, sobre todo por su gran resistencia a la corrosión debido a su composición química. La composición química de este material se conforma de 0,25 de carbono, 0,80 – 1,20 de manganeso; 0,40 de silicio, 0,20 de cobre y 0,03 de fósforo y azufre (ASTM A36, 2019). Otra razón para la selección de este material es que sus propiedades ofrecen buenas cualidades para el soporte adecuado de estructuras y se puede fácilmente utilizar con materia prima húmeda. Las propiedades físicas y mecánicas del material seleccionado se encuentran en la Tabla AV.2 del Anexo V.

4.3.2.8 Cálculo del espesor de la sección cilíndrica del silo

Para el cálculo del espesor se requirió seleccionar la eficiencia de la junta según el tipo de soldadura y el grado de radiografía que para efectos del diseño se seleccionó una eficiencia de 0,8 correspondiente a el tipo 2 de junta y radiografía examinada por zonas (Ricaute, 2016, p.142). El espesor de la sección cilíndrica del silo se determinó mediante la Ecuación 3.8 en función del esfuerzo permisible de diseño del material, cuyo valor se encuentra en la Tabla AV.2 del Anexo V. Para obtener la tolerancia a la corrosión es necesario tomar en cuenta que la velocidad

de corrosión para el acero ASTM A36 tiene un valor de 2 090,68 $\mu\text{m/año}$ (Gonzales y Sánchez, 2016, p.36).

Donde:

- D: Diámetro de diseño del silo: 2,70 m
- H: Altura de la sección cilíndrica del silo: 4,05 m
- t_d : Espesor de diseño del cilindro (mm)
- G: Gravedad específica del material a almacenar: 0,70
- S_d : Esfuerzo permisible de diseño: 160 MPa
- C_A : Tolerancia a la corrosión (mm): 20,00 mm

$$t_d = \frac{4,9 (2,70 \text{ m}) \times (4,05 \text{ m} - 0,3) \times 0,70}{160 \text{ Mpa}} + 20,00 \text{ mm}$$

$$t_d = 20,21 \text{ mm} \approx 21,00 \text{ mm}$$

4.3.2.9 Cálculo del espesor de la sección cónica del silo

Para determinar el espesor de la sección cónica del silo se empleó la Ecuación 3.9, para el cual se utilizaron los mismos valores de tolerancia a la corrosión y eficiencia de la junta utilizados para el espesor del cuerpo cilíndrico. El valor de la tensión máxima admisible del material es de 1 743,71 kg/cm^2 , que se presenta en la Tabla AV.2 del Anexo V.

Donde:

- t_c : Espesor de la parte cónica de la tolva (cm)
- G : Densidad del material a almacenar = 0,0007 kg/cm^3
- N : Nivel máximo de producto almacenado = 185,00 cm
- σ_t : Tensión máxima admisible del material = 1 743,71 kg/cm^2
- E : Eficiencia de soldadura según tipo de soldadura = 0,8
- α : Semiángulo de la abertura del cono = 15°
- CE: Tolerancia a la corrosión = 2,00 cm

$$t_c = \frac{0,0007 \text{ kg/cm}^3 \times (185,00 \text{ cm})^2 \times \tan (15^\circ)}{4 \times 0,8 \times 1\,743,71 \text{ kg/cm}^2 \times \cos (15^\circ)} + 2,00 \text{ cm}$$

$$t_c = 2,00 \text{ cm} = 20,00 \text{ mm}$$

4.3.2.10 Cálculo de la presión de operación

Se considera como presión de operación al mayor valor que se obtiene entre las presiones ejercidas en el silo, tanto en llenado como en vaciado; presión vertical, presión horizontal y presión de rozamiento. Para los cálculos se tomaron en cuenta algunas consideraciones.

Se tomó como coeficiente de rozamiento un valor de 0,6, usado para materiales que no se encuentran especificados en la norma DIN1055 y un valor de relación entre presión horizontal y vertical igual a 0,5 para llenado y 1 para vaciado (González y Gómez, 2006, p.6; Mediavilla y Valverde, 2014, p.80).

a) Presión vertical en llenado

Para determinar el valor de la presión vertical en llenado se utilizó el sistema ecuaciones conformado por la Ecuación 3.10 y la Ecuación 3.11, al obtener el valor de la altura desde el borde superior a la sección considerada (Z_0) mediante la Ecuación 3.11 y reemplazar el valor obtenido en la Ecuación 3.10.

Donde:

P_{vf} : Presión vertical en llenado (kgf/m^2)

γ : Peso específico del material a almacenar: $700,00 \text{ kgf/m}^3$

R : Radio hidráulico: $1,35 \text{ m}$

μ : Coeficiente de rozamiento: $0,6$

φ : Relación entre presión horizontal y vertical

Z : Altura desde el borde superior a la sección considerada: $4,72 \text{ m}$

$$P_{vf} = \frac{700,00 \text{ kgf/m}^3 \times 1,35 \text{ m}}{0,6 \times 0,5} \times \left(1 - e^{-\frac{4,72 \text{ m}}{z_0}} \right)$$

$$z_0 = \frac{1,35 \text{ m}}{0,6 \times 0,5} = 4,50 \text{ m}$$

$$P_{vf} = 2\,046,47 \text{ kgf/m}^3 = 20\,075,87 \text{ Pa} = 2,91 \text{ psi} \approx 3,00 \text{ psi}$$

b) Presión horizontal en llenado

Para determinar la presión horizontal se utilizó la Ecuación 3.12.

Donde:

P_{hf} : Presión horizontal en llenado (kgf/m^2)

P_{vf} : Presión vertical en llenado = $2\,046,47 \text{ kgf/m}^2$

φ : Relación entre presión horizontal y vertical

$$P_{hf} = 0,5 \times 2\,046,47 \text{ kgf/m}^2$$

$$P_{hf} = 1\,023,24 \text{ kgf/m}^2 = 10\,034,56 \text{ Pa} = 1,46 \text{ psi}$$

c) Presión de rozamiento en llenado

La presión de rozamiento en llenado se determinó mediante la Ecuación 3.13.

Donde:

P_{wf} : Presión de Rozamiento en llenado (kgf/m^2)

R : $1,35 \text{ m}$

γ : Peso específico del material a almacenar = $700,00 \text{ kgf/m}^3$

μ : Coeficiente de rozamiento = 0,6

H : Altura de la tolva = 4,72 m

φ : Relación entre presión horizontal y vertical

$$P_{wf} = 700 \text{ kgf/m}^3 \times 1,35 \text{ m} \times \left(1 - e^{-\frac{4,72 \text{ m} \times 0,6 \times 0,5}{1,35 \text{ m}}} \right)$$

$$P_{wf} = 613,94 \text{ kgf/m}^2 = 6\,020,69 \text{ Pa} = 0,87 \text{ psi}$$

d) Presión horizontal en vaciado

Es necesario determinar el valor correspondiente la presión horizontal en al momento de la descarga del material.

Para determinar la presión horizontal al momento de la descarga o en vaciado, se utilizó la Ecuación 3.14. Para el cálculo se tomaron algunas conmsideraciones; se consideró un valor de coeficiente de mayoración igual a 1 y un valor de coeficiente de presión local igual a 1,08, estos valores se tomaron puesto que son los recomendados para silos con relaciones altura – diámetro menor o igual a 1,5 (Gonzáles y Gómez, 2006, p.6).

Donde:

P_{he} : Presión horizontal en vaciado (kgf/m^2)

P_{hf} : Presión horizontal en llenado = $1\,023,24 \text{ kgf/m}^2$

C_h : Coeficiente de mayoración de presión horizontales en el vaciado

C_{pl} : Coeficiente de presión local

$$P_{he} = 1 \times 1\,023,24 \text{ kgf/m}^2 \times 1,08$$

$$P_{he} = 1105,09 \text{ kgf/m}^2 = 10\,837,23 \text{ Pa} = 1,57 \text{ psi}$$

e) Presión de rozamiento en vaciado

Para determinar la presión de rozamiento en vaciado se utilizó la Ecuación 3.15, donde se utilizó el mismo coeficiente de mayoración de carga usado en la presión horizontal en vaciado.

Donde:

P_{we} : Presión de rozamiento en vaciado (kgf/m^2)

P_{wf} : Presión de rozamiento en llenado = $613,94 \text{ kgf}/\text{m}^2$

C_w : Coeficiente de mayoración de carga de rozamiento en el vaciado

$$P_{we} = 1 \times 613,94 \text{ kgf}/\text{m}^2$$

$$P_{we} = 613,94 \text{ kgf}/\text{m}^2 = 6\,020,69 \text{ Pa} = 0,87 \text{ psi}$$

De entre todos los valores de las presiones ejercidas en el silo calculados, se obtuvo que el valor de la presión vertical en llenado es el mayor. De modo que la presión de operación tiene un valor igual 3,00 psi. Se comprobó que la presión ejercida de mayor influencia en el silo es la presión vertical de llenado, por ser el valor mayor obtenido, de modo que, para el diseño del resto de silos de almacenamiento necesarios en el presente trabajo, se considerará que la presión de operación es igual a la presión vertical en llenado al ser la presión de influencia en los silos. La presión de operación de todos los silos se obtendrá mediante el sistema de ecuaciones conformado por, la Ecuación 3.10 y la Ecuación 3.11, correspondientes a la presión vertical en llenado.

4.3.2.11 Cálculo de la presión de diseño

Con la presión de operación obtenida, fue posible el cálculo de la presión de diseño mediante la Ecuación 3.16.

Donde:

$P_{\text{diseño}}$: Presión de diseño (psi)

P_{op} : Presión de operación = 3 psi

$$P_{\text{diseño}} = 1,1 \times 3,0 \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = 3,3 \text{ psi}$$

4.3.2.12 Determinación de la temperatura de operación y diseño

La temperatura de diseño de los silos debe ser la temperatura ambiente máxima alcanzada en el cantón de La Concordia perteneciente a la provincia de Santo Domingo de los Tsáchilas, que es igual a 30 °C.

La temperatura de operación corresponde a la temperatura promedio que se alcanza en el cantón de La Concordia en la provincia de Santo Domingo, que es igual a 21,5 °C (Instituto Nacional de Meteorología e Hidrología, 2020).

4.3.3 TRITURADORA DE RACIMOS VACÍOS DE RAQUIS DE PALMA

4.3.3.1 Determinación de la potencia

Para determinar la potencia requerida del equipo con el objeto de cortar los racimos vacíos de raquis de palma se utiliza la Ecuación 3.17.

Se debe tomar en cuenta que el índice de Bond para biomasa es de 375 kW – t/h, y se recomienda considerar un valor de eficiencia mecánica para el diseño igual a 0,85 (Williams et al., 2015, p.379; Ortiz y Tirado, 2005, p.5)

Donde:

W_i : Índice de trabajo de Bond : 375,00 kW – t/h

D_{pa} : Tamaño de partícula del material que ingresa al equipo: 280,00 mm

D_{pb} : Tamaño de partícula del material que sale del equipo: 100,00 mm

Q : Flujo másico del material: 4,00 t/h

ef : Valor de eficiencia mecánica: 0,85

$$P = 0,3162 \times 375,00 \text{ kW-t/h} \times \left(\frac{1}{\sqrt{100,00 \text{ mm}}} - \frac{1}{\sqrt{280,00 \text{ mm}}} \right) \times \frac{4,00 \text{ t/h}}{0,85}$$

$$P = 22,45 \text{ kW}$$

4.3.4 BANDA TRANSPORTADORA SILOS DE ALIMENTACIÓN - CORTADORA

La banda transportadora es necesaria para movilizar los racimos vacíos de raquis de palma desde los silos de alimentación ubicados en serie hacia la trituradora de los racimos vacíos de raquis de palma para su operación de trituración.

Para seleccionar una banda transportadora adecuada según los requerimientos de operación, se deben determinar los parámetros que se presentan a continuación.

4.3.4.1 Determinación del ángulo de recarga

Se determinó un ángulo de recarga de 30°, puesto que en la Figura 3.3 es el indicado para materiales fibrosos con un ángulo de reposo mayor a 40° (Conveyor Equipment Manufacturers Association, 2002, p.30).

4.3.4.2 Determinación del ancho de la banda

El máximo tamaño de partícula de los racimos de raquis es de 28 cm (9,4 in) y no contiene finos (Khalil et al., p.195). El ancho de banda se determinó mediante la Figura 3.4. Al ubicar el tamaño de partícula en el eje de las Y y la recta perteneciente

a la consistencia del material de trabajo de la Figura 3.4 se determinó que el ancho de la banda adecuado proporcionado por el eje de las X, que es igual a 137 cm (54 in).

4.3.4.3 Determinación del área de la sección transversal de la pila de material

Con el valor de 54 in del ancho de la banda y el ángulo de recarga determinado de 30° se estableció que el área de la sección transversal de la pila del material es de 1,346 ft² (0,13 m²), con la ayuda de la Figura 3.5.

4.3.4.4 Cálculo de la velocidad de la banda

Para determinar la velocidad de mínima requerida para el transporte del material se empleó la Ecuación 3.18.

Donde:

Q : Flujo másico de material : 4 000,00 kg/h

d : Densidad aparente del material: 700,00 kg/m³

A_m : Área de la sección transversal: 0,13 m²

U : Velocidad de cinta transportadora (m/h)

$$4\,000,00 \text{ kg/h} = \frac{700,00 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times 0,13 \text{ m}^2 \times U \times 0,75$$

$$U = 58,61 \text{ m/h} = 0,98 \text{ m/min}$$

4.3.4.5 Cálculo de la longitud de la banda transportadora

La banda transportadora tiene que conformarse de una sección recta que recolecte el material de los silos y una sección inclinada para alcanzar la altura de la alimentación del equipo siguiente.

La longitud de la sección recta se calculó con la Ecuación 4.4, al considerar una separación de 1 m entre cada uno de los 4 silos de alimentación, que se encuentran alineados para su trabajo.

$$L_{\text{recta}} = D_1 + D_2 + D_3 + D_4 + (3 \times S) + 1 \quad [4.4]$$

Donde:

L_{recta} : Longitud de la sección recta de la banda (m)

D_1 : Diámetro de un silo : 2,70 m

D_2 : Diámetro de un silo : 2,70 m

D_3 : Diámetro de un silo : 2,70 m

D_4 : Diámetro de un silo : 2,70 m

S : Separación entre silos : 1,00 m

$$L_{\text{recta}} = 2,70 \text{ m} + 2,70 \text{ m} + 2,70 \text{ m} + 2,70 \text{ m} + (3 \times 1,00 \text{ m}) + 1,00 \text{ m}$$

$$L_{\text{recta}} = 14,80 \text{ m} \approx 15,00 \text{ m}$$

La banda transportadora no puede ser recta puesto que debe considerarse un ángulo para alcanzar la alimentación del siguiente equipo. La altura deseada de la banda transportadora que moviliza el material desde los silos de alimentación hacia la trituradora que corta los racimos, para alcanzar la altura de la alimentación del siguiente equipo en el proceso es de 2,00 m, y al tomar en cuenta un ángulo de inclinación de 30° se calculó la longitud de la sección inclinada al despejar la variable de la Ecuación 4.5.

$$\sin(\theta) = \frac{\Delta H}{L_{\text{inclinada}}} \quad [4.5]$$

Donde:

θ : Ángulo de la banda transportadora = 30°

ΔH : Diferencia de altura = 1,50 m

$L_{\text{inclinada}}$: Longitud de la sección inclinada (m)

$$\sin(30) = \frac{1,50 \text{ m}}{L_{\text{inclinada}}}$$

$$L_{\text{inclinada}} = 3,00 \text{ m}$$

La longitud total de la banda transportadora que moviliza el material desde los 4 silos de alimentación hacia la trituradora de racimos vacíos de raquis de palma se determinó mediante la Ecuación 4.6.

$$L_{\text{Total}} = L_{\text{recta}} + L_{\text{inclinada}} \quad [4.6]$$

$$L_{\text{Total}} = 15,00 \text{ m} + 3,00 \text{ m}$$

$$L_{\text{Total}} = 18,00 \text{ m}$$

4.3.5 BANDA TRANSPORTADORA TRITURADORA DE RACIMOS VACÍOS DE RAQUIS DE PALMA – MOLINO

4.3.5.1 Determinación del ancho de la banda

Debido a que el máximo tamaño de partícula de los racimos vacíos de raquis de palma es de 10,00 cm (3,93 in) y no contiene finos, con la ayuda de la Figura 3.4 se determinó que el valor que corresponde al ancho de la banda adecuado para movilizar el material entre la alimentación y la trituradora sin inconveniente, es de 86,36 cm (34,00 in).

4.3.5.2 Determinación del área de la sección transversal de la pila de material

Con el valor de 34 in del ancho de la banda y el ángulo de recarga determinado de 30° se estableció que el área de la sección transversal de la pila del material es de 0,575 ft² (0,0534 m²), con la ayuda de la Figura 3.5.

4.3.5.3 Cálculo de la velocidad de la banda

Para determinar la velocidad de mínima requerida para el transporte del material se despejó la variable de la Ecuación 3.18.

Donde:

Q : Flujo másico de material = 4 000,00 kg/h

d : Densidad aparente del material = 700,00 kg/m³

A_m : Área de la sección transversal = 0,0534 m²

U : Velocidad de cinta transportadora (m/h)

$$4\,000,00 \text{ kg/h} = \frac{700,00 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times 0,0534 \text{ m}^2 \times U \times 0,75$$

$$U = 142,68 \text{ m/h} = 2,38 \text{ m/min}$$

4.3.5.4 Cálculo de la longitud de la banda transportadora

Esta banda transportadora tiene que transportar el material desde la trituradora de racimos vacíos de raquis de palma hacia el molino de raquis de palma para obtener el tamaño de partícula adecuado para la operación de torrefacción, por lo que debe alcanzar una altura de 5,00 m. Al considerarse un ángulo de 45° la longitud de esta sección se calculó con la Ecuación 4.5.

Donde:

θ : Ángulo de la Banda Transportadora: 45°

ΔH : Diferencia de Altura: 5,00 m

$$\sin(45^\circ) = \frac{5,00 \text{ m}}{L_{\text{inclinada}}}$$

$$L_{\text{inclinada}} = 7,10 \text{ m}$$

La longitud total de la banda transportadora se determinó mediante la Ecuación 4.6, al consideró una longitud del 2,00 m, que es ancho del equipo anterior.

$$L_{\text{Total}} = 2,00 \text{ m} + 7,10 \text{ m}$$

$$L_{\text{Total}} = 9,10 \text{ m}$$

4.3.6 BANDA TRANSPORTADORA MOLINO – CRIBA

Las dimensiones de esta banda transportadora se obtuvieron con las mismas ecuaciones proporcionadas para la banda transportadora que moviliza el material entre la trituradora y el molino. El ancho de banda y el área de la sección transversal de la pila del material, que en este caso son racimos vacíos de raquis de palma, se obtuvieron con la ayuda de la Figura 3.4 y la Figura 3.5 respectivamente. La banda de igual manera debe conformarse de una sección recta y una sección inclinada para alcanzar sin problema la alimentación de la siguiente operación.

Se tomó en cuenta que el máximo tamaño de partícula de los racimos de raquis en esta etapa es de 0,560 mm (0,022 in), contiene finos y que la altura que debe alcanzar para el siguiente equipo es de 1,00 m. Las dimensiones obtenidas de la banda se presentan en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4. Dimensiones de la banda que transporta el material desde el molino hacia la criba

Parámetro	Unidad	Valor
Ancho de la banda	cm	46,00
Área de la sección transversal de la pila del material	m ²	0,01
Velocidad mínima requerida de la banda	m/min	10,85
Longitud de la sección recta	m	6,00
Longitud de la sección inclinada	m	2,00
Longitud total	m	8,00

4.3.7 MOLINO

4.3.7.1 Determinación de la potencia

Para determinar la potencia requerida para reducir el tamaño de partícula a 0,230 y 0,560 mm se utilizó la Ecuación 3.19.

Para el cálculo se utilizó un valor de índice de bond igual a 375 kW-t/h, que es correspondiente para biomasa y un valor de eficiencia mecánica de 0,85; recomendado para molinos (Williams, et al., 2015, p.379; Ortiz y Tirado, 2005, p.51).

Donde:

W_i : Índice de trabajo de Bond: 375,000 kW – t/h

D_{pa} : Tamaño de partícula del material que ingresa al equipo: 100,000 mm

D_{pb} : Tamaño de partícula del material que sale del equipo: 0,230 mm

Q : Flujo másico del material: 4,00 t/h

ef : Valor de eficiencia mecánica: 0,85

$$P = 0,3162 \times 375,000 \text{ kW-t/h} \times \left(\frac{1}{\sqrt{0,230 \text{ mm}}} - \frac{1}{\sqrt{100,000 \text{ mm}}} \right) \times \frac{4,00 \text{ t/h}}{0,85}$$

$$P = 1\ 107,71 \text{ kW}$$

4.3.8 CRIBA

4.3.8.1 Determinación de la capacidad básica de la criba

De la Figura AV.1 que presenta los valores de la capacidad básica, se seleccionó un valor de 2,7 t/m² h; puesto que se asumió que las partículas presentan una forma cúbica y que se tiene un valor de luz de malla de 0,5 mm que es la menor propuesta (Triana, 2016, p.64).

4.3.8.2 Determinación del factor de corrección de densidad aparente

El factor de densidad se calculó mediante la Ecuación 3.21.

Donde:

f_a : Factor de densidad específica aparente

ρ_a : Densidad aparente del material a trabajar: 0,70 t/m³

$$f_a = \frac{0,70}{1,60}$$

$$f_a = 0,44$$

4.3.8.3 Determinación del factor de rechazo

Se debe corregir este factor de acuerdo a la curva granulométrica de cada material, puesto que la capacidad básica se seleccionó de acuerdo a un material que no es el de procesamiento en el presente trabajo.

De la Figura AV.2 se seleccionó un factor de rechazo igual a 1,02 correspondiente a un porcentaje de rechazo de 20 %, que es el más próximo al porcentaje de rechazo de 17 %, que se estipula como porcentaje de rechazo del raquis de palma después de la molienda, obtenido de los datos de la curva granulométrica de raquis de palma (González et al. 2017b, p.73).

4.3.8.4 Determinación del factor de semitamaño

De la Figura AV.3 se seleccionó un factor de semitamaño de 3,65 puesto que la cantidad de material con un tamaño de partícula menor a 0,5 mm es de 98 % y se seleccionó el más próximo que es de 95 % (González et al. 2017b, p.73; Triana, 2016, p.64).

4.3.8.5 Determinación del factor de eficiencia

Generalmente los equipos no trabajan por completo en su capacidad, debido a que el funcionamiento de los mismos no es ideal, por lo que se consideró necesario tomar en cuenta un factor de seguridad al considerar un valor para la eficiencia del equipo. De la Figura AV.4 se seleccionó un valor de factor de eficiencia de 1,41 correspondiente al menor valor de eficiencia mostrado en la misma (Triana, 2016, p.64).

4.3.8.6 Determinación del factor de abertura de la malla

De la Figura AV.5 se seleccionó un valor de factor de abertura de la malla de 1, puesto que se consideró cuadrada la forma de abertura de la malla (Triana, 2016, p.64).

4.3.8.7 Determinación del factor de inclinación de la malla

De la Figura AV.6 se seleccionó un valor de eficiencia de 1 al considerar una inclinación de criba de 20° (Triana, 2016, p.64).

4.3.8.8 Determinación del factor de operación

Se tomó un porcentaje de seguridad de 1,20 que es el óptimo para condiciones de operación normal (Triana, 2016, p.64).

4.3.8.9 Determinación del ancho mínimo de la criba

Se determinó seleccionó el menor valor de ancho presentado en la Figura AV.7 del Anexo V, que resulta ser un valor de 600 mm (Triana, 2016, p.64).

4.3.8.10 Cálculo de la superficie de la criba

La superficie necesaria de cribado se determinó con la Ecuación 3.20.

Donde:

S : Superficie de cribado (m^2)

T : Flujo que se desea cribar: 4,00 t/h

B : Capacidad básica que se requiere cribar: 2,70 t/ $m^2 \cdot h$

f_i : Factores de corrección adimensionales

f_o : Factor de operación: 1,20

$$S = \frac{4,00 \text{ t/h}}{2,70 \text{ t/m}^2 \cdot h \times 0,44 \times 1,02 \times 3,65 \times 1,41 \times 1 \times 1} \times 1,20$$

$$S = 0,77 \text{ m}^2$$

4.3.9 REACTOR DE TORREFACCIÓN

4.3.9.1 Recipiente interior del reactor de torrefacción

a) Cálculo de la capacidad del recipiente interior del reactor

La capacidad del recipiente interior del reactor se obtuvo por medio de la Ecuación 3.22.

Donde:

F_{raquis} : Flujo de raquis de palma = 4 000,00 kg/h

$V_{\text{Recipiente}}$: Capacidad de almacenamiento (m^3)

d : Densidad aparente del raquis de palma = 700,00 kg/ m^3

N_{horas} : Tiempo de residencia en el reactor = 1,00 h

F : Factor de sobredimensionamiento = 0,30

$$V_{\text{Recipiente}} = \frac{4\,000,00 \text{ kg/h}}{700,00 \text{ kg/m}^3} \times 1,00 \text{ h} \times (1+0,30)$$

$$V_{\text{Recipiente}} = 7,43 \approx 7,50 \text{ m}^3$$

b) Cálculo del diámetro y la altura de la sección cilíndrica del recipiente

El recipiente interior del reactor se conforma de una parte cilíndrica en la parte superior y de una sección cónica en el fondo para facilitar la salida de los sólidos, como se muestra en la Figura 3.6. Se conoce que el ángulo de reposo del raquis de palma es de 45° y por lo tanto el diámetro de la sección cónica con la vertical es de 30° , como se determinó en los silos de alimentación. El diámetro de la sección cilíndrica del recipiente se obtiene mediante la Ecuación 3.6, al conocer la relación altura - diámetro que se muestra en la Ecuación 4.7 (DIN 1055, 1987).

$$H = 1,4 \times D \quad [4.7]$$

Donde:

V_{RI} : Capacidad del recipiente interior del reactor: $7,50 \text{ m}^3$

B : Diámetro de abertura del recipiente: $0,50 \text{ m}$

H : Altura de la sección cilíndrica del recipiente (m)

D : Diámetro de la sección cilíndrica del recipiente (m)

β : Ángulo del recipiente con la vertical: 30°

$$7,50 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{24 \times \tan 30^\circ} \times (D^3 - (0,50 \text{ m})^3) + \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1,4 D$$

$$D = 1,78 \text{ m} \approx 1,80 \text{ m}$$

$$H = 1,80 \times 1,4$$

$$H = 2,52 \text{ m} \approx 2,50 \text{ m}$$

La Ecuación 3.6 representa la suma de la capacidad de la sección cónica y de la sección cilíndrica. Una vez obtenido el diámetro y la altura de la sección cilíndrica, mediante la Ecuación 3.6 se puede obtener el valor de la capacidad de las secciones cilíndrica y cónica, cuyos valores son igual a $6,36 \text{ m}^3$ y $1,14 \text{ m}^3$ respectivamente.

c) Cálculo de la altura de la sección cónica del recipiente

Con la capacidad de la sección cónica del recipiente, fue posible obtener la altura de esta sección mediante la Ecuación 3.7.

Donde:

V_{cono} : Volumen de la sección variable del silo: $1,14 \text{ m}^3$

H : Altura de la sección variable del recipiente (m)

R : Radio de la sección fija del recipiente: $0,90 \text{ m}$

R : Radio de la abertura del recipiente: $0,25 \text{ m}$

$$1,14 \text{ m}^3 = \frac{h \times \pi}{3} \times (0,90^2 \text{ m}^2 + 0,25^2 \text{ m}^2 + (0,90 \text{ m} \times 0,25 \text{ m}))$$

$$h = 0,99 \text{ m} \approx 1,00 \text{ m}$$

d) Cálculo de la altura total del recipiente

Mediante la Ecuación 4.3 se obtuvo la altura total del recipiente.

Donde:

H : Altura de la sección cilíndrica del recipiente: $2,50 \text{ m}$

h : Altura de la sección cónica del recipiente: $1,00 \text{ m}$

h_{total} : Altura total del recipiente (m)

$$h_{\text{Total}} = 2,50 \text{ m} + 1,00 \text{ m}$$

$$h_{\text{Total}} = 3,50 \text{ m}$$

e) Selección del material

En la industria es muy común el uso de aceros inoxidable, y el acero que se ajusta a las condiciones de operación que se somete, es el acero inoxidable 316, puesto que debido a la adición de molibdeno lo hace resistente ante un uso intermitente a temperaturas altas de hasta 871 °C y por supuesto es altamente resistente a la oxidación.

De modo que este acero fue el seleccionado para la construcción del recipiente interior del reactor, cuyas propiedades se encuentran en la Tabla V.10 del Anexo V (Tolosa, Garciandía, Zubiri, Zampirain y Esnaola, 2010, p.640).

f) Cálculo de la presión de operación

Se considera como presión de operación a la suma de la presión vertical en llenado ejercida por la carga del material y la presión ejercida por los gases, puesto que son las presiones significativas que se ejercen en el reactor. La presión vertical de llenado se obtuvo mediante el sistema de ecuaciones formado por la Ecuación 3.10 y la Ecuación 3.11 (González y Sánchez, 2006, p.6). Para el cálculo se consideró un coeficiente de rozamiento igual a 0,6; que es el recomendado para materiales que no se especifican en las tablas mostradas por la norma DIN 1055 (González y Gómez, 2006, p.6). También se consideró una relación entre presión horizontal y vertical, igual a 0,5 para llenado y 1,0 para vaciado (Mediavilla y Valverde, 2014, p.80). De modo que al emplear la Ecuación 3.10 y la Ecuación 3.11 se obtuvo la presión de operación.

Donde:

P_{vf} : Presión vertical en llenado (kgf/m^2)

γ : Peso específico del material a almacenar: $700,00 \text{ kgf}/\text{m}^3$

R : Radio Hidráulico = Puesto que el diámetro de la sección cilíndrica obtenido fue de $1,80 \text{ m}$, el radio es igual a $0,90 \text{ m}$

μ : Coeficiente de rozamiento: $0,6$

φ : Relación entre presión horizontal y vertical: $0,5$ para llenado

Z : Altura desde el borde superior a la sección considerada, al asumir un sobredimensionamiento de 30% en la capacidad requerida del silo previamente calculada, el valor correspondiente a este parámetro debe igual al 70% de la altura total = $2,45 \text{ m}$

$$P_{vf} = \frac{700,00 \text{ kgf}/\text{m}^3 \times 0,90 \text{ m}}{0,6 \times 0,5} \times \left(1 - e^{-\frac{2,45 \text{ m}}{Z_0}} \right)$$

$$Z_0 = \frac{0,90 \text{ m}}{0,6 \times 0,5} = 3,00 \text{ m}$$

$$P_{vf} = 1\,172,01 \text{ kgf}/\text{m}^2 = 11\,493,49 \text{ Pa} = 1,67 \text{ psi}$$

Para el cálculo de la presión ejercida por los gases se consideró que el volumen de ocupan los gases del recipiente corresponde al 58% total del recipiente, debido a que el 60% del material inicial se transforma en gases y al tomar en cuenta el sobredimensionamiento del silo de 70% en el cálculo previo de la capacidad (Arequipa, 2018, p.13; Peña y Yáñez, 2011, p.43).

Cabe resaltar que en los primeros 30 minutos de operación del reactor solamente se produce vapor de agua, que corresponde al 30% de la materia inicial (Arequipa, 2018, p.13; Peña y Yáñez, 2011, p.43), y por ende durante este tiempo el recipiente cuenta con una abertura que evacúe el vapor hacia el ambiente, una vez pasado este tiempo, dicha abertura debe cerrarse y abrir una válvula que envíe los gases hacia una tubería.

La cantidad de gases que ejercen presión por lo tanto corresponde a los gases formados en la torrefacción del raquis de palma con excepción del vapor de agua formado. La presión ejercida por los gases se obtuvo mediante la Ecuación 3.23.

Donde:

P : Presión ejercida por los gases (Pa)

V : Volumen que ocupan los gases producidos en la torrefacción: 4,35 m³

R : Constante de los gases ideales: 8,314 J/mol.K

T : Temperatura de los gases, que se toma como 250 °C que es la temperatura adecuada en la torrefacción: 523 K

n : Cantidad de gases: 1 447,58 moles

$$P (4,35 \text{ m}^3) = 1\,447,58 \text{ moles} \times 8,314 \text{ J/mol} \cdot \text{K} \times 523 \text{ K}$$

$$P = 1\,446\,988,322 \text{ Pa} = 209,98 \text{ psi}$$

Entonces la suma de la presión ejercida por los gases y la ejercida por la carga es igual a 211,65 psi; valor que se aproximó a 212 psi.

g) Cálculo de la presión de diseño

El valor correspondiente a la presión de diseño se obtuvo mediante la Ecuación 3.25, puesto que la presión de operación obtenida resultó ser un valor menor que 300 psi.

Donde:

P_{Diseño} : Presión de Diseño en el recipiente (psi)

P_{Operación} : Presión de Operación en el recipiente: 212 psi

$$P_{\text{diseño}} = 212 \text{ psi} + 30 \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = 242 \text{ psi}$$

h) Cálculo de la temperatura de diseño del recipiente

Una vez se determinó la temperatura de operación, la temperatura de diseño del recipiente se obtuvo mediante la Ecuación 3.26.

Donde:

$T_{\text{Diseño}}$: Temperatura de diseño del recipiente (°F)

$T_{\text{Operación máx}}$: Temperatura de operación del recipiente: 300,00°C: 572,00 °F

$$T_{\text{Diseño}} = 572,00 \text{ °F} + 50,00 \text{ °F}$$

$$T_{\text{Diseño}} = 622,00 \text{ °F} = 327,78 \text{ °C}$$

i) Cálculo del espesor del cuerpo cilíndrico del recipiente interior del reactor

El espesor de la sección cilíndrica se obtuvo mediante la Ecuación 3.27. Para el cálculo algunos datos fueron tomados de la norma ASME para diseño de recipientes a presión y calderas.

Se consideró un valor de esfuerzo mecánico de 12 100 psi, que es el correcto para el acero inoxidable AISI 316 sometido a temperaturas de hasta 700 °F (371 °C), un valor eficiencia de soldadura igual a 0,8 y coeficiente de temperatura igual 0,4, puesto que es el adecuado para materiales austenísticos sometidos a temperatura de hasta 480 °C (American Society of Mechanical Engineers., 2010).

Para el espesor de corrosión, se utilizó un valor de 3 mm para aceros en condiciones normales y 4 mm para aceros que son sometidos a condiciones críticas (Nassekina, 2012, p.76).

Donde:

t_r : Espesor de la sección cilíndrica del recipiente interior del reactor (in)

P : Presión máxima de trabajo admisible : 242,00 psi

R : Radio interno del recipiente interior del reactor : 35,43 in

S : Valor del esfuerzo máximo admisible del material : 12 100,00 psi

E : Eficiencia de soldadura según tipo de soldadura : 0,80

Y : Coeficiente de temperatura : 0,40

C : Espesor por corrosión : 3,00 mm

$$t_r = \frac{242 \text{ psi} \times 35,43 \text{ in}}{(12 \ 100 \text{ psi} \times 0,8) - (1 - 0,4) \times 242 \text{ psig}} + 0,12 \text{ in}$$

$$t_r = 1,02 \text{ in} = 25,89 \approx 26,00 \text{ mm}$$

j) Cálculo del espesor del cuerpo cónico del recipiente interior del reactor

Para el cálculo del espesor se tomaron los mismos valores de esfuerzo máximo del material, eficiencia de soldadura y corrosión tomados en cuenta en el cálculo del espesor de la sección cilíndrica. El espesor se obtuvo mediante la Ecuación 3.28.

Donde:

t_{rc} : Espesor de la sección cónica inferior del recipiente interior del reactor (in)

P : Presión máxima de trabajo admisible: 242 psi

D : Diámetro interno mayor de la sección cónica del recipiente interior del reactor de torrefacción: 70,86 in

S : Valor del esfuerzo máximo admisible del material: 12 100 psi

E : Eficiencia de soldadura según tipo de soldadura: 0,80

α : Ángulo de la inclinación del cono con la horizontal dividido para 2 : 30°

C : Espesor por corrosión (mm), 3 mm : 0,12 in

$$t_{rc} = \frac{242 \text{ psig} \times 70,86 \text{ in}}{(2 \times \cos(30^\circ)) \times (12 \ 100,00 \text{ psi} \times 0,80) - (0,6 \times 242,00 \text{ psig})} + 0,12 \text{ in}$$

$$t_{rc} = 1,16 \text{ in} = 29,42 \text{ mm} \approx 30,00 \text{ mm}$$

k) Cálculo del volumen de la tapa del recipiente

Se seleccionó la tapa torisférica para el recipiente puesto que soporta altas presiones y es la más usada en la industria, la tapa torisférica tiene la estructura presentada previamente en la Figura 3.7. Mediante la Ecuación 3.29 se obtuvo el volumen da tapa.

Donde:

V_{Tapa} : Volumen de la tapa del recipiente (m^3)

D : Diámetro del recipiente: 1,80 m

$$V_{\text{Tapa}} = 0,626 (1,80 \text{ m})^3$$

$$V_{\text{Tapa}} = 3,65 \text{ m}^3$$

l) Cálculo del radio del abombado de la tapa del recipiente

Mediante la Ecuación 3.30 se obtuvo el radio del abombado (L) de la tapa.

Donde:

L : Radio del abombado de la tapa (m)

D : Diámetro del recipiente: 1,80 m

$$L = 0,169 (1,80 \text{ m})$$

$$L = 0,30 \text{ m}$$

m) Cálculo del espesor de la tapa del recipiente

Mediante la Ecuación 3.31 se obtuvo el espesor requerido de la tapa. Para el cálculo se tomó en cuenta los mismos valores de esfuerzo mecánico del material,

eficiencia de soldadura y corrosión utilizados para el cálculo del espesor del cuerpo cilíndrico.

Donde:

P : Presión de diseño: 242 psi

L : Radio de abombado: 11,81 in

M : Factor adimensional que depende de la relación L/r, donde r es el radio de la esquina de la tapa, se seleccionó una relación de 2, que al observar en la Tabla 3.3 el valor de M es igual a 1,10.

S : Valor del esfuerzo máximo admisible del material: 12 100 psi

E : Eficiencia de soldadura según tipo de soldadura: 0,80

C : Espesor por corrosión (mm): 3 mm: 0,12 in.

$$t_{\text{Tapa}} = \frac{(242 \text{ psi}) \times (11,81 \text{ in}) \times (1,10)}{2 \times (12\ 100 \text{ psi} \times 0,8) - 0,2 \times (242 \text{ psi})} + 0,12 \text{ in}$$

$$t_{\text{Tapa}} = 0,28 \text{ in} = 7,11 \text{ mm} \approx 8 \text{ mm}$$

Puesto que se para la relación L/r se seleccionó un valor igual a 2, se determinó que el valor de r que corresponde al radio de la esquina de la tapa tiene un valor igual a 0,15 m (American Society of Mechanical Engineers, 2010).

4.3.9.2 Recipiente exterior del reactor de torrefacción

a) Determinación de las dimensiones del recipiente

Las dimensiones del recipiente exterior se determinaron de acuerdo a las dimensiones calculadas del recipiente interior. El diámetro obtenido del recipiente anterior es de 1,80 m, de modo que se asumió un valor de diámetro para el recipiente exterior de 2,60 m. El diámetro asumido proporciona un diámetro de sección anular igual a 0,40 m, que corresponde al 22,22 % del diámetro del recipiente interior.

Este es un porcentaje mayor que 20 %, que es el porcentaje mínimo del diámetro de la sección anular con respecto al diámetro del recipiente exterior, aceptable para que los gases de combustión fluyan sin interferencia en el interior del recipiente y proporcione una adecuada transferencia de calor (León, 2018, p.17). Se obtuvo un valor del radio del abombado de la tapa del recipiente exterior igual a 0,5 m, cuyo ejemplo de cálculo se presenta más adelante, sin embargo, con este valor se obtuvo una altura total del recipiente exterior de 4,00 m.

Se consideró que el fondo del recipiente debe tener una forma similar al de una tapa torisférica para evitar en lo posible depósitos de sedimentos en las esquinas del recipiente. El valor obtenido del radio del abombado del fondo es igual a 0,50 m, cuyo ejemplo de cálculo se presenta más adelante, lo que resulta una altura de 3,00 m de la sección cilíndrica, al restar de la altura total de recipiente igual a 4,00 m, los valores de 0,5 m corresponden a la altura de la tapa y del fondo del recipiente.

La relación entre el diámetro del recipiente exterior obtenido y la altura obtenida es de 1,48, de modo que cumple con el rango de la relación adecuada para recipientes a presión que se comprende entre valores de 1,4 - 1,5 (ASME, 2010). El esquema y forma del recipiente exterior se presenta en la Figura 3.8 y a continuación, se presenta en la Figura 4.1 las dimensiones del recipiente exterior y recipiente interior del reactor.

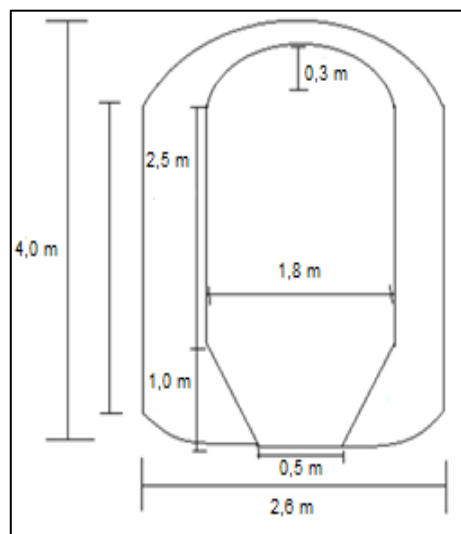


Figura 4.1. Dimensiones del recipiente exterior del reactor

b) Selección del material

Puesto que el acero inoxidable 316 resiste altas temperaturas en uso intermitente (Tolosa et al., 2010, p.640), y es el seleccionado en el recipiente anterior, supone también la mejor opción para la estructura del recipiente exterior del reactor y sus propiedades mecánicas se presenta en la Tabla AV.3 del Anexo V.

El material más usado en la industria para el aislamiento de estructuras es la fibra de vidrio. Se seleccionó como material aislante puesto que tiene la capacidad disminuir las pérdidas de calor y puede soportar temperaturas de hasta 540 °C (SEALCO, 2019). En la Tabla AV.4 del Anexo V se presentan los valores del espesor y las dimensiones de los rollos de tela de fibra de vidrio existentes en el mercado, así como su densidad y el volumen.

c) Cálculo de la presión de operación

En el recipiente exterior del reactor de torrefacción la presión que se ejerce, corresponde la presión de los gases de combustión provenientes del quemador a gas natural, que fluyen al interior del mismo para elevar la temperatura del raquis de palma que se encuentra en el recipiente interior, de modo que se calculó mediante la Ecuación 3.23.

Donde:

V : Volumen que ocupan los gases producidos en la torrefacción: 2,10 m³

R : Constante de los gases ideales: 8,314 J/mol.K

T : Temperatura de los gases, que se toma como 185,75 °C que es la temperatura adecuada en la torrefacción: 458,75 K

n : Cantidad de gases que circulan en el recipiente: 400,00 moles

$$P (2,10 \text{ m}^3) = 400,00 \text{ moles} \times 8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \times 458,75 \text{ K}$$

$$P = 726 485,24 \text{ Pa} = 105,42 \text{ psi} \approx 106,00 \text{ psi}$$

d) Cálculo de la presión de diseño en el recipiente exterior del reactor

La presión de operación resultó menor que 300 psi, de modo que la presión de diseño se obtuvo mediante la Ecuación 3.25.

Donde:

$P_{\text{Operación}}$: Presión de Operación en el recipiente: 106 psi

$$P_{\text{diseño}} = (106 + 30) \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = 136 \text{ psi}$$

La presión de diseño del recipiente exterior es de 136 psi, menor que la presión de diseño obtenida en el recipiente interior. De modo que se tomó para el reactor en conjunto la presión de diseño correspondiente a la presión del recipiente interior igual a 242 psi.

e) Determinación de la temperatura de diseño del recipiente

La mayor temperatura a la que el recipiente exterior está expuesto corresponde a la temperatura de ingreso de los gases de combustión, que representa la temperatura de operación. La temperatura de ingreso de los gases de combustión en el recipiente exterior del reactor de torrefacción es de 300 °C, el mismo valor de temperatura a la que está expuesto el recipiente interior del reactor, de modo que la temperatura de diseño en ambos recipientes es lo mismo, es decir, 622 °F (327,78 °C).

f) Cálculo del espesor del cuerpo del recipiente exterior del reactor

El cálculo del espesor del recipiente exterior del reactor se obtuvo mediante la Ecuación 3.27.

Para el cálculo se tomó un valor de esfuerzo máximo admisible del material igual a 12 100 psi, que es adecuado para el acero inoxidable AISI para temperaturas de hasta 700 °F, así como un valor de eficiencia mecánica de soldadura igual a 0,80, un coeficiente de temperatura igual a 0,40, que corresponde para materiales austeníticos a temperaturas de 480 °C o inferiores (American Society of Mechanical Engineers., 2010). Se tomó un valor de espesor por corrosión de 3,00 mm, que es el correcto para aceros en condiciones normales de operación (Nassekina, 2012, p.76).

Donde:

P : Presión máxima de trabajo admisible: 136 psi

R : Radio interno del recipiente interior del reactor: 70,87 in

S : Valor del esfuerzo máximo admisible del material: 12 100 psi

E : Eficiencia de soldadura según tipo de soldadura: 0,80

Y : Coeficiente de temperatura: 0,40

C : Corrosión (in), 3 mm: 0,12 in

$$t_r = \frac{136 \text{ psi} \times 70,87 \text{ in}}{(12 \ 100 \text{ psi} \times 0,80) - ((1-0,40) \times 136 \text{ psi})} + 0,12 \text{ in}$$

$$t_r = 1,12 \text{ in} = 28,55 \text{ mm} \approx 29,00 \text{ mm}$$

Es necesario la utilización de un material aislante como recubrimiento del recipiente exterior de torrefacción para evitar pérdidas de calor al ambiente y conservar la temperatura adecuada en el interior del reactor, para una correcta operación de torrefacción. De modo que para obtener el espesor total se debió tomar en cuenta también el espesor del material aislante, que se seleccionó de la Tabla AV.4 del Anexo V. El espesor total se obtuvo mediante la Ecuación 3.32.

Donde:

t_r : Espesor del recipiente exterior del reactor: 1,12 in

t_{aislante} : Espesor del material aislante: 1,00 in

t_T : Espesor total del recipiente exterior del reactor (in)

$$t_T = 1,12 \text{ in} + 1,00 \text{ in}$$

$$t_T = 2,12 \text{ in} = 53,85 \text{ mm} \approx 60,00 \text{ mm}$$

g) Cálculo del radio del abombado de la tapa del recipiente exterior del reactor

El radio del abombado (L) se obtuvo mediante la Ecuación 3.30.

Donde:

D: Diámetro del recipiente: 2,60 m

$$L = 0,169 \times (2,60 \text{ m})$$

$$L = 0,44 \text{ m} \approx 0,50 \text{ m}$$

h) Cálculo del espesor de la tapa del recipiente exterior del reactor

El espesor se obtuvo mediante la Ecuación 3.31. Para el cálculo se tomó en cuenta ciertas consideraciones. Se tomaron en cuenta los mismos valores de eficiencia mecánica, esfuerzo permisible del material y espesor por corrosión que para el cálculo del espesor de la sección cilíndrica. También es necesario determinar el factor adimensional (M), el cual se determina mediante la relación L/r en la Tabla 3.3. Al seleccionar una relación L/r igual a 2,5 se estableció que el valor de M es igual a 1,15.

Donde:

P : Presión de diseño: 136,00 psi

L : Radio de abombado: 19,69 in

M : Factor adimensional que depende de la relación L/r, donde r es el radio de la esquina de la tapa, se seleccionó una relación de 2,50, de modo que el valor de M al observar en la Tabla 3.3 es igual a 1,15.

Donde:

S : Valor del esfuerzo máximo admisible del material: 12 100 psi

E : Eficiencia de soldadura: 0,80

C : Espesor por corrosión (mm): 0,12 in

$$t_{\text{Tapa}} = \frac{(136,00 \text{ psi}) \times (19,69 \text{ in}) \times (1,15)}{2 \times (12\ 100,00 \text{ psi} \times 0,80) - 0,2 \times (136,00 \text{ psi})} + 0,12 \text{ in}$$

$$t_{\text{Tapa}} = 0,28 \text{ in} = 7,11 \text{ mm}$$

La relación L/r es igual a 2,50; se obtuvo un valor de L igual a 0,50 m y por lo tanto el valor de r es igual a 0,2 m.

i) Cálculo del radio del abombado del fondo del recipiente exterior del reactor

El radio del abombado (L) del fondo del recipiente exterior del reactor, que tiene la forma de una tapa torisférica se obtuvo mediante la Ecuación 3.30, puesto que el fondo del recipiente mantiene la misma forma que la tapa torisférica.

Donde:

D: Diámetro del recipiente: 2,60 m

$$L = 0,169 \times (2,60 \text{ m})$$

$$L = 0,44 \text{ m} \approx 0,50 \text{ m}$$

j) Cálculo del espesor del fondo del recipiente exterior del reactor

El espesor se obtuvo mediante la Ecuación 3.31. Se consideraron los mismos valores de eficiencia mecánica, esfuerzo permisible de material y corrosión que los valores para el cálculo del espesor del cuerpo cilíndrico.

Donde:

P : Presión de diseño: 136 psi

L : Radio de abombado: 19,69 in

M : Factor adimensional que depende de la relación L/r, donde r es el radio de la esquina de la tapa, se seleccionó una relación de 1,25, de modo al observar en la Tabla 3.3, el valor de M es igual a 1,03.

S : Valor del esfuerzo máximo admisible del material: 12 100 psi

E : Eficiencia de soldadura: 0,80

C : Espesor por corrosión: 0,12 in

$$t_{\text{Tapa}} = \frac{(136 \text{ psi}) \times (19,69 \text{ in}) \times (1,03)}{2 \times (12\ 100 \text{ psi} \times 0,80) - 0,2 \times (136 \text{ psi})} + 0,12 \text{ in}$$

$$t_{\text{Tapa}} = 0,26 \text{ in} = 6,67 \text{ mm} \approx 7,00 \text{ mm}$$

Puesto que para la relación L/r se seleccionó un valor igual a 1,25; se determinó que el valor de r que corresponde al radio de la esquina de la tapa tiene un valor igual a 0,40 m.

4.3.10 SILO DE ALMACENAMIENTO DE RAQUIS DE PALMA

Para el silo de almacenamiento del raquis de palma se emplearon las mismas ecuaciones y las mismas consideraciones en cuanto a sobredimensionamiento, diámetro de abertura del silo, temperatura de diseño y presión de diseño, que los silos de alimentación para su dimensionamiento.

En esta ocasión el tiempo de almacenamiento se tomó como una 1 hora que es el tiempo de reacción, se seleccionó el mismo material de construcción correspondiente al acero ASTM A36, cuyas propiedades se presentan en la Tabla AV.2 del Anexo V. Los resultados obtenidos de los cálculos del dimensionamiento del silo de almacenamiento de raquis de palma previo a la operación se torrefacción se presentan en la Tabla 4.5.

Tabla 4.5. Dimensiones obtenidas del silo de almacenamiento del raquis de palma

Parámetro	Unidad	Valor
Capacidad total del silo	m ³	7,00
Capacidad de la sección cilíndrica del silo	m ³	5,90
Capacidad de la sección cónica del silo	m ³	1,10
Diámetro de abertura del silo	m	0,5
Diámetro de la sección cilíndrica	m	1,71
Altura sección cilíndrica	m	2,57
Altura de la sección cónica del silo	m	1,03
Altura total del silo	m	3,60
Espesor sección cilíndrica	mm	20,08
Espesor sección cónica	mm	20,00
Presión de operación	Psi	1,81
Presión de diseño	Psi	2,00
Temperatura de operación	°C	21,50
Temperatura de diseño	°C	30,00

4.3.11 TANQUE DE ENFRIAMIENTO

4.3.11.1 Tanque de enfriamiento contenedor de la materia prima

Para el diseño del tanque de enfriamiento se emplearon las mismas ecuaciones que en el recipiente interior del reactor. Se consideró un sobredimensionamiento del 30 % de la capacidad requerida (ASME, 2012). Debido a que la presión de operación es la presión vertical de llenado de la carga, se obtiene mediante la Ecuación 3.10 y la Ecuación 3.11.

Para la obtención de la presión de diseño y la temperatura de diseño también se tomaron las mismas consideraciones y se emplearon las mismas ecuaciones que para el dimensionamiento del recipiente interior del reactor, puesto que tienen la misma estructura geométrica.

Se seleccionó también la tapa torisférica y el mismo acero AISI 316 como material de construcción del tanque, cuyas propiedades se presentan en la Tabla AV.3 del Anexo V, propiedades que se tomaron en cuenta para los cálculos de espesores. Los resultados de las dimensiones del tanque se presentan en la Tabla 4.6.

Tabla 4.6. Dimensiones obtenidas para el tanque de enfriamiento

Parámetro	Unidad	Valor	Parámetro	Unidad	Valor
Capacidad total del tanque	m ³	4,50	Espesor sección cónica	mm	6,10
Capacidad de la sección cilíndrica del tanque	m ³	3,98	Presión de operación	psi	1,40
Capacidad de la sección cónica del tanque	m ³	0,52			
Diámetro de abertura del tanque	m	0,50	Presión de diseño	psi	31,40
Ángulo del tanque	°	30	Temperatura de operación	°C	250,00
Diámetro de la sección cilíndrica	m	1,50	Temperatura de diseño	°C	277,78
Altura sección cilíndrica	m	2,25	Espesor de la tapa	mm	3,56
Altura de la sección cónica	m	0,70	Radio del abombado de la tapa	m	0,25
Altura total del tanque	m	2,95	Radio de las esquinas de la tapa	m	0,20
Espesor sección cilíndrica	mm	5,58			

Todos los espesores obtenidos resultaron ser muy bajos, de modo que se consideró un valor de 7 mm para todos los valores de espesor del tanque, puesto que este valor de espesor es el mínimo que se debe tener para tanques de diámetro menor a 39 ft (ASME, 2012).

El valor del radio del abombado es igual a 0,25 m y se tomó una relación L/r igual a 1,25, según los valores expresados en la Tabla 3.3 para tapas torisféricas, de modo que el valor de r que es el radio de las esquinas de la tapa es igual a 0,2 (ASME, 2012).

4.3.11.2 Chaqueta de enfriamiento

a) Dimensiones de la chaqueta de enfriamiento

Es necesario que el tanque cuente con una chaqueta de enfriamiento para disminuir la temperatura del material proveniente de la operación de torrefacción. El fluido de enfriamiento que debe circular en el interior de la chaqueta es agua, que debe cumplir con su cometido de enfriar el raquis de palma torrefactado.

Las dimensiones de la chaqueta de enfriamiento se obtuvieron de la misma forma que las dimensiones de la chaqueta de calentamiento, con base en las dimensiones obtenidas del tanque de enfriamiento. El valor de la sección anular corresponde el 20 % del diámetro del tanque, porcentaje requerido para que el fluido de enfriamiento fluya sin problema al interior de la chaqueta, y la altura determinada es mayor que el diámetro del tanque, lo cual es necesario para asegurar una transferencia de calor apropiada (León, 2018, p.17). Se verificó que el diámetro y la altura determinados son lo correctos al obtener un valor de relación altura – diámetro igual a 1,43; valor de relación que se encuentra en el rango aceptable para el diseño de recipientes a presión y calderas comprendido entre 1,4 – 1,5 (ASME, 2010). El esquema del tanque de enfriamiento y la chaqueta de enfriamiento con sus respectivas dimensiones se presentan en la Figura 4.2.

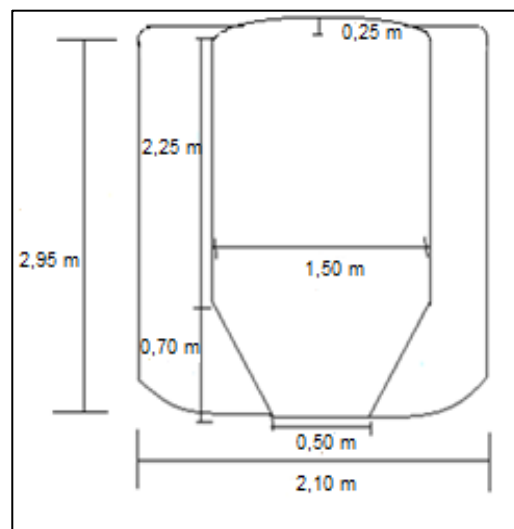


Figura 4.2. Esquema y dimensiones del tanque y la chaqueta de enfriamiento

b) Selección del material

El material debe ser resistente hasta una temperatura de 250 °C, por lo que resulta conveniente el uso del mismo acero AISI 316. El material seleccionado para la fabricación del reactor es muy utilizado industrialmente por su alta resistencia a la corrosión. Las propiedades mecánicas del material se presentan en la Tabla AV.2 del Anexo V.

c) Cálculo de la presión de operación

Mediante la Ecuación 3.34 se obtuvo la presión ejercida por la columna de agua en la chaqueta de enfriamiento. Para el cálculo se toma en cuenta que el valor de densidad del agua a una temperatura de hasta 30 °C es igual a 994,88 kg/m³ (Incropera, 1999, pp.840 – 846)

Donde:

P : Presión de operación (Pa)

ρ_{agua} : Densidad del agua: 994,88 kg/m³

H : Altura de la chaqueta: 2,95 m

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

$$P = 994,88 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,95 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$P = 28\,791,33 \text{ Pa} = 4,18 \text{ psi} \approx 4,20 \text{ psi}$$

d) Cálculo de la presión de diseño

La presión de operación resultante es tiene un valor menor que 300 psi, de modo que la determinación del valor de la presión de diseño se realizó mediante la Ecuación 3.25.

Donde:

$P_{\text{Operación}}$: Presión de operación en el recipiente: 4,20 psi

$$P_{\text{diseño}} = (4,20 + 30,00) \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = 34,20 \text{ psi} \approx 35 \text{ psi}$$

e) Cálculo de la temperatura de diseño

Se considera que la temperatura de operación es la correspondiente a la temperatura de salida del raquis de palma en el reactor, que es igual a 250 °C (482 °F). La temperatura de diseño se obtuvo mediante la Ecuación 3.26.

Donde:

$T_{\text{Operación máx}}$: Temperatura de operación del recipiente: 250 °C: 482 °F

$$T_{\text{Diseño}} = (482 + 50) \text{ °F}$$

$$T_{\text{Diseño}} = 532 \text{ °F} = 277,78 \text{ °C}$$

f) Cálculo del espesor del cuerpo de la chaqueta de enfriamiento

Mediante la Ecuación 3.27 se obtuvo el espesor del cuerpo de la chaqueta de enfriamiento. Para el cálculo se utilizó un valor de esfuerzo máximo permisible de 12 100 psi, que corresponde al acero inoxidable AISI 316 para temperaturas de hasta 700 °F, un valor de coeficiente de temperatura de 0,4; adecuado para materiales austeníticos a temperaturas de hasta 480 °C o inferiores y un valor de eficiencia de 0,8 (American Society of Mechanical Engineers., 2010).

Se considera un espesor de corrosión de 3,0 mm para recipientes a condiciones normales de operación (Nassekina, 2012, p.76).

Donde:

t_r : Espesor de la sección cilíndrica del recipiente interior del reactor (in)

P : Presión máxima de trabajo admisible: 35 psi

R : Radio interno de la chaqueta: 41,34 in

S : Valor del esfuerzo máximo admisible del material: 12 100 psi

E : Eficiencia de soldadura según tipo de soldadura: 0,80

Y : Coeficiente de temperatura: 0,40

C : Espesor por corrosión (in), 3 mm: 0,12 in

$$t_r = \frac{35,00 \text{ psi} \times 41,34 \text{ in}}{12\ 100,00 \text{ psi} \times 0,80 - (1 - 0,40) \times 35 \text{ psig}} + 0,12 \text{ in}$$

$$t_r = 0,27 \text{ in} = 6,86 \text{ mm} \approx 7 \text{ mm}$$

g) Cálculo del espesor de la tapa de la chaqueta de enfriamiento

Puesto que la presión es baja y no se requieren aberturas en el techo de la chaqueta, la tapa seleccionada es plana con ceja. Mediante la Ecuación 3.35, se obtuvo el espesor de la tapa.

Para los cálculos se utilizaron los mismos valores de esfuerzo máximo permisible y eficiencia de soldadura que para el cálculo del espesor del cuerpo cilíndrico. El coeficiente "C" es igual a 0,13 para tanques cilíndricos sometidos a bajas presiones (ASME, 2010).

Donde:

t_{Tapa} : Espesor de la tapa (in)

P : Presión de diseño: 35 psi

d : Altura de la tapa: 3,94 in

S : Valor del esfuerzo máximo admisible del material: 12 100 psi

E : Eficiencia de soldadura según tipo de soldadura: 0,80

C : 0,13

$$t_{\text{Tapa}} = 3,94 \times \sqrt{\frac{0,13 \times 35 \text{ psi}}{12\,100 \text{ psi} \times 0,80}}$$

$$t_{\text{Tapa}} = 0,09 \text{ in} = 2,29 \text{ mm}$$

Puesto que el espesor obtenido fue muy pequeño, se toma como espesor un valor de 7,00 mm que es el mínimo requerido para tanques menores a 2 m de diámetro (ASME, 2010).

El valor de “r” que corresponde al radio de la esquina de la tapa se obtuvo mediante la Ecuación 3.36.

Donde:

$$t_{\text{Tapa}}: 7,00 \text{ mm}$$

$$r = \frac{1}{4} \times 7,00 \text{ mm}$$

$$r = 1,75 \text{ mm}$$

h) Cálculo del espesor del fondo de la chaqueta de enfriamiento

El fondo del recipiente tiene la forma de una tapa torisférica, cuyo radio de abombado (L) se tomó como 0,5 m y la relación L/r igual a 1,25 (ASME, 2010).

El espesor del fondo se obtuvo mediante la Ecuación 3.31. Se utilizaron los mismos valores de esfuerzo máximo permisible, eficiencia de soldadura y espesor de corrosión que para el cálculo del espesor del cuerpo cilíndrico. Al asumir la relación L/r igual a 1,25 se determinó el valor del factor adimensional M como 1,03 con la ayuda de la Tabla 3.3.

Donde:

P : Presión de diseño: 35 psi

L : Radio de abombado: 19,69 in

M : Factor adimensional: 1,03

S : Valor del esfuerzo máximo admisible del material: 12 100 psi

E : Eficiencia de soldadura: 0,80

C : Espesor por corrosión (mm), 3 mm: 0,12 in.

$$t_{\text{Tapa}} = \frac{(35 \text{ psi}) \times (19,69 \text{ in}) \times (1,03)}{2 \times (12100 \text{ psi} \times 0,80) - 0,2 \times (35 \text{ psi})} + 0,12 \text{ in}$$

$$t_{\text{Tapa}} = 0,16 \text{ in} = 4,06 \text{ mm}$$

El valor del espesor es muy pequeño y por lo tanto se tomó un valor de espesor de 7,00 mm, que es el mínimo permitido para recipientes a presión (ASME, 2010).

Por otro lado, al conocer que la relación L/r es igual a 1,25 mediante la Tabla 3.3, y que el radio del abombado tiene un valor de 0,5, se determinó que el valor de "r" correspondiente al radio de la esquina de la tapa es igual a 0,4.

4.3.12 MEZCLADOR

Para seleccionar el equipo adecuado de un catálogo es importante tomar en cuenta los aspectos que se presentan a continuación.

4.3.12.1 Tamaño de partícula

Conocer el tamaño de partícula es primordial para la correcta selección de un equipo. Se conoce que el tamaño de partícula promedio del raquis de palma torrefactado es de 250 μm y el tamaño de partícula promedio del almidón de maíz es de 12,69 μm ; el porcentaje de almidón que debe ser añadido al raquis de palma torrefactado para la formación de pellets corresponde solo al 10 % m/m, de modo

que se consideró que el tamaño de partícula promedio de toda la mezcla es el tamaño de partícula del raquis de palma.

4.3.12.2 Capacidad del mezclador

Para determinar la capacidad requerida del mezclador se utilizó la Ecuación 3.3, al utilizar la densidad de la mezcla, y un flujo másico de 2 666,67 kg/h; obtenido del balance de masa presentado en el Anexo II, a pesar que el tiempo de mezclado corresponde a máximo 20 minutos, se toma como tiempo de residencia de 1 hora, que es el tiempo de reacción puesto que todo el flujo proveniente del reactor debe ser mezclado. Se considera un factor de sobredimensionamiento de 0,2 (API 650, 2012).

Donde:

F: Flujo de raquis de palma: 2 666,67 kg/h

V: Capacidad del equipo (m³)

d: Densidad aparente del raquis de palma: 780 kg/m³

N: Número de horas de almacenamiento: 1 hora

f : Factor de sobredimensionamiento: 0,20

$$V = \frac{2\,666,67 \text{ kg/h}}{780 \text{ kg/m}^3} \times 1 \times (1+0,20)$$

$$V_{\text{Recipiente}} = 4,10 \text{ m}^3 = 4\,100,00 \text{ L}$$

De modo que se requiere un equipo con una capacidad mínima de 4 100 L, que pueda manejar materiales sólidos con un tamaño de partícula de 250 µm.

El tipo de mezclador ideal para el trabajo con alta cantidad de materiales secos con tamaño de partícula de hasta 100 mm, es un mezclador de eje horizontal con palas de mezcla tipo hélice seleccionado de un catálogo (Medina y Salas, 2008, p. 60).

4.3.13 SILO DE ALMACENAMIENTO DE ALMIDÓN DE MAÍZ

Para el silo de almacenamiento de almidón de maíz se emplearon las mismas ecuaciones que para el dimensionamiento de los silos de alimentación de raquis de palma, puesto que tiene la misma estructura geométrica presenta en la Figura 3.2.

Para el cálculo se consideró un diámetro de abertura de salida del silo de 0,4 m, puesto que con este valor se coincide geoméricamente con el ángulo de la tolva obtenido, es mayor que el máximo tamaño de partícula del almidón igual $12,69 \mu\text{m}$ y se verificó que con este valor de abertura de salida del silo mediante la Ecuación 3.5 se proporciona un flujo de almidón de maíz superior al flujo másico necesario de 4 266,72 kg/día (Medina y Salas, 2008, p. 60).

La capacidad del silo debe ser la apropiada para un tiempo de contingencia de 5 días. Para los cálculos se debe considerar una relación altura – diámetro igual a 1,5, también que el ángulo de reposo del almidón de maíz es igual a 20° y que la densidad del almidón es de $1\,500 \text{ kg/m}^3$ (Benítez, 2008, p.27; Medina y Salas, 2008, p. 60).

Se consideró que el valor de la presión de operación es el mismo valor que la presión vertical en llenado ejercida por la carga puesto que previamente se comprobó que es la presión de mayor influencia y se obtuvo mediante la Ecuación 3.10 y la Ecuación 3.11, para la cual se tomó como valor de coeficiente de rozamiento, de 0,25, que es el proporcionado para almidón de maíz (Ravenet, 1992, p.196).

En la Tabla 4.7 se presentan los resultados del dimensionamiento del silo de almacenamiento de almidón de maíz, que se debe agregar al raquis torrefactado para producir los pellets con las propiedades mecánicas correctas para su utilización como combustible sólido. La temperatura de diseño en el silo de almacenamiento del almidón de maíz es igual a $30,0^\circ\text{C}$, puesto que es la temperatura máxima que se alcanza en el lugar de ubicación de la planta y la

temperatura de operación es igual a 21,5 °C; puesto que es la temperatura promedio (Instituto Nacional de Meteorología e Hidrología, 2020).

Tabla 4.7. Dimensiones obtenidas para el silo de almacenamiento de almidón de maíz

Parámetro	Unidad	Valor	Parámetro	Unidad	Valor
Capacidad total del silo	m ³	17,10	Altura total del silo	m	4,32
Capacidad de la sección cilíndrica del silo	m ³	15,68	Espesor sección cilíndrica	mm	20,16
Capacidad de la sección cónica del silo	m ³	1,42	Espesor sección cónica	mm	20,00
Diámetro de abertura del silo	M	0,40	Presión de operación	psi	6,19
Ángulo del tanque	°	54,00			
Diámetro de la sección cilíndrica	M	2,36	Presión de diseño	psi	7,00
Altura sección cilíndrica	M	3,54	Temperatura de operación	°C	21,5
Altura de la sección cónica del silo	M	0,78	Temperatura de diseño	°C	30,0

Se seleccionó el mismo acero ASTM A36 como material de construcción de este silo, al igual que los silos de alimentación del raquis de palma, cuyas propiedades se presentan en la Tabla AV.2 del Anexo V para el cálculo de los espesores.

4.3.14 MÁQUINA DE PELLETS DE BIOCARBÓN

Para la correcta selección de la máquina de pellets se debe tomar en cuenta que el tamaño de los pellets requerido es de 8 mm de diámetro y 5 cm de longitud, así como el flujo a tratar es de 2 666,67 kg/h (2,7 t/h). La máquina se seleccionó de un catálogo mediante el flujo másico de procesamiento requerido y las dimensiones solicitadas de los pellets de biocarbón para la selección del diámetro adecuado de los agujeros de la matriz de pellets por donde se expulsa el material hacia la descarga.

4.3.15 MÁQUINA DE ENSACADO DE PELLETS DE BIOCARBÓN

4.3.15.1 Cálculo de la cantidad de masa de biocarbón que cabe en cada saco

Se requiere una presentación para la comercialización e introducción al mercado del biocarbón obtenido del proceso. Los sacos de papel Kraft suponen una opción viable para ello, puesto que es apto para almacenar cualquier tipo de material.

Se seleccionó como empaque del producto sacos de papel Kraft, cuya capacidad más común en el mercado es de $0,074 \text{ m}^3$; capacidad obtenida de a partir de las dimensiones de los sacos presentadas en el Capítulo 3.

La cantidad de biocarbón que cabe en cada saco se obtuvo mediante la Ecuación 3.41.

Donde:

V_{saco} : Capacidad del saco de papel Kraft: $0,074 \text{ m}^3$

$m_{\text{biocarbón}}$: Cantidad de biocarbón que cabe en un saco (kg)

$\rho_{\text{biocarbón}}$: Densidad de biocarbón: 900 kg/m^3

$$0,074 \text{ m}^3 = \frac{m_{\text{biocarbón}}}{900 \text{ kg/m}^3}$$

$$m_{\text{biocarbón}} = 66,60 \text{ kg} \approx 67,00 \text{ kg}$$

4.3.15.2 Cálculo del número de sacos necesarios

El número de sacos necesarios para envasar la cantidad de masa proveniente de la máquina peletizadora por hora se obtiene mediante la Ecuación 3.42.

Donde:

Sacos : Número de sacos necesarios por hora

$m_{\text{Raquis de Palma}}$: Flujo másico de raquis de palma torrefactado: 2 666,67 kg/h

$m_{\text{biocarbón}}$: Cantidad de biocarbón que cabe en un saco: 67 kg

$$\# \text{ Sacos} = \frac{2\,666,67 \text{ kg/h}}{67,00 \text{ kg}}$$

$$\# \text{ Sacos} = \frac{39,8}{h} \approx \frac{40}{h}$$

De modo que la máquina ensacadora adecuada debe tener la capacidad para envasar 40 bolsas de 67 kg por hora.

4.3.16 QUEMADOR

4.3.16.1 Cálculo de la capacidad requerida del quemador

El quemador se requiere para obtener los gases de combustión que circulan en el interior del recipiente exterior del reactor de torrefacción, para elevar la temperatura del raquis de palma y propiciar la transformación termoquímica durante la operación de torrefacción.

La capacidad requerida del quemador para su correcta selección en un catálogo se obtuvo mediante la Ecuación 3.33.

Donde:

Q : Flujo de energía necesaria para calentar el raquis de palma: 2 840 890 kJ/h

CQ : Flujo de energía necesaria que debe proporcionar el quemador (MMBTU/h)

$$CQ = \frac{2\,840\,890 \text{ kJ/h}}{1\,055\,870}$$

$$CQ = 2,69 \text{ MMBTU/h} \approx 2,70 \text{ MMBTU/h} = 2\,700 \text{ MBH}$$

4.3.17 BANDA TRANSPORTADORA CRIBA – SILO DE ALMACENAMIENTO DE RAQUIS DE PALMA

Para el dimensionamiento de esta banda se emplearon las mismas ecuaciones y método empleados que la banda que moviliza el material desde la trituradora hacia el molino, y de esta manera se realizó para el resto de bandas transportadoras. Puesto que todas tienen una sección recta y una sección inclinada para alcanzar la alimentación del siguiente equipo, que en este caso se requiere una altura de 5 m y se considera un ángulo de 45°. La velocidad y el ancho de banda se toman los mismos valores que la banda que moviliza el material desde el molino hacia la criba puesto que los valores en cuanto a flujo másico y tamaño de partícula no cambian. En la Tabla 4.8 se presentan las dimensiones obtenidas de la banda.

Tabla 4.8. Dimensiones la banda que moviliza el material desde la criba hacia el silo de almacenamiento de raquis de palma

Parámetro	Unidad	Valor
Ancho de la banda	cm	46,00
Área de la sección transversal de la pila del material	m ²	0,01
Velocidad mínima requerida de la banda	m/min	10,85
Longitud de la sección recta	m	1,00
Longitud de la sección inclinada	m	6,40
Longitud total	m	7,40

4.3.18 BANDA TRANSPORTADORA SILO DE ALMACENAMIENTO DE RAQUIS DE PALMA – REACTOR DE TORREFACCIÓN

Para la velocidad y el ancho de banda se toman los mismos valores de la banda que moviliza el material desde el molino hacia la criba puesto que los valores en cuanto a flujo másico y tamaño de partícula no cambian, así como para el dimensionamiento se emplearon las mismas ecuaciones y consideraciones. La altura que debe alcanzar para la alimentación del siguiente equipo es de 5,50 m,

con un ángulo de 45°. En la Tabla 4.9 se presentan los resultados obtenidos del dimensionamiento.

Tabla 4.9. Dimensiones de la banda que moviliza el material desde silo de almacenamiento de raquis de palma hacia el reactor de torrefacción

Parámetro	Unidad	Valor
Ancho de la banda	cm	46,00
Área de la sección transversal de la pila del material	m ²	0,01
Velocidad mínima requerida de la banda	m/min	10,85
Longitud de la sección recta	m	2,00
Longitud de la sección inclinada	m	8,00
Longitud total	m	10,00

4.3.19 BANDA TRANSPORTADORA TANQUE DE ENFRIAMIENTO – MEZCLADORA

Para determinar la velocidad y el ancho de la banda transportadora que moviliza el material desde el tanque de enfriamiento hacia la mezcladora, se toman los mismos valores de la banda que moviliza el material desde el molino hacia la criba puesto que los valores en cuanto a flujo másico y tamaño de partícula no cambian. En la Tabla 4.10 se presentan los resultados obtenidos del dimensionamiento

Tabla 4.10. Dimensiones de la banda que moviliza el material desde el tanque de enfriamiento hacia la mezcladora

Parámetro	Unidad	Valor
Ancho de la banda	cm	46,00
Área de la sección transversal de la pila del material	m ²	0,01
Velocidad mínima requerida de la banda	m/min	10,85
Longitud de la sección recta	m	2,50
Longitud de la sección inclinada	m	2,00
Longitud total	m	4,50

La altura que debe alcanzar la banda es de 2,00 m con un ángulo de 30° para llegar a la alimentación del siguiente equipo.

4.3.20 BANDA TRANSPORTADORA MEZCLADOR – MÁQUINA DE PELLETS DE BIOCARBÓN

Se emplearon las mismas ecuaciones y consideraciones para el dimensionamiento, que para el resto de bandas. Para la velocidad y el ancho de banda se toman los mismos valores que la banda que moviliza el material desde el molino hacia la criba puesto que los valores en cuanto a flujo másico y tamaño de partícula no cambian. La altura que debe alcanzar la banda es de 3,00 m con un ángulo de 45° para llegar a la alimentación del siguiente equipo. En la Tabla 4.11 se presentan los resultados del dimensionamiento.

Tabla 4.11. Dimensiones de la banda que moviliza el material desde la mezcladora hacia la máquina de pellets

Parámetro	Unidad	Valor
Ancho de la banda	cm	46,00
Área de la sección transversal de la pila del material	m ²	0,01
Velocidad mínima requerida de la banda	m/min	10,85
Longitud de la sección recta	m	2,00
Longitud de la sección inclinada	m	3,50
Longitud total	m	5,50

4.3.21 BANDA TRANSPORTADORA MÁQUINA DE PELLETS – MÁQUINA ENSACADORA

Se emplearon las mismas ecuaciones y consideraciones para el dimensionamiento, que para el resto de bandas. Para la velocidad y el ancho de banda se toman los mismos valores de la banda que moviliza el material desde el molino hacia la criba puesto que los valores en cuanto a flujo másico y tamaño de partícula no cambian.

La altura que debe alcanzar la banda es de 5,50 m con un ángulo de 45° para llegar a la alimentación del siguiente equipo. En la Tabla 4.12 se presentan los resultados del dimensionamiento.

Tabla 4.12. Dimensiones de la banda que moviliza el material desde la máquina de pellets hacia la ensacadora

Parámetro	Unidad	Valor
Ancho de la banda	cm	46,00
Área de la sección transversal de la pila del material	m ²	0,01
Velocidad mínima requerida de la banda	m/min	10,85
Longitud de la sección recta	m	2,00
Longitud de la sección inclinada	m	7,07
Longitud total	m	9,07

4.3.22 BANDA TRANSPORTADORA SILO DE ALMACENAMIENTO DE ALMIDÓN DE MAÍZ – MEZCLADORA

Para movilizar el almidón de maíz desde el silo de almacenamiento hacia la mezcladora es necesario la utilización de una banda transportadora. Para el dimensionamiento se empleó el mismo método y las mismas ecuaciones empleadas para el resto de bandas transportadoras, sin embargo, el ancho de banda y la velocidad mínima requerida en esta banda transportadora no son iguales puesto que algunos datos cambian.

El flujo másico de almidón de maíz a transportar, obtenido del balance de masa es de 266,67 kg/h; el máximo tamaño de partícula del almidón de maíz tiene un valor de 12,69 μm , el ángulo de reposo del material es de 21°, la densidad es igual a 1 500 kg/m³, estos datos fueron utilizados para la obtención del ancho de la banda y la velocidad mínima de la banda requerida (Medina y Salas, 2008, p. 60).

Para la obtención de la longitud de la banda se tomó en cuenta que la banda requiere alcanzar una altura de 2,00 m para llegar a la alimentación del siguiente

equipo con un ángulo 30°. En la Tabla 4.13 se presentan los resultados del dimensionamiento de la banda.

Tabla 4.13. Dimensiones de la banda que moviliza el material desde el silo de almacenamiento de almidón de maíz hacia el equipo mezclador

Parámetro	Unidad	Valor
Ancho de la banda	cm	46,00
Área de la sección transversal de la pila del material	m ²	0,004
Velocidad mínima requerida de la banda	m/min	1,04
Longitud de la sección recta	m	3,00
Longitud de la sección inclinada	m	3,00
Longitud total	m	6,00

4.3.23 TORNILLO SIN FIN REACTOR DE TORREFACCIÓN – TANQUE DE ENFRIAMIENTO

Es necesario transportar el material desde el reactor de torrefacción hacia el tanque de enfriamiento. Puesto que el material después de la torrefacción se encuentra a una temperatura alta, por seguridad el uso de una banda transportadora no es apropiado, de manera que en esta ocasión se debe utilizar un tornillo sin fin. Para la selección adecuada de un tornillo sin fin, fue preciso determinar los parámetros que se presentan a continuación.

4.3.23.1 Cálculo del área del canalón

El área del canalón se obtuvo mediante la Ecuación 3.37. Para el cálculo se utilizó un valor de coeficiente de relleno igual a 0,32 y un diámetro igual a 0,30 m que son valores adecuados para el trabajo con materiales poco abrasivos y ligeros, así como el valor del diámetro se encuentra entre los diámetros de tornillos sin fin disponibles en el mercado (Soriano, 2005, p. 545).

Donde:

S : Área del canalón (m²)

γ : coeficiente de relleno de la sección, que depende del tipo de carga: 0,320

D : Diámetro del canal: 0,300 m

$$S = 0,320 \times \frac{\pi \times (0,300 \text{ m})^2}{4}$$

$$S = 0,023 \text{ m}^2$$

4.3.23.2 Cálculo de la velocidad de desplazamiento del transportador

La velocidad de desplazamiento del tornillo se obtuvo mediante la Ecuación 3.38.

Donde:

V: Velocidad de desplazamiento del transportador (m/s)

p: Paso del tornillo: 0,25 m

n: Velocidad de giro del eje del tornillo: 140 rpm

$$V = \frac{0,25 \text{ m} \times 140 \text{ rpm}}{60}$$

$$V = 0,58 \text{ m/s}$$

4.3.23.3 Cálculo de la capacidad del tornillo sin fin

La capacidad del tornillo sin fin se obtuvo mediante la Ecuación 3.39. Para alcanzar la altura de alimentación del tanque de enfriamiento se requiere un valor ángulo de inclinación del tornillo sin fin correspondiente a 45°, y para esa inclinación es importante considerar un valor de coeficiente de disminución de 0,3 para el cálculo

de la capacidad del tornillo sin fin, y de esta manera transportar el material adecuadamente (Soriano, 2005, p. 546).

Donde:

Q : Capacidad de transporte (t/h)

S : Área del relleno del transportador: 0,023 m²

V : Velocidad de desplazamiento del transportador: 0,580 m/s

ρ : Densidad del material: 0,700 t/m³

i : Coeficiente de disminución del flujo debido a la inclinación del tornillo = 0,30

$$Q = 3\,600 \times 0,023 \text{ m}^2 \times 0,58 \text{ m/s} \times 0,7 \text{ t/m}^3 \times 0,3$$

$$Q = 10,09 \text{ t/h}$$

El flujo obtenido que proporciona el tornillo sin fin con el diámetro seleccionado puede ser incluso mayor que el requerido, de modo que el diámetro elegido es el adecuado.

4.3.23.4 Cálculo de la potencia de accionamiento

Puesto que el diámetro seleccionado resultó ser suficiente para transportar el flujo másico requerido de raquis de palma torrefactado, es necesario calcular la potencia de accionamiento requerido para el funcionamiento del tornillo sin fin.

La potencia de accionamiento requerida se obtuvo mediante la Ecuación 3.40. Para la determinación de la potencia de accionamiento se debe tomar en cuenta que el coeficiente de resistencia del material a transportar, que para el raquis de palma resulta tener un valor de 1,20 (Soriano, 2005, p. 547).

Donde:

P : Potencia de accionamiento del tornillo (kW)

Q : Capacidad de transporte: 10,09 t/h

c_o : Coeficiente de resistencia del material: 1,20 (Soriano, 2005, p. 547).

L : Longitud del transportador: 6,40 m

H : Altura de la instalación: 1,20 m

D : Diámetro del Tornillo: 0,30 m

$$P = \frac{10,09 \text{ t/h} \times (1,20 \times 6,40 \text{ m} + 1,20 \text{ m})}{367} + \frac{0,30 \times 6,4}{20}$$

$$P = 0,34 \text{ kW}$$

4.3.24 DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS

4.3.24.1 Dimensionamiento de tuberías de succión y descarga para los gases que ingresan y salen del reactor de torrefacción.

Las propiedades de los gases de combustión utilizados para los cálculos correspondientes al dimensionamiento de las tuberías que transportan los gases desde el quemador hacia el reactor y viceversa se encuentran en la Tabla A1.3 y en la Tabla A1.4. Para determinar las pérdidas por accesorios en todas las tuberías es necesario conocer las constantes de los accesorios de tuberías que se encuentran en la Figura 3.12. Mientras que, para determinar los valores correspondientes al factor de Darcy, necesarios para el cálculo de la cabeza de pérdidas por fricción se utilizó el diagrama de Moody presentado en la Figura 3.11.

a) Dimensionamiento de tubería de succión que transporta los gases de combustión desde el quemador hacia la chaqueta de calentamiento del reactor.

- Cálculo de la densidad del gas

La densidad del gas se obtuvo mediante la Ecuación 3.45.

Donde:

ρ : Densidad del gas (g/m^3)

P : Presión del gas: $1,013 \times 10^5$ Pa

M : Peso molecular de gas: 27,720 g/mol

R : Constante de los gases ideales: 8,314 J/mol·K

T : Temperatura de los gases: 573 K

$$\rho = \frac{1,013 \times 10^5 \text{ Pa} \times 27,720 \text{ g/mol}}{8,314 \text{ J/mol}\cdot\text{k} \times 573 \text{ K}}$$

$$\rho = 589,15 \text{ g/m}^3 = 0,589 \text{ kg/m}^3$$

- **Cálculo del caudal del gas**

Con la densidad obtenida en función de la presión y la temperatura, al considerar que los gases mantienen un comportamiento ideal, se calculó el caudal de gases que se requiere para calentar el reactor de torrefacción mediante la Ecuación 4.8 (Mott y Untener, 2015, p.186).

$$Q = m \times \frac{1}{\rho} \quad [4.8]$$

Donde:

Q: Caudal de gases (m^3/h)

ρ : Densidad de gases: 0,589 kg/m^3

m: Flujo másico de gases: 10 548,00 kg/h

$$Q = 10\,548,00 \text{ kg/h} \times \frac{1}{0,589 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 17\,908,32 \text{ m}^3/\text{h} = 4,97 \text{ m}^3/\text{s}$$

- **Cálculo del diámetro de la tubería que transporta el gas**

Para determinar el diámetro adecuado, primero se asume una velocidad de flujo, el valor asumido de velocidad de flujo debe estar en el rango de valores permisibles para velocidad de gases en tuberías presentado en la Tabla 3.4. En este caso para gases se asumió una velocidad de 15 m/s, y con esto se obtuvo el valor del diámetro requerido, mediante la Ecuación 4.9 (Mott y Untener, 2015, p.186).

$$Q = U \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \quad [4.9]$$

Donde:

Q : Caudal de gases: 4,97 m³/s

U : Velocidad de flujo: 15,00 m/s

D : Diámetro interno (m)

$$4,97 \text{ m}^3/\text{s} = 15 \text{ m/s} \times \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$D = 0,65 \text{ m}$$

El diámetro que más se asemeja al obtenido según la norma ASTM A53 es el de diámetro de 650 mm (26 in) (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la velocidad del gas**

Con el diámetro de la norma ASTM A53 seleccionado, se volvió a calcular la velocidad, al emplear la Ecuación 4.9

Donde:

Q = Caudal de gases = 4,97 m³/s

U = Velocidad de flujo (m/s)

D = Diámetro interno = 0,65 m

$$4,97 \text{ m}^3/\text{s} = U \times \frac{\pi}{4} \times (0,65 \text{ m})^2$$

$$U = 14,98 \text{ m/s}$$

- **Determinación del coeficiente de fricción**

El número de Reynolds se obtuvo mediante la Ecuación 3.43.

Donde:

Re: Número de Reynolds

D : Diámetro interno de la tubería = 0,65 m

ρ : Densidad del fluido a transportar = 0,589 kg/m³

μ : Viscosidad del fluido a transportar = 0,0000266 kg/ m·s

U : Velocidad d flujo = 14,98 m/s

$$\text{Re} = \frac{14,98 \text{ m/s} \times 0,589 \text{ kg/m}^3 \times 0,65 \text{ m}}{0,0000266 \text{ kg/m}\cdot\text{s}}$$

$$\text{Re} = 215\ 605$$

El coeficiente de fricción se determinó mediante la Figura 3.11, al obtener el número de Reynolds y el valor de rugosidad relativa por medio de la Ecuación 3.44, que al considerar el material como acero inoxidable se tomó un valor de rugosidad de 0,002 mm (Mott y Untener, 2015, p.186).

Donde:

e : Rugosidad relativa

e' : Rugosidad del material, que según el diagrama de Moody presentado Figura 3.11 para el acero inoxidable es de 0,002 mm.

D : Diámetro interno de la tubería: 650 mm

$$e = \frac{0,002 \text{ mm}}{650 \text{ mm}}$$

$$e = 0,000003$$

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por fricción**

Con el valor de la rugosidad relativa calculado y el valor del número de Reynolds fue posible obtener el coeficiente de fricción mediante el diagrama de Moody que se presenta en la Figura 3.11 igual a 0,0151. La cabeza de pérdidas por fricción se obtuvo mediante la Ecuación 3.46.

Donde:

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción (m)

L : Longitud de la tubería: 0,25 m

U : Velocidad del fluido: 14,98 m/s

D : Diámetro interno de la tubería: 0,65 m

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

f : Factor de fricción: 0,0151

$$H_f = 0,0151 \times \frac{0,25 \text{ m} \times (14,98 \text{ m/s})^2}{0,65 \text{ m} \times 2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_f = 0,07 \text{ m}$$

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por accesorios**

Para calcular las pérdidas por accesorios se consideró que la tubería de succión tiene una válvula de globo, válvula de alivio de presión y una válvula de control, cuyas constantes se obtuvieron de la Figura 3.12. Las pérdidas por accesorios se obtuvieron mediante la Ecuación 3.47.

Donde:

h_{acc} : Cabeza de perdidas por accesorios (m)

U : Velocidad del fluido = 14,98 m/s

g : Gravedad = 9,81 m/s²

K : Suma de las constantes de pérdidas por accesorio

$$H_{acc} = (10+3+1) \times \frac{(14,98 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_{acc} = 160,12$$

- **Cálculo de la caída de presión**

La caída de presión se obtuvo mediante la Ecuación 3.48.

Donde:

ΔP : Caída de presión (Pa)

h_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios: 160,12 m

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción: 0,07 m

ΔZ : Diferencia de altura: 0 m

ρ : Densidad del fluido: 0,589 kg/m³

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

$$\Delta P = (0,07 \text{ m} + 160,12 \text{ m} + 0 \text{ m}) \times 0,589 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$\Delta P = 925,59 \text{ Pa} = 0,13 \text{ psi}$$

La caída de presión obtenida se encuentra dentro del rango establecido para gases a presión de entre 10 – 100 psi, según lo expresado en la Tabla 3.6 para succión de tuberías. De modo que el diámetro seleccionado es el correcto. El diámetro de la tubería entonces es igual a 26 in (650,00 mm), y al seleccionar la cédula 20 se

obtuvo un espesor igual a 0,5 in (12,70 mm), por lo que el diámetro exterior es igual a 27 in (675,4 mm) (ASTM A53, 2012). Este procedimiento realizado para la obtención del diámetro adecuado de tuberías para el transporte de fluidos se realizó para todas las tuberías existentes en la planta.

- **Cálculo de la presión de diseño**

La presión de diseño se obtuvo mediante la Ecuación 3.50, al tomar en cuenta que la tubería debe tener aislamiento y que la presión de operación es la presión de operación del quemador, que trabaja a presión atmosférica.

Donde:

$P_{\text{diseño}}$: Presión de diseño de la tubería (psi)

$P_{\text{operación máxima}}$: Presión de operación: 14,70 psi

$$P_{\text{diseño}} = 1,2 (14,70 \text{ psi})$$

$$P_{\text{diseño}} = 17,64 \text{ psi}$$

- **Cálculo de la temperatura de diseño**

La temperatura de diseño de la tubería que transporta los gases de combustión para el calentamiento del reactor se obtuvo mediante la Ecuación 3.51, al tomar en consideración que la temperatura de operación de los gases de combustión provenientes del quemador es de 300 °C y que la tubería debe estar aislada para evitar pérdidas de energía al ambiente y conservar la temperatura de ingreso de los gases al reactor constante.

Donde:

$T_{\text{diseño}}$: Temperatura de diseño (° F)

$T_{\text{operación}}$: Temperatura de operación: 572 ° F

$$T_{\text{diseño}} = (572+50) \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{diseño}} = 622 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

b) Dimensionamiento de tubería de descarga de la tubería que transporta los gases de combustión desde el quemador hacia la chaqueta de calentamiento del reactor.

- **Cálculo de la densidad del gas**

La densidad del gas se obtuvo mediante la Ecuación 3.45.

Donde:

ρ : Densidad del gas (g/m^3)

P : Presión del gas: 730 462,59 Pa

M : Peso molecular de gas: 27,72 g/mol

R : Constante de los gases ideales: 8,314 J/mol·K

T : Temperatura de los gases: 573 K

$$\rho = \frac{730\,462,59 \text{ Pa} \times 27,71 \text{ g/mol}}{8,314 \text{ J/mol}\cdot\text{K} \times 573 \text{ K}}$$

$$\rho = 4\,248,32 \text{ g/m}^3 = 4,25 \text{ kg/m}^3$$

- **Cálculo del caudal de la tubería que transporta el gas**

Con la densidad obtenida se calculó el caudal de gases requerido mediante la Ecuación 4.8.

Donde:

Q : Caudal de gases (m^3/h)

ρ : Densidad de gases: 4,25 kg/m^3

m : Flujo másico de gases: 10 548,00 kg/h

$$Q = 10\,548,00 \text{ kg/h} \times \frac{1}{4,25 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 2\,481,88 \text{ m}^3/\text{h} = 0,69 \text{ m}^3/\text{s}$$

- **Cálculo del diámetro de la tubería que transporta el gas**

Para determinar el diámetro adecuado, primero se asume una velocidad del flujo, cuyo valor debe estar en el rango permitido presentado en la Tabla 3.4, que en este caso para gases se asume una velocidad de 9 m/s, y con esto se obtuvo el valor del diámetro requerido, mediante la Ecuación 4.9.

Donde:

Q: Caudal de gases: 0,69 m³/s

U: Velocidad de flujo: 9,00 m/s

D: Diámetro interno (m)

$$0,69 \text{ m}^3/\text{s} = 9,00 \text{ m/s} \times \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$D = 0,31 \text{ m}$$

El diámetro que más se asemeja al obtenido según la norma ASTM A53 es el de diámetro de 300 mm (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la velocidad del gas**

Con este diámetro se volvió a calcular la velocidad, por medio de la Ecuación 4.9.

Donde:

Q: Caudal de gases: 0,69 m³/s

U: Velocidad de flujo (m/s)

D: Diámetro interno: 0,30 m

$$0,69 \text{ m}^3/\text{s} = U \times \frac{\pi}{4} \times (0,30 \text{ m})^2$$

$$V = 9,76 \text{ m/s}$$

- **Determinación del coeficiente de fricción**

El número de Reynolds se obtuvo mediante la Ecuación 3.43.

Donde:

Re : Número de Reynolds

D : Diámetro interno de la tubería = 0,30 m

ρ : Densidad del fluido a transportar = 4,25 kg/m³

μ : Viscosidad del fluido a transportar = 0,0000266 Kg/ m·s

U : velocidad del flujo = 9,76 m/s

$$Re = \frac{9,76 \text{ m/s} \times 4,25 \text{ kg/m}^3 \times 0,30 \text{ m}}{0,0000266 \text{ kg/m}\cdot\text{s}}$$

$$Re = 467\,819,55$$

Determinar el número de Reynolds es primordial para determinar el valor correspondiente al coeficiente de fricción, y para obtener este valor es también necesario calcular la rugosidad relativa. El valor de la rugosidad relativa se obtuvo mediante la Ecuación 3.44, al tomar en cuenta algunas consideraciones. Se consideró que el material de construcción de la tubería es acero inoxidable, y

para este material el valor de rugosidad es igual a 0,002 mm (Mott y Untener, 2015, p.186).

Donde:

e : Rugosidad relativa

e' : Rugosidad del material: 0,002 mm

D : Diámetro interno de la tubería: 300 mm

$$e = \frac{0,002 \text{ mm}}{300 \text{ mm}}$$

$$e = 0,000007$$

Una vez obtenidos los valores de la rugosidad relativa y el número de Reynolds, fue posible determinar el valor correspondiente al coeficiente de fricción igual a 0,0135, al utilizar el diagrama de Moody que se presenta en la Figura 3.11.

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por fricción**

La cabeza de pérdidas por fricción se obtuvo mediante la Ecuación 3.46.

Donde:

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción (m)

L : Longitud de la tubería: 1,00 m

U : Velocidad del fluido: 9,76 m/s

D : Diámetro interno de la tubería: 0,30 m

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

f : Factor de fricción: 0,0135

$$H_f = 0,0135 \times \frac{1,00 \text{ m} \times (9,76 \text{ m/s})^2}{0,30 \text{ m} \times 2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_f = 0,22 \text{ m}$$

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por accesorios**

En la tubería de succión se considera como accesorios una válvula de retención, una válvula de alivio de presión, la entrada de una tubería y una válvula de control.

Las pérdidas por accesorios se obtuvieron mediante la Ecuación 3.47.

Donde:

h_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios (m)

U : Velocidad del fluido = 9,76 m/s

g : Aceleración de la gravedad = 9,81 m/s²

K : Suma de las constantes de pérdidas por accesorios

$$H_{acc} = (2,75 + 3,00 + 3,00 + 1,00) \times \frac{(9,76 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_{acc} = 47,34 \text{ m}$$

- **Cálculo de la caída de presión**

La caída de presión se obtuvo mediante la Ecuación 3.48.

Donde:

ΔP : Caída de presión (Pa)

h_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios: 47,34 m

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción: 0,22 m

ΔZ : Diferencia de altura: 0 m

ρ : Densidad del fluido: 4,25 kg/m³

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

$$\Delta P = (0,22 \text{ m} + 47,34 \text{ m} + 0 \text{ m}) \times 4,25 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$\Delta P = 1\,982,89 \text{ Pa} = 0,29 \text{ psi}$$

La caída de presión obtenida se encuentra dentro del rango establecido para gases a presión mayor a 100 psi, según lo expresado en la Tabla 3.6 para succión de tuberías. De modo que el diámetro seleccionado es el correcto.

El diámetro de la tubería entonces es igual a 12 in (300,00 mm), y al seleccionar la cédula 40 se obtuvo un espesor igual a 0,406 in (10,31 mm), por lo que el diámetro exterior es igual a 12,81 in (320,62 mm) (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la presión de diseño**

La tubería tiene que estar aislada para evitar que los gases de combustión pierdan temperatura al recorrer la tubería y llegue con la temperatura adecuada para calentar elevar la temperatura del raquis de palma en el interior del reactor y propiciar la torrefacción.

Se consideró como presión de operación de la tubería al valor de la presión de operación de la chaqueta del reactor de torrefacción previamente calculado, que es igual a 106,0 psi. Con estas consideraciones fue posible obtener la presión de diseño al emplear la Ecuación 3.50.

Donde:

$P_{\text{diseño}}$: Presión de diseño de la tubería (psi)

$P_{\text{operación máxima}}$: Presión de operación: 106 psi

$$P_{\text{diseño}} = 1,2 \times (106,0 \text{ psi})$$

$$P_{\text{diseño}} = 127,2 \text{ psi}$$

- **Cálculo de la temperatura de diseño**

La temperatura de diseño se obtuvo mediante la Ecuación 3.51, al tomar en cuenta que la temperatura de operación de los gases es de 300 °C y que la tubería debe estar aislada.

Donde:

$T_{\text{diseño}}$: Temperatura de diseño (°F)

$T_{\text{operación}}$: Temperatura de operación: 572 °F

$$T_{\text{diseño}} = (572+50) \text{ °F}$$

$$T_{\text{diseño}} = 622 \text{ °F}$$

c) Dimensionamiento de tubería de succión de la tubería que transporta los gases de torrefacción desde el reactor hacia el quemador.

- **Cálculo de la densidad del gas**

La densidad del gas se obtuvo mediante la Ecuación 3.45.

Donde:

ρ : Densidad del gas (g/m³)

P : Presión del gas: 1 460 925,17 Pa

M : Peso molecular de gas: 27,72 g/mol

R : Constante de los gases ideales: 8,314 J/mol K

T : Temperatura de los gases: 523 K

$$\rho = \frac{1\,460\,925,17 \text{ Pa} \times 27,72 \frac{\text{g}}{\text{mol}}}{8,315 \frac{\text{J}}{\text{mol K}} \times 523 \text{ K}}$$

$$\rho = 9\,312,31 \text{ g/m}^3 = 9,31 \text{ kg/m}^3$$

- **Cálculo del caudal del gas**

Con la densidad obtenida se calculó el caudal de gases requerido mediante la Ecuación 4.8.

Donde:

Q : Caudal de gases (m^3/h)

ρ : Densidad de gases: $9,31 \text{ kg/m}^3$

m : Flujo másico de gases: $360,00 \text{ kg/h}$

$$Q = 360,00 \text{ kg/h} \times \frac{1}{9,31 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 38,61 \text{ m}^3/\text{h} = 0,011 \text{ m}^3/\text{s}$$

- **Cálculo del diámetro de la tubería que transporta el gas**

Para determinar el diámetro adecuado primero se asume una velocidad de flujo, cuyo valor debe estar en el rango permitido presentado en la Tabla 3.4. En este caso para gases se asume una velocidad de 9 m/s , y con esto se obtuvo el valor del diámetro requerido, mediante la Ecuación 4.9.

Donde:

Q : Caudal de gases: $0,011 \text{ m}^3/\text{h}$

U : Velocidad de flujo: 9 m/s

D : Diámetro interno (m)

$$0,011 \text{ m}^3/\text{s} = 9 \text{ m/s} \times \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$D = 0,039 \text{ m}$$

El diámetro que más se asemeja al obtenido según la norma ASTM A53 es el de diámetro de 50 mm (2 in) (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la velocidad del gas**

Con este diámetro se volvió a calcular la velocidad por medio de la Ecuación 4.9.

Donde:

Q : Caudal de gases: 0,011 m³/s

U : Velocidad de flujo (m/s)

D : Diámetro interno : 0,05 m

$$0,011 \text{ m}^3/\text{s} = U \times \frac{\pi}{4} \times (0,05\text{m})^2$$

$$V = 5,60 \text{ m/s}$$

- **Determinación del coeficiente de fricción**

El número de Reynolds se obtuvo mediante la Ecuación 3.43.

Donde:

Re : Número de Reynolds

D : Diámetro interno de la tubería: 0,05 m

ρ : Densidad del fluido a transportar: 9,31 kg/m³

μ : Viscosidad del fluido a transportar: 0,0000211 kg/ m·s

U : Velocidad de flujo: 5,60 m/s

$$Re = \frac{5,60 \text{ m/s} \times 9,31 \text{ kg/m}^3 \times 0,05 \text{ m}}{0,0000211 \text{ kg/m}\cdot\text{s}}$$

$$Re = 123\,595,02$$

La rugosidad relativa se obtuvo mediante la Ecuación 3.44, que al considerar el material como acero inoxidable se tomó un valor de rugosidad de 0,002 mm (Mott y Untener, 2015, p.186).

Donde:

e : Rugosidad relativa

e' : Rugosidad del material, que según el diagrama de Moody presentado en la Figura 3.11 para el acero inoxidable es de 0,002 mm.

D : Diámetro interno de la tubería: 50 mm

$$e = \frac{0,002 \text{ mm}}{50 \text{ mm}}$$

$$e = 0,00004$$

Con los valores de la rugosidad relativa y el número de Reynolds se obtuvo un coeficiente de fricción igual a 0,0185, mediante el diagrama de Moody presentado en la Figura 3.11.

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por fricción**

La cabeza de pérdidas por fricción se obtuvo mediante la Ecuación 3.46.

Donde:

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción (m)

L : Longitud de la tubería: 0,50 m

U : Velocidad del fluido: 5,60 m/s

D : Diámetro interno de la tubería: 0,05 m

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

f : Factor de fricción: 0,0185

$$H_f = 0,0185 \times \frac{0,50 \text{ m} \times (5,60 \text{ m/s})^2}{0,05 \text{ m} \times 2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_f = 0,29 \text{ m}$$

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por accesorios**

Las pérdidas por accesorios se obtuvieron mediante la Ecuación 3.47.

Donde:

h_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios (m)

U : Velocidad del fluido: 5,60 m/s

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

K : Suma de las constantes de pérdidas por accesorio

$$H_{acc} = (10+3+1) \times \frac{(5,60 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_{acc} = 22,38 \text{ m}$$

- **Cálculo de la caída de presión**

La caída de presión se obtuvo mediante la Ecuación 3.48.

Donde:

ΔP : Caída de presión (Pa)

h_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios: 22,38 m

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción: 0,29 m

ΔZ : Diferencia de altura: 5,00 m

ρ : Densidad del fluido: 9,31 kg/m³

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

$$\Delta P = (0,29 \text{ m} + 22,38 \text{ m} + 5,00 \text{ m}) \times 9,31 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$\Delta P = 2\,527,13 \text{ Pa} = 0,37 \text{ psi}$$

La caída de presión obtenida se encuentra dentro del rango establecido para gases a presión mayor a 200 psi, según lo expresado en la Tabla 3.6 para succión de tuberías. De modo que el diámetro seleccionado es el correcto. El diámetro de la tubería entonces es igual a 2 in (50,00 mm), y al seleccionar el de cédula 40 se obtuvo un espesor igual a 0,154 in (3,91 mm), por lo que el diámetro exterior es igual a 2,31 in (57,82 mm) (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la presión de diseño**

Para el cálculo de la presión de diseño de la tubería se consideró que la tubería debe tener aislamiento y que la presión de operación es la presión de operación del reactor, que trabaja a 212 psi. La presión de diseño se obtuvo mediante la Ecuación 3.50.

Donde:

$P_{diseño}$: Presión de diseño de la tubería (psi)

$P_{operación\ máxima}$: Presión de operación = 212 psi

$$P_{diseño} = 1,2 \times (212 \text{ psi})$$

$$P_{diseño} = 254,4 \text{ psi}$$

- **Cálculo de la temperatura de diseño**

La temperatura de diseño se obtiene mediante la Ecuación 3.52, al tomar en cuenta que la temperatura de operación de los gases es de 250 °C y que la tubería no está aislada.

Donde:

$T_{\text{diseño}}$: Temperatura de diseño (°F)

$T_{\text{operación}}$: Temperatura de operación = 482 °F

$$T_{\text{diseño}} = 1,05 \times 482 \text{ °F}$$

$$T_{\text{diseño}} = 506,10 \text{ °F}$$

d) Dimensionamiento de tubería de descarga que transporta los gases de torrefacción desde el reactor hacia el quemador.

- **Cálculo de la densidad del gas**

El valor correspondiente a la densidad del flujo de gas se obtuvo mediante la Ecuación 3.45.

Donde:

ρ : Densidad del gas (g/m³)

P : Presión del gas: 1 607 017,69 Pa

M : Peso molecular de gas: 27,72 g/mol

R : Constante de los gases ideales: 8,314 J/mol K

T : Temperatura de los gases: 523 K

$$\rho = \frac{1\,607\,017,69 \text{ Pa} \times 27,72 \text{ g/mol}}{8,315 \text{ J/mol}\cdot\text{K} \times 523 \text{ K}}$$

$$\rho = 10\,243,54 \text{ g/m}^3 = 10,24 \text{ kg/m}^3$$

- **Cálculo del caudal del gas**

Se calculó el caudal de gases requerido mediante la Ecuación 4.8.

Donde:

Q : Caudal de gases (m^3/h)

ρ : Densidad de gases: $10,24 \text{ kg/m}^3$

m : Flujo másico de gases: $360,00 \text{ kg/h}$

$$Q = 360,00 \text{ kg/h} \times \frac{1}{10,24 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 35,16 \text{ m}^3/\text{h} = 0,0098 \text{ m}^3/\text{s}$$

- **Cálculo del diámetro de la tubería que transporta el gas**

Para determinar el diámetro adecuado primero se asume una velocidad del flujo, cuyo valor debe estar en el rango permitido presentado en la Tabla 3.4, que en este caso para gases se asume una velocidad de 9 m/s , y con esto se obtuvo el valor del diámetro requerido, mediante la Ecuación 4.9.

Donde:

Q: Caudal de gases: $0,0098 \text{ m}^3/\text{h}$

U: Velocidad de flujo: 9 m/s

D: Diámetro interno (m)

$$0,0098 \text{ m}^3/\text{s} = 9 \text{ m/s} \times \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$D = 0,037 \text{ m}$$

El diámetro que más se asemeja al obtenido según la norma ASTM A53 es el de diámetro de 50 mm (2 in) (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la velocidad del gas**

Con este diámetro se volvió a calcular la velocidad, por medio de la Ecuación 4.9.

Donde:

Q: Caudal de gases: 0,0098 m³/s

U: Velocidad de flujo (m/s)

D: Diámetro interno: 0,05 m

$$0,0098 \text{ m}^3/\text{s} = U \times \frac{\pi}{4} \times (0,05 \text{ m})^2$$

$$V = 4,99 \text{ m/s}$$

- **Determinación del coeficiente de fricción**

Es necesario calcular el número de Reynolds para determinar el coeficiente de fricción, de modo que el valor correspondiente al número de Reynolds se obtuvo mediante la Ecuación 3.43, puesto que previamente se obtuvo el valor de la densidad del flujo másico.

Donde:

Re : Número de Reynolds

D : Diámetro interno de la tubería: 0,05 m

ρ : Densidad del fluido a transportar: 10,24 kg/m³

μ : Viscosidad del fluido a transportar: 0,0000211 kg/ m·s

U : Velocidad de flujo: 4,99 m/s

$$Re = \frac{4,99 \text{ m/s} \times 10,24 \text{ kg/m}^3 \times 0,05 \text{ m}}{0,0000211 \text{ kg/m}\cdot\text{s}}$$

$$Re = 121\,084,36$$

La rugosidad relativa se obtuvo mediante la Ecuación 3.44, que al considerar el material como acero inoxidable se tomó un valor de rugosidad de 0,002 mm (Mott y Untener, 2015, p.186).

Donde:

e : Rugosidad relativa

e' : Rugosidad del material, que según el diagrama de Moody presentado Figura 43.10 para el acero inoxidable es de 0,002 mm.

D : Diámetro interno de la tubería = 50 mm

$$e = \frac{0,002 \text{ mm}}{50 \text{ mm}}$$

$$e = 0,00004$$

Con los valores de la rugosidad relativa y el número de Reynolds se obtuvo un coeficiente de fricción igual a 0,018, mediante el diagrama de Moody presentado en la Figura 3.11.

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por fricción**

La cabeza de pérdidas por fricción se obtuvo mediante la Ecuación 3.46.

Donde:

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción (m)

L : Longitud de la tubería: 0,50 m

U : Velocidad del fluido: 4,99 m/s

D : Diámetro interno de la tubería: 0,05 m

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

f : Factor de fricción: 0,018

$$H_f = 0,018 \times \frac{0,50 \text{ m} \times (4,99 \text{ m/s})^2}{0,05 \text{ m} \times 2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_f = 0,22 \text{ m}$$

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por accesorios**

En la tubería de succión se considera como accesorios; una válvula de retención, una válvula de alivio, la entrada de una tubería y una válvula de control. Las constantes se obtuvieron en la Figura 3.12, de tal manera que las pérdidas por accesorios se obtuvieron mediante la Ecuación 3.47.

Donde:

h_{acc} . Cabeza de pérdidas por accesorios (m)

U : Velocidad del fluido = 4,99 m/s

g : Aceleración de la gravedad = 9,81 m/s²

K : Suma de las constantes de pérdidas por accesorio

$$H_{acc} = (2,75+3,00+3,00+1,00) \times \frac{(4,99 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_{acc} = 12,37 \text{ m}$$

- **Cálculo de la caída de presión**

La caída de presión se obtuvo mediante la Ecuación 3.48.

Donde:

ΔP : Caída de presión (Pa)

h_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios: 12,37 m

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción: 0,22 m

ΔZ : Diferencia de altura: 0 m

ρ : Densidad del fluido: 10,24 kg/m³

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

$$\Delta P = (0,22 \text{ m} + 12,37 \text{ m} + 0 \text{ m}) \times 10,24 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$\Delta P = 1\,264,72 \text{ Pa} = 0,18 \text{ psi}$$

La caída de presión obtenida se encuentra dentro del rango establecido para gases a presión mayor a 200 psi, según lo expresado en la Tabla 3.6 para descarga de tuberías. De modo que el diámetro seleccionado es el correcto.

El diámetro de la tubería entonces es igual a 2 in (50,00 mm), y al seleccionar el de cédula 40 se obtuvo un espesor igual a 0,154 in (3,91 mm), por lo que el diámetro exterior es igual a 2,31 in (57,82 mm) (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la presión de diseño**

La presión de diseño se obtuvo mediante la Ecuación 3.50, al tomar en cuenta que la tubería debe tener aislamiento y que la presión de operación es la presión de operación del reactor, que trabaja a 233,2 psi.

Donde:

$P_{diseño}$: Presión de diseño de la tubería (psi)

$P_{operación\ máxima}$: Presión de operación: 233,2 psi

$$P_{diseño} = 1,2 \times (233,2)$$

$$P_{\text{diseño}} = 279,84 \text{ psi}$$

- **Cálculo de la temperatura de diseño**

La temperatura de diseño de la tubería que transporta los gases resultantes de la operación de torrefacción hacia el quemador para degradar cualquier compuesto orgánico presente, se obtuvo mediante la Ecuación 3.52, al tomar en cuenta que la temperatura de operación de los gases es de 250 °C y que la tubería no está aislada.

Donde:

$T_{\text{diseño}}$: Temperatura de diseño (°F)

$T_{\text{operación}}$: Temperatura de operación: 482 °F

$$T_{\text{diseño}} = 1,05 \times (482,0 \text{ °F})$$

$$T_{\text{diseño}} = 506,1 \text{ °F}$$

4.3.24.2 Dimensionamiento de tuberías de succión y descarga para el agua que ingresa y sale del tanque de enfriamiento.

Se requiere un flujo de agua para enfriar el raquis de palma proveniente de la operación de torrefacción puesto que la temperatura en la que sale es muy elevada y no es adecuada para la operación de pelletizado, donde se obtienen los pellets que pueden usarse como combustible sólido, en sustitución de otros combustibles cuya extracción no es amigable con el medio ambiente. Las propiedades del agua utilizadas para todos los cálculos correspondientes al dimensionamiento de las tuberías de succión y descarga se encuentran en la Tabla A1.5. Los valores de las constantes de accesorios para el cálculo de la cabeza de pérdidas por accesorios se tomaron de la Figura 3.12.

a) Dimensionamiento de la tubería de succión que conecta el flujo de agua de descarga hacia la chaqueta del tanque de enfriamiento.

- **Cálculo del caudal de agua**

Se calculó el caudal de agua requerido mediante la Ecuación 4.8.

Donde:

Q : Caudal de agua (m³/h)

ρ : Densidad de gases: 994,88 kg/m³

m : Flujo másico de gases: 6 900,53 kg/h

$$Q = 6\,900,53 \text{ kg/h} \times \frac{1}{994,88 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 6,94 \text{ m}^3/\text{h} = 0,0019 \text{ m}^3/\text{s}$$

- **Cálculo del diámetro de la tubería que transporta el agua**

Para el cálculo del diámetro de la tubería, se debe de asumir un valor de velocidad de flujo del fluido, este valor asumido debe encontrarse dentro de rango de valores de velocidad permisibles para líquidos de baja densidad para succión de tuberías, que se encuentra en la Tabla 3.4. Se estableció un valor de velocidad del fluido de 0,4 m/s, valor que se encuentra dentro del rango señalado. Con el valor de la velocidad establecido, se obtuvo el valor del diámetro al emplear la Ecuación 4.9, cuyo valor sirve para seleccionar el adecuado en la Norma ASTM A53.

Donde:

Q : Caudal del líquido: 0,0019 m³/h

U : Velocidad de flujo: 0,4000 m/s

D : Diámetro interno (m)

$$0,0019 \text{ m}^3/\text{s} = 0,4 \text{ m/s} \times \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$D = 0,078 \text{ m}$$

El diámetro que más se asemeja al obtenido según la norma ASTM A53 es el de diámetro de 80 mm (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la velocidad del agua**

Con este diámetro se volvió a calcular la velocidad, al emplear la Ecuación 4.9.

Donde:

Q: Caudal de gases: 0,0019 m³/s

U: Velocidad de flujo (m/s)

D: Diámetro interno: 0,08 m

$$0,0019 \text{ m}^3/\text{s} = U \times \frac{\pi}{4} \times (0,08 \text{ m})^2$$

$$V = 0,38 \text{ m/s}$$

- **Determinación del coeficiente de fricción**

El número de Reynolds se obtuvo mediante la Ecuación 3.43.

Donde:

Re: Número de Reynolds

D : Diámetro interno de la tubería: 0,08 m

ρ : Densidad del fluido a transportar: 994,88 kg/m³

μ : Viscosidad del fluido a transportar: 0,0008025 kg/ m s

U : 0,3 m/s

$$Re = \frac{0,38 \text{ m/s} \times 994,88 \text{ kg/m}^3 \times 0,08 \text{ m}}{0,0008025 \text{ kg/m}\cdot\text{s}}$$

$$Re = 37\ 687,67$$

La rugosidad relativa se obtuvo mediante la Ecuación 3.44, que al considerar el material como acero inoxidable se tomó un valor de rugosidad de 0,002 mm (Mott y Untener, 2015, p.186).

Donde:

e : Rugosidad relativa

e´ : Rugosidad del material, que según el diagrama de Moody presentado Figura 3.11 para el acero inoxidable es de 0,002 mm.

D : Diámetro interno de la tubería: 80 mm

$$e = \frac{0,002 \text{ mm}}{80 \text{ mm}}$$

$$e = 0,000025$$

Con los valores de la rugosidad relativa y el número de Reynolds se obtuvo un coeficiente de fricción igual a 0,0225.

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por fricción**

La cabeza de pérdidas por fricción se obtuvo mediante la Ecuación 3.46.

Donde:

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción (m)

L : Longitud de la tubería: 5 m

U : Velocidad del fluido: 0,38 m/s

D : Diámetro interno de la tubería: 0,08 m

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

f : Factor de fricción: 0,0225

$$H_f = 0,0225 \times \frac{5 \text{ m} \times (0,38 \text{ m/s})^2}{0,08 \text{ m} \times 2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_f = 0,01 \text{ m}$$

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por accesorios**

En la tubería de succión se considera como accesorios; una válvula de globo, una válvula de alivio de presión y la entrada de una tubería, cuyos valores de constante para el cálculo se tomaron de la Figura 3.12. De tal manera que las pérdidas por accesorios se obtuvieron mediante la Ecuación 3.47.

Donde:

h_{acc} : Cabeza de perdidas por accesorios (m)

U : Velocidad del fluido: 0,38 m/s

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

K : Suma de las constantes de pérdidas por accesorio

$$H_{acc} = (10+3+1) \times \frac{(0,38 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_{acc} = 0,10 \text{ m}$$

- **Cálculo de la caída de presión**

La caída de presión se obtuvo mediante la Ecuación 3.48.

Donde:

ΔP : Caída de presión (Pa)

h_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios: 0,10 m

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción: 0,01 m

ΔZ : Diferencia de altura: 0 m

ρ : Densidad del fluido: 994,88 kg/m³

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

$$\Delta P = (0,01 \text{ m} + 0,10 \text{ m} + 0 \text{ m}) \times 994,88 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$\Delta P = 1\,073,56 \text{ Pa} = 0,16 \text{ psi}$$

La caída de presión obtenida se encuentra dentro del rango establecido para según lo expresado en la Tabla 3.5 para succión de tuberías. De modo que el diámetro seleccionado es el correcto.

El diámetro de la tubería entonces es igual a 3 in (80 mm), y al seleccionar el de cédula 40 se obtuvo un espesor igual a 0,216 in (5,49 mm), por lo que el diámetro exterior es igual a 3,43 in (90,98 mm) (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la presión de diseño**

No es necesario que la tubería tenga aislamiento puesto que no se requiere conservar la temperatura del agua que fluye al interior de la tubería. De modo que la presión de diseño se obtuvo mediante la Ecuación 3.49, al tomar en cuenta que la tubería no tiene aislamiento y que la presión de operación es la presión de las tuberías del sistema interconectado, que trabaja a 14,7 psi.

Donde:

$P_{diseño}$: Presión de diseño de la tubería (psi)

$P_{operación\ máxima}$: Presión de operación: 14,7 psi

$$P_{\text{diseño}} = 1,1 \times (14,7 \text{ psi})$$

$$P_{\text{diseño}} = 16,20 \text{ psi}$$

- **Cálculo de la temperatura de diseño**

La temperatura de diseño se obtuvo mediante la Ecuación 3.52, al tomar en cuenta que la temperatura de operación del agua es de 21,5 °C y que la tubería no está aislada.

Donde:

$T_{\text{diseño}}$: Temperatura de diseño (°F)

$T_{\text{operación}}$: Temperatura de operación: 70,7 °F

$$T_{\text{diseño}} = 1,05 \times 70,70 \text{ °F}$$

$$T_{\text{diseño}} = 74,24 \text{ °F}$$

b) Dimensionamiento de la tubería de descarga que conecta el flujo de agua de descarga hacia la chaqueta del tanque de enfriamiento.

- **Cálculo del caudal del agua**

El caudal de agua requerido para transportar el flujo másico necesario en el tanque de enfriamiento para disminuir la temperatura del raquis de palma torrefactado, se obtuvo mediante la Ecuación 4.8.

Donde:

Q : Caudal de agua (m³/h)

ρ : Densidad de gases: 994,88 kg/m³

m : Flujo másico de gases: 6 900,53 kg/h

$$Q = 6\,900,53 \text{ kg/h} \times \frac{1}{994,88 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 6,93 \text{ m}^3/\text{h} = 0,0019 \text{ m}^3/\text{s}$$

- **Cálculo del diámetro de la tubería que transporta el agua**

Para determinar el diámetro adecuado primero se asume una velocidad del flujo, cuyo valor debe estar en el rango permitido presentado en la Tabla 3.4, que proporciona los valores de rangos de límites permisibles de velocidad para el transporte de líquidos en tuberías, que en este caso para líquidos se asume una velocidad de 1,2 m/s; y con esto se obtuvo el valor del diámetro requerido, mediante la Ecuación 4.9.

Donde:

Q: Caudal de gases: 0,0019 m³/s

U: Velocidad de flujo: 1,2 m/s

D: Diámetro interno (m)

$$0,0019 \text{ m}^3/\text{s} = 1,2 \text{ m/s} \times \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$D = 0,045 \text{ m}$$

El diámetro que más se asemeja al obtenido según la norma ASTM A53 es el de diámetro de 50 mm (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la velocidad del agua**

Con este diámetro obtenido de los existentes en la norma ASTM A53 se volvió a calcular la velocidad, a partir de la Ecuación 4.9.

Donde:

Q: Caudal de gases: 0,0019 m³/s

U: Velocidad de flujo (m/s)

D: Diámetro interno: 0,05 m

$$0,0019 \text{ m}^3/\text{s} = U \times \frac{\pi}{4} \times (0,05 \text{ m})^2$$

$$V=0,97 \text{ m/s}$$

- **Determinación del coeficiente de fricción**

Es necesario determinar el número de Reynolds para obtener el coeficiente de fricción para calcular la cabeza de pérdidas por fricción.

El número de Reynolds se obtuvo mediante la Ecuación 3.43.

Donde:

Re : Número de Reynolds

D : Diámetro interno de la tubería: 0,05 m

ρ : Densidad del fluido a transportar: 994,88 kg/m³

μ : Viscosidad del fluido a transportar: 0,0008025 kg/ m·s

U : 0,97 m/s

$$Re = \frac{0,97 \text{ m/s} \times 994,88 \text{ kg/m}^3 \times 0,05 \text{ m}}{0,0008025 \text{ kg/m}\cdot\text{s}}$$

$$Re = 60\ 134,19$$

La rugosidad relativa se obtuvo mediante la Ecuación 3.44, que al considerar el material como acero inoxidable se tomó un valor de rugosidad de 0,002 mm, mediante la Figura 3.11 (Mott y Untener, 2015, p.186).

Donde:

e : Rugosidad relativa

e' : Rugosidad del material: 0,002 mm

D : Diámetro interno de la tubería: 50 mm

$$e = \frac{0,002 \text{ mm}}{50 \text{ mm}}$$

$$e = 0,00004$$

Con los valores de la rugosidad relativa y el número de Reynolds se obtuvo un coeficiente de fricción igual a 0,01, por medio de la Figura 3.11.

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por fricción**

La cabeza de pérdidas por fricción se puede determinar una vez que se haya determinado el coeficiente de fricción con la ayuda del diagrama de Moody presentado en la Figura 3.11. La cabeza de pérdidas por fricción se obtuvo mediante la Ecuación 3.46.

Donde:

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción (m)

L : Longitud de la tubería: 2,00 m

U : Velocidad del fluido: 0,97 m/s

D : Diámetro interno de la tubería: 0,05 m

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

f : Factor de fricción: 0,02

$$H_f = 0,02 \times \frac{2,00 \text{ m} \times (0,97 \text{ m/s})^2}{0,05 \text{ m} \times 2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_f = 0,04 \text{ m}$$

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por accesorios**

En la tubería de succión se considera como accesorios; una válvula de retención, una válvula de alivio de presión y la entrada de una tubería. Las constantes de los accesorios se obtuvieron mediante la Figura 3.12. La cabeza de pérdidas por accesorios se obtuvo mediante la Ecuación 3.47.

Donde:

h_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios (m)

U : Velocidad del fluido: 0,97 m/s

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

K : Suma de las constantes de pérdidas por accesorio

$$H_{acc} = (2,75 + 3,00 + 3,00 + 1,00) \times \frac{(0,97 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_{acc} = 0,47 \text{ m}$$

- **Cálculo de la caída de presión**

La caída de presión se obtuvo mediante la Ecuación 3.48.

Donde:

ΔP : Caída de presión (Pa)

h_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios: 0,470 m

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción: 0,038 m

ΔZ : Diferencia de altura: 2,00 m

ρ : Densidad del fluido: 994,88 kg/m³

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

$$\Delta P = (0,47 \text{ m} + 0,04 \text{ m} + 2,00 \text{ m}) \times 994,88 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$\Delta P = 24\,477,51 \text{ Pa} = 3,55 \text{ psi}$$

La caída de presión obtenida se encuentra dentro del rango establecido según lo expresado en la Tabla 3.5 para descarga de tuberías. De modo que el diámetro seleccionado es el correcto.

El diámetro de la tubería es igual a 2 in (50 mm), y al seleccionar el de cédula 40 se obtuvo un espesor igual a 0,154 in (3,91 mm), por lo que el diámetro exterior es igual a 2,31 in (57,82 mm) (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la presión de diseño**

La presión de diseño se obtuvo mediante la Ecuación 3.49, al tomar en cuenta que la tubería no tiene aislamiento y que la presión de operación es 14,7 psi.

Donde:

$P_{\text{diseño}}$: Presión de diseño de la tubería (psi)

$P_{\text{operación máxima}}$: Presión de operación: 14,70 psi

$$P_{\text{diseño}} = 1,1 \times (14,70 \text{ psi})$$

$$P_{\text{diseño}} = 16,17 \text{ psi}$$

- **Cálculo de la temperatura de diseño**

La temperatura de diseño de la tubería se obtuvo mediante la Ecuación 3.52, al tomar en cuenta que la temperatura de operación del agua es de 21,5 °C y que la tubería no aislada.

Donde:

$T_{\text{diseño}}$: Temperatura de diseño (° F)

$T_{\text{operación}}$: Temperatura de operación: 70,7 °F

$$T_{\text{diseño}} = 1,05 \times 70,7 \text{ °F}$$

$$T_{\text{diseño}} = 74,24 \text{ °F}$$

c) **Dimensionamiento de la tubería de succión que conecta el flujo de agua desde la chaqueta del tanque de enfriamiento hacia la descarga.**

- **Cálculo del caudal de agua**

Se calculó el caudal de agua requerido mediante la Ecuación 4.8.

Donde:

Q: Caudal de agua (m³/h)

ρ : Densidad de gases: 994,88 kg/m³

m: Flujo másico de gases: 6 900,53 kg/h

$$Q = 6\,900,53 \text{ kg/h} \times \frac{1}{994,88 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 6,93 \text{ m}^3/\text{h} = 0,0019 \text{ m}^3/\text{s}$$

- **Cálculo del diámetro de la tubería que transporta el agua**

Para el cálculo del diámetro se debe asumir un valor de velocidad del flujo por la tubería. Este valor debe estar de acuerdo a los rangos establecidos de valores permisibles de velocidad para líquidos de baja densidad, establecidos en la Tabla 3.4. Se asumió un valor de velocidad de 0,4 m/s puesto que este valor se encuentra dentro del rango señalado de velocidades permisibles, por lo que con esta consideración se pudo calcular el diámetro al emplear la Ecuación 4.9.

Con este valor obtenido se seleccionó el diámetro más cercano existente en la Norma ASTM A53 (ASTM A53, 2012).

Donde:

Q: Caudal del líquido: 0,0019 m³/h

U: Velocidad de flujo : 0,4 m/s

D: Diámetro interno (m)

$$0,0019 \text{ m}^3/\text{s} = 0,4 \text{ m/s} \times \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$D = 0,078 \text{ m}$$

El diámetro que más se asemeja al obtenido según la norma ASTM A53 es el de diámetro de 80 mm (3 in) (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la velocidad del agua**

Con el valor del diámetro seleccionado de la tubería de los valores existentes para tuberías estipulados en la norma ASTM A53 calculó nuevamente la velocidad del fluido al interior de la tubería que en este caso es el agua de enfriamiento del raquis de palma después de la operación de torrefacción para la transformación termoquímica de la materia prima, mediante la Ecuación 4.9.

Donde:

Q: Caudal de gases: 0,0019 m³/s

U: Velocidad de flujo (m/s)

D: Diámetro interno: 0,08 m

$$0,0019 \text{ m}^3/\text{s} = U \times \frac{\pi}{4} \times (0,08 \text{ m})^2$$

$$V = 0,38 \text{ m/s}$$

- **Determinación del coeficiente de fricción**

El número de Reynolds se obtuvo mediante la Ecuación 3.43.

Donde:

Re : Número de Reynolds

D : Diámetro interno de la tubería: 0,08 m

ρ : Densidad del fluido a transportar: 994,88 kg/m³

μ : Viscosidad del fluido a transportar: 0,0008025 kg/ m·s

U : Velocidad de flujo: 0,38 m/s

$$Re = \frac{0,38 \text{ m/s} \times 994,88 \text{ kg/m}^3 \times 0,08 \text{ m}}{0,0008025 \text{ kg/m}\cdot\text{s}}$$

$$Re = 37\ 687,67$$

La rugosidad relativa se obtuvo mediante la Ecuación 3.44, este valor se determinó al considerar que el material de construcción de la tubería de transporte de agua es acero inoxidable, y se tomó un valor de rugosidad de 0,002 mm (Mott y Untener, 2015, p.186).

Donde:

e : Rugosidad relativa

e' : Rugosidad del material: 0,002 mm.

D : Diámetro interno de la tubería: 80 mm

$$e = \frac{0,002 \text{ mm}}{80 \text{ mm}}$$

$$e = 0,00002$$

Con los valores de la rugosidad relativa y el número de Reynolds, mediante la Figura 3.11 se obtuvo un coeficiente de fricción igual a 0,022.

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por fricción**

La cabeza de pérdidas por fricción se obtuvo mediante la Ecuación 3.46.

Donde:

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción (m)

L : Longitud de la tubería: 5,00 m

U : Velocidad del fluido: 0,38 m/s

D : Diámetro interno de la tubería: 0,08 m

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

f : Factor de fricción: 0,022

$$H_f = 0,022 \times \frac{5,00 \text{ m} \times (0,38 \text{ m/s})^2}{0,08 \text{ m} \times 2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_f = 0,01 \text{ m}$$

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por accesorios**

Para determinar la cabeza de pérdidas por accesorios se consideró que en la línea de tubería de succión deben existir una válvula de globo, una válvula de alivio de presión y la entrada de una tubería.

Los valores de las constantes de los accesorios para el cálculo de la cabeza de pérdidas por fricción se presentan en la Figura 3.12. La cabeza de pérdidas por accesorios se obtuvo al emplear la Ecuación 3.47.

Donde:

h_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios (m)

U : Velocidad del fluido: 0,38 m/s

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

K : Suma de las constantes de pérdidas por accesorio

$$H_{acc} = (10,00+3,00+1,00) \times \frac{(0,38 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_{acc} = 0,10 \text{ m}$$

- **Cálculo de la caída de presión**

La caída de presión para comprobar que el diámetro seleccionado de la norma ASTM A53 es el adecuado para transportar el agua a través de la tubería se obtuvo mediante la Ecuación 3.48.

Donde:

ΔP : Caída de presión (Pa)

h_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios: 0,10 m

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción: 0,01 m

ΔZ : Diferencia de altura: 0 m

ρ : Densidad del fluido: 994,88 kg/m³

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

$$\Delta P = (0,10 \text{ m} + 0,01 \text{ m} + 0 \text{ m}) \times 994,88 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$\Delta P = 1\,073,56 \text{ Pa} = 0,16 \text{ psi}$$

La caída de presión obtenida mediante el cálculo, se encuentra dentro del rango establecido de valores de caída de presión permisibles según lo expresado en la Tabla 3.5 para succión de tuberías. De modo que el diámetro seleccionado es el correcto.

El diámetro de la tubería entonces es igual a 3 in (80 mm), y al seleccionar el de cédula 40 se obtuvo un espesor igual a 0,216 in (5,49 mm), por lo que el diámetro exterior es igual a 3,43 in (90,98 mm) (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la presión de diseño**

La presión de diseño se obtuvo a partir del valor de la presión de operación obtenida en el postulado anterior, mediante la Ecuación 3.49. Para el cálculo de la presión de diseño se consideró que la tubería no tiene aislamiento puesto que no se requiere conservar la temperatura del flujo másico y que la presión de operación tiene un valor igual a 14,7 psi.

Donde:

$P_{\text{diseño}}$: Presión de diseño de la tubería (psi)

$P_{\text{operación máxima}}$: Presión de operación: 14,7 psi

$$P_{\text{diseño}} = 1,1 \times (14,7 \text{ psi})$$

$$P_{\text{diseño}} = 16,17 \text{ psi}$$

- **Cálculo de la temperatura de diseño**

La temperatura de diseño se obtuvo mediante la Ecuación 3.52. Para el cálculo de la temperatura de diseño se consideró que la temperatura de operación del flujo másico de agua es de 40 °C puesto que esta es la temperatura máxima a la que se puede descargar el agua en el sistema de alcantarillado según la normativa ambiental que rige en el país y que la tubería no está aislada ya que no se requiere evitar las pérdidas de calor al ambiente.

Donde:

$T_{\text{diseño}}$: Temperatura de diseño (°F)

$T_{\text{operación}}$: Temperatura de operación: 104,0 °F

$$T_{\text{diseño}} = 1,05 \times 104,0 \text{ °F}$$

$$T_{\text{diseño}} = 109,2 \text{ °F}$$

d) Dimensionamiento de la tubería de descarga de la tubería que conecta el flujo de agua desde la chaqueta del tanque de enfriamiento hacia la descarga.

- **Cálculo del caudal del agua**

Se calculó el caudal de agua requerido mediante la Ecuación 4.8.

Donde:

Q: Caudal de gases (m^3/h)

ρ : Densidad de gases: $994,88 \text{ kg}/\text{m}^3$

m: Flujo másico de gases: $6\,900,53 \text{ kg}/\text{h}$

$$Q = 6\,900,53 \text{ kg}/\text{h} \times \frac{1}{994,88 \text{ kg}/\text{m}^3}$$

$$Q = 6,93 \text{ m}^3/\text{h} = 0,0019 \text{ m}^3/\text{s}$$

- **Cálculo del diámetro que transporta el agua**

Para determinar el diámetro adecuado primero se asume una velocidad de flujo, cuyo valor debe estar en el rango permitido de valores de velocidad para líquidos presentado en la Tabla 3.4, que en este caso para líquidos se asume una velocidad de $2 \text{ m}/\text{s}$, y con esto se obtuvo el valor del diámetro requerido, al emplear la Ecuación 4.9.

Donde:

Q: Caudal de gases: $0,0019 \text{ m}^3/\text{h}$

U: Velocidad de flujo: $2 \text{ m}/\text{s}$

D: Diámetro interno (m)

$$0,0019 \text{ m}^3/\text{s} = 2 \text{ m}/\text{s} \times \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$D = 0,035 \text{ m}$$

El diámetro que más se asemeja al obtenido según la norma ASTM A53 es el de diámetro de 40 mm (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la velocidad del agua**

Con este diámetro se volvió a calcular la velocidad, por medio de la Ecuación 4.9.

Donde:

Q: Caudal de gases: 0,0019 m³/s

U: Velocidad de flujo (m/s)

D: Diámetro interno: 0,04 m

$$0,0019 \text{ m}^3/\text{s} = U \times \frac{\pi}{4} \times (0,04 \text{ m})^2$$

$$V = 1,51 \text{ m/s}$$

- **Determinación del coeficiente de fricción**

Para determinar las pérdidas por fricción de la tubería es importante el cálculo del coeficiente de fricción, y para ello se vuelve primordial obtener previamente el número de Reynolds, que se obtuvo mediante la Ecuación 3.43. Con el número de Reynolds y el valor de la rugosidad relativa es posible obtener el coeficiente.

Donde:

Re : Número de Reynolds

D : Diámetro interno de la tubería: 0,04 m

ρ : Densidad del fluido a transportar: 994,88 kg/m³

μ : Viscosidad del fluido a transportar: 0,0008025 kg/ m·s

U : Velocidad de flujo: 1,51 m/s

$$Re = \frac{1,51 \text{ m/s} \times 994,88 \text{ kg/m}^3 \times 0,04 \text{ m}}{0,0008025 \text{ kg/m}\cdot\text{s}}$$

$$Re = 74\ 879,44$$

La rugosidad relativa se obtuvo mediante la Ecuación 3.44, que al considerar el material como acero inoxidable se tomó un valor de rugosidad de 0,002 mm, al observar en la Figura 3.11 (Mott y Untener, 2015, p.186).

Donde:

e : Rugosidad relativa

e' : Rugosidad del material, que según el diagrama de Moody presentado Figura 3.11 para el acero inoxidable es de 0,002 mm.

D : Diámetro interno de la tubería: 40 mm

$$e = \frac{0,002 \text{ mm}}{40 \text{ mm}}$$

$$e = 0,00005$$

Con los valores de la rugosidad relativa y el número de Reynolds se obtuvo un coeficiente de fricción igual a 0,019.

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por fricción**

La cabeza de pérdidas por fricción se obtuvo mediante la Ecuación 3.46.

Donde:

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción (m)

L : Longitud de la tubería: 2,00 m

U : Velocidad del fluido: 1,51 m/s

D : Diámetro interno de la tubería: 0,04 m

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

f : Factor de fricción: 0,019

$$H_f = 0,019 \times \frac{2 \text{ m} \times (1,51 \text{ m/s})^2}{0,04 \text{ m} \times 2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_f = 0,11 \text{ m}$$

- **Cálculo de la cabeza de pérdidas por accesorios**

Los accesorios considerados para la línea de tubería de succión fueron; una válvula check, una válvula de alivio de presión, la entrada de tubería y una válvula de control. Los valores de las constantes de pérdida por accesorios se obtuvieron de los valores presentados en la Figura 3.12.

Con los valores de las constantes de accesorios y la velocidad del flujo de agua al interior de la tubería se pudo determinar la cabeza de pérdidas por accesorios mediante la ecuación 3.47.

Donde:

h_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios (m)

U : Velocidad del fluido :1,51 m/s

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

K : Suma de las constantes de pérdidas por accesorio

$$H_{acc} = (2,75+3,00+3,00+1,00) \times \frac{(1,51 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$H_{acc} = 1,13 \text{ m}$$

- **Cálculo de la caída de presión**

La caída de presión se obtuvo mediante la Ecuación 3.48.

Donde:

ΔP : Caída de presión (Pa)

h_{acc} : Cabeza de pérdidas por accesorios: 1,13 m

h_f : Cabeza de pérdidas por fricción: 0,11 m

ΔZ : Diferencia de altura: 0 m

ρ : Densidad del fluido: 994,88 kg/m³

g : Aceleración de la gravedad: 9,81 m/s²

$$\Delta P = (1,13 \text{ m} + 0,11 \text{ m} + 0 \text{ m}) \times 994,88 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$\Delta P = 12\ 102,11 \text{ Pa} = 1,76 \text{ psi}$$

La caída de presión obtenida se encuentra dentro del rango establecido según lo expresado en la Tabla 3.5 para descarga de tuberías. De modo que el diámetro seleccionado es el correcto. El diámetro de la tubería entonces es igual a 1,5 in (40 mm), y al seleccionar el de cédula 40 se obtuvo un espesor igual a 0,145 in (3,68 mm), por lo que el diámetro exterior es igual a 1,79 in (47,36 mm) (ASTM A53, 2012).

- **Cálculo de la presión de diseño**

La tubería no requiere aislamiento puesto que no se requiere mantener la temperatura del agua que ingresa a la chaqueta del tanque de enfriamiento. Bajo estas consideraciones se obtuvo la presión de diseño mediante la Ecuación 3.49.

Donde:

$P_{diseño}$: Presión de diseño de la tubería (psi)

$P_{\text{operación máxima}}$: Presión de operación: 14,7 psi

$$P_{\text{diseño}} = 1,1 \times (14,7 \text{ psi})$$

$$P_{\text{diseño}} = 16,17 \text{ psi}$$

- **Cálculo de la temperatura de diseño**

La temperatura de diseño se obtiene mediante la Ecuación 3.52, al tomar en cuenta que la temperatura de operación del agua es de 40 °C y que la tubería no está aislada.

Donde:

$T_{\text{diseño}}$: Temperatura de diseño (°F)

$T_{\text{operación}}$: Temperatura de operación: 104,0 °F

$$T_{\text{diseño}} = 1,05 \times 104,0 \text{ °F}$$

$$T_{\text{diseño}} = 109,2 \text{ °F}$$

4.3.25 DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS Y COMPRESORES

Es necesario implementar dos bombas para facilitar el ingreso y salida del fluido de enfriamiento, que en este caso es agua, al interior de la chaqueta que forma parte del tanque de enfriamiento, donde se requiere disminuir la temperatura del raquis de palma torrefactado.

También es necesario implementar dos compresores para el transporte de los gases de combustión que fluyen en el interior del recipiente exterior del reactor para el calentamiento de la materia prima y para los gases de torrefacción que ingresan

al quemador. Para dimensionar de manera correcta estos equipos que proporcionan energía a los fluidos, es necesario determinar la potencia requerida.

4.3.25.1 Dimensionamiento de bomba descarga – tanque de enfriamiento

a) Cálculo de la presión de descarga

La presión de descarga se obtuvo mediante la Ecuación 3.53.

Donde:

Pd: Presión de descarga (psi)

ΔH : Pérdidas totales de la tubería: 3,55 psi

P : Presión de operación: 14,70 psi

$$Pd = (14,70 + 3,55) \text{ psi}$$

$$Pd = 18,25 \text{ psi}$$

b) Cálculo del TDH

El valor del TDH que es sumamente importante para dimensionar la bomba, se obtuvo mediante la Ecuación 3.54.

Donde:

TDH: Cabeza total diferencial (psi)

Pd : Presión de descarga: 18,25 psi

Ps : Presión de succión: 14,70 psi

$$TDH = 18,25 \text{ psi} - 14,70 \text{ psi}$$

$$TDH = 3,55 \text{ psi} = 24\,463,61 \text{ Pa}$$

c) Cálculo de la potencia requerida

La potencia que requiere la bomba para impulsar el agua se obtuvo mediante la Ecuación 3.55. Para el cálculo se asume una eficiencia del 85 % (Sinott y Towler, 2017, p.659)

Donde:

Potencia: Potencia requerida de la bomba (W)

TDH : 24 463,61 Pa

Q : Caudal: 0,0019 m³/s

n : Eficiencia de la bomba: 85 %

$$\text{Potencia} = \frac{24\,463,61 \text{ Pa} \times 0,0019 \text{ m}^3/\text{s}}{85} \times 100$$

$$\text{Potencia} = 54,68 \text{ W} = 0,073 \text{ HP}$$

4.3.25.2 Dimensionamiento de la bomba tanque de enfriamiento – descarga

a) Cálculo de la presión de descarga

El valor de la presión de descarga, necesario para determinar el valor del TDH se obtuvo mediante la Ecuación 3.53.

Donde:

Pd: Presión de descarga (psi)

ΔH: Pérdidas totales de la tubería: 1,76 psi

P : Presión de operación: 14,70 psi

$$Pd = 14,7 \text{ psi} + 1,76 \text{ psi}$$

$$Pd = 16,46 \text{ psi}$$

b) Cálculo de TDH

El valor del TDH, necesario para el dimensionamiento de la bomba se obtuvo mediante la Ecuación 3.54.

Donde:

TDH: Cabeza total diferencial (psi)

Pd : Presión de descarga: 16,46 psi

Ps : Presión de succión: 14,70 psi

$$\text{TDH} = (16,46 - 14,7) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 1,76 \text{ psi} = 12\,128,44 \text{ Pa}$$

c) Cálculo de la potencia requerida

Una vez obtenido el valor del TDH de la bomba, fue posible determinar el valor de la potencia requerida de la bomba para impulsar sin problema el fluido, se obtuvo mediante la Ecuación 3.55. Para el cálculo de la potencia de la bomba es recomendable asumir una eficiencia del 85 % en el trabajo de la bomba (Sinott y Towler, 2017, p.659).

Donde:

TDH : 12 128,44 Pa

Potencia: Potencia requerida de la bomba (W)

Q : Caudal: 0,0019 m³/s

n : Eficiencia de la bomba: 85 %

$$\text{Potencia} = \frac{12\,128,44 \text{ Pa} \times 0,0019 \text{ m}^3/\text{s}}{85} \times 100$$

$$\text{Potencia} = 27,11 \text{ W} = 0,04 \text{ HP}$$

4.3.25.3 Dimensionamiento del compresor quemador – reactor

a) Cálculo de la presión de descarga

La presión de descarga se obtuvo mediante la Ecuación 3.53.

Donde:

Pd: Presión de descarga (psi)

ΔH : Pérdidas totales de la tubería: 0,29 psi

P : Presión de operación: 106,00 psi

$$Pd = 106,00 \text{ psi} + 0,29 \text{ psi}$$

$$Pd = 106,29 \text{ psi} = 732\,461,02 \text{ Pa}$$

b) Cálculo de la energía requerida del compresor

La energía requerida del compresor se obtuvo mediante la Ecuación 3.56.

Donde.

W : Energía específica requerida del compresor (J/kg)

R : Constante de los gases ideales: 8,314 J/ mol K

T : Temperatura: 573 K

Pd: Presión de descarga: 732 461,02 Pa

Ps: Presión de succión: 101 325,00 Pa

M : Peso molecular del gas: 0,02772 kg/mol

$$W = \frac{8,314 \text{ J/mol}\cdot\text{K} \times 573 \text{ K}}{0,02772 \text{ kg/mol}} \times \ln \left(\frac{732\,461,02 \text{ Pa}}{101\,325,00 \text{ Pa}} \right)$$

$$W = 339\,992,06 \text{ J/kg}$$

c) Cálculo de la potencia requerida

La potencia requerida se obtuvo mediante la Ecuación 3.57. Para el cálculo de la potencia requerida del compresor, se asume un trabajo del compresor con un valor de eficiencia del 75 % (Sinott y Towler, 2017, p.106).

Donde:

Potencia: Potencia requerida del compresor (W)

F : Flujo másico: 2,93 kg/s

n : Eficiencia del compresor: 75 %

W : Energía requerida del compresor: 339 992,06 J/kg

$$\text{Potencia} = \frac{339\,992,06 \text{ J/kg} \times 2,93 \text{ kg/s}}{75} \times 100$$

$$\text{Potencia} = 1\,328\,235,65 \text{ W} = 1\,781,19 \text{ HP}$$

4.3.25.4 Dimensionamiento del compresor reactor – quemador

a) Cálculo de la presión de descarga

El valor de la presión de descarga, necesario para determinar el valor de la energía necesaria para transportar el flujo gaseoso a través del recipiente exterior del reactor de torrefacción, se obtuvo mediante la Ecuación 3.53.

Donde:

Pd : Presión de descarga (psi)

ΔH : Pérdidas totales de la tubería: 0,18 psi

P : Presión de operación: 233,20 pi

$$P_d = 233,20 \text{ psi} + 0,18 \text{ psi}$$

$$P_d = 233,38 \text{ psi} = 1\,608\,258,09 \text{ Pa}$$

b) Cálculo de la energía requerida del compresor

La energía requerida del compresor se obtuvo mediante la Ecuación 3.56.

Donde:

W : Energía específica requerida del compresor (J/kg)

R : Constante de los gases ideales: 8,314 J/ mol K

T : Temperatura: 523 K

P_d : Presión de descarga: 1 608 258,09 Pa

P_s : Presión de succión: 101 325,00 Pa

M : Peso molecular del gas: 0,02772 kg/mol

$$W = \frac{8,314 \text{ J/mol}\cdot\text{K} \times 523 \text{ K}}{0,02772 \text{ kg/mol}} \times \ln\left(\frac{1\,608\,258,09 \text{ Pa}}{101\,325,00 \text{ Pa}}\right)$$

$$W = 433\,696,01 \text{ J/kg}$$

c) Cálculo de la potencia requerida

La potencia requerida se obtuvo mediante la Ecuación 3.57 al considerar una eficiencia del 75 % (Sinott y Towler, 2017, p.106).

Donde:

Potencia: Potencia requerida del compresor (W)

F : Flujo másico: 0,10 kg/s

n : Eficiencia del compresor: 75 %

W : Energía requerida del compresor: 433 696,01 J/kg

$$\text{Potencia} = \frac{433\,696,01 \text{ J/kg} \times 0,10 \text{ kg/s}}{75} \times 100$$

$$\text{Potencia} = 57\,826,13 \text{ W} = 77,55 \text{ HP}$$

4.3.26. HOJAS DE ESPECIFICACIÓN DE LOS EQUIPOS

En la sección anterior se realizó el dimensionamiento y los requerimientos mínimos con los que deben cumplir los equipos que forman parte de la planta para procesar adecuadamente 4 t/h de raquis de palma.

Una vez determinados estos requerimientos mínimos se procedió a la búsqueda de equipos en el mercado con las características de igual o mayor valor que las necesarias, de modo que los catálogos de los equipos se presentan en el Anexo IV.

A partir de los catálogos que muestran las características de los equipos existentes en el mercado, junto con los cálculos realizados en el dimensionamiento y diseño de los silos de alimentación, almacenamiento, reactor de torrefacción y tanque de enfriamiento fue posible obtener las especificaciones de todos los equipos para el correcto funcionamiento de la planta.

En esta sección se presentan las hojas de especificación de los equipos principales y secundarios desde la Tabla 4.14 hasta la Tabla 4.32, que se requieren para poner en funcionamiento la planta de producción de pellets de biocarbón a partir de raquis de palma mediante torrefacción.

Cabe resaltar que los 4 silos de alimentación mantienen las mismas características y por lo tanto se presenta una sola hoja de especificación por los 4, de igual manera ocurre con las bombas centrífugas, que se presenta una sola hoja de especificación por las 2, y con las bandas transportadoras que mantienen las mismas características.

Tabla 4.14. Hoja de especificación para los silos de alimentación

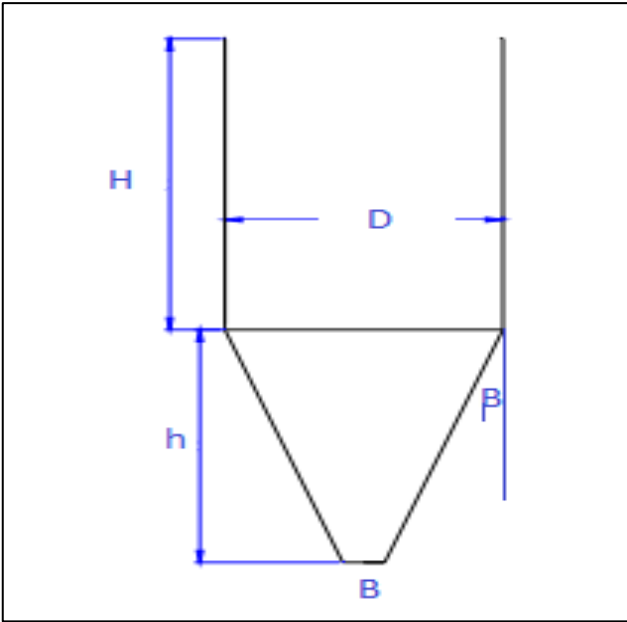
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 1			
Nombre del equipo: Silo de alimentación			
Normas aplicadas para el diseño del silo: Norma DIN 1055 y Norma API 650		Etiqueta en planta: SA-001; SA-002; SA-003; SA-004	
Parámetros de diseño		Dimensiones del equipo	
Temperatura de operación	21,50 °C	Diámetro (D)	2,70 m
Presión de operación	3,00 psi	Diámetro abertura de salida del silo (B)	0,50 m
Temperatura de diseño	30,00 °C	Altura de la sección cilíndrica (H)	4,05 m
Presión de diseño	3,30 psi	Altura de la sección cónica (h)	1,85 m
Relación L/D	1,50	Altura total	5,90 m
Tiempo de contingencia	1 día	Capacidad	27,5 m ³
Carga	16 t	Espesor	21 mm
Material	ASTM A36	Ángulo del silo con la vertical (β)	30 °
Principio de funcionamiento: El silo se utiliza para alimentar el material hacia la trituradora de racimos vacíos de raquis de palma mediante banda transportadora. El material ingresa por la parte superior y el flujo cae por gravedad hacia la banda. El silo tiene la capacidad de almacenamiento para un 1 día de trabajo.			
Modalidad de operación: Semicontinuo			
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.15. Hoja de especificación para la trituradora de racimos vacíos de raquis de palma

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 2		
Nombre del equipo: Trituradora de racimos vacíos de raquis de palma		
Fabricante: Shandong Fenghan Machinery	Modelo: LY – 3055	Etiqueta en planta: TC-001
Dimensiones: Longitud: 2,64 m Ancho: 1,75 m Altura: 1,30 m	Especificaciones: Capacidad: hasta 5 t/h Tamaño de partícula inicial: 280 mm Tamaño de partícula final: 100 mm Potencia: 37 kW Velocidad de alimentación máxima: 38 m/min Peso: 3 500 kg	
Principio de funcionamiento: El equipo sirve para la trituración primaria de los racimos vacíos de raquis de palma. El modo de trituración de los racimos de raquis de palma es mediante 6 discos que contienen 4 cuchillas. Estos discos de cuchillas se encuentran ensamblados en el eje de dos rodillos que giran a 590 rpm. Los rodillos están colocados de manera paralela entre sí, de modo que los racimos caen en el espacio existente entre ellos y son cortados por las cuchillas contenidas en cada rodillo.		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo:		
		

Tabla 4.16. Hoja de especificación para el molino

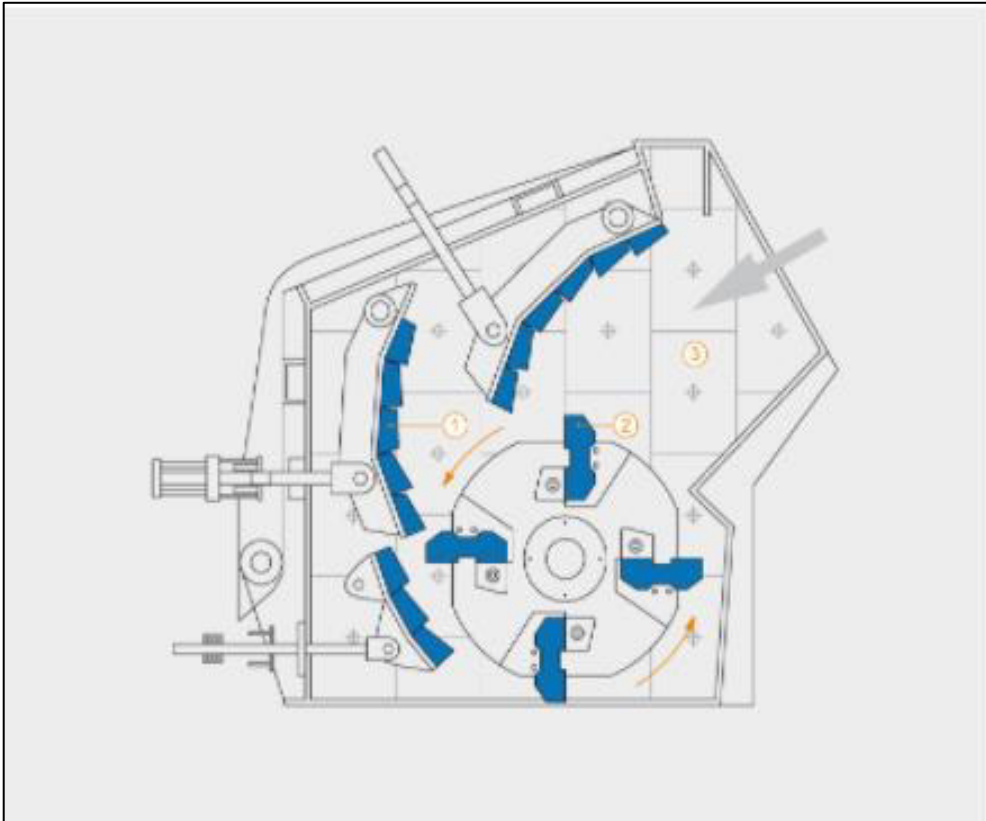
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 3		
Nombre del equipo: Molino de raquis de palma		
Fabricante: DS	Modelo: PF – 2325V	Etiqueta en planta: M-001
Dimensiones: Longitud: 4,85 m Ancho: 5,10 m Altura: 4,90 m	Especificaciones: Capacidad: 4 t/h Potencia: 1 110 kW Tamaño de partícula inicial: 100,00 mm Tamaño de partícula final: 0,23 mm Velocidad de alimentación: 15 m/min Peso: 12 800 kg	
<p>Principio de funcionamiento: El principal objetivo del equipo es la molienda del raquis de palma para obtener un material con un tamaño de partícula de hasta 0,23 mm. El modo de funcionamiento del molino es que reduce el tamaño de partícula mediante la fuerza de impacto de un martillo rotatorio, en el cual se encuentran unas cuchillas. El material es arrojado al martillo que gira a alta velocidad y es lanzado al dispositivo de impacto sobre el rotor para aplastar nuevamente al material, después el material rebota otra vez de la placa de revestimiento hacia el martillo. Este proceso se produce varias veces hasta que el material alcanza el tamaño de partícula deseado y se descarga.</p>		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo		
		

Tabla 4.17. Hoja de especificación para la criba

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 4		
Nombre del equipo: Criba		
Fabricante: Furlan	Modelo: PVA – 200100	Etiqueta en planta: C-001
Dimensiones: Altura (C): 1,77 m Largo (D): 1,83 m Ancho (E): 1,00 m Ancho total (G): 1,89 m Ancho Parcial (A): 2,42 m Altura descarga (B): 1,12 m Dimensiones superficie cribado: Alto: 2,00 m Ancho: 0,96 m	Especificaciones: Capacidad: 4 t/h Luz de malla: 0,5 mm Factor de rechazo: 17 % Potencia: 3,8 kW Inclinación: 20° Número de pisos: 3 Peso: 1 300 kg Velocidad de rotación poleas: 1 100 rpm	
Principio de funcionamiento: El principal objetivo del equipo es discernir el tamaño de partícula adecuado del raquis de palma para el proceso de torrefacción del tamaño de partícula. Este objetivo se logra al colocar el material sobre una malla número 35, esta malla colocada en el tercer piso del equipo vibra para que el material con el tamaño de partícula adecuado descienda por gravedad hacia el segundo piso, donde se realiza el mismo procedimiento, y el material más fino llega al primer piso. Esta agitación de logra por el movimiento circular de un juego de poleas y correas que rotan produciendo la vibración en la criba.		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo		
<p>The technical drawing consists of two views of the sieve machine. The left view is a side profile showing the inclined structure with dimensions A (width of the main body), B (height of the discharge chute), C (total height), and D (length of the base). The right view is a front elevation showing the three levels of the sieve with dimensions E (width of the sieve area), F (width of the top section), G (total width), and H (width of the base). A motor and drive mechanism are shown on the right side of the front view.</p>		

Tabla 4.18. Hoja de especificación para el silo de almacenamiento de raquis de palma

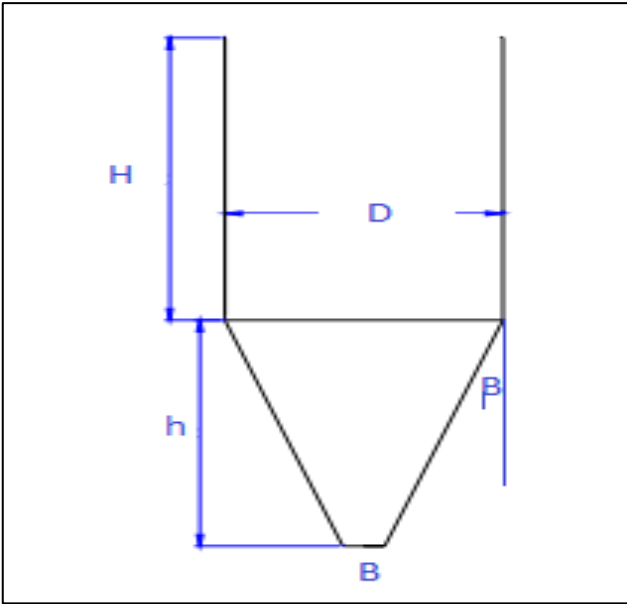
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 5			
Nombre del equipo: Silo de almacenamiento de raquis de palma			
Normas aplicadas para el diseño del silo: Norma DIN 1055 y Norma API 650		Etiqueta en planta: SA-005	
Parámetros de diseño		Dimensiones del equipo	
Temperatura de operación	21,50 °C	Diámetro (D)	1,71 m
Presión de operación	1,80 psi	Diámetro abertura de salida del silo (B)	0,50 m
Temperatura de diseño	30,00 °C	Altura de la sección cilíndrica (H)	2,57 m
Presión de diseño	2,00 psi	Altura de la sección cónica (h)	1,03 m
Relación L/D	1,50	Altura total	3,60 m
Tiempo de contingencia	1 h	Capacidad	7,00 m ³
Carga	4 t	Espesor	20,08 mm
Material	ASTM A36	Ángulo del silo con la vertical (β)	30 °
Principio de funcionamiento: El silo se utiliza para almacenar el material proveniente de la criba hasta que se efectúe la reacción de torrefacción de la anterior carga. El flujo ingresa por la parte superior y se descarga por la parte inferior por gravedad, que es captado por la banda transportadora.			
Modalidad de operación: Semicontinuo			
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.19. Hoja de especificación para el reactor de torrefacción

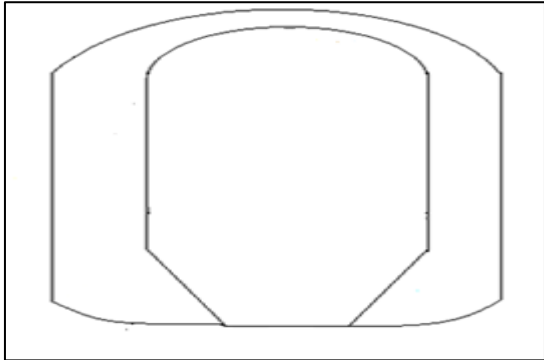
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 6			
Nombre del equipo: Reactor de torrefacción			
Normas aplicadas para el diseño del reactor: Norma DIN 1055, Norma API 650 y Norma ASME VIII.		Etiqueta en planta: R-001	
Parámetros de diseño		Dimensiones del equipo	
Temperatura de operación	250,00 °C	Recipiente interior	
Presión de operación	212 psi	Diámetro	1,80 m
Temperatura de diseño	327,78 °C	Diámetro abertura de salida del silo	0,50 m
Presión de diseño	242 psi	Altura de la sección cilíndrica	2,50 m
Relación L/D	1,50 – 2	Altura de la sección cónica	1,00 m
Tiempo de residencia	1 h	Altura total	3,50 m
Carga	4 t	Capacidad	7,50 m ³
Material	AISI 316	Espesor	30,00 mm
		Ángulo del silo con la vertical	30 °
Eficiencia de juntas	0,85	Radio del abombado tapa	0,30 m
Tipo de tapa recipiente exterior e interior	Toriférico		
Tipo de fondo recipiente exterior	Toriférico	Radio de la esquina de la tapa	0,15 m
Material aislante	Fibra de vidrio	Espesor tapa	8 mm
Principio de funcionamiento: Reactor estático con chaqueta de calentamiento con gases para producir el proceso de torrefacción. El flujo ingresa por la parte superior y se descarga por la parte inferior con la ayuda de un tornillo sin fin.		Recipiente exterior	
		Altura	3,00 m
		Diámetro	2,60 m
		Espesor	37 mm
		Radio del abombado tapa	0,50 m
		Radio de la esquina de la tapa	0,20 m
		Espesor tapa	7,11 mm
		Radio del abombado fondo	0,50 m
		Radio de la esquina del fondo	0,40 m
		Espesor	7 mm
		Modalidad de operación: Batch	
		Esquema del equipo	
			

Tabla 4.20. Hoja de especificación para el tanque de enfriamiento

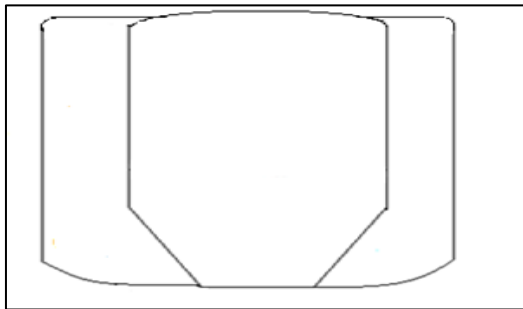
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 7			
Nombre del equipo: Tanque de enfriamiento			
Normas aplicadas para el diseño del tanque: Norma DIN 1055, Norma API 650 y Norma ASME VIII.		Etiqueta en planta: TK-001	
Parámetros de diseño		Dimensiones del equipo	
Temperatura de operación	250,00 °C	Tanque	
Presión de operación	4,20 psi	Diámetro	1,50 m
Temperatura de diseño	277,78 °C	Diámetro abertura de salida del silo	0,50 m
Presión de diseño	35 psi	Altura de la sección cilíndrica	2,25 m
Relación L/D	1,50 – 2	Altura de la sección cónica	0,70 m
Tiempo de residencia	20 min	Altura total	2,95 m
Carga	4 t	Capacidad	4,50 m ³
Material	AISI 316	Espesor	7,00 mm
		Ángulo del silo con la vertical	30 °
Eficiencia de juntas	0,85	Radio del abombado tapa	0,25 m
Tipo de tapa tanque de enfriamiento	Toriférico		
Tipo de tapa chaqueta de enfriamiento	Plana con ceja	Radio de la esquina de la tapa	0,20 m
Tipo de fondo chaqueta de enfriamiento	Toriférico	Espesor tapa	7,00 mm
Principio de funcionamiento: Tanque de enfriamiento del raquis de palma con chaqueta de enfriamiento con agua. El flujo ingresa por la parte inferior con un tornillo sin fin y sale por la parte inferior por gravedad, que es captado por una banda transportadora.		Chaqueta de enfriamiento	
		Altura	2,95 m
		Diámetro	2,10 m
		Espesor	7,00 mm
		Radio de la esquina de la tapa	1,75 mm
		Espesor tapa	7,00 mm
		Radio del abombado fondo	0,50 m
		Radio de la esquina del fondo	0,40 m
Esquema del equipo 		Espesor	7 mm
		Modalidad de operación: Batch	

Tabla 4.21. Hoja de especificación para la mezcladora

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 8		
Nombre del equipo: Mezcladora helicoidal		
Fabricante: ARCOMET SL	Modelo: MES 4500	Etiqueta en planta: ME-001
Dimensiones: Altura (C): 1,61 m Altura total (A): 1,87 m Largo (E): 2,03 m Largo total (F): 3,56 m Ancho (D): 1,83 m Ancho total (B): 2,03 m	Especificaciones: Capacidad: hasta 4 500 L Tiempo de mezclado: 10 min Tamaño de partícula promedio: 0,25 mm Potencia: 110 kW Número de brazos de mezcla: 4 Número de brazos rascadores: 2 Peso: 10 600 kg	
Principio de funcionamiento: El principal objetivo del equipo es mezclar el flujo másico de raquis de palma torrefactado proveniente del tanque de enfriamiento con el flujo másico de almidón de maíz para lograr una mezcla homogénea. Esta mezcladora es de tipo horizontal que tiene la forma de un contenedor horizontal donde se ubica un eje en el centro radial, en este eje se encuentra ensamblado una paleta de forma helicoidal que gira por medio de una fuerza motriz. Esta paleta helicoidal es la que con su rotación mezcla los dos elementos.		
Modalidad de operación: semicontinuo		
Esquema del equipo		

Tabla 4.22. Hoja de especificación para la máquina de pellets de biocarbón

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 9		
Nombre del equipo: Máquina de pellets de biocarbón		
Fabricante: HANYU	Modelo: HY760	Etiqueta en planta: PE-001
Dimensiones: Altura: 2,55 m Largo: 2,45 m Ancho: 1,40 m	Especificaciones: Capacidad: hasta 3 500 kg/h Potencia: 160 kW Número de rodillos: 4 Diámetro pellets: 8,00 mm Largo pellets: 50,00 mm	
<p>Principio de funcionamiento: El principal objetivo del equipo es generar los pellets de biocarbón a partir del material proveniente de la mezcladora, para su uso como combustible sólido. El material ingresa por la parte superior de la máquina, que cae sobre la matriz plana y se extienden sobre ella mediante la ayuda de 2 rodillos. Una vez la pelletizadora se pone en marcha arrastra el eje principal, en el cual se encuentran ensamblados los rodillos de presión y giran alrededor del eje de rodillos, que ejercen una fuerte presión del material sobre los agujeros de la matriz plana en forma de círculo. Los agujeros de esta matriz plana moldean al material y cuando abandonan los agujeros tienen la forma de cilindros sólidos. El diámetro de los pellets depende del diámetro de los agujeros de la matriz principal, entre 4, 6, 8 y 10 mm, y una vez expulsados de la matriz en forma de cilindros la cortadora que existe bajo la matriz plana los corta según la longitud deseada.</p>		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo		
		

Tabla 4.23. Hoja de especificación para la máquina de ensacado de pellets de biocarbón

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 10		
Nombre del equipo: Máquina de ensacado de pellets de biocarbón		
Fabricante: RMGROUP	Modelo: FPK48	Etiqueta en planta: E-001
Dimensiones: Altura: 5,04 m Largo: 4,59 m Ancho: 3,07 m Dimensiones sacos: Altura: 980 mm Ancho: 130 mm Largo: 580 mm	Especificaciones: Capacidad: 2666,67 kg/h Potencia: 7 kW Velocidad de ensacado: hasta 16 sacos/min Cantidad por saco: 67 kg Peso: 2 800 kg	
<p>Principio de funcionamiento: Los sacos se enrollan alrededor del tubo formador, el rollo se tira hacia abajo mediante unidades de tracción de correa de goma fijadas a ambos lados del tubo formador. La unidad de tracción se acciona mediante el uso de servomotores. La longitud de rotación se controla mediante una leva variable o un sistema PLC, que aumentará o disminuirá la longitud del saco. El sistema también permite variar la anchura del embalaje, un proceso de cambio que puede realizarse en un tiempo muy razonable. Una vez que la longitud del tubo alcanza la longitud preestablecida, se produce el sellado horizontal. La unidad de sellado está unida a un cilindro especial de dos vías y a unas mordazas de sellado endurecidas. Entre las mordazas de sellado, una cuchilla de corte y una perforadora trabajan de forma independiente.</p>		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo 		

Tabla 4.24. Hoja de especificación para el quemador

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 11		
Nombre del equipo: Quemador		
Fabricante: CLEAVER BROOKS	Modelo: MTH 35-2	Etiqueta en planta: Q-001
Dimensiones: Altura: 0,80 m Largo: 2,25 m Ancho: 0,61 m Dimensiones de la entrada del gas: Largo: 0,26 m Ancho: 0,25 m	Especificaciones: Capacidad: hasta 3 500 MBH Potencia motor soplador: 4 kW Tamaño de la tubería del tren de gas: 264 mm	
<p>Principio de funcionamiento: El gas combustible pasa a través de orificios en la punta de gas y se inyecta directamente en la zona de combustión, donde se mezcla con el aire. Un cono estabilizador está situado justo debajo del gas para mejorar la estabilidad de la combustión. Los principales componentes del quemador de gas son el mezclador y la boquilla del quemador, que contiene el dispositivo estabilizador. El gas y el aire se introducen en una cámara de combustión, donde se mezclan. El quemador consta de un tubo de distribución de gas en los que se han practicado agujeros. Este tubo con varios agujeros se coloca en el hogar en un conducto ranurado revestido de ladrillo refractario. La cantidad de aire necesaria se introduce a través del conducto ranurado refractario. En este dispositivo, la combustión de los chorros de gas que salen de los orificios del tubo comienza en el conducto refractario y termina en el interior del horno.</p>		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo <div style="text-align: center;">  </div>		

Tabla 4.25. Hoja de especificación para el silo de almacenamiento de almidón de maíz

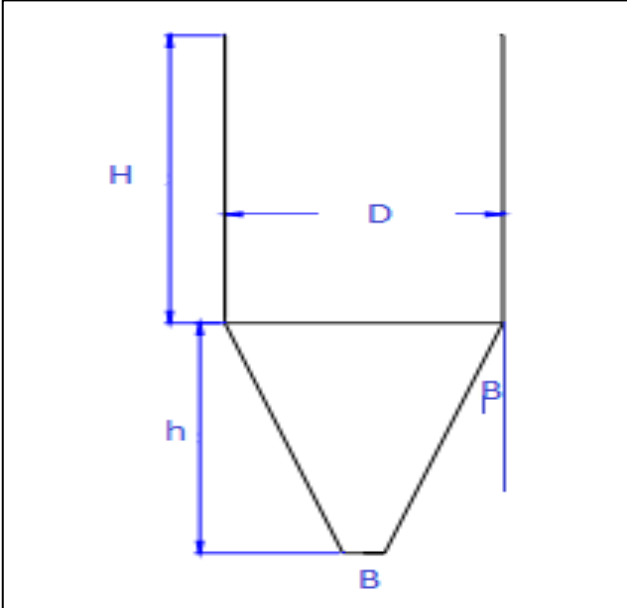
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 12			
Nombre del equipo: Silo de almacenamiento de almidón de maíz			
Normas aplicadas para el diseño del silo: Norma DIN 1055 y Norma API 650		Etiqueta en planta: SA-006	
Parámetros de diseño		Dimensiones del equipo	
Temperatura de operación	21,50 °C	Diámetro (D)	2,36 m
Presión de operación	6,19 psi	Diámetro abertura de salida del silo (B)	0,40 m
Temperatura de diseño	30,00 °C	Altura de la sección cilíndrica (H)	3,54 m
Presión de diseño	7,00 psi	Altura de la sección cónica (h)	0,78 m
Relación L/D	1,50	Altura total	4,32 m
Tiempo de contingencia	5 días	Capacidad	17,10 m ³
Carga	21,33 t	Espesor	20,16 mm
Material	ASTM A36	Ángulo del silo con la vertical (β)	54 °
Principio de funcionamiento: El silo se utiliza para almacenar el almidón de maíz requerido en la mezcladora para la formación de pellets. El flujo ingresa por la parte superior y se descarga por la parte inferior del silo por gravedad, que es atrapado por la banda transportadora.			
Modalidad de operación: Semicontinuo			
Esquema del equipo			
			

Tabla 4.26. Hoja de especificación para la banda transportadora silos de alimentación – trituradora

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 13		
Nombre del equipo: Banda transportadora		
Fabricante: Henang Pingyuan Mining Machinery	Modelo: IP55/F	Etiqueta en planta: BP-001
Dimensiones: Altura: 0,50 m Longitud sección recta: 15,00 m Longitud sección inclinada: 3,00 m Inclinación: 30 °	Especificaciones: Capacidad de carga: hasta 20 kg/m Ángulo de recarga: 30 ° Ancho de banda: 1,37 m Velocidad de banda: 1,00 m/s Potencia: 3,00 kW Diámetro de los rodillos: 89 mm	
Principio de funcionamiento: La principal función de la banda es movilizar al material entre las diferentes operaciones unitarias que forman parte del proceso. La cinta transportadora es una máquina que toma la fricción como fuerza motriz para transportar materiales de forma continua. La banda transportadora se compone de un bastidor, una cinta transportadora, un soporte, un rodillo que hace girar y mover la cinta y un dispositivo tensor. Contiene una sección recta para recolectar la descarga del equipo y una sección inclinada para alcanzar la alimentación del equipo anterior.		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo		
		

Tabla 4.27. Hoja de especificación para la banda transportadora trituradora – molino

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 14		
Nombre del equipo: Banda transportadora		
Fabricante: Ecuapack	Modelo: EC – 468	Etiqueta en planta: BP-002
Dimensiones: Altura: 0,50 m Longitud sección recta: 2,00 m Longitud sección inclinada: 7,10 m Inclinación: 45 °	Especificaciones: Capacidad de carga: hasta 25 kg/m Ángulo de recarga: 30 ° Ancho de banda: 0,87 m Velocidad de banda: 0,25 m/s Potencia: 3,00 kW Diámetro de los rodillos: 89 mm	
Principio de funcionamiento: La principal función de la banda es movilizar al material entre las diferentes operaciones unitarias que forman parte del proceso. La cinta transportadora es una máquina que toma la fricción como fuerza motriz para transportar materiales de forma continua. La banda transportadora se compone de un bastidor, una cinta transportadora, un soporte, un rodillo que hace girar y mover la cinta y un dispositivo tensor. Contiene una sección recta para recolectar la descarga del equipo y una sección inclinada para alcanzar la alimentación del equipo anterior.		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo		
		

Tabla 4.28. Hoja de especificación para la banda transportadora molino – criba

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 15		
Nombre del equipo: Banda transportadora		
Fabricante: Makepack	Modelo: TKBM – 10	Etiqueta en planta: BP-003
Dimensiones: Altura: 1,00 m Longitud sección recta: 6,00 m Longitud sección inclinada: 2,00 m Inclinación: 30 °	Especificaciones: Capacidad de carga: hasta 20 kg/m Ángulo de recarga: 30 ° Ancho de banda: 0,46 m Velocidad de banda: 0,7 m/s Potencia: 3,00 kW Diámetro de los rodillos: 100 mm	
Principio de funcionamiento: La principal función de la banda es movilizar al material entre las diferentes operaciones unitarias que forman parte del proceso. La cinta transportadora es una máquina que toma la fricción como fuerza motriz para transportar materiales de forma continua. La banda transportadora se compone de un bastidor, una cinta transportadora, un soporte, un rodillo que hace girar y mover la cinta y un dispositivo tensor. Contiene una sección recta para recolectar la descarga del equipo y una sección inclinada para alcanzar la alimentación del equipo anterior.		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo		

El resto de bandas transportadoras mantienen las mismas especificaciones que esta banda transportadora, de modo que esta hoja de especificación corresponde

a todas las bandas transportadoras necesarias de aquí en adelante en el proceso de producción.

Tabla 4.29. Hoja de especificación para el tornillo sin fin reactor de torrefacción – tanque de enfriamiento


HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 16		
Nombre del equipo: Tornillo sin fin		
Fabricante: JY	Modelo: ES323	Etiqueta en planta: S-001
Dimensiones: Diámetro: 0,32 m Inclinación tornillo: 45 ° Longitud: 6,40 m Área del canalón: 0,023 m ²	Especificaciones: Capacidad: 2 400 kg/h Coeficiente de relleno: 0,32 Velocidad de rotación. 175 rpm Velocidad de desplazamiento: 0,7 m/s Potencia: 18,50 kW Paso del tornillo: 0,25 m	
Principio de funcionamiento: La principal función del tornillo sin fin es transportar la biomasa desde la parte inferior del reactor hacia la parte superior del tanque de enfriamiento. El material se transporta a través de un tubo que contiene en el eje de su interior, un elemento en forma helicoidal que gira alrededor de su eje longitudinal. Este tornillo sin fin puede transportar el material en posición inclinada.		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo		
		

Tabla 4.30. Hoja de especificación para las bombas centrífugas

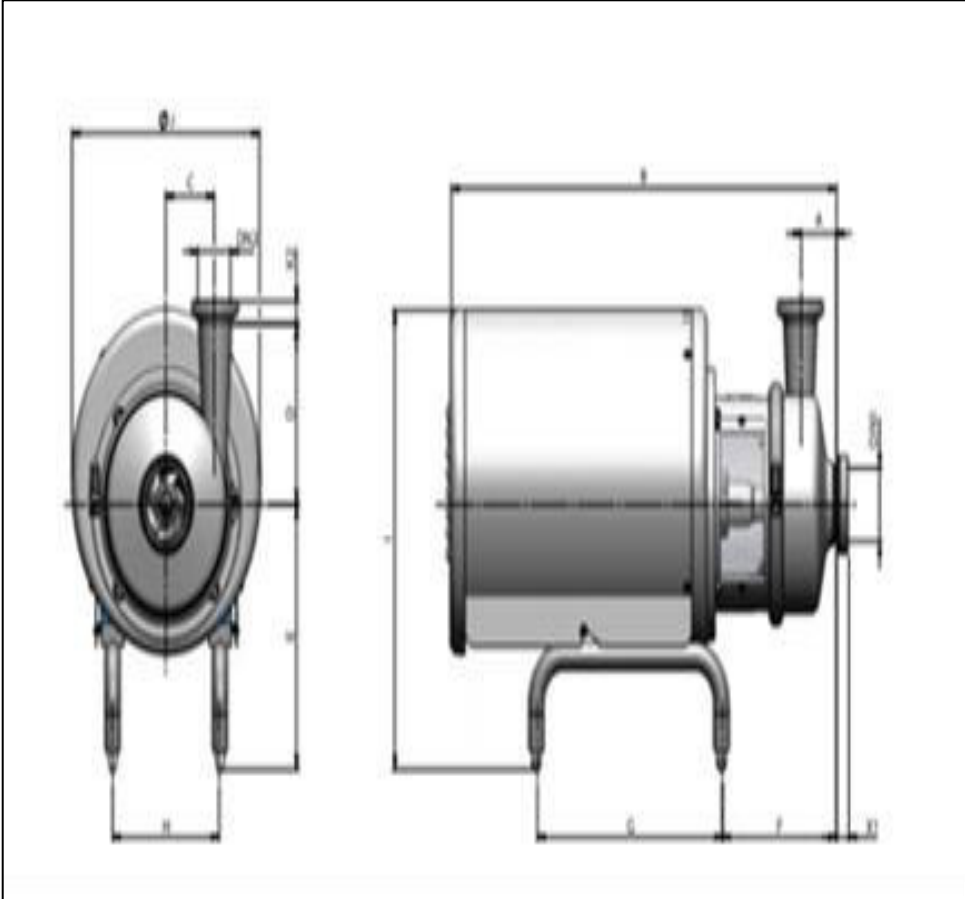
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 17		
Nombre del equipo: Bomba centrífuga		
Fabricante: Prolac	Modelo: HCO 40-110	Etiqueta en planta: P-001; P-002
Dimensiones: Altura: 0,34 m Largo: 0,45 m Ancho: 0,23 m	Especificaciones: Caudal: 6,94 m ³ /h Presión de descarga: 18,25 psi Presión de succión: 14,70 psi TDH: 3,55 psi Potencia: 0,37 kW	
Principio de funcionamiento: La principal función es impulsar el fluido dentro y fuera de la chaqueta de enfriamiento. La bomba centrífuga entrega energía al fluido mediante la energía rotativa que proviene de un motor. La energía se transforma mediante el impulsor que es la parte giratoria de la bomba y la carcasa es el conducto hermético que rodea al impulsor. El fluido entra en la carcasa, cae sobre los álabes del impulsor y es girado tangencial y radialmente hacia fuera hasta que sale del impulsor hacia la parte del difusor de la carcasa.		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo		
		

Tabla 4.31. Hoja de especificación para el compresor centrífugo quemador – reactor


HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 18		
Nombre del equipo: Compresor centrífugo		
Fabricante: Ingersoll Rand	Modelo: MSG TURBO AIR NX 1200	Etiqueta en planta: B-002
Dimensiones: Altura: 3,07 m Largo: 5,03 m Ancho: 2,69 m	Especificaciones: Caudal de entrada: 17 908,32 m ³ /h Caudal de salida: 2 481,88 m ³ /h Presión de descarga: 106,29 psi Presión de succión: 14,7 psi Energía requerida: 339,99 kJ/kg Potencia: 1 328,24 kW	
Principio de funcionamiento: La principal función de este equipo es impulsar los gases a través de la chaqueta de calentamiento. El fluido adquiere energía cinética mediante un rotor que se encuentra en el interior de una carcasa y que gira alrededor de su propio eje. El gas ingresa a la carcasa del compresor y se aspira al centro de un rotor que gira con hojas radiales y las fuerzas centrífugas lo empujan hacia el perímetro del rotor, este movimiento radial del gas produce simultáneamente un incremento de la presión y genera energía cinética.		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo		
		

Tabla 4.32. Hoja de especificación para el compresor centrífugo reactor – quemador reactor

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 19		
Nombre del equipo: Compresor centrífugo		
Fabricante: DENAIR	Modelo: DHC 50	Etiqueta en planta: B-001
Dimensiones: Altura: 2,20 m Largo: 3,28 m Ancho: 1,85 m	Especificaciones: Caudal de entrada: 38,67 m ³ /h Caudal de salida: 25,77 m ³ /h Presión de descarga: 233,38 psi Presión de succión: 14,7 psi Energía requerida: 433,69 kJ/kg Potencia: 57,83 kW	
Principio de funcionamiento: La principal función de este equipo es impulsar los gases a través de la chaqueta de calentamiento. El fluido adquiere energía cinética mediante un rotor que se encuentra en el interior de una carcasa y que gira alrededor de su propio eje. El gas ingresa a la carcasa del compresor y se aspira al centro de un rotor que gira con hojas radiales y las fuerzas centrífugas lo empujan hacia el perímetro del rotor, este movimiento radial del gas produce simultáneamente un incremento de la presión y genera energía cinética.		
Modalidad de operación: continuo		
Esquema del equipo		
		

4.4 PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

El modo de producción de la planta es semicontinuo puesto que existen operaciones unitarias que trabajan en modo continuo y otras operaciones unitarias que trabajan en modo de operación batch. Para la elaboración de la planificación de producción de biocarbón a partir de raquis de palma se tomó en cuenta varias circunstancias. Fue necesario considerar los tiempos de operación, tiempos de llenado, vaciado, y mantenimiento general de la planta. La planificación de la producción se realizó con el diagrama de Gantt para organizar las actividades requeridas en cada operación unitaria con el objeto de llevar a cabo el proceso de manera adecuada, y producir la cantidad de biocarbón deseada. En el diagrama de Gantt de la Tabla 4.33, se presentan las actividades para 24 horas de trabajo de la planta. La planta trabaja 7 días a la semana, sin embargo, el diagrama de lo realizó para 5 días de operación.

Se realizó el diagrama de Gantt para 5 días de trabajo puesto que se estableció que este valor es el tiempo de contingencia del galpón industrial. De modo que la planta se abastece al acabar esta cantidad de días y se debe agregar a las actividades en el sexto día, la operación de recepción y almacenamiento, lo que cambia un poco la planificación de actividades del día.

Por lo tanto, se muestra la planificación de actividades durante los primeros 5 días de producción al tomar en cuenta las operaciones de recepción y almacenamiento solo en el primer día, de modo que el ciclo de actividades cada 5 días se repite a lo largo del año. En el primer día de abastecimiento en la planta, la producción de lotes será menor que el resto de días por ser el inicio y no tener material tratado previamente, sin embargo, en el resto de días de abastecimiento de materia prima en la planta, se obtendrá la misma cantidad de producto que en el resto de días debido a que la producción del anterior ciclo se seguirá descargando mientras el galpón industrial vuelve a tener la materia prima para los días de producción ininterrumpida. En la Tabla AVII.1 del Anexo VII se presenta el diagrama de Gantt correspondiente a un día de producción para comprender de manera más detallada la planificación de las actividades que involucran la operación de la planta.

Los colores en el diagrama representan cada lote de producción, en la Tabla 4.34 se presenta el significado de cada color.

Tabla 4.34. Significado de cada color expuesto en el diagrama de Gantt

Color	Significado
	Lote 1
	Lote 2
	Lote 3
	Lote 4
	Lote 5
	Lote 6
	Lote 7
	Lote 8
	Lote 9
	Lote 10
	Lote 11
	Lote 12
	Lote 13
	Lote 14
	Lote 15
	Lote 16

Se puede apreciar que, en la primera semana el primer día de abastecimiento se produce 12 lotes, y el resto de días se obtienen de 15 a 16 lotes. Con esto se logró una producción mensual de 1 226,67 t que corresponde a 14 350 t/año, al considerar un trabajo continuo de 7 días a la semana y 15 días de mantenimiento anual, en el que la planta no opera

4.5 DIAGRAMA DE BLOQUES (BFD) Y DIAGRAMA DE FLUJO (PFD)

En esta sección se presentan los diagramas que resumen el proceso de producción, en la Figura 4.3 se presenta el diagrama de bloques BFD, en la Figura 4.4, se presenta el diagrama de flujo PFD, y en la Figura 4.5 se presenta el significado de la simbología utilizada para la utilización de los diagramas.

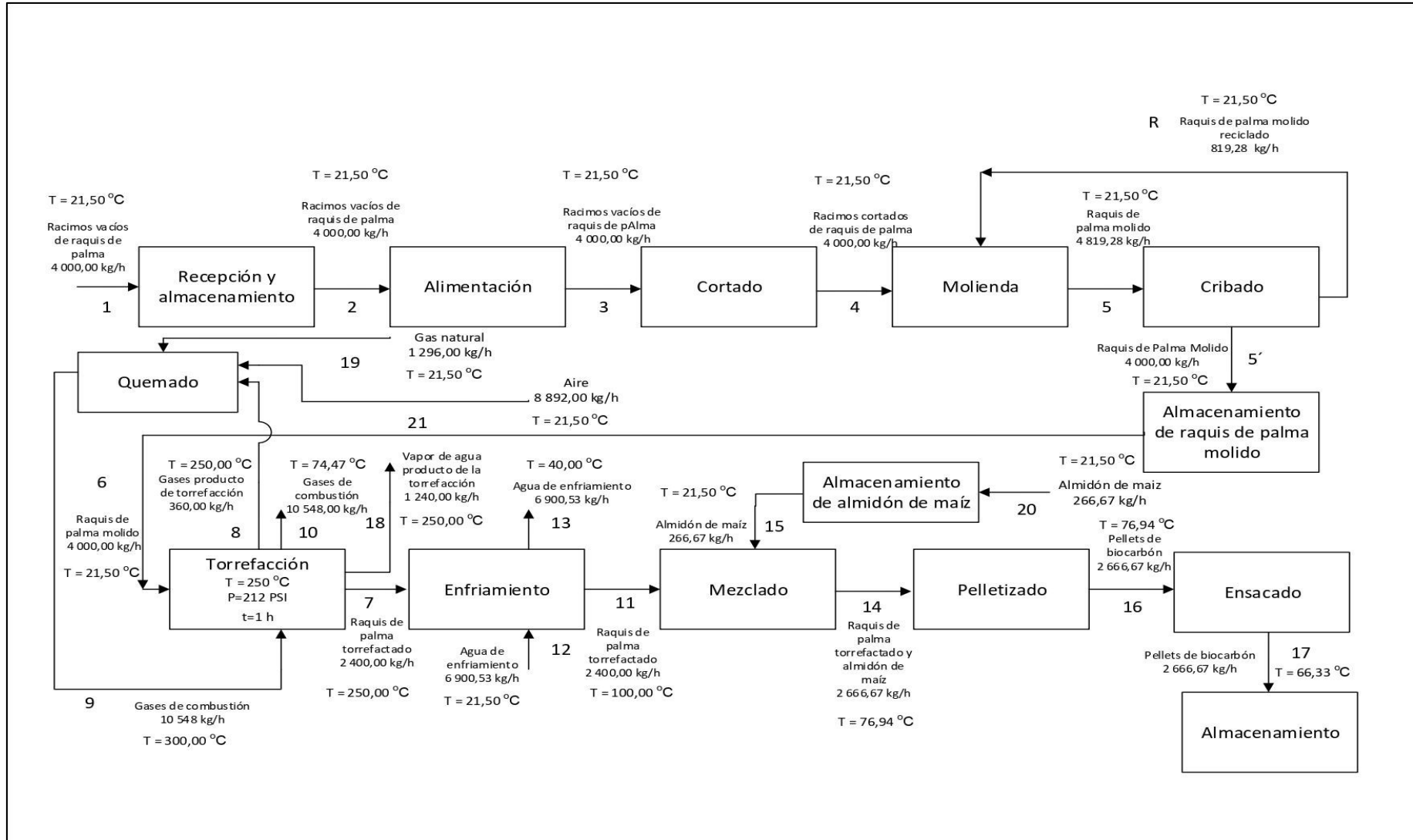


Figura 4.3. Diagrama de bloques de la planta de de biocarbón a partir de raquis de palma

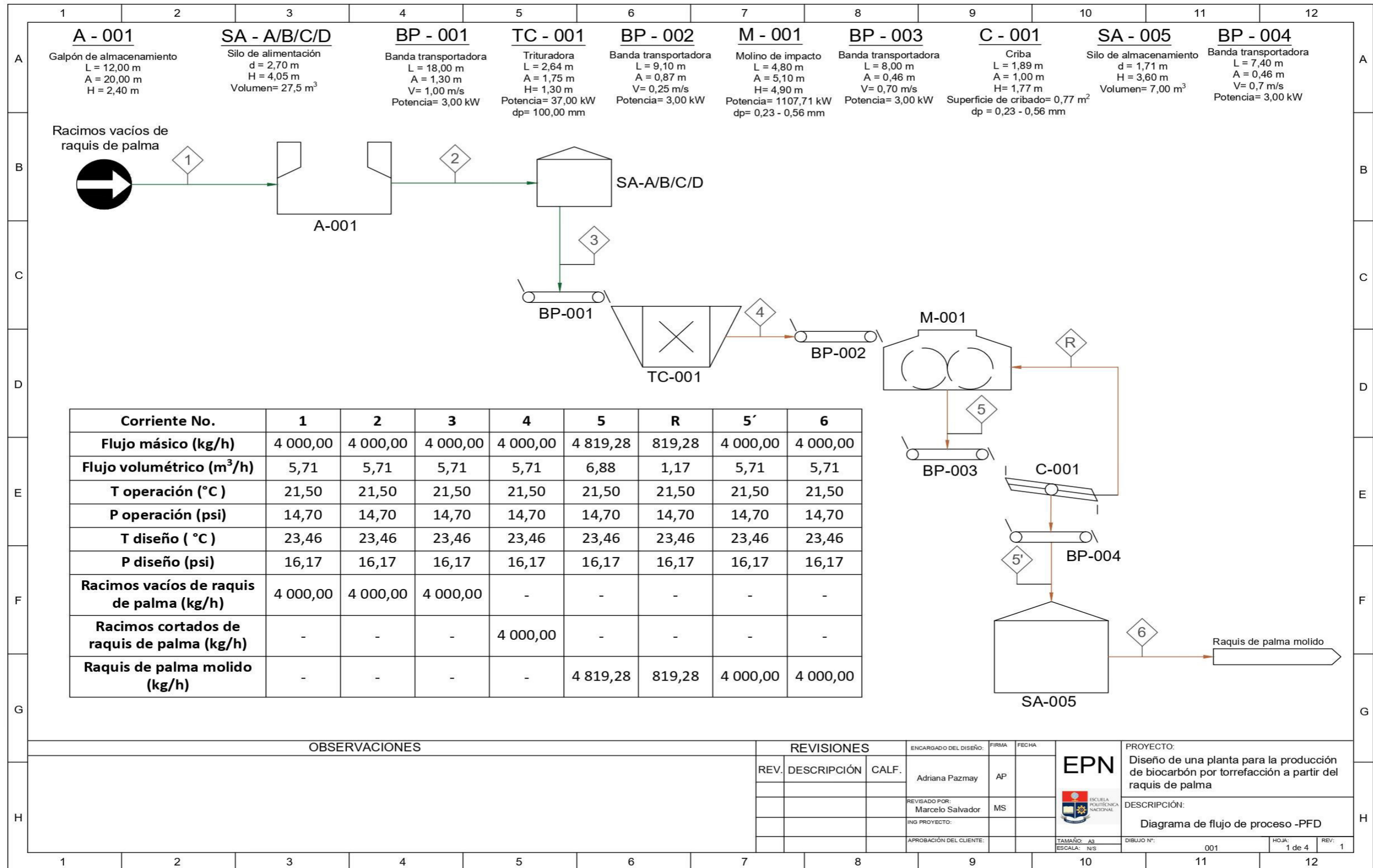


Figura 4.4. Diagrama PFD de la planta

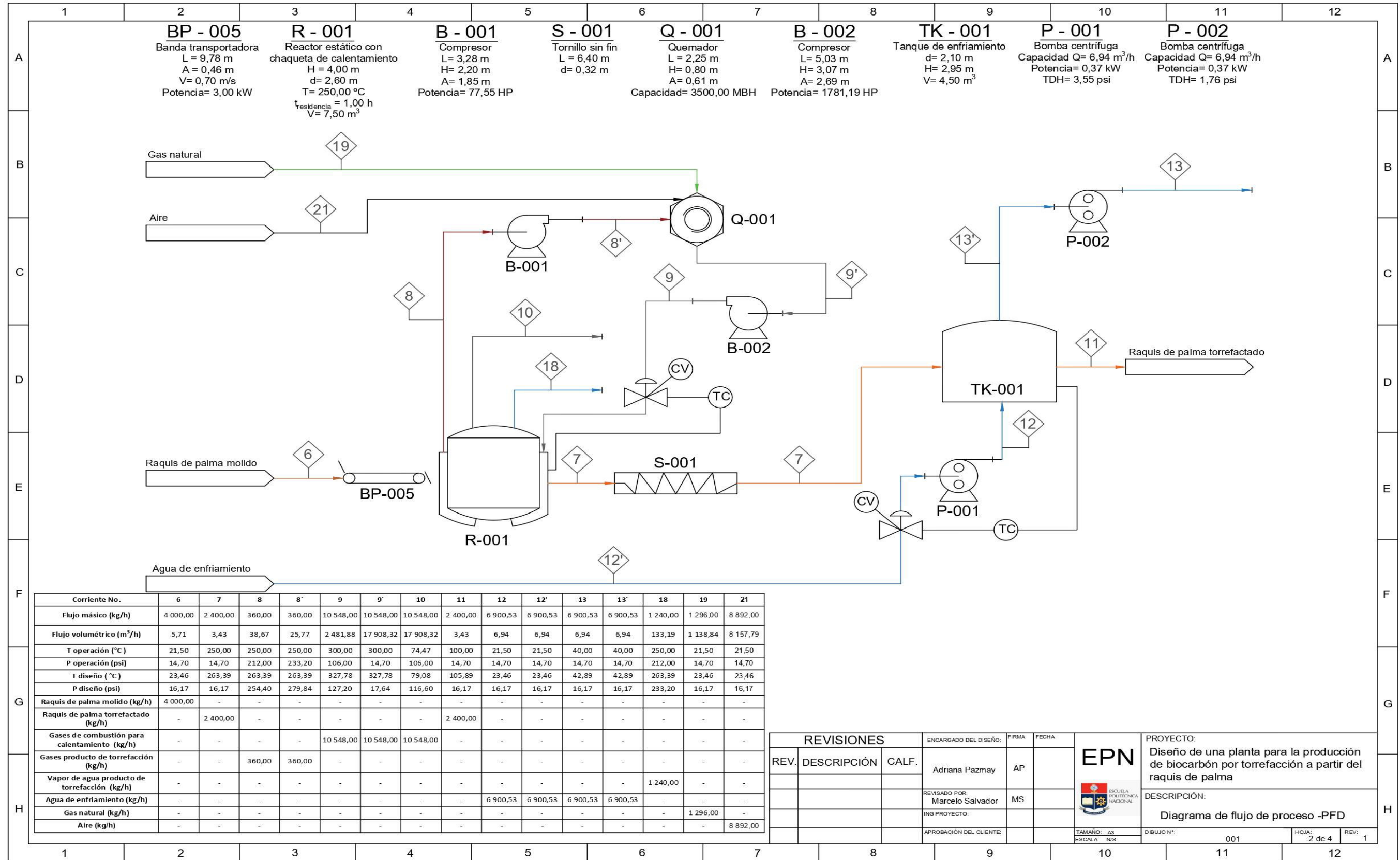


Figura 4.4. Diagrama PFD de la planta (continuación...)

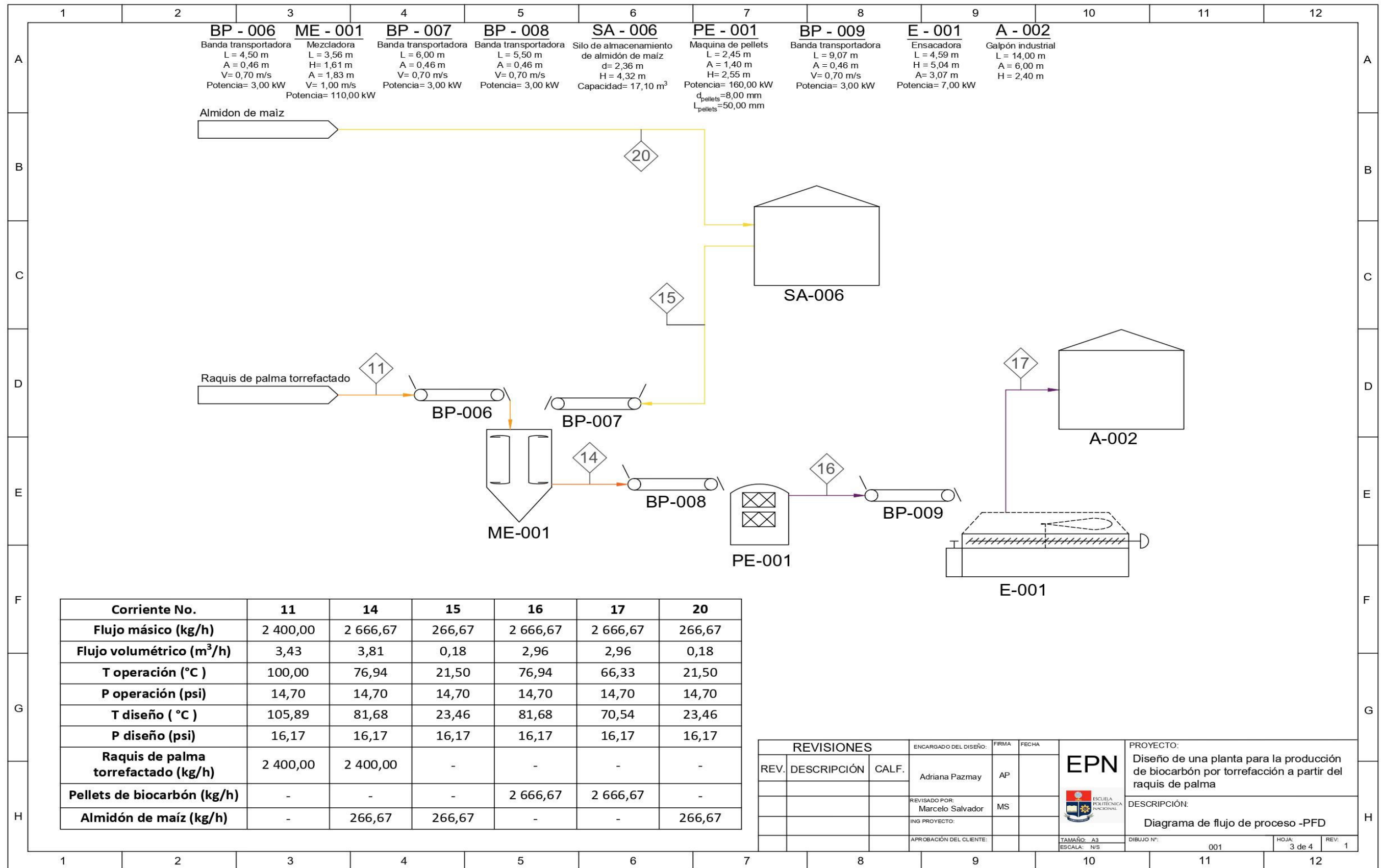


Figura 4.4. Diagrama PFD de la planta (continuación...)

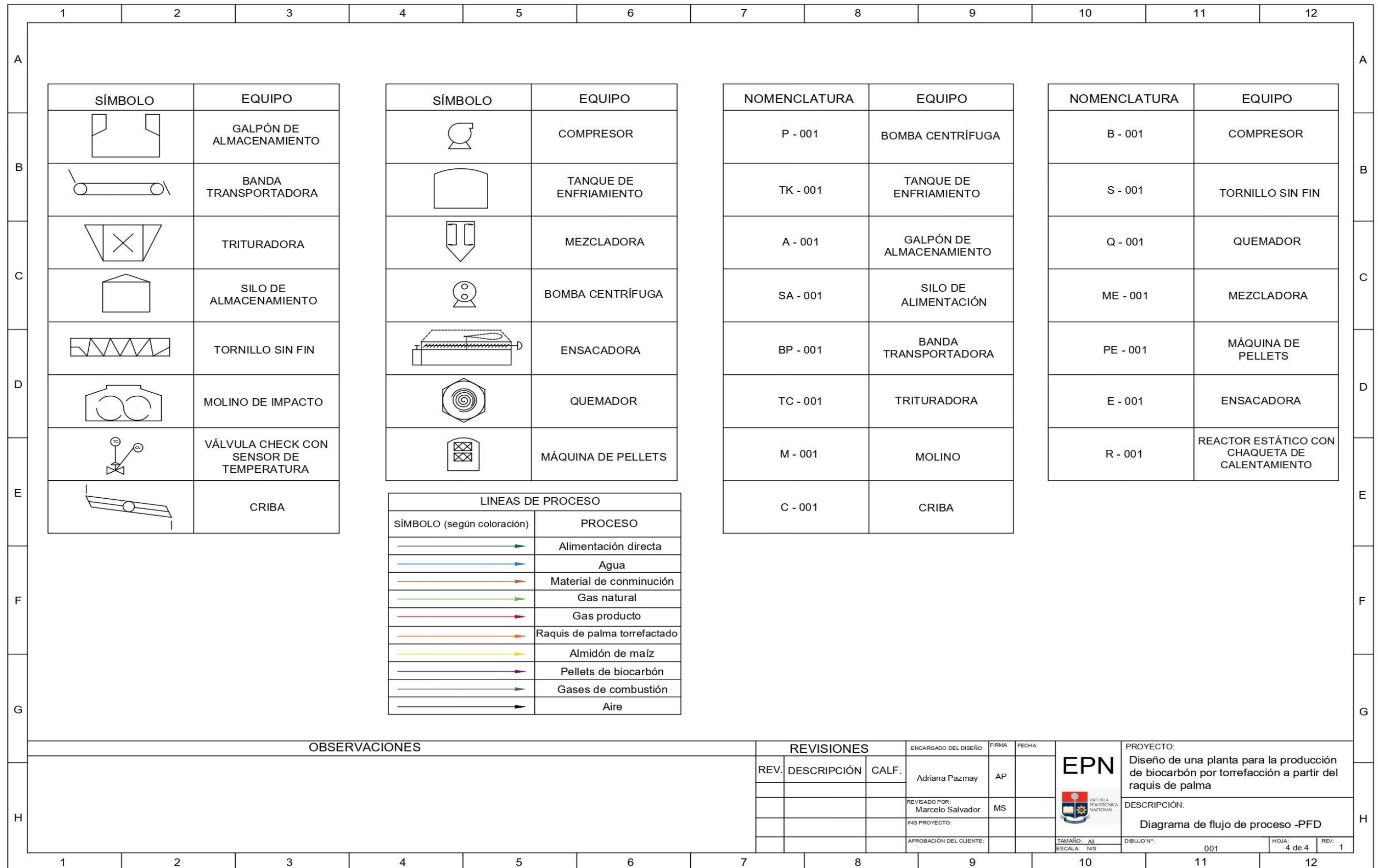


Figura 4.5. Simbología utilizada en el diagrama PFD de la planta

4.6 DIAGRAMAS DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN

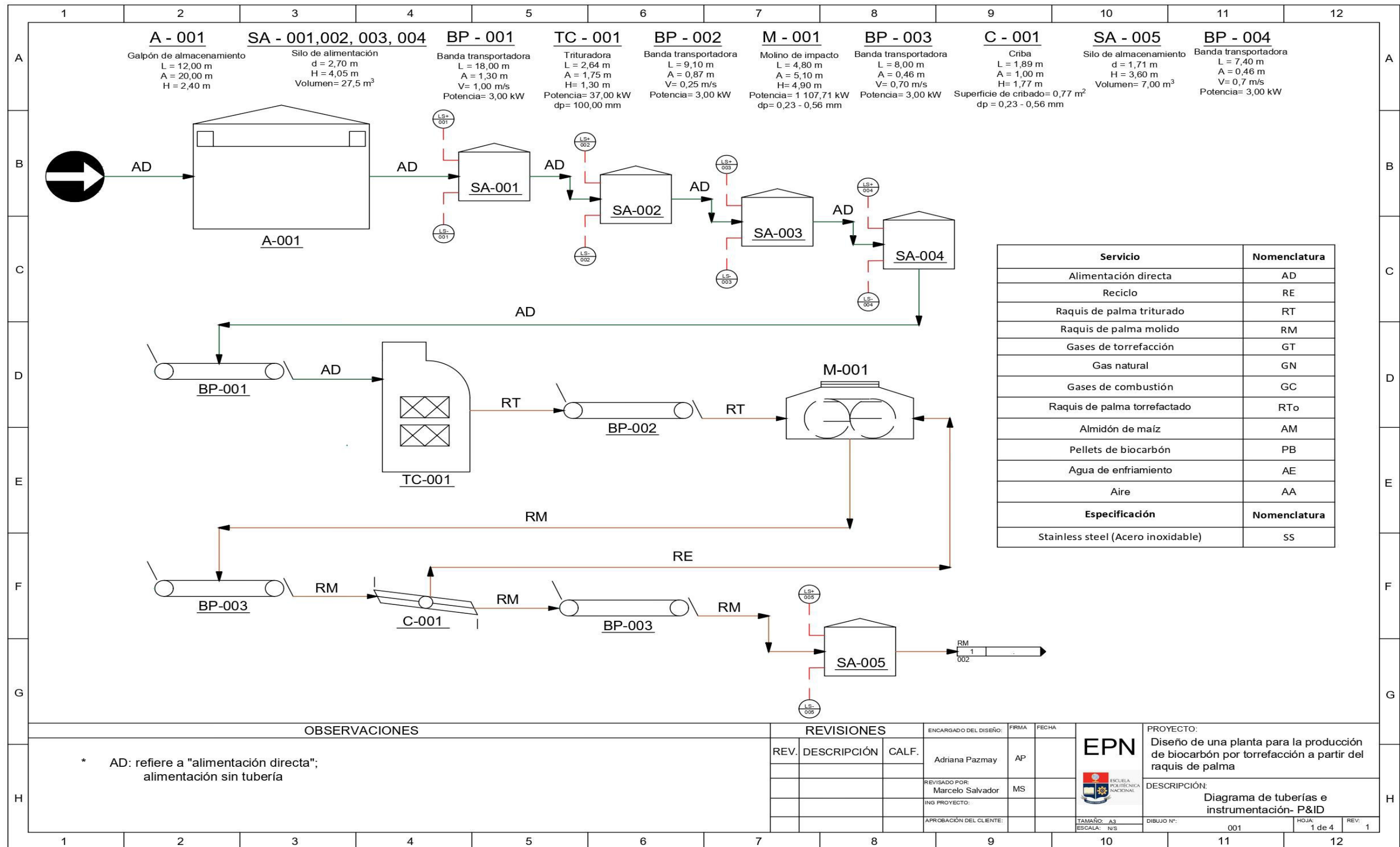


Figura 4.6. Diagrama de instrumentación y tubería P&ID de la planta

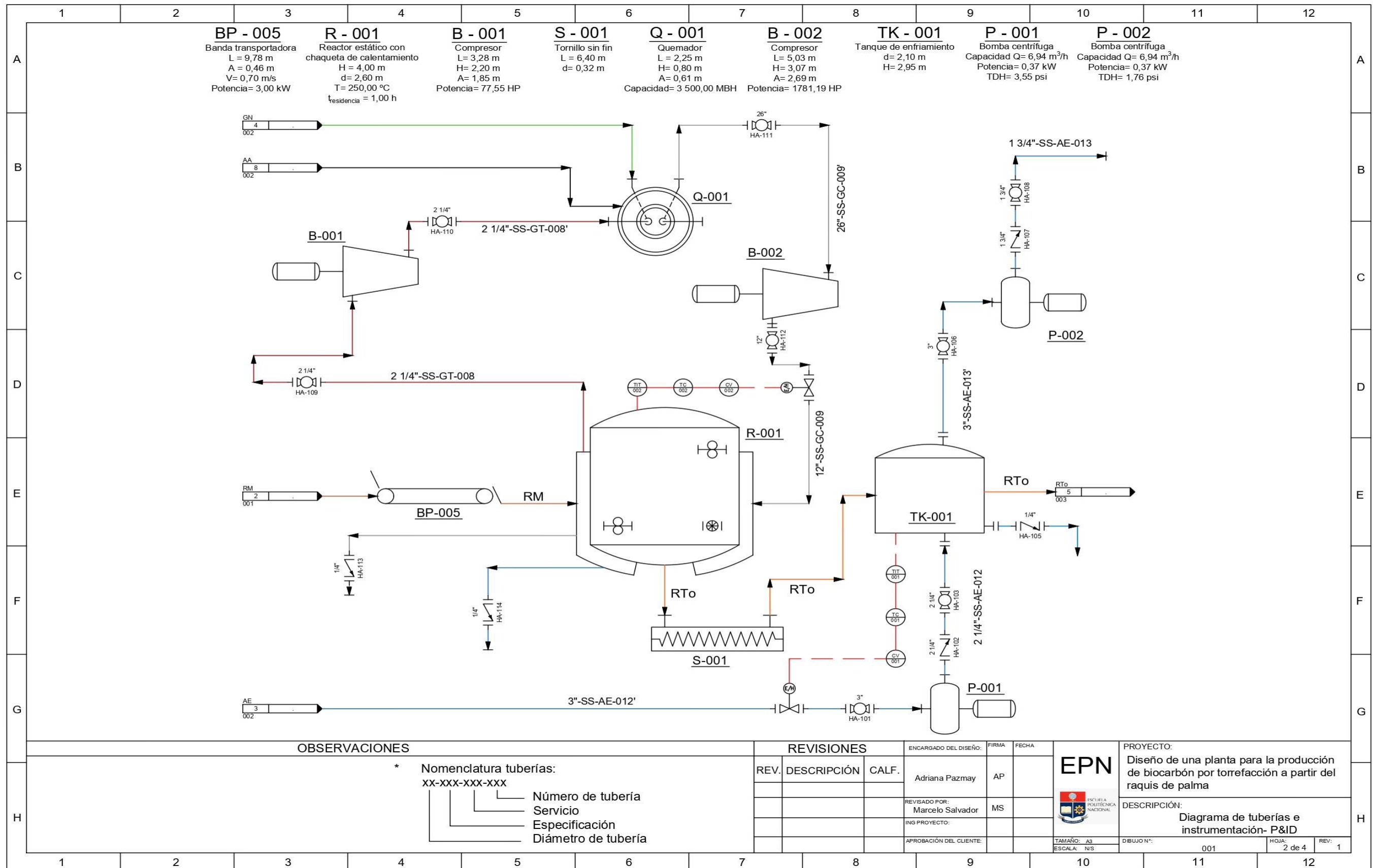


Figura 4.6. Diagrama de instrumentación y tubería P&ID (continuación...)

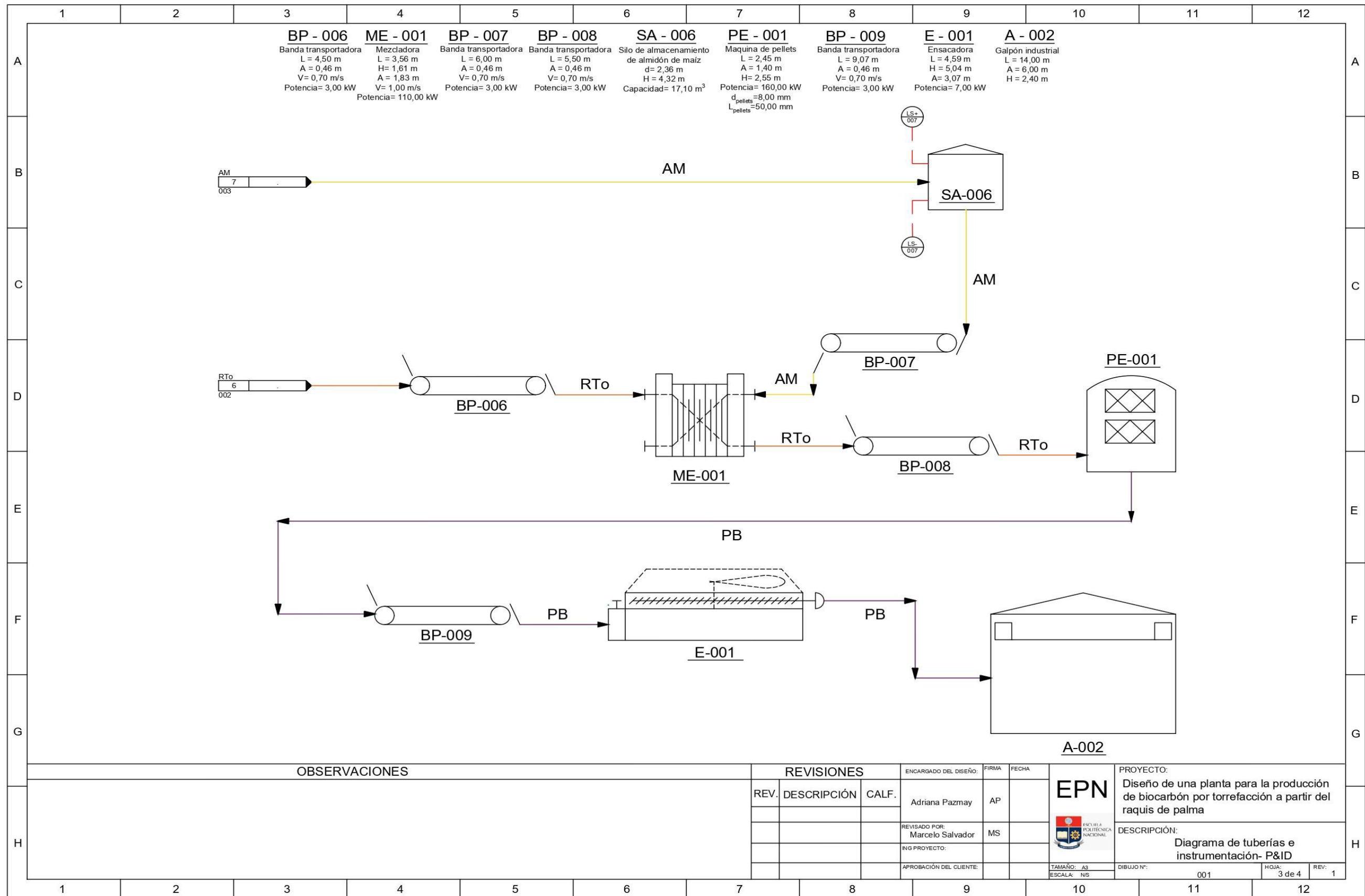


Figura 4.6. Diagrama de instrumentación y tubería P&ID (continuación...)

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12																																																																					
A	<table border="1"> <tr><th>SÍMBOLO</th><th>EQUIPO</th></tr> <tr><td></td><td>GALPÓN DE ALMACENAMIENTO</td></tr> <tr><td></td><td>BANDA TRANSPORTADORA</td></tr> <tr><td></td><td>TRITURADORA</td></tr> <tr><td></td><td>SILO DE ALMACENAMIENTO</td></tr> <tr><td></td><td>TORNILLO SIN FIN</td></tr> <tr><td></td><td>MOLINO DE IMPACTO</td></tr> <tr><td></td><td>VÁLVULA CHECK CON SENSOR DE TEMPERATURA</td></tr> <tr><td></td><td>CRIBA</td></tr> <tr><td></td><td>VÁLVULA DE BOLA</td></tr> <tr><td></td><td>VÁLVULA CHECK</td></tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		GALPÓN DE ALMACENAMIENTO		BANDA TRANSPORTADORA		TRITURADORA		SILO DE ALMACENAMIENTO		TORNILLO SIN FIN		MOLINO DE IMPACTO		VÁLVULA CHECK CON SENSOR DE TEMPERATURA		CRIBA		VÁLVULA DE BOLA		VÁLVULA CHECK	<table border="1"> <tr><th>SÍMBOLO</th><th>EQUIPO</th></tr> <tr><td></td><td>COMPRESOR</td></tr> <tr><td></td><td>TANQUE DE ENFRIAMIENTO</td></tr> <tr><td></td><td>MEZCLADORA</td></tr> <tr><td></td><td>BOMBA CENTRÍFUGA</td></tr> <tr><td></td><td>ENSACADORA</td></tr> <tr><td></td><td>QUEMADOR</td></tr> <tr><td></td><td>MÁQUINA DE PELLETS</td></tr> </table>		SÍMBOLO	EQUIPO		COMPRESOR		TANQUE DE ENFRIAMIENTO		MEZCLADORA		BOMBA CENTRÍFUGA		ENSACADORA		QUEMADOR		MÁQUINA DE PELLETS	<table border="1"> <tr><th>NOMENCLATURA</th><th>EQUIPO</th></tr> <tr><td>P - 001</td><td>BOMBA CENTRÍFUGA</td></tr> <tr><td>TK - 001</td><td>TANQUE DE ENFRIAMIENTO</td></tr> <tr><td>A - 001</td><td>GALPÓN DE ALMACENAMIENTO</td></tr> <tr><td>SA - 001</td><td>SILO DE ALIMENTACIÓN</td></tr> <tr><td>BP - 001</td><td>BANDA TRANSPORTADORA</td></tr> <tr><td>TC - 001</td><td>TRITURADORA</td></tr> <tr><td>M - 001</td><td>MOLINO</td></tr> <tr><td>C - 001</td><td>CRIBA</td></tr> </table>		NOMENCLATURA	EQUIPO	P - 001	BOMBA CENTRÍFUGA	TK - 001	TANQUE DE ENFRIAMIENTO	A - 001	GALPÓN DE ALMACENAMIENTO	SA - 001	SILO DE ALIMENTACIÓN	BP - 001	BANDA TRANSPORTADORA	TC - 001	TRITURADORA	M - 001	MOLINO	C - 001	CRIBA	<table border="1"> <tr><th>NOMENCLATURA</th><th>EQUIPO</th></tr> <tr><td>B - 001</td><td>COMPRESOR</td></tr> <tr><td>S - 001</td><td>TORNILLO SIN FIN</td></tr> <tr><td>Q - 001</td><td>QUEMADOR</td></tr> <tr><td>ME - 001</td><td>MEZCLADORA</td></tr> <tr><td>PE - 001</td><td>MÁQUINA DE PELLETS</td></tr> <tr><td>E - 001</td><td>ENSACADORA</td></tr> <tr><td>R - 001</td><td>REACTOR ESTÁTICO CON CHAQUETA DE CALENTAMIENTO</td></tr> </table>		NOMENCLATURA	EQUIPO	B - 001	COMPRESOR	S - 001	TORNILLO SIN FIN	Q - 001	QUEMADOR	ME - 001	MEZCLADORA	PE - 001	MÁQUINA DE PELLETS	E - 001	ENSACADORA	R - 001	REACTOR ESTÁTICO CON CHAQUETA DE CALENTAMIENTO	A
SÍMBOLO	EQUIPO																																																																																
	GALPÓN DE ALMACENAMIENTO																																																																																
	BANDA TRANSPORTADORA																																																																																
	TRITURADORA																																																																																
	SILO DE ALMACENAMIENTO																																																																																
	TORNILLO SIN FIN																																																																																
	MOLINO DE IMPACTO																																																																																
	VÁLVULA CHECK CON SENSOR DE TEMPERATURA																																																																																
	CRIBA																																																																																
	VÁLVULA DE BOLA																																																																																
	VÁLVULA CHECK																																																																																
SÍMBOLO	EQUIPO																																																																																
	COMPRESOR																																																																																
	TANQUE DE ENFRIAMIENTO																																																																																
	MEZCLADORA																																																																																
	BOMBA CENTRÍFUGA																																																																																
	ENSACADORA																																																																																
	QUEMADOR																																																																																
	MÁQUINA DE PELLETS																																																																																
NOMENCLATURA	EQUIPO																																																																																
P - 001	BOMBA CENTRÍFUGA																																																																																
TK - 001	TANQUE DE ENFRIAMIENTO																																																																																
A - 001	GALPÓN DE ALMACENAMIENTO																																																																																
SA - 001	SILO DE ALIMENTACIÓN																																																																																
BP - 001	BANDA TRANSPORTADORA																																																																																
TC - 001	TRITURADORA																																																																																
M - 001	MOLINO																																																																																
C - 001	CRIBA																																																																																
NOMENCLATURA	EQUIPO																																																																																
B - 001	COMPRESOR																																																																																
S - 001	TORNILLO SIN FIN																																																																																
Q - 001	QUEMADOR																																																																																
ME - 001	MEZCLADORA																																																																																
PE - 001	MÁQUINA DE PELLETS																																																																																
E - 001	ENSACADORA																																																																																
R - 001	REACTOR ESTÁTICO CON CHAQUETA DE CALENTAMIENTO																																																																																
B											B																																																																						
C											C																																																																						
D											D																																																																						
E			<table border="1"> <tr><th colspan="2">LINEAS DE PROCESO</th></tr> <tr><th>SÍMBOLO (según coloración)</th><th>PROCESO</th></tr> <tr><td></td><td>Alimentación directa</td></tr> <tr><td></td><td>Agua</td></tr> <tr><td></td><td>Material de conminución</td></tr> <tr><td></td><td>Gas natural</td></tr> <tr><td></td><td>Gas producto</td></tr> <tr><td></td><td>Raquis de palma torrefactado</td></tr> <tr><td></td><td>Almidón de maíz</td></tr> <tr><td></td><td>Pellets de biocarbón</td></tr> <tr><td></td><td>Gases de combustión</td></tr> <tr><td></td><td>Aire</td></tr> </table>		LINEAS DE PROCESO		SÍMBOLO (según coloración)	PROCESO		Alimentación directa		Agua		Material de conminución		Gas natural		Gas producto		Raquis de palma torrefactado		Almidón de maíz		Pellets de biocarbón		Gases de combustión		Aire					E																																																
LINEAS DE PROCESO																																																																																	
SÍMBOLO (según coloración)	PROCESO																																																																																
	Alimentación directa																																																																																
	Agua																																																																																
	Material de conminución																																																																																
	Gas natural																																																																																
	Gas producto																																																																																
	Raquis de palma torrefactado																																																																																
	Almidón de maíz																																																																																
	Pellets de biocarbón																																																																																
	Gases de combustión																																																																																
	Aire																																																																																
F											F																																																																						
G											G																																																																						
H	OBSERVACIONES						<table border="1"> <tr><th colspan="3">REVISIONES</th><th>ENCARGADO DEL DISEÑO:</th><th>FIRMA</th><th>FECHA</th></tr> <tr><td>REV.</td><td>DESCRIPCIÓN</td><td>CALF.</td><td>Adriana Pazmay</td><td>AP</td><td></td></tr> <tr><td></td><td></td><td></td><td>REVISADO POR: Marcelo Salvador</td><td>MS</td><td></td></tr> <tr><td></td><td></td><td></td><td>ING PROYECTO:</td><td></td><td></td></tr> <tr><td></td><td></td><td></td><td>APROBACIÓN DEL CLIENTE:</td><td></td><td></td></tr> </table>			REVISIONES			ENCARGADO DEL DISEÑO:	FIRMA	FECHA	REV.	DESCRIPCIÓN	CALF.	Adriana Pazmay	AP					REVISADO POR: Marcelo Salvador	MS					ING PROYECTO:						APROBACIÓN DEL CLIENTE:					PROYECTO: Diseño de una planta para la producción de biocarbón por torrefacción a partir del raquis de palma DESCRIPCIÓN: Diagrama de tuberías e instrumentación- P&ID		H																																					
REVISIONES			ENCARGADO DEL DISEÑO:	FIRMA	FECHA																																																																												
REV.	DESCRIPCIÓN	CALF.	Adriana Pazmay	AP																																																																													
			REVISADO POR: Marcelo Salvador	MS																																																																													
			ING PROYECTO:																																																																														
			APROBACIÓN DEL CLIENTE:																																																																														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12																																																																					

Figura 4.7. Simbología utilizada para el diagrama de instrumentación y tubería P&ID de la planta

4.7 LAYOUT Y VISTAS DE LA PLANTA

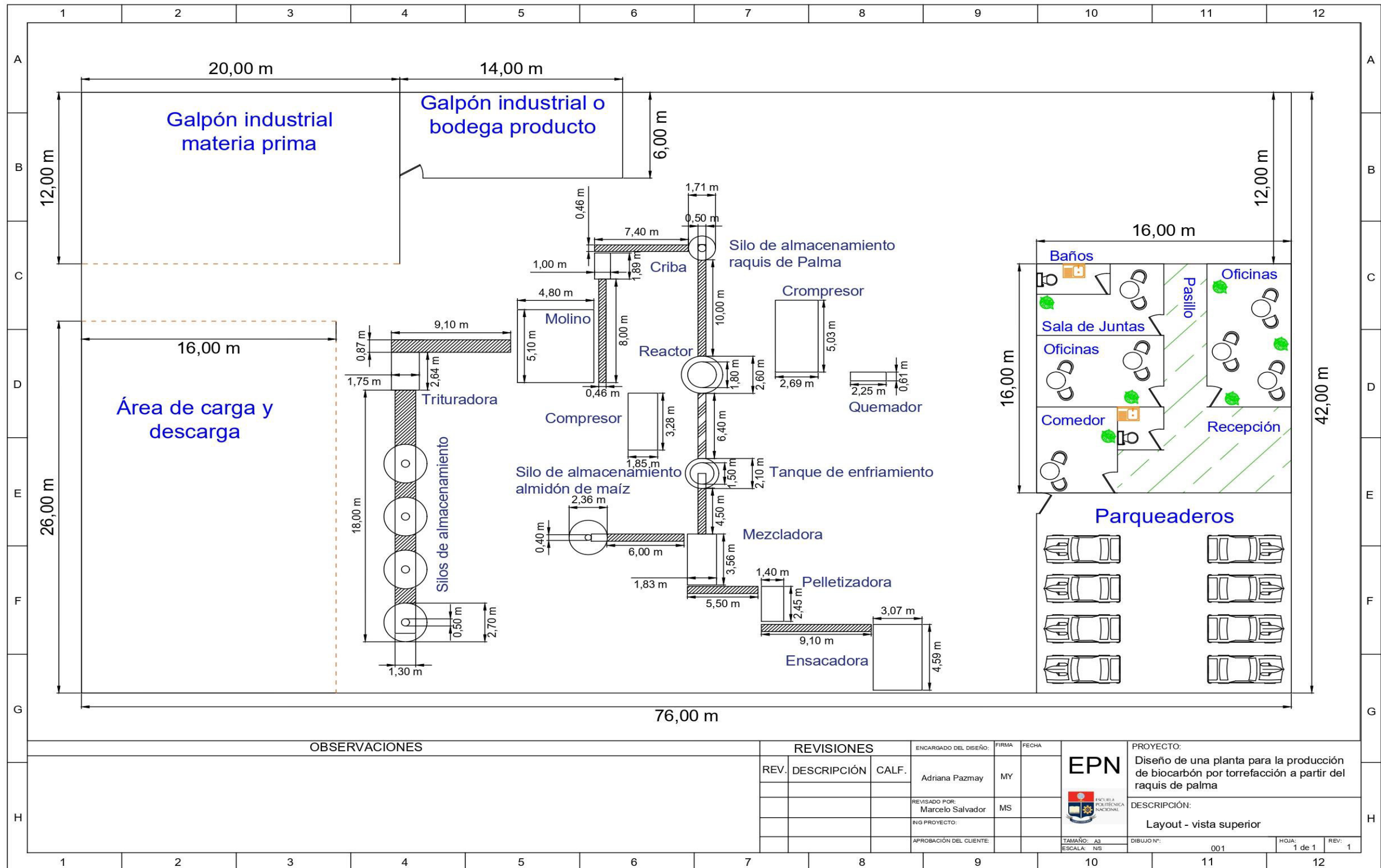


Figura 4.8. Distribución de la planta. Layout, vista superior

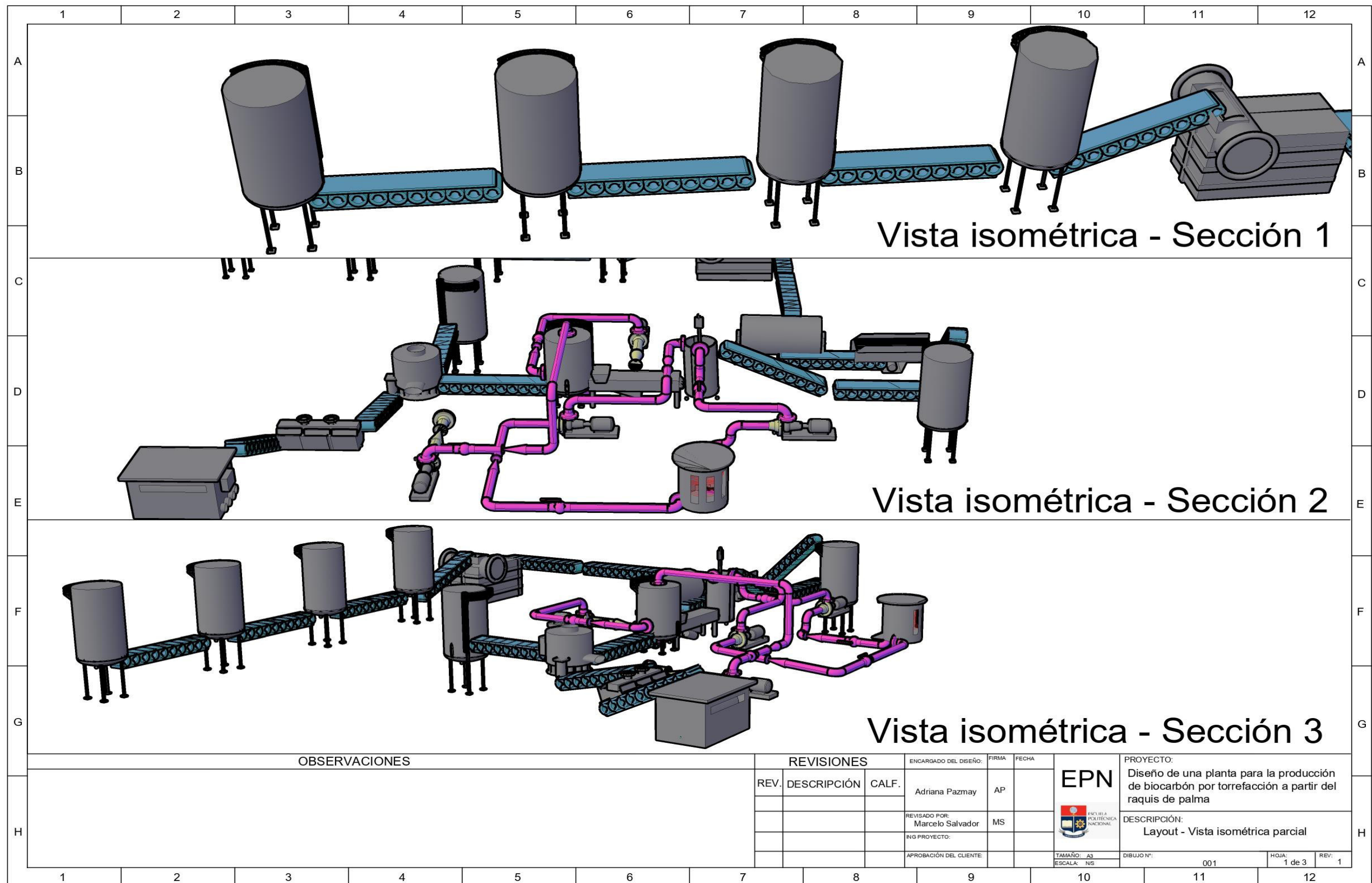
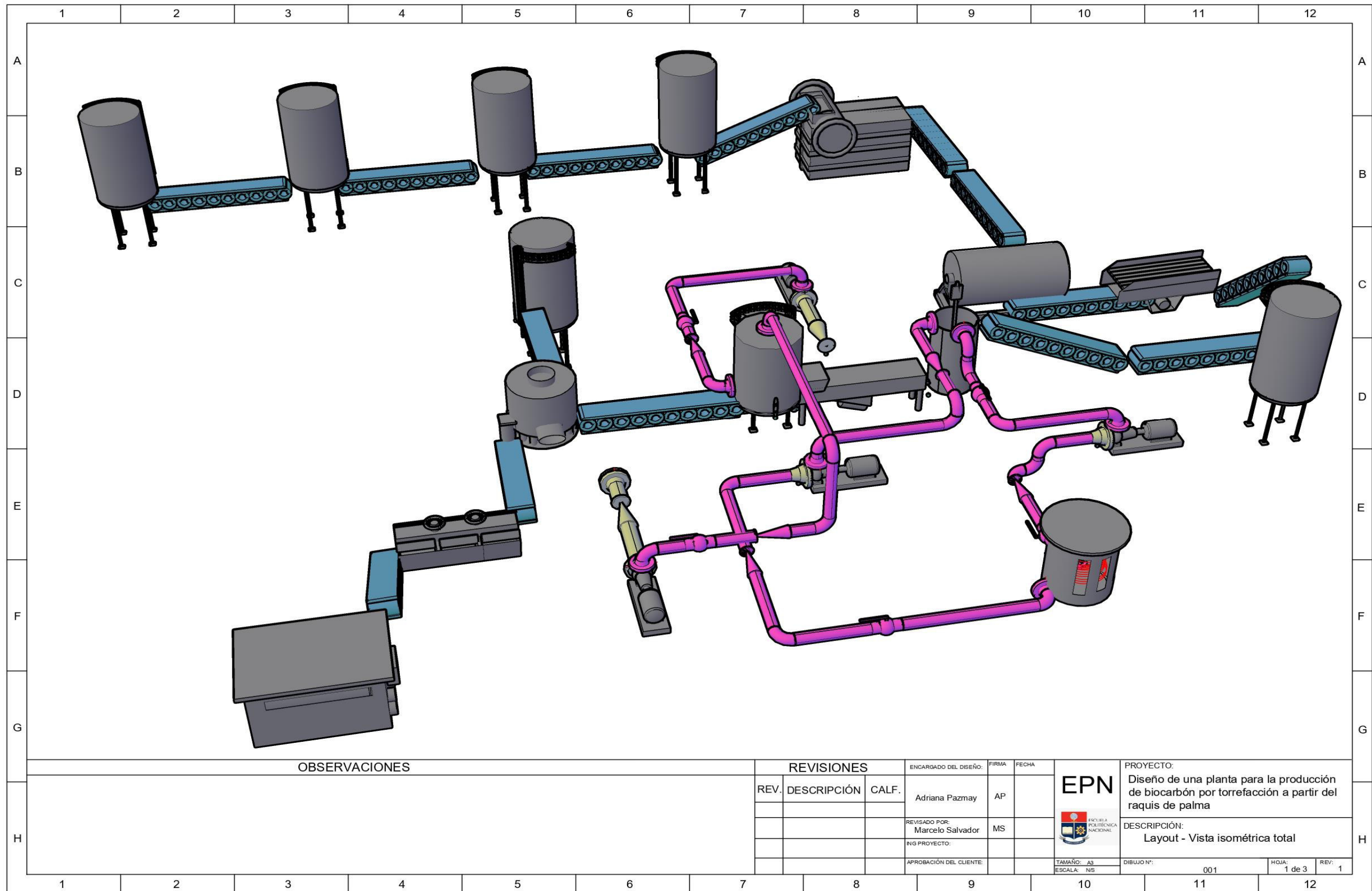


Figura 4.9. Vista isométrica parcial de la planta



OBSERVACIONES

REVISIONES			ENCARGADO DEL DISEÑO:	FIRMA:	FECHA:
REV.	DESCRIPCIÓN	CALF.	Adriana Pazmay	AP	
			REVISADO POR: Marcelo Salvador	MS	
			ING PROYECTO:		
			APROBACIÓN DEL CLIENTE:		

 EPN ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	PROYECTO: Diseño de una planta para la producción de biocarbón por torrefacción a partir del raquis de palma
	DESCRIPCIÓN: Layout - Vista isométrica total
TAMAÑO: A3 ESCALA: NS	DIBUJO N°: 001
	HOJA: 1 de 3
	REV: 1

Figura 4.10. Vista isométrica total de la planta

5. ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

De acuerdo al diseño obtenido de la planta se pudo determinar el equipamiento, cantidad de insumos, servicios auxiliares, materia prima y otros activos necesarios para la producción de pellets de biocarbón a partir de raquis de palma mediante torrefacción. De modo que, a partir de todo lo mencionado fue posible estimar la inversión, costos y gastos que implican la producción de los pellets de biocarbón, lo que permite realizar el estudio de prefactibilidad económica que se presenta en esta sección.

5.1 INVERSIÓN

Parte importante de la inversión es la adquisición de los equipos necesarios para la producción, en la Tabla 5.1 se presentan los equipos y el precio de cada uno de ellos, el detalle para la obtención del costo total de cada equipo de la planta se presenta en las Tablas AVI.1, AVI.2 y AVI.3 del Anexo VI.

Tabla 5.1. Precios de los equipos

Equipos	Precio Unitario (USD)	Unidades	Precio total (USD)
Silos de alimentación	7 451,05	4	29 804,19
Silo almacenamiento raquis	3 265,61	1	3 265,61
Silo almacenamiento almidón de maíz	5 301,77	1	5 301,77
Reactor de torrefacción	28 389,45	1	28 389,45
Tanque de enfriamiento	20 471,05	1	20 471,05
Trituradora	19 365,34	1	19 365,34
Molino	96 799,03	1	96 799,03
Criba	11 253,43	1	11 253,43
Mezcladora	8 974,09	1	8 974,09
Pelletizadora	58 879,37	1	58 879,37
Ensacadora	99 030,74	1	99 030,74
Quemador	31 964,47	1	31 964,47

Tabla 5.1. Precios de los equipos (continuación...)

Equipos	Precio Unitario (USD)	Unidades	Precio total (USD)
Banda silos - trituradora	15 877,04	1	15 877,04
Banda trituradora - molino	14 196,28	1	14 196,28
Bandas transportadoras	10 290,25	7	72 031,75
Tornillo sin fin	4 068,65	1	4 068,65
Bombas centrífugas	957,85	2	1 915,69
Compresor quemador - reactor	62 693,35	1	62 693,35
Compresor reactor - quemador	22 790,83	1	22 790,83
Galpón materia prima	70 000,00	1	70 000,00
Galpón producto	60 000,00	1	60 000,00
Total			737 072,10

Aparte del monto presentado previamente para la adquisición de equipos es primordial también tomar como parte de la inversión los valores correspondientes al terreno y construcción. Un terreno con una superficie de 3 500 m² en la provincia de Santo Domingo de los Tsáchilas tiene un costo 119 000,00 USD (Properati, 2020), mientras que el costo de construcción en la misma provincia tiene un valor de 1 000,00 USD/m² (INEC, 2021), de modo que al considerar una construcción de 300 m² supone un monto total por la construcción de 300 000,00 USD.

Como parte de la inversión fija también se debe considerar el costo de la adquisición de vehículos, el vehículo para el transporte y distribución del producto tiene un costo total de 90 000 USD (Patiotuerca, 2021). Es costo por instalación y montaje corresponde al 7 % del costo total de todos los equipos, cuyo monto que se presenta en la Tabla 5.1 (Renovetec, 2019).

El mobiliario necesario para el trabajo de la planta y otros activos como las computadoras, importantes para la operación correcta de todos los equipos del proceso, se consideran de igual modo como inversión fija y tienen un costo total de 30 000,00 USD y 23 000,00 USD respectivamente (PYCCA,2021). Todos estos rubros mencionados y los equipos de la planta conforman la totalidad de la inversión fija, que se presenta en la Tabla 5.2.

Tabla 5.2. Inversión fija

Rubro	Valor (USD)
Equipos	737 072,10
Terreno y construcciones	419 000,00
Vehículos	90 000,00
Instalación y montaje	51 595,05
Mobiliario y otros activos	53 000,00
Total	1 350 667,15

5.2 COSTOS Y GASTOS

Es importante para la producción anual de biocarbón considerar la energía requerida para poner en funcionamiento los equipos en la planta. En la Tabla 5.3 se presenta la energía empleada por cada equipo y el monto de dinero necesario, al tomar en cuenta que el costo de la energía eléctrica es de 0,043 USD/kW – h (ARCONEL, 2020)

Tabla 5.3. Energía necesaria para el funcionamiento de los equipos y costo de la misma

Equipo	kW	kW/día	USD/día	USD/año
Trituradora	37,00	888,00	38,18	13 746,24
Molino	1 107,71	26 585,04	1 143,16	411 536,42
Criba	3,80	91,20	3,92	1 411,78
Mezcladora	110,00	1 760,00	75,68	27 244,80
Pelletizadora	160,00	2 560,00	110,08	39 628,80
Ensacadora	7,00	112,00	7,22	2 600,64
Quemador	3,80	91,20	3,92	1 411,78
Bandas transportadoras	27,00	648,00	27,86	10 031,04
Tornillo sin fin	18,50	444,00	19,09	68 73,12
Bombas centrífugas	0,74	17,76	0,76	274,92
Compresor 1	1 328,24	31 877,76	1 370,74	493 467,72
Compresor 2	57,83	1 387,92	59,68	21 485,00
Total	2 861,62	66 462,88	2 860,31	1 029 712,26

El salario de los empleados supone un gasto que se debe considerar. De acuerdo a los salarios mínimos sectoriales establecidos por el Ministerio del Trabajo; para los obreros técnicos el salario mínimo establecido es de 401,28 USD/mes, para los gerentes relacionados a la producción el salario mínimo establecido corresponde a 419,66 USD/mes, para los gerentes de control de calidad, el salario mínimo corresponde a 415,67 USD/mes, todos los ayudantes técnicos de las secciones propias de la industria y secciones administrativas tienen un salario mínimo de 411,67 USD/mes (Ministerio del Trabajo, 2020). A partir de estos salarios mínimos se estableció el salario de los trabajadores de la planta de producción que se presentan en la Tabla 5.4.

Tabla 5.4. Salarios establecidos de los trabajadores

Cargo	Número de empleados	Sueldo por trabajador/mes (USD/mes)	Sueldo total trabajadores/mes (USD/mes)	Sueldo/año (USD/año)
Mano de obra directa				
Total obreros	30	500,00	15 000,00	180 000,00
Gerente de producción	2	1 300,00	2 600,00	31 200,00
Área de producción	4	850,00	3 400,00	40 800,00
Total mano de obra directa	36	2 650,00	21 000,00	252 000,00
Mano de obra indirecta				
Gerente control de calidad	1	1 000,00	1 000,00	12 000,00
Área administrativa	10	620,00	6 200,00	74 400,00
Área control de calidad	3	700,00	2 100,00	25 200,00
Total mano de obra indirecta	14	2 320,00	9 300,00	111 600,00
Total	50	4 970,00	30 300,00	363 600,00

Para la elaboración del producto es primordial conocer el costo de adquisición de materia prima e insumos. La materia prima que es el raquis de palma, generalmente es un desecho, y no cuenta con un precio de venta. No obstante, si se considera

un valor similar a otros residuos de palma que se ofertan en el mercado, los precios fluctúan entre 18,00 a 70,00 USD/t, por lo que al considerar que es un material que comúnmente se acumula en las empresas extractoras de aceite y representa un problema, se tomó como precio de venta de raquis de palma 30,00 USD/t. (Bejarano, 2016, p.37; La Fabril, 2018).

El precio de venta de almidón de maíz, un insumo necesario para la elaboración de pellets es de 150,00 USD/t (PRODUQUIMIC, 2021), mientras que el precio del gas natural utilizado para el calentamiento del reactor de torrefacción corresponde un valor de 291,61 USD/t (PETROECUADOR, 2020).

También se requiere agua para el funcionamiento del tanque de enfriamiento y su costo es igual a 1,84 USD/t (EPMAPSD, 2021), por lo que en la Tabla 5.5 se presentan los costos directos anuales relacionados a la producción de biocarbón, que incluye los rubros mencionados de materia prima, insumos, energía y agua, así como la mano de obra directa.

Tabla 5.5. Costos directos

Material	Valor (USD/año)
Materia prima	640 512,20
Almidón de maíz	224 668,08
Agua	71 307,36
Energía eléctrica	1 029 712,26
Gas natural	3 051 675,64
Mano de obra directa	252 000,00
Total	5 269 875,35

También es fundamental tomar en cuenta los costos que no están relacionados directamente con la producción de biocarbón, uno de ellos es la mano de obra indirecta, monto calculado en la Tabla 5.4, y los materiales indirectos. Se consideró como materiales indirectos los sacos de papel Kraft utilizados para el ensacado del material. Para calcular el costo total de estos materiales se tomó en cuenta que el costo de cada saco de papel Kraft es de 0,04 USD (Sacos Martínez, 2021), y que

en total se requieren 280 000 sacos para envasar el producto por año. De modo que los costos indirectos se presentan en la Tabla 5.6.

Tabla 5.6. Costos indirectos

Costo	Valor (USD/año)
Materiales indirectos	11 200,00
Mano de obra indirecta	111 600,00
Total	122 800,00

Como gastos importantes se debe considerar también los gastos adicionales relacionados a los salarios, que son el décimo cuarto, el décimo tercero y el aporte al IESS. El décimo cuarto se entrega una vez al año en el mes de marzo y es un monto corresponde a un salario básico unificado igual a 400,00 USD (IESS,2021).

El aporte al IESS que corresponde al 9,45 % del salario de cada empleado (IESS,2021), es un valor que se debe pagar mensualmente, y el décimo tercero es un salario completo de cada trabajador que se entrega una vez al año en el mes de diciembre al tomar en cuenta el sueldo del trabajador más el aporte al IESS (Ministerio del Trabajo, 2021). En la Tabla 5.7 se presentan el desglose y el total de los valores mencionados.

Tabla 5.7. Gastos adicionales relacionados a los salarios

Cargo	Total Trab.	Sueldo individual (USD/mes)	Sueldo total (USD/mes)	Aporte al IESS (USD/mes)	Sueldo total con aporte al IESS (USD/mes)
Obreros	30	500,00	15 000,00	1 417,50	16 417,50
Gerente de producción	2	1 300,00	2 600,00	245,70	2 845,70
Gerente control de calidad	1	1 000,00	1 000,00	94,50	1 094,50
Área administrativa	10	620,00	6 200,00	585,90	6 785,90
Área control de calidad	3	700,00	2 100,00	198,45	2 298,45
Área producción	4	850,00	3 400,00	321,30	3 721,30
Total	50	4 970,00	30 300,00	2 863,35	33 163,35

Tabla 5.7. Gastos adicionales relacionados a los salarios (continuación...)

Cargo	Aporte décimo cuarto (USD/año)	Aporte al IESS total (USD/año)	Décimo total (USD/año)
Obreros	12 000,00	17 010,00	16 417,50
Gerente de producción	800,00	2 948,40	2 845,70
Gerente control de calidad	400,00	1 134,00	1 094,50
Área administrativa	4 000,00	7 030,80	6 785,90
Área control de calidad	1 200,00	2 381,40	2 298,45
Área producción	1 600,00	3 855,60	3 721,30
Total	20 000,00	34 360,20	33 163,35
Total gastos adicionales a los salarios		87 523,55	

Como parte de los gastos administrativos se consideró el valor total de los gastos adicionales de los salarios presentado en la Tabla 5.7, los gastos de los servicios básicos correspondientes a agua, electricidad, teléfono e internet y los gastos relacionados a utilería, papelería, reparación de internet (GAD Santo Domingo de los Tsáchilas, 2021), cuyo desglose se presenta en la Tabla 5.8.

Tabla 5.8. Gastos administrativos

Gasto	Valor (USD/año)
Agua	6 000,00
Electricidad	37 152,00
Utilería y papelería	4 500,00
Reparación computadoras	1 000,00
Teléfono e internet	5 000,00
Gastos adicionales relacionados a los salarios	87 523,55
Total	141 175,55

Existen otros rubros a tomar en cuenta a la hora de contabilizar los gastos asociados a la producción. Uno de ellos son los gastos de ventas que tiene un valor igual a 125 724,16 USD/año, que corresponde al transporte del producto y marketing del mismo (Citamericas, 2021; Morillo, 2007). Otros gastos que se deben considerar, son los gastos asociados al mantenimiento de los equipos que

corresponde un valor del 6 % del costo total de los equipos, los gastos asociados a imprevistos, que se sugiere tomar un monto de 30 000 USD/año y los gastos asociados de la depreciación de los equipos que corresponde al 10 % del costo de adquisición de los mismos, que para maquinaria y equipos se consideró un tiempo de depreciación de 10 años. Estos gastos se presentan en la Tabla 5.9 (Dávalos, 1984, p.22).

Tabla 5.9. Otros gastos

Gasto	Valor (USD/año)
Ventas	125 724,16
Mantenimiento de los equipos	44 224,30
Imprevistos	30 000,00
Depreciación de los equipos	88 007,20
Total	287 955,66

5.3 VENTAS

Las principales cementeras del país como: Holcim, Unacem, Cementos Chimborazo e Industrias Guapán, podrían suponer un objetivo de venta, puesto que mantienen un consumo anual de alrededor de 400 000 t de combustibles sólidos sujetos a reemplazarse por el biocarbón producido, (Cementos Chimborazo, 2018; Holcim, 2017, p.22; Industrias Guapán, 2017; Unacem, 2018, p.16) y tienen precios que oscilan entre 150,00 a 600,00 USD/t (La Fabril, 2018; TradeMap, 2019).

De modo que el precio por tonelada de biocarbón producido se estableció en 480,00 USD/t, por lo que en la Tabla 5.10 que se presentan los ingresos por la venta del producto.

Tabla 5.10. Ingresos por ventas

Precio de biocarbón (USD/t)	480,00
Producción anual de biocarbón (t)	14 350
Ingresos por ventas (USD/año)	6 888 000,00

5.4 FLUJO DE CAJA E INDICADORES FINANCIEROS VAN Y TIR

Una vez establecido los valores de costos, gastos y ventas se realizó el flujo de caja que se presenta en la Tabla AVI.4 del Anexo VI, al considerar un tiempo de vida del proyecto de 10 años, que la inversión se paga en el año 0 y que la tasa de impuestos sobre las utilidades es del 22 % (Cámara de Industrias y Producción, 2020; Figueroa, 2014, pp.76-80).

Para conocer si la implementación de la planta de producción de pellets de biocarbón a partir de raquis de palma por torrefacción es viable económicamente se utilizaron dos indicadores financieros que sirven para ello: el valor actual neto (VAN), y la tasa interna de retorno (TIR).

El valor actual neto (VAN) es el monto obtenido a partir del flujo de caja, de modo que si el valor del monto es positivo quiere decir que se obtendrán ganancias, mientras que la tasa interna de retorno (TIR) es un indicador de rentabilidad, puesto que representa el porcentaje de beneficio o pérdida que puede alcanzar el proyecto, si este porcentaje resulta mayor que la tasa de descuento, entonces significa que el proyecto será rentable (Brealey y Stewart, 1990, p.38)

De acuerdo con la elaboración del flujo de caja y a partir de una tasa de descuento del 11,83 % estipulada para PYMES (BAN ECUADOR, 2021), se calculó el valor de VAN. Por otro lado, se obtuvo un valor de tasa interna de retorno (TIR) superior a la tasa de descuento de 11,83 %; lo que da indicios de la rentabilidad y viabilidad del proyecto. Los valores de los indicadores se presentan en la Tabla 5.11, y los cálculos realizados para su obtención se encuentran en el Anexo VI.

Tabla 5.11. Indicadores financieros

Indicador	Valor
VAN (USD)	3 881 852,83
TIR (%)	67,70
Tiempo de recuperación de la inversión (años)	2

5.5 PUNTO DE EQUILIBRIO

Para determinar el punto de equilibrio del proyecto, es necesario establecer los costos fijos y variables del mismo, obtenidos previamente para la elaboración del flujo de caja, en la Tabla 5.12 y en la Tabla 5.13 se muestran los valores de dichos costos.

Tabla 5.12. Costos fijos

Costos fijos	Valor (USD/año)
Mano de obra indirecta	111 600,00
Materiales indirectos	11 200,00
Depreciación	88 007,21
Imprevistos	30 000,00
Gastos administrativos	141 175,55
Gastos de ventas	125 724,16
Mantenimiento	44 224,33
Total	551 931,25

Tabla 5.13. Costos variables

Costos variables	Valor (USD/año)
Materiales directos	5 017 875,35
Mano de obra directa	252 000,00
Total	5 269 875,35

A partir de dicha información se evidenció que el costo variable unitario de producto es de 367,24 USD/t; que se obtuvo al dividir el total de los costos variables presentado en la Tabla 5.13 para la capacidad total de la planta de 14 350,00 t/año. El precio de venta se estableció en 480 USD/t, al encontrarse dentro del rango de precios establecidos para combustibles sólidos sujetos a reemplazarse por el biocarbón producido. Los ingresos de ventas totales que se obtuvo previamente tienen un valor de 6 888 000,00 USD/año. El punto de equilibrio se obtuvo al realizar las rectas correspondientes a los costos fijos, costos variables, costos totales e ingresos totales como se muestra en la Figura 5.1.

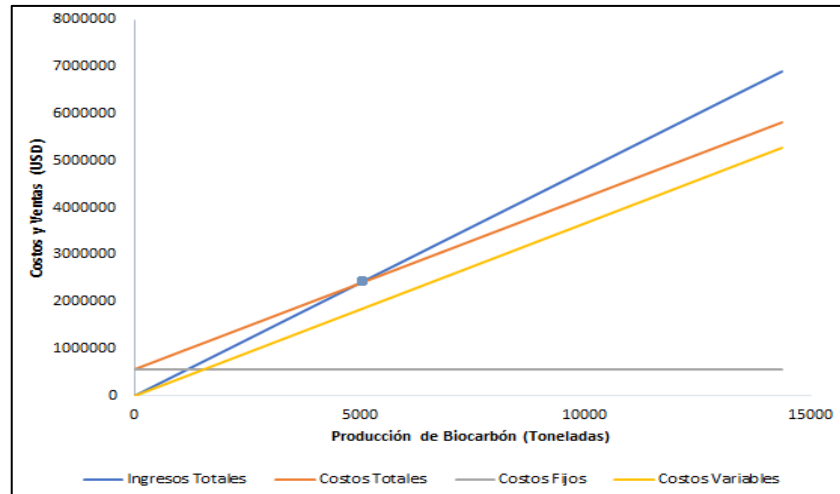


Figura 5.1. Punto de equilibrio del proyecto

El punto de intersección de los ingresos y costos totales presentado mediante la Figura 5.1 representa el punto de equilibrio del proyecto, lo cual indica que, a partir de 4 895 t producidas y vendidas anualmente, que corresponden el 34,11 % del total de la producción, se obtienen utilidades.

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1 CONCLUSIONES

1. Debido a que la mayor concentración de empresas extractoras de aceite de palma, generadoras de raquis de palma como residuo, se encuentran en la provincia de Santo Domingo de los Tsáchilas, se seleccionó dicha provincia como ubicación para la planta de producción de biocarbón a partir de raquis de palma.
2. Al tratar un flujo de 4 t/h de raquis de palma con un trabajo de 24 horas de la planta, se obtiene de 15 a 16 lotes por día de producto, lo que resulta en una producción anual de 14 350 toneladas de pellets de biocarbón.
3. Se requieren 4 silos de alimentación de raquis de palma para abastecer la producción diaria de biocarbón, que depende esencialmente del proceso de torrefacción. En dicha operación sucede la transformación de la materia prima y no trabaja de manera continua como las operaciones previas, de modo que, es necesario otro silo que recolecte el material proveniente de dichas operaciones hasta que la reacción de torrefacción se efectúe.
4. Mediante la elaboración del flujo de caja, realizado con la información proporcionada del diseño básico y conceptual de la planta, se obtuvo un valor actual neto (VAN) igual a 3 881 852,83 USD, lo que implica que el proyecto en efecto percibirá ganancias, y se obtuvo una tasa interna de retorno (TIR) igual a 67,71 %, superior a la tasa de recuperación establecida en 11,83 %.
5. Con el monto total de las ventas anuales de biocarbón, y al considerar costos, gastos e impuestos, es posible recuperar la inversión inicial de los activos fijos en un periodo de 2 años.

6. Del análisis del punto de equilibrio del proyecto se determinó que una vez alcanzado el 34,11 % de las ventas totales anuales, se empezarán a percibir utilidades por la venta de biocarbón a partir de raquis de palma.

6.2 RECOMENDACIONES

1. Analizar la posibilidad de implementar otro sistema de calentamiento para el reactor de torrefacción que no implique la utilización de combustibles que generen un gran impacto ambiental, y que los gastos asociados a su adquisición no afecten de manera significativa las finanzas del proyecto.
2. Considerar la implementación de un tanque de almacenamiento y de un enfriador para el agua requerida en el tanque de enfriamiento del raquis de palma torrefactado, con el objeto de recircular el agua y de esta manera disminuir considerablemente su consumo.
3. Construir una planta piloto del proceso de producción con la información proporcionada por el diseño dimensionamiento ya elaborado en el presente trabajo, con el objeto de verificarlo, validarlo y conseguir información para la elaboración de la ingeniería de detalle.
4. Realizar nuevamente el estudio de prefactibilidad económica al considerar aparte de la ingeniería básica y conceptual, la ingeniería de detalle para verificar la viabilidad económica del proyecto.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Abdullah, T., Ahmad, A., Johari, A y Nyakuma, B. (2014). Comparative analysis of the calorific fuel properties of Empty Fruit Bunch Fiber and Briquette. *Energy Procedia*, 52(2014), 466-473. doi: 10.1016/j.egypro.2014.07.099.
2. Achabal, F., Arnal, E., Gutiérrez, A y Montemayor, F. (2005). *Proyecto y Construcción de Galpones Industriales*. (1ra. ed). Caracas, Venezuela: Eduardo Arnal.
3. Agencia de Regulación y Control de Recursos Naturales y Energías no Renovables. (2021). Reporte preliminar de producción diaria de petróleo y gas natural. Recuperado de: <https://www.controlrecursosyenergia.gob.ec> (Junio, 2021)
4. Aguirre, J. (2018). *Análisis de la Matriz Energética Ecuatoriana y Plan de Desarrollo Energético Sostenible para la ciudad de Machala*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Máster en Tecnología Energética para el desarrollo sostenible). Recuperada de la base de datos de la Universitat Politècnica de Valencia. (10251/106306).
5. American Society of Mechanical Engineers. (2010). *Código para Calderas y Recipientes a Presión*. (2010 ed). Nueva York, USA: ASME.
6. Andes Metal. (2021). Ingeniería y Construcciones Mecánicas. Recuperado de: <https://andesmetal.com.ec/> (Enero, 2021)
7. ANCUPA. (2017). Censo Nacional Palmero. Recuperado de: <http://www.ancupa.com> (Julio, 2020)

8. ANCUPA. (2019). Situación actual y perspectivas del cultivo de palma aceitera en el Ecuador, 1er ExpoCongreso Internacional de Palma Aceitera 2019. Recuperado de: <http://www.ancupa.com/2019/10/02/1er-expocongreso-internacional-palma-aceitera-2019/> (Julio, 2020)
9. American Petroleum Institute. (2012). *Welded Tanks for Oil Storage*. (API Standard 650). Washington, D.C., USA: API.
10. ARCONEL. (2020). Tarifas de Sector Eléctrico. Recuperado de: <https://www.regulacionelectrica.gob.ec/tarifas-del-sector-electrico/> (Marzo, 2021)
11. ARCOMET. (2020). Mezcladora Helicoidal. Recuperado de: <http://www.arcomet7.com/> (Febrero, 2021)
12. Arequipa, C. (2018). *Obtención de pellets de biocarbón a partir de la Biomasa Lignocelulósica del Raquis de Palma Africana*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
13. Arteaga, L., Segura, C. y Santana, K. (2015). Procesos de Torrefacción para Valorización de Residuos Lignocelulósicos, Análisis de posibles tecnologías de aplicación en Sudamérica. *Afinidad*, 73(573), 60-68. Recuperado de: <https://dialnet.unirioja.es/servlet/articulo?codigo=5467349> (Diciembre, 2020).
14. ASME VIII. (2010). Código para Calderas y Recipientes a Presión. Recuperado de: <https://www.asme.org/wwwasmeorg> (Marzo, 2021).

15. American Society for Testing and Materials. (2012). *Standard Specification for Pipe, Steel, Black and Hot-Dipped, Zinc-Coated, Welded and Seamless*. (ASTM A53). Nueva York, USA: ASTM.
16. American Society for Testing and Materials. (2019). *Standard Specification for Carbon Structural Steel*. (ASTM A36/A36M). Nueva York, USA: ASTM.
17. BAN ECUADOR. (2021). Tasas Efectivas. Recuperado de: <https://www.banecuador.fin.ec/informacion-general/tasas-de-interes/#> (Marzo, 2021)
18. Baquero, N. y Belalcázar, P. (2020). *Propuesta de Aprovechamiento del Residuo de Raquis Proveniente de la Industria Aceitera Ecuatoriana en Materiales no Convencionales*. (Proyecto de Titulación previo a la Obtención del Título de Ingeniero Ambiental no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
19. Bejarano, G. (2006). *Estudio de Factibilidad para la Producción de Aceite de Palmiste en Quinindé, provincia de Esmeraldas*. (Proyecto previo a la obtención del título de Ingeniero en Agroempresas no publicado no publicado). Universidad San Francisco de Quito, Quito, Ecuador.
20. Benítez, T. (2008). *Caracterización Morfológica y Térmica del Almidón de Maíz obtenido por diferentes Métodos de Aislamiento*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Licenciado en Química de Alimentos). Universidad Autónoma del Estado de Hidalgo, Pachuca.
21. Brealey, R y Stewart, M. *Principios de Finanzas Corporativas*. (2da. Ed). Madrid, España: McGraw Hill.

22. British Standard Instituto. (2012). *Solid biofuels – Fuel specifications and clases. General requirements.* (BS EN 14961-6). Londres, Inglaterra: BS.
23. Cámara de Industrias y Producción. (2020). Carga Tributaria en el Ecuador. Recuperado de: <https://www.cip.org.ec/> (Marzo, 2021)
24. Cementos Chimborazo. (2018). Consumo de Crudo Reducido. Recuperado de: <http://www.cementochimborazo.com> (Julio, 2020).
25. Cengel, Y. (2007). *Transferencia de Calor y Masa: Enfoque Práctico.* (3ra. Ed). CDMX, México: McGraw Hill.
26. Choque, J. (2016). *Optimización y Control de Calidad en la construcción de Silo de Almacenamiento para material puzolánico.* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero de Materiales no publicado). Universidad Nacional de San Agustín, Arequipa, Perú.
27. Citaméricas. (2021). Costo de transporte por kilómetro. Recuperado de: http://www.citamericas.org/imagenes/files/1_estudio_fletes_-_ecuador.pdf (Enero, 2021)
28. Cleaverbrooks. (2020). Burners. Recuperado de: <https://cleaverbrooks.com/> (Diciembre, 2020)
29. Conveyor Equipment Manufacturers Association. (2002). *Belt Conveyors for Bulk Materials.* (5ta. Ed). United States: CEMA.
30. Dávalos, N. (1984). *Enciclopedia básica de administración, contabilidad y auditoría.* (2da. Ed). Quito, Ecuador: Editorial Ecuador

31. DENAIR. (2020). Compresores Centrífugos. Recuperado de: <https://www.denair.com> (Febrero, 2021)
32. DIN 1055. (1987). Design loads for buildings: Loads in Silo bins. Alemania DS. (2020). Impact Mill. Recuperado de: <https://www.ds-mobilecrusher.com/> (Febrero, 2021)
33. Dismetal (2021). Precio planchas metálicas. Recuperado de: <https://dismetal.ec/productos/planchas/laminadas-en-caliente> (Enero, 2021)
34. DS. (2020). Crushers. Recuperado de: <https://www.ds-mobilecrusher.com> (Diciembre, 2020)
35. Dungani, R., Aditiawati, P., Aprilia, S., Yuniarti, K., Karliati, T., Suwandhi, I y Sumardi, I. (2018). Biomaterial from Oil Palm Waste: Properties, Characterization and Applications. En T. Karliati (Ed.), *Materials Science* (pp. 31-51). Intech. <http://dx.doi.org/10.5772/intechopen.76412>.
36. Ecuapack. (2020). Banda Transportadora. Recuperado de: <https://www.ecuapack.com/> (Febrero, 2021)
37. El periódico de la Energía. (2019). BP Energy Outlook 2019: El mundo de la energía está cambiando. Recuperado de: <https://elperiodicodelaenergia.com/> (Febrero, 2021)
38. Empresa Pública Petroecuador. (2021). La Planta de Licuefacción de Gas Bajo Alto. Recuperado de: <https://www.eppetroecuador.ec/?p=6683> (Junio, 2021)
39. EPMAPSD. (2021). Calculadora m³ de Agua para uso Industrial. Recuperado de: <https://www.epmapasd.gob.ec/> (Marzo, 2021)

40. Feng, J., Dong, H., Gao, J., Liu, J y Liang, K. (2015). Experimental study of gas–solid overall heat transfer coefficient in vertical tank for sinter waste heat recovery. *Applied Thermal Engineering*, 95 (2016), 136 – 142. Doi: 10.1016/j.applthermaleng.2015.11.058.
41. Fengel, D y Wegener, G. (1984). Wood—chemistry, ultrastructure, reactions. *Walter de Gruyter*, 23 (11), 600 – 613. doi: 10.1002/pol.1985.130231112.
42. Fernández, O y Ortiz, R. (1994). *El Cultivo de la Palma Aceitera*. (1ra. Ed). San José: Costa Rica: EUNED
43. Ferro, D., Soler, P y Zanzi, R. (2009). Torrefacción de Biomasa Densificada. *Tecnología Química*, 29 (1), 180-186. Recuperado de: <https://www.redalyc.org/pdf/4455/445543761022> (Noviembre, 2020)
44. Figueroa, E. (2014). *Estudio Técnico-económico para la Implantación de una planta de generación de Energía Eléctrica a partir de biomasa en Andalucía*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del Máster en Ingeniería Ambiental no publicado). Universidad de Sevilla, Sevilla, España.
45. Furlan. (2020.) Cribas Vibratorias. Recuperado de: <https://white-house-greifswald.de> (Diciembre, 2020)
46. GAD Santo Domingo de los Tsáchilas. (2021). Precios y Tarifas de servicios básicos. Recuperado de: <http://gptsachila.gob.ec/> (Enero,2021)
47. Garzón, E., Ramírez, N., Silva, A y Yáñez, E. (2011). *Boletín Técnico No. 30. Caracterización y Manejo de Subproductos del Beneficio*

del Fruto de Palma de Aceite. (5ta. ed). Bogotá, Colombia: CENIPALMA.

48. Gonzáles, E y Gómez, M. (2006). Estudio comparativo de diversas Normas para el cálculo de Silos de Almacenamiento de Materiales Granulares. X Congreso Internacional de Ingeniería de Proyectos Valencia. Recuperado de: <https://www.aepro.com> (Noviembre, 2020)
49. Gonzáles, C y Sánchez, C. (2016). *Resistencia a la Corrosión de los aceros API 5l grado b, ASTM a-36 y AISI 304, a diferentes temperaturas expuestos a Niebla Salina controlada*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero de Materiales no publicado). Universidad Nacional de Trujillo, Trujillo, Perú.
50. González, A., Rincón, S., Talero, G y Zapata, A. (2017b). Peletización de tusa y fibra de Palma Africana Torrefacta: Evaluación del efecto de la Temperatura de Pelletización y de Torrefacción en la pelletización y la calidad de los pellets. *Palmas*, 38(2), 64 – 82. Recuperado de: <https://publicaciones.fedepalma.org/index.php/palmas/article/view/12125> (Julio, 2020).
51. Guerrero, P. (2013). *Estimación de Costos en Proyecto Metalmecánicos y su Aplicación en el área petrolera*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
52. Guayllas, L y Montero, J. (2012). *Diseño y Construcción de un Molino de Martillos con Tamiz Intercambiable, para Pulverizar Yeso Crudo*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de

Ingeniero Químico). Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, Riobamba, Ecuador.

53. HANYU. (2020). Máquina de Pellets de Biocarbón. Recuperado de: <https://hanyu.en.china.cn/> (Febrero, 2021).
54. HENANG PINGYUAN MACHINERY. (2020). Conveyor. Recuperado de: www.pkmachinery.com (Febrero, 2021)
55. Hitzl, M., Corma, A., Pomares, F. y Renz, M. (2015). *The hydrothermal carbonization (HTC) plant as a decentral biorefinery for wet biomass. Catalysis Today*, 257(2), 154-159. doi: 10.1016/j.cattod.2014.09.024
56. Holcim. (2017). Memoria de Sostenibilidad. Recuperado de: <http://memoria.holcimecuador.com> (Julio, 2020)
57. IESS. (2021). Salarios Mínimos de Aportación. Recuperado de: <https://www.iesgob.ec/es/web/empleador/salarios-de-aportacion> (Enero, 2021)
58. Incropera, P. (1999). *Fundamentos de Transferencia de Calor*. (4ta. ed). CDMX, México: Prentice Hall
59. Industrias Guapán. (2017). Adquisición de 8000000 galones de residuo cementero para uso en el área de clinkerización. Recuperado de: www.industriasguapan.com.ec (Julio, 2020).
60. INEC. (2021). Índices de Precios de Construcción. Recuperado de: <https://www.ecuadorencifras.gob.ec/indice-de-precios-de-la-construccion/> (Enero, 2021)

61. Ingersoll Rand. (2020). Compresores MSG AIR NX 12000. Recuperado de: <https://www.ingersollrand.com> (Febrero, 2021)
62. INIAP – EESD. (2015). *Manual de Cultivo de la Palma Aceitera*. (1ra. ed). Santo Domingo, Ecuador: Comité Editorial INIAP EESD.
63. Instituto Nacional de Estadística y Censos. (2018). Cobertura de Servicios Básicos en la Provincia de Santo Domingo. Recuperado de: <http://www.gptsachila.gob.ec/> (Febrero, 2021)
64. Instituto Nacional de Preinversión. (2014). *Atlas Bioenergético de la República del Ecuador*. (1ra. ed.) Quito, Ecuador: ESIN Consultora S.A.
65. Instituto Nacional de Meteorología e Hidrología. (2020). Red de Estaciones Automáticas Hidrometeorológicas. Recuperado de: <http://www.serviciometeorologico.gob.ec/> (Noviembre, 2020).
66. JY. (2020). Tornillo sin Fin. Recuperado de: <http://www.JY.com> (Febrero, 2021).
67. Khalil, A., Jawaid, M., Tahir, P and y Hassan, A. (2012). Oil Palm Biomass Fibers and Recent Advancement in Oil Palm Biomass Fibers Based Hybrid Biocomposites. En N. Hu (Ed.). *Composites and Their Applications*, (pp. 187-220). IntechOpen. doi: 10.5772/48235.
68. La Fabril. (2018). Memoria de Sostenibilidad de La Fabril. Recuperado de: <https://www.lafabril.com.ec> (Julio, 2020)
69. Law, K y Jiang, X. (2001). Comparative Papermaking Properties of Oil Palm Empty Fruit Bunch. *Technical Association of the Pulp and Paper Industry*, 84 (1), 1-95. Recuperado de:

<https://www.cabdirect.org/cabdirect/abstract/20013014557>
(Noviembre, 2020)

70. León, M. (2018). *Diseño y Construcción de un Bioreactor*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico no publicado). Universidad San Francisco de Quito, Quito, Ecuador.
71. Leyva, S., Rodríguez, Y., Mendoza, T y Cadena J. (2019). Manejo del Raquis Generado en las Extractoras de Palma aceitera para la Elaboración de Compost. *Ecociencia*, 6 (4), 1-17. Recuperado de: <https://revistas.ecotec.edu.ec/index.php/ecociencia/article/view/196> (Noviembre, 2020)
72. Logística ecuatoriana de carga. (2021). Transporte Nacional e Internacional. Recuperado de: <https://www.lec-ecuador.com/transporte.html> (enero, 2021).
73. Major, J. (2010). Guidelines on practical aspects of biochar application to field soil in various soil management systems. International Biochar Initiative. Recuperado de: www.biocharinternational.org (Julio, 2021)
74. Maskepack. (2020). Banda Transportadora. Recuperado de: <http://www.maskepack.com> (Febrero, 2021)
75. Mayer-Laigle, C., Rajaonarivony, R., Blanc, N. y Rouau, X. (2018). Comminution of Dry Lignocellulosic Biomass: Part II. Technologies, Improvement of Milling Performances, and Security Issues. *Bioengineering*, 5 (3), 1-17. doi: 10.3390/bioengineering5030050.

76. Mediavilla, G y Valverde, C. (2014). *Diseño y Estandarización de Tanques de Almacenamiento de Cemento para una Capacidad de 50 T-M* (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
77. Mejía, M. (2012). *Elaboración de Tableros Aglomerados Auto adheridos a partir de Fibra de Raquis de Palma Africana* (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniera Química no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
78. Medina, J y Salas, J. (2008). Caracterización Morfológica del Granulo de Almidón Nativo: Apariencia, Forma, Tamaño y su Distribución. *Revista de Ingeniería*, 27 (27), 56 – 62. Doi: 10.16924/revinge.27.6 (Enero, 2021).
79. Mills, A. (1995). *Transferencia de Calor*. (1ra. ed.). Bogotá, Colombia: McGraw Hill.
80. Ministerio del Ambiente y Agua. (2018). Programa Nacional para la Gestión Integral de Desechos Sólidos – PNGIDS ECUADOR. Recuperado de: <https://www.ambiente.gob.ec/programa-pngids-ecuador/> (Julio, 2020)
81. Ministerio de Energía y Recursos Naturales no Renovables. (2018). Balance Energético Nacional. Recuperado de: <https://www.recursosyenergia.gob.ec> (Julio, 2020)
82. Ministerio de Transporte y Obras Públicas. Importación de carbón mineral. Recuperado de: <https://www.obraspublicas.gob.ec/> (Febrero, 2021)

83. Ministerio del Trabajo. (2020). Salarios Mínimos Sectoriales. Recuperado de: <https://www.trabajo.gob.ec/wp-content/uploads/2020/12/ANEXO-1%E2%80%9CEstructuras-ocupacionales-%E2%80%93-salarios-m%C3%ADnimos-sectoriales-y-tarifas-sa.pdf?x42051> (enero, 2021)
84. Morillo, M. (2007). Los Costos del Marketing. *Actualidad Contable. FACES*, 10 (14), 104 – 117. Recuperado de: <https://biblat.unam.mx/es/revista/actualidad-contable-faces/articulo/los-costos-del-marketing> (Diciembre, 2020).
85. Morales, G., Velasco, J y Villafior, G. (2008). Variables Significativas del Proceso de Combustión del Gas Natural. *Información Tecnológica*, 19 (4), 57-62. doi: 10.1612/inf.tecnol.3883it.07.
86. Mott, R y Untener, J. (2015). *Mecánica de Fluidos*. (7ma. ed.). CDMX, México: Pearson.
87. Nassekina, V. (2012). *Estudio del Comportamiento de Acero Inoxidable 316L en Medios Salinos mediante Técnicas Electroquímicas*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniera en Naval y Oceánico no publicado). Universidad Politécnica de Cartagena, Cartagena, Colombia.
88. OLADE. (2019). Hacia una Matriz Energética Diversificada en Ecuador. Recuperado de: <http://biblioteca.olade.org/> (Febrero, 2021)
89. Ortiz, E y Tirado, R. (2005). *Diseño y Construcción de una Trituradora de un Trituradora de Mandíbulas de Excéntrica Elevada*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico no publicado). Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.

90. Ortega, D y Torres, F. (2016). *Diseño de un silo de fondo cónico para almacenar maíz con capacidad de 25 toneladas con carga y descarga*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico no publicado). Universidad Politécnica Salesiana sede Quito, Quito, Ecuador.
91. Patiotuerca. (2021). Precios de Vehículos Pesados. Recuperado de: <https://ecuador.patiotuerca.com/> (Enero, 2020)
92. PETROECUADOR. (2020). Combustibles. Recuperado de: <https://www.eppetroecuador.ec> (Marzo, 2021)
93. Peña, C y Yáñez, M. (2011). *Diseño de un Reactor para la Torrefacción de Asserrín de Pino con fines Energéticos a Escala Laboratorio*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniero en Electromecánica no publicado). Universidad Técnica de Cotopaxi, Latacunga, Ecuador.
94. Portal Portuario. (2018). Ecuador: Puerto de Esmeraldas recibe 41.500 toneladas de coque de petróleo. Recuperado de: <https://portalportuario.cl/ecuador-puerto-de-esmeraldas-recibe-41-500-toneladas-de-coque-de-petroleo/> (Julio, 2020)
95. Pineda-Gómez, P., Coral, D., Ramos-Rivera, A. y Rosales-Rivera, A. (2011). Estudio de las Propiedades Térmicas de Harina de Maíz Producidos por Tratamiento Térmico – Alcalino. *Ingeniería y Ciencia*, 7 (14), 119 – 142. Recuperado de: <http://www.scielo.org.co/pdf/ince/v7n14/v7n14a07> (Octubre, 2020)
96. PRODUQUIMIC. (2021). Químicos para la Industria. Recuperado de: <https://produquimic.com.ec/> (Marzo, 2021)

97. PROLAC. (2020). Bombas Centrífugas. Recuperado de: <https://www.inoxpa.es> (Febrero, 2021)
98. Properati. (2020). Lotes en venta. Recuperado de: <https://www.properati.com.ec/> (Enero, 2021)
99. PYCCA. (2021). Mobiliario de Oficina. Recuperado de: <https://www.pycca.com/muebles/oficina/escritorios-y-sillas?sc=1> (Enero, 2021)
100. Ravenet, J. (1992). *Silos*. (1ra. ed.). Barcelona, España: IMGESA
101. Renovetec. (2019). Presupuesto anual de mantenimiento. Recuperado de: <http://www.renovetec.com/> (Enero, 2021)
102. Ricaute, L. (2016). *Diseño y simulación de un Tanque Mezclador de 10,000 gal para la elaboración de aceites lubricantes*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico no publicado). Escuela Superior Politécnica del Litoral, Guayaquil, Ecuador.
102. RMGROUP. (2020). From Fill and Seal Packaging Systmes. Recuperado de: <https://rmgroupuk.com/> (Febrero, 2021)
104. Rodríguez, M. (2017). *Diseño de Almacenamiento y Alimentación de biomasa para un Gasificador de la central de 75 kw en el laboratorio de energías renovables*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Civil Mecánico no publicado). Universidad Técnica Federico Santamaría, Valparaíso, Chile.
105. Rosales, J. (2018). *Impacto del Picado de Racimos en Vacíos de Palma Aceitera sobre el Tiempo y Calidad de Compostaje; Naturaceites*

S.A. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Agrónomo no publicado). Universidad Rafael Landívar, Zacapa, Guatemala.

106. Sacramento-Rivero, J., Romero, G., Cortés-Rodríguez, E., Pech, E. y Blanco-Rosete, S. (2010). Diagnóstico del desarrollo de biorrefinerías en México. *Revista mexicana de ingeniería química*, 9(3), 261-283. Recuperado de: <https://www.redalyc.org/pdf/620/62016236004> (Diciembre, 2020)
107. Sacos Martínez. (2021). Sacos de Papel Kraft. Recuperado de: <https://sacosmartinez.es> (Febrero, 2021).
108. Sánchez, R. (2007). Determinación del Coeficiente Convectivo de Materia en el Secado de Sólidos. Maderas. *Ciencia y Tecnología*, 9 (3), 245 – 258. Doi: 10.4067/S0718-221X2007000300005 (Enero, 2021)
109. SEALCO. (2019). Aislamiento Térmico. Recuperado de: <http://www.cisealco.com/catalogos/aislamiento-termico/general-aislamiento-termico2018.pdf> (Enero, 2021)
110. Servicio de Rentas Internas. (2020). Impuesto al valor agregado. Recuperado de: <https://www.sri.gob.ec/impuesto-al-valor-agregado-iva> (Enero, 2021)
111. Servicio Nacional de Aduana del Ecuador. (2021). Importaciones. Recuperado de: <https://www.aduana.gob.ec/para-importar/> (Enero, 2021)
112. Shandong Fenghan Machinery. (2019). Palm Fiber Crusher Machine. Recuperado de: <http://en.cnfenghan.com/> (Febrero, 2021)

113. Sinnott, R y Towler, G. (2017). *Diseño en Ingeniería Química*. (5ta. Ed.). Barcelona, España: Editorial Reverté.
114. Smurfitkappa. (2021). *Empaques*. Recuperado de: <https://www.smurfitkappa.com> (Febrero, 2021)
115. Soriano, B. (2005). *Planta de Fabricación de Aceite*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniera Mecánica de Construcción no publicado). Escuela Superior de Ingeniería de Sevilla, Sevilla, España.
116. Streeter, V., Wyle, E y Bedford, K. (2000). *Mecánica de Fluidos*. (9na. ed.). Bogotá, Colombia: McGraw Hill
117. Talero, G., Rincón, S y González, A. (2017a). *Torrefacción de tusa y fibra de palma africana (Elaeis guineensis) procedente de los Llanos Orientales de Colombia. Determinación del efecto de la Temperatura de Torrefacción en las características de los productos*. *Palmas*, 38(1), 27–47. Recuperado de: <https://publicaciones.fedepalma.org/index.php/palmas/article/view/12043> (Julio, 2020)
118. Tolosa, I., Garciandía, F., Zubiri, F., Zapirain, F. y Esnaola, A. (2010). Study of Mechanical Properties of AISI 316 Stainless Steel Processed by “Selective Laser Melting”, Following Different Manufacturing Strategies. *Int J Adv Manuf Technol* 51, 639–647. doi: 10.1007/s00170-010-2631-5.
119. TradeMap. (2019). List of supplying markets for the product imported by Ecuador in 2019. Recuperado de: https://www.trademap.org/Country_SelProductCountry.aspx (Julio, 2020)

120. Trasobares, J. (2011). *Torrefacción de Biomasa*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico no publicado). Universidad Zaragoza, Zaragoza, España.
121. Triana, G. (2016). *Diseño de una Planta Trituradora y Molienda de Piedra para la extracción de Oro*. (Proyecto de Titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico no publicado). Escuela Politécnica del Litoral, Guayaquil, Ecuador.
122. Texto unificado de Legislación Secundaria de Medio Ambiente. (2017). Norma de Calidad Ambiental y Descarga de Efluentes: Recurso Agua. ("TULSMA" Libro VI Anexo I). Quito, Ecuador: Ministerio del Ambiente del Ecuador.
123. Unacem. (2018). Reporte de Sostenibilidad. Recuperado de: <https://unacem.com.ec/es/reportes-de-sostenibilidad/reportes-de-sostenibilidad/> (Julio,2020).
124. Velasco, L., Goyos, L., Freire, L. e Ibarra, A. (2015). Potencial de Aprovechamiento de la Biomasa Vegetal como Aislamiento en Climas Extremos del Ecuador. *Enfoque UTE*, 6(4), 23 – 41. doi: 10.29019/enfoqueute.v6n4.76.
125. Ventosa, I., Sojos, A., Vicuña, Z., Vela, G. y Rivera, P. (2018). Subsidios a los combustibles fósiles en Ecuador: diagnosis y opciones para su progresiva reducción. *Revibec*, 28(1), 87-186. Recuperado de: <https://raco.cat/index.php/Revibec/article/view/338980> (Diciembre, 2021)
126. Williams, O., Eastwick, C., Kingman, S., Giddings, D., Lormor, S. y Lester, E. (2015). Investigation into the applicability of Bond Work

Index (BWI) and Hardgrove Grindability Index (HGI) tests for several biomasses compared to Colombian La Loma coal. *Fuel*, 158 (1), 379 – 387. doi: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2015.05.027>.

ANEXOS

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I	
Datos utilizados para el cálculo de los balances de masa y energía	266
ANEXO II	
Balance de masa	270
ANEXO III	
Balance de energía	284
ANEXO IV	
Catálogos de los equipos	311
ANEXO V	
Datos para el dimensionamiento y selección de equipos	322
ANEXO VI	
Datos y cálculos para realizar el estudio de prefactibilidad económica	328
ANEXO VII	
Diagrama de Gantt	335

ANEXO I

DATOS UTILIZADOS PARA EL CÁLCULO DE LOS BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

Es necesario conocer la composición de cada corriente, puesto que se utilizó para realizar los cálculos concernientes al balance de masa en la operación de torrefacción correspondiente al proceso de producción de pellets de biocarbón, estos cálculos se presentan en el Anexo II.

En la Tabla AI.1 se presentan los datos de la composición de las corrientes de entrada y salida del reactor de torrefacción.

Tabla AI.1. Composición de las corrientes de entrada y salida del reactor de torrefacción

Corrientes	Nomenclatura	Producto	Composición	Porcentajes
Corriente de entrada	6	Raquis de palma	Raquis de palma	66,06 %
			Humedad	33,94 %
Corrientes de salida	7	Raquis de palma torrefactada 60 %	Raquis de palma	95,20 %
			Humedad	4,80 %
	8	Gas 40 %	H ₂ O	77,50 %
			Orgánicos	4,65 %
			CO ₂	13,03%
			CO	4,83 %

(Arequipa, 2018, p. 11; Talero et al., 2017a, pp. 41-44)

Para realizar los cálculos concernientes al balance de energía de las operaciones unitarias que conforman el proceso de producción es necesario conocer algunas propiedades.

En la Tabla AI.2 se presenta los valores de las propiedades termofísicas del raquis de palma y del aire, así como el valor de la entalpía de reacción.

Tabla AI.2. Propiedades termofísicas del raquis de palma, del aire y entalpía de la reacción de torrefacción

Propiedad	Unidades	Valor
*Calor específico del raquis de palma	J/kg·K	1 482,69
**Conductividad térmica del raquis de palma	W/m·K	0,086
***Entalpía de torrefacción	kJ/kg	300
****Coeficiente de convección del aire	W/m ² ·K	15

(*Abdullah et al., 2014, p. 471; **Velasco et. al, 2015, p.25; ***Talero et al., 2017, p.43; ****Sánchez, 2007, p. 258)

Para calentar el reactor de torrefacción se emplean gases de combustión procedentes de un quemador, en la Tabla AI.3 se presenta la composición de este gas de combustión, así como algunas propiedades del mismo.

Esta información es de suma importancia para realizar los cálculos pertenecientes a la determinación del valor correspondiente a la temperatura de salida del reactor de este flujo de gas. Estos cálculos se presentan en el balance de energía que se encuentra en el Anexo III.

Tabla AI.3. Composición del gas de combustión que calienta la materia prima

Gas de combustión	Composición
CO ₂	18,65 %
CO	2,75 %
H ₂ O	40,62 %
N ₂	30 %
O ₂	7,98 %
Propiedades a 300 °C	
Peso molecular	27,72 g/mol
Densidad	0,5895 kg/m ³
Viscosidad	0,0026655 cP
Calor específico	1 195 J/kg·°C
Conductividad calorífica	0,004254 W/m·K

(Morales, Velasco y Villafior, 2008, p.58)

En la Tabla AI.4 se presentan las propiedades térmicas a diferentes temperaturas de los gases de combustión.

Tabla AI.4. Propiedades de los gases de combustión a diferentes temperaturas

Propiedad	Símbolo	Unidad	Valor
T = 500,00 K			
Densidad	P	kg/m ³	0,5895
Viscosidad	μ	kg / m·s	22,07x10 ⁻⁶
Número de Prandtl	Pr	-	0,8200
Conductividad Térmica	K	W/ m·K	0,165
T = 457,32 K			
Densidad	P	kg/m ³	0,601 kg/m ³
Viscosidad	μ	kg / m·s	21,9x10 ⁻⁶
Número de Prandtl	Pr	-	0,824
Conductividad Térmica	K	W/ m·K	0,166

(Mills, 1995, pp. 868-871)

Se presentan en la Tabla AI.5 las propiedades del agua a 303 K, para realizar cálculos del balance de energía en la operación de enfriamiento del material.

Tabla AI.5. Propiedades del agua a 303 K

Propiedad	Símbolo	Unidad	Valor
Densidad	P	kg/m ³	994,88
Viscosidad	μ	kg / m·s	8,025x10 ⁻⁴
Número de Prandtl	Pr	-	5,41
Conductividad térmica	K	W/ m·K	0,61
Calor específico	Cp	J/kg·°C	4 177

(Incropera, 1999, pp. 840 - 846)

En la Tabla AI.6 se presentan las propiedades del gas natural usado como combustible para la producción de gases de combustión responsables del calentamiento del reactor.

Tabla AI.6. Propiedades del gas natural a 21,5 °C

Propiedad	Símbolo	Unidad	Valor
Densidad	P	kg/m ³	1,138
Viscosidad	μ	cP	1,784x10 ⁻³
Peso molecular	PM	g/mol	27,81
Conductividad calorífica	K	W/ m·K	0,002644
Poder calórico	PC	J/kg	2 736 000

(Morales et al., 2008, p.58)

ANEXO II

BALANCE DE MASA

Todas las ecuaciones empleadas para la determinación de los flujos másicos de cada corriente en esta sección, surgieron de la aplicación del balance de masa en cada operación unitaria que conforma el proceso de producción de biocarbón a partir de raquis de palma.

AII.1 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE RECEPCIÓN Y ALMACENAMIENTO

Se presenta en la Figura AII.1 el diagrama que se emplea en la operación de recepción y almacenamiento para el cálculo del balance de masa.

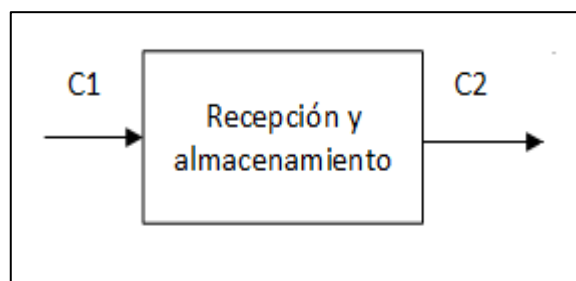


Figura AII.1. Diagrama operación de recepción y almacenamiento

La planta se diseñó para el procesamiento de 4 t/h de raquis de palma, que es el flujo másico correspondiente a la corriente C1.

Corriente C1: Racimos vacíos de raquis de palma.

$$C1 = 4 \text{ t/h} = 4\,000 \text{ kg/h}$$

Corriente C2: Racimos vacíos de raquis de palma. El flujo másico de la corriente C2 se determinó por medio de la Ecuación AII.1.

$$C1 = C2 \quad [AII.1]$$

$$C2 = 4 \text{ t/h} = 4\,000 \text{ kg/h}$$

AII.2 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE ALIMENTACIÓN

En la Figura AII.2 se presenta el diagrama que se emplea en la operación que alimenta para el cálculo del balance de masa.

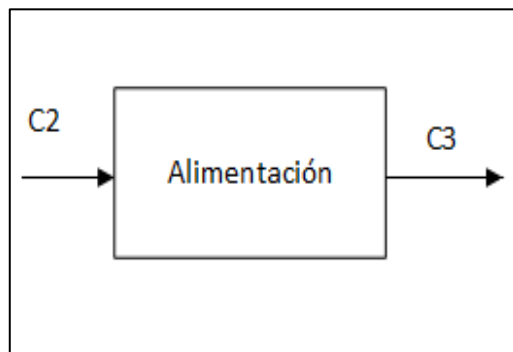


Figura AII.2. Diagrama operación de almacenamiento

Corriente C2: Racimos vacíos de raquis de palma.

$$C2 = 4 \text{ t/h} = 4\,000 \text{ kg/h}$$

Corriente C3: Racimos vacíos de raquis de palma.

El flujo másico de la corriente C3 se determinó por medio de la ecuación AII.2, ecuación encontrada al aplicar balance de masa en la operación de alimentación de raquis de palma desde los silos para abastecer a todas las operaciones unitarias subsiguientes del proceso.

$$C2 = C3 \quad [AII.2]$$

$$C3 = C4 \text{ t/h} = 4\,000 \text{ kg/h}$$

AII.3 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE CORTADO DE LOS RACÍMOS VACÍOS DE RAQUIS DE PALMA

En la Figura AII.3 se representa el diagrama empleado para la operación de cortado de los racimos vacíos de raquis de palma para el cálculo del balance de masa.

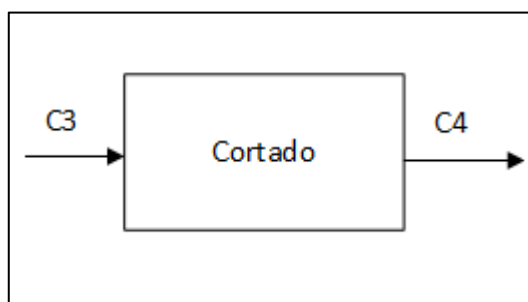


Figura AII.3. Diagrama operación de cortado

Corriente C3: Racimos vacíos de raquis de palma.

$$C3 = 4 \text{ t/h} = 4\,000 \text{ kg/h}$$

Corriente C4: Racimos vacíos de raquis de palma cortados.

El flujo másico de la corriente 4 se determinó con la Ecuación AII.3.

$$C3 = C4 \quad \text{[AII.3]}$$

$$C4 = 4 \text{ t/h} = 4\,000 \text{ kg/h}$$

AII.4 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE MOLIENDA Y CRIBADO DE RAQUIS DE PALMA

El 17 % del flujo que sale de la operación de cribado no contiene el tamaño de partícula deseado y apto para la operación subsiguiente, de modo que se debe

recircular al proceso de molienda. En la Figura AII.4 se presenta el diagrama empleado en ambas operaciones para el cálculo del balance de masa.

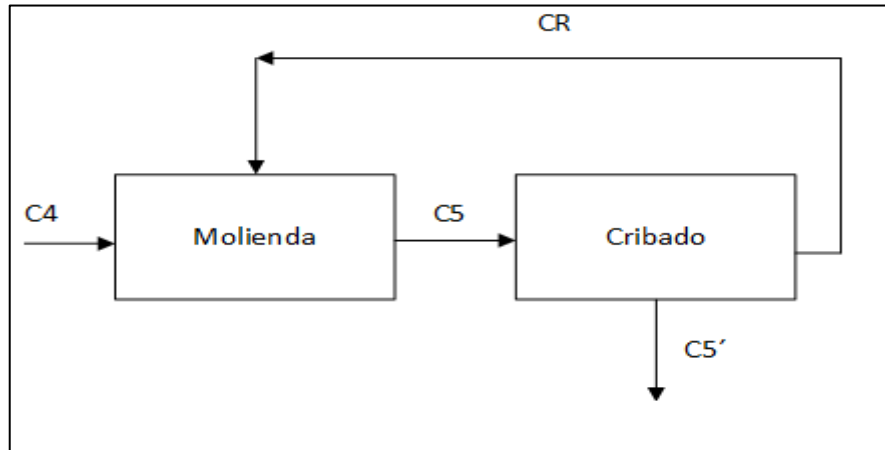


Figura AII.4. Diagrama operaciones de molienda y cribado

Corriente C4: Racimos vacíos de raquis de palma cortados.

$$C4 = 4 \text{ t/h} = 4\,000 \text{ kg/h}$$

Corriente C5 : Raquis de palma molido.

Para determinar el flujo de las corrientes C5, C5' y CR que involucran ambos procesos se utilizó la Ecuación AII.4, la Ecuación AII.5 y la Ecuación AII.6.

$$C5' = 0,83 \times (C5) \quad [\text{AII.4}]$$

$$CR = 0,17 \times (C5) \quad [\text{AII.5}]$$

$$C5 = C4 + R \quad [\text{AII.6}]$$

El valor de la corriente C4 previamente calculado es de utilidad puesto que al usar este valor y reemplazar en la Ecuación AII.5 en la Ecuación AII.6, se pudo obtener el flujo másico de la corriente C5.

$$C5 = 4\,000 \frac{\text{k} \times \text{g}}{\text{h}} + 0,17 \times (C5)$$

$$C5 = 4\,819,28 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 4,82 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

Corriente CR: Raquis de palma que no contiene el tamaño de partícula deseado y regresa al proceso de molienda.

La corriente CR se obtuvo al emplear la Ecuación AII.5.

$$CR = 0,17 \times (C5)$$

$$CR = (4\,819,28 \text{ kg/h}) \times 0,17$$

$$C5 = 819,28 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 0,82 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

Corriente C5' : Raquis de palma molido.

La corriente C5' se obtuvo al emplear la Ecuación AII.4.

$$C5' = 0,83 \times (4\,819,28 \text{ kg/h})$$

$$C5' = 4\,000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 4 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

AII.5 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE TORREFACCIÓN

Se presenta en la Figura AII.5 el diagrama empleado para la operación de torrefacción. En esta operación principal de torrefacción de raquis de palma se encuentran involucradas dos operaciones para su adecuado trabajo. La operación

de quemado es necesaria puesto que los gases de combustión que se emplean para calentar el reactor de torrefacción provienen de un quemador a gas natural.

Es obligatorio un silo de almacenamiento para el raquis de palma proveniente de las operaciones anteriores a la torrefacción, puesto que al ser el trabajo del reactor por lotes, se debe recolectar el material hasta que la reacción se efectúe.

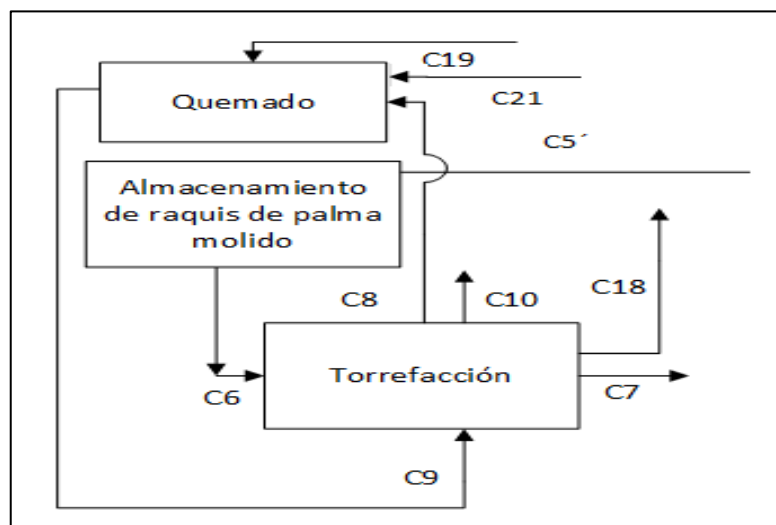


Figura AII.5. Diagrama de operación del proceso de torrefacción

Corriente C6: Raquis de palma molido y tamizado.

El flujo másico de la corriente C6 se obtuvo mediante la Ecuación AII.7.

$$C6 = C5' \quad [\text{AII.7}]$$

$$C6 = 4\,000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 4,00 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

Corriente C7: Raquis de palma torrefactado.

Para determinar el valor del flujo másico correspondiente a la corriente C7 se utiliza la Ecuación AII.8, determinada a partir de la composición de cada corriente presentada en la Tabla AI.1.

$$C7 = 0,6 \times (C6) \quad [\text{AII.8}]$$

$$C7 = 0,6 \times \left(4\,000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$$

$$C7 = 2\,400 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 2,40 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

Gases producto de la torrefacción.

Para determinar el valor del flujo másico correspondiente a la corriente de gases producto de la torrefacción se utiliza la Ecuación AII.9, determinada a partir de la composición de cada corriente presentada en la Tabla AI.1.

$$\text{Gases de Torrefacción} = 0,4 \times (C6) \quad [\text{AII.9}]$$

$$\text{Gases de Torrefacción} = 0,4 \times (4\,000 \text{ kg/h})$$

$$\text{Gases de Torrefacción} = 1\,600 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 1,60 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

Composición gases de torrefacción

Para determinar la composición másica de la corriente de salida del gas se utiliza la Ecuación AII.10, la Ecuación AII.11, la Ecuación AII.12 y la Ecuación AII.13, realizadas a partir de los datos presentados en la Tabla AI.1.

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{77,50}{100} \times (\text{Gases de torrefacción}) \quad [\text{AII.10}]$$

$$\text{CO}_2 = \frac{13,03}{100} \times (\text{Gases de torrefacción}) \quad [\text{AII.11}]$$

$$\text{CO} = \frac{4,83}{100} \times (\text{Gases de torrefacción}) \quad [\text{AII.12}]$$

$$\text{Orgánicos} = \frac{4,65}{100} \times (\text{Gases de torrefacción}) \quad [\text{AII.13}]$$

Al reemplazar el flujo másico de los gases de torrefacción en las ecuaciones se pudo obtener los flujos másicos de los componentes del gas formados en la torrefacción.

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{77,50}{100} \times (1\,600 \text{ kg/h}) = 1\,240,00 \text{ kg/h}$$

$$\text{CO}_2 = \frac{13,03}{100} \times (1\,600 \text{ kg/h}) = 208,48 \text{ kg/h}$$

$$\text{CO} = \frac{4,83}{100} \times (1\,600 \text{ kg/h}) = 77,28 \text{ kg/h}$$

$$\text{Orgánicos} = \frac{4,65}{100} \times (1\,600 \text{ kg/h}) = 74,40 \text{ kg/h}$$

Corriente C18: Vapor de agua

El vapor de agua producto de la torrefacción se obtuvo mediante la ecuación AII.10, resultando un valor de 1 240 kg/h.

Corriente C8: Gases producto de la torrefacción sin vapor de agua

Puesto que el vapor de agua producto de la torrefacción tiene un flujo másico igual 1 240,00 kg/h. Al restar este valor del total de gases producto de la torrefacción se obtuvo que los gases de torrefacción sin vapor de agua es igual 360 kg/h.

Corriente C9: Gases de combustión para calentar el reactor.

El flujo másico de los gases de combustión necesarios para elevar la temperatura del reactor, correspondiente a la corriente C9, se obtuvo mediante el balance de energía en el reactor como se presenta en el Anexo III.

$$C9 = 10\,548,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 10,55 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

Corriente C10: Gases de combustión para calentar el reactor.

El flujo másico de la corriente C10 se obtuvo mediante la Ecuación AII.14.

$$C9 = C10 \quad \text{[AII.14]}$$

$$C10 = 10\,548,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 10,55 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

Corriente C19: Gas Natural

Como combustible para el quemador se requiere el uso de gas natural, de tal manera que el flujo másico requerido de combustible se obtuvo mediante el balance de energía que se presenta en el Anexo III, y es igual a 1 296,00 kg/h.

Corriente C21: Aire

Al considerar el flujo másico de gas natural calculado en el Anexo III y los gases de producto de la torrefacción correspondiente a la corriente C8 de 360 kg/h, se determinó la cantidad que se requiere de la corriente de aire (C21) con un valor igual a 8 892,00 kg/h.

Con este flujo másico de aire es posible obtener la energía necesaria que permita calentar el reactor de torrefacción, mediante los gases de combustión proveniente del quemador cuyo flujo másico obtenido es igual a 10 548,00 kg/h.

AII.6 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE ENFRIAMIENTO

En la Figura AII.6 se presenta el diagrama que se empleó en la operación de enfriamiento, para el cálculo del balance de masa.

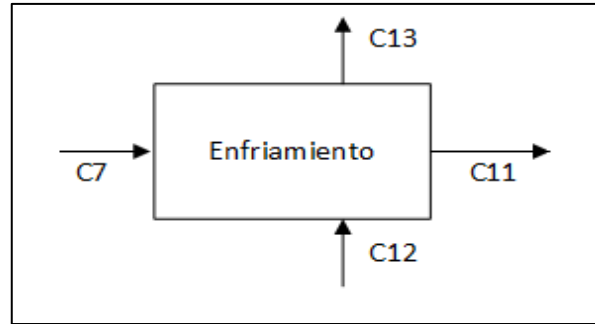


Figura AII.6. Diagrama operación del proceso de enfriamiento

Corriente C7: Raquis de palma torrefactado.

$$C7 = 2\,400 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 2,40 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

Corriente C11: Raquis de palma torrefactado.

El flujo másico de la corriente C11 se determinó mediante la Ecuación AII.15 que se presenta a continuación.

$$C7 = C11 \quad [\text{AII.15}]$$

$$C11 = 2\,400 \text{ kg/h} = 2,40 \text{ t/h}$$

Corriente C12: Agua de enfriamiento.

El flujo másico necesario de agua para el tanque de enfriamiento correspondiente a la corriente C12 se determinó en el balance de energía que se presenta en el Anexo III y es igual a 6 900,53 kg/h.

La corriente C13 se obtuvo mediante la ecuación AII.16.

$$C12 = C13 \quad [\text{AII.16}]$$

$$C13 = 6\,900,53 \text{ kg/h} = 6,90 \text{ t/h}$$

AII.7 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE MEZCLADO

En la Figura AII.7 se presenta el diagrama empleado en la operación de mezclado, donde se presentan la simbología de cada corriente para el cálculo del balance de masa. Esta operación tiene como propósito mezclar la corriente de raquis de palma torrefactado proveniente de la operación de enfriamiento y la corriente de almidón de maíz en las proporciones adecuadas para la formación de pellets, de tal manera que se debe incluir un silo que almacene el almidón necesario.

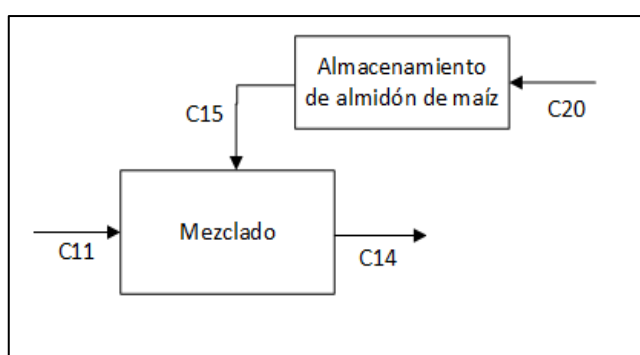


Figura AII.7. Diagrama operación del proceso de mezclado

Corriente C11: Raquis de palma torrefactado.

$$C11 = 2\,400 \text{ kg/h} = 2,40 \text{ t/h}$$

Corriente C15: Almidón de Maiz.

Para lograr pellets de biocarbón con las propiedades mecánicas apropiadas para su utilización como combustible sólido, con el objeto de obtener energía para la industria, se debe añadir un 10 % m/m de almidón de maíz como material aglutinante después de la torrefacción, de modo que la corriente C15 se obtuvo mediante la Ecuación AII.17.

$$C15 = C11 \times \frac{10\%}{90\%} \quad [\text{AII.17}]$$

Donde:

C15: Corriente de almidón de maíz (kg/h)

C11: Corriente de raquis de palma torrefactado: 2 400 kg/h

$$C15 = 2\,400 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{10\%}{90\%}$$

$$C15 = 266,67 \text{ kg/h} = 0,27 \text{ t/h}$$

Corriente C14: Mezcla raquis de palma torrefactado y almidón de maíz

Mediante la Ecuación AII.18 se obtuvo el flujo másico de la corriente C14.

$$C14 = C11 + C15 \quad [\text{AII.18}]$$

$$C14 = 2\,400 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 266,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$C14 = 2\,666,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 2,67 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

Corriente C20: Almidón de maíz

El flujo másico de la corriente C20 se obtuvo mediante la Ecuación AII.19.

$$C20 = C15 \quad [\text{AII.19}]$$

$$C20 = 266,67 \text{ kg/h} = 0,27 \text{ t/h}$$

AII.8 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE PELLETIZADO

En la Figura AII.8 se presenta el diagrama que se emplea en la operación de pelletizado, para el cálculo del balance de masa.

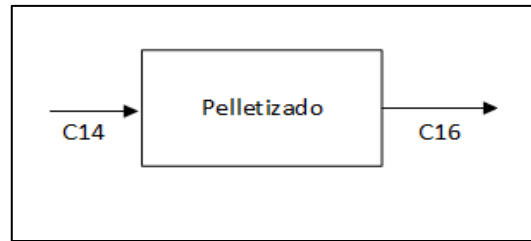


Figura AII.8. Diagrama operación del proceso de pelletizado

Corriente C14: Mezcla raquis de palma torrefactado y almidón de maíz

$$C14 = 2\,666,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 2,67 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

Corriente C16: Pellets de biocarbón de raquis de palma torrefactado

Mediante la Ecuación AII.20 se obtuvo el flujo másico de la corriente C16.

$$C14 = C16 \quad \text{[AII.20]}$$

$$C16 = 2\,666,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 2,67 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

AII.9 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE ENSACADO

En la Figura AII.9 se presenta el diagrama que se emplea en la operación de ensacado, para el cálculo del balance de masa.

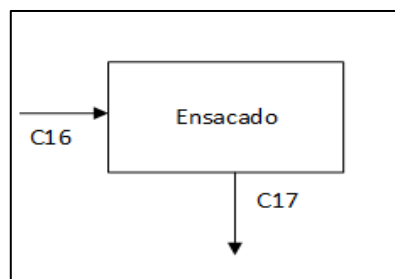


Figura AII.9. Diagrama de operación del proceso de ensacado

Corriente C17: Pellets de biocarbón de raquis de palma torrefactado

Mediante la Ecuación AII.21 se obtuvo el flujo másico de la corriente C17.

$$C16 = C17 \quad \text{[AII.21]}$$

$$C16 = 2\,666,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 2,67 \frac{\text{t}}{\text{h}}$$

ANEXO III

BALANCE DE ENERGÍA

Para determinar el valor de la entalpía de cada corriente se utilizó la Ecuación AIII.1

$$H = m \times C_{pR} \times (T_e - T_{ref}) \quad [AIII.1]$$

Donde:

H : Flujo de entalpía de la corriente (J/h)

m : Flujo másico de la corriente (kg/h)

T_e : Temperatura de la corriente = 21,5 ° C

T_{ref} : Temperatura de referencia = 20,0 ° C

C_{pR} : Calor específico del raquis de palma = 1 482,69 J/kg K

AIII.1 BALANCE DE ENERGÍA EN EL PROCESO DE RECEPCIÓN Y ALMACENAMIENTO

Entalpía corriente C1

Al reemplazar las variables en la Ecuación AIII.1 por el flujo másico correspondiente a la corriente C1, obtenido mediante los cálculos del balance de masa, de acuerdo al diagrama presentado en la Figura All.1, y el resto de valores, como el valor correspondiente al calor específico del raquis de palma, y los valores de temperaturas, se obtuvo el valor del flujo de entalpía de la corriente C1.

$$H_{c1} = 4\,000,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \times (21,50 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$H_{c1} = 8\,896\,140,00 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 2\,471,15 \text{ W}$$

Con la Ecuación AIII.1 se obtuvo el valor del flujo de entalpía de la corriente C2 al sustituir el flujo másico de dicha corriente, de acuerdo al diagrama presentado en la Figura AII.2.

Entalpía corriente C2

$$H_{C2} = 4\,000,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \times (21,50 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$H_{C2} = 8\,896\,140,00 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 2\,471,15 \text{ W}$$

AIII.2 BALANCE DE ENERGÍA EN EL PROCESO DE ALIMENTACIÓN

Entalpía corriente C3

El flujo másico correspondiente a la corriente C3 de acuerdo con el diagrama presentado en la Figura AII.3, se sustituyó en la Ecuación AIII.1 para determinar el flujo de entalpía.

$$H_3 = 4\,000,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \times (21,50 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$H_3 = 8\,896\,140,00 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 2\,471,15 \text{ W}$$

AIII.3 BALANCE DE ENERGÍA EN EL PROCESO DE CORTADO

Al sustituir el flujo másico correspondiente a la corriente C4 de acuerdo con la Figura AII.3 en la Ecuación AIII.1, fue posible la obtención del valor del flujo de entalpía.

Entalpía corriente C4

$$H_4 = 4\,000,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \times (21,50 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$H_4 = 8\,896\,140,00 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 2\,471,15 \text{ W}$$

AIII.4 BALANCE DE ENERGÍA EN LOS PROCESOS DE MOLIENDA Y CRIBADO

Al sustituir los flujos máxicos correspondientes a las corrientes C5, C5', C6 y CR de acuerdo con la Figura All.4 en la Ecuación AIII.1 se obtuvieron los valores del flujo de entalpía de cada corriente.

Entalpía corriente C5

$$H_5 = 4\,819,28 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \times (21,50 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$H_5 = 1\,0718\,247,39 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 2\,977,29 \text{ W}$$

Entalpía corriente CR

$$H_R = 819,28 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \times (21,50 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$H_R = 1\,222\,107,39 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 506,14 \text{ W}$$

Entalpía corriente C5'

$$H_{5'} = 4\,000,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \times (21,50 - 20,00)^{\circ}\text{C}$$

$$H_{5'} = 8\,896\,140,00 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 2\,471,15 \text{ W}$$

Entalpía corriente 6

$$H_6 = 4\,000,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \times (21,50 - 20,00)^{\circ}\text{C}$$

$$H_6 = 8\,896\,140,00 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 2\,471,15 \text{ W}$$

AIII.5 BALANCE DE ENERGÍA EN EL REACTOR DE TORREFACCIÓN

AIII.5.1 DETERMINACIÓN DE LA TEMPERATURA DE SALIDA DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN

Es necesario determinar la temperatura de salida de los gases de combustión que ingresan a 300 °C para calentar el raquis de palma de 21,5 a 250 °C. Para ello se asumió una temperatura que se encuentre entre el intervalo para determinar las propiedades de los gases, obtener el coeficiente de transferencia de calor y obtener el valor de la variable deseada, posteriormente se iteró para verificar el valor obtenido.

Debido a que los gases calientan el raquis de palma mediante una chaqueta de calentamiento que rodea al recipiente interior del reactor, se determinó el valor de la longitud característica de la sección anular del mismo. Dicho valor se obtuvo mediante la Ecuación AIII.2 (Cengel, 2007, p.3).

$$L^* = \frac{D_i^2 - d_e^2}{d_e} \quad [\text{AIII.2}]$$

Donde:

L^* : Longitud característica de la sección anular del reactor

D_i : Diámetro interno de la chaqueta del reactor: 2,60 m

d_e : Diámetro externo del recipiente interno del reactor: 1,83 m

$$L^* = \frac{(2,60\text{m})^2 - (1,83\text{m})^2}{1,83\text{ m}} = 1,86\text{ m}$$

AIII.5.1.1 Temperatura de salida asumida igual a 155 °C

En un inicio se asumió una temperatura de salida de los gases igual a 155 °C, y al conocer la temperatura de entrada de los mismos, que es de 300 °C, se obtuvo una temperatura media de 227 °C (500 K). Con dicha temperatura se determinó las propiedades de los gases, que se encuentran en la Tabla A1.4.

- **Cálculo del número de Reynolds (Re)**

Mediante la Ecuación AIII.3 (Mills, 2007, p.4) se obtuvo el número de Reynolds. Para el cálculo del número de Reynolds se asume una velocidad de 19 m/s de los gases, puesto que es la recomendada para intercambiadores de calor tubos concéntricos (Sinnott y Towler, 2017, p.236)

$$Re = \frac{\rho \times V \times L^*}{\mu} \quad \text{[AIII.3]}$$

Donde:

Re: Número de Reynolds

V : Velocidad de los gases: 19 m/s

L^* : Longitud característica de la sección anular: 1,86 m

μ : Viscosidad de los gases: $22,07 \times 10^{-6} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$

ρ : Densidad de los gases: 0,5895 kg/m³

$$Re = \frac{0,5895 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 19 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1,86 \text{ m}}{22,07 \times 10^{-6} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}$$

$$Re = 945\,977,89$$

- **Cálculo del número de Nusselt (Nu)**

Para determinar el número de Nusselt se utilizó la Ecuación AIII.4 (Feng, Dong, Gao, Liu, y Liang, 2015, p.141).

La ecuación utilizada es la adecuada para convección forzada de gases a través de un cilindro.

$$Nu = 0,198 \times Re^{0,66} \times Pr^{1/3} \quad [\text{AIII.4}]$$

Donde:

Nu: Número de Nusselt

Re: Número de Reynolds: 945 977,89

Pr : Número de Prandtl: 0,82

$$Nu = 0,198 \times 945\,977,89^{0,66} \times 0,82^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu = 1\,629,36$$

- **Cálculo del coeficiente de convección de los gases (h)**

Al despejar la variable de la Ecuación AIII.5 (Mills, 1995, p.298), se obtuvo el valor del coeficiente de convección.

$$Nu = \frac{h \times L^*}{K} \quad [\text{AIII.5}]$$

Donde:

Nu: Número de Nusselt: 1 629,36

L^* : Longitud característica: 1,86 m

h : Coeficiente de convección ($W/m^2 K$)

K : Coeficiente de conductividad térmica del gas: 0,165 $W/m K$

$$1629,360 = \frac{h \times 1,864 \text{ m}}{0,165 \text{ W/m K}}$$

$$h = 144,23 \text{ W/m}^2\text{K}$$

- **Cálculo del calor necesario para elevar la temperatura del raquis de palma y efectuar la reacción de torrefacción**

El calor necesario para elevar la temperatura del raquis de palma y propiciar la reacción de torrefacción para la transformación termoquímica de la materia prima a biocarbón apto para su uso como combustible sólido, se obtuvo mediante la Ecuación AIII.6.

$$Q_{\text{Raquis}} = m_{\text{Raquis}} \times C_{p_{\text{Raquis}}} \times (T_{\text{FR}} - T_{\text{IR}}) + \Delta H_{\text{RX}} \times m_{\text{Raquis}} \quad [\text{AIII.6}]$$

Donde:

Q_{Raquis} : Flujo calórico que se necesita para elevar la temperatura del raquis de palma y propiciar la transformación termiquímica de biomasa residual a biocarbón ($^{\circ}\text{C}$)

m_{Raquis} : Masa de raquis de palma: 4 000,00 kg/h

$C_{p_{\text{Raquis}}}$: Calor específico del raquis de palma: 1482,69 J/kg K

T_{FR} : Temperatura final de raquis de palma: 250,00 $^{\circ}\text{C}$

T_{IR} : Temperatura inicial de raquis de palma: 21,50 $^{\circ}\text{C}$

ΔH_{RX} : Entalpía de reacción de torrefacción: 300,00 kJ/kg

$$Q_{\text{Raquis}} = 4\,000,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \times (250,00 - 21,50)^\circ\text{C} + 300\,000,00 \frac{\text{J}}{\text{kg}} \times 4\,000,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{Raquis}} = 2\,555\,178\,660,00 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 709\,771,85 \text{ W}$$

- **Cálculo del área de transferencia**

Para determinar el área lateral del cono del recipiente interior se utilizó la Ecuación AIII.7.

$$A_{\text{Lcono}} = \pi \times (R+r) \times \sqrt{hc^2 + (R-r)^2} \quad [\text{AIII.7}]$$

Donde:

A_{Lcono} : Área lateral del cono truncado del recipiente interior del reactor (m^2)

R : Radio de la sección cilíndrica del recipiente interior del reactor: 0,90 m

r : Radio menor del recipiente interior del reactor: 0,25 m

hc : Altura de la sección cónica del recipiente interior del reactor: 1,00

$$A_{\text{Lcono}} = \pi \times (0,90 + 0,25) \times \sqrt{1^2 + (0,9 - 0,25)^2}$$

$$A_{\text{Lcono}} = 4,31 \text{ m}^2$$

Para determinar el área lateral de la sección cilíndrica del recipiente interior del reactor se utilizó la Ecuación AIII.8.

$$A_{\text{Lcilindro}} = \pi \times d \times H \quad [\text{AIII.8}]$$

Donde:

$A_{\text{Lcilindro}}$: Área lateral sección cilíndrica del recipiente interior del reactor (m^2)

d : Diámetro del cilindro del recipiente interior del reactor: 1,80 m

H : Altura sección cilíndrica del recipiente interior del reactor: 3,00 m

$$A_{Lcilindro} = \pi \times 1,80 \text{ m} \times 3,00 \text{ m}$$

$$A_{Lcilindro} = 16,96 \text{ m}^2$$

Mediante la Ecuación AIII.9 se obtuvo el área de transferencia total.

$$A_{LT} = A_{Lcilindro} + A_{Lcilindro} \quad [\text{AIII.9}]$$

A_{LT} : Área lateral de transferencia del recipiente interior del reactor (m^2)

$$A_{LT} = 16,96 \text{ m}^2 + 4,31 \text{ m}^2$$

$$A_{LT} = 21,27 \text{ m}^2$$

- **Cálculo de la temperatura final de los gases de combustión**

La temperatura final de los gases de combustión se obtuvo al despejar la variable de la Ecuación AIII.10 (Mills, 1995, p.298).

$$Q_{\text{Raquis}} = h \times A_{LT} \times (T_{IG} - T_{FG}) \quad [\text{AIII.10}]$$

Donde:

Q_{Raquis} : Calor necesario para elevar la temperatura y propiciar la temperatura del raquis de palma: 709 771,85 W

A_{LT} : Área lateral del recipiente interior del reactor: 21,27 m^2

T_{FG} : Temperatura final del gas ($^{\circ}\text{C}$)

T_{IG} : Temperatura inicial del gas: 300,00 $^{\circ}\text{C}$

h : Coeficiente de convección: 144,23 $\text{W}/\text{m}^2\text{K}$

$$709\,771,85 \text{ W} = 144,23 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{k}} \times 21,27\text{m}^2 \times (300 \text{ }^\circ\text{C} - T_{\text{FG}})$$

$$T_{\text{FG}} = 68,64 \text{ }^\circ\text{C}$$

- **Primera iteración**

Mediante una temperatura asumida como se mostró previamente se obtuvo un valor de temperatura de salida de los gases igual a 68,64 °C. Para la primera iteración se tomó este valor y la temperatura de entrada de los gases conocida de 300 °C para obtener la temperatura media en la chaqueta igual a un valor de 184,32 °C (457,32 K).

Con la temperatura media se investigó las propiedades de los gases de combustión que se encuentran en la Tabla A1.4.

- **Cálculo del número de Reynolds (Re)**

Mediante la Ecuación AIII.3 se obtuvo el número de Reynolds.

Donde:

V : Velocidad de los gases: $19 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

L* : Longitud Característica de la sección anular: 1,86 m

μ : Viscosidad de los gases: $21,9 \times 10^{-6} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$

ρ : Densidad de los gases: $0,601 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

$$\text{Re} = \frac{0,601 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 19 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1,86 \text{ m}}{21,9 \times 10^{-6} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}}$$

$$Re = 971\,918,54$$

- **Cálculo del número de Nusselt (Nu)**

El número de Nusselt se debe determinar para obtener el coeficiente de convección de los gases para la transferencia de calor. Mediante la Ecuación AIII.4 se obtuvo el número de Nusselt.

Donde:

Re: Número de Reynolds: 971 918,54

Pr : Número de Prandtl: 0,824

$$Nu = 0,198 \times 971\,918,54^{0,66} \times 0,824^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu = 1\,661,41$$

- **Cálculo del coeficiente de convección de los gases (h)**

Al despejar la variable de la Ecuación AIII.5 se obtuvo el valor del coeficiente de convección.

Donde:

Nu: Número de Nusselt: 1 661,410

L* : Longitud característica: 1,86 m

K : Coeficiente de conductividad térmica del gas: 0,166 W/m K

$$1\,661,410 = \frac{h \times 1,864 \text{ m}}{0,166 \text{ W/m} \cdot \text{K}}$$

$$h = 147,960 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

- **Cálculo de la temperatura final de los gases de combustión**

Mediante la Ecuación AIII.10 se obtuvo la temperatura final de los gases.

Donde:

Q_{Raquis} : Calor necesario para elevar la temperatura y propiciar la temperatura del raquis de palma: 709 771,85 W

A_{LT} : Área lateral del recipiente interior del reactor: 21,27 m²

T_{FG} : Temperatura final del gas (°C)

T_{IG} : Temperatura inicial del gas: 300 °C

h : Coeficiente de convección : 147,96 W/m²·K

$$709\,771,85\text{ W} = 147,96 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \times 21,27 \text{ m}^2 \times (300\text{ °C} - T_{\text{FG}})$$

$$T_{\text{FG}} = 74,47\text{ °C}$$

Se realizó una segunda iteración con el mismo procedimiento y las mismas ecuaciones empleadas en la primera iteración, las propiedades de los gases de combustión para los respectivos cálculos se tomaron de la Tabla A1.4. Como resultado de la segunda iteración se obtuvo un valor de temperatura bastante similar a la obtenida en la primera iteración, de modo que se conserva este valor como el correspondiente a la temperatura de salida de los gases de combustión utilizados para el calentamiento del reactor de torrefacción en la chaqueta de calentamiento.

AIII.5.2 DETERMINACIÓN DEL FLUJO MÁSSICO NECESARIO DE LOS GASES DE COMBUSTIÓN PARA EL CALENTAMIENTO DEL RAQUIS DE PALMA

Una vez obtenido el valor de la temperatura final de los gases de combustión es necesario calcular la masa de gases necesaria para calentar toda la masa de raquis de palma y propiciar la torrefacción.

Como la temperatura final de los gases de combustión es igual a 74,47 °C, y al conocer la temperatura de entrada de 300,00 °C, la temperatura media de los mismos es igual a 187,24 °C. De igual manera se conoce que el coeficiente de convección libre del aire es igual a 15 W/m²·K (Incropera, 1999, pp. 840 - 846).

Al realizar el balance energético se conoce que para obtener el valor del flujo másico necesario de los gases se utilizó la Ecuación AIII.11. Cabe resaltar que se tomó en cuenta pérdidas de calor al ambiente.

$$m_{\text{Raquis}} \times C_{p_{\text{Raquis}}} \times (T_{\text{FR}} - T_{\text{IR}}) + \Delta H_{\text{RX}} \times m_{\text{Raquis}} + h_{\infty} \times A_{\text{T}} \times (T_{\text{MG}} - T_{\infty}) = m_{\text{gas}} \times C_{p_{\text{gas}}} \times (T_{\text{IG}} - T_{\text{FG}}) \quad [\text{AIII.11}]$$

Donde:

m_{Gas} : Flujo másico necesaria de los gases (kg/s)

m_{Raquis} : Flujo másico de raquis de palma: 1,11 kg/s

$C_{p_{\text{Raquis}}}$: Calor específico del raquis de palma: 1 482,69 J/kg·K

T_{FR} : Temperatura final de raquis de palma: 250,00 °C

T_{IR} : Temperatura inicial de raquis de palma: 21,50 °C

ΔH_{RX} : Entalpía de reacción específica de torrefacción: 3 00 000,00 J/kg

T_{FG} : Temperatura final de los gases: 74,47 °C

$C_{p_{\text{gas}}}$: Calor específico de los gases: 1 195,00 J/ kg·K

T_{IG} : Temperatura inicial de los gases: 300,00 °C

h_{∞} : Coeficiente de convección del aire: 15,00 W/m²·K

A_{T} : Área de transferencia del recipiente exterior del reactor: 32,67 m²

T_{MG} : Temperatura media de los gases: 187,24 °C

T_{∞} : Temperatura ambiente: 21,50 °C

$$1,11 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1 482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times (250,00 - 21,50) ^{\circ}\text{C} + 3 00 000,00 \frac{\text{J}}{\text{kg}} \times 1,11 \frac{\text{kg}}{\text{s}} + 15,00 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \times 32,67 \text{m}^2 \times (187,24 - 21,5) ^{\circ}\text{C} = m_{\text{gas}} \times 1 195 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot ^{\circ}\text{C}} \times (300,00 - 74,47) ^{\circ}\text{C}$$

$$m_{\text{gas}} = 2,93 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 10\,548,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

AIII.5.3 DETERMINACIÓN DE LA ENTALPÍA EN LAS CORRIENTES PERTENECIENTES AL REACTOR DE TORREFACCIÓN

Para obtener los flujos de entalpía de las corrientes pertenecientes al reactor de torrefacción se utilizó la Ecuación AIII.1, al utilizar los flujos máxicos obtenidos en el Anexo II, los valores de temperatura de cada corriente, y los valores de calor específico de los componentes presentados en el Anexo I.

Entalpía corriente C7

$$H_{C7} = 2\,400,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \times (250,00 - 20,00) ^\circ\text{C}$$

$$H_7 = 818\,444\,880,00 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 227\,345,80 \text{ W}$$

Entalpía corriente C8

$$H_{C8} = 360,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,539,81 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \times (250,00 - 20,00) ^\circ\text{C}$$

$$H_{C8} = 127\,496\,268,00 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 35\,415,63 \text{ W}$$

Entalpía corriente C18

$$H_{C18} = 1\,240,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,539,81 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \times (250,00 - 20,00) ^\circ\text{C}$$

$$H_{C18} = 439\,153\,812,00 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 121\,987,17 \text{ W}$$

Entalpía corriente C9

$$H_{C9} = 10\,548,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,195,00 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} (300,00 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$H_{C9} = 3\,529\,360\,800,00 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 980\,378,00 \text{ W}$$

Entalpía corriente C10

$$H_{C10} = 10\,548,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,195,00 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \times (74,47,00 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$H_{C10} = 686\,586\,724,20 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 190\,718,53 \text{ W}$$

AIII.5.4 DETERMINACIÓN DEL FLUJO DE COMBUSTIBLE NECESARIO PARA PRODUCIR LOS GASES DE COMBUSTIÓN

Se debe determinar la cantidad de combustible requerido para obtener la energía suficiente para el calentamiento del reactor, el combustible utilizado es gas natural puesto que no genera grandes emisiones de monóxido de carbono.

De modo que la cantidad de combustible necesario se obtuvo al emplear la Ecuación AIII.12, con reacciones de gas natural se presume una eficiencia de combustión de 80 % (Morales et al., p.58).

$$m_{\text{gases}} \times C_{p_{\text{gases}}} \times (T_{\text{IG}} - T_{\text{FG}}) = m_{\text{GN}} \times PC_{\text{GAS NATURAL}} \times E \quad [\text{AIII.12}]$$

Donde:

m_{GN} : Flujo másico de gas natural necesaria (kg/s)

m_{gases} : Flujo másico de gases de combustión necesaria: 2,93 kg/s

$C_{p_{\text{gases}}}$: Calor específico gases de combustión: 1 195 J/kg·K

- T_{IG} : Temperatura inicial de gases de combustión: 300 °C
 T_{FG} : Temperatura final de gases de combustión: 74,47 °C
 $PC_{GAS\ NATURAL}$: Poder calórico de gas natural: 2 736 000 J/kg
 E : Eficiencia de la combustión: 0,8

$$2,93 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1\,195,00 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \times (300 - 74,47) \text{ °C} = m_{GN} \times 2\,736\,000 \frac{\text{J}}{\text{kg}} \times 0,8$$

$$m_{GN} = 0,36 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 1\,296,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

AIII.6 BALANCE DE ENERGÍA EN EL TANQUE DE ENFRIAMIENTO

AIII.6.1 DETERMINACIÓN DEL FLUJO MÁSCICO DE AGUA NECESARIO PARA EL ENFRIAMIENTO

El material debe enfriarse de una temperatura de 250 a 100 °C por medio de agua corriente como fluido de enfriamiento. Este flujo de agua ingresa a una temperatura ambiente de 21,5 °C a una chaqueta de enfriamiento y sale a 40,0 °C. Al realizar el balance de energía en el tanque de enfriamiento se determinó con la Ecuación AIII.13 el flujo másico necesario de agua para el enfriamiento.

$$M_{Raquis} \times C_{pRaquis} \times (T_{IR} - T_{FR}) = m_{agua} \times C_{p_{agua}} \times (T_{FA} - T_{IA}) \quad [\text{AIII.13}]$$

Donde:

- m_{Agua} : Flujo másico necesaria de los gases (kg/s)
 m_{Raquis} : Flujo másico de raquis de palma = 0,67 kg/s
 $C_{pRaquis}$: Calor específico del raquis de palma = 1 482,69 J/kg·K
 T_{FR} : Temperatura final de raquis de palma = 100,00 °C
 T_{IR} : Temperatura inicial de raquis de palma = 250,0 °C
 T_{FA} : Temperatura final del agua = 40,00 °C

$C_{p_{\text{agua}}}$: Calor específico del agua: 4 177,000 J/ kg·°C

T_{IA} : Temperatura inicial del agua: 21,50 °C

$$0,67 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{k}} \times (250,00 - 100,00)^\circ\text{C} = m_{\text{agua}} \times 4\,177,00 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot^\circ\text{C}} \times (40,00 - 21,50)^\circ\text{C}$$

$$m_{\text{agua}} = 1,917 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 6\,900,53 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

AIII.6.2 DETERMINACIÓN DEL TIEMPO NECESARIO PARA ENFRIAR AL MATERIAL

Para determinar el tiempo que debe permanecer el material, en este caso el raquis de palma torrefactado en el tanque de enfriamiento para disminuir la temperatura hasta un valor adecuado para el proceso subsiguiente pelletización, se deben realizar ciertos cálculos que se presentan a continuación.

AIII.6.2.1 Cálculo de la longitud característica de la sección anular del tanque de enfriamiento

Se debe determinar la longitud característica, que es el espacio que recorre el fluido de enfriamiento, en este caso agua. Para determinar la longitud característica de la chaqueta de enfriamiento, que resulta ser una sección anular, se utilizó la Ecuación AIII.2.

Donde:

L^* : Longitud Característica de la sección anular del tanque

D_i : Diámetro interno de la chaqueta del reactor: 2,10 m

d_e : Diámetro externo del recipiente interno del reactor: 1,51 m

$$L^* = \frac{(2,10 \text{ m})^2 - (1,51 \text{ m})^2}{1,51 \text{ m}} = 1,41 \text{ m}$$

AIII.6.2.2 Cálculo del número de Reynolds (Re)

Mediante la Ecuación AIII.3 se obtuvo el número de Reynolds, con las propiedades del agua a temperatura media de la misma que se presentan en la Tabla AI.5. Se consideró una velocidad del agua igual a 0,61 m/s, puesto que está dentro del rango aceptable para agua (Sinnott y Towler, 2017, p.259)

Donde:

Re : Número de Reynolds

V : Velocidad del agua: $0,61 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

L* : Longitud característica de la sección anular: 1,41 m

μ : Viscosidad del agua: $8,025 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$

ρ : Densidad del agua: $994,88 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

$$\text{Re} = \frac{994,88 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,61 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1,41 \text{ m}}{8,025 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}}$$

$$\text{Re} = 1\ 066\ 288,21$$

AIII.6.2.3 Cálculo del número de Nusselt (Nu)

Mediante la Ecuación AIII.14 (Mills, 1995, pp. 298) se determinó el número de Nusselt.

$$\text{Nu} = 1,15 \times \text{Re}^{\frac{1}{2}} \times \text{Pr}^{\frac{1}{3}} \quad [\text{AIII.14}]$$

Donde:

Nu: Número de Nusselt

Re: Número de Reynolds: 1 066 288,21

Pr: Número de Prandtl: 5,41

$$Nu = 1,15 \times 1\,066\,288,21^{\frac{1}{2}} \times 5,41^{\frac{1}{3}}$$

$$Nu = 2\,084,66$$

AIII.6.2.4 Cálculo del coeficiente de convección del agua (h)

Al emplear la Ecuación AIII.5 se determinó el coeficiente de convección del agua.

Donde:

Nu : Número de Nusselt: 2 084,66

L* : Longitud característica: 1,41 m

H_{agua} : Coeficiente de convección (W/m²·K)

K : Coeficiente de conductividad térmica del agua: 0,61 W/m·K

$$2\,092,03 = \frac{h \times 1,41 \text{ m}}{0,61 \text{ W/m}\cdot\text{K}}$$

$$H_{\text{agua}} = 901,87 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} = 3\,246\,747,06 \frac{\text{J}}{\text{h}\cdot\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

AIII.6.2.5 Cálculo del área de transferencia

Mediante la Ecuación AIII.7 se obtuvo el área lateral de la sección cónica del tanque.

Donde:

A_{Lcono} : Área lateral del cono truncado (m²)

R : Radio de la sección cilíndrica: 0,75 m

r : Radio menor de la sección cónica: 0,25 m

hc : Altura de la sección cónica del recipiente interior del reactor: 0,7

$$A_{L\text{cono}} = \pi \times (0,75 + 0,25) \times \sqrt{0,7^2 + (0,75 - 0,25)^2}$$

$$A_{L\text{cono}} = 2,70 \text{ m}^2$$

Por medio de la Ecuación AIII.8 fue posible determinar el área lateral de la sección cilíndrica del tanque de enfriamiento que contiene el raquis de palma torrefactado para disminuir la temperatura del mismo.

Donde:

$A_{L\text{cilindro}}$: Área lateral de la sección cilíndrica (m^2)

d : Diámetro de la sección cilíndrica: 1,50 m

H : Altura de la sección cilíndrica: 2,25 m

$$A_{L\text{cilindro}} = \pi \times 1,50 \text{ m} \times 2,25 \text{ m}$$

$$A_{L\text{cilindro}} = 10,60 \text{ m}^2$$

Mediante la Ecuación AIII.9 se obtuvo el área total de transferencia.

$$A_{LT} = 10,60 \text{ m}^2 + 2,70 \text{ m}^2$$

$$A_{LT} = 13,30 \text{ m}^2$$

AIII.6.2.6 Determinación del tiempo necesario para llegar a la temperatura deseada

Para determinar el tiempo, es necesario encontrar la ecuación de la temperatura en función del tiempo, que se estableció a partir del balance de energía en la Ecuación AIII.15.

$$H_{\text{agua}} \times A_{\text{Trans}} \times (T_{\text{agua}} - T_{\text{raquis}}) = m_{\text{raquis}} \times C_{p_{\text{raquis}}} \times \frac{dT_{\text{raquis}}}{dt} \quad [\text{AIII.15}]$$

Donde:

$$H_{\text{agua}} : \text{Coeficiente de convección del agua} = 3\,246\,747,06 \frac{\text{J}}{\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{K}}$$

$$A_{\text{Trans}} : \text{Área de transferencia} = 13,30 \text{ m}^2$$

$$T_{\text{m}_{\text{agua}}} : \text{Temperatura media del agua} = 30,75 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{m}_{\text{raquis}}} : \text{Temperatura media del raquis de palma (}^\circ\text{C)}$$

$$m_{\text{raquis}} : \text{Flujo másico de raquis de palma} = 2\,400,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$C_{p_{\text{raquis}}} : 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$$

$$\frac{dT_{\text{m}_{\text{raquis}}}}{dt} : \text{Variación de la temperatura del raquis de palma con el tiempo (}^\circ\text{C/h)}$$

Al reemplazar los valores en la Ecuación AIII.15 se obtuvo lo siguiente.

$$\begin{aligned} & 3\,246\,747,06 \frac{\text{J}}{\text{h}\cdot\text{m}^2\cdot\text{K}} \times 13,30 \text{ m}^2 \times (30,75^\circ\text{C} - T_{\text{m}_{\text{raquis}}}) \\ & = 2\,400 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \times \frac{dT_{\text{m}_{\text{raquis}}}}{dt} \end{aligned}$$

Al resolver las operaciones matemáticas y ordenar, se determinó la ecuación de la temperatura en función del tiempo que se presenta en la Ecuación AIII.16.

$$\frac{dT_{\text{m}_{\text{raquis}}}}{dt} = 12,14 \times (30,75^\circ\text{C} - T_{\text{m}_{\text{raquis}}}) \quad [\text{AIII.16}]$$

Mediante la ecuación AIII.16 que representa la variación de la temperatura del raquis de palma torrefactado en función del tiempo, fue posible obtener el tiempo en el que el material llega a la temperatura adecuada que se requiere para el proceso subsiguiente, que es la formación de los pellets de biocarbón. La expresión representada en la Ecuación AIII.16 se digitó en el software Matlab para obtener la curva presentada en la Figura AIII.1.

En la Figura AIII.1 se puede apreciar que el valor requerido de la temperatura del raquis de palma, que es de 100,00 °C se alcanza a un tiempo de 0,3 h.

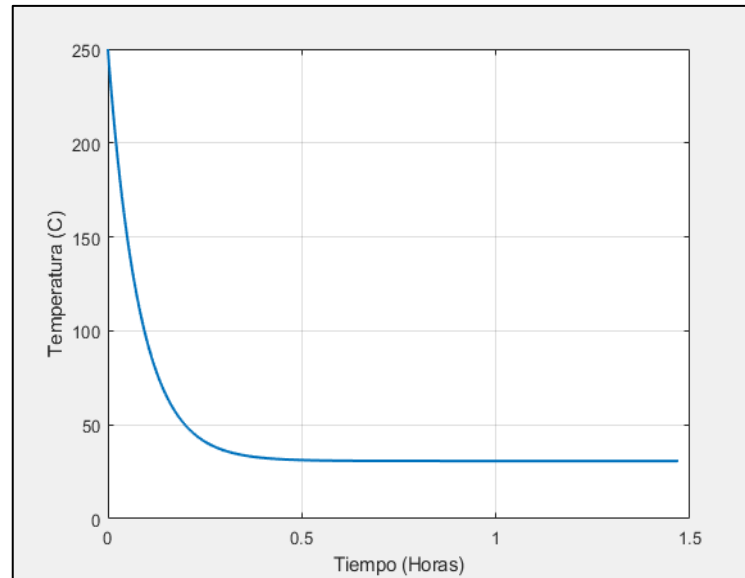


Figura AIII.1. Variación de la temperatura del raquis de palma en función del tiempo

AIII.6.3 DETERMINACIÓN DE LA ENTALPÍA DE CADA CORRIENTE INVOLUCRADA DEL TANQUE DE ENFRIAMIENTO.

Entalpía corriente C11

El flujo másico correspondiente a la corriente C11 de acuerdo con el diagrama presentado en la Figura AII.6, se sustituyó en la Ecuación AIII.1 para determinar el valor del flujo de entalpía.

$$H_{C11} = 2\,400,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times (100,00 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$H_{C11} = 284\,676\,480 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 79\,076,80 \text{ W}$$

Entalpía corriente C12

El flujo másico correspondiente a la corriente C12 de acuerdo con el diagrama presentado en la Figura AII.6, se sustituyó en la Ecuación AIII.1 para determinar el valor del flujo de la entalpía.

$$H_{C12} = 6\,900,53 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 4\,177,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times (21,50 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$H_{C12} = 43\,235\,270,72 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 12\,009,79 \text{ W}$$

Entalpía corriente C13

El flujo másico correspondiente a la corriente C13 de acuerdo con el diagrama presentado en la Figura AII.6. se sustituyó en la Ecuación AIII.1 para determinar el valor del flujo de la entalpía, al tomar como temperatura de referencia un valor correspondiente a 20 °C.

$$H_{C13} = 6\,900,53 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 4\,177,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times (40,00 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$H_{C13} = 576\,470\,276,2 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 160\,130,63 \text{ W}$$

AIII.7 BALANCE DE ENERGÍA EN EL MEZCLADOR

Entalpía corriente C15

El valor del flujo másico correspondiente a la corriente C15 de acuerdo con el diagrama de la operación unitaria correspondiente al mezclado, presentado en la Figura AII.7 se sustituyó en la Ecuación AIII.1 para determinar el valor del flujo de la entalpía, para ellos, se tomó como temperatura de referencia un valor correspondiente a 20 °C.

$$H_{C15} = 266,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 3,233 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times (21,50 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$H_{C15} = 1\,293,22 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 0,36 \text{ W}$$

Entalpía Corriente C14

Determinación de la temperatura

Para determinar el valor del flujo de entalpía de la corriente C14 se debe conocer la temperatura de operación de la corriente, de modo que se realizó el balance de energía en la operación unitaria correspondiente al mezclado, que se representa mediante la Ecuación AIII.17.

$$H_{C11} + H_{C15} + E = H_{C14} + Q_{\infty} \quad [\text{AIII.17}]$$

Donde:

H_{C11} : Flujo de entalpía corriente C11 (W)

H_{C15} : Flujo de entalpía corriente C15(W)

H_{C14} : Flujo de entalpía corriente C14(W)

E : Flujo de energía entregada por el agitador (W)

Q_{∞} : Calor perdido al ambiente (W)

Al reemplazar cada termino correspondiente en la Ecuación AIII.17 se obtiene la ecuación AIII.18

$$\begin{aligned} 0,67 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times (100,0 - 20,0)^{\circ}\text{C} + 0,07 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 3,233 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \\ \times (21,50 - 20,00)^{\circ}\text{C} + E = 0,74 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times (T_{14} - 20,0^{\circ}\text{C}) \\ + h_{\infty} \times A_{\text{mezclador}} \times (100,00 - 20,00)^{\circ}\text{C} \end{aligned} \quad [\text{AIII.18}]$$

Donde:

h_{∞} : Coeficiente de convección del aire: 15,00 w/m²K

$A_{\text{mezclador}}$: Área del mezclador: 17,00 m²

E : Flujo de energía entregada por el agitador: 3 500 W

$$\begin{aligned}
&0,67 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \times (100,00 - 20,00)^\circ\text{C} + 0,07 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 3,233 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \\
&\quad \times (21,50 - 20,00)^\circ\text{C} + 3\,500 \text{ W} = 0,74 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \\
&\quad \times (T_{14} - 20^\circ\text{C}) + 15,00 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\cdot\text{K}} \times 17,00 \text{ m}^2 \times (100,00 - 21,50)^\circ\text{C} \\
&T_{14} = 76,94^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

Con el valor de la temperatura de la corriente C14 calculada, fue posible obtener el valor del flujo de la entalpía de dicha corriente.

Para obtener el flujo de la entalpía de la corriente C14 se empleó la Ecuación AIII.1 y reemplazar los valores correspondientes de flujo másico y temperatura.

$$\begin{aligned}
H_{C14} &= 2\,666,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \times (76,94 - 20,00)^\circ\text{C} \\
H_{C14} &= 225\,131\,931 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 62\,536,65 \text{ W}
\end{aligned}$$

AIII.8 BALANCE DE ENERGÍA EN EL PELLETIZADO

Entalpía corriente C16

El flujo másico correspondiente a la corriente C16 de acuerdo con el diagrama presentado en la Figura II.8, se sustituyó en la Ecuación AIII.1 para determinar el valor del flujo de la entalpía.

Para el cálculo se consideró que el valor correspondiente a la temperatura de salida de la operación unitaria de pelletizado tiene un valor igual a la temperatura de salida correspondiente a la corriente del mezclado (Coral, Pineda, Ramos y Rivera, 2011, p.133).

$$H_{16} = 2\,666,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times (76,94 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$H_{16} = 225\,131\,931,00 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 62\,536,65 \text{ W}$$

AIII.9 BALANCE DE ENERGÍA EN EL ENSACADO

Determinación de la temperatura

Para determinar el flujo de entalpía de la corriente C17 se debe determinar la temperatura de la corriente, de modo que para conocerla se realizó un balance de energía, que se representa mediante la Ecuación AIII.19.

$$H_{C16} = H_{C17} + Q_{\infty} \quad [\text{AIII.19}]$$

Donde:

H_{C16} : Flujo de entalpía corriente 16 (W)

H_{C17} : Flujo de entalpía corriente 17(W)

Q_{∞} : Flujo de calor perdido al ambiente (W)

Al reemplazar cada termino en la Ecuación AIII.19 fue posible obtener la Ecuación AIII.20

$$\begin{aligned} & 0,74 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times (76,94 - 20,00)^\circ\text{C} \\ & = 0,74 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times (T_{17} - 20,00)^\circ\text{C} \\ & \quad + h_{\infty} \times A_{\text{ensacadora}} \times (76,94 - 21,50)^\circ\text{C} \end{aligned} \quad [\text{AIII.20}]$$

Donde:

h_{∞} : Coeficiente de convección del aire: 15,00 w/m²K

$A_{\text{ensacadora}}$: Área de la ensacadora: 14,00 m²

$$0,74 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times (76,94 - 20,00)^\circ\text{C} = 0,74 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \\ \times (T_{14} - 20^\circ\text{C}) + 15,00 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \times 14,00 \text{ m}^2 \times (76,94 - 21,50)^\circ\text{C}$$

$$T_{17} = 66,33^\circ\text{C}$$

De modo que el flujo de la entalpía de la corriente C17 se obtuvo al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.1.

$$H_{C17} = 2\,666,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 1\,482,69 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \times (66,33 - 20,00)^\circ\text{C}$$

$$H_{C17} = 183\,181\,636,2 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 50\,883,79 \text{ W}$$

ANEXO IV

CATÁLOGOS DE LOS EQUIPOS

AIV.1 CATÁLOGO TRITURADORA DE RAQUIS DE PALMA

En la Figura AIV.1 se presenta el catálogo seleccionado de la tritura de racimos vacíos de raquis de palma.

山东联谊机械装备有限公司 Shandong Lianyi Machinery Co., Ltd.					
TO		Contact	Mr Adriana	Email	
From	Lianyi Machinery	Sent	Pan	Email	pan@cnfenghan.com
Subject	Quotation	Remarks		Date	2020-11-17
Palm Crusher					
1. Specifications					
Model	LY-3055				
Type	Electric				
Electric motor power	37kw				
Feeder motor power	1.5kw + 1.5kw				
Outlet conveyor power	1.5+2.2kw				
Oil pump power	1.5kw				
Voltage	380V 50Hz				
Hydraulic cylinder number	2 pcs				
Feeding inlet size	400x200mm				
Rotary speed	590 rpm				
Number of blades	4 pcs				
Bed blade	1 pcs				
Final EFB fiber length	20-80mm				
Feeding speed	38m/minute				
Capacity	3-5 tons/h				
Dimensions	Main machine: 2640x1750x1300mm Installing dimensions: 15000x2000x4500mm				
Weight	3500kg				

Figura AIV.1. Especificaciones de la trituradora de racimos vacíos de raquis de palma (Shandong Fenghan Machinery, 2019)

AIV.2 CATÁLOGO MOLINO DE RAQUIS DE PALMA

En la Figura AIV.2 se presenta las especificaciones del molino seleccionado, que es el modelo PF-2325V.

SPECIFICATIONS							
Model	Inlet size (mm)	Max. feed size (mm)	Rotor size (mm)	Capacity (t/h)	Power (kw)	Dimension (mm)	Weight (t)
PF-1416V	1052×1652	400	Φ1420×1600	280-350	355	4905×3154×2613	28
PF-1520V	1315×2040	400	Φ1512×2000	350-450	400/450	3849×3422×3649	42
PF-1620V	1315×2040	400	Φ1612×2000	450-550	500	3949×2520×3426	45
PF-1820V	1620×2040	500	Φ1800×2000	550-700	630/710	4471×3250×4008	65
PF-2024V	1800×2430	800	Φ2000×2400	800-1100	1120	4800×4740×4180	106
PF-2325V	1870×2510	1000	Φ2300×2500	1000-1500	1000-1400	5100×4850×4900	128
PF-2528V	1980×2970	1200	Φ2500×2800	1500-2100	1400-1600	6060×5940×5770	180
PF-3036V	2300×3300	1500	Φ3000×3600	2200-3000	2000	6800×6500×6800	258

Figura AIV.2. Especificaciones del molino de raquis de palma (DS, 2020)

AIV.3 CATÁLOGO CRIBA VIBRATORIA

En la Figura AIV.3 se presenta el catálogo con las especificaciones de la criba seleccionada, que es el modelo PVA200100.

Modelos	Nº de Decks	Dimensão da Tela (mm)	Pot. Motor 4 Polos (cv)	Elem. Vibrat. Nº	Diâmetro das Polias 60 Hz (mm)		Rot. (rpm)	Peso sem Bicas (kg)	Dimensões (mm)							
					MOT.	MOV.			A	B	C	D	E	F	G	H
PVA 200100	2	2000x960	5	4-10	166	260	1100	1300	2415	1125	1770	1833	1000	305	1890	1420
PVA 300100	2	3000x960	7,5	4-10 3-10	166	260	1100	1790	3440	1250	2155	2695	1000	305	1915	1520
	2130							1380		2285						
PVA 350120	2	3500x1160	10	3-12	150	260	1000	2070	3935	1210	2245	3067	1200	315	2210	1770
	3		2570					1555		2590						
	4		3170					1930		2965						
PVA 400150	2	4000x1460	12,5	2-15	185	345	900	2870	4420	1390	2555	3360	1500	325	2540	2050
	3		3570					1720		2885						
	4		4270					2065		3250						
PVA 500200	2	5000x1960	30	1-20	185	345	900	5470	5425	1555	2980	4427	2000	325	3950*	2635
	3							7970		2335	3760	4332				
PVA 600240	2	6000x2360	40	1-24	180	390	800	10900	6300	1070	3310	7300	2400	500	5000*	3120
	3							12750		1670	3910					

Figura AIV.3. Especificaciones de la criba (Furlan, 2020)

AIV.4 CATÁLOGO MEZCLADORA

En la Figura AIV.4 se presenta el catálogo con las especificaciones de la mezcladora seleccionada, que es el modelo MES4500.

ARCOMET ⁷ S.L. MEZCLADORA HELICOIDAL MES						
MODELOS		1500 / 1500BP	2250 / 2250BP	3000 / 3000BP	3750 / 3750BP	4500 / 4500BP
HORMIGÓN POR CICLO	M ³	1	1,5	2	2,5	3
CAPACIDAD	Lt	1500	2250	3000	3750	4500
FUERZA MOTRIZ	Kw	37	55	75	100	110
PESO DE MEZCLADORA	Kg	4.400	5.400	6.100	8.700	10.600
BRAZOS MEZCLA	Nº	4				
BRAZOS RASCADORES	Nº	2				
POTENCIA HIDRAULICO	Kw	3				
GRANULOMETRIA	mm	De 0 a 100 32 - 60 - 30% max 60 - 80 - 10% max 80 - 100 - 10% max				

*El peso de las mezcladoras con compuerta lateral By-pass es mayor que el de su versión sin compuerta.

MODELOS	MEDIDAS mm					
	A	B	C	D	E	F
MES1500	1600	1980	—	1600	1500	2900
MES1500BP	1600	2600	—	1600	1500	2900
MES2500	1600	1980	—	1600	1800	3200
MES2500BP	1600	2600	—	1600	1800	3200
MES3000	1600	1980	—	1600	2200	3600
MES3000BP	1600	2600	—	1600	2200	3600
MES3750	1870	2030	1610	1830	2030	3560
MES3750BP	1870	2730	1610	1830	2030	3560
MES4500	1870	2030	1610	1830	2030	3560
MES4500BP	1870	2730	1610	1830	2030	3560

Figura AIV.4. Especificaciones de la mezcladora (ARCOMET, 2020)

AIV.5 CATÁLOGO MÁQUINA DE PELLETS DE BIOCARBÓN

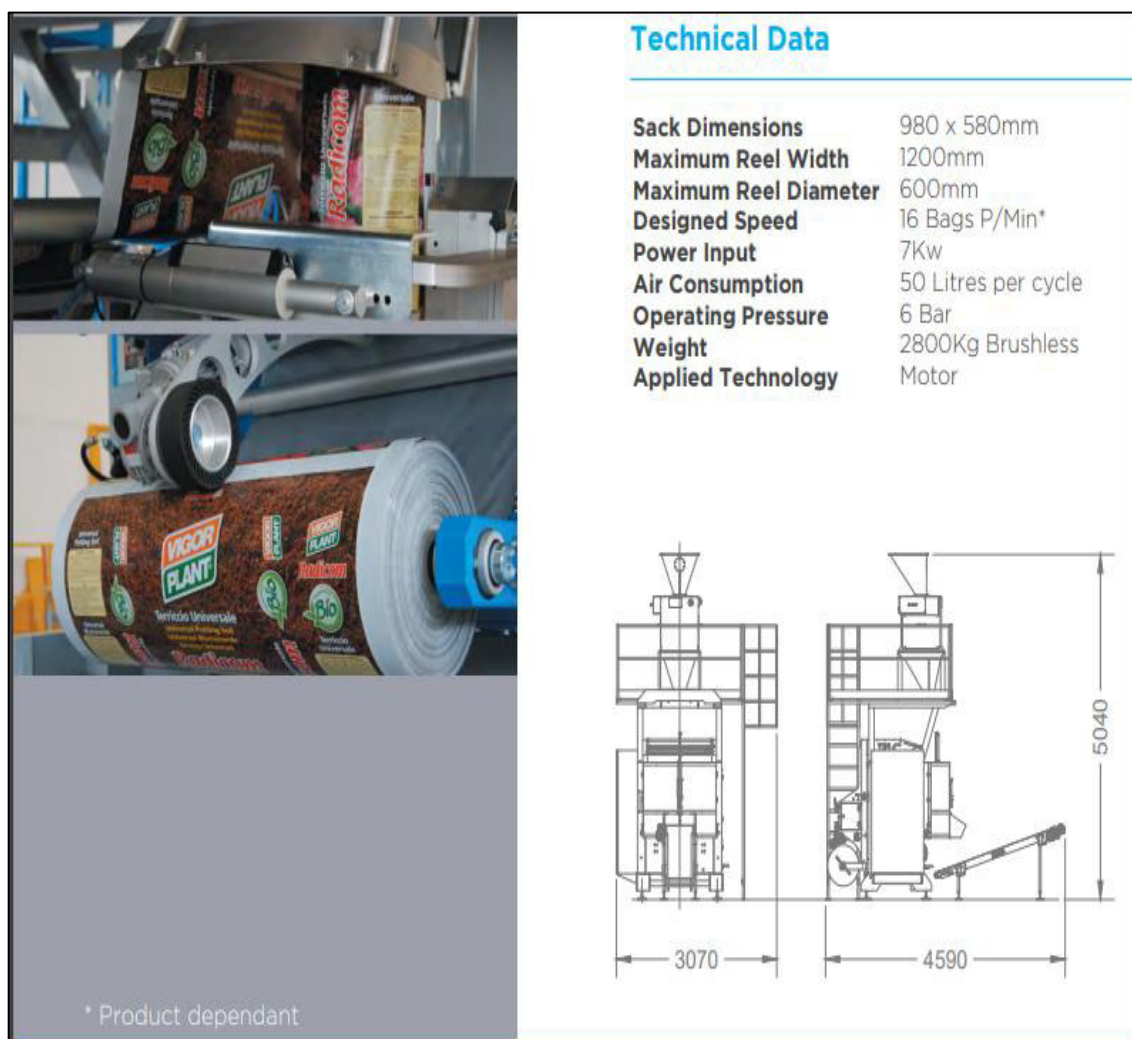
En la Figura AIV.5 se presenta el catálogo con las especificaciones de la máquina de pellets seleccionada, que es el modelo HY760.

Modelo	Poder (Kw)	Capacidad para Wood pellets(kg/h)	Peso de la De la máquina (kg)	Dimensión de la (Mm)
HY560	90	1000-1500	6500	2850x1300x2300
HY580	110	1500-2000	7600	2250x1300x2260
HY580S	132	2000-2500	8500	2400x1400x2450
HY760	160	3000-3500	10200	2450x1400x2550
HY850	220	4000-6000	14500	3150x1500x2850

Figura AIV.5. Especificaciones de la máquina de pellets (HANYU, 2020)

AIV.6 CATÁLOGO MÁQUINA DE ENSACADO DE PELLETS DE BIOCARBÓN

En la Figura AIV.6 se presenta el catálogo con las especificaciones de la máquina de ensacado de pellets de biocarbón seleccionada, que es el modelo FPK48.



Technical Data

Sack Dimensions	980 x 580mm
Maximum Reel Width	1200mm
Maximum Reel Diameter	600mm
Designed Speed	16 Bags P/Min*
Power Input	7Kw
Air Consumption	50 Litres per cycle
Operating Pressure	6 Bar
Weight	2800Kg Brushless
Applied Technology	Motor

* Product dependant

Dimensions: 3070mm (width), 4590mm (depth), 5040mm (height)

Figura AIV.6. Especificaciones de la máquina ensacado de pellets (RMGROUP, 2020)

AIV.7 CATÁLOGO QUEMADOR

En la Figura AIV.7 se presenta el catálogo con las especificaciones del quemador seleccionado, que es el modelo MTH35-2.

	Gas Input MBH	BHP @ 80% Eff.	Blower Motor HP	Furnace Pressure ("w.c.)	Standard Gas Train Pipe Size (in.)	Min. Gas Pressure (PSI)	MT
Model No. & Frame Size							
MTH-25-2	2,500	60	2	2	2.0	1.0	115 / 230 / 1
MTH-35-2	3,500	80	5	2	2.0	1.5	
MTH-42-3	4,200	100	5	4	2.0	1.5	
MTH-52-3	5,200	125	7 1/2	4	2.0	2.0	208 / 230 / 450 / 3
MTH-63-3	6,300	150	10	4	2.0	1.5	
MTH-84-4	8,400	200	10	6	2.0	1.5	
MTH-105-4	10,500	250	15	6	2.0	2.0	450 / 3
MTH-126-4	12,600	300	15	6	2.0	3.0	
MTH-147-4	14,700	350	20	6	2.0	3.0	
MTH-160-4	16,000	380	20	6	2.0	3.5	
MTH-210-5	21,000	500	25	7	2.5	3.5	
MTH-252-5	25,200	600	40	12	2.5	3.5	

	Burner Frame Size				
	DIM	Size 2	Size 3	Size 4	Size 5
Length in inches					
Overall burner length	J	88 3/4	106 3/4	137 3/4	151 9/16
Length of element	C	38 3/8	49 1/4	70	77 1/4
Mounting flange to panel box	H	50	57 1/2	67 3/4	74 5/16
Width in inches					
Center line to right side	T	17 1/8	17 3/4	23	24
Center line to left side	K	23 7/8	24 1/2	26 1/4	35 1/2
Height in inches					
Center line to top	A	31 1/4	29 3/4	44	17
Center line to bottom	P	23 1/2	27 1/4	30 1/2	33
Hinge pivot point in inches					
Mounting flange to hinge	B	18 1/2	21 1/2	24 1/2	24 5/8
Center line to hinge	L	8 5/8	9 1/4	12 1/2	15
Burner support in inches					
Length of support	F	9	14 3/4	3 3/8	3 3/8
Width of support	R	23 1/2	27 1/4	30 1/2	13 3/16
Mounting flange to support	G	29 1/4	34 3/4	23 7/8	21 3/8
Mounting flange dimensions in inches					
Outer diameter	N	20 1/2	23	28	34
Bolt circle diameter	M	18 1/2	21	26	32
Gas inlet dimensions in inches					
Center line to main gas inlet	S	10 3/8	17 3/16	10 7/8	20 7/8
Mounting flange to main gas inlet	E	9 1/4	12 1/4	15 1/4	15 3/8
Dry oven dimensions in inches					
Diameter of dry oven	D	12 5/8	16 1/8	21 3/8	30

Accompanying dimensions, while sufficiently accurate for layout purposes, must be confirmed for construction.

Figura AIV.7. Especificaciones del quemador (Cleaverbrooks, 2020)

AIV.8 CATÁLOGO BANDA TRANSPORTADORA SILOS DE ALIMENTACIÓN – TRITURADORA

En la Figura AIV.8 se encuentra el catálogo con las especificaciones de la banda transportadora que moviliza el material desde los silos de alimentación de raquis de palma hacia la trituradora.


		河南省平原矿山机械有限公司 HENAN PINGYUAN MINING MACHINERY CO.,LTD	
Specification			
No.	Item	Data	
1	Material name	empty palm rachis bunches	
2	Bulk Density	0,7 t/m ³	
3	Capacity	4t/h	
4	Size range	200mm~240mm	
5	Conveyor length	15 - 20 m	
6	Conveyor angle	horizontal and 30°	
7	Height of conveyor	0,5 m and 2 m	
8	Belt width	1300 mm	
9	Belt type	EP100-3*(4.5+1.5)	
10	Belt speed	1m/s	
11	Belt joint	Mechanical joint	
12	Diameter of rollers	89mm	
13	Diameter of head pulley	320mm	

Figura AIV.8. Especificaciones de la banda transportadora
(HENANG PINGYUAN MACHINERY, 2020)

AIV.9 CATÁLOGO BANDA TRANSPORTADORA TRITURADORA – MOLINO

En la Figura AIV.9 se encuentra el catálogo con las especificaciones de la banda transportadora que moviliza el material desde la trituradora de racimos vacíos de raquis de palma hacia el molino.

EQUIPO		COMPONENTES	CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS		
BANDA TRANSPORTADOR A HORIZONTAL INCLINADA	Estructura fabricada en acero inox		Voltaje de trabajo	220	vac
	Patas niveladoras		Velocidad de trabajo máx.	25	cm/s
	Control de velocidad		Capacidad de carga	25	Kg/m
	Tablero de arranque		Acometida	220	pfas
	Cinta de caucho con empujadores		Largo	10000	mm
	Perfiles laterales acero inox		Ancho	900	mm
			Altura	500	mm
			Altura final	5000	mm

Figura AIV.9. Especificaciones de la banda transportadora (Ecuapack, 2020)

AIV.10 CATÁLOGO BANDA TRANSPORTADORA

En la Figura AIV.10 se encuentra el catálogo con las especificaciones de la banda transportadora

Transportador de banda modular con accionamiento directo

CARACTERÍSTICAS DE LA CINTA

- Longitud entre centros de tambores (L) - 1000 a 18.000mm
- Ancho de banda (A) - 300 a 1500mm
- Diámetro de tambor motriz - 100mm
- Diámetro de tambor tensor - 100mm
- Motorización - Extrema (en posición vertical u horizontal)
- Velocidad - 5 a 40 metros/minuto
- Bastidor - Hierro / Inox / Aluminio
- Guías laterales - Fijas o regulables
- Capacidad de carga máxima - 150 Kg
- Pies - Regulables ± 50 mm.

Figura AIV.10. Especificaciones de la banda transportadora (Maskepack, 2020)

Este catálogo corresponde a varias bandas transportadoras que interconectan varias operaciones. Para la banda transportadora que moviliza el material desde el molino hacia la criba, desde la criba hacia el silo de almacenamiento de raquis de palma, desde el silo de almacenamiento de raquis de palma hacia el reactor, desde el tanque de enfriamiento hacia la mezcladora, desde la mezcladora hacia la máquina de pellets, y desde la máquina de pellets hacia la máquina ensacadora.

AIV.11 CATÁLOGO BANDA TRANSPORTADORA SILOS DE ALIMENTACIÓN DE ALMIDÓN DE MAÍZ – MEZCLADORA

En la Figura AIV.11 se encuentra el catálogo con las especificaciones de la banda transportadora que moviliza el material desde el silo de almacenamiento de almidón de maíz hacia la mezcladora.

Transportador de banda modular con accionamiento directo

CARACTERÍSTICAS DE LA CINTA

- Longitud entre centros de tambores (L)	- 300 a 8.000mm
- Ancho de banda (A)	- 60 a 800mm
- Diámetro de tambor motriz	- 60mm
- Diámetro de tambor tensor	- 60mm
- Motorización	- Extrema (en posición vertical u horizontal)
- Velocidad	- 2,5 a 120 metros/minuto
- Bastidor	- Hierro / Inox
- Guías laterales	- Fijas o regulables
- Capacidad de carga máxima	- 80 Kg
- Pies	- Regulables ± 50 mm.

6

www.maskepack.com comercial@maskepack.com Tel.: +34 937.729.154

Figura AIV.11. Especificaciones de la banda transportadora (Maskepack, 2020)

AIV.12 CATÁLOGO TORNILLO SIN FIN REACTOR DE TORREFACCIÓN – TANQUE DE ENFRIAMIENTO

Con los valores del diámetro, la velocidad de giro, la velocidad de desplazamiento y la potencia de accionamiento obtenidos se seleccionó el tornillo transportador de la empresa JY, modelo ES323, que se presenta en la Figura AIV.12

Número de modelo		ES 139	ES168	ES 193	ES219	ES 273	ES 323	
Velocidad de rotación (r/min)		300	300	260	200	175/300	175	
Diámetro exterior (mm)		139	168	193	219	273	323	
Longitud máxima (m)		11	12	13	16	18	18	
Grados de inclinación (α °)		0 ° ~ 60 °	0 ° ~ 60 °	0 ° ~ 60 °	0 ° ~ 60 °	0 ° ~ 55 °	0 ° ~ 55 °	
Capacidad de transporte (t/h)		17-9	30-20	50-32	70-53	82-60/120-85	140-110	
Motor	Modelo	L≤7	Y132S-4	Y132S-4	Y132M-4	Y160L-6	Y180M-4	Y180M-4
	De la potencia (kw)		5,5	5,5	7,5	11	18,5	18,5
	Modelo	L>7	Y132S-4	Y132M-4	Y160M-4	Y180L-6	Y180L-4	Y180L-4
	De la potencia (kw)		5,5	7,5	11	15	22	22

Figura AIV.12. Especificaciones del tornillo sin fin (JY, 2020)

AIV.13 CATÁLOGO BOMBA CENTRÍFUGA

Al obtener la potencia mínima que se requiere en las bombas para transportar el agua dentro y fuera de la chaqueta de enfriamiento, se investigó bombas existentes en el mercado que tuvieran valores de potencia igual o mayor que la necesaria. En la Figura AIV.13 se encuentra el catálogo con las especificaciones de la bomba

centrífuga utilizada para impulsar el agua desde la descarga hacia el tanque de enfriamiento y desde el tanque de enfriamiento hacia la descarga, el modelo seleccionado fue HCO 40 - 110.

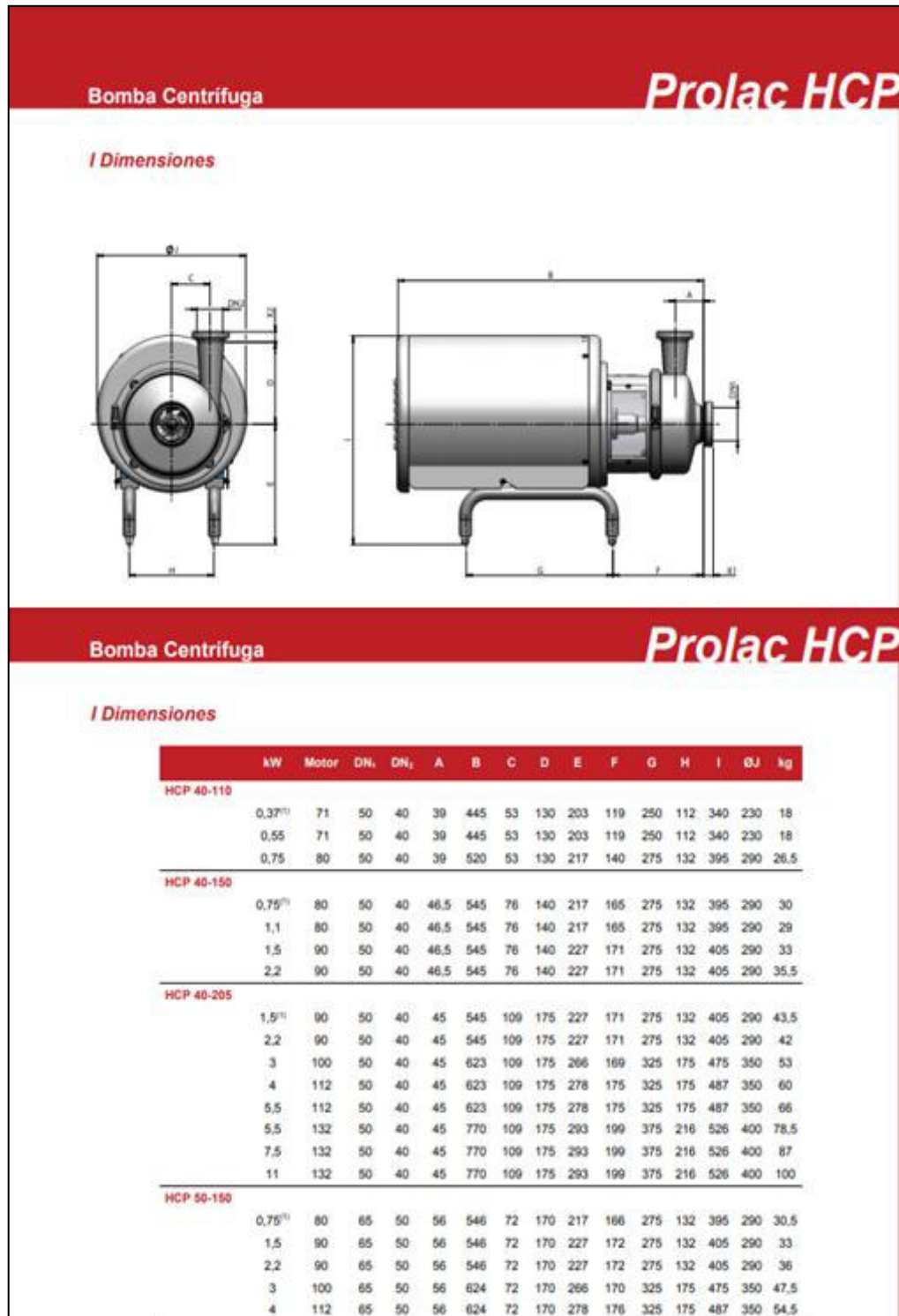


Figura AIV.13. Especificaciones de la bomba centrífuga (PROLAC, 2020)

AIV.14 CATÁLOGO COMPRESOR QUEMADOR – REACTOR DE TORREFACCIÓN

En la Figura AIV.14 se encuentra el catálogo con las especificaciones del compresor utilizado para impulsar los gases desde el quemador hacia el reactor de torrefacción.



Figura AIV.14. Especificaciones del compresor centrífugo (Ingersoll Rand, 2020)

En la Figura AIV.15 se encuentra el catálogo con las especificaciones del compresor modelo DHC 50 utilizado para impulsar los gases desde el reactor hacia el quemador.

Modelo	Presión máxima		Capacidad(FAD)*		Potencia del motor instalada		Dimensiones(mm)			Peso
	bar(e)	psig	m ³ /min	cfm	kW	Hp	L	W	H	Kg
DHC50	0.6-9	8.7-130.5	50-70	1766-38-2472-93	80-450	80-600	3280	1850	2200	6300
DHC100	0.6-9	8.7-130.5	70-130	2472-93-4592-59	400-640	530-900	3800	2000	2250	8160
DHC150	0.6-12	8.7-174	120-160	4239-42-5652-42	630-800	840-1200	4200	2150	2350	11500
DHC200	0.6-16	8.7-232	160-230	5652-42-8125-36	760-1120	1010-1750	4200	2150	2350	12000
DHC300	0.6-16	8.7-232	230-330	8125-36-11658-12	980-1600	1320-2150	4600	2200	2500	17200
DHC400	0.6-16	8.7-232	330-440	11658-12-15544-16	1380-2250	1840-3000	5300	2300	2970	21500
DHC500	0.6-25	8.7-362.5	350-580	12364-67-20490-03	1800-2850	2400-3800	6000	4500	3500	40000
DHC700	0.6-25	8.7-362.5	530-900	18723-65-31794-87	2790-4500	3600-6000	8500	4200	4200	45000
DHC900	0.6-25	8.7-362.5	850-1500	30028-49-52991-45	4200-9000	5600-12100	12000	5000	5300	65000

Figura AIV.15. Especificaciones del compresor centrífugo (DENAIR, 2020)

ANEXO V

DATOS PARA EL DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS

En la Tabla AV.1 se presenta los datos de la curva granulométrica de raquis de palma después de la molienda.

Tabla AV.1. Datos de curva granulométrica de raquis de palma

Tamaño de Partícula (um)	% Retenido	% Ret Acum	% Pasa
50	6,505	100,000	0,000
110	6,441	93,495	6,505
130	9,566	87,054	12,946
150	23,597	77,487	22,513
190	19,133	53,890	46,109
250	17,857	34,758	65,242
300	12,755	16,901	83,099
400	1,913	4,145	95,855
500	1,276	2,232	97,768
600	0,638	0,957	99,043
700	0,319	0,319	99,681
800	0,000	0,000	100,000
900	0,000	0,000	100,000
1000	0,000	0,000	100,000

(González et al. 2017b, p.73)

La información presentada en la Tabla AV.1 se utilizó para realizar los cálculos concernientes a la selección de la criba vibratoria, puesto que no todo el raquis de palma después de la molienda contiene el tamaño de partícula requerido para la operación subsiguiente de torrefacción.

En la Figura AV.1 se presentan los valores de la capacidad básica de la criba con base en la forma de las partículas y la luz de malla.

C�apacidad Básica B (ton/m².h)			
Luz de malla (mm)	Tipo de Producto		
	Carbón	Cúbico	Redondeado
0.50	2.0	2.7	3.5
0.80	2.6	3.4	4.4
1.00	2.8	3.7	4.9
1.25	3.1	4.1	5.5
2.0	4.0	5.3	7.1
4.0	6.0	8.0	10.5
5.6	7.5	10.0	13.0
6.3	8.1	10.8	14.0
8.0	9.4	12.5	16.0
10.0	10.8	14.4	18.6
12.5	12.5	16.6	21.5
16.0	14.3	19.0	25.1
20.0	16.5	22.0	29.0
25.0	19.5	26.0	33.4
31.5	22.5	30.0	37.9
40.0	26.0	34.7	42.5
50.0	29.3	39.0	47.4
63.0	33.0	44.0	52.0
80.0	36.8	49.0	57.0
100.0	42.0	56.0	63.0
120.0	47.3	63.0	68.0

Figura AV.1. Valores de capacidad básica
(Triana, 2016, p.64)

En la Figura AV.2 se presentan los valores del factor de rechazo para la corrección de la capacidad básica.

Porcentaje de Rechazo (R) (%)	Factor de Rechazo (f_a)
0	1.10
5	1.08
10	1.06
15	1.04
20	1.02
25	1.00
30	0.98
35	0.96
40	0.94
45	0.92
50	0.90

Figura AV.2. Valores de factor de rechazo
(Triana, 2016, p.65)

En la Figura AV.3 se presentan los valores del factor de semitama o para la corrección del cálculo de la superficie de cribado.

Porcentaje de Semitamaño (%)	Factor de Semitamaño (f_s)
0	0.50
5	0.55
10	0.60
15	0.65
20	0.72
25	0.77
30	0.85
35	0.92
40	1.00
45	1.10
50	1.20
55	1.30
60	1.45
65	1.60
70	1.75
75	1.95
80	2.20
85	2.55
90	3.00
95	3.65

Figura AV.3. Valores de factor de semitamaño
(Triana, 2016, p.65)

En la Figura AV.4 se presentan los valores del factor de eficiencia para la corrección del cálculo de la superficie de cribado.

Rendimiento (E) (%)	Factor de Eficiencia (f_e)
98	0.60
96	0.85
94	1.00
92	1.05
90	1.12
85	1.26
80	1.41

Figura AV.4. Valores de factor de eficiencia
(Triana, 2016, p.66)

En la Figura AV.5 se presentan los valores del factor de abertura de la malla para la corrección del cálculo de la superficie de cribado

Tipo de Abertura		Factor de abertura (f_m)
Cuadrada		1.0
Redonda		0.8
Rectangular l = largo a = ancho	$2 < l/a < 3$	1.15
	$3 < l/a < 6$	1.20
	$l/a > 6$	1.25

Figura AV.5. Valores de factor de abertura de la malla
(Triana, 2016, p.67)

En la Figura AV.6 se presentan los valores del factor de inclinación de la malla para la corrección del cálculo de la superficie de cribado.

	f_i
▪ Cribas inclinadas (20°):	1.00
▪ Cribas inclinadas (15°):	0.96
▪ Cribas inclinadas (10°):	0.94
▪ Cribas inclinadas (5°):	0.87
▪ Cribas horizontales:	0.83

Figura AV.6. Valores de factor de inclinación de la malla
(Triana, 2016, p.67)

En la Figura AV.7 se presentan los valores del ancho de la criba con base en el flujo de raquis de palma a tratar.

Anchura de criba mm	Tonelaje de Alimentación (ton/h)
600	75
900	175
1200	275
1500	350
1800	500
2100	650
2400	750

Figura AV.7. Valores de ancho de la criba con base en el flujo a tratar
(Triana, 2016, p.67)

A continuación, se presentan las propiedades de los materiales seleccionados para la construcción de los silos de alimentación, almacenamiento y el reactor.

La información proporcionada se utilizó para los cálculos concernientes al espesor de los equipos. En la Tabla AV.2 se presentan las propiedades físicas y mecánicas del acero ASTM A36.

Tabla AV.2. Propiedades físicas y mecánicas del acero ASTM A36

Propiedad	Unidades	Valor
Densidad	g/cm ³	7,85
Punto de fusión	°C	1 425 – 1 538
Resistencia a la tracción	MPa	400 - 550
Límite elástico (espesor ≤ 200 mm)	MPa	250
Límite elástico (espesor > 200 mm)	MPa	220
Módulo de elasticidad	GPa	200
Prueba de impacto Charpy con muesca en V	J	27
Módulo de corte	GPa	79,3
Límite de fluencia	MPa	250
Esfuerzo de diseño	MPa	160
Esfuerzo de la prueba hidrostática	MPa	171

(ASTM A36, 2019)

En la Tabla AV.3 se presenta las propiedades mecánicas del acero inoxidable AISI 316.

Tabla AV.3. Propiedades mecánicas acero inoxidable AISI 316

Resistencia a la Tracción (Mpa)	620
0,2 % límite de elasticidad (MPa)	415
Elongación en 50 mm (%)	45
Reducción de área	65
Dureza (HBW)	275

(Tolosa et al., 2010, p.640)

En la Tabla AV.4 se presentan los valores del espesor y las dimensiones de los rollos de tela de fibra de vidrio existentes en el mercado, así como su densidad y el volumen.

Tabla AV.4. Propiedades y dimensiones de los rollos de fibra de vidrio existentes en el mercado

Propiedades	Valores	
Espesor (in)	½	1
Ancho (m)	1	1
Largo (m)	20	10
Densidad (kg/m lineal)	2,20	4,64
Densidad (kg/m³)	2,20	4,64
Volumen (por rollo)	0,35	0,35

(SEALCO, 2019)

ANEXO VI

**DATOS Y CÁLCULOS PARA REALIZAR EL ESTUDIO DE LA
PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA**

VI.1. PRECIO DE LOS EQUIPOS

En la Tabla AVI.1 se presenta el costo de los equipos que para su adquisición se debe importar y el costo de envío de cada uno (Logística Ecuatoriana de Carga, 2021). Se consideraron los impuestos de importación al fondo de desarrollo para la infancia (FODINFA), que se aplica una tasa de 0,5 % sobre el costo del equipo y del envío, y el impuesto al valor del impuesto al valor agregado (IVA) que corresponde el 12 % del valor total (Servicio Nacional de Aduana del Ecuador, 2021).

Tabla AVI.1. Costo de los equipos que requieren importación

Rubro	Trituradora	Molino	Criba	Mezcladora
Precio FOB (USD)	17 000,00	85 000,00	9 800,00	7 800,00
Envío (USD)	204,46	997,72	197,72	172,72
Precio envío y FOB (USD)	17 204,46	85 997,72	9997,72	7 972,72
FODINFA (0,5 %)	86,02	429,99	49,99	39,86
Precio sin IVA (USD)	17 290,48	86 427,71	10 047,71	8 012,58
IVA (12 %)	2 074,86	10 371,33	1 205,73	961,51
Precio unitario total (USD)	19 365,34	96 799,03	11 253,43	8 974,09
Rubro	Pelletizadora	Ensacadora	Quemador	
Precio FOB (USD)	51 725,00	87 000,00	28 000,00	
Envío (USD)	584,32	980,40	397,72	
Precio envío y FOB (USD)	52 309,32	87 980,40	28 397,72	
FODINFA (0,5 %)	261,55	439,90	141,99	
Precio sin IVA (USD)	52 570,87	88 420,30	28 539,71	
IVA (12 %)	6 308,50	10 610,44	3 424,77	
Precio unitario total (USD)	58 879,37	99 030,74	31 964,47	

Tabla AVI.1. Costo de los equipos que requieren importación (continuación...)

Rubro	Compresor quemador - reactor	Compresor reactor - quemador	Banda transportadora silos - trituradora
Precio FOB (USD)	55 000,00	20 000,00	13 968,00
Envío (USD)	697,72	247,72	137,40
Precio envió y FOB (USD)	55 697,72	20 247,72	14 105,40
FODINFA (0,5 %)	278,49	101,24	70,53
Precio sin IVA (USD)	55 976,21	20 348,96	14 175,93
IVA (12 %)	6 717,15	2 441,88	1 701,11
Precio unitario total (USD)	62 693,35	22 790,83	15 877,04

(ARCOMET, 2020; Cleaverbrooks, 2020; DENAIR, 2020; DS,2020; Furlan, 2020; HANYU, 2020; Ingersoll Rand, 2020; PK MACHINERY, 2020; RMGROUP, 2020; Shandong Feghan Machinery, 2019)

En la Tabla AVI.2 se presenta el costo de los equipos que se pueden adquirir en el país y para obtener el costo total unitario de cada equipo se tomó en cuenta el costo de envío (Logística Ecuatoriana de Carga, 2021) y el impuesto al valor agregado que se debe añadir al costo de cada equipo (Servicio de rentas internas, 2020).

Tabla AVI.2. Costo de los equipos que se pueden adquirir en el país

Rubro	Banda transportadora trituradora - molino	Bandas transportadoras	Bomba centrífuga	Tornillo sin fin
Precio (USD)	12 453,00	9 000,00	750,00	3 500,00
Envío (USD)	222,25	187,72	105,22	132,72
Precio sin IVA (USD)	12 675,25	9 187,72	855,22	3 632,72
IVA (12 %)	1 521,03	1 102,53	102,63	435,93
Precio unitario total (USD)	14 196,28	10 290,25	957,85	4 068,65

(Ecuapack, 2020; JY, 2020; Maskepack, 2020; PROLAC, 2020;)

En la Tabla AVI.3 se presenta el precio de los equipos que requieren su construcción de acuerdo al diseño especificado en el documento, para estimar el costo total de cada equipo se consideró el costo de envío (Logística Ecuatoriana de

Carga, 2021) y el impuesto al valor agregado que se debe añadir al costo de cada equipo (Servicio de rentas internas, 2020).

Tabla AVI.3. Costo de construcción de los equipos

Rubro	Silo de alimentación	Silo de de raquis de palma	Silo de de almidón de maíz	Reactor	Tanque
Precio (USD)	6 500,00	2 800,00	4 600,00	25 000,00	18 000,00
Envío (USD)	152,72	115,72	133,72	347,72	277,72
Precio sin IVA (USD)	6 652,72	2 915,72	4 733,72	25 347,72	18 277,72
IVA (12 %)	798,33	349,78	568,05	3041,73	2193,33
Precio unitario total (USD)	7 451,05	3 265,61	5 301,77	28 389,45	20 471,05

(Andes Metal, 2021; Dismetel, 2021; Ortega y Torres, 2016, p.68)

VI.2. FLUJO DE CAJA

Con los costos, gastos e ingresos se pudo elaborar el flujo de caja para la planta de producción, que se presenta en la Tabla AVI.4. El valor actual de flujo de caja en cada año presentado en la Tabla AVI.4 se obtuvo a partir de los valores del flujo de caja mediante la aplicación de la Ecuación AVI.1 (Dávalos, 1984, p.22)

$$VA = \frac{F_C}{(1+t)^p} \quad [AVI.1]$$

Donde:

VA: Valor actual del flujo de caja cada año (USD/año)

F_c : Flujo de caja cada año (USD/año)

t : Tasa efectiva de descuento: 0,1183

p : Número de año perteneciente al flujo de caja

Tabla AVI.4. Flujo de caja del proyecto

Rubros	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5
Ingresos por ventas (USD)	-	6 888 000,00	6 888 000,00	6 888 000,00	6 888 000,00	6 888 000,00
Costos directos (USD)	-	5 269 875,35	5 269 875,35	5 269 875,35	5 269 875,35	5 269 875,35
Costos indirectos (USD)	-	122 800,00	122 800,00	122 800,00	122 800,00	122 800,00
Gastos administrativos (USD)	-	141 175,55	141 175,55	141 175,55	141 175,55	141 175,55
Gastos de ventas (USD)	-	125 724,16	125 724,16	125 724,16	125 724,16	125 724,16
Mantenimiento (USD)	-	44 224,33	44 224,33	44 224,33	44 224,33	44 224,33
Imprevistos (USD)	-	30 000,00	30 000,00	30 000,00	30 000,00	30 000,00
Depreciación (USD)	-	88 007,21	88 007,21	88 007,21	88 007,21	88 007,21
Utilidad antes de Impuestos (USD)	-	1 066 193,40	1 066 193,40	1 066 193,40	1 066 193,40	1 066 193,40
Impuestos (22 %) (USD)	-	234 562,55	234 562,55	234 562,55	234 562,55	234 562,55
Utilidad neta (USD)	-	831 630,85	831 630,85	831 630,85	831 630,85	831 630,85
Depreciación (USD)	-	88 007,21	88 007,21	88 007,21	88 007,21	88 007,21
Inversión fija (USD)	-1 350 667,15	-	-	-	-	-
Flujo de caja neto (Fc) (USD)	-1 350 667,15	919 638,06	919 638,06	919 638,06	919 638,06	919 638,06
Valor actual flujo de caja (VA) (USD)	-1 350 667,15	822 353,63	735 360,48	657 569,96	588 008,55	525 805,73

Tabla A VI.4. Flujo de caja del proyecto (continuación...)

Rubros	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Ingresos por ventas (USD)	6 888 000,00	6 888 000,00	6 888 000,00	6 888 000,00	6 888 000,00
Costos directos (USD)	526 9875,35	526 9875,35	526 9875,35	526 9875,35	526 9875,35
Costos indirectos (USD)	122 800,00	122 800,00	122 800,00	122 800,00	122 800,00
Gastos administrativos (USD)	141 175,55	141 175,55	141 175,55	141 175,55	141 175,55
Gastos de ventas (USD)	125 724,16	125 724,16	125 724,16	125 724,16	125 724,16
Mantenimiento (USD)	44 224,33	44 224,33	44 224,33	44 224,33	44 224,33
Imprevistos (USD)	30 000,00	30 000,00	30 000,00	30 000,00	30 000,00
Depreciación (USD)	88 007,21	88 007,21	88 007,21	88 007,21	88 007,21
Utilidad antes de Impuestos (USD)	1 066 193,40	1 066 193,40	1 066 193,40	1 066 193,40	1 066 193,40
Impuestos (22 %) (USD)	234 562,55	234 562,55	234 562,55	234 562,55	234 562,55
Utilidad neta (USD)	831 630,85	831 630,85	831 630,85	831 630,85	831 630,85
Depreciación (USD)	88 007,21	88 007,21	88 007,21	88 007,21	88 007,21
Inversión fija (USD)	-	-	-	-	-
Flujo de caja neto (Fc) (USD)	919 638,06	919 638,06	919 638,06	919 638,06	919 638,06
Valor actual flujo de caja (VA) (USD)	470 183,07	420 444,49	375 967,53	336 195,59	300 630,95

VI.3. INDICADORES FINANCIEROS

Para obtener los indicadores financieros es necesario determinar el valor actual de flujo de caja (VA) de cada año, que se obtuvo mediante la aplicación de la Ecuación AIV.1, en el que se consideró la tasa efectiva de descuento de 0,1183.

Donde:

VA: Valor actual del flujo de caja cada año (USD/año)

Fc : Flujo de caja cada año: 919 638,1 USD/año

t : Tasa efectiva de descuento: 0,1183

p : Número de año perteneciente al flujo de caja: 1 año

$$VA = \frac{919\,638,1 \text{ USD/año}}{(1+0,1183)^1}$$

$$VA = 822\,353,6 \text{ USD/año}$$

El indicador financiero valor actual neto (VAN) se obtuvo al emplear la ecuación AVI.2, con los valores del valor actual (VA) determinados en el flujo de caja presentados en la Tabla AVI.4 (Brealey y Stewart, 1990, p.38).

$$VAN = \sum VA \quad [AVI.2]$$

Donde:

VAN = Valor actual neto (USD)

VA = Valor actual de flujo de caja (USD)

$$VAN = (-1\,350\,667,15 + 822\,353,63 + 735\,360,48 + 657\,569,96 + 588\,008,55 + 525\,805,73 + 470\,183,07 + 420\,444,49 + 375\,967,53 + 336\,195,59 + 300\,630,95) \text{ USD}$$

$$VAN = 3\,881\,852,83 \text{ USD}$$

El valor de la TIR es igual a la tasa de descuento que proporciona un valor de VAN igual a 0 (Brealey y Stewart, 1990, p.38), mediante la Ecuación AVI.1 se obtuvo el valor actual de flujo de caja y mediante la Ecuación AVI.2 se obtuvo el valor del VAN, con una tasa de descuento igual a 0,6770.

$$VA = \frac{919\,638,1 \text{ USD}}{(1+0,6770)^1}$$

$$VA = 548\,380,64 \text{ USD}$$

$$\begin{aligned} \text{VAN} = & (-1\,350\,667,15 + 548\,380,64 + 326\,999,65 + 194\,990,06 + 116\,272,67 + 69\,333,45 \\ & + 41\,343,57 + 24\,653,19 + 14\,700,71 + 8\,766,04 + 5\,227,20) \text{ USD} = 0,03 \text{ USD} \end{aligned}$$

La TIR es igual a 0,6771; puesto que con esta tasa se obtuvo un valor actual neto de 0,00 USD.

ANEXO VII

DIAGRAMA DE GANTT

En la Tabla AVII.1 se presenta la planificación de las actividades en un día de operación de la planta.

Tabla AVII.1. Diagrama de Gantt para un día de producción

H \ A	7:00	7:20	7:40	8:00	8:20	8:40	9:00	9:20	9:40	10:00	10:20	10:40	11:00	11:20	11:40	12:00	12:20	12:40	13:00	13:20	13:40	14:00	14:20	14:40	15:00	15:20	15:40	16:00	16:20	16:40	17:00	17:20	17:40	18:00	18:20	18:40	19:00	19:20	19:40				
A3	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█			
A4				█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█			
A5								█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█		
A6												█	█			█	█			█	█			█	█			█	█			█	█			█	█			█	█		
A7														█	█			█	█			█	█			█	█			█	█			█	█			█	█			█	█
A8																█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█	█

A3: Cortado, Triturado y Cribado

A4: Almacenamiento

A5: Torrefacción

A6: Enfriamiento

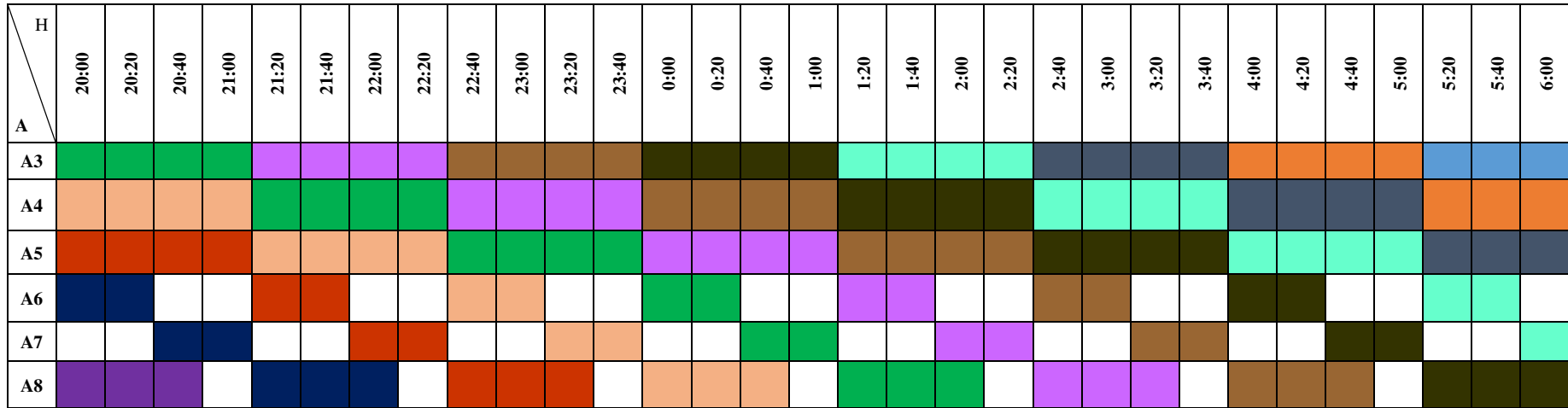
A7: Mezclado

A8: Pelletizado y Ensacado

H: Hora

A: Actividad

Tabla AVII.1. Diagrama de Gantt para un día de producción (continuación...)



A3: Cortado, Triturado y Cribado

A4: Almacenamiento

A5: Torrefacción

A6: Enfriamiento

A7: Mezclado

A8: Pelletizado y Ensacado

H: Hora

A: Actividad