

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

DISEÑO DE UNA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE CASCARILLA DE ARROZ PARA LA PRODUCCIÓN DE ÓXIDO DE SILICIO AMORFO Y DE ENERGÍA ELÉCTRICA

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO
QUÍMICO**

PATRICIO EDUARDO SILVA GUERRERO

patricio.silva.uio@gmail.com

DIRECTOR: ING. MARCELO SALVADOR QUIÑONES

marcelo.salvadorq@epn.edu.ec

Quito, diciembre de 2017

© Escuela Politécnica Nacional (2017)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Patricio Eduardo Silva Guerrero, 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.

Patricio Eduardo Silva Guerrero

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por el señor Patricio Eduardo Silva Guerrero, bajo mi supervisión.

Ing. Marcelo Salvador Quiñones
DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

A Dios y a la vida. Entre tantas historias de lágrimas y risas, uno comprende que la felicidad está en aceptar cada uno de los momentos vividos.

A mi hijo Santiago, que, en su inocencia, ha sido mi apoyo más importante en las horas adversas.

A mis padres y hermanos, por su cariño, paciencia y aliento.

A mi abuelita Metita, quien siempre supo darme la motivación para seguir adelante.

A mi abuelito Edmundo, por su comprensión y sabios consejos.

A mi director, Marcelito, quien me dio su mano amiga para lograr culminar este proyecto.

A mis queridos amigos. Basta dedicarles aquella canción de Alberto Cortez para expresar mi sentimiento hacia ellos.

Y a Ivonne, con quien caminé de cerca en los años universitarios y ahora comparto la felicidad de ver crecer a un ser maravilloso.

DEDICATORIA

A ti, mi pequeño Santi Edu.

*No dudo que llegarás a ser un gigante
porque desde ya, has revolucionado un mundo entero: el mío.*

Este trabajo y mis más amorosas acciones son para ti.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	xi
1 JUSTIFICACIÓN	1
2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	3
2.1 Gasificación de la cascarilla de arroz y combustión del carbón no quemado	3
2.2 Tratamiento de sólidos	4
2.3 Limpieza del gas de gasificación y generación de energía eléctrica	5
2.4 Recepción de la cascarilla de arroz y demás insumos	6
3 CRITERIOS DE DISEÑO	7
3.1 Reactor de gasificación y componentes	8
3.1.1 Reactor de gasificación	8
3.1.2 Plato de distribución de aire	12
3.1.3 Tornillos alimentadores de cascarilla y arena	13
3.2 Reactor de combustión	14
3.2.1 Cálculos estequiométricos	14
3.2.2 Diseño del sistema de remoción de calor	15
3.2.3 Dimensionamiento del reactor	17
3.3 Separadores ciclónicos	21
3.4 Enfriamiento de sólidos y separación de la arena y la ceniza de combustión	27
3.4.1 Enfriamiento de sólidos	27
3.4.2 Tamizaje	27
3.4.3 Separación gravimétrica	30
3.5 Molienda	30
3.6 Intercambiadores de calor de flujo cruzado	31
3.7 Columna de absorción	34
3.8 Columnas de absorción y de despojamiento	38
3.9 Diseño de los intercambiadores de calor de calentamiento y enfriamiento de biodiésel	44

3.10	Selección del generador eléctrico	47
3.11	Dimensionamiento del equipo de almacenamiento de la cascarilla de arroz, la arena y el biodiésel	47
3.12	Dimensionamiento y selección de tuberías, bombas centrífugas y <i>blowers</i>	48
	3.12.1 Dimensionamiento y selección de tuberías	48
	3.12.2 Selección de bombas centrífugas y <i>blowers</i>	49
4	DISEÑO DE LA PLANTA	52
4.1	Diagramas de bloques BFD y diagrama de flujo PFD	52
4.2	Balance de masa	52
4.3	Planificación de la producción	63
4.4	Balance de energía	63
4.5	Disposición en planta (layout) y planos de elevación	64
4.6	Diagrama de tuberías e instrumentación (P & ID) y control	64
4.7	Dimensionamiento y hojas de especificaciones de los equipos propuestos	74
5	ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA	95
5.1	Inversiones	95
5.2	Costos	96
	5.2.1 Costos fijos	96
	5.2.2 Costos variables	96
5.3	Ingresos	97
5.4	Indicadores económicos	97
6	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	100
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	101
	ANEXOS	111

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 3.1	Análisis proximal de la cascarilla de arroz	7
Tabla 3.2	Composición mineral de la ceniza de la cascarilla de arroz	7
Tabla 3.3	Parámetros ambientales de temperatura y humedad	8
Tabla 3.4	Propiedades hidráulicas e hidrodinámicas de la arena y la cascarilla de arroz en los reactores de lecho fluidizado	11
Tabla 3.5	Proporciones estándar en las dimensiones de ciclones para diferentes usos	22
Tabla 3.6	Valores para los factores C, D y E en la Ecuación 3.47	29
Tabla 3.7	Propiedades del biodiésel comercial a utilizarse en la columna de absorción	39
Tabla 3.8	Características principales de los anillos Raschig de empaque en las columnas de absorción	42
Tabla 3.9	Viscosidad, difusividad del naftaleno y número de Schmidt para el gas en la columna de absorción	43
Tabla 3.10	Coefficientes globales de transferencia de calor típicos	46
Tabla 3.11	Rango de velocidades recomendadas para la conducción de diferentes fluidos en líneas de proceso	49
Tabla 4.1	Propiedades del dióxido de silicio amorfo producido	52
Tabla 4.2	Flujo, composición, temperatura y presión de cada una de las corrientes en los diagramas PDF	57
Tabla 4.3	Interpretación de la simbología utilizada en los diagramas P&ID	65
Tabla 4.4	Interpretación de las letras de identificación utilizadas en la simbología de los diagramas P&ID	65
Tabla 4.5	Denominación de equipos principales en la planta	66
Tabla 4.6	Diámetros, longitudes y materiales de las líneas de proceso	67
Tabla 5.1	Montos de inversión	95
Tabla 5.2	Costos fijos	96
Tabla 5.3	Costos variables	96
Tabla 5.4	Ingresos totales anuales	97

Tabla 5.5	Flujo de caja del proyecto analizado, a 10 años	97
Tabla 5.6	Valores de indicadores económicos TIR y VAN	97
Tabla 5.7	TIR y VAN a 10 y 20 años, para valores de producción de 1 696,08, 2 000,00 y 3 000,00 t/año	99
Tabla AI.1	Composición aproximada de la cascarilla de arroz, sin tomar en cuenta cenizas	113
Tabla AI.2	Resultados de la simulación en MATLAB® para la operación continua del reactor de gasificación	119
Tabla AI.3	Flujo másico y composición de la corriente de salida del reactor de gasificación	120
Tabla AI.4	Parámetros de diseño para los tornillos alimentadores de cascarilla de arroz y arena, para los flujos volumétricos calculados	121
Tabla AI.5	Valores del cálculo del flujo de partículas arrastradas hacia el primer ciclón a la salida del reactor de gasificación	124
Tabla AI.6	Eficiencias de recolección del primer ciclón a la salida del reactor de gasificación por tamaño de partícula y flujos de partículas perdidas y recirculadas	125
Tabla AI.7	Eficiencias de recolección del segundo ciclón a la salida del reactor de gasificación por tamaño de partícula y flujos de partículas perdidas y recirculadas	126
Tabla AI.8	Valores de $\Delta H_{f,298}^0$ y de los coeficientes de la Ecuación AI.9 para cada compuesto en el reactor de combustión	129
Tabla AI.9	Resultados obtenidos de las ecuaciones para el balance de energía del reactor de combustión	130
Tabla AI.10	Resultados obtenidos del cálculo de ciertas condiciones de operación en el reactor de combustión	131
Tabla AI.11	Composición porcentual del lecho del reactor de combustión y del flujo de partículas eluidas en cuanto a los tamaños de partícula	132
Tabla AI.12	Altura mínima del reactor según velocidad de ascenso y tiempo de combustión completa de las partículas de carbón en el reactor de combustión	134
Tabla AI.13	Eficiencias de recolección del ciclón a la salida del reactor de combustión por tamaño de partícula y flujos de partículas perdidas y recirculadas	139
Tabla AI.14	Resultados obtenidos para la selección del intercambiador de calor para el enfriamiento de sólidos	140
Tabla AI.15	Características del intercambiador de calor para el enfriamiento de	

	sólidos	140
Tabla AI.16	Apertura de malla y diámetro del hilo de alambre de las mallas a utilizar para el tamizaje de arena y ceniza	145
Tabla AI.17	Constantes de la Ecuación 3.47 para las mallas seleccionadas para el tamizaje de la corriente 22, de acuerdo con la Figura 4.3 y a la Tabla 4.2	145
Tabla AI.18	Área calculada para las mallas seleccionadas para el tamizaje de la corriente 22	146
Tabla AI.19	Áreas calculadas para las mallas seleccionada para el tamizaje de las corrientes 27 y 32	146
Tabla AI.20	Porcentaje de partículas retenidas en el tamiz S-124 y flujos de las corrientes de salida	147
Tabla AI.21	Porcentaje de partículas retenidas en el tamiz S-125 y flujos de las corrientes de salida	147
Tabla AI.22	Velocidades terminales para cada rango de tamaño partícula de los sólidos que entran a los separadores S-122 y S-123	148
Tabla AI.23	Flujos de las corrientes de salida de los separadores S-122 y S-123	149
Tabla AI.24	Características del haz de tubos de arreglo triangular en el intercambiador E-111	152
Tabla AI.25	Características de la tubería seleccionada para el haz de tubos	152
Tabla AI.26	Características de las aletas de aluminio para el intercambiador E-111	152
Tabla AI.27	Propiedades del aire y número de Prandlt para $T_a = 412,5 \text{ }^\circ\text{C}$	153
Tabla AI.28	Propiedades del gas y número de Prandlt para $T_m = 112,5 \text{ }^\circ\text{C}$	153
Tabla AI.29	Factores de incrustación típicos de acuerdo al fluido que circula por el intercambiador de calor	161
Tabla AI.30	Ejemplo de cálculo mediante iteraciones para obtener la temperatura de salida de los gases en el intercambio de calor con aire atmosférico	164
Tabla AI.31	Resultados obtenidos del dimensionamiento del intercambiador de calor E-122	165
Tabla AI.32	Constantes para la Ecuación 3.60 para el agua y el naftaleno	166
Tabla AI.33	Cantidad de alquitranes y agua que condensan en la columna de absorción <i>Venturi</i> y en el ciclón acoplado	166
Tabla AI.34	Resultados obtenidos del balance energético en la columna <i>Venturi</i>	167
Tabla AI.35	Eficiencia de remoción de partículas en la columna <i>Venturi</i> , diámetro de corte = $0,2 \text{ } \mu\text{m}$	168

Tabla AI.36	Eficiencia de remoción de partículas en la columna <i>Venturi</i> , diámetro de corte = 0,4 μm	169
Tabla AI.37	Balance de masa en la columna de absorción	170
Tabla AI.38	Balance de masa en la columna de despojamiento	173
Tabla AI.39	Resultados obtenidos del diseño de la columna de despojamiento	173
Tabla AI.40	Flujos, temperaturas y áreas de intercambio en los intercambiadores de enfriamiento y calentamiento de biodiésel	175
Tabla AI.41	Volúmenes de los silos de cascarilla de arroz, arena y del tanque de biodiésel	176
Tabla AI.42	Caída de presión en el flujo de gas a través de los equipos de proceso	179
Tabla AI.43	Altura y Potencia de bombas y <i>blowers</i>	179
Tabla AII.1.	Factores para el cálculo del costo de adquisición de los equipos de la planta	181
Tabla AII.2	Costos unitarios de adquisición aproximados para cada uno de los equipos de la planta	182
Tabla AII.3	Salarios anuales por las posiciones asignadas en planta	184
Tabla AII.4	Consumo eléctrico anual de los equipos de la planta, en kW-h y en USD	186
Tabla AII.5	Flujo de caja del proyecto analizado, a 4 años	187
Tabla AIII.1	Reacciones que ocurren el reactor de gasificación	189

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 2.1	Diagrama simplificado del proceso de producción de dióxido de silicio amorfo y energía eléctrica	3
Figura 3.1	Correlaciones de Zens & Weil para el cálculo de TDH	10
Figura 3.2	Parámetros de diseño de los alimentadores de tornillos para la cascarilla de arroz y la arena, de acuerdo con el flujo másico	13
Figura 3.3	Representación de la circulación líquido – vapor en el sistema de absorción de calor del reactor de combustión	16
Figura 3.4	Distribución de tamaños de partículas de la ceniza en el lecho de los reactores de gasificación y de combustión	20
Figura 3.5	Distribución de tamaños de partículas de arena usada en los reactores	20
Figura 3.6	Número de vueltas en el ciclón de acuerdo con la velocidad de entrada o de salida	24
Figura 3.7	Eficiencia de colección de partículas aisladas	25
Figura 3.8	Corrección de la eficiencia por el efecto del flujo de sólidos en el gas	26
Figura 3.9	Factor de capacidad del tamiz en función de la apertura de malla	28
Figura 3.10	Factor de corrección A para el cálculo de la capacidad del tamiz, en función del porcentaje de menor tamaño que la mitad de la apertura de malla	29
Figura 3.11	Diámetro de corte como función de la relación de corte y la desviación estándar de la distribución de tamaño de partícula	35
Figura 3.12	Caída de presión como una función del diámetro de corte (Para una columna de absorción <i>Venturi</i> se utiliza la línea número 4)	36
Figura 3.13	Relación entre la caída de presión, velocidad de garganta y L/G	36
Figura 3.14	Diagrama del <i>Venturi</i> con ciclón recolector de niebla acoplado	37
Figura 3.15	Dimensiones del <i>Venturi</i> en función de la capacidad	38
Figura 3.16	Diagrama esquemático de la columna de absorción	40
Figura 3.17	Coefficiente de equilibrio del naftaleno en biodiésel, en función de la temperatura	41
Figura 3.18	Factor de corrección para intercambiadores de tubos y coraza, con dos pasos por los tubos y uno por la coraza	46

Figura 3.19	Diagrama de Moody para la determinación del factor de fricción f en tuberías, de acuerdo con el material y al número de Reynolds	51
Figura 3.20	Longitud equivalente para el cálculo de pérdida de carga por accesorios	51
Figura 4.1	Diagrama de bloques (BFD)	53
Figura 4.2	PFD – 1/3	54
Figura 4.3	PFD – 2/3	55
Figura 4.4	PFD – 3/3	56
Figura 4.5	Izquierda: Interpretación de la nomenclatura de los indicadores de control. Derecha: Interpretación de la nomenclatura de las líneas de flujo del proceso	64
Figura 4.6	Layout (Vista Superior) de la planta	68
Figura 4.7	Vista en elevación en el corte A'	69
Figura 4.8	P&ID – 1/4	70
Figura 4.9	P&ID – 2/4	71
Figura 4.10	P&ID – 3/4	72
Figura 4.11	P&ID – 4/4	73
Figura 5.1	Ingresos y costos con relación a la cantidad de SiO ₂ producida	73
Figura AI.1	Curva granulométrica para la arena que entra al enfriamiento de sólidos en el intercambiador E-121	143
Figura AI.2	Curva granulométrica para la ceniza de cascarilla de arroz que entra al enfriamiento de sólidos en el intercambiador E-121	143
Figura AI.3	Curva granulométrica para la totalidad de los sólidos que entran al enfriamiento de sólidos en el intercambiador E-121	144
Figura AI.4	Determinación del d_{80} de las partículas en la corriente de alimentación al molino	150
Figura AI.5	Distribución de tubos alternados en el intercambiador	152
Figura AI.6	Resistencia máxima para aletas rectangulares, determinadas por el método de seccionamiento	157
Figura AI.7	Factor de corrección de resistencia para aletas anuales y rectangulares	159
Figura AI.8	Factor de corrección para el LMTD en un intercambiador de calor de flujo cruzado de un solo paso con uno de los fluidos mezclado y el otro no mezclado	163

Figura AI.9	Factor de fricción y de correlación para un banco de tubos de arreglo escalonado	165
Figura AI.10	Cálculo del d_{50} y el d_{84} para las partículas alimentadas en la columna de absorción <i>Venturi</i>	167
Figura AI.11	Curvas de operación para la bomba FLOWMAX 5®	178
Figura AII.1	Factores para la determinación de los costos ISBL, OSBL, D&E y X para el cálculo de la inversión total de la planta	183
Figura AIII.1	Diagrama de flujo para la resolución del modelo matemático cinético del reactor de gasificación	198

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I	
Dimensionamiento y diseño de equipos	112
ANEXO II	
Cálculo de indicadores económicos para evaluar la prefactibilidad económica de la planta	180
ANEXO III	
Modelado y simulación del reactor de gasificación de cascarilla de arroz	188

RESUMEN

En el presente proyecto se realizó el diseño de una planta de procesamiento de cascarilla de arroz para la obtención de dióxido de silicio amorfo y energía eléctrica. La planta se diseñó para procesar 36 toneladas de cascarilla por día, con base en la generación de desechos de una planta de arroz pequeña en Ecuador. Se seleccionó la gasificación como la mejor alternativa para la producción del dióxido de silicio amorfo y el aprovechamiento energético de la biomasa en la cascarilla.

Se divide al proceso en tres partes, de acuerdo a las operaciones unitarias a realizarse: gasificación y combustión de la cascarilla, separación y reducción de tamaño de las partículas sólidas, limpieza del gas y generación de energía eléctrica. Se determinaron los criterios de diseño para cada equipo en la planta. Las características físicas y la composición química de la cascarilla se toman de bibliografía.

El diseño de los equipos permitió determinar todas las variables de operación en el proceso. Conjuntamente, se realizaron los balances de masa y energía. Se construyeron los diagramas de bloques (BFD), de flujo (PFD) y de instrumentación y tuberías (P&ID). Se dibujaron también los planos de disposición en planta (Layout) y de elevación. Se muestran además las hojas de especificación de los equipos de la planta.

La planta producirá un total de 1 696,09 toneladas de dióxido de silicio amorfo al año. El generador de energía eléctrica producirá una potencia de 711 kW, lo que se traduce en 5 119 200 kWh al año. Se realizó un estudio de prefactibilidad económica en el que se determinó un valor de inversión inicial de 6 111 067,20 USD.

Se calcula la tasa interna de retorno (TIR) y valor actual neto (VAN) a 10 años de vida del proyecto. La TIR fue de 4,08 %, mientras que el VAN fue de -269 197,09 USD. La tasa de interés pasiva preferencial del 4,96 %, esto hace que el proyecto no sea rentable. El punto de equilibrio se logra con la producción de 696,21 toneladas de dióxido de silicio al año.

Se analizan además los valores TIR y VAN aumentando la capacidad de producción hasta las 3 000 toneladas de dióxido de silicio al año, lo que representa un 76,88 % de aumento con respecto a la capacidad de producción considerada en un inicio. También se analiza la inversión del proyecto a 20 años. Se llega hasta un máximo para el valor de TIR de 27,69 % y VAN de 16 273 424,74 USD.

1. JUSTIFICACIÓN

En Ecuador se produce un promedio de 1,5 millones de toneladas de cascarilla de arroz al año. Esta cascarilla es considerada un residuo con alto potencial energético debido a la gran cantidad de biomasa que se produce como residuo (Instituto Nacional de Preinversión, 2014, p. 21). La composición mayoritaria de la cascarilla es SiO_2 , producto de alto valor comercial (Narváez, 2011, p. 25) y de creciente importación en el país (550 toneladas en 2015) según cifras del Banco Central del Ecuador (2016). Actualmente la cascarilla de arroz no es correctamente utilizada ya que la gran mayoría se abandona en el campo, en los ríos o se la quema abiertamente, ocasionando contaminación ambiental (Acero & Rodríguez, 2011).

La tecnología de gasificación para el aprovechamiento energético de la biomasa en Ecuador se ha estudiado últimamente como alternativa para la reducción del consumo de combustibles fósiles y el cambio de la matriz productiva (INER, 2015a, p. 9). Tal es así que el Instituto Nacional de Energía Renovable (INER) ha realizado varias investigaciones para el aprovechamiento de residuos orgánicos en la generación de combustibles líquidos, mostrando la factibilidad técnica y económica de este tipo de proyectos y obteniéndose, inclusive, una patente en el diseño de un gasificador (INER, 2015b).

Narváez, Vargas & Espinoza (2013, p. 32) sugieren que, para complementar el proceso de gasificación de la cascarilla de arroz para la producción de energía eléctrica, se deben utilizar las cenizas de la cascarilla gasificada en la producción de óxido de sílice amorfo, ya que esto hace al proyecto mucho más viable económicamente.

El óxido de sílice amorfo es un material con alta actividad puzolánica (Zain, Islam, Mahmud & Jamil, 2011, p. 798) que aumenta la durabilidad y la resistencia química y mecánica de los cementos. Puede ser utilizado para la producción de cementos especiales y mezclas de concreto de alta eficiencia para usos en puentes, ambientes marinos, etc. (NPCS Board, 2012, p. 89).

De acuerdo con Narváez et al. (2013, p. 25), la capacidad de producción de una planta productora de arroz pequeña en Ecuador es de 36 toneladas de cascarilla

de arroz diarias; esta cantidad de cascarilla produce aproximadamente 1 500 toneladas de óxido de silicio amorfo al año, lo que representaría aproximadamente el triple de la demanda nacional requerida (Banco Central del Ecuador, 2016). El exceso de producto tendrá que exportarse. Además, se produce 1 MW de energía eléctrica si se alimenta el gas que se obtiene de la gasificación hacia un generador eléctrico (Yin, Wu, Zhen & Chen, 2002).

El diseño de una planta de gasificación empleando cascarilla y producción de óxido de sílice amorfo permitirá analizar económicamente la prefactibilidad del proyecto. En caso de ser viable, podría ser el punto de partida para la implementación de plantas piloto en las zonas de mayor producción de la gramínea. El aprovechamiento energético con la gasificación de la cascarilla para la producción de energía eléctrica, conjuntamente con la utilización de las cenizas para producir óxido de silicio amorfo de interés comercial, daría a estos residuos una alternativa de disposición diferente, que reduzca el impacto ambiental y genere nuevas fuentes de ingresos para la industria arrocera.

En el presente estudio, se realiza el diseño de una planta de producción de óxido de silicio amorfo utilizando cascarilla de arroz, mediante el proceso de gasificación. La capacidad de procesamiento de la planta es de 36 toneladas de cascarilla por día. El gas obtenido a partir de la gasificación se utiliza para generar energía eléctrica.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Se detalla el proceso de producción para obtener óxido de silicio amorfo y energía eléctrica, empleando cascarilla de arroz. La Figura 2.1 muestra un diagrama simplificado del proceso.

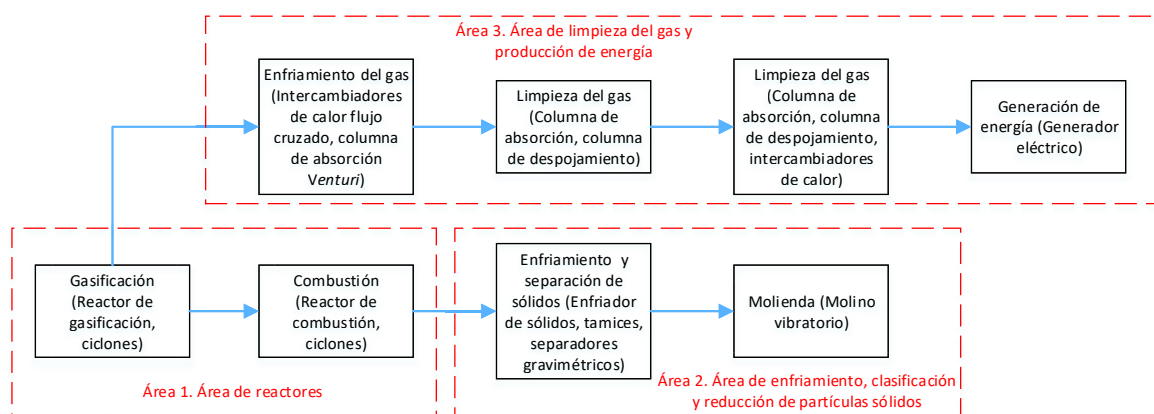


Figura 2.1. Diagrama simplificado del proceso de producción de dióxido de silicio amorfo y energía eléctrica

2.1. GASIFICACIÓN DE LA CASCARILLA DE ARROZ Y COMBUSTIÓN DEL CARBÓN NO QUEMADO

La cascarilla se alimenta al gasificador proveniente de la zona de recepción. El reactor gasificador opera en régimen de fluidización burbujeante, a presión atmosférica (1 atm) y con una temperatura máxima de 800 °C. En este reactor se llevan a cabo las reacciones que transforman la cascarilla de arroz en carbón, cenizas y gas.

El medio de gasificación en el reactor es aire atmosférico, el cual es aspirado por un ventilador desde el ambiente. El aire pasa luego por un precalentador que lo lleva hasta 200 °C, antes de ingresar al reactor gasificador.

El gas producido abandona el gasificador junto con un porcentaje de material particulado. Las partículas son separadas por separadores ciclónicos. También se realiza una purga de partículas en el lecho del reactor gasificador, con el objetivo

de mantener el nivel del mismo. Las partículas que se purgan pasan al reactor de combustión.

El reactor de combustión es alimentado por la corriente de sólidos que salen del reactor de gasificación. El objetivo en este reactor es combustionar el exceso de carbón presente en la ceniza proveniente del gasificador, hasta llegar a un valor de máximo 3,21 % para la fracción másica del carbón. El reactor opera en régimen de fluidización rápida y eluye a las partículas más livianas y menos densas. Se trabaja a presión atmosférica de 1 atm y con una temperatura máxima de 800 °C.

En las paredes del reactor de combustión se incorporan tubos por los cuales ingresa agua saturada, que fluye por efecto de diferencia de densidades provocada por la diferencia de temperaturas. Esta agua se convierte en vapor debido al calor de los gases de combustión en el reactor. El vapor abandona el reactor y pasa hacia un tambor de vapor.

En total se considera un exceso de aire del 20 % para una combustión completa. Este aire es impulsado por un ventilador desde el ambiente y precalentado hasta una temperatura de 200 °C.

2.2. TRATAMIENTO DE SÓLIDOS

La corriente de salida del reactor de combustión lleva consigo el material particulado inerte del lecho, las cenizas y el gas de combustión. Esta corriente pasa por un ciclón, separando la mayor parte de los sólidos. La corriente gaseosa con los sólidos restantes pasa por un intercambiador de calor para precalentar el aire que entra al despojador (*stripper*). La corriente de gases de combustión se une luego a la corriente de gases exhaustos provenientes del generador, para luego ser enviados a una torre *stack* de expulsión de gases al ambiente.

La corriente de sólidos pasa a un enfriamiento con agua saturada en contacto indirecto, la cual se evapora. Esto sucede en un intercambiador de calor. Los sólidos enfriados a menos de 120 °C pasan a una serie de tamizajes y separaciones gravimétricas, con el objetivo de separar la arena de la ceniza de cascarilla.

Finalmente, los sólidos separados como arena retornan a la tolva de reposición de arena, mientras que la ceniza de cascarilla de arroz pasa a un molino, con el objetivo de alcanzar un d_{80} de 8 μm .

2.3. LIMPIEZA DEL GAS DE GASIFICACIÓN Y GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA

Después de la remoción de sólidos por el ciclón en el área de gasificación, el gas producto del reactor gasificador pasa por un intercambiador de calor. En este intercambiador, el gas de gasificación producido entra en flujo cruzado y contacto indirecto con el aire a ser precalentado. Este aire va a ingresar a los reactores de gasificación y de combustión.

El gas que sale del intercambiador es alimentado en una columna de absorción *Venturi*, para la remoción del material particulado con una eficiencia del 100 %.

Con el objetivo de remover el agua en el cual se ha impregnado el material particulado y parte de los alquitranes presentes en el gas, la corriente de gas que sale del *venturi* ingresa a una cámara ciclónica de recolección, en la cual las gotas se separan por gravedad y por medio de un eliminador de neblina. En esta cámara también se rocía agua, con el objetivo de que el aire baje su temperatura hasta 37 °C. El agua recolectada (junto con el material particulado) salen hacia la zona de tratamiento de aguas. El gas limpio sale hacia la columna de absorción.

La columna de absorción es empleada con el objetivo de limpiar los alquitranes. El biodiésel para la limpieza entra en contracorriente con el gas a una temperatura de 40 °C.

El biodiésel que sale de la columna de absorción entra en el intercambiador de calor en contracorriente con el biodiésel que sale de la columna despojadora. Luego éste se calienta con vapor hasta 80 °C en otro intercambiador de calor. La corriente de biodiésel ingresa a la columna de despojamiento para quitar los alquitranes

disueltos en la columna de absorción. Una vez terminado el despojamiento, el biodiésel se enfría a una temperatura final de 40 °C, a la cual entra nuevamente a la columna de absorción.

La corriente de aire que sale de la columna despojadora se libera al ambiente, quemando los alquitranes por medio de una tea.

Por su parte, el gas libre de alquitranes que sale de la columna de absorción ingresa a los generadores para la generación de energía eléctrica. Los gases exhaustos (que han pasado por los generadores) son liberados al ambiente en la torre stack.

2.4. RECEPCIÓN DE LA CASCARILLA DE ARROZ E INSUMOS

La cascarilla es almacenada en un silo de recepción, para luego ser transportada al gasificador mediante un tornillo transportador.

Por su parte, la arena de reposición se alimenta en una tolva y se transporta hacia el reactor de combustión mediante un tornillo transportador.

El biodiésel se recibe en un tanque de almacenamiento y se incorpora al proceso para reponer las pérdidas por evaporación del mismo.

3. CRITERIOS DE DISEÑO

En el presente capítulo se definen los criterios, parámetros y procedimientos para el dimensionamiento y la selección de los equipos principales y secundarios que forman parte de la planta.

El diseño de los equipos se basó principalmente en la capacidad de operación de la planta de 36 t/día. El análisis proximal de la cascarilla de arroz se muestra en la Tabla 3.1, mientras que en la Tabla 3.2 se muestra un análisis de la composición de la ceniza. Los valores son obtenidos del estudio realizado por Echeverría & López (2010) en el que se analiza la composición química de la cascarilla proveniente del cantón Samborondón de la provincia del Guayas. En la Tabla 3.3. se muestran las condiciones ambientales promedio de las zonas arroceras del Ecuador, propicias para montar el proyecto.

Tabla 3.1. Análisis proximal de la cascarilla de arroz

Parámetro	Porcentaje en peso (%)
Humedad	7,41
Volátiles	57,09
Carbón fijo	16,11
Cenizas	19,39

(Echeverría & López, 2010, p. 59)

Tabla 3.2. Composición mineral de la ceniza de la cascarilla de arroz

Compuesto	Fracción en peso (%)
Dióxido de silicio	90 – 97
Impurezas	3 - 10

(Echeverría & López, 2010, p. 90)

Tabla 3.3. Parámetros ambientales de temperatura y humedad

Parámetro	Valor
Temperatura	25,4 °C
Humedad relativa	83,1 %
Humedad absoluta	0,01701 kg agua/kg aire seco

(INAMHI, 2015)

3.1. REACTOR DE GASIFICACIÓN Y COMPONENTES

3.1.1. REACTOR DE GASIFICACIÓN

Para el diseño del reactor existen dos variables que pueden ser ajustadas libremente dentro de un cierto rango teniendo un reactor de lecho fluidizado burbujeante: el flujo de entrada de la biomasa y el flujo de entrada del aire (Gómez-Barea, Arjona & Ollero, 2005, p.602). El primero está condicionado por la capacidad de la planta, calculada en 1,5 t/h (36 t/d). Para calcular el caudal de aire se establecieron los valores de 0,3 para la relación estequiométrica, denotada como ER (masa de aire de entrada/masa de aire estequiométrico necesario para la combustión completa) con respecto a lo indicado por Liu, Huang & Liu (2016, p.2752).

La velocidad de fluidización será de 3,3 veces la velocidad mínima de fluidización del lecho, según lo indicado por Rozainee et al. (2008, p.709). Se tomó el valor de la velocidad mínima de fluidización como 0,16 m/s para el sistema cascarilla de arroz-arena en proporción 5:95 (Rao, 2001, p. 635). El diámetro del reactor de lecho fluidizado fue calculado con la Ecuación 3.1 (Yin et al., 2002, p. 183).

$$D_{lecho} = \left(\frac{4*ER*V*G*T*0,4}{\pi*3600*U*273} \right)^{1/2} \quad [3.1]$$

Donde:

D_{lecho}	= Diámetro del reactor en la sección del lecho (m)
ER	= Relación masa de aire que entra con respecto a aire estequiométrico
V	= Volumen del gas, a condiciones normales, por kg de biomasa (m ³)
G	= Flujo másico de biomasa que entra (kg/s)
T	= Temperatura del lecho (K)
U	= Velocidad del gas en el reactor (m/s)

El lecho se compondrá en un 95 % de arena (Spath et al., 2005, p.9). La arena es estandarizada, ASTM C778 (ASTM, 2006). Esta muestra los resultados más favorables en cuanto a eficiencia en el estudio hecho por Rozainee (2007, pp. 34, 151).

La altura del reactor se calculó mediante la Ecuación 3.2 (Kunii & Levenspiel, 1991), donde H es la altura del lecho, la cual tomó un valor inicial correspondiente al doble del diámetro del reactor para evitar la aglomeración de partículas (Ramírez, Martínez & Petro, 2007, p. 300). Esta altura se volvió a calcular mediante prueba y error, con base en los requerimientos energéticos del gas de salida del gasificador.

$$Ht = TDH + H \quad [3.2]$$

Donde:

Ht	= Altura del reactor (m)
TDH	= Altura de la zona <i>freeboard</i> (m)
H	= Altura del lecho (m)

Para el cálculo de la altura de la zona de separación libre (*freeboard*) se utilizó el procedimiento seguido por Kunii & Levenspiel (1991) basado en el diámetro del lecho y la velocidad de fluidización. Se realizó el cálculo con base en la gráfica presentada en la Figura 3.1.

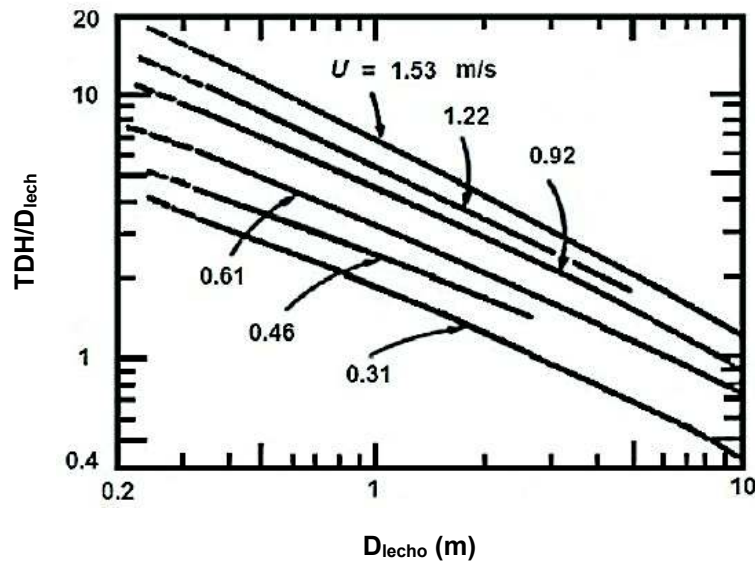


Figura 3.1. Correlaciones de Zens & Weil para el cálculo de TDH
(Kunii & Levenspiel, 1991)

El poder calorífico inferior del gas producido tiene que ser como mínimo de 4 MJ/Nm^3 , con el fin de que pueda ser admisible en un generador eléctrico comercial (Yin et al., 2002, p. 185).

Para calcular la composición de los gases a la salida del reactor, la conversión del carbón proveniente de la biomasa y la temperatura real del lecho, se utilizaron los modelos cinéticos propuesto por Kaushal, Abedi & Mahimpey (2010), Yan (1998) y Gopalakrishnan (2013). El modelo se plantea en el Anexo III. El código de la simulación en MATLAB® se presenta en el Anexo III.2.

Se aplicó el método de prueba y error, variando el valor de la altura del lecho fluidizado, con el objetivo de que el gas alcance el poder calorífico inferior requerido. Se tomó en cuenta, además, que la temperatura del lecho debe ser de $700\text{-}800 \text{ }^\circ\text{C}$ para evitar la cristalización o sinterización de los compuestos silícicos (Rozainee et al., 2008, pp. 710-711). La temperatura del aire de entrada debe ser de $200 \text{ }^\circ\text{C}$, valor sugerido por Doherty (2009, pp.16-17).

La caída de presión en el reactor se la calculó de acuerdo con la Ecuación 3.3 (Yang, 2003, p. 72).

$$\Delta P_{lecho} = \frac{4 \cdot 9,8 \cdot W_{total}}{\pi \cdot D_{lecho}^2} \quad [3.3]$$

Donde:

ΔP_{lecho} = Caída de presión a través del reactor de gasificación (Pa)

W_{total} = Masa del lecho del reactor (kg)

Las propiedades hidráulicas e hidrodinámicas de la arena y la cascarilla de arroz necesarias para el modelo del gasificador y el diseño posterior del reactor de combustión se tomaron de la Tabla 3.4. La biomasa volatilizada conserva la misma forma y tamaño que la biomasa fresca, debido al esqueleto interno de sílice (Rozainee et al., 2008, pp. 36-37)

Tabla 3.4. Propiedades hidráulicas e hidrodinámicas de la arena y la cascarilla de arroz en los reactores de lecho fluidizado

Parámetro	Parámetro	Valor
Densidad (kg/m ³)	Arena	2 430
	Biomasa fresca	650
	Biomasa volatilizada	560
	Ceniza con 10 % de carbón	1 590
Densidad aparente (kg/m ³)	Arena	1 460
	Biomasa fresca	100
	Biomasa volatilizada	54 – 60
	Ceniza con 10 % de carbón	120 – 140
Tamaño de partícula medio (µm)	Arena	342
	Biomasa fresca	1 600
	Biomasa volatilizada	1 600
	Ceniza con 10 % de carbón	108
Esfericidad	Arena	0,92
	Biomasa fresca	0,19
	Biomasa volatilizada	0,11
	Ceniza con 10 % de carbón	0,93
Porosidad del lecho de gasificación BFB		0,43

(Rozainee, 2007, p. 135)

3.1.2. PLATO DE DISTRIBUCIÓN DE AIRE

El plato de distribución de aire permite que el gas se reparta homogéneamente a lo largo del lecho, permitiendo una correcta fluidización (Basu, 2006, p. 365). Para el diseño se seleccionó un plato perforado.

Se eligió un valor de caída de presión de 0,1 veces la caída de presión a través del lecho. A partir de este valor se calculó la velocidad de orificio mediante la Ecuación 3.4, tomando un coeficiente de orificio de 0,6 (Yang, 2003, p. 168)

$$U_o = C_D \left[\frac{2 * \Delta P_d}{\rho_{go}} \right]^{0,5} \quad [3.4]$$

Donde:

U_o = Altura del reactor (m)

C_D = Coeficiente de orificio

ΔP_d = Caída de presión a través del plato (Pa)

ρ_{go} = Densidad del aire en la entrada (kg/m³)

Basu (2006, p. 375) recomienda un diámetro de orificio de 1,5 mm. El número de agujeros en el plato se calculó mediante la Ecuación 3.5. Los orificios están en una distribución rectangular, para lo cual la separación entre orificios se calculó con la Ecuación 3.6.

$$N = \frac{4 * U * \rho_g}{U_o * \rho_{go} * \pi * d_o^2} \quad [3.5]$$

$$p = \frac{1}{\sqrt{N}} \quad [3.6]$$

Donde:

N = Número de agujeros en el plato

U = Velocidad del gas en el lecho (m/s)

ρ_g = Densidad del gas a la temperatura del lecho (kg/m³)

U_o = Velocidad de orificio (m/s)

d_o = Diámetro de orificio (m)
 p = Separación entre orificios (m)

3.1.3. TORNILLOS ALIMENTADORES DE CASCARILLA Y DE ARENA

Walas (2012) clasifica los materiales a ser movidos por tornillos alimentadores en 4 tipos. De acuerdo con el tipo de material, el autor recomienda un diámetro, una velocidad y una carga máxima en los tornillos. Para la cascarilla de arroz (Clase I) y para la arena (Clase III), se muestran los valores recomendados en la Figura 3.2.

Diámetro, in	Españamiento, in	Velocidad máxima recomendada, RPM	Carga de sólidos clase I 45 % de llenado		Velocidad máxima recomendada, RPM	Capacidad, pies cúbicos por hora	
			A velocidad máxima	A 1 RPM		A velocidad máxima	A 1 RPM
6	1 1/4	165	876	2.27	60	45	.75
9	1 1/2	150	1200	8.0	50	140	2.8
12	2	140	2700	19.3	50	385	6.7
14	2 1/2	130	4000	30.8	45	470	10.5
16	3	120	5600	46.6	45	705	15.7
18	3	115	7600	66.1	40	910	22.7
20	3 1/4	105	9975	95.0	40	1240	31.1

Figura 3.2. Parámetros de diseño de los alimentadores de tornillos para la cascarilla de arroz y la arena, de acuerdo con el flujo másico (Walas, 2012)

Ramirez et al. (2007, p. 301) recomienda una separación entre las cuchillas de 1,5 veces el diámetro del tornillo. Con la Ecuación 3.7 se calculó la potencia eléctrica P que requiere el motor del tornillo. Los coeficientes de arrastre fueron tomados como 2 para la cascarilla de arroz y como 4 para la arena (Walas, 2012).

$$P = \frac{m*(\lambda*L+H)}{367} + \frac{D*L}{20} \quad [3.7]$$

m = Flujo másico (t/h)
 λ = Coeficiente de resistencia al movimiento
 L = Longitud del tornillo (m)
 H = Altura de la descarga con respecto al punto de carga (m)
 D = Diámetro del tornillo (m)

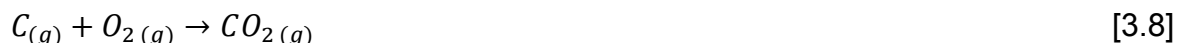
3.2. REACTOR DE COMBUSTIÓN

3.2.1. CÁLCULOS ESTEQUIMÉTRICOS

El reactor de combustión es de lecho fluidizado circulante. El flujo de oxígeno excederá aproximadamente en un 20 % a la cantidad estequiométrica requerida. (Basu, 2006, p. 125). La cantidad de carbón no quemado que saldrá con la ceniza (óxido de silicio en su mayoría) en la corriente que abandona el reactor de combustión no deberá exceder al 3,21 % (Zain et al., 2011, p. 803). La temperatura de salida de los gases combustión será de 800 °C como máximo, evitando la cristalización o sinterización de los compuestos silícicos (Rozainee et al., 2008, pp. 710-711). El valor de temperatura del aire de entrada sugerido por Doherty (2009, pp.16-17) es de 200 °C.

Para mantener la temperatura dentro del reactor, se dimensionaron las tuberías internas para el intercambio de calor con agua en estado de líquido saturado, dando lugar a la generación de vapor.

Para los balances de masa y energía, se consideró que el carbón proveniente del reactor de gasificación se combustiona de acuerdo con la reacción de la Ecuación 3.8.



La cantidad necesaria de aire para una combustión completa se calculó con la Ecuación 3.9 (Basu, 2006, p. 446).

$$\text{Flujo de aire estequiométrico} = \left[11,53 C + 34,34 \left(H - \frac{O}{8} \right) \right] \quad [3.9]$$

Donde:

C = Porcentaje de carbono en la biomasa

H = Porcentaje de hidrógeno en la biomasa

O = Porcentaje de oxígeno en la biomasa

3.2.2. DISEÑO DEL SISTEMA DE REMOCIÓN DE CALOR

Para el balance de energía en el reactor se consideró una pérdida energética por las paredes de un 0,44 % (Basu, 2006 p. 265). De igual manera, para mantener una temperatura máxima de 800 °C en la cámara de combustión, se calculó el área de transferencia para un intercambio de calor con agua en estado líquido saturado a 3 bar mediante la Ecuación 3.10 (Basu, 2006, 282). El coeficiente de transferencia de calor estimado para este proceso está entre 130 a 200 $\frac{kW}{m^2K}$ (Sinnott & Towler, 2008, p. 797).

Las paredes del reactor en la zona de intercambio de calor deben estar recubiertas de tubos por donde circula el fluido frío. La temperatura de pared en los tubos será aproximadamente 25 °C más que la temperatura de ebullición del agua (Basu, 2006, 281).

$$Q_{absorbido} = S * U * (T - T_{pared}) \quad [3.10]$$

Donde:

$Q_{absorbido}$ = Flujo calórico intercambiado desde el lecho del reactor hacia el agua en ebullición (kW)

S = Área total para el intercambio de calor (m²)

T = Temperatura en el lecho del reactor (K)

T_p = Temperatura de la pared de los tubos (K)

U = Coeficiente de transferencia de calor de calor $\left(\frac{W}{m^2K}\right)$

El calor removido del reactor de combustión se aprovechará para la generación de vapor. La mezcla líquido – vapor de agua en equilibrio se almacena en un tambor en la parte superior del sistema. De este tambor circula el agua por las bajantes hacia un tambor de lodos en la parte inferior del sistema. El agua en el tambor ascenderá nuevamente por los tubos en contacto con los gases calientes dentro del reactor, haciendo que parte del agua se convierta en vapor. La mezcla líquido – vapor llega al tambor superior, donde el vapor sale

hacia los procesos de calentamiento. La Figura 3.3 ilustra la circulación del agua en el sistema.

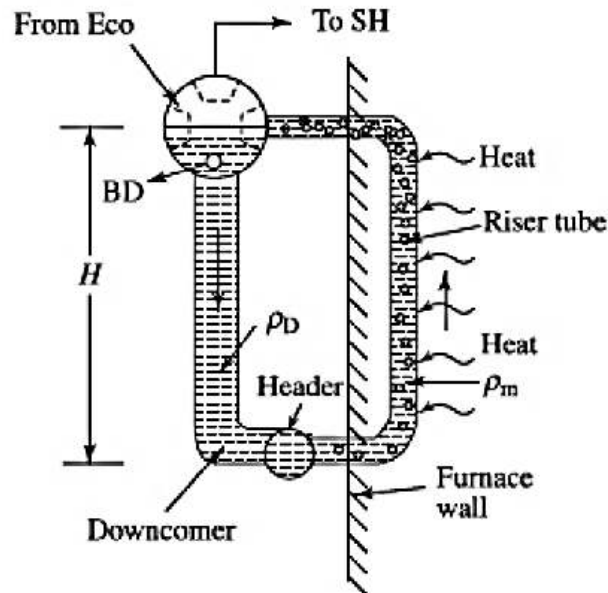


Figura 3.3. Representación de la circulación líquido – vapor en el sistema de absorción de calor del reactor de combustión
(Nag, 2014, p. 89)

La circulación en el sistema se dará mediante la diferencia de densidades entre el vapor y el agua líquida, el cual es alto a presiones cercanas a la atmosférica (Nag, 2014, p. 89). Para evitar el daño en los tubos dentro del reactor, la relación entre la masa de vapor de agua generada y la masa total de agua circulante tiene que estar entre 6 y 25 (Nag, 2014, p. 91). El número de bajantes dependerá de la capacidad del tambor de vapor, sin embargo, la velocidad en los mismos tiene que estar entre 0,4 y 1,4 m/s (Nag, 2014, p. 92). En los tubos dentro del reactor, el flujo debe tener una velocidad entre 5 y 6 m/s (Parthiban, 2012, p. 5). Para el tambor de vapor, el valor del diámetro debe estar entre 60 y 152 cm (GAPS, 2015, p. 1).

Para el cálculo del volumen del tambor se tiene que considerar la velocidad del vapor que sale por la parte superior. El agua en el tambor tendrá que llenar como máximo la mitad del recipiente; en estas condiciones, la velocidad del vapor no puede ser mayor a la calculada mediante la Ecuación 3.11. El volumen del

recipiente también tiene que albergar el agua de entrada mínimo por 10 minutos, en caso de perturbaciones o ajustes (Rayaprolu, 2013, p. 354).

$$v_h = 0,65 * \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} \quad [3.11]$$

Donde:

v_h = Velocidad del vapor (ft/s)

ρ_l = Densidad del líquido saturado $\left(\frac{lb}{ft^3} \right)$

ρ_v = Densidad del vapor saturado $\left(\frac{lb}{ft^3} \right)$

3.2.3. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR

El dimensionamiento se llevó a cabo de manera que la ceniza y el carbón asciendan en un régimen de transporte neumático hacia la salida del reactor. En dicho régimen, la velocidad de operación debe ser mayor a la velocidad de transporte, definida por la Ecuación 3.12, y además a la velocidad de obstrucción (*choking*) (Basu, 2006, p. 41), la cual se calculó resolviendo simultáneamente las Ecuaciones 3.13 y 3.14 (Basu, 2006, p. 33).

$$U_{tr} = 1,45 * \frac{\mu}{\rho_g d_p} Ar^{0,484} \quad \text{para } 20 < Ar < 50\ 000 \quad [3.12]$$

$$\frac{U_{ch,arena}}{\varepsilon_c} = U_{t,arena} + \sqrt{\frac{2gDeq(\varepsilon_c^{-4,7}-1)\rho_p^{2,2}}{6,81 \times 10^5 * \rho_g^{2,2}}} \quad [3.13]$$

$$G_s = (U_{ch,arena} - U_{t,arena})(1 - \varepsilon_c) \rho_p \quad [3.14]$$

Donde:

$$Ar = \frac{\rho_g(\rho_p - \rho_g)gd_p^3}{\mu^2} \quad [3.15]$$

$$U_t = \frac{\mu}{\rho_g d_p^{18}} \quad \text{para } Re < 0,4 \quad [3.16]$$

$$U_t = \frac{\mu}{\rho_g d_p} \left(\frac{Ar}{7,5} \right)^{0,666} \quad \text{para } 0,4 < Re < 500 \quad [3.17]$$

- U_{tr} = Velocidad de transporte $\left(\frac{m}{s} \right)$
 μ = Viscosidad del gas $\left(\frac{kg}{m*s} \right)$
 ρ_g = Densidad del gas en el lecho $\left(\frac{kg}{m^3} \right)$
 d_p = Diámetro de partícula (m)
 Ar = Número de arquímedes
 U_{ch} = Velocidad de obstrucción $\left(\frac{m}{s} \right)$
 ε_c = Fracción de vacío a la salida del reactor a U_{ch}
 U_t = Velocidad terminal de las partículas $\left(\frac{m}{s} \right)$
 g = Aceleración de la gravedad $\left(\frac{m}{s^2} \right)$
 D_{eq} = Diámetro equivalente (m)
 ρ_p = Densidad de las partículas en el lecho $\left(\frac{kg}{m^3} \right)$
 G_s = Flujo eluido de partículas $\left(\frac{kg}{m*s^2} \right)$

La velocidad de operación que sugiere Klinzing, Marcus, Rizk & Leung (1997, p. 181) es 1,5 veces la velocidad de obstrucción, aproximadamente. El flujo de partículas eluidas en la corriente de aire a la salida del reactor se calculó mediante la Ecuación 3.18 (Chew, Cahyadi, Hreyna, Karri & Cocco, 2015, p. 155).

$$\frac{E_{\infty} * d_p}{\mu} = Ar^{0,5} e^{\left(6,92 - 2,11 F_g^{0,303} - \frac{13,1}{F_d^{0,902}} \right)} \quad [3.18]$$

Donde:

$$F_g = g * d_p * (\rho_p - \rho_g) \quad [3.19]$$

$$F_d = C_d * \rho_g * \frac{U_g^2}{2} \quad [3.20]$$

$$C_d = \begin{cases} 24/Re_p & \text{para } Re_p \leq 5,8 \\ 10/Re_p^{0,5} & \text{para } 5,8 < Re_p \leq 540 \\ 0,43 & \text{para } 540 < Re_p \end{cases} \quad [3.21]$$

$$Re_p = \frac{d_p * U_p * \rho_g}{\mu} \quad [3.22]$$

E_∞ = Constante de elución $\left(\frac{kg}{m^2 * s}\right)$

U_g = Velocidad del gas en el lecho $\left(\frac{m}{s}\right)$

El cálculo de las dimensiones del reactor y la velocidad de operación requirió de un proceso de prueba y error cuidadoso. Se resumen algunas de las condiciones que cumplieron.

- La velocidad de operación que sugiere Klinzing et al. (1997, p. 181), es 1,5 la velocidad de obstrucción, aproximadamente.
- El flujo estequiométrico de oxígeno en el reactor tiene que estar en una relación cercana a 1,2 (Basu, 2006, p. 125).
- Se debe conseguir una alta eficiencia en la elución de las cenizas.
- El carbón tiene que ser combustionado en un mínimo de 96,79 % (Zain et al., 2011, p. 803).
- La temperatura de las corrientes de salida del reactor no pueden sobrepasar los 800 °C.

Se realizaron los cálculos para cada rango de tamaños de partícula. Se asumió una distribución de tamaños de partícula para la ceniza de cascarilla de arroz en lechos fluidizados, de acuerdo con el estudio de Janvijitsakul (2007, p. 657), como se muestra en la Figura 3.4. De igual manera, la distribución de tamaños de la arena se presenta en la Figura 3.5.

La cinética de combustión que propone Okasha (2007, p. 285) presenta la Ecuación 3.23 para el cálculo de la velocidad de reacción.

$$R_{carbón} = \left(\frac{6 * W_{carbón}}{\rho_{carbón} * d_p}\right) \dot{r}_{carbón} \quad [3.23]$$

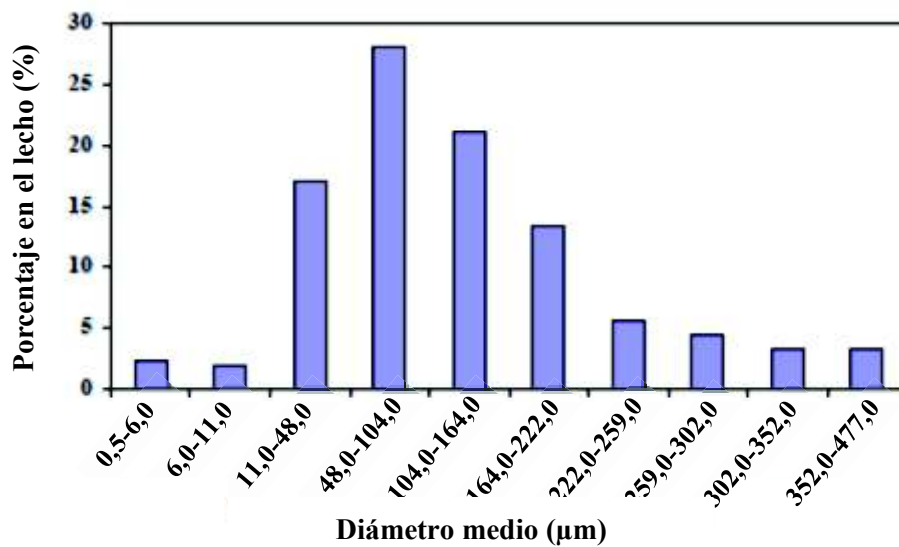
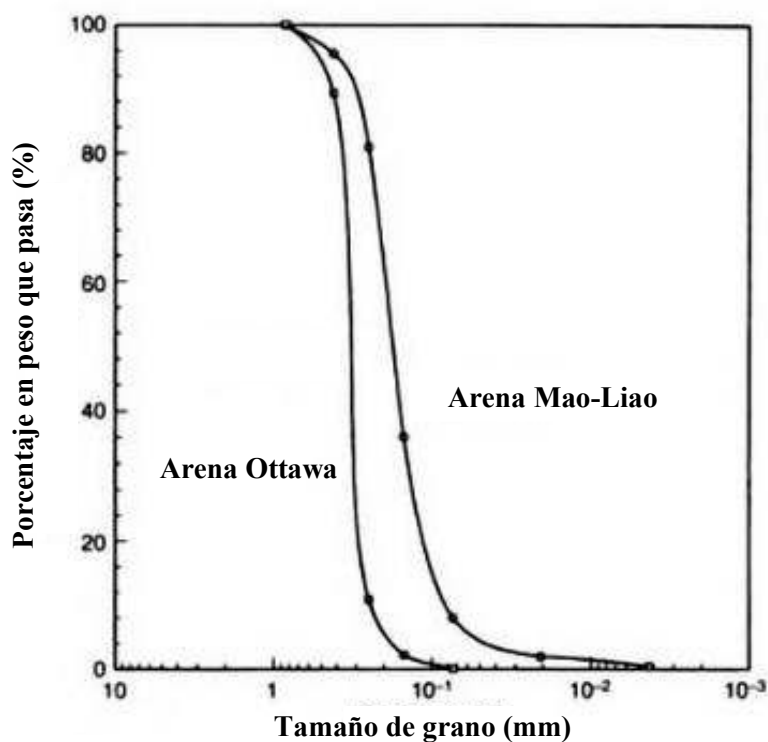


Figura 3.4. Distribución de tamaños de partículas de la ceniza en el lecho de los reactores de gasificación y de combustión
(Janvijitsakul, 2007, p. 657)



Donde:

$$\dot{r}_{carbón} = 12 * k_{carbón} * C_{O_2} \quad [3.24]$$

$$k_{carbón} = 1,045 * T_{carbón} * \exp\left(-\frac{70\,400}{R * T_{carbón}}\right) \quad [3.25]$$

$$\frac{T_{carbón}}{T} = 0,84 * Ar^{0,05} \quad [3.26]$$

$R_{carbón}$ = Velocidad de combustión del carbón $\left(\frac{kg}{s}\right)$

$W_{carbón}$ = Flujo másico de carbón $\left(\frac{kg}{s}\right)$

$\dot{r}_{carbón}$ = Velocidad de combustión específica del carbón $\left(\frac{kg}{m^2 * s}\right)$

$k_{carbón}$ = Constante cinética de la combustión del carbón $\left(\frac{m}{s}\right)$

$T_{carbón}$ = Temperatura en la superficie del carbón (K)

G_s = Flujo eluido de partículas $\left(\frac{kg}{m^2 * s}\right)$

La altura del reactor se calculó a partir del tiempo de reacción y de la velocidad de subida de las partículas del carbón, la cual se calculó con la Ecuación 3.27 (Yang, 2003, p. 503).

$$U_p = U_g - U_{slip} \quad [3.27]$$

Donde:

$$U_{slip} = 1,53 * \frac{\mu_g}{\rho_g * d_p} Ar^{0,5} \quad [3.28]$$

3.3. SEPARADORES CICLÓNICOS

Para el diseño, se tomaron los criterios y el procedimiento de Basu (2006, pp. 398-405).

Basu (2006, p. 398) recomienda una velocidad de entrada al ciclón V_i que este en el rango de 20-30 m/s. Se calculó el diámetro de los ciclones con la Ecuación 3.29. Las demás dimensiones se calculan a partir de las relaciones mostradas en la Tabla 3.5.

$$D_c = \left(\frac{\text{Flujo de gas entrada}}{K * L * V_i} \right)^{1/2} \quad [3.29]$$

Donde:

D_c = Diámetro del ciclón (m)

V_i = Velocidad del gas de entrada al ciclón $\left(\frac{m}{s}\right)$

Tabla 3.5. Proporciones estándar en las dimensiones de ciclones para diferentes usos

Carga recomendada	$\frac{K}{D_c}$	$\frac{L}{D_c}$	$\frac{M}{D_c}$	$\frac{F}{D_c}$	$\frac{S}{D_c}$	$\frac{H}{D_c}$	$\frac{E}{D_c}$	N_h	$\frac{Q}{D_c^2}$
a. Carga alta	0,75	0,375	0,75	0,875	1,50	4,00	0,375	7,2	4,58
b. Carga alta	0,80	0,350	0,75	0,850	1,70	3,70	0,400	7,0	3,47
c. Propósitos generales	0,50	0,250	0,50	0,600	1,75	3,75	0,400	7,6	1,86
d. Propósitos generales	0,50	0,350	0,50	0,625	2,00	4,00	0,250	8,0	1,91
e. Alta eficiencia	0,44	0,210	0,40	0,500	1,40	3,90	0,400	9,2	1,37
f. Alta eficiencia	0,50	0,220	0,50	0,500	1,50	4,00	0,375	5,4	1,53
g. Lecho fluidizado circulante	0,80	0,350	0,45	0,500 - 1,000	1,00	2,00	-	-	-

(Basu, 2006, p. 399)

La velocidad de saltación indica la velocidad máxima a la que el gas puede ingresar al ciclón sin que este pierda eficiencia por la suspensión de las partículas ya recolectadas (Echeverri, 2006, p. 131). Este parámetro se calculó con la Ecuación 3.30 (Basu, 2006, p. 399). La velocidad de entrada al ciclón debe ser menor que la velocidad de saltación para que la eficiencia teórica no disminuya.

$$V_{salt} = 2,055W \left[\frac{\left(\frac{L}{D_c}\right)^{0,4}}{\left(1 - \frac{L}{D_c}\right)^{1/3}} \right] D_c^{0,067} V_i^{2/3} \quad [3.30]$$

Donde:

$$W = \left[\frac{4g\mu(\rho_p - \rho_g)}{3\rho_g^2} \right]^{1/3}, \text{ ft/s} \quad [3.31]$$

D_c = Diámetro del ciclón (*ft*)

V_i = Velocidad del gas de entrada al ciclón ($\frac{ft}{s}$)

ρ_p = Densidad de las partículas ($\frac{lb}{ft^3}$)

ρ_g = Velocidad del gas de entrada al ciclón ($\frac{lb}{ft^3}$)

μ = Viscosidad del gas ($\frac{kg}{m*s}$)

Se debe comprobar que la caída de presión no sea mayor a 2,5 kPa (Echeverri, 2006, p. 131). La caída de presión se calculó con la Ecuación 3.32. El valor de N_h se lo toma de la Tabla 3.5 o se calcula a partir de la Ecuación 3.33.

$$\Delta P = \frac{1}{2} \rho_g V_i^2 N_h \quad [3.32]$$

$$N_h = \frac{1}{K} * \left(S + \frac{H-S}{2} \right) \quad [3.33]$$

Donde:

D_c = Diámetro del ciclón (*ft*)

V_i = Velocidad del gas de entrada al ciclón ($\frac{ft}{s}$)

Se determinó el diámetro de corte del ciclón con la Ecuación 3.34. De acuerdo con la Figura 3.6 se determina el número de vueltas (N_c).

$$d'_{pth} = \left[\frac{9\mu L}{\pi N_c V_i (\rho_p - \rho_g)} \right]^{1/2} \quad [3.34]$$

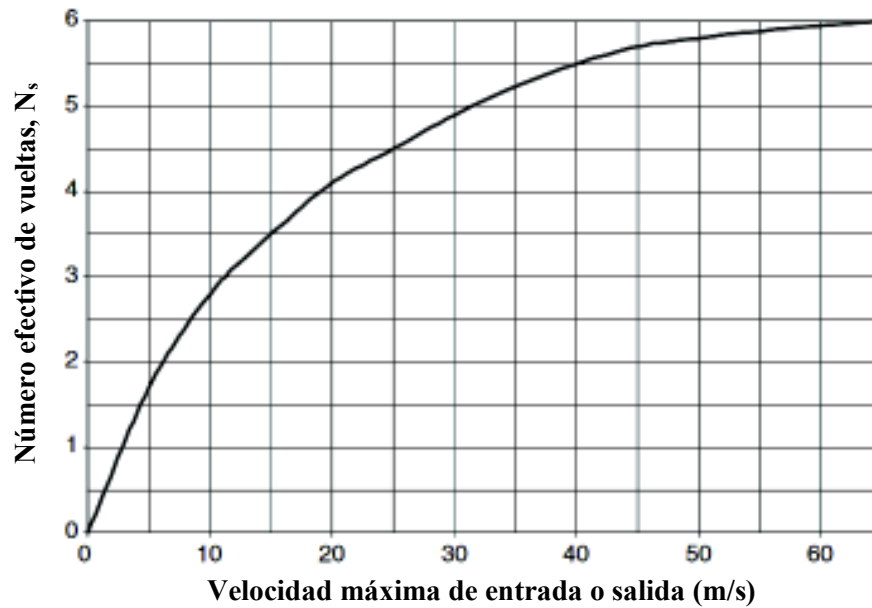


Figura 3.6. Número de vueltas en el ciclón de acuerdo con la velocidad de entrada o de salida
(Basu, 2006, p. 387)

Para la arena en el gasificador, se calculó la tasa de desgaste de las partículas con la Ecuación 3.35. Esta tasa de desgaste es igual a la tasa de arrastre y pérdida de las partículas en el ciclón (Lin & Wey, 2003, p. 1124).

$$R_f = 2,43 \times 10^{-12} * \rho_{arena} * \frac{U^3}{U_{mf}} * D_{lecho}^{0,55} * W_{total} \quad [3.35]$$

Donde:

R_f = Tasa de desgaste o de producción de finos $\left(\frac{kg}{s}\right)$

U = Velocidad del gas en el reactor $\left(\frac{m}{s}\right)$

U_{mf} = Velocidad mínima de fluidización media de las partículas $\left(\frac{m}{s}\right)$

D_{lecho} = Diámetro del reactor en el lecho (m)

W_{total} = Masa total de sólidos en el reactor (kg)

Para las partículas del carbón que son arrastradas hacia el ciclón, la velocidad terminal es mayor a la velocidad de fluidización. La eficiencia del ciclón para cada tamaño de partícula se determinó con la Figura 3.7. Las velocidades terminales se calcularon mediante las Ecuaciones 3.36 y 3.37.

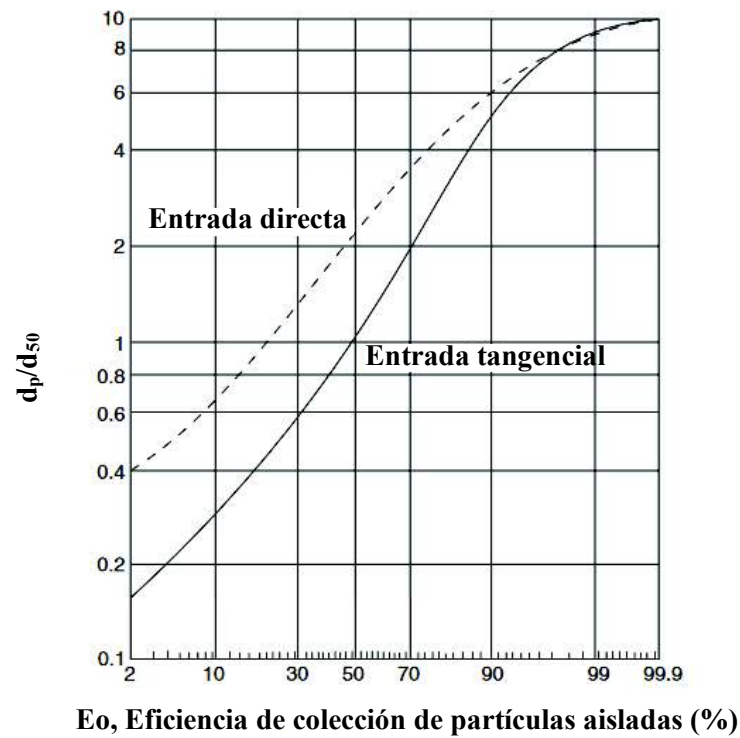


Figura 3.7. Eficiencia de colección de partículas aisladas.
(Basu, 2006, p.389)

$$u_t = \frac{\mu}{\rho_g d_p} \frac{Ar}{18} \quad \text{para } Re < 0,4 \quad [3.36]$$

$$u_t = \frac{\mu}{\rho_g d_p} \left(\frac{Ar}{7,5}\right)^{0,666} \quad \text{para } 0,4 < Re < 500 \quad [3.37]$$

Donde:

$$Ar = \frac{\rho_g(\rho_p - \rho_g)gd_p^3}{\mu^2} \quad [3.38]$$

En el reactor de gasificación, el flujo de partículas arrastradas fue calculado con las Ecuaciones 3.39 y 3.40 (Stojkovski & Kostic, 2003, p. 46).

$$F_\infty = E_\infty * \text{Fracción másica} \quad [3.39]$$

$$E_\infty = \rho_{\text{carbón}} * (1 - \varepsilon_{TDH})u_{sf} * D_c \quad [3.40]$$

Donde:

$$u_{sf} = u_0 - u_t \quad [3.41]$$

$$\varepsilon_{TDH} = \left[1 + \frac{\lambda(u_0 - u_t)^2}{2gD_c} \right]^{-1/4,7} \quad [3.42]$$

$$\frac{\lambda \rho_p}{d_p^2} \left(\frac{\mu}{\rho_g} \right)^{2,5} = \begin{cases} 5,17 Rep^{-1,5} D_c^2 & \text{para } Rep < Rep_c \\ 12,3 Rep^{-1,5} D_c & \text{para } Rep \geq Rep_c \end{cases} \quad [3.43]$$

$$Rep_c = \frac{2,38}{D_c} \quad [3.44]$$

$$Rep = \rho_g (u_0 - u_t) \frac{d_p}{\mu} \quad [3.45]$$

Por último, se debe corregir el valor de eficiencia para cada tamaño de partícula con la Figura 3.8.

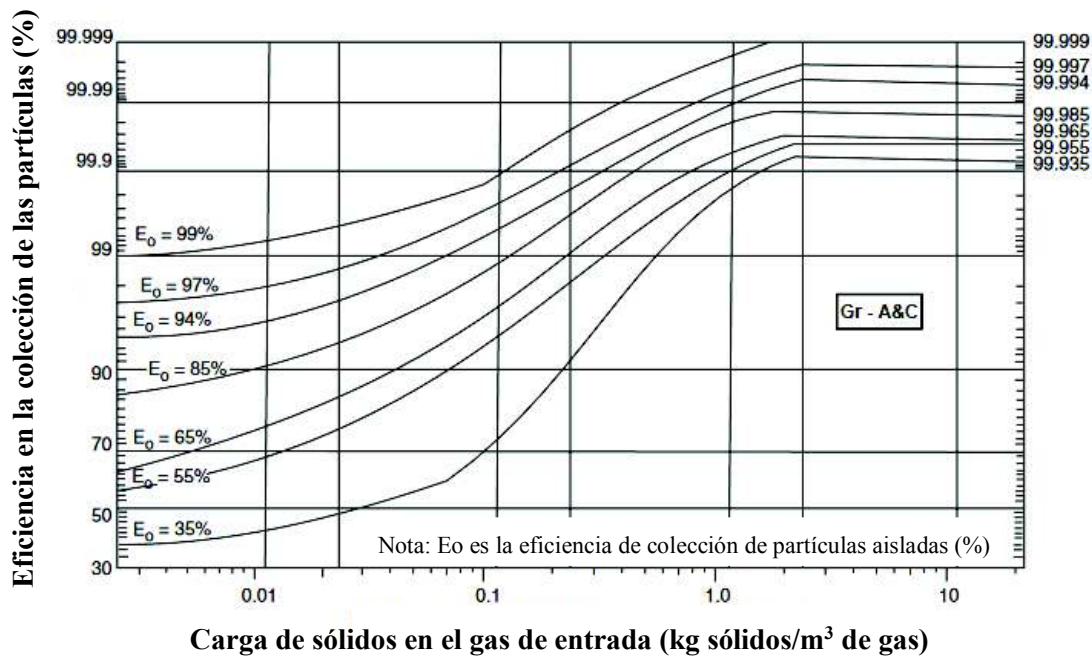


Figura 3.8. Corrección de la eficiencia por el efecto del flujo de sólidos en el gas
(Basu, 2006, p. 388)

3.4. ENFRIAMIENTO DE SÓLIDOS Y SEPARACIÓN DE LA ARENA Y LA CENIZA DE COMBUSTIÓN

3.4.1. ENFRIAMIENTO DE SÓLIDOS

Con el enfriamiento de los sólidos que salen del reactor de combustión se cumplen los siguientes objetivos:

- Recuperar la energía de los sólidos a alta temperatura
- Evitar transformaciones estructurales en el dióxido de silicio
- Llevar a una temperatura de operación menor que 120 °C, para el tamizaje sobre malla de poliamida

Se realizó un balance de energía para determinar el flujo de calor removido de los sólidos, considerando que el fluido frío está a la temperatura del agua en estado líquido saturado a 3 bar (presión en el tambor). Se calculó el área de transferencia con base en la Ecuación 3.46 en donde el coeficiente de transferencia de calor para vapor y sólidos a granel (considerándolos como un fluido) es de $125 \frac{W}{m^2K}$ (Niegsch, 1994, p. 84).

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD \quad [3.46]$$

Se seleccionó un equipo comercial de acuerdo con los requerimientos de área de transferencia y de capacidad en el proceso.

3.4.2. TAMIZAJE

Después del enfriamiento de los sólidos, la separación de la arena y la ceniza de la combustión se llevará a cabo en un tamiz vibratorio de dos bandejas y en dos separadores gravimétricos. Se asumió una distribución de tamaños de partícula de acuerdo con la Figura 3.4, para la ceniza proveniente de la combustión de cascarilla de arroz en lechos fluidizados. De igual manera, la distribución de tamaños en la arena se presenta en la Figura 3.5.

Se realizó una separación de los sólidos en tres rangos de tamaños: finos, medios y gruesos. Los tamaños seleccionados para los puntos de corte serán analizados con base en la composición de cada fracción.

El área de los tamices vibratorios se la calculó de acuerdo con la Ecuación 3.47.

$$\text{Área} = \frac{\text{Flujo} * \% \text{ Pasante}}{100 C_f * A * B * C * D * E * F * G} \quad [3.47]$$

El factor de capacidad C_f se obtuvo de la Figura 3.9. Así mismo, para obtener el factor de corrección A se utiliza la Figura 3.10, los factores B, F y G se calcularán con las Ecuaciones 3.48, 3.49 y 3.50 respectivamente. Los factores C, D y E se toman de la Tabla 3.6.

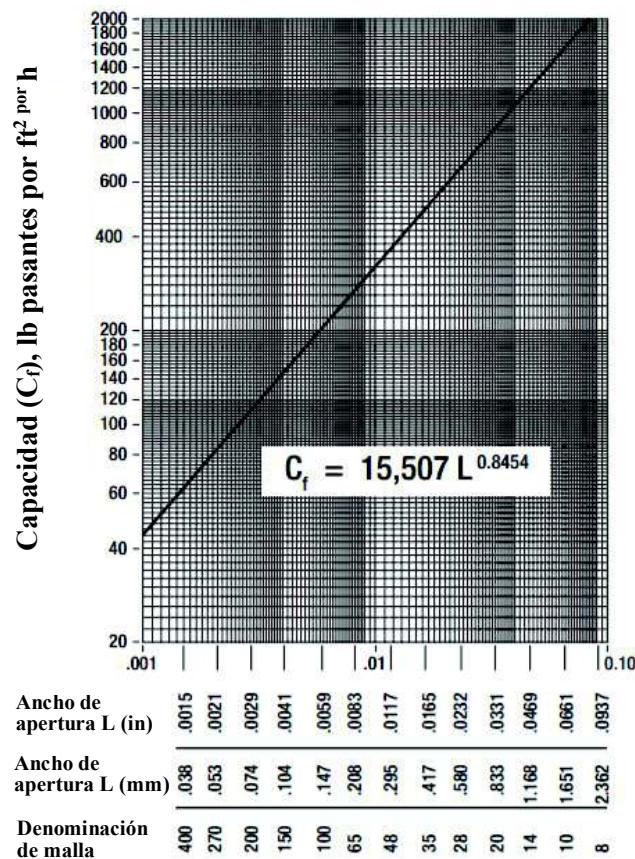


Figura 3.9. Factor de capacidad del tamiz en función de la apertura de malla (Sullivan, 2012, p. 22)

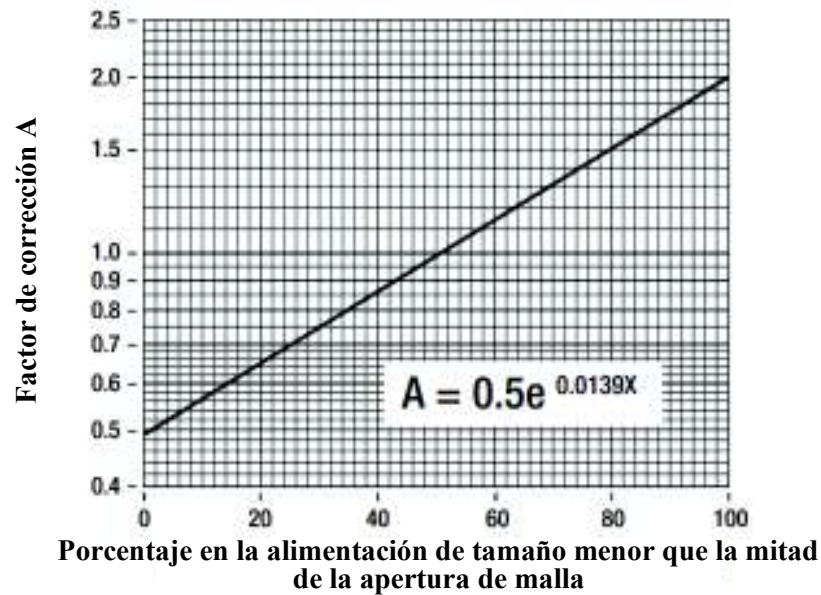


Figura 3.10. Factor de corrección A para el cálculo de la capacidad del tamiz, en función del porcentaje de menor tamaño que la mitad de la apertura de malla (Sullivan, 2012, p. 23)

$$B = \frac{\rho_a}{100} \quad [3.48]$$

$$F = 1,33 * \left(\log \left(\frac{L}{t} \right) + 0,4604 \right) \quad [3.49]$$

$$G = 2,354 * X^{-0,257} \quad [3.50]$$

Donde:

ρ_a = Densidad aparente de la alimentación $\left(\frac{kg}{m^3} \right)$

L = Apertura de malla (m)

t = Diámetro de alambre (m)

X = Porcentaje de la alimentación entre la apertura de malla y el d_{50}

Tabla 3.6. Valores para los factores C, D y E en la Ecuación 3.47

Factor	Valor	Motivo
C	1,2	Partículas de arena
D	1 para la malla superior 0,9 para la malla inferior	Posición de la malla con respecto a la otra malla
E	1,0	Apertura de malla cuadrada

(Sullivan, 2012, p. 20)

3.4.3. SEPARACIÓN GRAVIMÉTRICA

La arena y la ceniza de combustión presentes en la fracción intermedia de sólidos que salen desde el tamiz vibratorio se clasifican mediante separación gravimétrica con aire, basado en la diferencia de velocidades terminales (Gregg & Billups, pp. 493-494).

De acuerdo con Gregg & Billups (2010, pp. 383-385), es factible realizar una separación gravimétrica si diferencia en las densidades aparentes de las fracciones de sólidos a separarse. De igual manera, debe existir uniformidad en los tamaños de partícula. El tamaño de la partícula más pequeño no debe ser menor a la mitad del tamaño de la partícula más grande (Gregg & Billups, pp. 486-487).

Se realizó la selección de los equipos comerciales con base en las características de los mismos según catálogo.

3.5. MOLIENDA

La selección del molino se realizó en función al tiempo de molienda necesario para que el dióxido de silicio amorfo reporte la mejor actividad química. Cabrera, Camacho, Salvador & Vásquez (2016, p. 151) reportan un tiempo de molienda necesario de 1,5 horas, valor que concuerda con el tiempo de molienda reportado por Cordeiro, Toledo & Rego (2008, p. 988) para una mayor actividad de la puzolana.

Se tomaron las condiciones de molienda utilizadas por Cordeiro et al. (2008, p. 985), quienes utilizan un molino vibratorio con cilindros ocupados en un 50 % por el material a moler y un 25 % del material de molienda.

Se calculó la energía específica necesaria del molino (E), mediante la Ecuación 3.51. (Gupta & Yan, 2016, p. 73-76). El dióxido de silicio amorfo obtenido de la cascarilla de arroz reporta un *Work Index* (W_i) de 12,3 kW-h/t (Deniz, Sütçü & Umucu, 2003, p. 519).

$$E = Wi_C * \left(\frac{10}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{10}{\sqrt{F_{80}}} \right) \quad [3.51]$$

Donde:

P_{80} = d_{80} en el flujo de producto (m)

F_{80} = d_{80} en el flujo de alimentación (m)

Wi_C = Work Index corregido $\left(\frac{kWh}{t} \right)$

El *Work Index* se corrigió de acuerdo con la Ecuación 3.52. La corrección se hace porque se trata de una molienda en seco, en circuito abierto y con un tamaño de producto muy pequeño.

$$Wi_C = K * Wi \quad [3.52]$$

Donde:

$$K = 1,7 * 1,3 * K_1 * K_2 \quad [3.53]$$

$$K_1 = \frac{P_{80} + 10,3}{1,145 * P_{80}} \quad [3.54]$$

$$K_2 = \left(\frac{2,44}{D} \right)^{0,2} \quad [3.55]$$

D = Diámetro del molino (m)

Con base en estos criterios y a la potencia calculada, se seleccionó un molino vibratorio por catálogo.

3.6. INTERCAMBIADORES DE CALOR DE FLUJO CRUZADO

Para recuperar la energía de los gases, productos de la gasificación, se diseñó un intercambiador de calor de flujo cruzado formado por un banco de tubos con aletas rectangulares continuas.

Para el diseño de los tubos, se consideró un arreglo escalonado, el cual proveerá una trayectoria más tortuosa para el flujo de aire y una gran área superficial de contacto, que permitirán la utilización de la máxima energía disponible (De la Lama et al., 2010, pp. 143-144).

Se seleccionaron tubos de acero inoxidable ASTM A106 grado B por su disponibilidad en el mercado nacional y además porque permiten trabajar en altas temperaturas (ASTM, 2015).

De acuerdo con lo sugerido por Perry (2008), se estimaron 40 tubos para un intercambiador de flujo cruzado. Se debe calcular los espaciamientos entre tubos de manera que las aletas rectangulares no se crucen entre sí y sean continuas (Peñaloza & Urgilés, 2009, p. 74).

Para el diseño térmico se utilizó el método de la diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD) mediante la Ecuación 3.56. Inicialmente se calcula el calor Q requerido para incrementar la temperatura del aire atmosférico hasta 200 °C (temperatura requerida en el aire de entrada a los reactores de gasificación y combustión) mediante la Ecuación 3.57.

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD \quad [3.56]$$

$$Q = \dot{m} \cdot C_p \cdot (T_s - T_e) \quad [3.57]$$

Donde:

U = Coeficiente global de transferencia de calor $\left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}\right)$

A = Área de transferencia de calor (m^2)

$LMTD$ = Temperatura media logarítmica ($^\circ C$)

\dot{m} = Flujo másico del fluido que intercambia calor $\left(\frac{kg}{s}\right)$

C_p = Calor específico del fluido que intercambia calor $\left(\frac{J}{kg \cdot ^\circ C}\right)$

T_s = Temperatura de salida del fluido (K)

T_e = Temperatura de entrada del fluido (K)

Los coeficientes de transferencia de calor interno y externo se calcularon de acuerdo con los procedimientos empleados en Peñaloza & Urgilés (2009). El coeficiente global de transferencia de calor se calculó con la Ecuación 3.58. La caída de presión se obtuvo con la Ecuación 3.59.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o \eta_o} + \frac{R_{f_o}}{\eta_o} + R_w + R_{f_i} \left(\frac{A_s}{A_i} \right) + \frac{1}{h_i} \left(\frac{A_s}{A_i} \right) \quad [3.58]$$

$$\Delta P = N_L \cdot f \cdot X \cdot \frac{\rho \cdot V_{m\acute{a}x}}{2} \quad [3.59]$$

Donde:

h_o, h_i = Coeficiente de convección externo e interno $\left(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right)$

η_o = Eficiencia del conjunto de aletas

R_{f_o} = Factor de incrustación en la superficie externa del tubo $\left(\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W} \right)$

R_w = Resistencia de pared respecto a la superficie externa del tubo $\left(\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W} \right)$

R_{f_i} = Factor de incrustación en la superficie externa del tubo $\left(\frac{m^2 \cdot ^\circ C}{W} \right)$

A_s = Área superficial exterior total de transferencia de calor (m^2)

A_i = Área interna total en los tubos de transferencia de calor $\left(\frac{kg}{s} \right)$

ΔP = Caída de presión en el banco de tubos $\left(\frac{N}{m^2} \right)$

N_L = Número de filas en la dirección del flujo

f = Factor de fricción

X = Factor de correlación

ρ = Densidad del fluido $\left(\frac{kg}{m^3} \right)$

$V_{m\acute{a}x}$ = Velocidad máxima del fluido $\left(\frac{m}{s} \right)$

3.7. COLUMNA DE ABSORCIÓN *VENTURI*

Para el diseño de la columna de absorción *venturi*, Mussati (2002, pp. 2,19-2,48) recomienda una relación L/G (líquido/gas) de 7-10 gal/1 000 ft³, con velocidades del gas en la parte angosta de 45-150 m/s y de 15-30 m/s en la sección divergente. La caída de presión máxima debe ser de 45 in H₂O. El diámetro de corte para la retención de material particulado será de 0,2 μm (Davis, 2000).

Para el diseño se consideró que el gas que pasa por la torre se satura como un proceso de enfriamiento por evaporación interna (condiciones adiabáticas) (Mussati, 2002, p. 25). La temperatura de salida del gas tendrá que ser menor a la temperatura de operación de la columna de absorción aguas abajo. Esto evitará la condensación del agua y la contaminación del líquido en la columna de absorción.

Se realizó un balance de energía con el objetivo de obtener la temperatura de salida de los flujos, los cuales se consideran en equilibrio termodinámico (Mussati, 2002, p. 25). Debido a que no se alcanzó una temperatura menor a la de operación de la columna de absorción, se consideró la entrada de agua en el ciclón acoplado a la columna de absorción *Venturi*.

Para calcular la cantidad de alquitranes condensados se trabajó con las temperaturas de rocío de cada compuesto, de acuerdo con la concentración de estos en el gas. Estos valores de temperatura se obtendrán del software en línea THERSITES desarrollado por el Energy Research Centre of Netherlands®.

Una vez que calculadas las cantidades de alquitranes condensados, se calculó la cantidad de alquitranes presentes aún en la fase gaseosa. Para esto se utilizó la Ecuación 3.60, que calcula la presión de vapor de cada compuesto.

$$\log (Pv) = A - \frac{B}{C+T} \quad [3.60]$$

Donde:

A, B, C = Constantes (Ver Tabla A1.31)

Pv = Presión de vapor (bar)

T = Temperatura (K)

Por definición, se estimó la desviación estándar σ en los tamaños de partícula que ingresan en el gas de acuerdo con la Ecuación 3.61 (Mussati, 2002, p. 22).

$$\sigma = \frac{d_{84}}{d_{50}} \quad [3.61]$$

La penetración (P_t) se define como la fracción de partículas que pasa a través del dispositivo de recolección, ésta se obtuvo con la gráfica de la Figura 3.11.

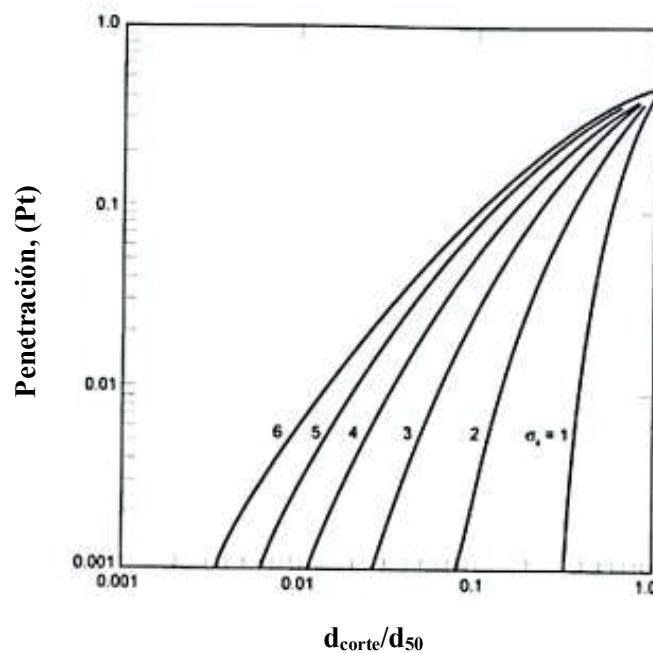


Figura 3.11. Diámetro de corte como función de la relación de corte y la desviación estándar de la distribución de tamaño de partícula (Mussati, 2002, p. 37)

A partir del valor de penetración, se calculó la eficiencia (η_d) de la columna *Venturi* con la Ecuación 3.62 (Mussati, 2002, p. 24).

$$P_t = 1 - \eta_d \quad [3.62]$$

Para el cálculo de la caída de presión se utilizó el valor del diámetro de corte mediante la Figura 3.12.

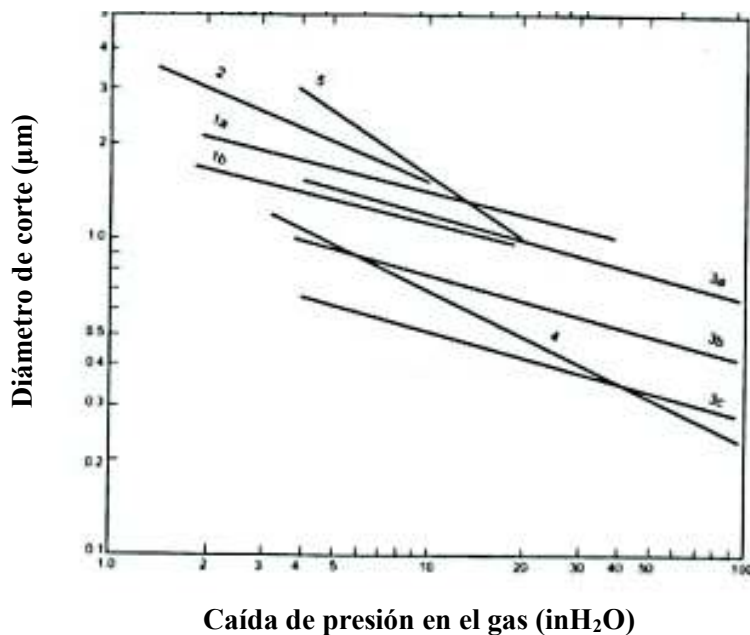


Figura 3.12. Caída de presión como una función del diámetro de corte (Para una columna de absorción *Venturi* se utiliza la línea número 4)
(Mussati, 2002, p. 38)

Con el valor de penetración se calculó la eficiencia en la recolección de cada tamaño de partícula. Se tomó en cuenta que para una caída de presión cercana a 45 inH₂O, la eficiencia de recolección de las partículas mayores a 5 μm es del 100%.

La gráfica de la Figura 3.13 permite calcular la velocidad de paso por la parte angosta (garganta) de la columna *Venturi*, mediante la caída de presión y la relación L/G (Mussati, 2002, p. 30).

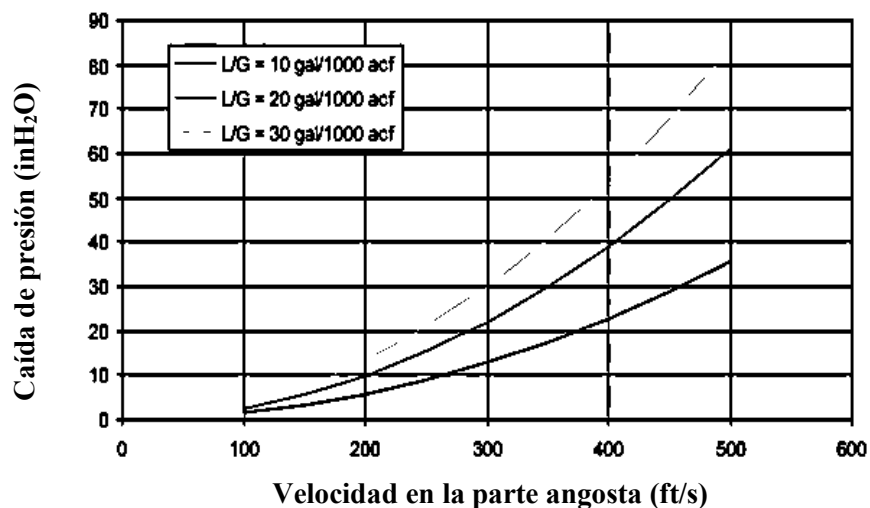


Figura 3.13. Relación entre la caída de presión, velocidad de garganta y L/G
(Mussati, 2002, p. 30)

El área de garganta (A_t) se calculó mediante la Ecuación 3.63. Se trabajó con una relación altura:diámetro de garganta de 3:1 y de 4:1 para la sección divergente (Mussati, 2002, p.2-21). Los ángulos de convergencia y divergencia serán de 10° , de acuerdo con Agrawal (2013, p. 63).

$$A_t = \frac{Q_{sat}}{v_t} \quad [3.63]$$

Donde:

Q_{sat} = Flujo volumétrico en la parte angosta $\left(\frac{m^3}{s}\right)$

v_t = Velocidad en la parte angosta $\left(\frac{m}{s}\right)$

Para las dimensiones del ciclón de recolección acoplado que se aprecia en la Figura 3.14, se utilizó la tabla proporcionada por el fabricante (SLY Inc.) del equipo mostrado en la Figura 3.15.

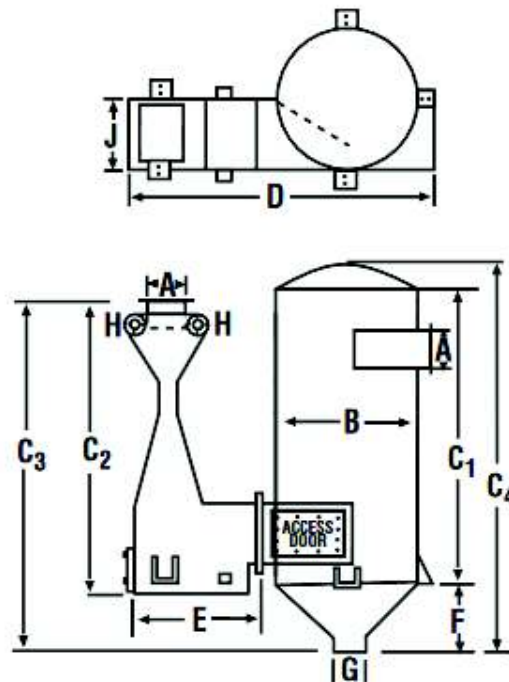


Figura 3.14. Diagrama de la columna de absorción *Venturi* con ciclón recolector de niebla acoplado
(SLY Inc., 2014)

Size	Nominal Capacity Sat. CFM	Inlet & Outlet A	Sep. Dia. B	Sep. C ₁	Vent C ₂	Vent C ₃	Sep C ₄	Overall Width D	Venturi Width E	Sep. Cone F	Drain Pipe G	Water Pipe H	Venturi Depth J
0.5	1,500/2,600	10x10	2'-2"	4'-4"	5'-8"	* 6'-0"	5'-2"	5'-6"	2'-4"	10"	2"	2"	11"
1	2,600/3,600	13x13	3'-8"	6'-6"	6'-6"	7'-3"	7'-10"	6'-8"	2'-4"	1'-4"	3"	2"	1'-5"
2	3,600/4,700	15x15	4'-1"	7'-2"	6'-9"	7'-7"	8'-7"	7'-3"	2'-6"	1'-5"	4"	2"	1'-5"
3	4,700/6,300	17x17	4'-8"	8'-2"	7'-3"	8'-3"	9'-9"	8'	2'-11"	1'-7"	4"	2"	1'-9"
4	6,300/8,500	20x20	5'-3"	9'-1"	7'-9"	8'-11"	10'-10"	8'-11"	3'-2"	1'-9"	4"	2"	1'-9"
5	8,500/11,500	23x23	5'-11"	10'-4"	8'-10"	10'-2"	12'-4"	9'-11"	3'-7"	2'	6"	3"	2'-4"
6	11,500/15,000	26x26	6'-7"	12'-1"	9'-7"	11'-1"	14'-3"	11'	3'-11"	2'-2"	6"	3"	2'-4"
7	15,000/20,000	30x30	7'-5"	14'-1"	11'-4"	13'-1"	16'-6"	12'-6"	4'-9"	2'-5"	6"	4"	3'-1"
8	20,000/27,000	35x35	8'-4"	16'-5"	11'-11"	14'-2"	19'-3"	13'-8"	5'-1"	2'-10"	8"	4"	3'-1"
9	27,000/36,000	40x40	9'-4"	19'-0"	14'-7"	16'-11"	21'-11"	15'-8"	6'-1"	2'-11"	8"	4"	4'-5"
10	36,000/48,000	48x48	10'-8"	22'-1"	15'-4"	18'-1"	25'-5"	17'-3"	6'-6"	3'-4"	10"	6"	4'-5"
11	48,000/60,000	52x52	11'-10"	25'-7"	17'-6"	20'-7"	29'-3"	19'-4"	7'-5"	3'-8"	10"	6"	5'-10"
12	60,000/76,000	58x58	13'-4"	28'-5"	17'-7"	20'-9"	32'-7"	21'-1"	7'-5"	4'-2"	12"	6"	6'-6"

Figura 3.15. Dimensiones de la columna de absorción *Venturi* en función de la capacidad (SLY Inc., 2014)

3.8. COLUMNAS DE ABSORCIÓN Y DE DESPOJAMIENTO

La columna de absorción tiene como objetivo reducir la concentración de alquitranes hasta 100 mg/Nm³. Se elige esta concentración debido a que es lo recomendable en los equipos generadores de energía eléctrica comerciales (Yin, 2002, p. 185). El componente mayoritario en los alquitranes, después de la limpieza realizada en la columna *Venturi*, es el naftaleno, siendo además el que causa daño a los equipos aguas abajo (Mwandila, 2010, p. 77), por lo cual los cálculos se realizaron con base en las propiedades de este hidrocarburo.

El líquido usado para remover los alquitranes del gas será biodiésel, cuyas propiedades se presentan en la Tabla 3.7. La densidad, la viscosidad y el número de Schmidt del biodiésel se calculan con las Ecuaciones 3.64, 3.65 y 3.66 respectivamente (Mwandila 2010, pp. 98-102). La operación del equipo será a 313 K, siendo mayor a la temperatura de salida de la columna *Venturi*, evitando así que el agua presente en el gas condense y contamine al biodiésel, lo cual aumentaría los costos de regeneración del mismo.

$$\rho_{biodiesel} = -0,4568 * T + 1\ 021,9 \quad [3.64]$$

$$\ln(\mu_{biodiesel}) = \frac{2\ 402}{T} - 12,7 \quad [3.65]$$

$$SC_{biodiesel} = \frac{\mu_{biodiesel}}{\rho_{biodiesel} * \text{Difusividad}} \quad [3.66]$$

Donde:

$$\rho_{biodiesel} = \text{Densidad del biodiésel} \left(\frac{kg}{m^3} \right)$$

$$\mu_{biodiesel} = \text{Viscosidad del biodiésel} \left(\frac{kg}{m*s} \right)$$

$$SC_{biodiesel} = \text{Número de Schmidt del naftaleno en el biodiésel}$$

$$T = \text{Temperatura del biodiésel (K)}$$

Tabla 3.7. Propiedades del biodiésel comercial a utilizarse en la columna de absorción

Propiedad	Valor
Peso molecular	294,41 g/mol
Difusividad del naftaleno en el biodiésel a 313 K	4,47 x 10 ⁻¹⁰ m ² /s

Treybal (1981, p. 304)

La columna de absorción es ilustrada en la Figura 3.16. La relación entre las concentraciones molares de soluto (naftaleno) en las fases líquida y gaseosa en cualquier parte de la columna se define como línea de operación de la columna, la cual se expresa en la Ecuación 3.67.

$$Y = \frac{L}{G} X + Y_{salida} - \frac{L}{G} X_{entrada} \quad [3.67]$$

Donde:

$$L = \text{Flujo molar del líquido} \left(\frac{kmol}{m^2*s} \right)$$

$$G = \text{Flujo molar del gas} \left(\frac{kmol}{m^2*s} \right)$$

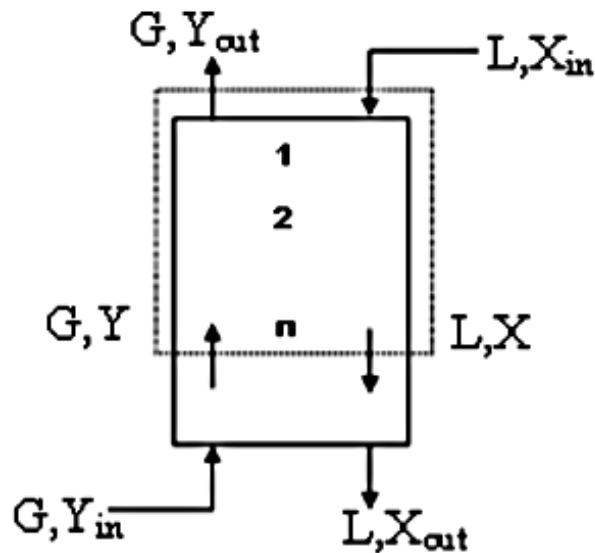


Figura 3.16. Diagrama esquemático de la columna de absorción
(Mwandila, 2010, p. 104)

X e Y son las relaciones entre la fracción de soluto y la fracción de solvente en la fase líquida y la fase gaseosa respectivamente.

La Ecuación 3.67 representa una recta de pendiente $\frac{L}{G}$. Generalmente, la relación $\frac{L}{G}$ deberá estar comprendida en el intervalo de 1,1 a 1,5 veces la relación $\frac{L_{\min}}{G}$ (McCabe & Smith, 2007, p. 727), la cual se define con la Ecuación 3.68.

$$\frac{L_{\min}}{G} = \frac{Y_{\text{entrada}} - Y_{\text{salida}}}{X^*_{\text{salida}} - X_{\text{entrada}}} \quad [3.68]$$

La recta de equilibrio en el sistema se define con la Ecuación 3.69. La concentración X^*_{salida} es la concentración de equilibrio en el líquido, correspondiente a la concentración del gas a la entrada, por lo que se calcula mediante la Ecuación 3.67. La constante de equilibrio K_{eq} se determina mediante la Figura 3.17.

$$Y = K_{eq} * X \quad [3.69]$$

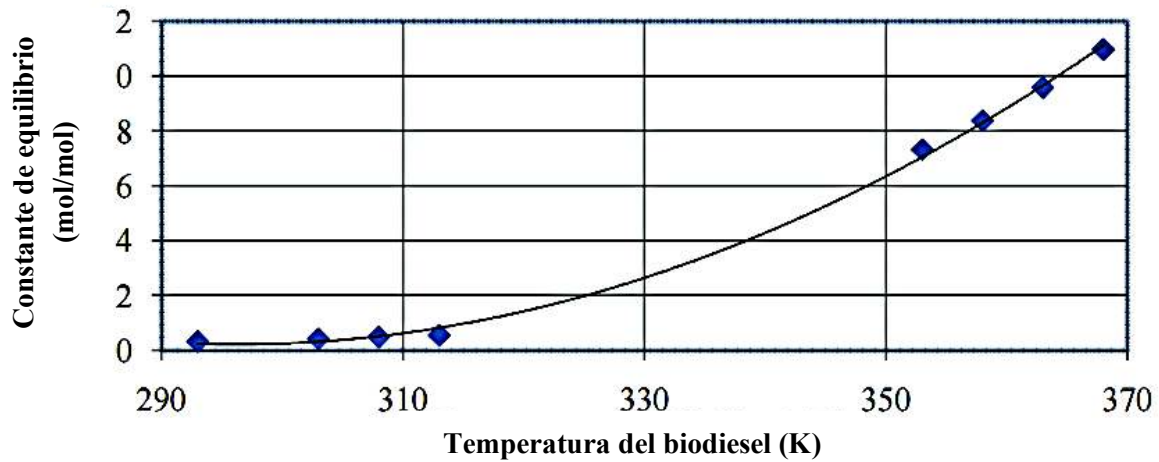


Figura 3.17. Coeficiente de equilibrio del naftaleno en biodiésel, en función de la temperatura
(Mwandila, 2010, p. 97)

El diámetro de la columna D se lo determinó con el procedimiento descrito en Benítez (2002, pp. 230-232), el cual se basa en la caída de presión cuando la columna opera inundada. La Ecuación 3.70 se utilizó para calcular el diámetro.

$$D = \sqrt{4 * \frac{V_G}{f_o * (u_{GF}) * \pi}} \quad [3.70]$$

Donde:

$$u_{CF} = \frac{C_{SF}}{\sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}}} \quad [3.71]$$

$$C_{SF} = \sqrt{\frac{Y_{flood}}{F_P * \mu_L^{0.1}}} \quad [3.72]$$

$$\ln Y_{flood} = -[3,5021 + 1,028 \ln X_c + 0,11093(\ln X_c)^2] \quad [3.73]$$

$$X_c = \frac{L'}{G'} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad [3.74]$$

V_G = Flujo volumétrico de la corriente gaseosa $\left(\frac{m^3}{s}\right)$

ρ_G = Densidad del gas $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

ρ_L = Densidad del líquido $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

F_p	= factor de empaque mostrado en la Tabla 3.8
μ_L	= Viscosidad del líquido $\left(\frac{kg}{m*s}\right)$
L'	= Flujo másico del líquido $\left(\frac{kg}{s}\right)$
G'	= Flujo másico del gas $\left(\frac{kg}{s}\right)$

El factor f_o muestra la fracción del hundimiento a la que se operará la columna, y por lo general toma valores de 0,5 a 0,7 (Benítez, 2002, p. 232). Se consideró un relleno de anillos Raschig de 2" para el relleno de la columna. Las características del relleno se muestran en la Tabla 3.8.

Tabla 3.8. Características principales de los anillos Raschig de empaque en las columnas de absorción

Característica	Valor
Material	Cerámica
Tamaño nominal	2 pulgadas
Densidad global	41 lb/ft ³
Área por unidad de volumen	28 ft ² /ft ³
Porosidad	0,74
Factor de empaque F_p	65
Factor a para caída de presión	0,24
Factor b para caída de presión	0,14

(McCabe & Smith, 2007, p. 727)

La caída de presión se la calculó con base en la Ecuación 3.75, su valor tiene que estar entre 200 a 400 Pa por metro de empaque (Benítez, 2002, p. 232).

$$\Delta P = 816,404 * a * 10^{b * l_F} * \frac{g_F^2}{\rho_g} * \frac{\rho_{agua}}{\rho_L} \quad [3.75]$$

Donde:

ΔP = Caída de presión por unidad de longitud $\left(\frac{inH_2O}{ft}\right)$

a, b = Factores para el cálculo de la caída de presión, ver Tabla 3.8

l_F = Flujo másico de líquido por unidad de área $\left(\frac{lb}{ft^2*s}\right)$

g_F = Flujo másico de gas por unidad de área $\left(\frac{lb}{ft^2*s}\right)$

ρ_{agua} = Densidad del agua $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

Para calcular la altura de la columna se utilizaron las Ecuaciones 3.76, 3.77 y 3.78.

$$Z = NTU * HTU \quad [3.76]$$

$$NTU = \int_{Y_{salida}}^{Y_{entrada}} \frac{dY}{(Y-Y^*)} \quad [3.77]$$

$$HTU = \frac{G}{K_{ya}} \quad [3.78]$$

La integral de la Ecuación 3.77 se puede calcular mediante la Ecuación 3.79 para concentraciones de menos de 10 % de soluto (Mwandila, 2010, p. 109). Los valores de $Y^*_{entrada}$ y Y^*_{salida} se los calculó mediante las Ecuaciones 3.80 y 3.81.

$$\int_{Y_{salida}}^{Y_{entrada}} \frac{dY}{(Y-Y^*)} = \frac{Y_{entrada}-Y_{salida}}{(Y_{entrada}-Y^*_{entrada})-(Y_{salida}-Y^*_{salida})} \ln \frac{Y_{entrada}-Y^*_{entrada}}{Y_{salida}-Y^*_{salida}} \quad [3.79]$$

$$Y^*_{entrada} = K_{eq} * X_{salida} \quad [3.80]$$

$$Y^*_{salida} = K_{eq} * X_{entrada} \quad [3.81]$$

Por otra parte, el coeficiente volumétrico de transferencia de masa (K_{ya}) se calculó mediante las Ecuaciones 3.82, 3.83 y 3.84 (Treybal, 1981). Para los cálculos se tomaron los valores mostrados en la Tabla 3.9 para las propiedades del gas.

Tabla 3.9. Viscosidad, difusividad del naftaleno y número de Schmidt para el gas en la columna de absorción

Propiedad	Valor
Viscosidad a 313 K	$19 \times 10^{-5} \frac{kg}{m*s}$
Difusividad del naftaleno en el gas	$1,3 \times 10^{-5} \frac{m^2}{s}$
Número de Schmidt	1,377

(Treybal, 1981)

$$k_X = 25,1 * \left(\frac{d_p * L'}{\mu_L} \right)^{0,45} * (SC_L)^{0,5} * \frac{D_L}{d_p} \quad [3.82]$$

$$k_Y = 1,195 * \left(\frac{d_p * G'}{\mu_G * (1 - \varepsilon_{LoB})} \right)^{-0,36} * \left(\frac{G'}{M_G * SC_G^{2/3}} \right)^{0,5} \quad [3.83]$$

$$K_Y a = a * \frac{k_X k_Y}{k_X + K_{eq} * k_Y} \quad [3.84]$$

Donde:

$$d_p = 6 * \frac{1 - \varepsilon_{LoB}}{a} \quad [3.85]$$

SC_L = Número de Schmidt para el líquido

SC_G = Número de Schmidt para el gas

D_L = Difusividad del naftaleno en el gas $\left(\frac{m^2}{s} \right)$

μ_G = Viscosidad del gas $\left(\frac{kg}{m*s} \right)$

ε_{LoB} = Porosidad del empaque

M_G = Peso molecular del gas $\left(\frac{kg}{kmol} \right)$

a = Área por unidad de volumen en el empaque $\left(\frac{m^2}{m^3} \right)$

Para el diseño de la columna despojadora, los balances de materia y los cálculos de las concentraciones se los realizó de la misma manera que para la de absorción.

3.9. DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR DE CALENTAMIENTO Y ENFRIAMIENTO DEL BIODIÉSEL

Debido a que el biodiésel trabaja a diferentes temperaturas en la columna absorbadora y en la columna despojadora, tiene que ser calentado o enfriado según se requiera. Para este fin se diseñaron tres intercambiadores de calor.

A la salida de la columna de absorción, el biodiésel tiene que ser llevado de 40 hasta 80 °C. Análogamente, a la salida del despojador, el biodiésel tiene que ser

enfriado. Se calculó la temperatura de entrada del biodiésel a la columna de absorción de tal manera que se encuentre en equilibrio térmico con el gas entrante, proveniente de la columna *Venturi*, a la temperatura de operación de la columna, la cual es de 40 °C.

A la salida de las columnas, el biodiésel caliente proveniente de la columna despojadora se pondrá en contacto indirecto con el biodiésel frío proveniente de la columna absorbadora, realizándose el primer intercambio de calor.

El biodiésel que se calienta pasará a otro intercambiador, donde terminará de elevar su temperatura. Para esto se utiliza como fluido caliente al vapor de agua saturado a una presión de 3 bar.

El biodiésel que se enfría pasa a otro intercambio de calor con agua a 25 °C (temperatura ambiente).

La cantidad de calor a transferirse en los intercambiadores se calculó con la Ecuación 3.86, mientras que la Ecuación 3.87 se utilizó para calcular el área de transferencia.

$$Q = m \cdot Cp \cdot (T_{salida} - T_{entrada}) \quad [3.86]$$

$$Q = U \cdot A \cdot LMTD \quad [3.87]$$

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \quad [3.88]$$

Donde:

Q = Energía calórica intercambiada por los fluidos (W)

m = Flujo másico de entrada $\left(\frac{kg}{s}\right)$

$T_{entrada}$ = Temperatura de entrada del fluido (K)

T_{salida} = Temperatura de salida del fluido (K)

U = Coeficiente global de transferencia de calor $\left(\frac{W}{m^2K}\right)$

A = Área de transferencia de calor (m²)

$LMTD$ = Temperatura media logarítmica (K)

Los intervalos entre los que se encuentran los coeficientes globales de transferencia de calor entre los fluidos mencionados se muestran en la Tabla 3.10.

Tabla 3.10. Coeficientes globales de transferencia de calor típicos

Fluido Caliente	Fluido Frío	Tipo de intercambiador	U (W/m ² ·K)
Biodiésel	Biodiésel	Tubos y coraza	100 – 400
Vapor	Biodiésel	Tubos y coraza	300 – 500
Biodiésel	Agua	Tubos y coraza	350 – 900

(Sinnot & Towler, 2008, p. 797)

Si los intercambiadores son de varios pasos, el valor de LMTD se corrige con un factor F_1 , de acuerdo con la Figura 3.18, mientras que R y S se calculan mediante las Ecuaciones 3.89 y 3.90.

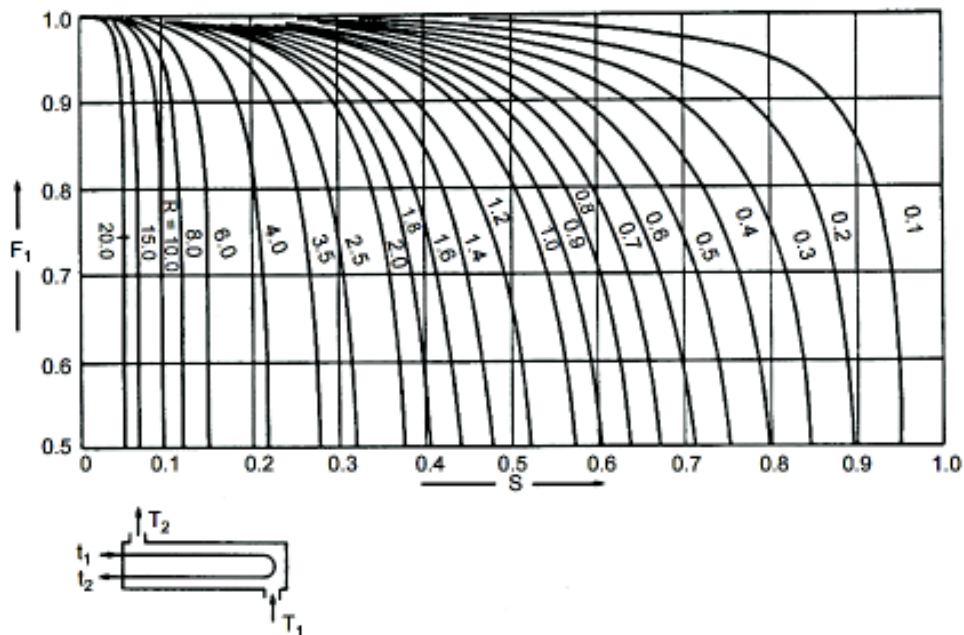


Figura 3.18. Factor de corrección para intercambiadores de tubos y coraza, con dos pasos por los tubos y uno por la coraza
(Cengel, 2004, p. 685)

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad [3.89]$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad [3.90]$$

Donde:

T_1 = Temperatura de entrada del fluido caliente (K)

T_2 = Temperatura de salida del fluido caliente (K)

t_1 = Temperatura de entrada del fluido frío (K)

t_2 = Temperatura de salida del fluido frío (K)

Se seleccionaron los intercambiadores de calor de catálogos comerciales, de acuerdo con el área calculada y el flujo volumétrico de cada fluido.

3.10. SELECCIÓN DEL GENERADOR ELÉCTRICO

La selección del generador se la realizó con base en la capacidad calorífica del gas de síntesis generado y el flujo volumétrico entrante. La admisión de alquitranes debe ser por lo menos de 100 mg/Nm³, concentración propuesta en la sección de criterios de diseño del reactor de gasificación.

3.11. DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO DE ALMACENAMIENTO DE LA CASCARILLA DE ARROZ, LA ARENA Y EL BIODIÉSEL

Los equipos se dimensionaron de acuerdo con el tiempo de residencia en cada uno de ellos, siendo el flujo continuo. El volumen de almacenamiento se calculó mediante la Ecuación 3.91.

$$F_m = \frac{V \cdot \rho}{t} \quad [3.91]$$

Donde:

F_m	= Flujo másico $\left(\frac{kg}{s}\right)$
V	= Volumen de almacenamiento (m^3)
ρ	= Densidad aparente del flujo $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$
t	= Tiempo de residencia (s)

El silo de cascarilla de arroz se dimensionó para que abastezca continuamente a la planta durante un día. Se aplicó un sobredimensionamiento para 24 horas extras de abastecimiento en caso de retraso. En total, el silo debe tener la capacidad de almacenamiento de 72 toneladas de cascarilla de arroz.

El silo de arena y el tanque de biodiésel se dimensionaron para el abastecimiento continuo de 60 días.

De acuerdo con la norma CTE-INEN-008 – *Código de práctica para silos cilíndricos de metal para almacenamiento de granos forrajeros* (INEN, 2013), para una capacidad de 75 toneladas, se recomienda un silo de 7 metros de diámetro y de 20 a 25 metros de altura.

3.12. DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE TUBERÍAS, BOMBAS CENTRÍFUGAS Y *BLOWERS*

3.12.1. DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE TUBERÍAS

Para determinar el diámetro apropiado para las tuberías del proceso, se trabajó con la Ecuación 3.92.

$$\dot{m} = \rho * A * v \quad [3.92]$$

Donde:

\dot{m} = Flujo másico $\left(\frac{kg}{s}\right)$

A = Sección de la tubería (m^2)

ρ = Densidad del fluido que pasa por la tubería $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

v = Velocidad del flujo $\left(\frac{m}{s}\right)$

Conociéndose el flujo a circular por las tuberías, se calculó el diámetro de las mismas de acuerdo con un valor de velocidad especificado. Los valores de velocidad recomendados por Branan (2002, pp. 5 - 6), de acuerdo con el fluido que circula por las tuberías, se muestran en la Tabla 3.11. Para el dimensionamiento, se trabajará con el mayor valor de velocidad en cada rango especificado.

Tabla 3.11. Rango de velocidades recomendadas para la conducción de diferentes fluidos en líneas de proceso

Fluido	Rango recomendado de velocidades (m/s)
Aire y gases secos	9 – 30
Líquidos en líneas de conducción	1,2 – 2,4
Líquidos a la entrada de bombas	0,3 – 1,5
Vapor de agua	9 – 30

Branan (2002, pp. 5 - 6)

3.12.2. SELECCIÓN DE BOMBAS CENTRÍFUGAS Y *BLOWERS*

Las bombas para líquidos se seleccionaron a partir del balance energético entre dos puntos en la línea de conducción. La potencia de la bomba tiene que suministrar la altura (h_b) necesaria para compensar las pérdidas de carga. La ecuación de Bernoulli, representada en la Ecuación 3.93, describe dicho balance de energía.

$$\frac{P_1}{\gamma_1} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} - h_L + h_B = \frac{P_2}{\gamma_2} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} \quad [3.93]$$

Donde:

P = Presión en el punto 1 o 2 (Pa)

γ = Peso específico del fluido en el punto 1 o 2 ($\frac{N}{m^3}$)

z = Cabeza estática del punto 1 o 2 (m)

g = Aceleración de la gravedad ($\frac{m}{s^2}$)

h_L = Pérdida de carga por rozamiento y accesorios (m)

h_B = Altura de bomba (m)

Las pérdidas de carga por fricción (h_L) se calcularon a partir de la Ecuación 3.94. El factor f se lo determinó a partir de la Figura 3.19, tomando en cuenta la rugosidad del material de la tubería. Las longitudes equivalentes (L_{eq}) permiten estimar la pérdida de carga de todos los accesorios presentes en la tubería. La Figura 3.20 muestra las longitudes equivalentes para diferentes accesorios.

$$h_L = f * \frac{L}{D} * \frac{v^2}{2g} + f * \sum \frac{L_{eq}}{D} * \frac{v^2}{2g} \quad [3.94]$$

Donde:

L = Longitud de la tubería (m)

D = Diámetro de la tubería (m)

Para los flujos gaseosos, se puede considerar la misma Ecuación 3.93 para efectos de cálculo siempre y cuando la caída de presión entre los dos puntos seleccionados para el análisis no supere el 10 % de la presión manométrica del fluido, además de mantenerse un mismo valor de temperatura en el flujo (Mott, 2006, p. 549).

Se seleccionan las bombas y compresores con base en la curva de operación dada por el fabricante.

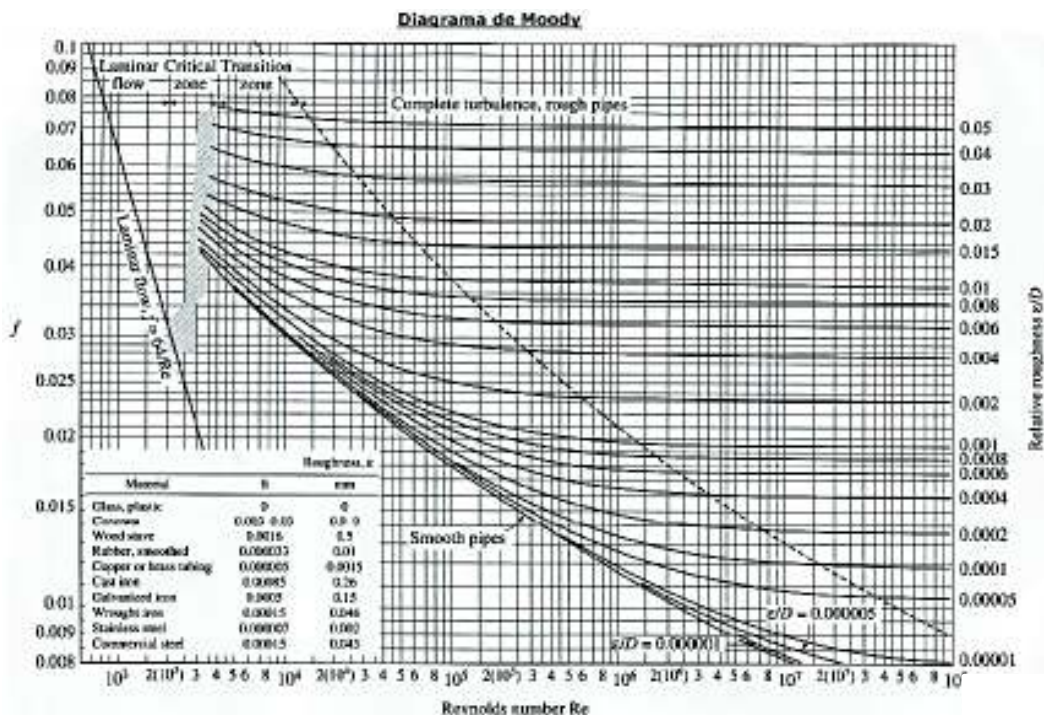


Figura 3.19. Diagrama de Moody para la determinación del factor de fricción f en tuberías, de acuerdo con el material y al número de Reynolds (Oke, 2015, p. 82)

Equivalent Length of Valves and Fittings in Feet

Nominal Pipe size in.	Globe valve or ball check valve	Angle valve	Swing check valve	Plug cock	Gate or ball valves	Equivalent Length in feet															
						45° ell	Short rad. ell	Long rad. ell	Hard T.	Soft T.	90° miter bends			Enlargement		Contraction					
											2 miter	3 miter	4 miter	Sudden	Std. red.	Sudden	Std. red.				
1½	55	36	13	7	1	1.2	3.5	2.3	8	9	2.3	5	3	1	4	1	3	2	1	1	—
2	70	33	17	14	2	2.3	4.5	3.4	10	11	3.4	7	4	1	5	1	3	3	1	1	—
2½	80	40	20	11	2	2	5	3	12	3	—	8	5	2	6	2	4	3	2	2	—
3	100	50	25	17	2	2	6	4	14	4	—	10	6	2	8	2	5	4	2	2	—
4	130	65	32	30	3	3	7	5	19	5	—	12	8	3	10	3	6	5	3	3	—
6	200	100	48	70	4	4	11	8	28	8	—	18	12	4	14	4	9	7	4	4	1
8	280	125	64	120	6	6	15	9	37	9	—	25	16	5	19	5	12	9	5	5	2
10	330	160	80	170	7	7	18	12	47	12	—	31	20	7	24	7	15	12	6	6	2
12	400	190	95	170	9	9	22	14	55	14	28	37	24	8	28	8	18	14	7	7	2
14	450	210	105	80	10	10	26	16	62	16	24	42	26	9	—	—	20	16	8	—	—
16	500	240	120	145	11	11	29	18	72	18	27	47	30	10	—	—	24	18	9	—	—
18	560	280	140	160	12	12	33	20	82	20	42	53	35	11	—	—	28	20	10	—	—
20	650	300	155	210	14	14	36	23	90	23	46	60	38	13	—	—	30	23	11	—	—
22	688	335	170	225	15	15	40	25	100	25	52	65	42	14	—	—	32	25	12	—	—
24	750	370	185	254	16	16	44	27	110	27	56	70	46	15	—	—	35	27	13	—	—
30	—	—	—	312	21	21	55	40	140	40	70	91	51	—	—	—	—	—	—	—	—
36	—	—	—	—	25	25	66	47	170	47	84	112	60	—	—	—	—	—	—	—	—
42	—	—	—	—	30	30	77	55	200	55	98	128	72	—	—	—	—	—	—	—	—
48	—	—	—	—	35	35	88	63	220	63	112	144	81	—	—	—	—	—	—	—	—
54	—	—	—	—	40	40	99	70	250	70	125	160	90	—	—	—	—	—	—	—	—
60	—	—	—	—	45	45	110	80	280	80	140	180	99	—	—	—	—	—	—	—	—

Figura 3.20. Longitud equivalente para el cálculo de pérdida de carga en accesorios (Branan, 2002, p. 4)

4. DISEÑO DE LA PLANTA

4.1. DIAGRAMA DE BLOQUES BFD Y DIAGRAMA DE FLUJO PFD

Se muestran los diagramas BFD y PFD de la planta en las Figuras 4.1, 4.2, 4.3 y 4.4. La Tabla 4.2 muestra el flujo, la composición, la temperatura y la presión de cada una de las corrientes mostradas en los diagramas.

4.2. BALANCE DE MASA

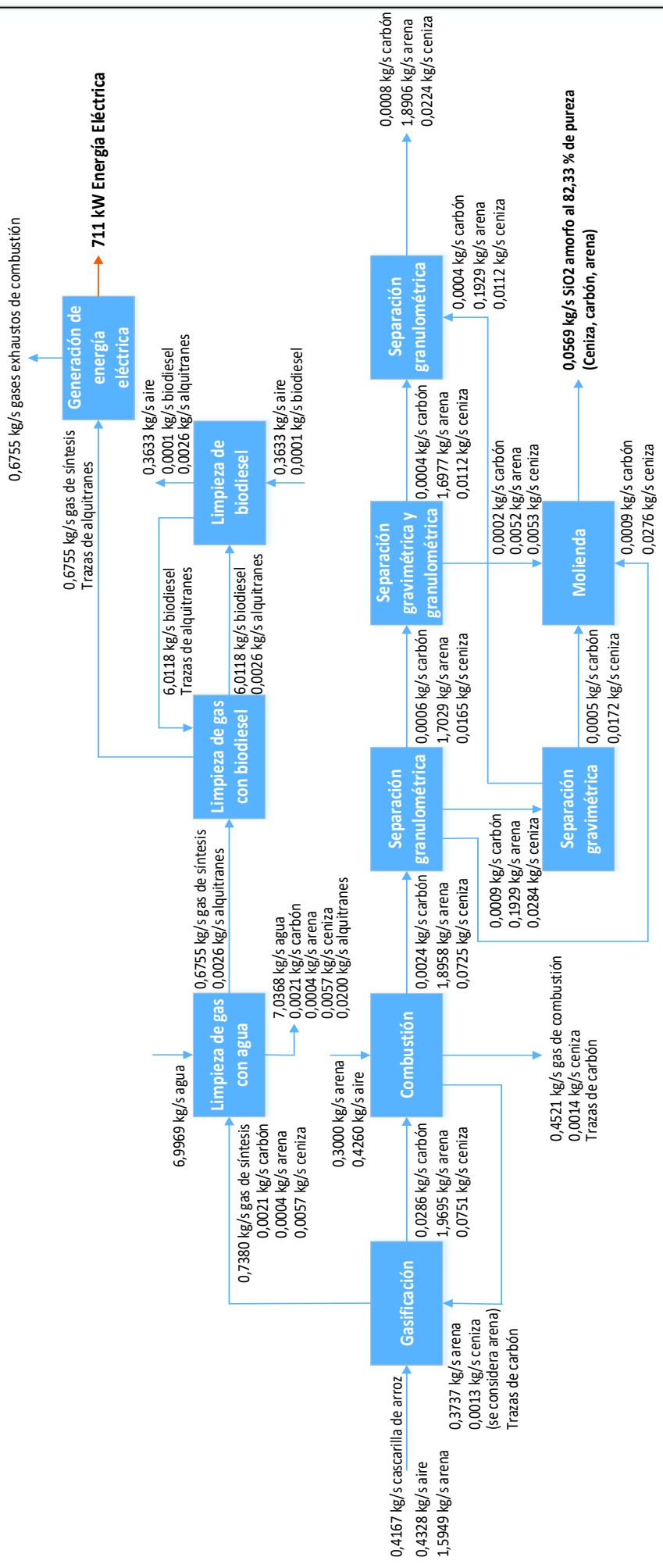
El balance de masa tiene como base el procesamiento de 36 t/d de cascarilla de arroz. Con base en el diseño de cada una de las operaciones y equipos presentes en la planta, se ha calculado las composiciones y los flujos entrantes y salientes de cada proceso. Los ejemplos de cálculo se presentan en el Anexo 1.

En la Tabla 4.1 se resumen las características del dióxido de silicio amorfo producido.

En la Tabla 4.2 se puede apreciar la composición en masa de cada una de las corrientes en la planta.

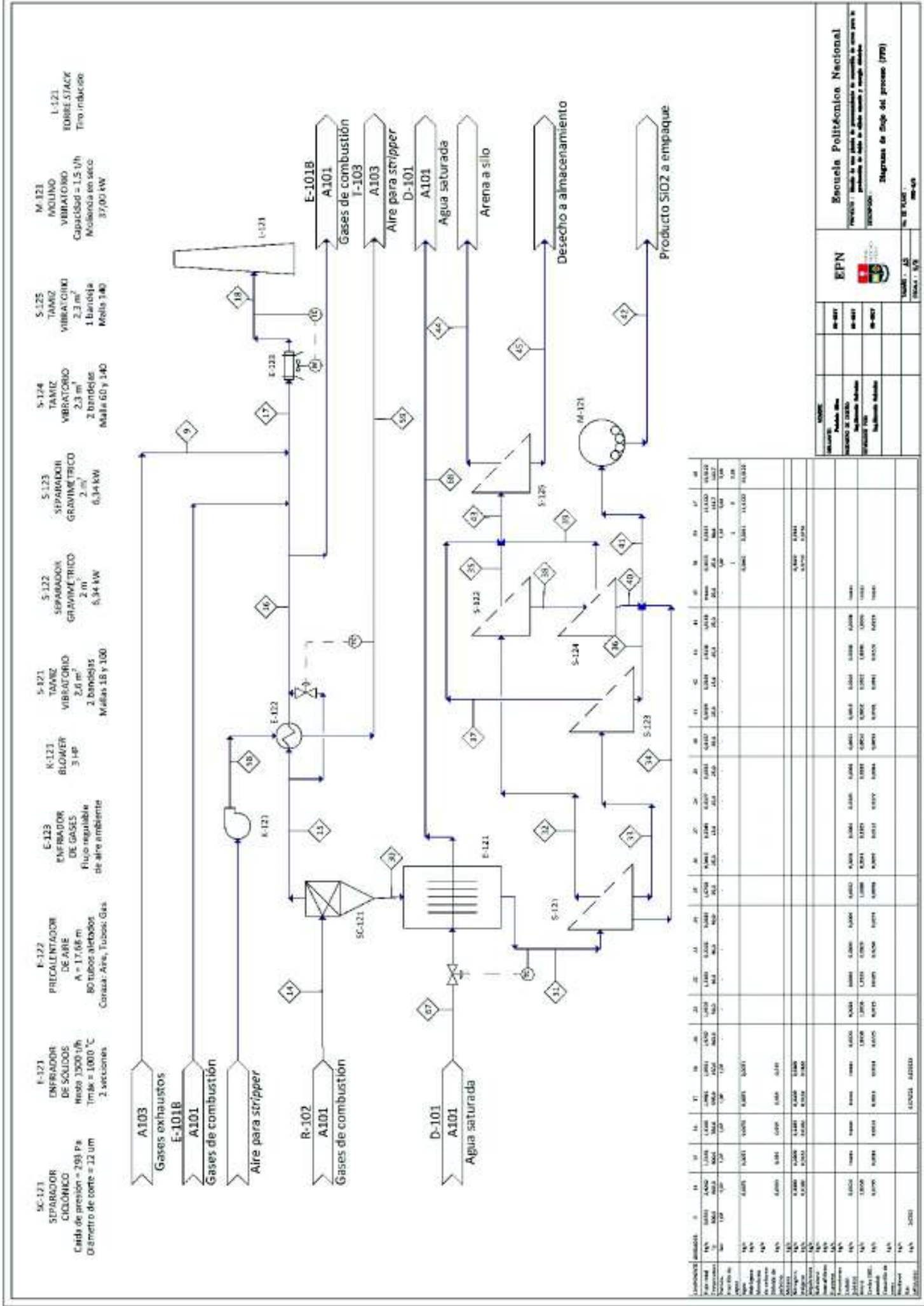
Tabla 4.1. Propiedades del dióxido de silicio amorfo producido

Característica	Valor
Pureza de SiO ₂	82,33 %
Tamaño d ₈₀	8 μm
% Humedad	< 5



NOMBRE		EPN		Escuela Politécnica Nacional	
DIBUJANTE:	08-2017	Ing. Patricio Silva		PROYECTO : Diseño de una planta de procesamiento de casavilla de arroz para la producción de óxido de silicio amorfo y energía eléctrica	
INGENIERO DE DISEÑO:	08-2017	Ing. Marcelo Salvador		DESCRIPCIÓN : Diagrama de bloques (BFD)	
REVISADOR POR:	08-2017	Ing. Marcelo Salvador		No. DE PLANO : BFD	
TAMAÑO : A4		ESCALA : S/B			

Figura 4.1. Diagrama de bloques (BFD)



UNIVERSIDAD
Pública del Ecuador
INSTITUTO NACIONAL DE INVESTIGACIONES Y DESARROLLOS TECNOLÓGICOS
Instituto Nacional de Investigaciones y Desarrollos Tecnológicos

EPN

Escuela Politécnica Nacional
VENECIA - Sede de las facultades de ingeniería y de arquitectura de la ciudad de QUITO
INTEC - Sede de las facultades de ingeniería y de arquitectura de la ciudad de QUITO

Diagrama de flujo del proceso (PFD)

100000 - 15
100000 - 15
100000 - 15

Figura 4.3. PFD - 2/3

Tabla 4.2. Flujo, composición, temperatura y presión de cada una de las corrientes en los diagramas PDF

COMPONENTE	UNIDADES	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Flujo total	kg/s	0,4167	1,2885	0,7565	0,7462	0,7462	0,6781	0,6755	0,6755	0,6755	0,8588	0,8588	0,4260	2,4242
Temperatura	°C	25,0	800,0	800,0	800,0	295,5	37,0	40,0	40,0	500,0	25,0	200,0	200,0	800,0
Presión	bar	-	1,02	1,02	1,00	1,14	0,90	0,89	1,02	1,02	(-)	(-)	1,02	1,02
Fración de vapor			1	1	1	1	1				1	1	1	
Agua	kg/s		0,0627	0,0627	0,0627	0,0627	0,0228	0,0228	0,0228		0,0143	0,0143	0,0071	0,0071
Hidrógeno	kg/s		0,0062	0,0062	0,0062	0,0062	0,0062	0,0062	0,0062					
Monóxido de carbono	kg/s		0,1103	0,1103	0,1103	0,1103	0,1103	0,1103	0,1103					
Dióxido de carbono	kg/s		0,1837	0,1837	0,1837	0,1837	0,1837	0,1837	0,1837					0,0959
Metano	kg/s		0,0163	0,0163	0,0163	0,0163	0,0163	0,0163	0,0163					
Nitrógeno	kg/s		0,3362	0,3362	0,3362	0,3362	0,3362	0,3362	0,3362		0,6671	0,6671	0,3309	0,3309
Oxígeno	kg/s		0,0000	0	0	0	0	0	0,0000		0,1774	0,1774	0,0880	0,0182
Alquitranes	kg/s		0,0226	0,0226	0,0226									
Naftaleno	kg/s					0,0081	0,0026	0,000032	0,000032					
Acenafileno	kg/s					0,0072								
Fluoreno	kg/s					0,0030								
Fenantreno	kg/s					0,0043								
Carbón (sólido)	kg/s		0,1515	0,0050	0,0021	0,0021								0,0024
Arena	kg/s		0,0004	0,0004	0,0004	0,0004								1,8958
Ceniza (SiO ₂ amorfo)	kg/s		0,3985	0,0130	0,0057	0,0057								0,0739
Cascarilla de arroz	kg/s	0,4167												
Biodiésel	kg/s													
Gas exhaustos	kg/s									0,6755				

4.3. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

La planta tiene el planificado operar 24 horas al día, los 7 días de la semana, de manera continua.

De acuerdo con lo sugerido por Narváez (2011, p. 6), para una planta de procesamiento de 250 t/h se designan 72 días de mantenimiento anuales. En primera instancia, se estima un mantenimiento anual de 20 días para la planta de procesamiento 36 t/día. En este tiempo la planta detendrá sus operaciones, lo cual deja 345 días de operación ininterrumpida. Se considera además que la planta operará el primer año al 75 % y desde el segundo año al 100 %.

El mantenimiento se hace coincidir con el feriado del día 10 de agosto, debido a que en ese mes la producción de arroz es escasa (Narváez, 2011, p. 6). Los empleados pueden tomar vacaciones en este período.

El silo de almacenamiento de cascarilla de arroz debe abastecer la planta continuamente durante un día, por lo que la llegada de los camiones con nueva cascarilla es a diario. No se prevé disponer de infraestructura para un almacenamiento más prolongado debido a que las zonas productoras de arroz ya cuentan con este tipo de estructuras (Narváez, 2011, p. 6).

La llegada de nueva arena y biodiésel de reposición a la planta se hace de manera mensual.

4.4. BALANCE DE ENERGÍA

El balance de energía en cada uno de los equipos se muestra en el Anexo I, como parte del diseño de los mismos.

En la Tabla 4.1 se puede apreciar las temperaturas y presiones de cada una las corrientes en el proceso.

El Anexo AI.15 muestra un ejemplo de cálculo para la potencia de cada una de las bombas y *blowers* utilizados en la planta. Los resultados se resumen en la Tabla AI.42.

La Tabla AI.4 resume el consumo de energía de los equipos de la planta que necesitan un suministro eléctrico.

4.5. DISPOSICIÓN EN PLANTA (LAYOUT) Y PLANOS DE ELEVACIÓN

En la Figura 4.6 se representa el layout de la planta, con el objetivo de mostrar la ubicación de cada uno de los equipos. La vista en elevación desde el corte A' se representa en la Figura 4.7.

4.6. DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P & ID) Y CONTROL

La norma ANSI/ISA-S5.1 *Instrumentation Symbols and Identification* (2009) sirve de base para la simbología de los diagramas P & ID de la planta. En la Tabla 4.3 se recopilan los símbolos utilizados en los diagramas, así como la información necesaria para su interpretación. La Figura 4.5 muestra la nomenclatura de las tuberías y de los *loops* de control mientras que en la Tabla 4.4 se aprecia la nomenclatura para la identificación de cada instrumento. En las Figuras 4.8, 4.9, 4.10 y 4.11 se representa el diagrama P & ID de la planta. Las Tablas 4.5 y 4.6 muestran la denominación los equipos en la planta y de las líneas del proceso, respectivamente.

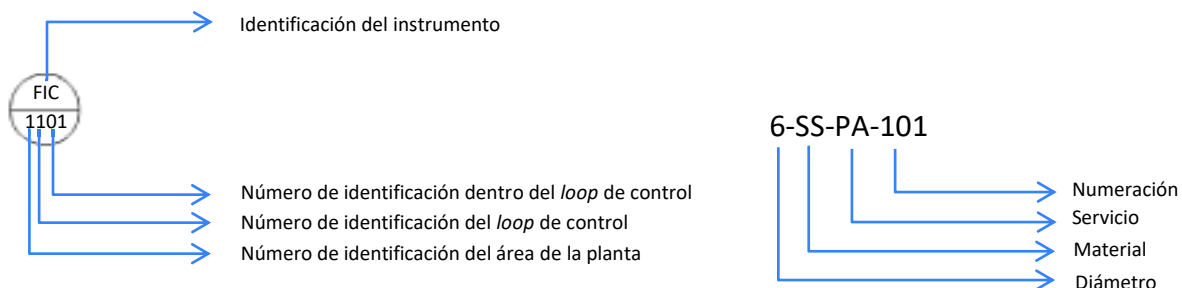


Figura 4.5. Izquierda: Interpretación de la nomenclatura de los indicadores de control. Derecha: Interpretación de la nomenclatura de las líneas de flujo del proceso

Tabla 4.3. Interpretación de la simbología utilizada en los diagramas P&ID

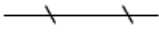
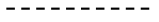





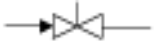

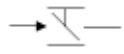

Símbolo	Interpretación	Observaciones
	Señal desde o hacia los instrumentos	Señal eléctrica o neumática indefinida
	Señal eléctrica remota	-
	Instrumento montado en campo y en cuarto de control	-
	Actuador manual	-
	Actuador para válvula de control neumática	-
	Actuador genérico de pistón	Lineal o rotatorio
	Actuador rotatorio para operación de motor	-
	Válvula de globo de control	Válvula de dos vías en línea recta
	Válvula de dos vías	-
	Regulador de flujo de gas	-
	Trampa de vapor	-

Tabla 4.4. Interpretación de las letras de identificación utilizadas en la simbología de los diagramas P&ID

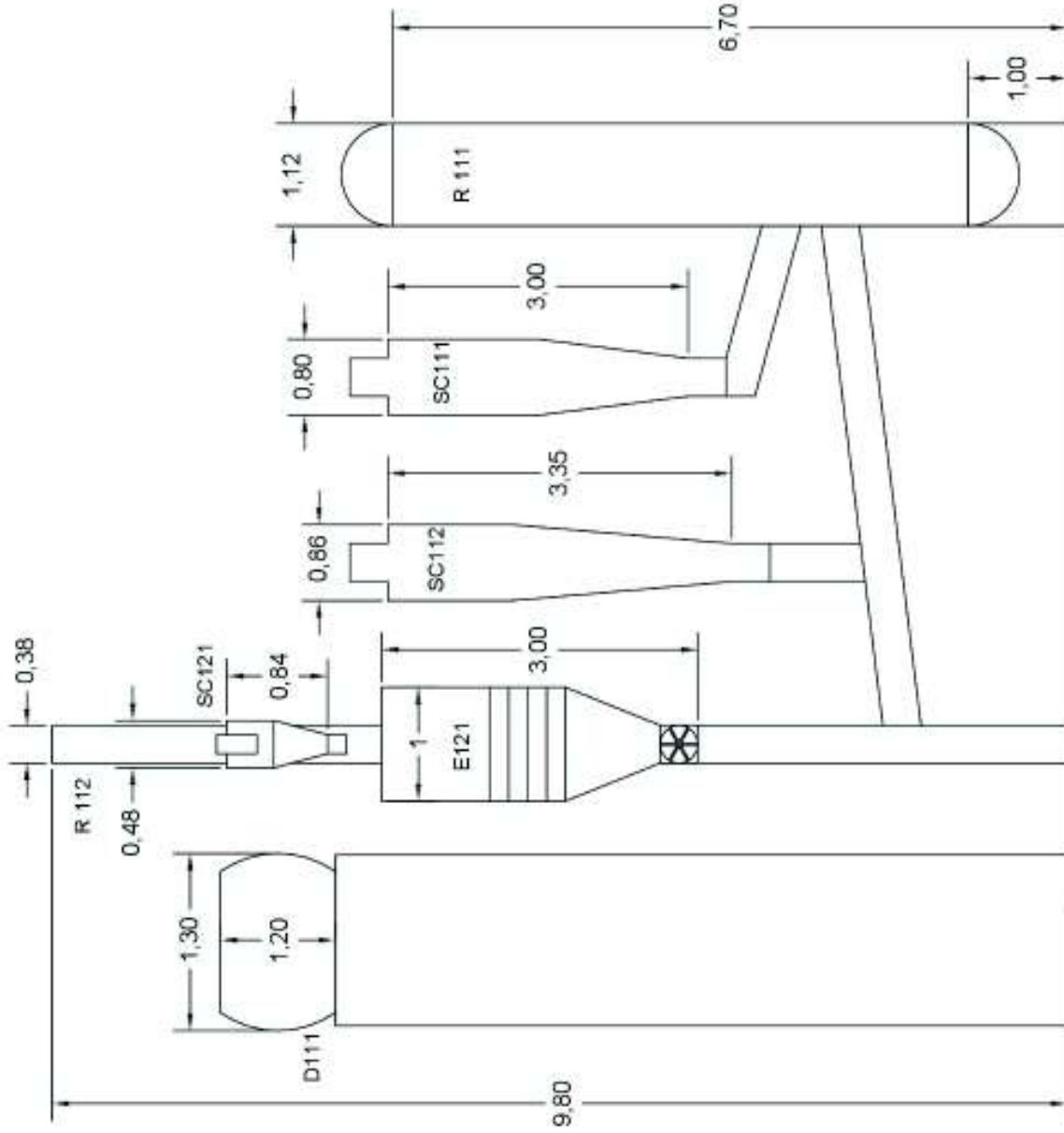
Letra	En primera ubicación	En segunda ubicación
A	Análisis de concentración	-
C	-	Controlador
F	Flujo	-
I	-	Indicador
M	Flujo másico	-
P	Presión	-
PD	Diferencial de presión	-
T	Temperatura	Transmisor
V	Válvula o dámper	-
Y	-	Instrumento auxiliar calculador
Σ	Calculador sumatorio	-

Tabla 4.5. Denominación de equipos principales en planta

Área	Equipo	Denominación en planta
Área 1: Área de reactores (gasificación y combustión)	Reactor gasificador	R-111
	Reactor de combustión	R-112
	Separadores ciclónicos	SC-111 SC-112
	Sopladores (<i>Blowers</i>)	K-111 K-112
	Pre calentador de aire	E-111 A/B
	Tambor de vapor	D-111
	Tornillos transportadores	C-111 C-112 C-113 C-114
Área 2: Área de enfriamiento, clasificación y reducción de tamaño de partículas sólidas	Separador ciclónico	SC-121
	Enfriador de sólidos	E-121
	Pre calentador de aire	E-122
	Enfriador de gases	E-123
	Soplador (<i>Blower</i>)	K-121
	Tamices vibratorios	S-121 S-124 S-125
	Separadores gravimétricos	S-122 S-123
	Molino vibratorio	M-121
	Tornillos transportadores	C-121/C-1212
	Área 3: Área de limpieza del gas y producción de energía eléctrica	Torre <i>Venturi</i> de absorción
Bomba de lodos		P-131
Torre de absorción		T-132
Torre de despojamiento		T-133
Intercambiadores de calor		E-131 E-132 E-133
Bombas de biodiesel		P-132 P-133
Bomba de condensados		P-134

Tabla 4.6. Diámetros, longitudes y materiales de las líneas de proceso

Denominación	Fluido	Diámetro (in)	Velocidad del fluido (m/s)	Material
6-SS-PA-101	Aire ambiente	6	20,0	Acero inoxidable 304
13-SS-PA-102	Aire ambiente	13	20,0	Acero inoxidable 304
13-SS-PA-103	Aire ambiente	13	20,0	Acero inoxidable 304
14-SS-SG-104	Gas de síntesis	14	25,0	Acero inoxidable 304
14-SS-SG-105	Gas de síntesis	14	25,0	Acero inoxidable 304
14-SS-SG-106	Gas de síntesis	14	25,0	Acero inoxidable 304
14-SS-SG-107	Gas de síntesis	14	25,0	Acero inoxidable 304
14-SS-SG-108	Gas de síntesis	14	25,0	Acero inoxidable 304
14-SS-SG-109	Gas de síntesis	14	25,0	Acero inoxidable 304
14-SS-EG-110	Gases exhaustos	14	25,0	Acero inoxidable 304
10-SS-CG-111	Gases de combustión	10	20,0	Acero inoxidable 304
10-SS-CG-112	Gases de combustión	10	20,0	Acero inoxidable 304
6-SS-PA-113	Aire ambiente	6	25,0	Acero inoxidable 304
6-SS-SA-114	Gas de <i>stripping</i>	6	25,0	Acero inoxidable 304
3-SS-CW-115	Agua tratada	3	1,5	Acero inoxidable 304
3-SS-WT-116	Agua a tratamiento	3	1,5	Acero inoxidable 304
2 ¾-SS-BD-117	Biodiésel	2 ¾	1,8	Acero inoxidable 304
2 ¾-SS-BD-118	Biodiésel	2 ¾	1,8	Acero inoxidable 304
¼-SS-BD-118	Biodiésel	¼	0,1	Acero inoxidable 304
8-SS-SOL-120	Ducto de sólidos	8	-	Acero inoxidable 304
6-SS-SOL-121	Ducto de sólidos	6	-	Acero inoxidable 304



ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	UNIDAD	NOTAS
01	ASSEMBLY	1	UNIT	
02	R 112	1	UNIT	
03	D111	1	UNIT	
04	SC121	1	UNIT	
05	E121	1	UNIT	
06	SC112	1	UNIT	
07	SC111	1	UNIT	
08	R 111	1	UNIT	

EPN 		Escala: 1/1 No. de Hoja: 1/1
Empresa: EPN Proyecto: ... Fecha: ...		Autor: ... Revisor: ... Aprobado: ...

Figura 4.7 Vista en elevación en el corte A'

C-111 / C-112/C-113/C-114
TORNILLO
TRANSPORTADOR

9 in diámetro
45 % de capacidad
150 rpm máx. velocidad

R-111

REACTOR
GASIFICADOR

P=1,5 bar T=800 °C
Altura del lecho =1,12 m
Acero inoxidable 304

R-112

REACTOR DE
COMBUSTIÓN

P=1 bar T=800 °C
Acero inoxidable 304

SC-111

SEPARADOR
CICLÓNICO

Caída de presión = 696 Pa
Diámetro de corte = 12,0 um

SC-112

SEPARADOR
CICLÓNICO

Caída de presión = 1 213 Pa
Diámetro de corte = 12,0 um

K-111

BLOWER
56 HP

K-112

BLOWER
30 HP

E-111A/B

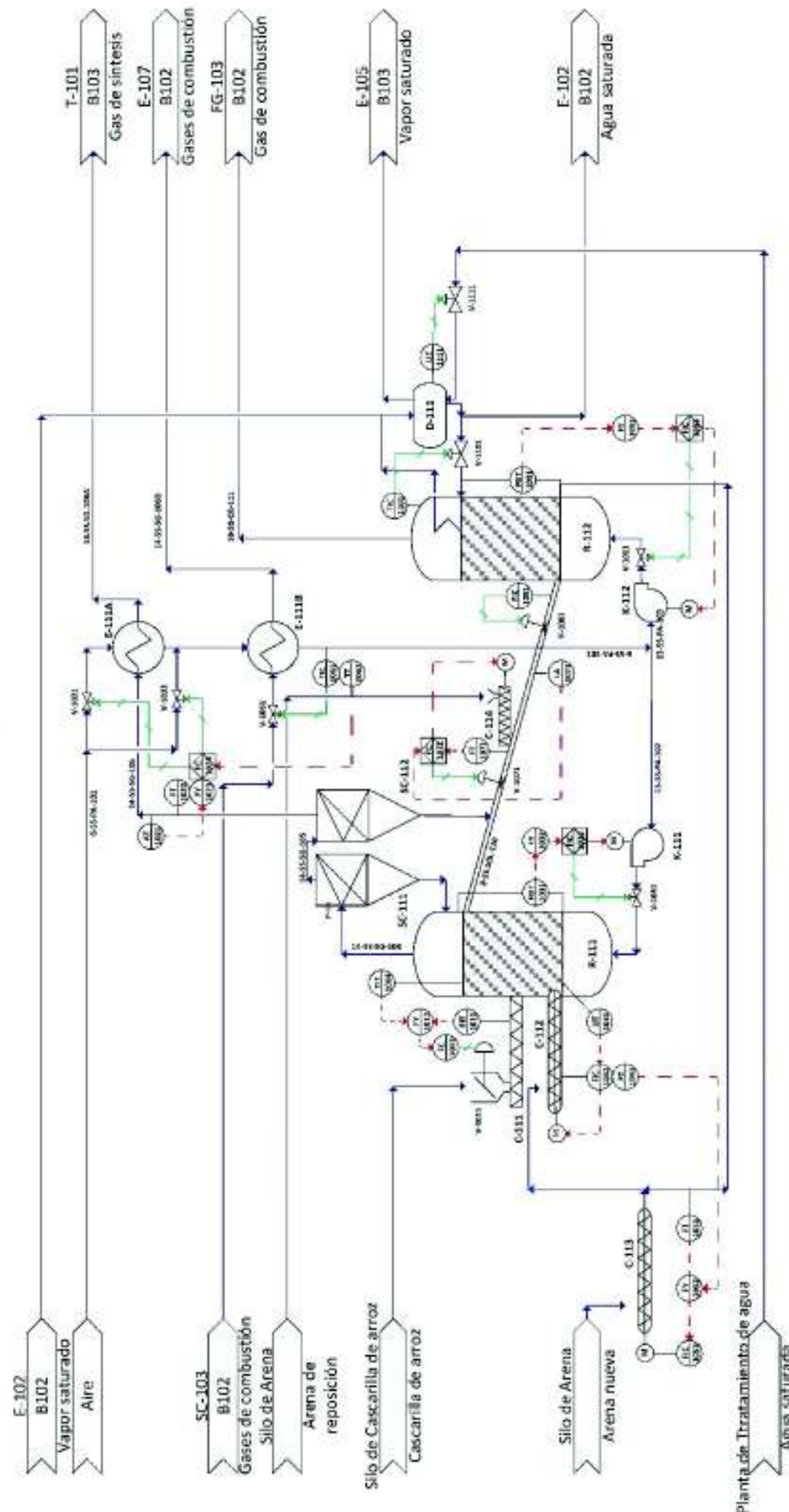
PRECALENTADOR
DE AIRE

A = 17,68 m
80 tubos aletados
Coraza: Aire, Tubos: Gas

D-111

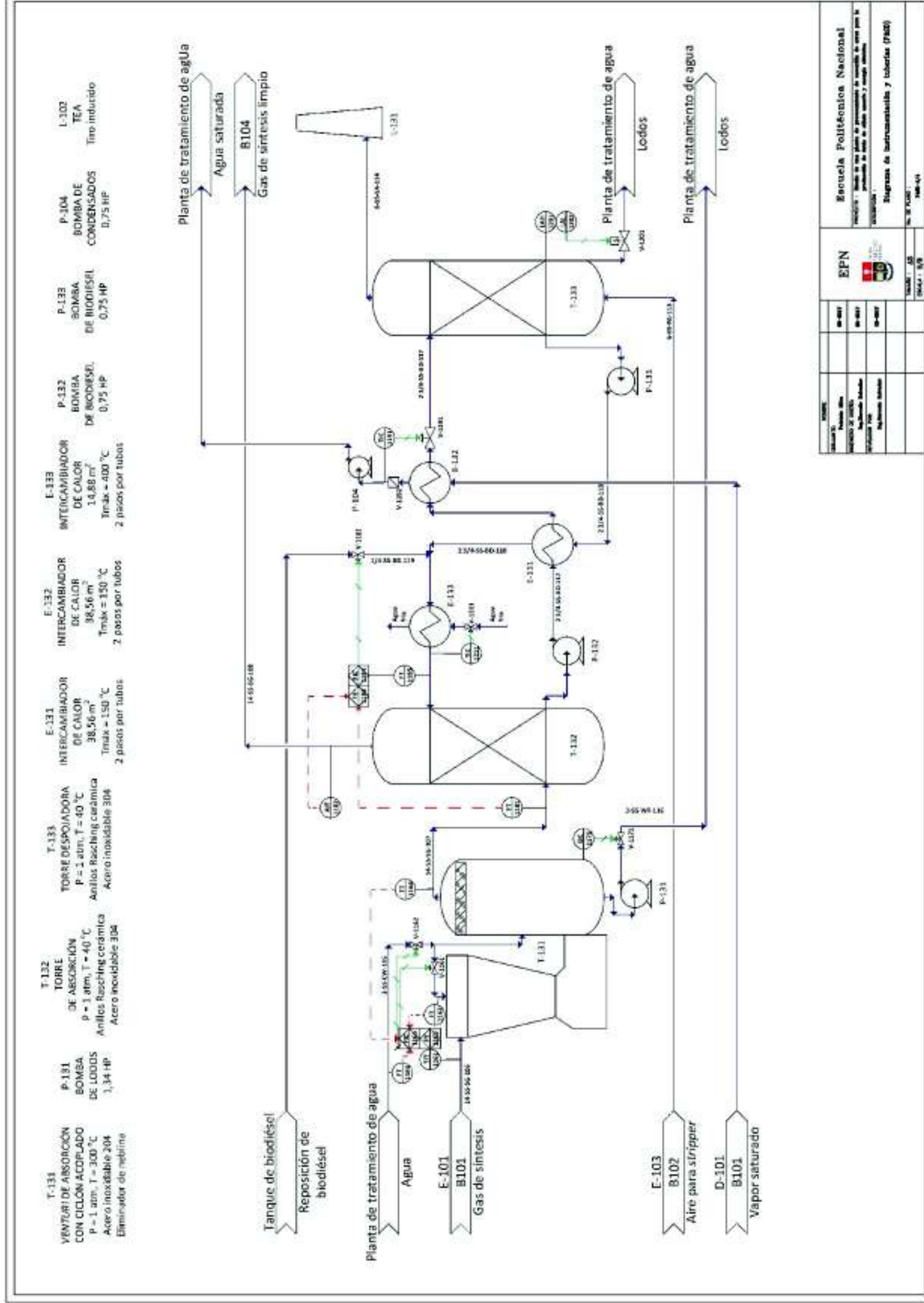
TAMBOR
DE VAPOR

P = 3 bar, T = 144 °C
D = 1,2 m
4 tubos bajantes



		Escuela Politécnica Nacional Facultad de Ingeniería de Petróleo y Gas Laboratorio de Ingeniería de Procesos y Plantas Químicas	
Autor: J. A. ... Revisor: J. B. ... Fecha: ...	Escala: ... Hoja: ...	Proyecto: ... Unidad: ... Diagrama: ...	Hoja: ... Total: ...

Figura 4.8. P&ID - 1/4



T-131
VENTURI DE ABSORCIÓN
CON CICLÓN ACOPLADO
P = 1 atm, T = 300 °C
Acero inoxidable 304
Eliminador de neblina

P-131
BOMBA
DE Lodos
1,34 HP

T-132
TORRE
DE ABSORCIÓN
P = 1 atm, T = 40 °C
Anillos Raschig cerámica
Acero inoxidable 304

T-133
TORRE DESPOLIADORA
P = 1 atm, T = 40 °C
Anillos Raschig cerámica
Acero inoxidable 304

E-131
INTERCAMBIADOR
DE CALOR
38,56 m²
Tmax = 150 °C
2 pasos por tubos

E-132
INTERCAMBIADOR
DE CALOR
98,56 m²
Tmax = 150 °C
2 pasos por tubos

E-133
INTERCAMBIADOR
DE CALOR
14,88 m²
Tmax = 400 °C
2 pasos por tubos

P-132
BOMBA
DE BIODIÉSEL
0,75 HP

P-133
BOMBA
DE BIODIÉSEL
0,75 HP

P-104
BOMBA DE
CONDENSADOS
0,75 HP

L-102
TEA
Tiro inducido

Tanque de biodiésel
Reposición de
biodiésel

Planta de tratamiento de agua
Agua
E-101
B101
Gas de síntesis

E-103
B102
Aire para stripper
D-101
B101
Vapor saturado

Planta de tratamiento de agua
Agua saturada
B104
Gas de síntesis limpio

Planta de tratamiento de agua
Lodos

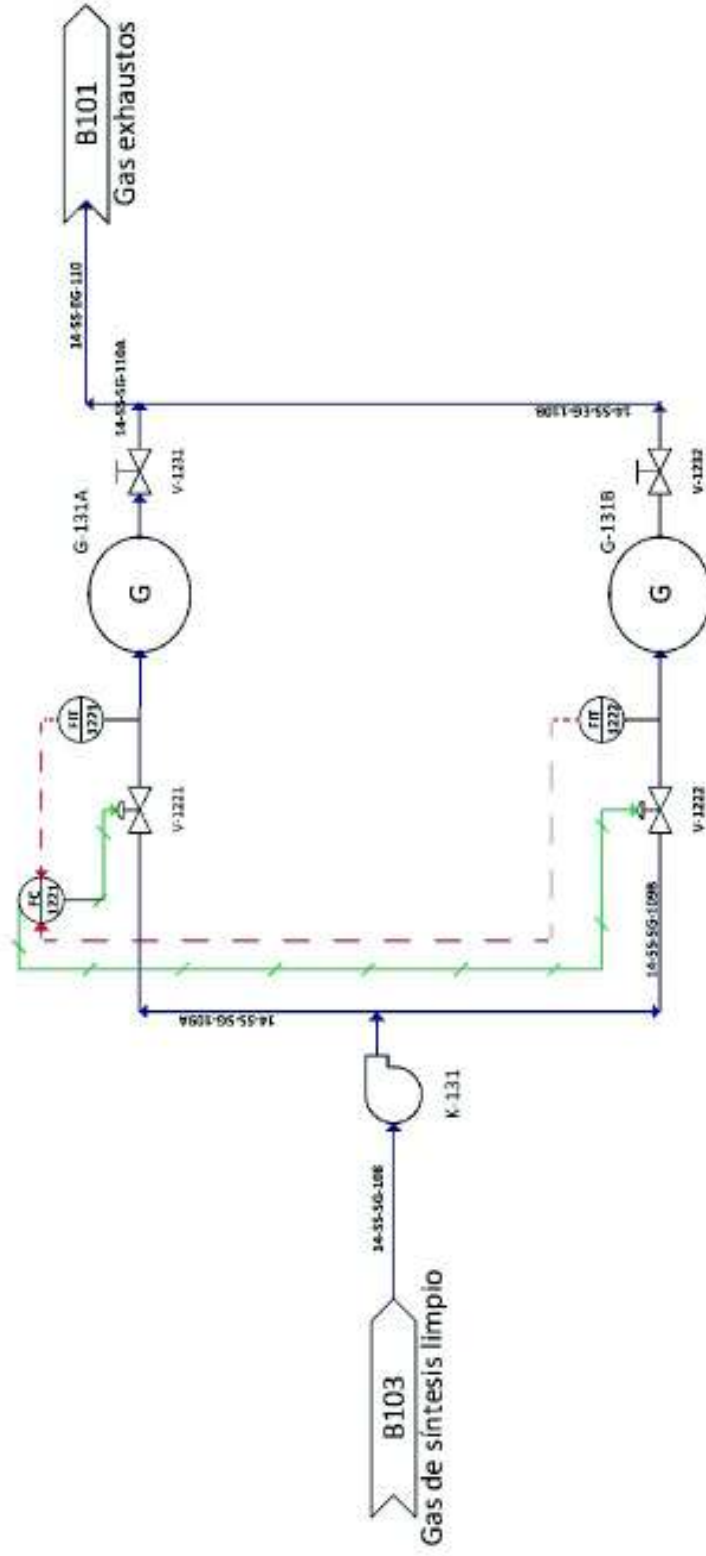
Planta de tratamiento de agua
Lodos

UNIVERSIDAD	EPN	ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
CARRERA		
PROFESOR		
ALUMNO		
FECHA		
TÍTULO		
FECHA		

Figura 4.10. P&ID - 3/4

G-131 A/B
 GENERADOR DE ENERGÍA
 ELÉCTRICA
 500 kW
 Eficiencia 26,5 %

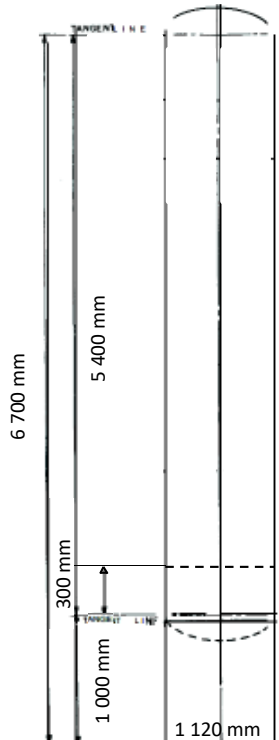
K-131
 BLOWER
 20 HP



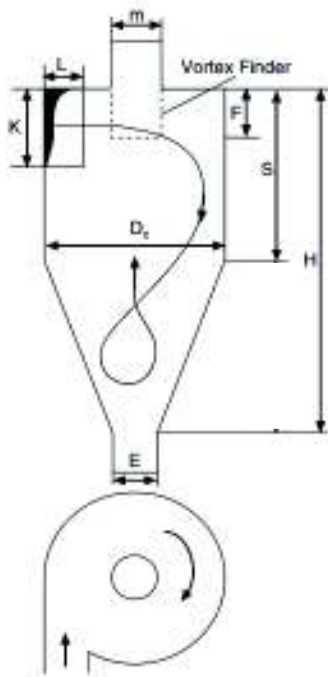
PROYECTO	14-007	Escuela Politécnica Nacional
INDICADOR DE OBRA	14-007	PROYECTO: Diseño de una planta de procesamiento de residuos de gases para la producción de ácido acético mediante el método de gases sucios y energía solar.
INDICADOR DE OBRA	14-007	COORDINADOR: Empresa de Instrumentación y Laboratorios (EIL)
INDICADOR DE OBRA	14-007	FECHA: 01/08/2014
INDICADOR DE OBRA	14-007	HOJA: 01
INDICADOR DE OBRA	14-007	TOTAL: 01
INDICADOR DE OBRA	14-007	PROYECTO: 14-007

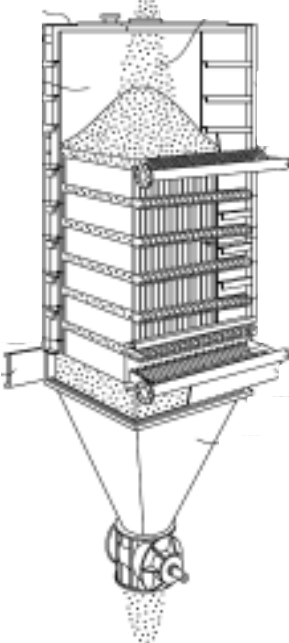
Figura 4.11. P&ID - 4/4

4.7. DIMENSIONAMIENTO Y HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

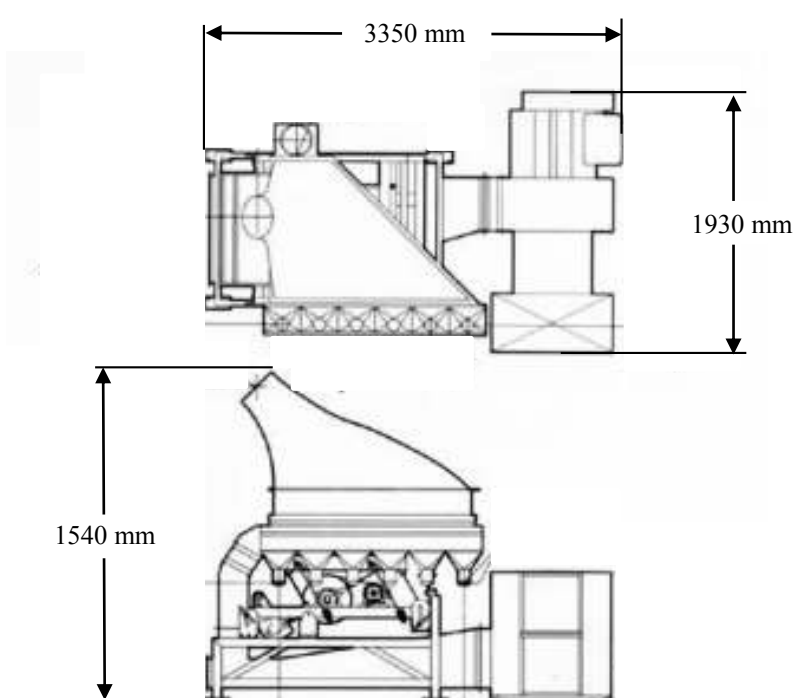
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 1	
Nombre del equipo: Reactor de gasificación	
Fabricante: Powermax	Material de construcción: Acero inoxidable 304
Modelo: No aplica	Nomenclatura en planta: R-111
Dimensiones: Altura de la torre = 5 400 m Altura del plenum = 300 mm Diámetro = 1 120 mm Altura del soporte = 1 000 mm	Parámetros de diseño: Presión de operación: 1,5 bar Temperatura de operación: 800 °C Material de soporte: Arena Altura del material de soporte: 1 120 mm
Principio de funcionamiento: <p>Al interior del reactor se dan las reacciones de gasificación. Al reactor ingresa la biomasa y el aire. El reactor funciona mediante la fluidización del lecho mediante el aire. La corriente de salida de gas se compone principalmente de H₂, CO, CO₂, H₂O y N₂. El material de soporte sobre el cual se da la gasificación se recircula continuamente. Las cenizas se evacúan con el material de soporte a recircularse.</p>	
Esquema del equipo:  <p>The diagram shows a vertical cylindrical reactor. The total height is 6 700 mm. The main tower section is 5 400 mm high. Below the tower is a plenum section 300 mm high. The reactor is supported by a base 1 000 mm high. The diameter of the reactor is 1 120 mm. The drawing includes a top view showing a hemispherical cap and a bottom view showing a hemispherical base. Dashed lines indicate the internal structure and the location of the plenum and support.</p>	

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 2	
Nombre del equipo: Reactor de combustión	
Fabricante: Powermax	Material de construcción: Acero inoxidable 304
Modelo: No aplica	Nomenclatura en planta: R-112
Dimensiones: Altura zona Rx = 8 500 mm Altura del plenum = 300 mm Lado × Lado = 380 × 380 mm Altura del soporte = 1 000 mm	Parámetros de diseño: Presión de operación: 1 bar Temperatura de operación: 800 °C Material de soporte: Arena
Principio de funcionamiento: Al interior del reactor se dan las reacciones de gasificación. Al reactor ingresa la biomasa y el aire. El reactor funciona mediante la fluidización del lecho mediante el aire. La corriente de salida de gas se compone principalmente de H ₂ , CO, CO ₂ , H ₂ O y N ₂ . El material de soporte sobre el cual se da la gasificación se recircula continuamente. Las cenizas se evacúan con el material de soporte a recircularse.	
Esquema del equipo: <div style="text-align: center;"> <p style="text-align: center;">TANGENT LINE</p> <p style="text-align: center;">TANGENT LINE</p> </div>	

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 4	
Nombre del equipo: Ciclón del reactor de gasificación 2	
Fabricante: Independiente	Material de construcción: Acero inoxidable 304
Modelo: No aplica	Nomenclatura en planta: SC-112
Dimensiones: $D_c = 0,93 \text{ m}$ $K = 0,42 \text{ m}$ $L = 0,20 \text{ m}$ $M = 0,38 \text{ m}$ $F = 0,48 \text{ m}$ $S = 1,34 \text{ m}$ $H = 3,74 \text{ m}$ $E = 0,38 \text{ m}$	Parámetros de diseño: Caída de presión: 1 213 Pa Velocidad de saltación: 118,80 m/s Diámetro de corte: 13,0 μm para el carbón
Principio de funcionamiento: Separa las partículas gruesas de las finas mediante el choque de éstas en las paredes en una geometría cilíndrica. El gas escapa por la parte superior del equipo, mientras que las partículas retenidas salen por la parte inferior.	
Esquema del equipo: 	

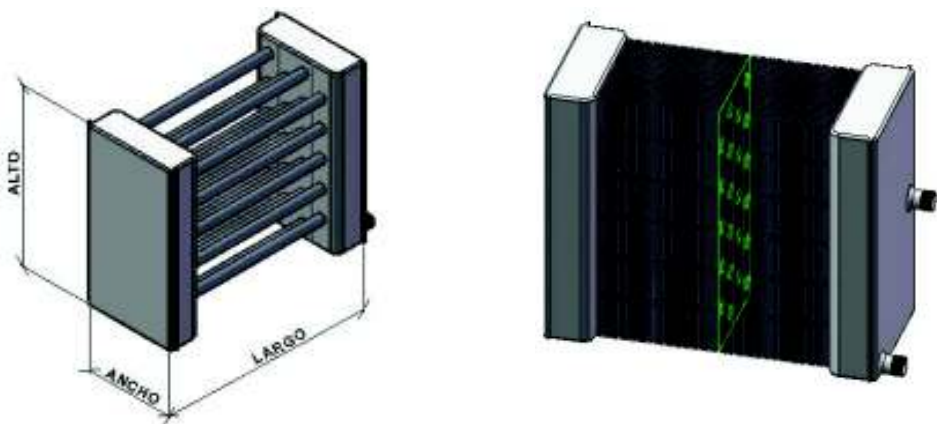
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 6	
Nombre del equipo: Intercambiador de calor para sólidos al granel E-121	
Fabricante: Solex	Material de construcción: Acero inoxidable 304
Modelo: 1000 SERIES COOLER	Nomenclatura en planta: E-121
Dimensiones: Ancho = 1 000 mm Largo = 1 000 mm Alto 1era sección = 1 250 mm Alto 2da sección = 500 mm Altura de la tolva = 1 000 mm Altura total = 3 000 m	Parámetros de diseño: Capacidad: 1 – 150 t/h Temperatura máxima: 1 000 °C Secciones de intercambio de calor: 2 Número de placas 1era sección: 18 Número de placas 1era sección: 48
Principio de funcionamiento: Los sólidos atraviesan verticalmente, por efecto de la gravedad, el intercambiador de placas, logrando un flujo cruzado. La transferencia de calor se da entre el fluido frío que circula por los tubos y las placas y los sólidos a granel (que se tratan como un fluido).	
Esquema del equipo: <div style="text-align: center;">  </div>	

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 7	
Nombre del equipo: Tamiz vibratorio de dos bandejas	
Fabricante: Kroosh Modelo: ULS 2811.2	Material de construcción: Acero inoxidable 304 Mallas de poliamida
	Nomenclatura en planta: S-121
Dimensiones: Ancho = 1 990 mm Largo = 3 584 mm Alto = 1 892 mm Largo de la malla = 2 000 mm Ancho de la malla = 1 300 mm Peso = 3 600 kg	Parámetros de diseño: Área de tamizaje: 2,6 m ² Número de bandejas: 2 Malla bandeja 1: Malla 18 (1 000 µm) Malla bandeja 2: Malla 100 (150 µm) Potencia del motor: 4,3 kW
Principio de funcionamiento: Separa las partículas por su tamaño. La alimentación pasa por un tamiz de apertura especificada, recuperándose dos fracciones, la de gruesos (no pasan la malla) y la de finos (pasan la malla). La vibración del equipo logra una mejor separación.	
Esquema del equipo:	
	
	

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 8	
Nombre del equipo: Separador gravimétrico con aire	
Fabricante: SSS Dynamics	Material de construcción: Acero inoxidable 304
Modelo: T-15	Nomenclatura en planta: S-122 S-123
Dimensiones: Ancho = 1930 mm Largo = 3 350 mm Alto = 2 540 mm Peso = 1 436 kg	Parámetros de diseño: Área de tamizaje: 2 m ² Potencia del motor: 6,34 kW
Principio de funcionamiento: La alimentación llega hacia una bandeja vibratoria hacia la cual se ventila aire, con el objetivo de lograr la separación de las partículas de acuerdo con la velocidad terminal de las mismas, determinada por la densidad y por el tamaño de partícula.	
Esquema del equipo:	
	

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 9	
Nombre del equipo: Tamiz vibratorio de dos bandejas	
Fabricante: Kroosh Modelo: ULS 2811.2	Material de construcción: Acero inoxidable 304 Mallas de poliamida Nomenclatura en planta: S-124
Dimensiones: Ancho = 1 560 mm Largo = 2 939 mm Alto = 1 837 mm Largo de la malla = 2 000 mm Ancho de la malla = 1 150 mm Peso = 1 800 kg	Parámetros de diseño: Área de tamizaje: 2,3 m ² Número de bandejas: 2 Malla bandeja 1: Malla 60 (250 µm) Malla bandeja 2: Malla 140 (106 µm) Potencia del motor: 3,63 kW
Principio de funcionamiento: Separa las partículas por su tamaño. La alimentación pasa por un tamiz de apertura especificada, recuperándose dos fracciones: la de gruesos (no pasan la malla) y la de finos (pasan la malla). La vibración del equipo logra una mejor separación.	
Esquema del equipo:	
	
	

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 10	
Nombre del equipo: Molino vibratorio	
Fabricante: AUBEMA Modelo: 4210/04-25	Material de construcción: Acero inoxidable 304 con cilindros pequeños de acero al carbono como medio de molienda. Nomenclatura en planta: M-121
Dimensiones: Número de cilindros = 2 Diámetro cilindro = 550 mm Longitud cilindro = 1 500 mm Peso = 6 000 kg	Parámetros de diseño: Capacidad máxima: 2,0 t/h Potencia: 75 kW Molienda en seco
Principio de funcionamiento: Ambos cilindros trabajan en serie. El material es molido por la acción de las continuas colisiones del medio de molienda (pequeños cilindros). El material pasa desde la entrada hasta la salida de los cilindros en una curva helicoidal. La fineza alcanzada es producto del tiempo de molienda empleado.	
Esquema del equipo:	
	
	

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 11	
Nombre del equipo: Intercambiador de flujo cruzado aire – gas de síntesis	
Fabricante: Independiente Modelo: N/A	Material de construcción: Coraza y tubos de acero inoxidable A1406b Aletas de aluminio
	Nomenclatura en planta: E-111
Dimensiones: Ancho = 300 mm Alto = 300 mm Largo = 800 mm Separación placas = 8 mm	Parámetros de diseño: Área de transferencia: 17,68 m ² Número de placas de aletas: 100 Número de filas de tubos: 8 Número de columnas de tubos: 10 Diámetro nominal tubos: 3/4 pulgadas Fluido por la coraza: Aire Fluido por los tubos: Gas de síntesis o de combustión
Principio de funcionamiento: Intercambia calor desde el fluido caliente hacia el fluido frío. Los fluidos no tienen contacto directo entre sí, sino a través de la superficie metálica de los tubos y de las aletas. Los fluidos se mueven en flujo cruzado. El fluido que gana calor aumenta su temperatura, mientras que el fluido que pierde calor disminuye su temperatura.	
Esquema del equipo:	
	

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 12	
Nombre del equipo: Columna de absorción <i>Venturi</i>	
Fabricante: SLY Inc.	Material de construcción: Acero inoxidable 304
Modelo: Nro 0.5	Nomenclatura en planta: T-131
Dimensiones: A = 250 mm D = 1 680 mm B = 660 mm E = 710 mm C ₁ = 1 320 mm F = 250 mm C ₂ = 1 730 mm G = 50 mm C ₃ = 1 830 mm H = 50 mm C ₄ = 1 570 mm J = 279 mm	Parámetros de diseño: Presión de operación: 1 atm Temperatura de operación: 25-300 °C
Principio de funcionamiento: El <i>Venturi Scrubber</i> atrapa el material particulado en las finas partículas de agua que se forman cuando el gas y el líquido pasan por la parte angosta del equipo. El agua también disminuye la temperatura del gas, haciendo que condensen los vapores de sustancias de acuerdo con el punto de rocío.	
Esquema del equipo:	
<p>The diagram consists of two parts. The top part is a side view of the scrubber, showing a cylindrical main body with a diameter 'D' and a total height 'J'. A circular access door is located on the side. The bottom part is a detailed view of the venturi section, showing a vertical inlet pipe with a diameter 'E' that narrows into a throat with a diameter 'A'. The throat is surrounded by a water spray ring. The distance from the throat to the bottom of the scrubber is 'C₂'. The total height of the scrubber is 'C₃'. The distance from the throat to the top of the scrubber is 'C₁'. The distance from the throat to the bottom of the scrubber is 'C₄'. The distance from the throat to the bottom of the scrubber is 'F'. The distance from the throat to the bottom of the scrubber is 'G'. The distance from the throat to the bottom of the scrubber is 'H'. The distance from the throat to the bottom of the scrubber is 'I'.</p>	

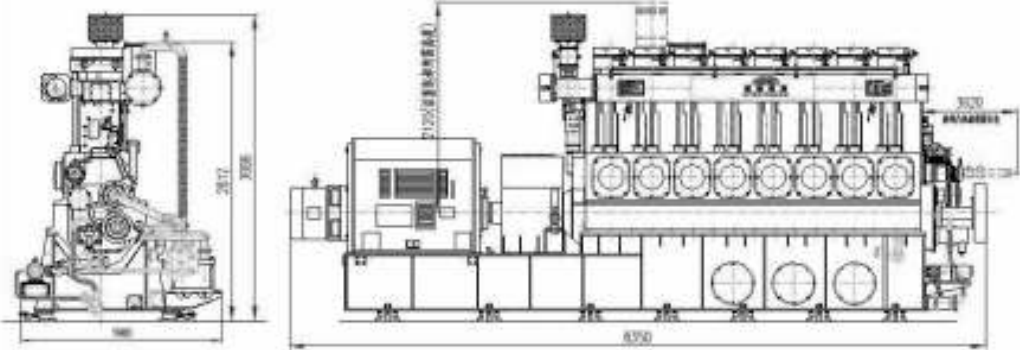
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 13	
Nombre del equipo: Columna de absorción	
Fabricante: Powermax	Material de construcción: Acero inoxidable 304
Modelo: No aplica	Nomenclatura en planta: T-132
Dimensiones: Altura del empaque y parte superior = 6 750 mm Altura del plénum = 300 mm Diámetro = 900 mm Altura de las patas = 1 000 mm	Parámetros de diseño: Presión de operación: 1 atm Temperatura de operación: 40 °C Relleno: Anillos Raschig no estructurados
Principio de funcionamiento: Al interior de la columna de absorción, se realiza un contacto directo entre el gas de síntesis contaminado con alquitranes y biodiésel limpio. Los alquitranes se transfieren al biodiésel y el gas se limpia. Los anillos Rasching mejoran la capacidad de transferencia de masa.	
Esquema del equipo: <div style="text-align: center;"> <p>The diagram shows a vertical cylindrical absorption column. The total height is 8050 mm. The main section height is 6750 mm. The plenum height is 300 mm. The leg height is 1000 mm. The diameter is 900 mm. Tangent lines are shown at the top and bottom of the main section.</p> </div>	

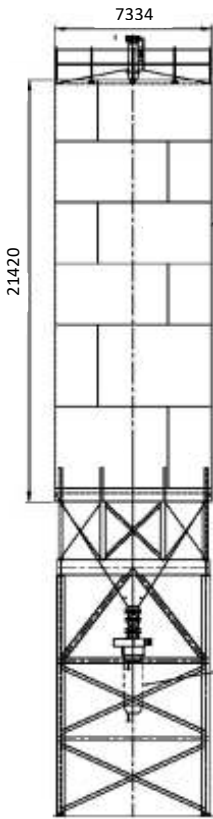
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 14	
Nombre del equipo: Columna despojadora de regeneración de biodiésel	
Fabricante: Powermax	Material de construcción: Acero inoxidable 304
Modelo: No aplica	Nomenclatura en planta: T-133
Dimensiones: Altura del empaque y parte superior = 6 150 mm Altura del plénum = 300 mm Diámetro = 770 mm Altura de las patas = 1 000 mm	Parámetros de diseño: Presión de operación: 1 atm Temperatura de operación: 40 °C Relleno: Anillos Raschig no estructurados
Principio de funcionamiento: Al interior de la columna despojadora de regeneración de biodiésel, se realiza un contacto directo entre el aire limpio y el biodiésel contaminado con alquitranes. Los alquitranes se transfieren al aire y el biodiésel se limpia. Los anillos Rasching mejoran la capacidad de transferencia de masa.	
Esquema del equipo: <div style="text-align: center;"> <p style="text-align: center;">770 mm</p> </div>	

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 15	
Nombre del equipo: Intercambiador de calor de tubos y coraza	
Fabricante: American Industrial Modelo: AB-2015-C6-TP	Material de construcción: Carcasa de acero inoxidable 304 Tubos de cobre Nomenclatura en planta: E-131
Dimensiones: A = 273 mm B = 3 470 mm C = 381 mm D = 2 924 mm E = 276 mm J = 3 353 mm H = 62 mm	Parámetros de diseño: Área de transferencia: 38,56 m ² Número de pasos: 1 coraza : 2 tubos Diámetro tubos: 3/8 pulgadas Presión máxima: 150 psig tubos 300 psig coraza Temperatura máxima: 150 °C Fluido por la coraza: Biodiésel caliente Flujo máximo coraza: 190 gpm Fluido por los tubos: Biodiésel frío Flujo máximo tubos: 320 gpm
Principio de funcionamiento: Intercambia calor desde el fluido caliente hacia el fluido frío. Los fluidos no tienen contacto directo entre sí, sino a través de la superficie metálica de los tubos. El fluido que gana calor aumenta su temperatura, mientras que el fluido que pierde calor disminuye su temperatura.	
Esquema del equipo:	

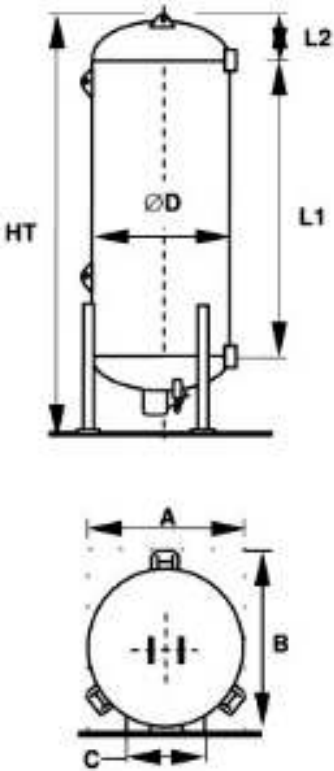
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 16	
Nombre del equipo: Intercambiador de calor de tubos y coraza	
Fabricante: American Industrial Modelo: AB-2011-C6-TP	Material de construcción: Carcasa de acero inoxidable 304 Tubos de cobre
	Nomenclatura en planta: E-133
Dimensiones: A = 273 mm B = 2 785 mm C = 381 mm D = 2 238 mm E = 276 mm J = 2 667 mm H = 62 mm	Parámetros de diseño: Área de transferencia: 38,56 m ² Número de pasos: 1 coraza : 2 tubos Diámetro tubos: 3/8 pulgadas Presión máxima: 150 psig tubos 300 psig coraza Temperatura máxima: 150 °C Fluido por la coraza: Biodiésel caliente Flujo máximo coraza: 190 gpm Fluido por los tubos: Agua fría Flujo máximo tubos: 320 gpm
Principio de funcionamiento: Intercambia calor desde el fluido caliente hacia el fluido frío. Los fluidos no tienen contacto directo entre sí, sino a través de la superficie metálica de los tubos. El fluido que gana calor aumenta su temperatura, mientras que el fluido que pierde calor disminuye su temperatura.	
Esquema del equipo:	

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 17	
Nombre del equipo: Intercambiador de calor de tubos y coraza	
Fabricante: American Industrial Modelo: UCN-2072-6-TP	Material de construcción: Carcasa de acero inoxidable 304 Tubos de cobre
	Nomenclatura en planta: E-132
Dimensiones: A = 273 mm B = 1 676 mm C = 175 mm D = 1 997 mm E = 203 mm F = 292 mm G = 127 mm M = 2 030 mm N = 258 mm	Parámetros de diseño: Área de transferencia: 14,88 m ² Número de pasos: 1 coraza : 2 tubos Presión máxima: 100 psig tubos 100 psig coraza Temperatura máxima: 400 °C Fluido por la coraza: Vapor saturado a 3 bar Fluido por los tubos: Biodiésel frío Flujo máximo tubos: 340 gpm
Principio de funcionamiento: Intercambia calor desde el fluido caliente hacia el fluido frío. Los fluidos no tienen contacto directo entre sí, sino a través de la superficie metálica de los tubos. El fluido que gana calor aumenta su temperatura, mientras que el fluido que pierde calor disminuye su temperatura.	
Esquema del equipo:	

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 18	
Nombre del equipo: Generador de energía eléctrica	
Fabricante: Ettes Power Machinery Co., Ltd	Material de construcción: Acero inoxidable 304
Modelo: EZ-500S	Nomenclatura en planta: G-131 A/B
Dimensiones*: Largo = 6 400 mm Ancho 1 600 mm Alto = 2 900 mm	Parámetros de diseño: Capacidad nominal: 500 kW Mínima capacidad calorífica del gas: 4 MJ/Nm ³ Máxima concentración de alquitranes permisible: 100 mg/Nm ³ Máximo consumo de energía en gas: 11 MJ/kW-h Eficiencia térmica: 26,5 % Modo de entrada del gas: Aspiración natural Radio de compresión del gas: 9:1
Principio de funcionamiento: Genera electricidad a partir del gas de síntesis. El gas se combustiona, liberando la energía química y transformándola en energía mecánica en el motor. El motor acciona el alternador y produce energía eléctrica. El equipo tiene acoplado un compresor y un intercambiador de calor para cumplir con el ciclo termodinámico.	
Esquema del equipo:	
	

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 19	
Nombre del equipo: Silo de almacenamiento de cascarilla de arroz	
Fabricante: Kepler Weber Modelo: Independiente	Material de construcción: Acero al carbón SA-27
	Nomenclatura en planta: SL-101
Dimensiones: Diámetro = 7 334 mm Altura = 21 420 mm	Parámetros de diseño: Fondo cónico Capacidad máxima: 750 m ³
Principio de funcionamiento: Almacena la cascarilla de arroz que llega a la planta. Protege la cascarilla del medio ambiente. Provee un flujo continuo de cascarilla a los procesos que lo requieran.	
Esquema del equipo:	
	

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 20	
Nombre del equipo: Silo de almacenamiento de arena	
Fabricante: When Zhou	Material de construcción:
Modelo: CSY-5	Acero inoxidable 304
	Nomenclatura en planta: SL-102
Dimensiones: Diámetro = 1 200 mm Altura = 2 100 mm Distancia entre patas = 1 200 x 1 200 mm	Parámetros de diseño: Fondo cónico Capacidad máxima: 1,5 m ³
Principio de funcionamiento: Almacena la arena que llega a la planta. Protege la arena del medio ambiente. Provee un flujo continuo de arena a los procesos que lo requieran.	
Esquema del equipo:	
	

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 21	
Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de biodiésel	
Fabricante: Independiente	Material de construcción:
Modelo: n/a	Acero inoxidable 304
	Nomenclatura en planta: -
Dimensiones: Diámetro = 1 000 mm Altura = 1 000 mm	Parámetros de diseño: Capacidad máxima: 800 L Presión de trabajo: Menor a 0,09 MPa Temperatura de trabajo: Menor a 100 °C
Principio de funcionamiento: Almacena el biodiésel que llega a la planta y lo protege del medio ambiente. Provee un flujo continuo de biodiésel a los procesos que lo requieran.	
Esquema del equipo:	
 <p>The technical drawing consists of two views of a storage tank. The top view is a vertical cross-section showing a cylindrical body with a hemispherical top and a hemispherical bottom. The total height is labeled 'HT'. The diameter of the cylindrical section is labeled 'ØD'. The height of the cylindrical section is labeled 'L1', and the height of the hemispherical top is labeled 'L2'. The bottom view is a top-down circular view showing the diameter 'A', the height of the cylindrical section 'B', and the diameter of the base 'C'. The drawing includes dashed lines to indicate hidden internal features and a central vertical axis.</p>	

5. ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

Para evaluar la prefactibilidad económica de la planta se utilizan los indicadores TIR y VAN. Para el flujo de caja se toman en cuenta las inversiones iniciales del proyecto, los costos fijos, los costos variables y las ganancias por la venta de los productos.

5.1. INVERSIONES

El capital de inversión tiene cuatro componentes principales (Sinnot & Towler, 2008, pp. 299-301):

1. *Inside battery limits costs* (ISBL): Se refiere al costo de adquirir e instalar todos los componentes de la planta en sí.
2. *Offsite battery limits costs* (OSBL): Se refiere a los costos asociados a la construcción de la planta, que no se toman en cuenta en el ISBL.
3. Costos de construcción e ingeniería (D&E): Son costos de los servicios ingenieriles y administrativos asociados a la construcción, levantamiento y puesta en marcha de la planta.
4. Costos de contingencias (X): Se calculan debido a cualquier cambio que pueda ocurrir en los costos calculados, mientras se realiza el proyecto.

En el Anexo AIII.1 se muestra un ejemplo de cálculo para el costo de los equipos de la planta. También se muestran los cálculos para los demás valores de inversión, mediante las estimaciones sugeridas por Sinnot & Towler (2008, pp. 299-320). La Tabla 5.1 resume los valores requeridos para la inversión.

Tabla 5.1. Montos de inversión

Concepto	Inversión (USD)
ISBL	3 492 038, 40
OSBL	1 396 815,36
D&E	873 009,60
X	349 203,84
TOTAL	6 111 067,20

5.2. COSTOS

5.2.1. COSTOS FIJOS

El Anexo AIII.2 muestra el cálculo de los costos fijos. Los resultados se presentan en la Tabla 5.2.

Tabla 5.2. Costos fijos

Concepto	Costos fijos anuales (USD)
Arriendo del terreno	23 000,00
Personal operativo	124 995,60
Personal administrativo	232 134,69
Mantenimiento	174 601,92
TOTAL	554 732,21

5.2.2. COSTOS VARIABLES

El Anexo AII.3 muestra el cálculo de los costos variables. Los resultados se presentan en la Tabla 5.3. Para el análisis, se asume que la cascarilla de arroz no tiene costo, por tratarse de un desecho. También se asume que el costo de transporte es despreciable al considerarse que la planta se ubicará próxima a una zona de producción de arroz.

Tabla 5.3. Costos variables

Concepto	Costos variables anuales (USD)
Insumos	14 003,53
Energía eléctrica	112 955,14
TOTAL	126 958,67

5.3. INGRESOS

Los productos finales de la planta de procesamiento de cascarilla de arroz son el dióxido de silicio amorfo al 82,45 % de pureza y la energía eléctrica. Para el dióxido de silicio, el valor comercial en Ecuador está entre 200,00 y 1 000,00 USD/t, se toma un precio medio de 600,00 USD/t. La energía eléctrica se comercializa en 0,09 USD por kW-h para el sector industrial. La Tabla 5.4 resume los ingresos por la venta de ambos productos.

Tabla 5.4. Ingresos totales anuales

Producto	Cantidad producida	Precio en el mercado ecuatoriano	Ingreso total anual (USD)
Dióxido de silicio amorfo al 82,33 % de pureza ($d_{80}= 8 \mu\text{m}$)	$1\,696,08 \frac{t}{\text{año}}$	$600,00 \frac{USD}{t}$	1 017 648,00
Energía eléctrica	$5\,119\,200 \frac{kWh}{\text{año}}$	$0,09 \frac{USD}{kWh}$	460 728,00
TOTAL			1 478 376,00

5.4. INDICADORES ECONÓMICOS

Con los valores calculados de inversión, costos fijos, costos variables e ingresos, se construye el flujo de caja a 10 años que se presenta en la Tabla 5.5. Se considera que la planta opera el primer año al 75 % de su capacidad y desde el segundo año al 100 %, como se menciona en la Sección 4.3.

Tabla 5.5. Flujo de caja del proyecto analizado, a 4 años

Descripción	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4
Inversión total	-6 111 067,20				
Costos fijos		-554 732,21	-554 732,21	-554 732,21	-554 732,21
Costos variables		-95 219,01	-126 958,67	-126 958,67	-126 958,67
Ingresos		1 108 782,00	1 478 376,00	1 478 376,00	1 478 376,00
Flujo	-6 111 067,20	458 830,78	796 685,12	796 685,12	796 685,12
Flujo acumulativo	-6 111 067,20	-5 652 236,42	-4 855 551,30	-4 058 866,18	-3 262 181,06

Extrapolando los valores de la Tabla 5.5 se determinan que los indicadores económicos TIR y VAN a 10 años, que se muestran en la Tabla 5.6. Se trabaja a una tasa pasiva referencial del 4,96 %, de acuerdo a datos del Banco Central del Ecuador (Banco Central del Ecuador, 2017).

Tabla 5.6. Valores de indicadores económicos TIR y VAN

Indicador	Valor
TIR	4,08 %
VAN	- 269 197,09

El indicador TIR es menor a la tasa de interés del 4,96 % mientras que el indicador VAN es negativo. Ambos indicadores demuestran que el proyecto no es rentable.

La Figura 5.1 muestra la gráfica de los ingresos y los costos con respecto la cantidad de dióxido de silicio amorfo producido. Se llega al punto de equilibrio produciendo 696,21 t/año, de acuerdo al cálculo realizado en el Anexo II. A partir de este valor, los ingresos superan a los costos totales.

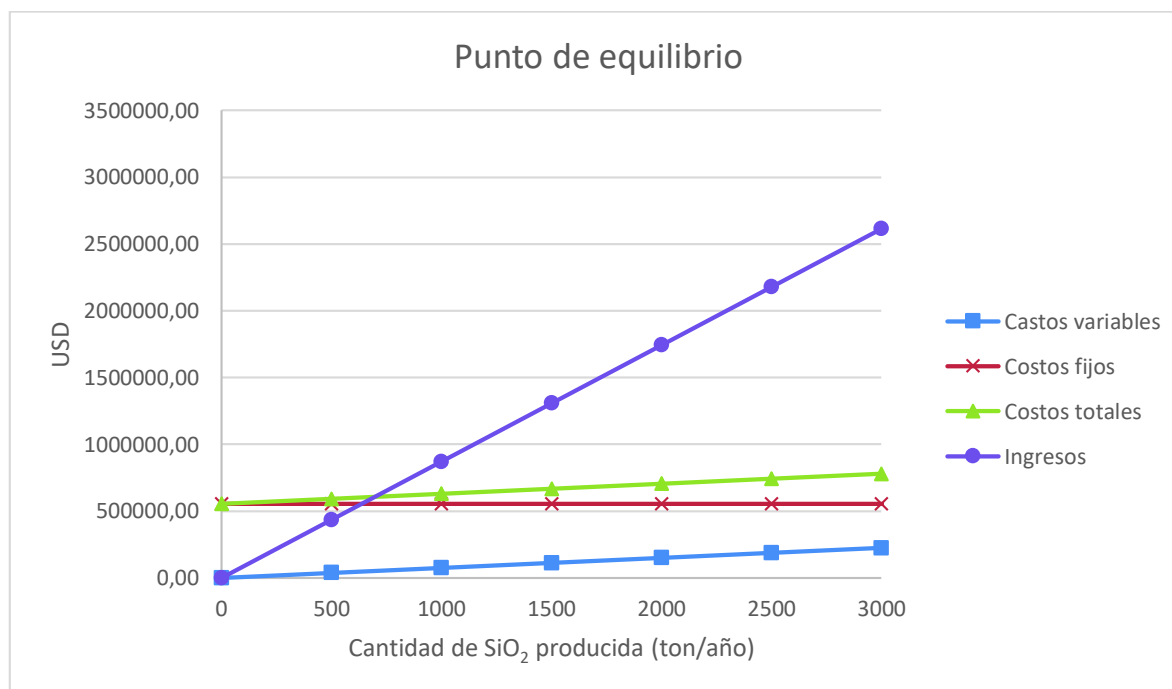


Figura 5.1. Ingresos y costos con relación a la cantidad de SiO₂ producida

En la Tabla 5.7 se muestran los valores TIR y VAN para una inversión a 20 años para la producción inicialmente considerada de 1696,08 t/año. Además, se calculan los indicadores TIR y VAN para valores de producción de SiO₂ amorfo de 2 000, 2 500 y 3 000 t/año.

Tabla 5.7. TIR y VAN a 10 y 20 años, para valores de producción de 1 696,08; 2000,00; 2 500,00 y 3 000,00 t/año

Producción de SiO₂ amorfo (t/año)	Aumento con respecto a una producción de 1696,08 t/año	TIR a 10 años	VAN a 10 años (USD)	TIR a 20 años	VAN a 20 años (USD)
1 696,08	0 %	4,08 %	-269 197,09	10,83 %	3 529 261,64
2 000,00	17,92 %	9,67 %	1 546 658,08	15,13 %	6 499 695,24
2 500,00	47,40 %	17,68 %	4 534 046 ,41	21,60 %	11 386 559,99
3 000,00	76,88 %	24,82 %	7 521 434,74	27,69 %	16 273 424,74

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El procesamiento de 36 toneladas de cascarilla de arroz por día, trabajando 345 días al año, genera 1696,08 toneladas de dióxido de silicio amorfo y 5 111 9200,00 kWh de energía eléctrica por año. La pureza del dióxido de silicio amorfo producido es 82,33 %.

El estudio de prefatibilidad económica calcula un valor de inversión inicial para la realización del proyecto de 6 111 067,20 USD. El punto de equilibrio se alcanza con la producción de 696,21 toneladas de dióxido de silicio amorfo al año.

Los indicadores TIR y VAN, a 10 años de proyecto, con una tasa de interés pasiva referencial de 4,96 %, son 4,08 % y 296 197,09 USD, respectivamente. Esto hace que el proyecto no sea rentable.

Se analiza además la inversión a 20 años plazo. Se obtiene un TIR del 10,83 % con un VAN de 3 529 261,64 USD.

El aumento de la producción también aumenta los valores TIR y VAN, ya sea a 10 o a 20 años plazo. Con una producción de dióxido de silicio de 3 000 toneladas por año, lo que representa un aumento del 76,88 % con respecto a la producción inicial, se obtienen valores de TIR de 24,82 % a 10 años plazo y 27,69 % a 20 años plazo. El VAN es 7 521 434,74 USD a 10 años y 16 273 424,74 USD a 20 años.

Para próximos estudios se recomienda diseñar plantas para el procesamiento de una mayor cantidad de cascarilla de arroz, lo cual aumentaría la producción de dióxido de silicio amorfo y energía eléctrica, aumentando los ingresos de la planta y obteniendo indicadores favorables.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Acero H. & Rodríguez J. (2011). *REEMPLAZAR EL USO DE DIESEL POR CASCARILLA DE ARROZ EMPLEADO PARA GENERACIÓN DE VAPOR. ASPECTOS TÉCNICOS Y ECONÓMICOS*. (Tesis de maestría). Escuela Superior Politécnica del Litoral, Guayaquil, Ecuador.
2. Agrawal K.S., (2013). Performance of Venturi Scrubber. *International Journal of Engineering Research and Development*, 7(11), 53-69
3. American National Standards Institute. Sectional Committee on Graphic Symbols. (2009). *Instrumentation Symbols and Identification (ANSI/ISA-S5.1)*. ISA: North Carolina
4. ASHRAE, (2017), Handbook Fundamentals, USA: ASHRAE
5. ASTM International. (2015). Standard Specification for Seamless Carbon Steel Pipe for High-Temperature Service (A 106/A 106M). ASTM International: United States
6. ASTM International. (2006). Standard Specification for Standard Sand (ASME C778-06). IHS: United States
7. Banco Central del Ecuador (Actualizado: Julio, 2016).
Importaciones totales por producto. (Partida 2811221000).
Recuperado de: <https://www.bce.fin.ec/comercioExteriorBi/comercio/consultaTotXNandinaConGraficoV2.jsp>
8. Banco Central del Ecuador (Actualizado: Agosto, 2017).
Tasas de Interés. Agosto 2017. Recuperado de:
<https://contenido.bce.fin.ec/docs.php?path=/documentos/Estadisticas/SectorMonFin/TasasInteres/Indice.htm>

9. Basu, P. (2006). *Combustion and gasification in fluidized beds*. Boca Raton: CRC press.
10. Basu, P. (2010). *Biomass Gasification and Pyrolysis. Practical Design*. USA: Elsevier Inc.
11. Benítez, J. (2002). *Principles of Modern Applications of Mass Transfer Operations*. New York: John Wiley & Sons.
12. Branan, C. (2002). *Rules of Thumb for Chemical Engineers*. Gulf Publishing Company: Houston, United States.
13. Cabrera, D., Camacho, O., Salvador, M., & Vásquez, S. T. (2016). Adsorción del colorante anaranjado 2 GL sobre sílice activa elaborada a partir de cascarilla de arroz. Adsorption orange dye 2 GL on silica active made from rice husks. *Ciencia e Ingeniería*, 37(3), 147-156.
14. Cengel Y.A., (2004), *Transferencia de Calor*, 2da edición. México: McGraw-Hill
15. Cheremisinoff, P. (1993). *Air Pollution Control and Design for Industry*, New York: Marcel Dekker
16. Chew, J., Cahyadi, A., Hreyna, C., Karri, R. & Cocco, R. (2015), *Review of entrainment correlations in gas-solid fluidization*. *Chemical Engineering Journal*, 260, 152-171.
17. Chohey, N.P., (2012), *Handbook of Chemical Engineering Calculations, Fourth Edition*. New York: McGraw-Hill
18. Chowdhury, R. & Bhattacharya, M. (1994), *Modelling and Simulation of a Downdraft Husk Gasifier*. *International Journal of Energy Research*, 18(6), 581-594.

19. Cordeiro G., Toledo R. & Rego E., (2008), Use of Rice Husk Ash with High-Carbon Content as Pozzolan in High Performance Concrete. *Materials and Structures*, 42(7), 983-992
20. Davis, W. (2000). *Air Pollution Engineering Manual (2nd Edition)*. Air and Waste Management. New York: John Wiley & Sons.
21. De la Lama M.A., Salinas-Vázquez M., Vicente W., Martínez E., Palacio A. & Rodríguez A., (2010), Simulación de Grandes Escalas de un Flujo Alrededor de un Arreglo de Tubos de Sección Circular. *Ingeniería Mecánica, Tecnología y Desarrollo*, 3(4), 143-150
22. Deniz, V., Sütçü, N., & Umucu, Y. (2003). The effect of circulating load and test sieve size on the bond work index based on natural amorphous silica. In *18th International Mining Congress and Exhibition of Turkey-IMCET* (pp. 517-522).
23. Doherty, W., Reynolds, A., & Kennedy, D. (2009). The effect of air preheating in a biomass CFB gasifier using ASPEN Plus simulation. *Biomass and Bioenergy*, 33(9), 1158-1167.
24. Echeverri C., (2006), *Diseño Óptimo de Ciclones*. Revista Ingenierías Universidad de Medellín., 5(9), 123-139
25. Echeverría, C. & López O. (2010). *Caracterización energética de la cascarilla de arroz para su aplicación en la generación de energía termoeléctrica* (Tesis de Ingeniería Mecánica). Escuela Politécnica Nacional, Ecuador.
26. Feng T.W., Chen K.H., Su Y.T. & Shi Y.C., (2000), *Laboratory Investigation of Efficiency of Conical-Based Pounders for Dynamic Compaction*. *Geotechnique*, 50(6), 667-674

27. GAPS (Global Asset Protection Services), (2015). *Water Tube Boiler Characteristics and Terminology*, GAPS LLC: United States.
28. Gómez-Barea, A., Arjona, R. & Ollero, P. (2005), *Pilot-Plant Gasification of Olive Stone: a Technical Assessment*, Energy Fuels, 19(2), 598-605
29. Gómez-Barea, A., Leckner, B. (2010), *Modeling of biomass gasification in fluidized bed*, Progress in Energy and Combustion Science, 36(4), 444-509
30. González, F. (2010). *Simulación de gasificación de biomasa en lecho burbujeante* (Tesis de Ingeniería Industrial). Universidad Carlos III de Madrid, España.
31. Gopalakrishnan, P. (2013). Modelling of Biomass Steam Gasification in a Bubbling Fluidized Bed Gasifier. (PhD thesis) University of Canterbury, New Zealand.
32. Gregg, B. & Billups, G. (2010). Seed Conditioning, Volume 2, Technology-Part A. Boca Raton: Taylor & Francis Group.
33. Gupta, A. & Yan D. (2016). Mineral Processing Design and Operations, 2da Edición. Amsterdam: Elsevier.
34. Janvijitsakul, K. & Kuprianov, V. (2007). *Polycyclic Aromatic Hydrocarbons in Coarse Fly Ash Particles Emitted from Fluidized-bed Combustion of Thai Rice Husk*, Asian Joournal of Energy and Environment, 08(04), 654-662
35. INAMHI, (2015). *Anuario meteorológico Nro. 52-2012*. Quito: INAMHI
36. Incropera, S.P., (1999), *Fundamentos de Transferencia de Calor*, 4ta Edición. México: Prentice Hall

37. INEN, (2013). CTE INEN 008:2013 — *Código de práctica para silos cilíndricos de metal para almacenamiento de granos forrajeros*. Quito: Instituto Ecuatoriano de Normalización.
38. INER. (2015a), *Estudio de Alternativas para Aprovechamiento Energético de Biomasa Residual del Proyecto “Piñon para Galápagos”*, Estados Unidos: EPA
39. INER. (2015b), *Estudio de Factibilidad Técnica, Financiera y Económica para el Proyecto “IMPLEMENTACIÓN DE UNA PLANTA PROCESADORA DE BASURA MEDIANTE COGASIFICACIÓN PARA UNA POBLACIÓN DE 10.400 HABITANTES EN EL CANTÓN ECHENDÍA”*, Ecuador: INER
40. Instituto Nacional de Preinversión (2014), *Atlas Bioenergético de la República del Ecuador*, Ecuador.
41. Instituto de Promoción de Exportaciones e Inversiones, (2013), *Biocombustibles*. Ecuador: PRO ECUADOR
42. Kaushal P., Abedi, J. & Mahinpey, N., (2010), *A comprehensive mathematical model for biomass gasification in a bubbling fluidized bed reactor*, Fuel, 89(12), 3650-3661
43. Klinzing, G.E., Marcus, R.D., Rizk, F. & Leung, L.S, (1997), *Pneumatic Conveying of Solids. A Theoretical and Practical Approach*, 2nd Edition. Glasgow: Chapman & Hall.
44. Kunii, D., & Levenspiel, O. (1991). *Fluidization engineering*. Boston: Butterworth-Heinemann.
45. Lin C.L., & Wey M.K., (2003), *Effects of High Temperature and Combustion on Fluidized Material Attrition in a Fluidized Bed*. Korean Journal of Chemical Engineering, 20(6), 1123-1130

46. Liu, L., Huang, H. & Liu, C. (2016), *Prediction of Rice Husk Gasification on Fluidized Bed Gasifier Based on Aspen Plus*, BioResources, 11(1), 2744-2755
47. McCabe W., Smith J. & Harriot P., (2007). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, 7ma Edición*. New York: McGraw-Hill, Inc
48. Mott, R. (2006). *Mecánica de Fluidos, 6^{ta} Edición*. Pearson Education: México.
49. MP PUMPS, (2017). Flomax 5. Miami, USA. Recuperado de: <http://mppumps.com/printpdf/flomax-5-self-priming-centrifugal-pump>
50. Mussatti D. (2002). *Wet Scrubbers for Particulate Matter*. En D. Mussati (Eds.), EPA Air Pollution Control Cost Manual (pp. 2.1 – 2.59). North Carolina:EPA
51. Mwandila, G., (2010), *Determination Of Design Parameters And Investigation On Operation Performance For An Integrated Gas Cleaning System To Remove Tars From Biomass Gasification Producer Gas*. (PHD thesis). University of Canterbury. New Zeland.
52. Nag, P. K., (2014). *Power Plant Engineering. 4th Edition*. India: McGraw Hill Education.
53. Narvárez Cueva, R. (2011). *Use of Rice Crops Waste for Energy Production in Ecuador* (Tesis de Maestría). Loughborough University, Reino Unido.
54. Narvárez R., Vargas G. & Espinoza F., (2013) *Potential of Waste to Energy Implementation in Ecuador*, International Journal of Energy Engineering, 3(6), 279-286

55. NIST, (2016). Water & Naphtalene. USA: NIST Standard Reference Data.
Recuperado de: <http://webbook.nist.gov/>
56. Niegsch J., Koneke D. & Weinspach P.M., (1994), Heat Transfer and flow of bulk solids in a moving bed. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 33(2), 73-89
57. NPCS Board, (2012), *Handbook of Agro Based Industries*, New Delhi: NPCS Board.
58. Okasha F., (2007), *Modeling Combustion of Straw-Bitumen-Pellets in a Fluidized Bed*. *Fuel Processing Technology*, 88(3), 281-293.
59. Oke I., Ojo S. & Olukayode O., (2015), Performance Evaluation for Darcy Friction Factor Formulae Using Colebrook – White as Reference. *Ife Journal of Science*, 17 (1), 75-86
60. Parthiban, K.K. (2012). *Natural Circulation in Boilers*. Boiler Consultant, Venus Energy Audit System. Recuperado de: www.venus-boiler.com/technical_papers.php?paper_id=152
61. Peñaloza J. & Urgilés F., (2009), *Diseño y Construcción de un Intercambiador de Calor de Tubería Aletada para el Laboratorio de Térmicas de la Facultad de Mecánica*. (Tesis de Ingeniería Mecánica). ESPOCH, Ecuador.
62. Perry, R. H., & Green, D. W. (2008). *Perry's chemical engineers' handbook*. McGraw-Hill Professional.
63. Petersen, I. & Werther, J. (2005), *Experimental investigation and modeling of gasification of sewage sludge in the circulating fluidized bed*, *Chemical Engineering and Processing*, 44(7), 717-736

64. Ramírez, J.J., Martínez, J.D. & Petro, S.L. (2007), *Basic design of a fluidized bed gasifier for rice husk on a pilot scale*, Latin American Applied Research , 37(4), 299-306
65. Rao, T.R., Ram, J.V., Bheemarasetti (2001), *Minimum fluidization velocities of mixtures of biomass and sands*, Faculty of Chemical Engineering and Natural Resource Engineering. Universiti Teknologi Malaysia. Research VOT 74526
66. Raveendran, K. & Ganesh, A. (1996). Heating value of biomass pyrolysis products. Fuel, 75(15), 1715-1720
67. Rayaprolu, K. (2013), *Boilers: A Practical Reference*. CRC Press/Taylor & Francis: Boca Raton
68. Rozainee, M. (2007). *Production of amorphous silica from rice husk in fluidized bed system* (Tesis de Maestría). Loughborough University, Reino Unido.
69. Rozainee, M., Ngo, S.P., Salema, A.A., Tan, K.G., Ariffin, M. & Zainura, Z.N. (2008), *Effect of fluidizing velocity on the combustion of rice husk in a bench-scale fluidized bed combustor for the production of amorphous rice husk ash*, Bioresource Technology, 99(4), 703-713
[DOI:10.1016/j.biortech.2007.01.049](https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.01.049)
70. SLY Inc. (2014), *Venturi Scrubbers*, SLY Inc.: United States
71. Sinnot, R. & Towler G. (2008). *Chemical Engineering Design*. Londres: Elsevier.
72. Spath, P., Aden, A., Eggeman, T., Ringer, M., Wallace, B. & Jechura, J. (2005), *Biomass to Hydrogen Production Detailed Design and Economics Utilizing the Battelle Columbus Laboratory Indirectly – Heated Gasifier*, NREL: Colorado

73. Stojkovski, V. & Kostic, Z. (2003). Empirical Correlation for Predictions of the Elutriation Rate Constant. *Thermal Science*, 7(2), 43 - 58
74. Sullivan J., (2012), Screening Theory and Practice. Triple/S Dynamics, Inc.: USA
75. Treybal, R. (1981). *Mass Transfer Operations, 3th Edition*. New York: McGraw Hill Book Co.
76. W.S. Tyler (2015). Product Catalog. Haver & Boecker: Germany.
77. Walas, S. (2012). Chemical Process Equipment, Selection and Design, Third Edition. Butterworth-Heinemann: Miami
78. Wen C & Mori S., (1975), Estimation of Bubbles Diameter in Gaseous Fluidized Beds. *AIChE Journal*, 21(1), 109-115
79. Wu, C.Z., Huang, H., Zheng, S.P. & Yin, X.L. (2002), *An economic analysis of biomass gasification and power generation in China*, *Bioresource Technology*, 83(1), 65-70 DOI: [10.1016/S0960-8524\(01\)00116-X](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(01)00116-X)
80. Yan, H.M., Heidenreich, C., Zhang & D.K. (1998), *Mathematical modelling of a bubbling fluidized-bed coal gasifier and the significance of "net flow"*, *Fuel*, 88(9), 1067-1079 DOI: [10.1016/S0016-2361\(98\)00003-9](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(98)00003-9)
81. Yang, W. C. (Ed.). (2003). *Handbook of fluidization and fluid-particle systems*. CRC press: Boca Raton.
82. Yin, X.L., Wu, C.Z., Zheng, S.P. & Chen, Y. (2002), *Design and operation of a CFB gasification and power generation system for rice husk*, *Biomass and Bioenergy*, 23(3), 181-187 DOI: [10.1016/S0961-9534\(02\)00042-9](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(02)00042-9)

83. Zain, M., Islam M., Mahmud, F. & Jamil, M. (2011). *Production of rice husk ash for use in concrete as a supplementary cementitious material*, Construction and Building, 25, 798 DOI: 10.1016/j.conbuildmat.2010.07.003
84. Zaitsau D. & Verevkin S., (2013). Thermodynamics of Biodiesel: Combustion Experiments in the Standard Conditions and Adjusting of Calorific Values for the Practically Relevant Range (273 to 373) K and (1 and 200) bar. *Journal of Brazilian Chemical Society*, 24(12), 1920-1925
85. Zhai M., Wang X., Zhang Y., Dong P. & Qi G., (2015), Characteristics of Rice Husk Tar Pyrolysis by External Flue Gas. *International Journal of Hydrogen Energy*, 40(34), 1-8
86. Zukauskas A. & Ulinskas R., (1988), Heat Transfer In Bank Of Tubes In Crossflow. Hemisphere Publishing Corporation: Washington D.C.

ANEXOS

ANEXO I

DIMENSIONAMIENTO Y DISEÑO DE QUIPOS

AI.1 DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR DE GASIFICACIÓN

AI.1.1 CÁLCULO DE FLUJOS Y COMPOSICIÓN DE CORRIENTES DE ENTRADA

El flujo de entrada de la cascarilla de arroz al reactor gasificador (M_f) se calcula con base en la capacidad de procesamiento de la planta de 36 t/día (1,5 t/h).

$$M_f = \frac{1,5 \text{ t}}{h} = 0,4167 \frac{\text{kg de biomasa}}{s}$$

Se calcula el contenido de humedad y de cenizas en la biomasa de acuerdo con los porcentajes de la Tabla 3.1. Se calcula también el flujo carbón fijo contenido en la biomasa.

$$\text{Flujo humedad en biomasa} = 0,4167 \frac{\text{kg biomasa}}{s} * 0,0741 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg biomasa}} = 0,0309 \frac{\text{kg agua}}{s}$$

$$\text{Flujo cenizas en biomasa} = 0,4167 \frac{\text{kg biomasa}}{s} * 0,1939 \frac{\text{kg ceniza}}{\text{kg biomasa}} = 0,0808 \frac{\text{kg cenizas}}{s}$$

$$\text{Flujo biomasa seca sin cenizas} = 0,4167 - 0,0309 - 0,0808 = 0,3050 \frac{\text{kg biomasa seca}}{s}$$

$$\text{Flujo carbón fijo en biomasa} = 0,4167 * 0,1611 = 0,0671 \frac{\text{kg carbón fijo en biomasa}}{s}$$

La ceniza será tratada íntegramente como dióxido de silicio amorfo, como se lo menciona en la sección de criterios de diseño.

El flujo de aire de entrada se calcula con base en la relación estequiométrica $ER = 0,3$ (masa de aire de entrada/masa de aire estequiométrico necesario para la combustión completa). La cantidad de aire estequiométrico se calcula de acuerdo

con la Ecuación AI.1 (Basu, 2010, p. 59). Se toma en cuenta, además, el contenido de humedad del aire, mostrado en la Tabla 3.3.

$$\text{Aire estequiométrico} = \left[0,1153C + 0,3434 \left(H - \frac{O}{8} \right) \right] \frac{\text{kg aire seco}}{\text{kg biomasa seca}} \quad [\text{AI.1}]$$

Donde C, H y O son los porcentajes de carbono, hidrógeno y oxígeno presentes en la biomasa seca, respectivamente. Se realiza el cálculo con los valores mostrados en la Tabla AI.1.

Tabla AI.1. Composición aproximada de la cascarilla de arroz

Parámetro	Porcentaje en peso
Carbono	39,60
Hidrógeno	4,94
Oxígeno	37,52
Nitrógeno	1,83
Otros	16,11

(Echeverría & López, 2010, p. 63)

$$\text{Aire estequiométrico} = \left[0,1153 * 39,6 + 0,3434 \left(4,94 - \frac{37,52}{8} \right) \right] \frac{\text{kg aire seco}}{\text{kg biomasa seca}}$$

$$\text{Aire estequiométrico} = 4,652 \frac{\text{kg aire seco}}{\text{kg biomasa seca}}$$

$$\text{Aire gasificador} = 4,652 \frac{\text{kg aire seco}}{\text{kg biomasa seca}} * 0,3 * 0,305 \frac{\text{kg biomasa seca}}{\text{s}} = 0,4256 \frac{\text{kg aire seco}}{\text{s}}$$

$$\text{Humedad aire gasificador} = 0,4256 \frac{\text{kg aire seco}}{\text{s}} * 0,01701 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg aire seco}} = 0,0072 \frac{\text{kg agua}}{\text{s}}$$

Se considera la entrada de arena nueva en la misma proporción que la arena que sale hacia el reactor de combustión.

El balance se hace con base en la ceniza que entra en el reactor de gasificación como parte de la biomasa. El flujo total de entrada de cenizas será igual al flujo total de salida para evitar la acumulación.

El flujo de cenizas hacia el reactor de combustión es igual al flujo de cenizas que entran junto con la biomasa fresca al reactor de gasificación menos las cenizas que se pierden en el flujo de finos del ciclón SC-101. El valor del flujo de sólidos al ciclón es de $0,0057 \frac{kg}{s}$, su cálculo se muestra en la Sección AI.2.

$$\text{Flujo de cenizas hacia combustión} = 0,0808 \frac{kg}{s} - 0,0057 \frac{kg}{s} = 0,0751 \frac{kg \text{ ceniza}}{s}$$

Se considera que la ceniza (con carbón no reaccionado) representa un 5 % m/m con respecto a la arena en el lecho. Como se observa en el Anexo AI.1.5, la ceniza, si se considera como parte del carbón, representa un 72,45 % de la mezcla.

$$\text{Flujo biomasa hacia combustión} = 0,0751 * \frac{1}{0,7245} = 0,1037 \frac{kg \text{ carbón con ceniza}}{s}$$

$$\text{Flujo carbón hacia combustión} = 0,0751 \frac{kg \text{ ceniza}}{s} * \frac{0,2755}{0,7245} = 0,0286 \frac{kg \text{ carbón}}{s}$$

$$\text{Flujo arena hacia combustión} = 0,1037 * \frac{95}{5} = 1,9695 \frac{kg \text{ arena}}{s}$$

AI.1.2 CÁLCULO DEL CALOR DE FORMACIÓN DE LA BIOMASA

Se calcula la composición molar de la biomasa en base seca, de acuerdo con los valores de la Tabla AI.1. Para el cálculo solamente se toma en cuenta carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno. A partir de la composición molar se determina la fórmula empírica del compuesto y el peso molecular de dicha fórmula. La fórmula empírica se la determina de tal manera que contenga de una mol de carbono por cada mol de compuesto.

Para los cálculos posteriores y para la simulación del reactor se trabaja con el peso molecular de la fórmula empírica. Los resultados obtenidos no se ven afectados debido a que la relación entre el número de moles y el peso molecular no varía.

$$\text{Fracción de carbono} = \frac{39,60}{39,60 + 4,94 + 37,52 + 1,83} = 0,4720$$

$$\frac{0,4720}{12} \text{ mol C} = \frac{0,0393 \text{ mol C}}{0,0393} = 1 \text{ mol C}$$

$$\frac{0,0589}{1} \text{ mol H} = \frac{0,0589 \text{ mol H}}{0,0393} = 1,50 \text{ mol H}$$

$$\frac{0,4473}{16} \text{ mol O} = \frac{0,0279 \text{ mol O}}{0,0393} = 0,71 \text{ mol O}$$

$$\frac{0,0218}{14} \text{ mol N} = \frac{0,0016 \text{ mol N}}{0,0393} = 0,04 \text{ mol N}$$

Fórmula química: $CH_{1,5}O_{0,71}N_{0,04}$

$$\text{Peso molecular} = 25,42 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

Se calcula el poder calorífico superior (HHV) de la biomasa sin humedad, en $\frac{\text{kJ}}{\text{kg biomasa seca}}$ mediante la Ecuación A1.2 (Basu, 2010, pp. 59). Los porcentajes de C, H, O y N se calculan en base a la composición elemental presentada en la Tabla A1.1 sin tomar en cuenta los otros elementos. Se trabaja con el peso molecular calculado previamente para que el HHV se obtenga en $\frac{\text{kJ}}{\text{mol biomasa seca}}$.

$$HHV = 349,1 * \% C + 1178,3 * \% H - 103,4 * \% O - 15,1 * \% N \quad [\text{A1.2}]$$

$$\% C = \frac{39,60}{39,60 + 4,94 + 37,52 + 1,83} * 100 = 47,20 \%$$

$$HHV = 349,1 * 47,20 + 1178,3 * 5,89 - 103,4 * 44,73 - 15,1 * 2,18$$

$$18760,24 \frac{\text{kJ}}{\text{kg biomasa seca}}$$

$$HHV = 476,89 \frac{\text{kJ}}{\text{mol biomasa seca}}$$

Se calcula el calor de formación de la biomasa ($\Delta \hat{H}_{f,biomasa}^0$) mediante la Ecuación A1.3. Los calores de formación del CO_2 y del H_2O son $-393,5$ y $-241,5$ kJ/mol respectivamente (Basu, 2010, 333-334).



$$\Delta\hat{H}_{f,biomasa}^o = 0,75 * (-241,5) - 393,5 * (1) - (-476,87) = -98,63 \frac{kJ}{mol \text{ biomasa seca}}$$

AI.1.3 CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DEL REACTOR

Se calcula la velocidad del gas (U) dentro del reactor. De acuerdo con los criterios de diseño, se toma el valor de la velocidad mínima de fluidización como 0,16 m/s para el sistema arroz-arena en relación 5/95. La velocidad del gas será de 3,3 veces la velocidad mínima de fluidización.

$$U = 3,3 * 0,16 \frac{m}{s} = 0,528 \frac{m}{s}$$

El diámetro de la cámara de reacción se calcula mediante la Ecuación 3.1. El volumen de gas a condiciones normales se calcula mediante la ley de los gases ideales, representada en la Ecuación AI.4.

$$V = \frac{mRT}{M*P} \quad [AI.4]$$

Donde:

V = Volumen del aire (m^3)

m = Masa de aire seco por kg de biomasa seca (kg)

R = Constante universal de los gases ($\frac{atm*L}{K*mol}$)

T = Temperatura del aire (K)

M = Peso molecular del aire ($\frac{g}{mol}$)

P = Presión del aire (atm)

$$V = \frac{4,652 \frac{kg \text{ aire seco}}{kg \text{ biomasa seca}} * 0,08205 \frac{atm * L}{K * mol} * 273 K}{(0,79 * 0,028 + 0,21 * 0,032) \frac{kg}{mol} * 1 atm * 1000 \frac{L}{m^3}} = 3,61 \frac{m^3 \text{ aire seco}}{kg \text{ biomasa seca}}$$

$$V = 3,61 \frac{m^3 \text{ aire seco}}{kg \text{ biomasa seca}} * \frac{0,3050 kg \text{ biomasa seca}}{0,4167 kg \text{ biomasa}} = 2,64 \frac{m^3 \text{ aire seco}}{kg \text{ biomasa}}$$

$$D = \left(\frac{4 * 0,3 * 2,64 * 1\,500 * 1\,073 * 0,4}{\pi * 3\,600 * 0,528 * 273} \right)^{1/2} = 1,12 \text{ m}$$

La altura es establecida como el doble del diámetro del reactor, de acuerdo con los criterios de diseño, para una primera aproximación (Ramírez et al., 2007, p. 300).

$$H = 2 * D = 2 * 1,12 = 2,24 \text{ m}$$

Para el cálculo de la altura de la zona *freeboard* (TDH) se utiliza la Figura 3.1.

$$TDH = 2,80 * D = 2,80 * 1,12 = 3,14 \text{ m}$$

La altura total del reactor (H_t) se establece como la suma de la altura del lecho H y la altura de la zona *freeboard* TDH.

$$H_t = H + TDH = 2,24 + 3,14 = 5,38 \text{ m}$$

Con base en el valor calculado, se establece un valor de diseño para la altura del reactor de 5,4 m

La biomasa en el reactor está en una proporción de 5:95 con respecto a la arena. Para calcular la masa total de las partículas presentes en el lecho en estado estacionario se utiliza densidad aparente de la arena mediante la Ecuación A1.5.

$$W_{total} = V_{lecho} * \rho_{a,arena} \quad [A1.5]$$

Donde:

W_{total} = Masa del lecho del reactor (kg)

V_{lecho} = Volumen del lecho del reactor (m³)

$\rho_{a,arena}$ = Densidad aparente de la arena en el lecho $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

$$W_{total} = \frac{\pi * 1,12^2}{4} * 2,24 * 1\,480 = 3\,266,15 \text{ kg}$$

La caída de presión a través del reactor se calcula mediante la Ecuación 3.3.

$$\Delta P_{lecho} = \frac{4 * 9,8 * 3\ 266,15}{\pi * 1,12^2} = 32\ 488,92\ Pa$$

AI.1.4 DISEÑO DEL PLATO DE DISTRIBUCIÓN DE AIRE

Se calcula la caída de presión a través del plato de distribución que, de acuerdo con los criterios de diseño presentados en la Sección 3.1.2., corresponde a 0,1 veces de la caída de presión en el lecho.

$$\Delta P_d = 0,1 * \Delta P_{lecho} = 0,1 * 32\ 488,92\ Pa = 3\ 248,89\ Pa$$

La velocidad a través del orificio se calcula con la Ecuación 3.4. La temperatura del gas se aproxima a un valor promedio entre la temperatura de entrada del aire al reactor de gasificación y la temperatura del lecho.

$$\rho_{aire\ a\ 500^\circ C} = 0,4499\ \frac{kg}{m^3}$$

$$U_o = 0,6 * \left[\frac{2 * 3\ 248,89}{0,4499} \right]^{0,5} = 72,12\ m/s$$

Se calcula el número de orificios en la placa perforada y la distancia entre orificios. La densidad del gas a la temperatura del lecho es de 0,293 kg/m³, este valor se calcula en la Sección AI.2.

$$N = \frac{4 * 0,528 * 0,293}{72,12 * 0,4499 * 3,1416 * 0,0015^2} = 2699\ \frac{orificios}{m^2}$$

$$p = \frac{1}{\sqrt{2699}} = 0,019\ m$$

AI.1.5 CÁLCULO DE LOS FLUJOS Y LA COMPOSICIÓN DE LAS CORRIENTES DE SALIDA

Para la obtención de los flujos y de la composición de las corrientes de salida, así como la altura real del lecho y la conversión del carbón dentro del reactor, es

necesario modelar y simular el proceso, como se menciona en la Sección de criterios de diseño.

En la Tabla AI.2 se muestran los resultados de la simulación realizada. La Tabla AI.3 muestra el flujo y la composición de la corriente de salida del reactor de gasificación.

Tabla AI.2. Resultados de la simulación en MATLAB® para la operación continua del reactor de gasificación

Variable	Valor
Altura del lecho	2,24 m
Temperatura del lecho	800 °C
Flujo volumétrico del gas de salida en condiciones operatorias	2,3956 m ³ /s
Flujo volumétrico del gas de salida a condiciones normales	0,6095 Nm ³ /s
Flujo molar del gas de salida*	27,7288 mol/s
Flujo másico del gas de salida*	0,7154 kg/s
Conversión del carbón fijo	54,2 %
Porcentaje de carbón en la ceniza de salida	72,45 %
Poder calorífico inferior del gas*	4,32 MJ/Nm ³
Composición en masa del gas de salida (%)*	
H₂	11,11
CO	14,22
CO₂	15,09
CH₄	3,68
H₂O	12,61
N₂	43,31
O₂	0
Concentración de Alquitranes	43,19 g/Nm ³

*Variables en las que no se toma en cuenta la composición de alquitranes

Tabla AI.3. Flujo másico y composición de la corriente de salida del reactor de gasificación

Componente	Flujo en corriente de gas de salida del reactor (kg/s)
H ₂	0,0062
CO	0,1103
CO ₂	0,1837
CH ₄	0,0163
H ₂ O	0,0627
N ₂	0,3362
O ₂	0
Alquitranes	0,02262
TOTAL	0,7380

AI.1.6 DIMENSIONAMIENTO DE LOS TORNILLOS ALIMENTADORES DE CASCARILLA DE ARROZ Y ARENA

El flujo másico de cascarilla de arroz a alimentarse por los tornillos es igual al flujo de entrada de cascarilla en el reactor. Por su parte, el flujo másico de arena en el otro tornillo es igual al flujo másico de salida de la arena en el reactor.

El valor del flujo másico de la arena que va hacia el reactor de combustión se lo calcula en la Sección AI.1.1. El flujo de sólidos perdidos en los ciclones se lo calcula en la Sección AI.2.

$$\text{Flujo másico cascarilla de arroz} = 0,4167 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\text{Flujo másico arena} = 1,9695 + 4,43 \times 10^{-4} = 1,9699 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Se calcula el flujo volumétrico de acuerdo con los valores de densidad aparente mostrados en la Tabla 3.4.

$$\text{Flujo volumétrico cascarilla de arroz} = \frac{0,4167 \frac{kg}{s}}{100 \frac{kg}{m^3}} = 0,0042 \frac{m^3}{s} = 529,76 \frac{ft^3}{h}$$

$$\text{Flujo volumétrico arena} = \frac{1,9699 \frac{kg}{s}}{1\,460 \frac{kg}{m^3}} = 0,0014 \frac{m^3}{s} = 171,53 \frac{ft^3}{h}$$

De acuerdo con los valores de los flujos volumétricos, se seleccionan los parámetros de diseño de los alimentadores de tornillo de la Figura 3.2. Los parámetros se muestran en la Tabla AI.4. El espaciamiento entre cuchillas del tornillo es 1,5 veces el diámetro del tornillo, de acuerdo con lo descrito en la Sección 3.1.3.

El cálculo de la potencia para cada tornillo se lo realiza con la Ecuación 3.7. La longitud es de 4 m y la altura es de 1 m.

Tabla AI.4. Parámetros de diseño para los tornillos alimentadores de cascarilla de arroz y arena, para los flujos volumétricos calculados

Material a ser transportado	Capacidad máxima (ft ³ /h)	Velocidad máxima recomendada (RPM)	Diámetro del tornillo (in)	Porcentaje de llenado
Cascarilla de arroz	1 200	150	9	45
Arena	335	50	12	15

$$P_{cascarilla} = \frac{1,50 * (2 * 4 + 1)}{367} + \frac{0,23 * 4}{20} = 0,08 \text{ kW}$$

$$P_{arena} = \frac{7,09 * (4 * 4 + 1)}{367} + \frac{0,31 * 4}{20} = 0,39 \text{ kW}$$

AI.2 DIMENSIONAMIENTO DE LOS SEPARADORES CICLÓNICOS

Se realiza un ejemplo de cálculo para el dimensionamiento del ciclón SC-101.

Para la velocidad de entrada al ciclón (V_i) se toma un valor intermedio de 25 m/s. Se calcula el diámetro del ciclón con la Ecuación 3.29 y a partir de las relaciones mostradas para el ciclón de propósitos generales mostrado en el literal c de la Tabla 3.5.

$$D_c = \left(\frac{2,3956 \text{ m}^3/\text{s}}{0,47 * 0,23 * 25 \text{ m/s}} \right)^{1/2} = 0,93 \text{ m}$$

Se calculan todas las dimensiones del ciclón a partir de las relaciones de la Tabla 3.5.

$$K = 0,50 * 0,88 \text{ m} = 0,47 \text{ m}$$

$$L = 0,250 * 0,88 \text{ m} = 0,23 \text{ m}$$

$$M = 0,50 * 0,88 \text{ m} = 0,47 \text{ m}$$

$$F = 0,600 * 0,88 \text{ m} = 0,56 \text{ m}$$

$$S = 1,75 * 0,88 \text{ m} = 1,63 \text{ m}$$

$$H = 3,75 * 0,88 \text{ m} = 3,50 \text{ m}$$

$$E = 0,400 * 0,88 \text{ m} = 0,37 \text{ m}$$

Se calcula la velocidad de saltación (V_{salt}) con la Ecuación 3.30. La velocidad de entrada al ciclón debe ser menor que la velocidad de saltación para que la eficiencia teórica no disminuya considerablemente.

La viscosidad del gas a 800 °C se la toma de Basu (2006, pp. 455-456) y su densidad se calcula a partir de la ecuación de los gases ideales. El peso molecular del gas se lo calcula a partir de los datos de la Tabla AI.2.

$$\text{Peso molecular} = \frac{0,7154 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{27,7288 \frac{\text{mol}}{\text{s}}} = 0,0258 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}$$

$$\rho_g = \frac{101\,325 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} * 0,0258 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}}{8,31 \frac{\text{J}}{\text{mol} * \text{K}} * 1\,073 \text{ K}} = 0,293 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0,0183 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\mu = 4,49 \times 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{m} * \text{s}} = 2,9 \times 10^{-5} \frac{\text{lb}}{\text{ft} * \text{s}}$$

$$W = \left[\frac{4 * 32,2 * 2,9 \times 10^{-5} * (151,875 - 0,0183)}{3 * 0,0183^2} \right]^{1/3} = 8,27 \text{ ft/s}$$

$$V_{salt} = 2,055 * 8,27 * \left[\frac{(0,755)^{0,4}}{(3,051)^{\frac{1}{3}}} \right] 3,051^{0,067} 82,02^{\frac{2}{3}} = 217,41 \frac{\text{ft}}{\text{s}} = 66,27 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se comprueba entonces que $V_i < V_{salt}$ por lo que la eficiencia teórica del ciclón no disminuirá. La velocidad V_i es adecuada para el ingreso del gas al ciclón.

Se comprueba que la caída de presión no sea mayor a 2,5 kPa. La caída de presión se calcula con la Ecuación 3.32. El valor de N_h se lo toma de la Tabla 3.5.

$$\Delta P = \frac{1}{2} * 0,293 * 25^2 * 7,6 = 696 \text{ Pa}$$

De acuerdo con la Figura 3.6, el número de vueltas en el ciclón N_c es igual a 4,5. Se determina el diámetro de corte d'_{pth} del ciclón con la Ecuación 3.34.

Para las partículas de arena:

$$d'_{50,arena} = \left[\frac{9 * 449 \times 10^{-7} * 0,25}{\pi * 4,5 * 25 * (2430 - 0,293)} \right]^{1/2} = 10,4 \mu\text{m}$$

Para la arena, se calcula la tasa de desgaste de las partículas R_f con la Ecuación 3.35.

$$R_f = 2,43 \times 10^{-12} * 1460 * 3,3^3 * 1,12^{0,55} * 3266 = 4,43 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Para las partículas del carbón que son arrastradas hacia el ciclón, la velocidad terminal es mayor a la velocidad de fluidización. Las velocidades terminales se calculan mediante las Ecuaciones 3.36 y 3.37. La distribución de tamaños de partículas se la toma de las Figuras 3.4 y 3.5.

El flujo de partículas arrastradas es calculado con las Ecuaciones 3.39 y 3.40. La Tabla A1.5. resume los resultados obtenidos en cuanto a composición de los flujos y distribución de tamaños.

Tabla AI.5. Valores del cálculo del flujo de partículas arrastradas hacia el primer ciclón a la salida del reactor de gasificación

Rango de tamaños (μm)	Diámetro medio d_p (μm)	Velocidad terminal u_t (m/s)	Número de Reynolds Re	Porcentaje en el lecho	Constante de arrastre E_∞ (kg/s)	Flujo de partículas arrastradas (kg/s)
0,5 - 6,0	3,25	7,43E-05	1,63E-06	1,8	0,328	0,01
6,0 - 11,0	8,50	5,08E-04	2,92E-05	1,8	0,530	0,01
11,0 - 48,0	29,50	6,12E-03	1,22E-03	15,6	0,967	0,15
48,0 - 104,0	76,00	4,06E-02	2,09E-02	25,8	1,395	0,36
104,0 - 164,0	134,00	0,47	0,42	19,3	0,083	0,02
164,0 - 222,0	193,00	0,67	0,88	12,0	0	0
222,0 - 259,0	240,50	0,84	1,36	5,5	0	0
259,0 - 302,0	280,50	0,98	1,85	4,6	0	0
302,0 - 352,0	327,00	1,14	2,52	2,8	0	0
352,0 - 500,0	426,00	1,48	4,27	2,8	0	0
500,0 - 1 600,0	1 050,00	3,64	25,90	8,0	0	0
TOTAL				100	-	0,55

Se calcula el flujo de sólidos en el gas, dividiendo la cantidad de partículas arrastradas para el número el flujo volumétrico de gas.

$$\text{Concentración de sólidos en gas} = \frac{0,55 \text{ kg}}{2,3956 \text{ m}^3} = 0,23 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Para obtener los valores de eficiencia de colección para cada tamaño de partícula, además del factor de corrección, se analizan las Figuras 3.7 y 3.8. La Tabla AI.6 muestra los resultados obtenidos.

Para el diseño del segundo ciclón, se elige un valor de velocidad de 30 m/s para la entrada del gas. Se selecciona un ciclón de alta eficiencia de la Tabla 3.5.

$$D_c = \left(\frac{2,3956 \text{ m}^3/\text{s}}{0,42 * 0,20 * 30 \text{ m/s}} \right)^{1/2} = 0,96 \text{ m}$$

Tabla AI.6. Eficiencias de recolección del primer ciclón a la salida del reactor de gasificación por tamaño de partícula y flujos de partículas perdidas y recirculadas

Composición flujo al ciclón (%)	Diámetro medio d_p (μm)	$\frac{d_p}{d'_{50, \text{carbón}}}$	Eficiencia de colección aislada	Eficiencia corregida	Flujo recirculado (kg/s)	Partículas perdidas (kg/s)
9,95	3,25	0,09	0	0,56	0,0056	0,0044
16,04	8,50	0,24	0,05	0,65	0,0065	0,0035
29,28	29,50	0,82	0,41	0,95	0,1418	0,0082
42,22	76,00	2,11	0,70	1,00	0,3582	0,0018
2,51	134,00	3,72	0,84	1,00	0,0200	0
TOTAL					0,5320	0,0180

Para el diseño del segundo ciclón, se elige un valor de velocidad de 30 m/s para la entrada del gas. Se selecciona un ciclón de alta eficiencia de la Tabla 3.5.

$$D_c = \left(\frac{2,3956 \text{ m}^3/\text{s}}{0,42 * 0,20 * 30 \text{ m/s}} \right)^{1/2} = 0,96 \text{ m}$$

Se calculan todas las dimensiones del ciclón a partir de las relaciones de la Tabla 3.5.

$$K = 0,44 * 0,93 \text{ m} = 0,42 \text{ m}$$

$$L = 0,210 * 0,93 \text{ m} = 0,20 \text{ m}$$

$$M = 0,40 * 0,93 \text{ m} = 0,38 \text{ m}$$

$$F = 0,500 * 0,93 \text{ m} = 0,48 \text{ m}$$

$$S = 1,40 * 0,93 \text{ m} = 1,34 \text{ m}$$

$$H = 3,90 * 0,93 \text{ m} = 3,74 \text{ m}$$

$$E = 0,400 * 0,93 \text{ m} = 0,38 \text{ m}$$

Se calcula la velocidad de saltación V_{salt} con la Ecuación 3.30.

$$W = \left[\frac{4 * 32,2 * 2,9 * 10^{-5} * (67,1875 - 0,0183)}{3 * 0,0183^2} \right]^{1/3} = 6,30 \text{ ft/s}$$

$$V_{salt} = 2,055 * 6,30 * \left[\frac{\left(\frac{0,656}{3,150} \right)^{0,4}}{\left(1 - \frac{0,656}{3,150} \right)^{\frac{1}{3}}} \right] 3,150^{0,067} 98,43^{\frac{2}{3}} = 172,00 \frac{\text{ft}}{\text{s}} = 52,43 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se comprueba entonces que $V_i < V_{salt}$. La velocidad V_i es adecuada para el ingreso del gas al ciclón. Se calcula la caída de presión mediante la Ecuación 3.32.

$$\Delta P = \frac{1}{2} * 0,293 * 30^2 * 9,2 = 1\ 213\ Pa$$

Se determina el diámetro de corte d'_{pth} del ciclón con la Ecuación 3.34. De acuerdo con la figura 3.6, el número de vueltas en el ciclón N_c es igual a 4,8.

$$d'_{50,carbón} = \left[\frac{9 * 449 * 10^{-7} * 0,20}{\pi * 4,8 * 30 * (1\ 075 - 0,293)} \right]^{1/2} = 13\ \mu m$$

Se calcula la eficiencia en la recolección de cada fracción. Los resultados se muestran en la Tabla AI.7.

$$\text{Concentración de sólidos en gas} = \frac{0,018\ kg}{2,3956\ m^3} = 0,0075\ \frac{kg}{m^3}$$

Tabla AI.7. Eficiencias de recolección del segundo ciclón a la salida del reactor de gasificación por tamaño de partícula y flujos de partículas perdidas y recirculadas

Composición flujo al ciclón (%)	Diámetro medio d_p (μm)	$\frac{d_p}{d'_{50,carbón}}$	Eficiencia de colección aislada	Eficiencia corregida	Flujo recirculado (kg/s)	Partículas perdidas (kg/s)
24,58	3,25	0,27	0,07	0,07	3,10E-04	4,11E-03
19,55	8,50	0,71	0,36	0,40	1,41E-03	2,11E-03
45,82	29,50	2,46	0,76	0,82	6,76E-03	1,48E-03
10,06	76,00	6,33	0,94	0,95	1,72E-03	9,05E-05
TOTAL					0,0102	0,0078

AI.3 DISEÑO DEL REACTOR DE COMBUSTIÓN

AI.3.1 CÁLCULOS ESTEQUIOMÉTRICOS

El flujo de aire estequiométrico se lo calcula de acuerdo con las Ecuaciones 3.8 y 3.9. Se considera que la biomasa que proviene de la gasificación está únicamente compuesta por carbono y cenizas (Gopalakrishnan, 2013, p. 94).

De acuerdo con los criterios de diseño de la Sección 3.2.1, el flujo de oxígeno debe exceder en 20 % la cantidad estequiométrica requerida. La humedad del aire se toma de la Tabla 3.3.

$$\text{Flujo de aire estequiométrico} = 11,53 \frac{\text{kg aire seco}}{\text{kg carbón}}$$

$$\text{Flujo de aire mínimo para combustión} = 11,53 \frac{\text{kg aire seco}}{\text{kg carbón}} * 1,2 * 0,0286 \frac{\text{kg carbón}}{\text{s}}$$

$$\text{Flujo de aire mínimo para combustión} = 0,3957 \frac{\text{kg aire seco}}{\text{s}}$$

$$\text{Humedad aire combustión} = 0,3957 \frac{\text{kg aire seco}}{\text{s}} * 0,01701 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg aire seco}} = 6,73 \times 10^{-3} \frac{\text{kg agua}}{\text{s}}$$

AI.3.2 BALANCE ENERGÉTICO Y DISEÑO DEL SISTEMA DE REMOCIÓN DE CALOR DENTRO DEL REACTOR DE COMBUSTIÓN

El poder calorífico (*HHV*) se toma de la publicación de Raveendran K. & Ganesh A. (1996, p. 1717), considerando que el carbón viene de la cascarilla de arroz. El signo negativo representa una reacción exotérmica.

$$HHV = -44,200 \frac{\text{MJ}}{\text{kg carbón combustión}}$$

La entalpía total liberada (H_{com}) se calcula multiplicando el valor del *HHV* por la masa del carbón que se combustiona dentro del reactor. El cálculo para determinar la fracción del carbón que no se combustiona se muestra en la Sección AI.3.4.

$$H_{com} = -44\,200 \frac{\text{kJ}}{\text{kg carbón}} * 0,0286 * (1 - 0,0839) \frac{\text{kg carbón}}{\text{s}} = -1\,158,06 \text{ kW}$$

Se calculan las pérdidas de calor al ambiente de acuerdo con Basu (2006, p. 445), quien indica que la cantidad de calor perdida ($H_{perdida}$) en un reactor de combustión de lecho fluidizado, revestido con aislante térmico, es de 0,44 %.

$$H_{perdida} = 0,44 \% * 1\,158,06 \text{ kW} = 5,10 \text{ kW}$$

El calor producido por la reacción de combustión eleva la temperatura de los reactivos y de los inertes hasta la temperatura con la que abandonan el reactor. La Ecuación Al.6 representa el balance de energía en todo el reactor de combustión.

$$H_{com} - H_{perdida} = \sum_{j=1}^N n_j H_j(T)|_{sale} - \sum_{j=1}^N n_j H_j(T)|_{entra} \quad [Al.6]$$

Donde:

$$H_j(T) = \Delta H_{f,298,j}^0 + \int_{298K}^T C_{p_j}(T) \cdot dT \quad [Al.7]$$

$$\int_{298K}^T C_{p_j}(T) \cdot dT = C_{p_j medio}(T - 298) \quad [Al.8]$$

n_j = Número de moles del componente j (kmol)

$H_j(T)$ = Entalpía específica molar del componente j a la temperatura T (kJ/kmol)

$\Delta H_{f,298,j}^0$ = Entalpía de formación a condiciones estándar del componente j (kJ/kmol)

$C_p(T)_j$ = Calor específico del componente j a la temperatura T (kJ/kmol-K)

$C_{p_j medio}$ = Calor específico medio entre dos temperaturas del componente j (kJ/kmol-K)

El $C_{p_{medio}}$ en los productos gaseosos y en el carbón se calcula bajo la Ecuación Al.9 (Perry, 2008). Para la arena y las cenizas, la Ecuación Al.10 permite el cálculo del $C_{p_{medio}}$ (Gopalakrishnan, 2013, p. 104).

$$C_{p_{medio}} = R \cdot \left(A + B \frac{(T_f + T_0)}{2} + \frac{C}{3} \left(4 \left(\frac{T_f + T_0}{2} \right)^2 - T_f T_0 \right) + \frac{D}{T_f T_0} \right) \quad [Al.9]$$

$$C_{p_{arena}} = \frac{1}{M_{w_{arena}}} \cdot \left(57,9588 + 9,33019 * 10^{-3} \frac{(T_f + T_0)}{2} + \frac{1834713}{\left(\frac{T_f + T_0}{2} \right)^2} \right) * 10^3 \quad [Al.10]$$

En la Tabla Al.8 se presentan los valores de $\Delta H_{f,298}^0$, $\Delta G_{f,298}^0$ y de los coeficientes A, B, C y D para la Ecuación Al.9.

Tabla AI.8. Valores de $\Delta H_{f,298}^{\circ}$ y de los coeficientes de la Ecuación AI.9 para cada compuesto en el reactor de combustión

Compuesto	$\Delta H_{f,298}^{\circ} \left(\frac{kJ}{kmol}\right)$	$\Delta G_{f,298}^{\circ} \left(\frac{kJ}{kmol}\right)$	A	$B \times 10^{-3}$	$C \times 10^{-6}$	$D \times 10^{-5}$
H ₂	0	0	3,249	0,422	0	0,083
CO	-110 525	-137 169	3,376	0,557	0	-0,031
CO ₂	-393 509	-394 359	5,457	1,047	0	-1,157
H ₂ O	-241 818	-228 572	3,470	1,450	0	0,121
CH ₄	-74 520	-50 460	1,702	9,081	-2,164	0
O ₂	0	0	3,639	0,506	0	-0,227
N ₂	0	0	3,280	0,593	0	-0,040
Carbón (C)	0	0	1,771	0,771	0	-0,867

(Perry, 2008)

Para el diseño de los tubos de intercambio de calor, se utiliza la Ecuación 3.10 para los valores y criterios mostrados en la Sección de criterios de diseño.

$$Q_{absorbido} = S * 0,175 \frac{kW}{m^2 \cdot K} * (T - T - 25) K$$

La ecuación anterior se resuelve de manera iterativa conjuntamente con la Ecuación AI.6. La temperatura de ebullición del agua a 3 bar de presión es de 143,7 °C, con un calor latente de $2\,133 \frac{kJ}{kg}$. La Tabla AI.9 resume los valores obtenidos.

Según las tablas de vapor, los volúmenes específicos del vapor y del agua saturada a 3 bar son 0,4609 y $0,0011 \frac{m^3}{kg}$ respectivamente. Siendo la relación de la masa vapor generado con respecto a la masa de agua circulante en los tubos igual a 25, se calcula el flujo volumétrico de agua que asciende por los mismos.

Para lograr como mínimo un área de transferencia de 3 m², se han seleccionado 12 tubos de 1½ pulgadas (0,0381 m), para que cubran una altura de 2,5 m dentro del reactor. Con esto, la velocidad del flujo es de 4,98 m/s.

Tabla AI.9. Resultados obtenidos de las ecuaciones para el balance de energía del reactor de combustión

Variable	Valor
Temperatura de salida de las corrientes	800 °C
Energía a transferirse al agua en ebullición	298,226 kW
Área de transferencia	3,00 m ²
Masa de vapor generada	0,1398 kg/s

$$\text{Flujo por los tubos} = 0,1398 * 0,4609 + 0,1398 * (25 - 1) * 0,0011 = 0,0681 \frac{m^3}{s}$$

$$\text{Área de transferencia} = 12 * \pi * 0,0381 * 2,5 = 3,59 m^2$$

$$\text{Velocidad del flujo} = 0,0681 \div \left(\frac{12 * \pi * 0,0381^2}{4} \right) = 4,98 m/s$$

Debido a que el tambor de vapor, los bajantes y el tambor de lodos servirán también para el diseño del circuito de enfriamiento de los sólidos que abandonan el reactor, su valor se calcula en la Sección AI.4.2.

AI.3.3 DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR DE COMBUSTIÓN

De acuerdo con la distribución de tamaños en el reactor de combustión, tomadas de las Figuras 3.4 y 3.5, se divide el lecho en las fracciones mostradas por la Tabla AI.5, tanto para las partículas de ceniza como para las de arena.

El proceso para determinar la velocidad de operación, el flujo de aire, el flujo de partículas eluidas y las dimensiones del reactor, supone la resolución de las Ecuaciones 3.12, 3.13, 3.14 y 3.18 para cada rango de tamaño de partícula en el reactor, así como para el reactor en general. El proceso es iterativo, suponiendo inicialmente el área transversal del reactor.

En la Tabla AI.10 se presenta un resumen de los resultados obtenidos. Se incluye también el valor del flujo de reposición de arena, necesario para mejorar la

recuperación energética. La caída de presión máxima se calcula de igual manera que para el reactor de gasificación. En la Tabla AI.11 se presenta la distribución de tamaños de partículas en el reactor, tanto para la arena como para la ceniza. De igual forma se presenta el flujo y la distribución de tamaños de las partículas eluidas.

Tabla AI.10. Resultados obtenidos del cálculo de ciertas condiciones de operación en el reactor de combustión

Variable	Valor
Velocidad del gas en el reactor	8,95 m/s
Área transversal	0,1444 m ²
Largo × Ancho	0,38 m × 0,38 m
Flujo másico de aire a la entrada	0,4240 kg/s
Flujo volumétrico de gas a las condiciones de operación	1,2924 m ³ /s
Exceso de oxígeno real en la combustión	26,42 %
Flujo másico de reposición de arena necesario	0,3000 kg/s
Caída de presión máxima	516 Pa

También se muestra un ejemplo de cálculo para la obtención de la velocidad de transporte y la constante de elución de partículas en la fracción de 302 a 352 μm , en la ceniza. El diámetro de partícula medio es de 327 μm . Se trabaja a partir de la velocidad de operación obtenida después de las iteraciones respectivas, mostrada en la Tabla AI.10.

La velocidad de transporte se calcula mediante la Ecuación 3.12.

$$Ar = \frac{0,293 * (1\ 590 - 0,293) * 9,8 * (327 \times 10^{-6})^3}{(4,33 \times 10^{-5})^2} = 85,1$$

$$U_{tr} = 1,45 * \frac{4,33 \times 10^{-5}}{0,293 * 327 \times 10^{-6}} * 85,1^{0,484} = 5,63 \frac{m}{s}$$

Tabla AI.11. Composición porcentual del lecho del reactor de combustión y del flujo de partículas eluidas en cuanto a los tamaños de partícula

Composición	Tamaño de partícula (µm)	Distribución de tamaños en el lecho (%)	Distribución de tamaños en el flujo eluido (%)	Flujo másico de partículas eluidas (kg/s)
Ceniza sin carbón	0,5-6,0	0,08	0,0934	0,0014
	6,0-11,0	0,08	0,0934	0,0014
	11,0-48,0	0,68	0,8098	0,0117
	48,0-104,0	1,13	1,3392	0,0194
	104,0-164,0	0,84	1,0018	0,0145
	164,0-222,0	0,52	0,6229	0,0090
	222,0-259,0	0,24	0,2855	0,0041
	259,0-302,0	0,20	0,2388	0,0035
	302,0-352,0	0,12	0,1453	0,0021
	352,0-500,0	0,12	0,1449	0,0021
	500,0-1 000,0	0,35	0,3275	0,0047
TOTAL				0,0738
Arena	0,5-6,0	0,00	0,0000	0,0000
	6,0-11,0	0,00	0,0000	0,0000
	11,0-48,0	0,00	0,0000	0,0000
	48,0-104,0	0,00	0,0000	0,0000
	104,0-164,0	1,91	2,2720	0,0454
	164,0-222,0	5,74	6,8161	0,1362
	222,0-259,0	1,91	2,2720	0,0454
	259,0-302,0	13,39	15,9043	0,3177
	302,0-352,0	21,99	25,5554	0,5105
	352,0-500,0	44,95	42,0774	0,8406
	500,0-1 000,0	5,74	0,0000	0,0000
TOTAL				1,8958

Se calcula la constante de elución de las partículas mediante la Ecuación 3.18.

$$F_g = 9,8 * 327 \times 10^{-6} * (1\ 590 - 0,293) = 5,09$$

$$Re_p = \frac{327 \times 10^{-6} * 8,95 * 0,293}{4,33 \times 10^{-5}} = 19,80$$

$$C_d = \frac{10}{19,80^{0,5}} = 2,25$$

$$F_d = 2,25 * 0,293 * \frac{8,95^2}{2} = 26,37$$

$$E_\infty = \frac{4,33 \times 10^{-5}}{327 \times 10^{-6}} * 85,1^{0,5} e^{\left(6,92 - 2,11 * 5,09^{0,303} * -\frac{13,1}{26,37^{0,902}}\right)} = 19,69 \frac{kg}{m^2 * s}$$

El reactor tiene que ser diseñado para que el carbón presente en cada partícula se combustione completamente. La cinética de combustión se calcula a partir de la Ecuación 3.23. Se presenta un ejemplo de cálculo para un tamaño de partícula en el rango de 302 a 352 μm en la ceniza. El diámetro de partícula medio es de 327 μm .

$$T_{\text{carbón}} = 0,84 * 85,1^{0,05} * 1\,073 = 1\,126\text{ K}$$

$$k_{\text{carbón}} = 1,045 * 1\,124 * e^{\left(\frac{-70\,400}{8,31 * 1\,126}\right)} = 0,636 \frac{m}{s}$$

$$\dot{r}_{\text{carbón}} = 12 * 0,636 * 1,27 = 0,010 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

$$R_{\text{carbón}} = \left(\frac{6 * 0,0286 * 0,028}{0,293 * 327 \times 10^{-6}}\right) 0,010 = 2,54 \times 10^{-4} \frac{kg}{s}$$

$$\text{Tiempo de combustión} = \frac{0,0286 * 0,028}{2,54 \times 10^{-4}} = 3,15\text{ s}$$

La altura se calcula a partir del tiempo de reacción y de la velocidad de subida de las partículas del carbón (U_p), la cual se calcula con la Ecuación 3.27 para cada uno de los tamaños de partícula.

$$U_{\text{slip}} = 1,53 * \frac{4,33 \times 10^{-5}}{0,293 * 327 \times 10^{-6}} 85,1^{0,5} = 6,38 \frac{m}{s}$$

$$U_p = 8,95 - 6,38 = 2,57 \frac{m}{s}$$

$$\text{Altura del reactor necesaria para la combustión} = 2,57 \frac{m}{s} * 3,15\text{ s} = 8,10\text{ m}$$

Realizando el mismo procedimiento para todos los rangos de tamaños de partículas en el lecho, se determina que la altura del reactor debe ser como mínimo de 12,03 m. Los resultados se muestran en la Tabla AI.12. Para las partículas en el rango de 500 a 1 000 μm , se trabaja con las densidades de las partículas de biomasa volatilizada de acuerdo con la Tabla 3.4.

Tabla AI.12. Altura mínima del reactor según velocidad de ascenso y tiempo de combustión completa de las partículas de carbón en el reactor de combustión

Tamaño de partícula (μm)	Tiempo de combustión (s)	Velocidad de ascenso de las partículas (m/s)	Altura mínima (m)
0,5-6,0	0,05	8,31	0,39
6,0-11,0	0,12	7,92	0,98
11,0-48,0	0,43	7,03	3,03
48,0-104,0	1,11	5,87	6,52
104,0-164,0	1,96	4,87	9,52
164,0-222,0	2,82	4,05	11,41
222,0-259,0	3,46	3,48	12,03
259,0-302,0	3,29	3,04	10,01
302,0-352,0	3,15	2,57	8,09
352,0-500,0	2,94	1,67	4,91
500,0-1 000,0	3,75	2,17	8,12

AI.3.4 FLUJOS Y COMPOSICIÓN DE LAS CORRIENTES DE SALIDA

De acuerdo con la Tabla AI.11, se calculan los flujos máxicos de las partículas sólidas en las corrientes de salida. Se debe tomar en cuenta que la corriente de reposición de arena es de $0,300 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$, de acuerdo a la Tabla AI.10.

De acuerdo con los criterios de diseño en la Sección 3.2.3, el carbón se combustiona en un 96,79 %.

Otro aspecto importante a mencionar, es que la ceniza que sale del combustor hacia el gasificador, se considera completamente como arena.

$$\text{Partículas de arena eluidas} = 1,8958 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\text{Partículas de arena no eluidas} = 1,9695 + 0,300 - 1,8958 = 0,3737 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\text{Partículas de ceniza eluidas} = 0,0738 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\text{Partículas de ceniza no eluidas} = 0,0751 - 0,0738 = 0,0013 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\text{Carbón no combustionado eluido} = 0,0738 * \frac{1 - 0,9679}{0,9679} = 0,0024 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\text{Carbón no combustionado no eluido} = 0,0013 * \frac{1 - 0,9679}{0,9679} = 4,31 \times 10^{-5} \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\text{Porcentaje de carbón no combustionado} = \frac{0,0024}{0,0286} * 100 = 8,39 \%$$

La cantidad de CO₂ que se produce de acuerdo con la fracción de carbono presente en el carbón de combustión se calcula con la Ecuación Al.11. De acuerdo con los criterios de diseño en la Sección 3.2.3, la fracción de carbono toma un valor de 1.

$$\text{CO}_2 \text{ producido por kg de carbón} = 3,66 * \text{fracción de carbono} \frac{\text{kg CO}_2}{\text{kg carbón}} \quad [\text{Al.11}]$$

$$\text{CO}_2 \text{ producido por kg de carbón} = 3,66 * 1 = 3,66 \frac{\text{kg CO}_2}{\text{kg carbón}}$$

$$\text{CO}_2 \text{ en gas de comsbución} = 3,66 \frac{\text{kg CO}_2}{\text{kg carbón}} * 0,0286 \frac{\text{kg carbón combustión}}{\text{s}} * (1 - 0,0839)$$

$$\text{CO}_2 \text{ en gas de comsbución} = 0,0959 \frac{\text{kg CO}_2}{\text{s}}$$

La cantidad de aire a la entrada es de 0,4240 kg/s, como se muestra en la Tabla Al.10. Esto supone un exceso real de oxígeno de 26,42 % con respecto a la cantidad de oxígeno estequiométrico.

La cantidad de agua en el gas de salida es igual a la cantidad de agua en el aire de entrada, debido a que el carbón no presenta fracción de hidrógeno. Considerando la humedad del aire en el ambiente que se muestra en la Tabla 3.3, se determina el flujo de vapor de agua a la salida del reactor.

$$H_2O \text{ en gas de combustión} = \frac{0,01701}{1,01701} * 0,4240 = 0,0071 \frac{kg H_2O}{s}$$

$$\text{Flujo de aire seco} = 0,4240 - 0,0071 = 0,4169 \frac{kg \text{ aire seco}}{s}$$

La cantidad de nitrógeno en el aire de salida es igual a la cantidad de nitrógeno en el aire de entrada.

$$N_2 \text{ en gas de combustión} = 0,79 * 0,4169 \frac{kg \text{ aire seco}}{s} = 0,3239 \frac{kg N_2}{s}$$

La cantidad de oxígeno en el aire de salida es igual a la cantidad de oxígeno que no participa en la reacción de combustión. Esta cantidad se la calcula con base en la estequiometría, como se muestra en el ejemplo de cálculo.

$$O_2 \text{ en la entrada} = 0,21 * 0,4169 \frac{kg \text{ aire seco}}{s} = 0,0875 \frac{kg O_2}{s}$$

$$O_2 \text{ que reacciona} = 0,0959 \frac{kg CO_2}{s} * \frac{32 kg O_2}{44 kg CO_2} = 0,0698 \frac{kg O_2}{s}$$

$$O_2 \text{ en gas de combustión} = 0,0875 - 0,0698 = 0,0177 \frac{kg O_2}{s}$$

AI.3.5 DIMENSIONAMIENTO DEL CICLÓN A LA SALIDA DEL REACTOR DE COMBUSTIÓN

Se elige un valor de velocidad de 30 m/s para la entrada del gas. Se selecciona un ciclón para un lecho fluidizado circulante de la Tabla 3.5.

$$D_c = \left(\frac{1,2924 m^3/s}{0,38 * 0,19 * 30 m/s} \right)^{1/2} = 0,77 m$$

Se calculan todas las dimensiones del ciclón a partir de las relaciones de la Tabla 3.5. Se calcula también la velocidad de saltación.

$$K = 0,80 * 0,77 \text{ m} = 0,61 \text{ m}$$

$$L = 0,350 * 0,77 \text{ m} = 0,27 \text{ m}$$

$$M = 0,45 * 0,77 \text{ m} = 0,35 \text{ m}$$

$$F = 0,500 * 0,77 \text{ m} = 0,38 \text{ m}$$

$$S = 1,00 * 0,77 \text{ m} = 0,77 \text{ m}$$

$$H = 2,00 * 0,77 \text{ m} = 1,54 \text{ m}$$

Se calcula la velocidad de saltación (V_{salt}) con la Ecuación 3.30. La velocidad de entrada al ciclón debe ser menor que la velocidad de saltación para que la eficiencia teórica no disminuya considerablemente. Se trabaja con los mismos valores de densidad y viscosidad que en la Sección A1.2.

$$W = \left[\frac{4 * 32,2 * 2,9 \times 10^{-5} * (99,375 - 0,0183)}{3 * 0,0183^2} \right]^{1/3} = 7,18 \text{ ft/s}$$

$$V_{salt} = 2,055 * 7,18 * \left[\frac{\left(\frac{0,886}{2,526} \right)^{0,4}}{\left(1 - \frac{0,886}{2,526} \right)^{\frac{1}{3}}} \right] 2,526^{0,067} 98,43^{\frac{2}{3}} = 254,20 \frac{\text{ft}}{\text{s}} = 77,48 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se comprueba entonces que $V_i < V_{salt}$. La velocidad V_i es adecuada para el ingreso del gas al ciclón.

Se comprueba que la caída de presión no sea mayor a 2,5 kPa. La caída de presión se calcula con la Ecuación 3.32. El valor de N_h se lo calcula con la Ecuación 3.33.

$$N = \frac{1}{0,61} * \left(0,77 + \frac{1,54 - 0,77}{2} \right) = 1,89$$

$$\Delta P = \frac{1}{2} * 0,293 * 30^2 * 1,89 = 249 \text{ Pa}$$

De acuerdo con la Figura 3.6, el número de vueltas en el ciclón N_c es igual a 5. Se determina el diámetro de corte d'_{pth} del ciclón con la Ecuación 3.34.

$$d'_{50, ceniza} = \left[\frac{9 * 449 * 10^{-7} * 0,27}{\pi * 1,89 * 30 * (1\,590 - 0,293)} \right]^{1/2} = 19,6 \mu m$$

$$d'_{50, arena} = \left[\frac{9 * 449 * 10^{-7} * 0,27}{\pi * 1,89 * 30 * (2\,430 - 0,293)} \right]^{1/2} = 15,9 \mu m$$

Se calcula el flujo de sólidos en el gas, dividiendo la cantidad de partículas arrastradas para el número el flujo volumétrico de gas.

$$\text{Concentración de sólidos en gas} = \frac{1,9720 \text{ kg}}{1,2924 \text{ m}^3} = 1,5259 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Para obtener los valores de eficiencia de colección para cada tamaño de partícula, además del factor de corrección, se analizan las Figuras 3.7 y 3.8. La Tabla AI.13 muestra los resultados obtenidos.

De acuerdo con la Tabla AI.13, no se retienen las partículas de ceniza en el intervalo de 0,5 a 6,0 μm .

$$\text{Flujo partículas no retenidas} = 0,0014 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

AI.4 SELECCIÓN DEL EQUIPO PARA EL ENFRIAMIENTO DE SÓLIDOS

AI.4.1 DIMENSIONAMIENTO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR PARA EL ENFRIAMIENTO DE SÓLIDOS

La temperatura a la que deben llegar los sólidos antes del tamizaje tiene que ser menor a 120 °C, motivo por el cual, el enfriamiento se realiza en una primera sección con agua saturada a 3 bar y 147,3 °C y luego, en una segunda sección, con agua a temperatura ambiente de 25 °C.

Tabla AI.13. Eficiencias de recolección del ciclón a la salida del reactor de combustión por tamaño de partícula y flujos de partículas perdidas y recirculadas

Composición	Rango de tamaños (μm)	Diámetro medio d_p (μm)	Distribución de tamaños en el flujo entrante (%)	Flujo de partículas entrantes (kg/s)	Eficiencia corregida	Flujo de partículas retenidas (kg/s)
Ceniza	0,5-6,0	3,25	0,0934	0,0014	0,050	0
	6,0-11,0	8,50	0,0934	0,0014	0,998	0,0014
	11,0-48,0	29,50	0,8098	0,0121	0,999	0,0121
	48,0-104,0	76,00	1,3392	0,0200	1,000	0,0200
	104,0-164,0	134,00	1,0018	0,0150	1,000	0,0150
	164,0-222,0	193,00	0,6229	0,0093	1,000	0,0093
	222,0-259,0	240,50	0,2855	0,0043	1,000	0,0043
	259,0-302,0	280,50	0,2388	0,0036	1,000	0,0036
	302,0-352,0	327,00	0,1453	0,0022	1,000	0,0022
	352,0-500,0	426,00	0,1449	0,0021	1,000	0,0021
	500,0-1 000,0	750,00	0,3275	0,0049	1,000	0,0049
Arena	0,5-6,0	3,25	0,0000	-	-	-
	6,0-11,0	8,50	0,0000	-	-	-
	11,0-48,0	29,50	0,0000	-	-	-
	48,0-104,0	76,00	0,0000	-	-	-
	104,0-164,0	134,00	2,2720	0,0454	1,000	0,0454
	164,0-222,0	193,00	6,8161	0,1362	1,000	0,1362
	222,0-259,0	240,50	2,2720	0,0454	1,000	0,0454
	259,0-302,0	280,50	15,9043	0,3177	1,000	0,3177
	302,0-352,0	327,00	25,5554	0,5105	1,000	0,5105
	352,0-500,0	426,00	42,0774	0,8406	1,000	0,8406
	500,0-1 000,0	750,00	0,0000	-	-	-
	TOTAL					1,9708

El cálculo de la LMTD y del área de intercambio de calor se la realiza con la Ecuación 3.46. Se muestra un ejemplo de cálculo en la Sección AI.7 para intercambiadores de flujo cruzado. La selección del intercambiador de calor se hace con base en el área calculada para el intercambio con el agua saturada y con el agua a temperatura ambiente. La Tabla AI.14 muestra los resultados obtenidos. La Tabla AI.15 muestra las características del intercambiador seleccionado.

Tabla AI.14. Resultados obtenidos para la selección del intercambiador de calor para el enfriamiento de sólidos

Variable	Valor
Temperatura de salida de los sólidos en la primera sección	300 °C
Temperatura de salida de los sólidos en la segunda sección	90 °C
Área de transferencia requerida en la primera sección	26,10 m ²
Área de transferencia requerida en la segunda sección	23,65 m ²
Temperatura de salida del agua en la segunda sección	69,58 °C
Vapor generado en la primera sección	0,5330 kg/s
Flujo de agua en la segunda sección	4,000 kg/s

Tabla AI.15. Características del intercambiador de calor para el enfriamiento de sólidos

Variable	Primera sección	Segunda sección
Ancho	0,915 m	0,915 m
Largo	0,915 m	0,915 m
Alto	1,250 m	0,500 m
Número de columnas de placas	5	2
Número de placas por columna	18	48
Número de placas	36	48
Área de transferencia total	32 m ²	35 m ²

AI.4.2 DIMENSIONAMIENTO DEL TAMBOR DE VAPOR

En la primera parte del dimensionamiento del tambor de vapor se calcula la masa de vapor generada dentro del reactor de combustión, esto se muestra en la Sección AI.3.2.

Siendo la relación de la masa vapor generado con respecto a la masa de agua circulante igual a 25, se calcula el flujo volumétrico de agua saturada que ingresa a la primera sección de intercambio de calor en el equipo de enfriamiento de los sólidos, de acuerdo con la Ecuación AI.12. Se toman los valores de los volúmenes

específicos usados en el diseño de los tubos de generación de vapor dentro del reactor de combustión en la Sección A1.3.2.

$$\dot{Q}_{a,s} = \dot{m}_v * \hat{V}_v + \dot{m}_v * (C - 1) * \hat{V}_l \quad [\text{A1.12}]$$

Donde:

$\dot{Q}_{a,s}$ = Flujo volumétrico de agua saturada que ingresa a la primera sección del intercambiador de calor de enfriamiento de sólidos $\left(\frac{m^3}{s}\right)$

\dot{m}_v = Flujo másico de vapor generado en la primera sección del intercambiador de calor de enfriamiento de sólidos $\left(\frac{kg}{s}\right)$

C = Relación de la masa de vapor generado con respecto a la masa de agua circulante

\hat{V}_v = Volumen específico del vapor saturado a 3 bar

\hat{V}_l = Volumen específico del agua saturada a 3 bar

$$\text{Flujo de agua saturada} = 0,5330 * 0,4609 + 0,5330 * (25 - 1) * 0,0011 = 0,2598 \frac{m^3}{s}$$

Con base en los flujos de vapor generado, se calculan las dimensiones del tambor de vapor.

Se realiza primero el cálculo del flujo másico del agua circulante total. Este cálculo se lo realiza sumando la masa de vapor producida en el reactor de combustión y en el equipo de enfriamiento de sólidos y luego multiplicando este valor por la relación de la masa de vapor generado con respecto a la masa de agua circulante

$$\text{Flujo másico de agua saturada circulante total} = (0,5324 + 0,1368) * 25 = 16,8201 \frac{kg}{s}$$

Se emplean 4 tubos bajantes en los que el agua circula a una velocidad de 1,4 m/s; por lo cual el diámetro de cada tubo será de 2,5 pulgadas.

Se selecciona un diámetro para el tambor de 1,2 m. La velocidad máxima del vapor en el tambor se calcula mediante la Ecuación 3.11. Los inversos de los volúmenes específicos se toman como los valores de las densidades. Se transforman además a las unidades correspondientes.

$$v_{h,m\acute{a}x} = 0,65 * \left(\frac{57,6100 - 0,1354}{0,1354} \right)^{0,5} = 13,392 \frac{ft}{s} = 4,081 \frac{m}{s}$$

Se calcula la velocidad del vapor (v_h) en el tambor de acuerdo con la Ecuación A1.13, suponiendo un volumen de llenado máximo del agua del 55 % el volumen del tambor.

$$v_h = \frac{\dot{m}_{v,Total} * \bar{V}_v}{f * A_{tambor}} \quad [A1.13]$$

Donde:

$\dot{m}_{v,Total}$ = Flujo másico de vapor total producido en el reactor de combustión y en el intercambiador de calor de enfriamiento de sólidos $\left(\frac{kg}{s} \right)$

f = Fracción de llenado del tambor de vapor

A_{tambor} = Sección transversal del tambor de vapor (m^2)

$$v_h = \frac{(0,5324 + 0,1368) * 0,4610}{0,55 * \frac{\pi * 1,20^2}{4}} = 0,499 \frac{m}{s}$$

Se comprueba entonces que $v_h < v_{h,m\acute{a}x}$ para el valor de 1,20 m seleccionado para el diámetro, de acuerdo con los criterios de diseño en la Sección 3.2.2.

El volumen del tambor asegurará un tiempo de llenado de 25 minutos, hasta un 85 % del volumen total del tambor.

$$Volumen\ del\ tambor = \frac{0,6723 * 0,0011 * 25 * 60}{0,85} = 1,30\ m^3$$

$$Longitud\ del\ tambor = \frac{1,30}{1,20} = 1,08\ m$$

A partir de los valores calculados, se selecciona un valor de 1,20 m para el largo y el diámetro del tambor.

AI.5 SELECCIÓN DE LOS EQUIPOS DE SEPARACIÓN DE SÓLIDOS

AI.5.1 SELECCIÓN DE LOS TAMICES VIBRATORIOS

Con base en la Tabla AI.11, se realizan las curvas granulométricas para la ceniza de la cascarilla y para la arena. Ambas curvas se presentan en las Figuras AI.1 y AI.2, respectivamente.

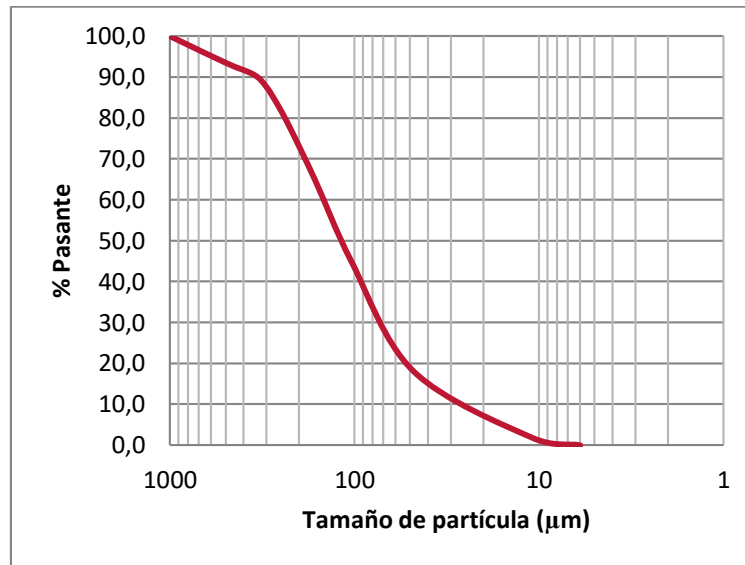


Figura. AI.1. Curva granulométrica para la arena que entra al enfriamiento de sólidos en el intercambiador E-121

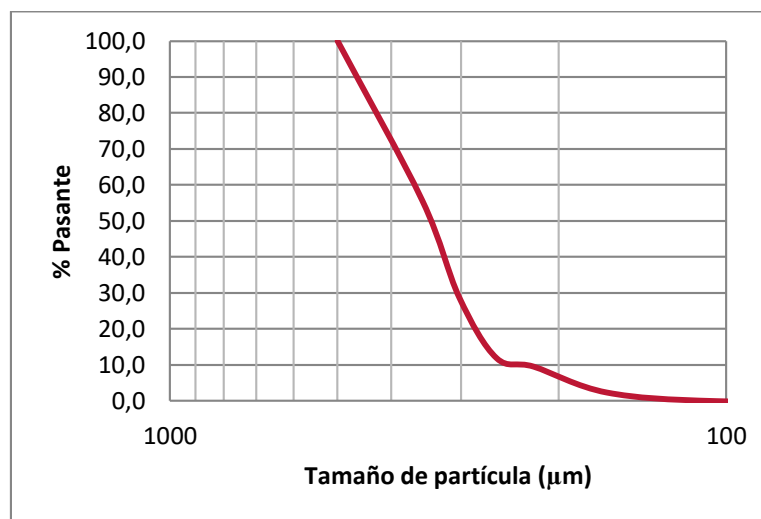


Figura. AI.2. Curva granulométrica para la ceniza de cascarilla de arroz que entra al enfriamiento de sólidos en el intercambiador E-121

Analizando ambas gráficas se aprecia que las fracciones de partículas mayores a 500 μm y menores a 100 μm se pueden considerar compuestas únicamente de ceniza de la cascarilla de arroz.

Se diseña un tamiz vibratorio de tres bandejas para separar las partículas en cuatro fracciones. Mayores a 500 μm , de 500 a 250 μm , de 250 a 100 μm y menores a 100 μm . Para esto se trabajará con una curva granulométrica que incluya a todas las partículas juntas, las de ceniza y las de arena. Esta curva se muestra en la Figura AI.3.

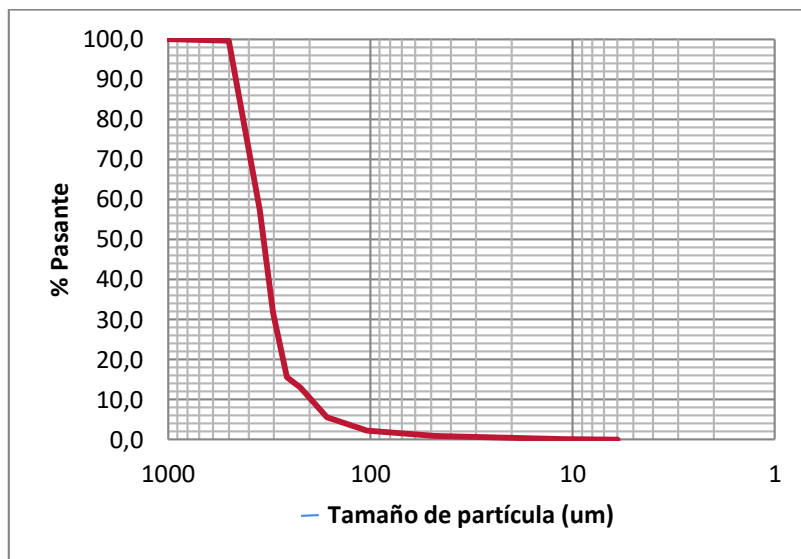


Figura. AI.3. Curva granulométrica para la totalidad de los sólidos que entran al enfriamiento de sólidos en el intercambiador E-121

De acuerdo con los tamaños seleccionados, se seleccionan tres mallas: una superior Nro 35, una intermedia Nro 60 y una malla inferior Nro 140. Las características de las mallas se muestran en la Tabla AI.16.

Se obtienen los factores de C_f y A de las Figuras 3.9 y 3.10. Los factores C, D, E se seleccionan de la Tabla 3.6 para arena en una malla de apertura cuadrada. Se calculan los factores B, F, G de acuerdo con las Ecuaciones 3.48, 3.49 y 3.50. El área de cada malla se calcula con la Ecuación 3.47. En la Tabla AI.17 se indica los valores de las constantes para cada malla.

Tabla AI.16. Apertura de malla y diámetro del hilo de alambre de las mallas a utilizar para el tamizaje de arena y ceniza

Tamaño standard	Designación de malla	Máxima apertura de malla (L)	Diámetro de hilo de alambre (t)
500 μm	35	550 μm	0,315 mm
250 μm	60	283 μm	0,160 mm
106 μm	140	126 μm	0,071 mm

(W.S. Tyler, 2015)

Tabla AI.17. Constantes de la Ecuación 3.47 para las mallas seleccionadas para el tamizaje de la corriente 22

Malla	C_f	A	B	C	D	E	F	G
35	500	0,61	0,91	1,2	1,00	1,00	0,93	0,75
60	300	0,52	0,91	1,2	0,90	1,00	0,94	1,27
140	165	0,50	0,91	1,2	0,80	1,00	0,94	2,35

Ejemplo de cálculo para la malla 35:

$$B = \frac{91,15}{100} = 0,91$$

$$F = 1,33 \left(\log \left(\frac{0,550}{0,315} \right) + 0,4604 \right) = 0,93$$

De acuerdo con la Figura AI.3, el porcentaje de sólidos que están en la fracción de 500 μm a 250 μm es 84,7 %. Así mismo, el porcentaje de sólidos menor que la apertura de la malla 35 es de 99,7 %.

$$G = 2,354 * (84,7)^{-0,257} = 0,75$$

$$\text{Flujo} = 1,9959 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 15\,840,74 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$A = \frac{15\,840,73 * 99,7}{100 * 500 * 0,61 * 0,91 * 1,20 * 1,00 * 1,00 * 0,93 * 0,75} = 67,37 \text{ ft}^2 = 6,26 \text{ m}^2$$

El área de cada malla se muestra en la Tabla AI.18.

Tabla AI.18. Área calculada para las mallas seleccionadas para el tamizaje de la corriente 22

Malla	Área* (m ²)
35	6,26
60	1,20
140	0,18

* Las áreas calculadas corresponden a un 85 % de eficiencia en la separación.

Debido a que el área de la primera malla es muy grande en comparación a las otras dos mallas, y considerando que solamente separará un 0,3 % de la alimentación, se decide trabajar solamente con las mallas # 60 y 140.

Siendo las dos mallas montadas en un mismo equipo, se selecciona el valor de área de 1,20 m². Ya que el área es mayor a la calculada para la malla de 140, se asume que dicha malla tendrá una eficiencia del 100 %.

Se realiza el mismo procedimiento anterior para calcular el área necesaria en los tamices vibratorios S-124 y S-125. Los resultados se muestran en la Tabla AI.19.

Tabla AI.19. Áreas calculadas para las mallas seleccionada para el tamizaje de las corrientes 27 y 32

Tamiz	Malla	Apertura estándar de malla	Área (m ²)
S-124	60	250 μm	2,0
S-125	60	250 μm	0,5
	140	106 μm	0,1

En las Tablas AI.20 y AI.21 se muestran los valores obtenidos a partir de los balances de masa en los tamices para cada una de las mallas. La corriente con la fracción de partículas más pequeñas va hacia el molino directamente mientras que las dos fracciones con tamaños mayores van hacia los separadores gravimétricos, en los cuales la diferencia en los tamaños de las partículas no puede ser muy grande, como se explica en la Sección 3.4.3.

Tabla AI.20. Porcentaje de partículas retenidas en el tamiz S-121 y flujos de las corrientes de salida

Composición	Rango de tamaños (μm)	Flujo de partículas entrantes (kg/s)	Porcentaje retenido en primera malla	Porcentaje retenido en segunda malla	Porcentaje no retenido en las mallas	Flujo de partículas por las corrientes de salida respectivas (kg/s)
Ceniza con carbón	0,5-106	0,0335	0	15	85	0,0285
	106 - 250	0,0286	15	85	0	0,0293
	250- 1000	0,0128	100	0	0	0,0171
Arena	0,5-106	0	0	0	0	0
	106 - 250	0,2270	15	85	0	0,1929
	250- 1000	1,6689	100	0	0	1,7029

Tabla AI.21. Porcentaje de partículas retenidas en el tamiz S-124 y flujos de las corrientes de salida

Composición	Rango de tamaños (μm)	Flujo de partículas entrantes (kg/s)	Porcentaje retenido en la malla	Porcentaje que pasa la malla	Flujo de partículas por la corriente 30 (kg/s)	Flujo de partículas por la corriente 31 (kg/s)
Ceniza con carbón	106 - 250	0,0043	15	85	0,0037	0,0006
	250- 352	0,0058	85	15	0,0009	0,0049
Arena	106 - 250	0,0340	15	85	0,0289	0,0051

AI.5.2 SELECCIÓN DE LOS SEPARADORES GRAVIMÉTRICOS

El principio de funcionamiento de los separadores gravimétricos con aire es la diferencia en las velocidades terminales de las partículas. La Tabla AI.22 muestra la velocidad terminal promedio calculada mediante las Ecuaciones 3.16 y 3.17, para cada rango de tamaños en las partículas.

Se seleccionan dos separadores gravimétricos para tratar las corrientes de salida 23 y 24 del tamiz vibratorio S-101. De acuerdo con las velocidades terminales mostradas en la Tabla AI.22, se asume la separación de las partículas con velocidades terminales de mayor diferencia, de igual manera, se asume la no

Tabla AI.22. Velocidades terminales para cada rango de tamaño partícula de los sólidos que entran a los separadores S-122 y S-123

Composición	Rango de tamaños (μm)	Diámetro medio d_p (μm)	Velocidad terminal (m/s)
Ceniza con carbón	6-11	8,5	0,0014
	11-48	29,5	0,0174
	48-104	76,0	0,1155
	104-164	134,0	0,3589
	164-222	193,0	1,3464
	222-259	240,5	1,6771
	259-302	280,5	1,9554
	302-352	327,0	2,2788
	352-500	426,0	2,9672
	500-1000	750,0	3,6426
Arena	104-164	134,0	1,2409
	164-222	193,0	1,7860
	222-259	240,5	2,2246
	259-302	280,5	2,5938
	302-352	327,0	3,0228
	352-500	426,0	3,9359

separación de las partículas con diferencia de velocidades terminales menor. La eficiencia de estos equipos es del 90 % en las fracciones más cercanas. La Tabla AI.23 muestra los flujos de salida de separadores gravimétricos.

Se calcula el flujo másico de cenizas a la entrada del molino, y con esto, la eficiencia de la recolección de la cascarilla de arena, de acuerdo con los datos de las Tablas AI.20, AI.21 y AI.23 y basándose en la Figura 4.3 y en la Tabla 4.2.

$$\text{Flujo másico de entrada al molino} = 0,0285 + 0,0043 + 0,0006 + 0,0058 + 0,0127$$

$$\text{Flujo másico de entrada al molino} = 0,0519 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Tabla AI.23. Flujos de las corrientes de salida de los separadores S-122 y S-123

Designación del separador gravimétrico	Composición	Rango de tamaños (μm)	Flujo de partículas entrantes (kg/s)	Flujo de partículas en la corriente 26 (kg/s)	Flujo de partículas en la corriente 27 (kg/s)
S-122	Ceniza con carbón	106-250	0,0043	0	0,0043
		250-302	0,0036	0	0,0036
		302-352	0,0022	0	0,0022
		352-500	0,0021	0,0021	0
		500-1000	0,0049	0,0049	0
	Arena	106 - 250	0,0340	0	0,0340
		250-302	0,3177	0,3177	0
		302-352	0,5105	0,5105	0
352-500		0,8406	0,8406	0	
				Flujo de partículas en la corriente 28 (kg/s)	Flujo de partículas en la corriente 29 (kg/s)
S-123	Ceniza con carbón	6-106	0,0050	0	0,0050
		106-164	0,0128	0	0,0128
		164 - 222	0,0079	0,0079	0
		222-250	0,0036	0,0036	0
	Arena	106-164	0,0386	0,0386	0
		164 - 222	0,1157	0,1157	0
		222-250	0,0386	0,0386	0

AI.6 SELECCIÓN DEL EQUIPO DE MOLIENDA

Considerando una molienda continua, se calcula el volumen del molino necesario para un tiempo de residencia de 1,5 horas. El flujo másico de la corriente 33 se toma de la Tabla 4.2, mientras que la densidad se toma de la Tabla 3.4.

$$\text{Volumen} = \frac{0,0569 \frac{\text{kg}}{\text{s}} * 3,6 \frac{\text{t} * \text{s}}{\text{kg} * \text{h}} * 1,5 \text{ h}}{1,59 \frac{\text{t}}{\text{m}^3}} = 0,193 \text{ m}^3$$

De acuerdo con el flujo y al volumen y considerando que los sólidos ocuparán un 25 % del volumen del molino, se selecciona el molino vibratorio

AUBEMA 4210/05-30 con dos cilindros de 0,55 m de diámetro por 3,00 m de largo. La capacidad máxima del molino es de 2,0 t/h y la potencia es de 75 kW.

El cálculo del d_{80} del flujo de alimentación se lo hace en base a la distribución de tamaños de partícula en la corriente 31, mediante la curva que se muestra en la Figura AI.4.

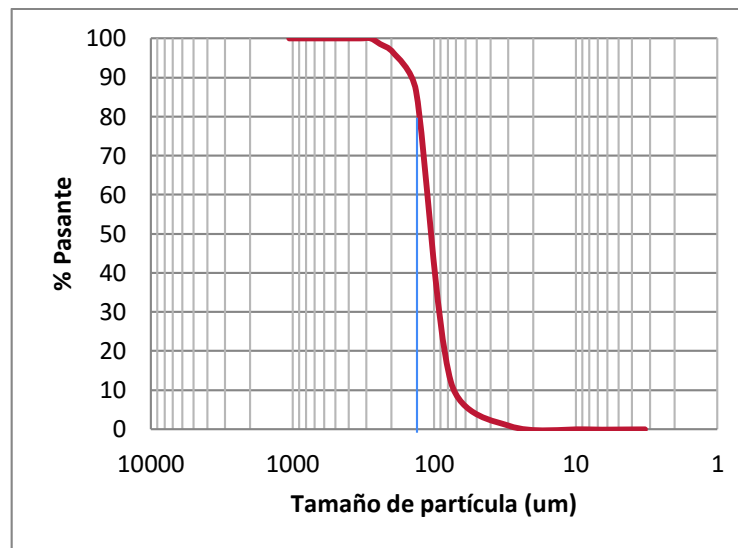


Figura AI.4. Cálculo del d_{80} de las partículas en la corriente de alimentación al molino

$$d_{80} \text{ en la alimentación} = 120,0 \mu\text{m}$$

El producto tendrá un d_{80} de $8,0 \mu\text{m}$, de acuerdo con los resultados de Cordeiro et al. (2008, p. 988).

Se calcula la energía necesaria para la molienda mediante la Ecuación 3.51, 3.51, 3.53, 3.54 y 3.55.

$$K_1 = \frac{8,0 + 10,3}{1,145 * 8,0} = 2$$

$$K_2 = \left(\frac{2,44}{0,45} \right)^{0,2} = 1,4$$

$$K = 1,7 * 1,3 * 2,0 * 1,4 = 6,2$$

$$Wi_C = 6,2 * 12,30 = 76,17 \frac{kWh}{t}$$

$$E = 76,17 * \left(\frac{10}{\sqrt{8,0}} - \frac{10}{\sqrt{120,0}} \right) = 199,77 \frac{kWh}{t}$$

$$Potencia\ requerida = 199,77 \frac{kWh}{t} * 0,0569 \frac{kg}{s} * 3,6 \frac{t * s}{kg * h} = 40,92 kWh$$

Se comprueba que la potencia necesaria para la molienda puede ser suministrada por el molino seleccionado, el cual se muestra en la Hoja de Especificación Nro 10, en la Sección 4.7.

Se calcula la composición del dióxido de silicio amorfo producido. Se utiliza la composición de la corriente 34 del balance de masa mostrado en la Tabla 4.2. El porcentaje de SiO₂ en la ceniza se toma de la Tabla 3.2.

$$\% SiO_2 = \frac{0,0501}{0,0569} * \frac{93,5}{100} = 82,33 \%$$

AI.7 DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR DE FLUJO CRUZADO PARA EL PRECALENTAMIENTO DEL AIRE DE INGRESO A LOS REACTORES Y A LA COLUMNA DESPOJADORA

AI.7.1 Dimensiones del haz de tubos y de las aletas

En la Tabla AI.24 se presentan las características principales del haz de tubos (Perry, 2008). En la Tabla AI.25 se detallan las características de los tubos utilizados en el haz. Las dimensiones de las aletas, mostradas en la Figura AI.5, se estiman con base en las características del banco de tubos tales como los espaciamentos y el número de filas y columnas.

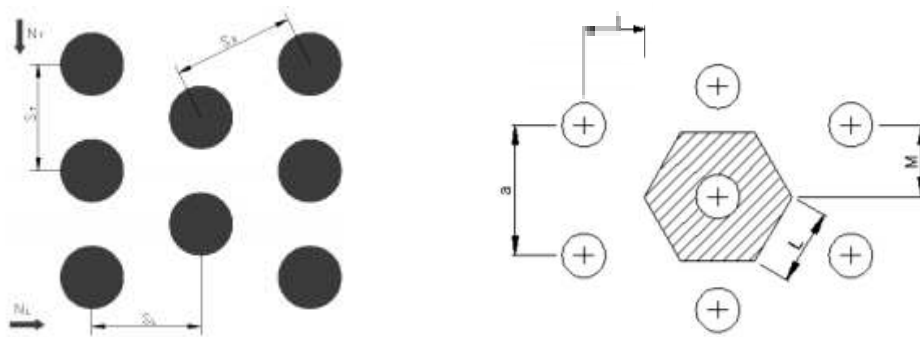


Figura AI.5. Distribución de tubos alternados en el intercambiador
(Peñaloza & Urgilés, 2009, pp. 37 y 80)

Tabla AI.24. Características del haz de tubos de arreglo triangular en el intercambiador E-101

Nro tubos	S_D (m)	S_T (m)	S_L (m)	S_T/S_L	Nro columnas	Nro filas	Longitud (m)
40	0,048	0,053	0,040	1,33	10	8	0,8

Tabla AI.25. Características de la tubería seleccionada para el haz de tubos

Descripción comercial	Diámetro externo (m)	Diámetro interno (m)	Espesor (m)	Conductividad térmica ($W/m^2 \cdot K$)
$\frac{3}{4}$ " Céd. 40	0,02670	0,02096	0,00287	51

Se consideraron un total de 100 aletas continuas de aluminio, con una separación de 8 mm entre sí. Las dimensiones de las aletas se muestran en la Tabla AI.26. Las dimensiones de las aletas se calculan con base en los espaciamientos entre los tubos.

Tabla AI.26. Características de las aletas de aluminio para el intercambiador E-101

# aletas	Espesor (m)	Ancho (m)	Alto (m)	Conductividad térmica ($W/m^2 \cdot K$)
100	0,00025	0,28	0,27	237

AI.7.1 CÁLCULO DEL CALOR TRANSFERIDO Y DE LAS PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

Se considera que el flujo de aire atmosférico circula por la coraza, mientras el gas caliente proveniente del reactor circula por los tubos.

Se calcula el calor requerido para incrementar la temperatura del aire atmosférico en la corriente 2 de la Tabla 4.2, de 25 a 200 °C, mediante la Ecuación 3.57.

$$Q = 0,8588 \cdot 1\,045 \cdot (200 - 25) = 157,05 \text{ kW}$$

Al desconocerse la temperatura de salida de la corriente de gases, se considera un valor de 600 °C para una primera aproximación en el cálculo de las propiedades. Las propiedades del aire a la temperatura promedio (T_a) entre la temperatura de entrada y la temperatura de salida supuesta se muestran en la Tabla AI.27.

Se calculan también las propiedades del gas al interior de los tubos a la temperatura de pared (T_p). La temperatura se asume como la temperatura media entre la temperatura de entrada del aire y la temperatura de entrada de los gases. Las propiedades calculadas del gas se muestran en la Tabla AI.27.

Tabla AI.27. Propiedades del aire y número de Prandtl para $T_a = 412,5$ °C

T_a (°C)	C_{p_a} $\left(\frac{J}{kg \cdot ^\circ C}\right)$	ρ_a $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$	k_a $\left(\frac{W}{m \cdot K}\right)$	μ_a $\left(\frac{kg}{m \cdot s}\right)$	Pr_a
412,5	1 090	0,49	0,055	0,000032	0,63

(Perry, 2008)

Tabla AI.28. Propiedades del gas y número de Prandtl para $T_m = 112,5$ °C

T_p (°C)	C_{p_g} $\left(\frac{J}{kg \cdot ^\circ C}\right)$	ρ_g $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$	k_g $\left(\frac{W}{m \cdot K}\right)$	μ_g $\left(\frac{kg}{m \cdot s}\right)$	Pr_g
112,5	1 045	0,88	0,0201	0,000021	1,09

(Perry, 2008)

AI.7.2 CÁLCULO DEL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA CALOR POR CONVECCIÓN

Se calcula la velocidad del aire a la entrada del intercambiador de calor mediante la Ecuación AI.14. Para el cálculo del área, se toman los valores de la Tabla AI.28.

$$V = \frac{G}{\rho \cdot A} \quad [\text{AI.14}]$$

Donde:

V = Velocidad del fluido $\left(\frac{m}{s}\right)$

G = Flujo másico del fluido $\left(\frac{kg}{s}\right)$

ρ = Densidad del fluido $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

A = Área transversal por la que pasa el fluido (m^2)

Entonces,

$$V_{\text{aire}} = \frac{0,8568 \cdot \frac{1}{0,88}}{0,80 \cdot 0,30} = 4,05 \frac{m}{s}$$

Se calculan también las velocidades máximas por el banco de tubos con las Ecuaciones AI.15 y AI.16, considerando los valores S_T , S_L y D (Peñaloza & Urgilés, 2009, p. 20). Las velocidades máximas son experimentadas por el aire al atravesar el banco de tubos, por efecto de la disminución de área transversal. Se calcula el número de Reynolds con la Ecuación AI.17, tomando el mayor valor de las velocidades máximas obtenidas.

$$V_{\text{máx1}} = \frac{V \cdot S_T}{S_T - D} \quad [\text{AI.15}]$$

$$V_{\text{máx2}} = \frac{V \cdot \frac{S_T}{2}}{\sqrt{\left(\frac{S_T}{2}\right)^2 + S_L^2 - D}} \quad [\text{AI.16}]$$

$$Re = \frac{\rho \cdot V \cdot D_e}{\mu} \quad [\text{AI.17}]$$

Donde:

- ρ = Densidad del fluido $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$
 D = Diámetro externo (m)
 μ = Viscosidad del fluido $\left(\frac{kg}{m \cdot s}\right)$

Entonces,

$$V_{m\acute{a}x1} = \frac{4,05 \cdot 0,053}{0,053 - 0,0267} = 8,11 \frac{m}{s}$$

$$V_{m\acute{a}x2} = \frac{4,05 \cdot \frac{0,053}{2}}{\sqrt{\left(\frac{0,053}{2}\right)^2 + (0,040)^2} - 0,0267} = 5,06 \frac{m}{s}$$

$$Re = \frac{0,88 \cdot 8,11 \cdot 0,0267}{0,000021} = 9\,071,64$$

Se calcula el número de Nusselt (Nu) Mediante la Ecuación A1.18. (Zukauskas & Ulinskas, 1988)

$$Nu = C \cdot Re^m \cdot Pr_a^{0.6} \left(\frac{Pr_a}{Pr_w}\right)^{1/4} \quad [A1.18]$$

Los valores de C y m dependen de la geometría del intercambiador, así como del número de Reynolds.

Para $\frac{S_T}{S_L} = 1,33$ y $1\,000 < Re < 2 \times 10^5$ se considera:

$$C = 0,39$$

$$m = 0,60$$

Entonces,

$$Nu = 0,39 \cdot 9\,071,64^{0.6} \cdot 1,09^{0.6} \left(\frac{1,09}{0,63}\right)^{1/4} = 111,60$$

Se debe corregir este valor con la Ecuación Al.19, considerando el número de filas del banco de tubos.

$$Nu_a = C_2 \cdot Nu \quad [\text{Al.19}]$$

Donde, C_2 para 8 filas es 0,97 (Incropera, 1999, p. 380). Por lo tanto,

$$Nu_a = 0,97 \cdot 111,60 = 108,25$$

El número de Nusselt (Nu) se define mediante la Ecuación Al.20. A partir de esta ecuación se calcula el coeficiente de transferencia de calor para el aire en la coraza.

$$Nu = \frac{h \cdot L_c}{k} \quad [\text{Al.20}]$$

Donde:

h = Coeficiente de convección $\left(\frac{W}{m^2}\right)$

L_c = Longitud característica (m)

k = Conductividad térmica $\left(\frac{W}{m \cdot K}\right)$

Entonces,

$$h = \frac{108,25 \cdot 0,0201}{0,0267} = 81,49 \frac{W}{m^2 K}$$

La eficiencia de las aletas es evaluada por medio del método de seccionamiento para aletas rectangulares (Peñaloza & Urgilés, 2009, pp. 36-38).

Se calcula la resistencia térmica máxima de la aleta ($R_{f\text{máx}}$) de acuerdo con la Ecuación Al.21. Los términos a , b , S_T , L , M y W se refieren a los indicados en la Figura Al.5 y a la Tabla Al.24. Se utiliza los valores de L , M , W y $\phi_{\text{máx}}$ que se obtienen mediante las Ecuaciones Al.22, Al.23 y de la Figura Al.6.

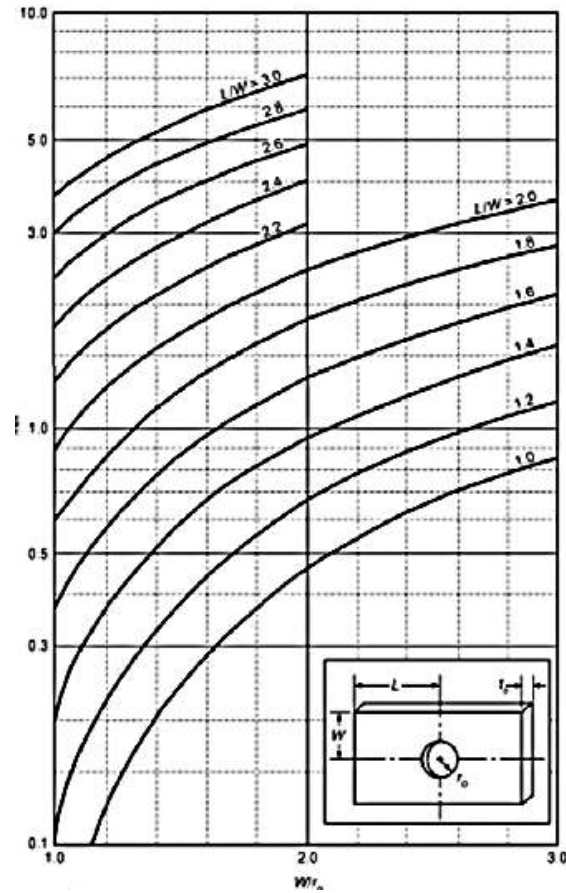


Figura AI.6. Resistencia máxima para aletas rectangulares, determinadas por el método de seccionamiento (ASHRAE, 2017)

$$\Phi_{\max} = \frac{R_{f_{\max}} \cdot k \cdot y_b}{L^2} \quad [\text{AI.21}]$$

$$M = W = \frac{S_T}{2} \quad [\text{AI.22}]$$

$$L = 0,5 * \frac{a}{b} \sqrt{\left(\frac{a}{2}\right)^2 + b^2} \quad [\text{AI.23}]$$

Donde:

y_b = Espesor en la base de la aleta (m)

k = Conductividad térmica $\left(\frac{W}{m \cdot K}\right)$

Entonces,

$$M = W = \frac{0,053}{2} = 0,0267 \text{ m}$$

$$L = 0,5 * \frac{0,053}{0,020} \sqrt{\left(\frac{0,053}{2}\right)^2 + 0,020^2} = 0,044 \text{ m}$$

$$\frac{W}{D} = \frac{0,0267}{0,0267} = 1$$

$$\frac{L}{W} = \frac{0,0440}{0,0267} = 1,67$$

$$\phi_{\text{máx}} = 0,5$$

$$R_{f_{\text{máx}}} = 0,5 * \frac{(0,0440)^2}{0,00025 \cdot 237} = 0,017 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{°C}}{\text{W}}$$

Asumiendo que $R_f = R_{f_{\text{máx}}}$, se calcula una primera aproximación de la eficiencia de la aleta mediante la Ecuación AI.24.

$$R_f = \frac{1}{h} \left(\frac{1}{\eta_f} - 1 \right) \quad \text{[AI.24]}$$

$$\eta_f^* = \frac{1}{1 + 81,49 \cdot 0,017} = 0,42$$

El factor de corrección $\frac{\phi}{\phi_{\text{máx}}}$ se obtiene de la Figura AI.7.

$$\frac{\phi}{\phi_{\text{máx}}} = 0,72$$

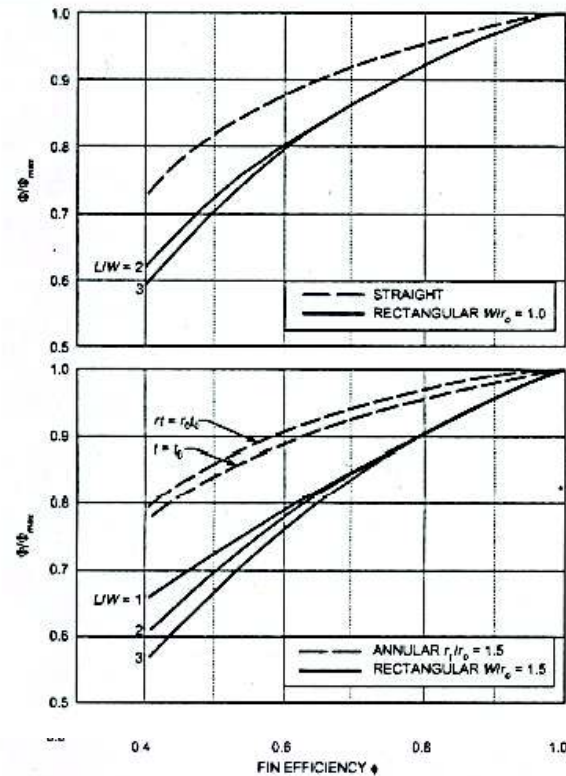


Figura AI.7. Factor de corrección de resistencia para aletas anulares y rectangulares. (ASHRAE, 2017)

La resistencia térmica real de la aleta se define por medio de la Ecuación AI.25:

$$R_f = \frac{\phi}{\phi_{\text{máx}}} \cdot R_{f \text{ máx}} \quad [\text{AI.25}]$$

$$R_f = 0,72 \cdot 0,017 = 0,012 \frac{\text{m}^2 \cdot \text{°C}}{W}$$

Por lo tanto, la eficiencia real de la aleta (η_f) es:

$$\eta_f = \frac{1}{1 + 81,49 \cdot 0,012} = 0,51$$

Para calcular la eficiencia del conjunto de aletas (η_o) se toma en cuenta la Ecuación AI.26.

$$\eta_o = 1 - \frac{A_f}{A_t} (1 - \eta_f) \quad [\text{AI.26}]$$

Donde:

$$A_t = A_{\text{libre de la aleta}} + A_f$$

$$A_{\text{libre de la aleta}} = A_{\text{ext tubos}} - A_{\text{libre aletas}}$$

$$A_f = (A_{\text{cara de la aleta}} + A_{\text{lateral de la aleta}} - A_{\text{agujeros de la aleta}}) \cdot \#aletas$$

$$A_{\text{libre de la aleta}} = \text{Área libre de cada aleta (m}^2\text{)}$$

$$A_{\text{ext tubos}} = \text{Área exterior total de los tubos (m}^2\text{)}$$

$$A_{\text{libre aletas}} = \text{Área libre total de las aletas (m}^2\text{)}$$

$$A_{\text{cara de la aleta}} = \text{Área de la cara de cada aleta (m}^2\text{)}$$

$$A_{\text{lateral de la aleta}} = \text{Área lateral de cada aleta (m}^2\text{)}$$

$$A_{\text{agujeros de la aleta}} = \text{Área en contacto con el tubo de cada aleta (m}^2\text{)}$$

Por lo tanto,

$$A_{\text{libre de la aleta}} = (40 \cdot \pi \cdot 0,0267 \cdot 0,8 - 100 \cdot 40 \cdot \pi \cdot 0,0267 \cdot 0,0002)$$

$$A_{\text{libre de la aleta}} = 2,62 \text{ m}^2$$

$$A_f = \left(2 \cdot 0,27 \cdot 0,28 + 2 \cdot (0,27 \cdot 0,28) \cdot 0,0002 - 2 \cdot \pi \left(\frac{0,0267}{2} \right)^2 \cdot 100 \right)$$

$$A_f = 15,03 \text{ m}^2$$

$$A_t = 2,62 + 15,03$$

$$A_t = 17,65 \text{ m}^2$$

$$\eta_o = 1 - \frac{15,03}{17,63} (1 - 0,52)$$

$$\eta_o = 0,59$$

Para la determinación del coeficiente de convección (h_{f_a}) para un banco de tubos con aletas se emplea la Ecuación Al.27 (Chopey, 2012, p. 7.87).

$$h_{f_a} = h \left(\frac{A_t}{A_o} \right) \eta_f$$

[Al.27]

Donde:

A_o = Área exterior total de los tubos (m^2)

Entonces:

$$h_{f_a} = 81,49 * \left(\frac{17,65}{\pi \cdot 0,0267 \cdot 0,8 \cdot 40} \right) * 0,64 = 342,95 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Se corrige el coeficiente de convección mediante la Ecuación AI.28 (Peñaloza & Urgilés, 2009, p. 26).

$$h_{f_a}^* = \frac{h_{R_f} \cdot h_{f_a}}{h_{R_f} + h_{f_a}} \quad [AI.28]$$

Donde:

$$h_{R_f} = \frac{1}{R_{f_a}} \quad [AI.29]$$

$h_{f_a}^*$ = Coeficiente de convección corregido ($\frac{W}{m^2}$)

R_{f_a} = Resistencia por incrustación en la superficie externa del tubo ($\frac{m^2 \cdot K}{W}$)

En la Tabla AI.29 se muestran de los factores de ensuciamiento típicos para los fluidos empleados.

Tabla AI.29. Resistencias por incrustación típicos de acuerdo al fluido que circula por el intercambiador de calor

Fluido	Resistencias por incrustación típicas ($\frac{m^2 \cdot K}{W}$)
Aire	0,0005
Gases con hidrocarburos livianos	0,0020

(Branan, 2002, p. 50)

$$h_{R_f} = \frac{1}{0,0005} = 2\,000 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$h_{fa}^* = \frac{2\,000 \cdot 342,95}{2\,000 + 342,95} = 292,75 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

AI.7.3 CÁLCULO DEL COEFICIENTE INTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCIÓN

Para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección en los tubos (h_i^*), el calor específico del aire se calcula mediante la Ecuación AI.9 con las constantes que se muestran en la Tabla AI.8.

Para el cálculo de los números adimensionales, se emplean las mismas ecuaciones utilizadas para el banco de tubos, excepto por aquellas correspondientes a las aletas externas. Siguiendo el mismo ejemplo de cálculo que en la Sección AI.7.2, se obtiene h_i^* .

$$h_i^* = 368,44 \frac{W}{m^2 K}$$

La resistencia del tubo se calcula mediante la Ecuación AI.30 (Peñaloza & Urgilés, 2009, p. 49).

$$R_w = \frac{t}{k} \left(\frac{De + 2NL(De + L)}{D - t} \right) \quad [AI.30]$$

Donde:

t = Espesor del tubo (m)

N = Número de aletas por metro

Reemplazando se tiene:

$$R_w = \frac{0,00287}{51} \left(\frac{0,0267 + 2 \cdot 100 \cdot 0,044 \cdot (0,0267 + 0,044)}{0,0267 - 0,00287} \right) = 0,0015 \frac{m^2 \cdot K}{W}$$

Para calcular el coeficiente global de transferencia de calor se emplea la Ecuación 3.58.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{292,75 \cdot 0,59} + \frac{0,0005}{0,59} + 0,0015 + 0,0020 * \left(\frac{17,65}{2,11}\right) + \frac{1}{368,44} \left(\frac{17,65}{2,11}\right)$$

$$U = 21,02 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Se calcula la temperatura de salida del gas mediante la Ecuación 3.56.

$$LMTD = \frac{157\,050}{21,04 \cdot 17,65} = 422,91 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Se corrige la LMTD mediante la Ecuación AI.31 con el valor F_c que se obtiene de la Figura AI.8.

$$LMTD_C = F_c \cdot LMTD \quad \text{[AI.31]}$$

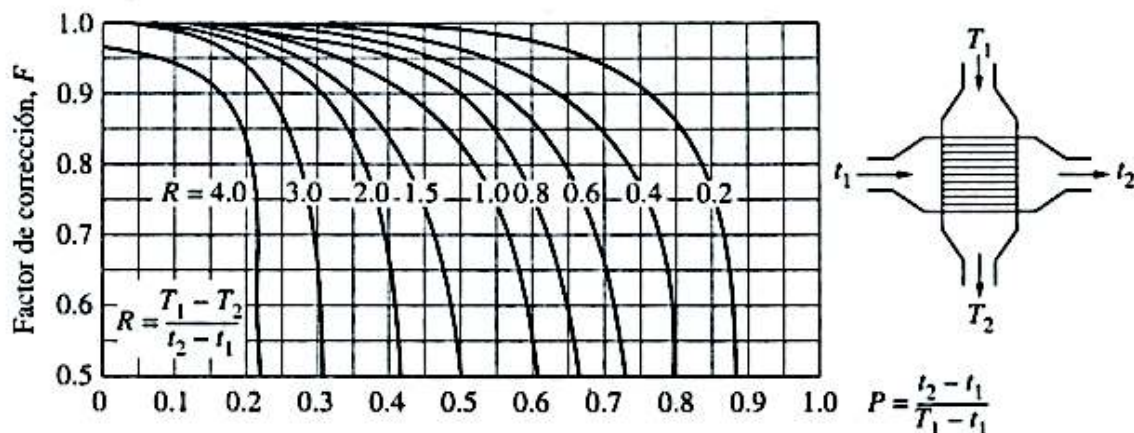


Figura AI.8. Factor de corrección para el LMTD en un intercambiador de calor de flujo cruzado de un solo paso con uno de los fluidos mezclado y el otro no mezclado (Cengel, 2004, p. 684)

Entonces:

$$LMTD_C = 0,95 \cdot 422,91 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$LMTD_C = 401,76 \text{ } ^\circ\text{C}$$

A partir de este $LMTD_c$ se obtiene una nueva temperatura de salida de los gases (T_{gs}^*) mediante la Ecuación 3.88.

$$401,76 = \frac{(800 - 200) - (T_{gs} - 25)}{\ln\left(\frac{800 - 200}{T_{gs} - 25}\right)}$$

$$T_{gs}^* = 277,89 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Debido a que esta temperatura T_{gs}^* no es igual a la asumida inicialmente de $600 \text{ } ^\circ\text{C}$, se deben determinar nuevamente las propiedades de los fluidos, coeficientes de transferencia de calor por convección y el coeficiente global de transferencia de calor, con la consideración de T_{gs}^* .

Se realizaron 5 iteraciones hasta que la variación de T_{gs}^* fue menor o igual que $0,1 \text{ } ^\circ\text{C}$. Los datos obtenidos se observan en la Tabla AI.30.

Tabla AI.30. Ejemplo de cálculo mediante iteraciones para obtener la temperatura de salida de los gases en el intercambio de calor con aire atmosférico

T_{gs} (°C)	h_a* (W/m²K)	h_i* (W/m²K)	U (W/m²K)	LMTD (°C)	LMTD_c (°C)
600,0	342,95	368,44	21,04	422,91	401,76
255,0	188,59	362,66	20,80	425,76	412,99
294,6	188,96	361,40	20,78	426,19	413,40
295,2	188,96	360,57	20,76	426,43	413,64
295,6	188,96	360,28	20,77	426,37	413,58
295,5	188,96	360,28	20,77	426,37	413,58

$$T_{gs}^* = 295,50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El cálculo de la caída de presión por la coraza ΔP se lo realiza por medio de la Ecuación 3.59 (Incropera, 1999, p. 383).

Los parámetros f y X se obtienen de la Figura AI.9.

$$\Delta P = 8 \cdot 0,4 \cdot 1 \cdot \frac{0,88 \cdot 8,85}{2}$$

$$\Delta P = 12,46 \text{ Pa}$$

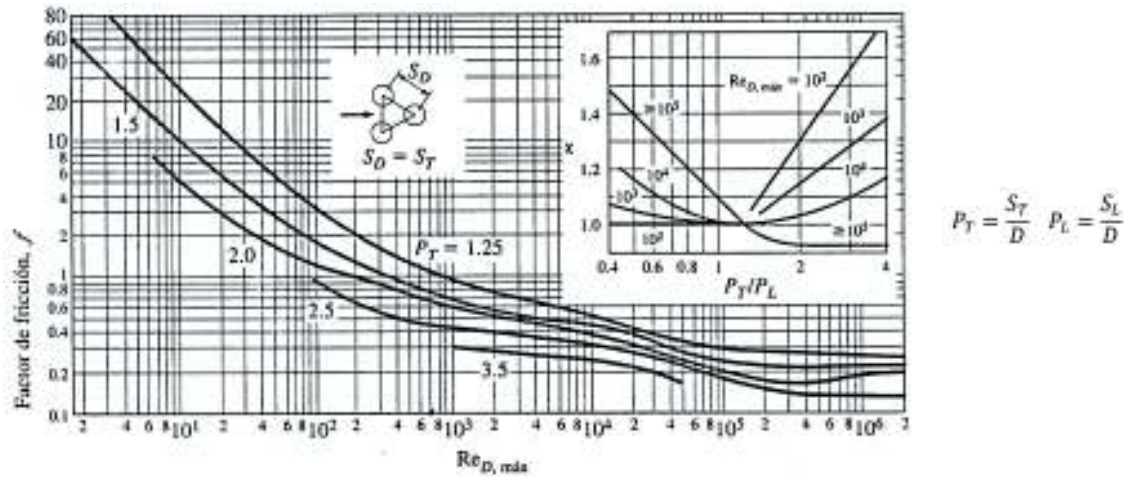


Figura AI.9. Factor de fricción y de correlación para un banco de tubos de arreglo escalonado
(Cengel, 2004, p. 393)

AI.7.3 DIMENSIONAMIENTO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR E-122

El cálculo de las dimensiones del intercambiador de calor E-122 se realiza de la misma manera que para el intercambiador de calor E-111. Los resultados se muestran en la Tabla AI.31.

Tabla AI.31. Resultados obtenidos del dimensionamiento del intercambiador de calor E-122

Variable	Valor
Largo	800 mm
Ancho	300 mm
Alto	300 mm
Temperatura de salida del gas de combustión	780,8 °C
Caída de presión en la coraza	12 Pa

AI.9 DISEÑO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN VENTURI

Para el cálculo de la temperatura de salida de las corrientes se realiza un cálculo iterativo. La cantidad de energía ganada por el agua es igual a la cantidad de

energía perdida por los gases. Se toma en cuenta además el calor latente del agua y de los alquitranes que cambian de estado de agregación.

La presión de vapor de los compuestos se los calcula con base en la Ecuación 3.60 con las constantes que se muestran en la Tabla AI.32. La cantidad de los alquitranes que condensan, calculados mediante el software online THERSITES, se muestran en la Tabla AI.33.

Tabla AI.32. Constantes para la Ecuación 3.60 para el agua y el naftaleno

Compuesto	A	B	C
Agua	5,08354	1663,125	- 45,854
Naftaleno	4,27117	1831,571	- 61,329

(NIST, 2016)

Tabla AI.33. Cantidad de alquitranes y agua que condensan en la columna de absorción *venturi* y en el ciclón acoplado

Compuesto	Cantidad que condensa (kg/s)	Contenido en gas de salida (kg/s)
Agua	0,0301	0,0232
Acenaftileno	0,0072	0
Fluoreno	0,0030	0
Fenantreno	0,0043	0
Naftaleno	0,0059	0,0022

La temperatura calculada tiene que ser menor que la temperatura de operación de la columna de absorción, por lo que el diseño se realiza conjuntamente con ese equipo. Los resultados del balance de energía se muestran en la Tabla AI.34.

Se obtiene el d_{50} y el d_{84} con base en la gráfica presentada en la Figura AI.10.

Tabla AI.34. Resultados obtenidos del balance energético en la columna *Venturi*

Variable	Valor
Temperatura de entrada del agua	25 °C
Flujo de agua que ingresa al <i>Venturi</i>	1,7435 kg/s
Flujo de agua que ingresa al ciclón acoplado	5,2933 kg/s
Flujo volumétrico gas de salida a condiciones de operación	0,5332 m ³ /s
Flujo másico de gas a la salida	0,6781 kg/s
Temperatura de salida de los gases	37 °C
Flujo de alquitranes en el gas de salida	0,002633 m ³ /s

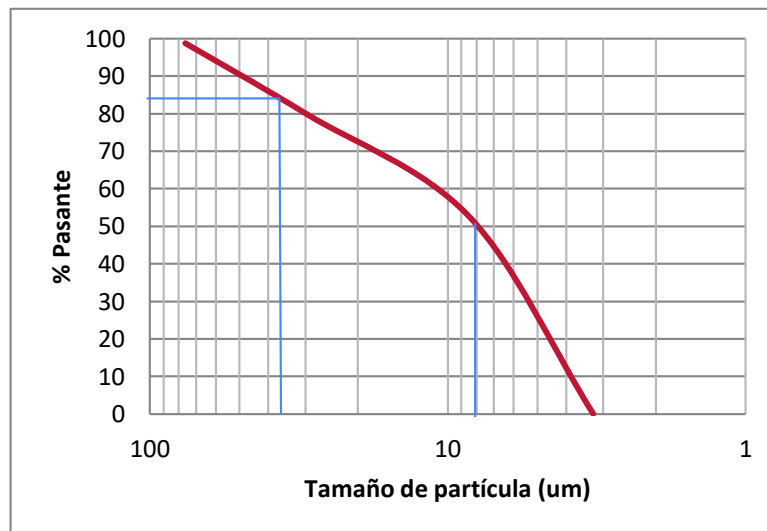


Figura AI.10. Cálculo del d_{50} y el d_{84} para las partículas alimentadas en el *Venturi*

$$d_{50} = 8 \mu m$$

$$d_{84} = 36 \mu m$$

$$\sigma = \frac{36}{8} = 4,5$$

De la gráfica de la Figura 3.11 se obtiene el porcentaje de partículas no retenidas para un diámetro de corte de $0,2 \mu\text{m}$. Se calcula luego las eficiencias de retención para cada tamaño de partícula, asumiendo una eficiencia de retención del 100 % para partículas mayores a $5 \mu\text{m}$. Los resultados se muestran en la Tabla AI.35.

$$P_t = 0,008$$

$$\eta_d = 1 - 0,008 = 0,9920$$

Tabla AI.35. Eficiencia de remoción de partículas en la columna *Venturi*, diámetro de corte = $0,2 \mu\text{m}$

Diámetro medio d_p (μm)	Composición en porcentaje	% Pasante	Eficiencia requerida	Eficiencia \times Composición
3,25	52,71	0	0,9848	0,5191
8,50	27,06	52,71	1	0,2706
29,50	19,07	79,77	1	0,1907
76,00	1,16	98,84	1	0,0116
EFICIENCIA TOTAL				0,9920

De acuerdo con la Figura 3.12 la caída de presión para un diámetro de corte de $0,2 \mu\text{m}$ sobrepasa los $45 \text{ inH}_2\text{O}$, por lo que se elige un diámetro de corte de $0,4 \mu\text{m}$ para reducir la caída de presión.

$$\Delta P = 40 \text{ inH}_2\text{O} = 9\,964 \text{ Pa}$$

Siguiendo el mismo procedimiento anterior, las eficiencias requeridas con el nuevo diámetro de corte se muestran en la Tabla AI.36.

Se calculan las dimensiones de la columna de absorción *Venturi* con las Ecuación 3.63. La velocidad se obtiene de la gráfica de la Figura 3.13.

Tabla AI.36. Eficiencia de remoción de partículas en la columna *venturi*,
diámetro de corte = 0,4 μm

Diámetro medio d_p (μm)	Composición en porcentaje	% Pasante	Eficiencia requerida	Eficiencia \times Composición
3,25	52,71	0	0,9526	0,5021
8,50	27,06	52,71	1	0,2706
29,50	19,07	79,77	1	0,1907
76,00	1,16	98,84	1	0,0116
EFICIENCIA TOTAL				0,9750

$$v = 345 \frac{ft}{s} = 105,16 \frac{m}{s}$$

$$A_t = \frac{0,709 \frac{m^3}{s}}{105,16 \frac{m}{s}} = 0,0068 m^2$$

$$\text{Ancho de la garganta} = \sqrt{0,0068 m^2} = 0,08 m$$

$$\text{Longitud de la sección angosta} = 3 * 0,08 = 0,24 m$$

$$\text{Longitud de la sección divergente} = 4 * 0,08 = 0,32 m$$

Aplicando la geometría, se calcula la longitud de la sección convergente y el área final de la sección divergente de acuerdo con los ángulos de convergencia y divergencia. Se considera que el ducto que sale del intercambiador de calor E-101 es de 0,30 x 0,30 m.

$$\text{Longitud de la sección convergente} = \frac{\frac{1}{2} * (0,30 - 0,08)}{\tan 10^\circ} = 0,62 m$$

$$\text{Ancho al final de la sección divergente} = 2(\tan(10^\circ) * 0,32) + 0,08 = 0,19 m$$

Las dimensiones del equipo completo serán determinadas de acuerdo con la Figuras 3.15, basándose en las referencias de la Figura 3.14. Para un flujo volumétrico a la salida de 1 502 Sat. CFM $\left(\frac{ft^3 \text{ gas saturado}}{min}\right)$. Las dimensiones del equipo se presentan en la Hoja de Especificación N^{ro} 12 de la Sección 4.7.

AI.10 DISEÑO DE LAS COLUMNAS DE ABSORCIÓN Y DE DESPOJAMIENTO

AI.10.1 DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA DE ABSORCIÓN

De acuerdo con los criterios de diseño, se necesita que la concentración en el gas de síntesis que sale de la columna de absorción sea como máximo de 50 mg/Nm³. De acuerdo con el flujo másico de la Tabla AI.33, aplicando la ley de los gases ideales, el flujo de naftaleno a la salida de la columna será de máximo 2,62×10⁻⁵ kg/s.

Realizando el balance de masa en la columna de absorción se obtienen las fracciones molares de naftaleno en las corrientes de entrada y de salida. En la Tabla AI.37 se puede observar estos valores, así como las relaciones entre la fracción de soluto (naftaleno) y la fracción de solvente en cada corriente.

Tabla AI.37. Balance de masa en la columna de absorción

Número de corriente	Flujo másico (kg/s)	Fracción molar de naftaleno	$\frac{\text{fracción de soluto}}{\text{fracción de solvente}}$
41 (gas de entrada)	0,6781	0,000794355	0,000794987
49 (biodiésel de entrada)	6,0118	0,000001000	0,000001000
50 (gas de salida)	0,6755	0,000009739	0,000009739
42 (biodiésel de salida)	6,0143	0,000980835	0,000981798

Se determina la constante de equilibrio para el sistema a la temperatura de operación de 313 K, de acuerdo con la Figura 3.17.

$$K_{eq} = 0,54 \frac{\text{mol de naftaleno}}{\text{mol de biodiesel}}$$

Se calcula la relación $\frac{L}{G}$ como 1,5 veces la relación $\frac{L}{G}$ mínima, que se encuentra con las Ecuaciones 3.68 y 3.69. A partir de este valor se calcula también L. El flujo molar total que ingresa a la columna de absorción es de 25,5050 $\frac{\text{mol}}{\text{s}}$. Este valor se obtiene dividiendo los flujos másicos de cada compuesto de la corriente 41 para sus respectivos pesos moleculares, a excepción de los alquitranes.

$$X_{salida}^* = \frac{0,000794687}{0,54} = 0,001472198$$

$$\frac{L}{G} = 1,5 * \frac{0,000794987 - 0,000009739}{0,001472198 - 0,00000100} = 0,8006 \frac{mol \text{ biodiésel}}{mol \text{ gas sin naftaleno}}$$

$$L_s = 0,8006 * 25,5050 \frac{mol}{s} = 20,4199 \frac{mol}{s}$$

Para el cálculo del diámetro de la torre se utiliza la Ecuación 3.70. Se calculan la densidad, viscosidad y número de Schmidt del biodiésel mediante las Ecuaciones 3.64, 3.65 y 3.66.

$$\rho_{biodiésel} = -0,4568 * (313) + 1\ 021,9 = 878,92 \frac{kg}{m^3}$$

$$\ln(\mu_{biodiesel}) = \frac{2\ 402}{313} - 12,7$$

$$\mu_{biodiesel} = 0,006566 \frac{kg}{m * s}$$

$$Sc_{biodiesel} = \frac{0,006566}{878,92 * 4,47 * 10^{-10}} = 16\ 712$$

$$X_c = \frac{6,0118}{0,6781} \sqrt{\frac{1,2719}{878,92}} = 0,3372$$

$$\ln(Y_{flood}) = -[3,5021 + 1,028 \ln(0,3372) + 0,11093 (\ln(0,3372))^2]$$

$$Y_{flood} = 0,0808$$

$$C_{sf} = \sqrt{\frac{0,0808}{65 * 0,006566^{0,1}}} = 0,0453$$

$$u_{GF} = \frac{0,0453}{\sqrt{\frac{1,2719}{878,9216 - 1,2719}}} = 1,1908$$

$$D = \sqrt{4 * \frac{0,5332}{0,7 * 1,1908 * 3,14}} = 0,902 \text{ m}$$

Para calcular el coeficiente volumétrico de transferencia de masa se utilizan las Ecuaciones 3.82, 3.83 y 3.84.

$$k_Y = 1,195 * \left(\frac{0,01698 * 1,0602}{1,9 \times 10^{-5} * (1 - 0,74)} \right)^{-0,36} \left(\frac{1,0602}{0,0266 * 1,1491^{\frac{2}{3}}} \right) = 2,2697 \frac{kmol}{m^2 * s}$$

$$k_X = 25,1 * \left(\frac{0,01698 * 9,3985}{0,006566} \right)^{0,45} * 16\,712^{0,5} * \frac{4,47 \times 10^{-10}}{0,01698} = 3,59 \times 10^{-4} \frac{kmol}{m^2 * s}$$

$$K_Y a = \frac{3,59 \times 10^{-4} * 2,2697}{3,59 \times 10^{-4} + 0,54 * 2,2697} * 92 = 6,11 \times 10^{-2} \frac{kmol}{m^2 * s}$$

El cálculo de la altura de la columna se realiza a partir de las Ecuaciones 3.76, 3.77, 3.78, 3.79, 3.80 y 3.81.

$$Y^*_{entrada} = 0,54 * 0,0009811798 = 0,000530171$$

$$Y^*_{salida} = 0,54 * 0,000001000 = 0,000000540$$

$$NTU = \frac{0,000794987 - 0,000009739}{(0,000794987 - 0,000530171) - (0,000009739 - 0,000000540)} \ln \frac{0,000794987 - 0,000530171}{0,000009739 - 0,000000540}$$

$$NTU = 10,32$$

$$HTU = \frac{0,03990}{6,11 \times 10^{-2}} = 0,654 \text{ m}$$

$$Z = 10,32 * 0,654 \text{ m} = 6,75 \text{ m}$$

La caída de presión en la columna se calcula de acuerdo con la Ecuación 3.75, con los datos de la Tabla 3.8.

$$\frac{\Delta P}{h} = 816,404 * 0,24 * 10^{0,14 * 1,8202} * \frac{0,2047^2}{0,0657} * \frac{1\,000}{878,923} = 0,3132 \frac{inH_2O}{ft} = 255,67 \frac{Pa}{m}$$

$$\Delta P = 255,67 * 6,75 = 1725,8 \text{ Pa}$$

AI.10.2 DISEÑO DE LA COLUMNA DE DESPOJAMIENTO

La columna de despojamiento también se diseña siguiendo el mismo procedimiento que la columna de absorción. La Tabla AI.38 muestra el balance de masa en la columna de despojamiento. La Tabla AI.39 muestra las variables y los parámetros de operación más importantes, obtenidos en el dimensionamiento del equipo.

Tabla AI.38. Balance de masa en la columna de despojamiento

Número de corriente	Flujo másico (kg/s)	Fracción molar de naftaleno	$\frac{\text{fracción de soluto}}{\text{fracción de solvente}}$
54 (gas de entrada)	0,3633	0	0
44 (biodiésel de entrada)	6,0143	0,000980835	0,000981798
58 (gas de salida)	0,3634	0,001594447	0,001596993
45 (biodiésel de salida)	6,0117	0,000001000	0,000001000

Tabla AI.39. Resultados obtenidos del diseño de la columna de despojamiento

Variable	Valor
Temperatura de operación	80 °C
Constante de equilibrio	7,32
Diámetro de la columna	0,77 m
Número de unidades de transferencia	8,54
Altura de la unidad de transferencia	0,721 m
Altura requerida de la columna	6,150 m

AI.11 DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALENTAMIENTO Y ENFRIAMIENTO DEL BIODIÉSEL

El diseño de los intercambiadores de calor de enfriamiento y calentamiento de biodiésel es similar. Se muestra un ejemplo de cálculo para el intercambiador de calor entre el biodiésel frío y el biodiésel caliente.

Se calcula el calor a ser transferido con base en la Ecuación 3.86. Se asume un calentamiento de 15 °C del biodiésel frío. Se asume la composición de la corriente como únicamente biodiésel debido a que la concentración de naftaleno es muy pequeña. Se considera un calor específico medio del biodiésel de $2\,173,6 \frac{J}{kg \cdot K}$ para el rango de temperaturas a trabajar (Zaitsau, 2013, p. 1922).

$$Q = 6,0143 \cdot 2\,173,6 \cdot (328 - 313) = 196\,091,65 \text{ W}$$

Se calcula la temperatura de salida del biodiésel caliente con la Ecuación 3.86.

$$T_2 = 353 - \frac{196\,091,65}{6,0143 * 2\,173,6} = 338 \text{ K}$$

Se calcula la LMTD con la Ecuación 3.88. En este caso en particular, debido a que la diferencia de temperatura de ambos fluidos es igual a 25 K, se toma directamente el valor del LMTD como 25 K.

$$LMTD = 25 \text{ K}$$

Corrigiendo la LMTD con los valores R y S calculados con las Ecuaciones 3.89 y 3.90, y de acuerdo con la Figura 3.18.

$$R = \frac{353 - 338}{328 - 313} = 1$$

$$S = \frac{328 - 313}{353 - 313} = 0,375$$

$$F_c = 0,98$$

$$LMTD_c = 24,5 \text{ K}$$

Se calcula el área de transferencia requerida de acuerdo con la Ecuación 3.87. Se toma un coeficiente de transferencia de calor medio, de acuerdo con la Tabla 3.11.

$$A = \frac{196\,091,65}{250 * 24,5} = 32,02 \text{ m}^2$$

Se calcula, de la misma forma, el área requerida del intercambiador con un factor de diseño del 10 %, lo que representa un aumento del 10 % en los flujos de diseño.

$$A = 35,22 \text{ m}^2$$

En la Tabla AI.40 se resumen los resultados obtenidos para los intercambiadores E-131, E-132 y E-133, los cuales fueron diseñados por este mismo método. Se seleccionan intercambiadores comerciales según catálogo. Los fluidos calientes siempre van por el lado de la coraza, por recomendación del fabricante.

Tabla AI.40. Flujos, temperaturas y áreas de intercambio en los intercambiadores de enfriamiento y calentamiento de biodiésel

Identificación intercambiador	Flujo tubos ($\frac{kg}{s}$)	Flujo coraza ($\frac{kg}{s}$)	T_1 (K)	T_2 (K)	t_1 (K)	t_2 (K)	Área necesaria (m^2)
E-131	6,0143	6,0118	353,0	338,0	313,0	328,0	35,22
E-132	6,0143	0,1292	416,7	416,7	338,0	353,0	7,64
E-133	6,0118	6,000	338,0	313,2	298,0	310,9	33,13

AI.12. EJEMPLO DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO DE ALMACENAMIENTO DE LA CASCARILLA DE ARROZ, LA ARENA Y EL BIODIÉSEL

Se calcula, mediante la Ecuación 3.91, el volumen de almacenamiento del silo de cascarilla de arroz, de acuerdo con el flujo másico de 36 toneladas por día y a su tiempo de residencia de 2 días. La densidad de la cascarilla se toma de la Tabla 3.4.

$$V = \frac{36 \frac{t}{día} * 2 \text{ días}}{0,100 \frac{t}{m^3}} = 720 \text{ m}^3$$

Se realiza el mismo cálculo para el silo de arena y el tanque de biodiésel. Los resultados se muestran en la Tabla AI.41. A partir de los volúmenes calculados, se seleccionan equipos comerciales, cuyas características se muestran en la Sección de hojas de especificación de equipos.

Tabla AI.41. Volúmenes de los silos de cascarilla de arroz, arena y del tanque de biodiésel

Identificación del tanque	Contenido	Volumen calculado (m ³)
SL-101	Cascarilla de arroz	720,0
SL-102	Arena	1,5
TK-101	Biodiésel	0,6

AI.13. SELECCIÓN DE LOS GENERADORES DE GAS

De acuerdo con Yin (2002, p. 185), el generador eléctrico de 200 kW de la empresa *Hongyan Machine Works* puede trabajar con una concentración de alquitranes hasta de 100 mg por metro cúbico de gas a condiciones normales. En la Hoja de Especificación N° 18 de la Sección 4.7 se pueden apreciar otras características del generador.

El generador puede admitir una cantidad de gas igual a $11 \frac{MJ}{kW \cdot h}$. Se calcula el número de generadores para aprovechar todo el gas de síntesis de acuerdo con la Ecuación AI.32. La Ecuación AI.32 debe tener consistencia de unidades en las variables.

$$\#generadores = \frac{\text{Poder calorífico del gas} \cdot \text{Flujo del gas}}{11 \frac{MJ}{kW \cdot h} \cdot \text{Potencia generador}} \quad [AI.32]$$

$$\#generadores = \frac{4,32 \frac{MJ}{Nm^3} * 0,6206 \frac{Nm^3}{s} * 3600 \frac{s}{h}}{11 \frac{MJ}{kW \cdot h} * 500 kW} = 1,76 \text{ generadores}$$

Se necesitan 2 generadores de los propuestos. De acuerdo con Yin (2002, p. 185), cada generador trabaja con 26,5 % de eficiencia. Se calcula la energía eléctrica total generada.

$$\text{Energía eléctrica generada} = 4,32 \frac{MJ}{Nm^3} * 0,6206 \frac{Nm^3}{s} * 0,265 = 711 kW$$

AI.14. EJEMPLO DE CÁLCULO PARA EL DIMENSIONAMIENTO Y SELECCIÓN DE TUBERÍAS, BOMBAS CENTRÍFUGAS Y *BLOWERS*

Se realiza un ejemplo de cálculo para el dimensionamiento de la línea de tubería 6-SS-PA-101. De acuerdo a la Tabla 4.2, el flujo de aire que pasa por la tubería tiene un valor de 0,4328 kg/s. La densidad del aire a las condiciones de presión y temperatura es de 1,1727 kg/m³. La velocidad se la toma de acuerdo con la Tabla 3.11. Se calcula la sección de la tubería de acuerdo con la Ecuación 3.92.

$$A = \frac{0,4328}{1,1727 * 20} = 0,0185 \text{ m}^2$$

$$D = 0,1532 \text{ m} \approx 6 \text{ in}$$

La Tabla 4.6 muestra los diámetros nominales seleccionados para las tuberías, con base en los diámetros calculados. También muestra el material de las tuberías, seleccionado de acuerdo con el servicio que presta cada una de ellas (Sinnott & Towler, 2008, p. 412).

AI.15. SELECCIÓN DE BOMBAS CENTRÍFUGAS Y *BLOWERS*

Se muestra un ejemplo de cálculo para determinar la potencia requerida de la bomba P-132.

Se calcula las pérdidas por fricción en la tubería 2 ¾-SS-BD-117, de 5 metros de longitud, mediante la Ecuación 3.94. Se considera que en la tubería existen 5 codos de 90° y una válvula de globo. De acuerdo con la Figura 3.20 se calcula $\sum \frac{L_{eq}}{D}$. El factor f se lo calcula mediante la Figura 3.19.

$$Re = \frac{878,72 * 1,8 * 0,06985}{0,006566} = 16\ 845,14$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000007}{0,2292} = 0,000031$$

$$f = 0,021$$

$$\sum \frac{L_{eq}}{D} = 27,43$$

$$h_L = 0,021 * \left(\frac{5}{0,0695} * \frac{1,8^2}{2 * (9,81)} + 27,43 * \frac{1,8^2}{2 * (9,81)} \right) = 0,3437 \text{ m}$$

A partir de la Ecuación 3.93, se hace el balance energético entre la salida del biodiésel de la columna de absorción y la entrada de este a la columna de despojamiento. Se toma en cuenta las pérdidas de fricción en la tubería y también las pérdidas en los intercambiadores de calor. Ya que las columnas trabajan a presión atmosférica, el término de la presión se elimina.

$$h_B = 7,45 + 0,34 = 7,79 \text{ m}$$

La selección de la bomba adecuada se hace con base en las curvas de operación de las bombas disponibles en el mercado. Para este ejemplo, se utiliza la curva de la Figura AI.11, correspondiente a una bomba FLOWMAX 5® de marca MPPUMPS, INC®.

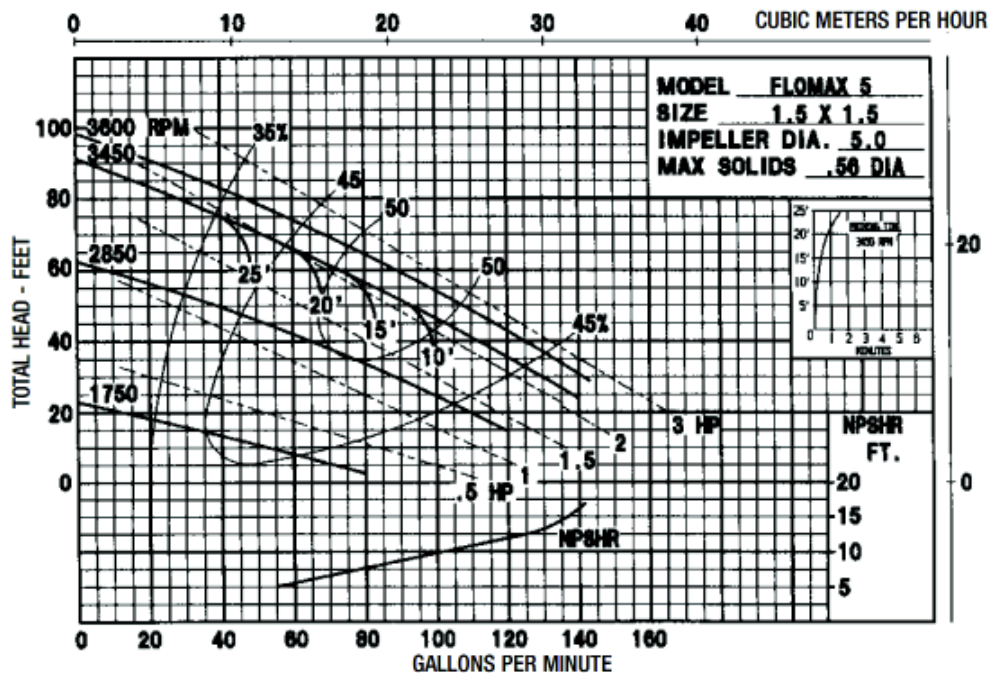


Figura AI.11. Curvas de operación para la bomba FLOWMAX 5® (MP PUMPS, 2017)

De la gráfica se puede observar que la potencia requerida por la bomba en su punto de operación es de 1,34 HP.

Para la selección de *blowers* se realiza el mismo proceso anterior y se toma en cuenta la caída de presión en cada uno de los procesos por los que circula el gas.

Un resumen de los valores de caída de presión en cada equipo se muestra en la Tabla AI.42. La Tabla AI.43 muestra un resumen de la altura y la potencia de las bombas y los *blowers* en la planta.

Tabla AI.42. Caída de presión en el flujo de gas a través de los equipos de proceso

Equipo	Caída de presión (Pa)
Reactor de gasificación	35 778
Reactor de combustión	516
Ciclón SC-111	696
Ciclón SC-112	1 213
Ciclón SC-121	249
Columna <i>Venturi</i> y ciclón acoplado	9 964
Columna de absorción	1 660
Columna de despojamiento	220

Tabla AI.43. Altura y potencia de bombas y *blowers* en la planta

Equipo	Altura de bombeo (m)	Potencia (HP)
Bomba P-131	7,80	1,34
Bomba P-132	2,70	0,75
Bomba P-133	2,70	0,75
Bomba P-134	2,65	0,75
<i>Blower</i> K-111	5070,46	56,00
<i>Blower</i> K-112	124,20	30,00
<i>Blower</i> K-121	47,39	3,00
<i>Blower</i> K-131	1924,25	20,00

ANEXO II

CÁLCULO DE INDICADORES ECONÓMICOS PARA EVALUAR LA PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA DE LA PLANTA

AII.1. CÁLCULO DEL VALOR DE INVERSIÓN

AII.1.1. CÁLCULO DEL COSTO DE ADQUISICIÓN DE LOS EQUIPOS

Se calcula un costo estimado de los equipos en la planta a partir de la Ecuación AII.1 (Sinnot & Towler, 2008, pp. 319-320).

$$C_e = a + bS^n \quad \text{[AII.1]}$$

Donde:

- C_e = Costo de adquisición del equipo (USD)
- a, b = Constantes características de acuerdo a la Tabla AII.1
- S = Parámetro correspondiente a las unidades de escalamiento del equipo, de acuerdo a la Tabla AII.1
- n = Exponentes característicos para cada equipo de acuerdo a la Tabla AII.1

Se realiza un ejemplo de cálculo para el reactor de gasificación.

Para calcular la masa de la carcasa se utiliza un espesor mínimo recomendado de 7 mm (Sinnot & Towler, 2008, p. 986). Se considera que la densidad del acero inoxidable es de 8 000 kg/m³.

$$S = 3,14 * 1,12 * 5,70 * 0,007 * 8\ 000 = 1\ 122,56$$

$$C_e = -10\ 000 + 600 * 1\ 122,56^{0,6} = 30\ 577,72\ \text{USD}$$

Tabla AII.1. Factores para el cálculo del costo de adquisición de los equipos de la planta

Equipo	Unidades de escalamiento, S	S mínimo	S máximo	A	b	n
Recipientes verticales, acero inoxidable 304	Masa de la carcasa, kg	90,0	124 200,0	-10 000	600	0,6
Recipientes horizontales, acero inoxidable 304	Masa de la carcasa, kg	170,0	114 000,0	-15 000	560	0,6
Intercambiador de calor de platos o flujo cruzado	Área de intercambio, m ²	1,0	180,0	1 100	850	0,4
Molinos pulverizadores	kg/h	200,0	4 000,0	3 000	390	0,5
Intercambiador de calor de tubos y coraza	Área de intercambio, m ²	10,0	1 000,0	10 000	88	1,0
Silos y tanques	Capacidad, m ³	10,0	4 000,0	5 700	700	0,7

(Sinnott & Towler, 2008, pp. 319-320)

Se sigue el mismo procedimiento para todos los equipos de la planta. En la Tabla AII.2 se muestran los costos de adquisición calculados para cada equipo. Para los ciclones y el silo de almacenamiento, se consideran los costos publicados por los fabricantes en el mercado local. Para los tamices, los separadores gravimétricos, la columna de absorción *Venturi*, la empacadora y los generadores eléctricos, los precios se obtienen de los valores publicados por los fabricantes. El costo de inversión de los equipos de la planta de tratamiento de agua se obtiene a partir de lo estimado por Wu, Huang, Zheng & Yin (2002, p. 67) para una planta de características similares.

Además, se calcula el precio de entrega en Ecuador, tomando en cuenta los costos por flete, seguros, impuestos de importación en aduanas e IVA. En la Tabla AII.2 se detallan también estos valores para los equipos importados.

AII.1.2. CÁLCULO DEL COSTO DE INVERSIÓN TOTAL

El cálculo del valor total de la inversión se hace con base en el costo total de los equipos, mediante factores propuestos para calcular los costos ISBL, OSBL, D&E

Tabla AII.2. Costos unitarios de adquisición aproximados para cada uno de los equipos de la planta

Equipo	Cantidad	Costo unitario (USD)	FLETE y seguros (USD)	Impuestos (USD)	Costo de adquisición total (USD)
Reactor de gasificación	1	30 576,78	3 000,00	4 868,63	38 445,41
Reactor de combustión	1	21 831,70	1 800,00	3 426,60	27 058,30
Tambor de vapor	1	3 614,50	1 200,00	698,10	5 512,61
Separador ciclónico	3	2 200,00	-	319,00	7 557,00
Intercambiador de calor de sólidos al granel	1	5 750,06	1 300,00	1 022,26	8 072,31
Tamiz vibratorio dos bandejas	2	8 000,00	5 000,00	1 885,00	29 770,00
Separador gravimétrico	2	12 000,00	5 500,00	2 537,50	40 075,00
Molino vibratorio	1	18 104,64	4 800,00	3 321,17	26 225,81
Intercambiador de calor flujo cruzado	3	3 801,02		551,15	13 056,51
<i>Columna de absorción Venturi</i>	1	15 000,00	1 500,00	2 392,50	18 892,50
Columna de absorción	1	30 427,87	3 000,00	4 847,04	38 274,91
Columna de despojamiento	1	24 902,15	2 000,00	3 900,81	30 802,96
Empaque de las columnas	1	8 000,00	1 300,00	1 348,50	10 648,50
Intercambiador de calor de tubos y coraza líquido – líquido	2	13 432,00	1 500,00	2 165,14	34 194,28
Intercambiador de vapor de tubos y coraza líquido - vapor	1	11 320,00	1 400,00	1 844,40	14 564,40
Generador 500 kW	2	152 000,00	16 000,00	24 360,00	384 720,00
Silo de almacenamiento de cascarilla	1	110 000,00		15 950,00	125 950,00
<i>Hopper arena</i>	1	2 500,00	800,00	478,50	3 778,50
Tanque biodiésel	1	2 000,00	700,00	391,50	3 091,50
Bomba centrífuga	3	2 000,00	900,00	420,50	9 961,50
<i>Blower</i>	4	3 500,00	1 000,00	652,50	20610,00
Equipo de embalaje	-	-	-	-	50 000,00
Equipos de la planta de tratamiento de aguas	-	-	-	-	150 000,00
TOTAL					1 091 262,00

y X. Los factores se toman de la Figura AII.1 para una planta de procesamiento de fluidos y sólidos.

Item	Process Type		
	Fluids	Fluids-Solids	Solids
1. Major equipment, total purchase cost	C_e	C_e	C_e
f_{er} Equipment erection	0,3	0,5	0,6
f_p Piping	0,8	0,6	0,2
f_i Instrumentation and control	0,3	0,3	0,2
f_{ed} Electrical	0,2	0,2	0,15
f_c Civil	0,3	0,3	0,2
f_s Structures and buildings	0,2	0,2	0,1
f_l Lagging and paint	0,1	0,1	0,05
ISBL cost $C = \sum C_e \times$	3,3	3,2	2,5
Offsites (OS)	0,3	0,4	0,4
Design and Engineering (D&E)	0,3	0,25	0,2
Contingency (X)	0,1	0,1	0,1
Total fixed capital cost $C_{FC} = C(1 + OS)(1 + DE + X)$			
$= C \times$	1,82	1,89	1,82
$= \sum C_e \times$	6,00	6,05	4,55

Figura AII.1. Factores para la determinación de los costos ISBL, OSBL, D&E y X para el cálculo de la inversión total de la planta (Sinnot & Towler, 2008, p. 315)

Entonces,

$$ISBL = 1\,091\,262,00 * (1 + 0,6 + 0,5 + 0,3 + 0,2 + 0,3 + 0,2 + 0,1)$$

$$ISBL = 3\,492\,038,40 \text{ USD}$$

$$OSBL = 3\,492\,038,36 * 0,40 = 1\,396\,815,36 \text{ USD}$$

$$D\&E = 3\,492\,038,36 * 0,25 = 873\,009,60 \text{ USD}$$

$$X = 3\,492\,038,36 * 0,10 = 349\,203,84 \text{ USD}$$

$$TOTAL = 6\,111\,067,20 \text{ USD}$$

AII.2. CÁLCULO DE LOS COSTOS FIJOS

AII.2.1. CÁLCULO DEL COSTO DE ALQUILER DEL TERRENO

Se calcula el costo de alquiler del terreno a partir del costo del metro cuadrado para las provincias de Guayas y Los Ríos. El Instituto de Promoción de Exportaciones e

Inversiones (2013, p.24) publica un valor entre 1,00 y 22,00 USD por metro cuadrado, por lo cual se toma un valor medio de 11,50 USD por metro cuadrado.

$$\text{Alquiler anual del terreno} = 11,50 \frac{\text{USD}}{\text{m}^2} * 2\,000 \text{ m}^2 = 23\,000,00 \text{ USD anuales}$$

AII.2.2. CÁLCULO DE LOS COSTOS LABORALES

Se consideran los puestos de trabajo de los operadores de acuerdo con las necesidades de la planta. La Tabla AII.3 resume las posiciones consideradas y los salarios asignados a cada trabajador. Se asume un total de 3 trabajadores para cada puesto de trabajo, tomando en cuenta los turnos rotativos, vacaciones, etc.

Tabla AII.3. Salarios anuales por las posiciones asignadas en planta

Cargo en la planta	Sueldo neto mensual (USD)	Aportes IESS y extras (USD)	Sueldo + aportaciones IESS y extras mensual (USD)	Sueldo + aportaciones IESS y extras anual (USD)	Salario anual por puesto (USD)
Operador en zona de gasificación y limpieza de gas	500,00	194,42	694,42	8 333,04	24 999,12
Operador en zona de procesamiento de sólidos y embalaje	500,00	194,42	694,42	8 333,04	24 999,12
Operador en recepción de insumos y tratamiento de aguas	500,00	194,42	694,42	8 333,04	24 999,12
Operador en zona de generación de energía	500,00	194,42	694,42	8 333,04	24 999,12
Operador sala de control	500,00	194,42	694,42	8 333,04	24 999,12
TOTAL					124 995,60

Los costos laborales administrativos, supervisión, investigación y desarrollo, laboratorios, etc., se estiman como un 65 % de los costos laborales totales (Sinnot & Towler, 2008, p. 302).

$$\text{Costos laborales administrativos} = \frac{0,65}{1 - 0,65} * (124\ 995,60)$$

$$\text{Costos laborales administrativos} = 232\ 134,69 \text{ USD anuales}$$

Los costos de mantenimiento se calculan como el 5 % del costo ISBL (Sinnot & Towler, 2008, p. 302).

$$\text{Costos de mantenimiento} = 0,05 * 3\ 492\ 038,36 = 174\ 601,92 \text{ USD anuales}$$

AII.3. CÁLCULO DE LOS COSTOS VARIABLES

AII.3.1. COSTO DE LOS INSUMOS

El cálculo de los costos variables toma en cuenta el precio de la cascarilla de arroz en el mercado local, así como los demás insumos necesarios para el proceso. Se toma en cuenta también el costo de la electricidad utilizada y el costo del tratamiento de aguas.

Para el análisis, se asume que la cascarilla de arroz no tiene costo, por tratarse de un desecho. También se asume un costo de transporte despreciable al considerarse que la planta se ubicará próxima a una zona productora de arroz. Así mismo, el biodiésel tiene un precio en el mercado local de 5,80 USD por galón y la arena de 85 USD por tonelada. Se calculan los costos anuales multiplicando la cantidad a ser utilizada por el precio.

$$\text{Costo biodiesel} = 781,00 \frac{\text{gal}}{\text{año}} * 5,80 \frac{\text{USD}}{\text{gal}} = 4\ 529,77 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

$$\text{Costo arena} = 111,454 \frac{\text{t}}{\text{año}} * 85,00 \frac{\text{USD}}{\text{t}} = 9\ 473,76 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

$$\text{Costo total insumos} = 4\ 529,77 + 9\ 473,76 = 14\ 003,53 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

AII.3.2. COSTO DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA

Para el cálculo del costo de la energía eléctrica consumida, se utiliza los valores de la energía eléctrica consumida por los equipos de separación y molienda y además por las bombas centrífugas y *blowers* en la planta. El costo de la energía eléctrica es de 0,0901 USD por kW-h para el sector industrial en Ecuador. En la Tabla AII.4 se resumen los valores de consumo para cada equipo.

Tabla AII.4. Consumo eléctrico anual de los equipos de la planta, en kW-h y en USD.

Equipo	Consumo (kW-h)	Consumo anual (USD)
Tamiz separador S-111	4,30	2 789,50
Tamiz separador S-114	3,63	2 354,85
Separador gravimétrico S-112	6,34	4 112,89
Separador gravimétrico S-113	6,34	4 112,89
Molino M-111	40,92	26 545,62
Bomba P-131	1,34	869,29
Bomba P-132	0,75	486,54
Bomba P-133	0,75	486,54
Bomba P-134	0,75	486,54
<i>Blower</i> K-111	56,00	36 328,32
<i>Blower</i> K-112	30,00	19 461,60
<i>Blower</i> K-121	3,00	19 46,16
<i>Blower</i> K-131	20,00	12 974,40
TOTAL		112 955,14

AII.4. FLUJO DE CAJA

En la Tabla AII.5 se muestra el flujo de caja de los primeros 4 años de funcionamiento de la planta. La Tabla 5.5 muestra un resumen del flujo de caja para los primeros 4 años.

Tabla AII.5. Flujo de caja del proyecto analizado, a 4 años

Descripción	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4
ISBL	-3 492 038,40				
OSBL	-1 396 815,36				
D&E	-873 009,60				
X	-349 203,84				
Inversión total	-6 111 067,20				
Alquiler terreno		-23 000,00	-23 000,00	-23 000,00	-23 000,00
Salarios personal		-124 995,60	-124 995,60	-124 995,60	-124 995,60
Administrativos		-232 134,69	-232 134,69	-232 134,69	-232 134,69
Mantenimiento		-174 601,92	-174 601,92	-174 601,92	-174 601,92
Costos fijos		-554 732,21	-554 732,21	-554 732,21	-554 732,21
Insumos		-10 502,65	-14 003,53	-14 003,53	-14 003,53
Energía eléctrica		-84 716,36	-112 955,14	-112 955,14	-112 955,14
Costos variables		-95 219,01	-126 958,67	-126 958,67	-126 958,67
SiO ₂		763 236,00	1 017 648,00	1 017 648,00	1 017 648,00
Energía eléctrica		345 546,00	460 728,00	460 728,00	460 728,00
Ingresos		1 108 782,00	1 478 376,00	1 478 376,00	1 478 376,00
Flujo	-6 111 067,20	458 830,78	796 685,12	796 685,12	796 685,12
Flujo acumulativo	-6 111 067,20	-5 652 236,42	-4 855 551,30	-4 058 866,18	-3 262 181,06

Para el cálculo del punto de equilibrio (P_e) se utiliza la Ecuación AII.2.

$$P_e = \frac{\text{Costos fijos}}{\text{Precio de venta unitario} - \text{Costo variable unitario}} \quad [\text{AII.2}]$$

Se calcula la energía eléctrica por cada tonelada de dióxido de silicio amorfo producido. Para eso, se calcula también el costo total unitario dividiendo los costos fijos totales para las toneladas de dióxido de silicio amorfo producidas. Se toma en cuenta que el precio de venta de cada tonelada de dióxido de silicio amorfo es de 600 USD. Para la energía eléctrica, el precio de venta es de 0,09 USD por kWh.

$$\text{Precio de venta unitario} = 600 \frac{\text{USD}}{t \text{ SiO}_2} + \frac{5\,119\,200 \text{ kWh}}{1\,696,08 t \text{ SiO}_2} * 0,09 \frac{\text{USD}}{\text{kWh}} = 871,64 \frac{\text{USD}}{t \text{ SiO}_2}$$

$$P_e = \frac{554\,732,21}{871,64 - \frac{554\,732,21 + 126\,958,67}{1\,696,08}} = 696,21 t$$

ANEXO III

MODELADO Y SIMULACIÓN DEL REACTOR DE GASIFICACIÓN DE CASCARILLA DE ARROZ

AIII.1 MODELO CINÉTICO DEL REACTOR

Se adopta el modelo cinético desarrollado por Kaushal et al. (2010), Yan (1998), Gopalakrishnan (2013) y González (2010). El objetivo es obtener la composición de los gases a la salida del reactor, la conversión del carbón proveniente de la biomasa y la temperatura real del lecho. Todos estos datos son necesarios para los balances de masa y energía.

La composición y los flujos máxicos de las corrientes de entrada al reactor se toman del balance de masa. Las propiedades hidráulicas de la biomasa y de la arena en el lecho son tomadas de la Tabla 3.4.

AIII.1.1 HIPÓTESIS GENERALES

1. Proceso en estado estacionario
2. Temperatura del lecho homogénea
3. Temperatura de la zona *freeboard* igual a la temperatura del lecho
4. Evolución unidimensional de las variables de operación en el lecho. No existe cambio en la composición en el lecho radialmente
5. Comportamiento hidrodinámico del lecho tal como lo describe la teoría de las dos fases (fase burbuja y fase emulsión) (Kunii & Levenspiel, 1991). En esta teoría la fase emulsión permanece en condiciones de fluidización incipiente (mínima fluidización) y la fase burbuja fluye a través de la fase emulsión

6. Homogeneidad en los sólidos en la fase emulsión
7. Tamaño de las burbujas variable con respecto a la altura del lecho (Gómez-Barea & Leckner, p. 453)
8. Volatilización de la biomasa en forma instantánea y distribución uniforme de los productos formados de la misma (Kaushal et al., 2010)
9. El gas de la volatilización se compone de CO, CH₄, H₂O y alquitranes. Una fracción de los alquitranes a su vez se descomponen en H₂, CO y CH₄ (Chowdhury & Bhattacharya, 1994)
10. El carbón obtenido luego de la volatilización se asume únicamente como carbono (Gopalakrishnan, 2013, p. 94)
11. Debido a su baja concentración en los reactores comerciales, no se considera la producción de compuestos gaseosos diferentes al H₂, CO, CO₂, CH₄ y H₂O (Yin et al. 2002). Los alquitranes se consideran únicamente como naftalenos (Mwandila, 2010, p.78).
12. Se considera la transferencia de masa entre partículas y gas en la fase emulsión y además la transferencia de masa entre la fase burbuja y la fase emulsión
13. Se aplica la cinética presentada por Yang (2003). Además, se agrega la reacción de Boudouard (Gopalakrishnan, 2013, p. 31). Las reacciones se presentan en la Tabla AIII.1.

Tabla AIII.1. Reacciones que ocurren el reactor de gasificación

Nro	Reacción
1	$C + H_2O \rightleftharpoons H_2 + CO$
2	$C + 2H_2 \rightleftharpoons CH_4$
3	$2C + H_2O + H_2 \rightleftharpoons CO + CH_4$
4	$C + \varphi O_2 \rightarrow 2(1 - \varphi) CO + (2\varphi - 1) CO_2$
5	$2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O$
6	$2CO + O_2 \rightarrow 2CO_2$
7	$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$
8	$CO + H_2O \rightleftharpoons H_2 + CO_2$
9	$C + CO_2 \rightleftharpoons 2CO$

AIII.1.2 MODELAMIENTO DE LA ETAPA DE VOLATILIZACIÓN

El proceso de pirólisis y el proceso de evaporación del agua contenida en la cascarilla de arroz son instantáneos, en el momento de entrada al reactor (Kaushal, 2010, pp. 3653-3654).

De acuerdo con el modelo de Chowdhury et al. (1994, pp. 584-588) para cascarilla de arroz, los volátiles presentes en la biomasa fresca se descomponen en 12 % gases, 25 % agua y 15 % alquitranes.

La fracción referida a los gases se compone únicamente de acetaldehído (CH_3CHO), el cual se descompone instantáneamente en CO y CH_4 .

De igual manera, los alquitranes se descomponen dando lugar a varios compuestos. Por cada mol de alquitranes, cuyo peso molecular se toma en promedio como 188,63 g/mol (Zhai, Wang, Zhang, Dong & Qi, 2015, p. 6), se forman: 0,75 mol de H_2 , 0,14 mol de CO , 1,38 mol de CH_4 , 3,00 mol de C y 0,35 mol quedan como alquitranes.

AIII.1.3 CINÉTICA DE LAS REACCIONES DE GASIFICACIÓN

En la etapa de gasificación, existen reacciones que son exotérmicas y endotérmicas. Todas las reacciones presentadas en la Tabla AIII.1 se dan simultáneamente. Las reacciones de combustión 4, 5, 6, y 7 brindan la energía necesaria para que se produzcan las reacciones endotérmicas 8 y 9.

Las reacciones que se dan con el carbón tienen lugar únicamente en la fase heterogénea del lecho, mientras que las reacciones gaseosas se dan en las dos fases, heterogénea y homogénea.

Reacciones Heterogéneas:

En la reacción de combustión 4 de la Tabla AIII.1, φ toma un valor de 0,8 de acuerdo con resultados experimentales obtenidos por Petersen & Werther (2005, p. 722). El

mecanismo controlante de la reacción es la transferencia de masa (Basu, 2006, pp. 107-113) y los cálculos cinéticos se realizan con las ecuaciones de Yang (1998, p. 1076). El coeficiente de transferencia de masa (k_g) hacia la superficie de reacción se calcula mediante la Ecuación AIII.1, mientras que la velocidad de reacción (r) se calcula con la Ecuación AIII.2.

$$k_g = \frac{D_g}{d_p} (2\varepsilon_{mf} + 0,69 (Sc)^{1/3} (Re/\varepsilon_b)^{1/2}) \quad [\text{AIII.1}]$$

$$r_4 = a_s k_g C_{O_2} \quad [\text{AIII.2}]$$

Donde:

D_g	= Difusividad del gas $\left(\frac{m^2}{s}\right)$
d_p	= Tamaño de partícula medio (m)
ε_{mf}	= Fracción de vacío en el lecho
Sc	= Número de Schmidt
Re	= Número de Reynolds
ε_b	= Fracción de vacío en la fase burbuja
a_s	= Área específica de las partículas $\left(\frac{m^2}{m^3}\right)$
C	= Concentración del compuesto $\left(\frac{mol}{m^3}\right)$

La cinética de Johnson describe las reacciones 2 y 3 de la Tabla AIII.1. La velocidad de reacción se calcula con base en las Ecuaciones AIII.3 – AIII.11.

$$r_j = \frac{\varepsilon_s \rho_0 f_0}{w_c} r(X) g_i(T, P_i) \left(\frac{kmol}{m^3s}\right) \quad [\text{AIII.3}]$$

Siendo $j = 2$ y 3

Donde:

$$r(X) = \frac{dX}{dt} = Y_C (1 - X)^{2/3} e^{-\gamma X^2} \quad [\text{AIII.4}]$$

$$g_i(T, P_i) = \frac{e^{\frac{4704}{Tp}}}{60} k_j \quad [\text{AIII.5}]$$

$$f_0 = 6,2 Y_C(1 - Y_C) \quad [\text{AIII.6}]$$

$$Y = \frac{52,7 p_{H_2}}{1+54,3 p_{H_2}} + \frac{0,521 p_{H_2}^{0,5} p_{H_2O}}{1+0,707 p_{H_2} + 0,5 p_{H_2}^{0,5} p_{H_2O}} \quad [\text{AIII.7}]$$

$$k_2 = \frac{e^{2,6741 - \frac{18375}{T}} * \left(1 - \frac{p_{CH_4}}{p_{H_2O}^2 * K_{eq2}}\right)}{1 + p_{H_2} * e^{1 - 10,452 + \frac{11097}{T}}} \quad [\text{AIII.8}]$$

$$k_3 = \frac{p_{H_2O}^2 * p_{H_2O} * e^{12,4663 - \frac{24746}{T}} * \left(1 - \frac{p_{CH_4} * p_{CO}}{p_{H_2} * p_{H_2O} * K_{eq3}}\right)}{\left[1 + e^{-6,6696 + \frac{8,443}{T}} * \left(p_{H_2}^{0,5} + 0,85 p_{CO} + 18,62 \frac{p_{CH_4}}{p_{H_2}}\right)\right]^2} \quad [\text{AIII.9}]$$

$$K_{eq2} = 10^{-5,373 + \frac{47723}{T}} \quad [\text{AIII.10}]$$

$$K_{eq3} = K_{eq2} * 10^{7,49 + \frac{7070}{T}} \quad [\text{AIII.11}]$$

r = Velocidad de reacción $\left(\frac{kmol}{m^3 * s}\right)$

ε_s = Fracción de volumen ocupada por los sólidos

ρ = Densidad de las partículas de carbón $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

w_c = Peso molecular del carbón $\left(\frac{kg}{kmol}\right)$

Y_C = Fracción de carbono fijo en las partículas de carbón

X = Conversión del carbón

T = Temperatura del lecho (K)

p = Presión parcial del compuesto (atm)

Las reacciones 1 y 9 de la Tabla AIII.1 responden a la cinética presentada en las Ecuaciones AIII.12 y AIII.13. Gopalakrishnan (2013, p. 94).

$$r_1 = 15170 * \exp\left(\frac{-121620}{RT}\right) \left(C_{H_2O} - \frac{C_{CO} C_{H_2}}{K_{eq1}}\right) \quad [\text{AIII.12}]$$

$$r_9 = 36,16 * \exp\left(\frac{-77390}{RT}\right) \left(C_{CO_2} - \frac{C_{CO}}{K_{eq9}}\right) \quad [\text{AIII.13}]$$

Donde:

$$R = \text{Constante de los gases ideales} \left(\frac{J}{\text{mol} \cdot K} \right)$$

Las constantes de equilibrio K_{eq1} y K_{eq9} son funciones de la temperatura y de la energía libre de Gibbs ΔG_i^0 de formación, tal como se muestra en la Ecuación AIII.14

$$-RT[\ln(K_{eqj})] = \Delta G_i^0 \quad [\text{AIII.14}]$$

Siendo $j = 1$ y 9

Donde:

$$\Delta G_i^0 = J_j - RT \left((\Delta A) \ln T + \frac{\Delta B}{2} T + \frac{\Delta C}{6} T^2 + \frac{\Delta D}{2T^2} + I_j \right) \quad [\text{AIII.15}]$$

Para calcular I_j y J_j se utiliza la Ecuación AIII.15 conjuntamente con la Ecuación AIII.16, donde se reemplaza ΔG_i^0 y ΔH_i^0 por $\Delta G_{i,293}^0$ y $\Delta H_{i,293}^0$, los cuales corresponden a la energía libre de Gibbs y a la entalpía de formación a 298 K. Estos valores se obtienen de la Tabla AI.8. Los valores de ΔA , ΔB , ΔC y ΔD se obtienen de los productos de los coeficientes estequiométricos de los compuestos en la reacción y las constantes presentadas en la Tabla AI.8, según corresponda.

$$\frac{\Delta H_i^0}{R} = \frac{J_j}{R} + (\Delta A)T + \frac{\Delta B}{2} T^2 + \frac{\Delta C}{3} T^3 - \frac{\Delta D}{T} \quad [\text{AIII.16}]$$

Reacciones homogéneas:

Las reacciones 5, 6 y 7 de la Tabla AIII.1 responden a la cinética de Haslam (Yan, 1998). Las Ecuaciones AIII.17 y AIII.18 representan las velocidades de reacción respectivas. En términos prácticos, la cinética de combustión del metano se asume igual a la cinética de combustión del monóxido de carbono (Yan, 1998).

$$r_5 = k_{05} C_{H_2}^2 C_{CO_2} \quad [\text{AIII.17}]$$

$$r_6 = k_{06} C_{CO}^2 C_{CO_2} \quad [\text{AIII.18}]$$

$$r_7 = r_6 \quad [\text{AIII.19}]$$

Donde:

$$k_{06} = 2,4602 \times 10^{-12} \exp\left(-\frac{21137}{T} + 24,74414\right) T^3 \quad [\text{AIII.20}]$$

$$\frac{k_{06}}{k_{05}} = 0,35 \quad [\text{AIII.21}]$$

Para la reacción 8 se toma la cinética de Karim & Mohindra (Yan, 1998). La cinética se representa en la Ecuación AIII.22.

$$r_8 = k_{08} C_{H_2O} C_{CO} - \frac{k_{08}}{K_{eq8}} C_{CO_2} C_{H_2} \quad [\text{AIII.22}]$$

Donde:

$$k_{08} = 2,987 \times 10^{-10} \exp\left(-\frac{44388}{T}\right) \quad [\text{AIII.23}]$$

La constante de equilibrio K_{eq8} se calcula con la Ecuación AIII.14.

AIII.1.4 ECUACIONES DE CONSERVACIÓN

La Ecuación AIII.24. representa el balance de masa para la fase gaseosa en la fase burbuja. La Ecuación AIII.25 representa el balance de masa para la fase gaseosa en la fase emulsión. Ambas ecuaciones se componen de tres términos en el lado derecho. El primero representa la transferencia de masa entre las fases burbuja y emulsión, el segundo representa el flujo neto y el tercero representa las reacciones químicas que se dan a lugar. Las concentraciones iniciales son las que se obtienen en la volatilización.

$$\frac{df_{Bi}}{dz} = A * \left(a_B k_{BEi} (C_{Ei} - C_{Bi}) + \Delta F_{Ei} + \varepsilon_b \sum_{j=1}^{N_B} \alpha_{ij} r_{Bj} \right) \quad [\text{AIII.24}]$$

$$\frac{df_{Ei}}{dz} = A * \left((a_E k_{BEi} (C_{Bi} - C_{Ei}) - \Delta F_{Ei} + (1 - \varepsilon_b) \left(\varepsilon_{mf} \sum_{j=1}^{N_s} \alpha_s \alpha_{ij} r_{Ecj} + (1 - \varepsilon_{mf}) \left[\sum_{j=1}^{N_s} \alpha_s \alpha_{ij} r_{Ecj} + \sum_{j=1}^{N_g} \alpha_{ij} r_{Egj} + \sum_{j=1}^{N_v} \alpha_{ij} r_{Evj} \right] \right) \right) \right) \quad [\text{AIII.25}]$$

Donde:

$$f_{Bi} = C_{Bi} * A * u_b * \varepsilon_b \quad [\text{AIII.26}]$$

$$f_{Ei} = C_{Ei} * A * u_{mf} * (1 - \varepsilon_b) \quad [\text{AIII.27}]$$

f = Flujo molar de cada compuesto i en la fase burbuja (B) o fase emulsión (E) $\left(\frac{\text{mol}}{\text{s}}\right)$

a_B, a_E = Área interfacial entre las fases burbuja y emulsión por unidad de volumen del lecho $\left(\frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}\right)$

k_{BE} = Coeficiente de transferencia de masa interfacial $\left(\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 * \text{s}}\right)$

N = Número de especies gaseosas en cada fase

α_{ij} = Coeficiente estequiométrico de la especie i en la reacción j

ε_b = Fracción de vacío en la fase burbuja

a_s = Área específica de las partículas $\left(\frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}\right)$

u_b = Velocidad del gas en la fase burbuja $\left(\frac{\text{m}}{\text{s}}\right)$

u_{mf} = Velocidad mínima de fluidización $\left(\frac{\text{m}}{\text{s}}\right)$

El término de flujo neto ΔF_{Ei} está definido como el número de moles de gas generadas en la fase emulsión debido a la gasificación de la biomasa (incluyendo las reacciones de combustión). En términos generales, las burbujas que se crean por la gasificación de la biomasa, se asumen inmediatamente como pertenecientes a la fase burbuja, debido a que la fase emulsión tiene que permanecer en su estado de mínima fluidización. El flujo neto es el término que tiene en cuenta este fenómeno. Debido a que las especies contribuyen de forma individual al flujo neto, se definen los términos mediante las Ecuaciones AIII.28 y AIII.29.

$$\Delta F_{Ei} = \Delta F_E C_{Ei} / \sum_{i=1}^{N_E} C_{Ei} \quad [\text{AIII.28}]$$

$$\Delta F_{Ei} = \frac{C_{Ei}}{\sum_{i=1}^N C_{Ei}} \sum_{j=1}^{N_E} \left[(1 - \varepsilon_b) \left(\varepsilon_{mf} \sum_{j=1}^{N_E} \alpha_{ij} r_{Ej} + (1 - \varepsilon_{mf}) \left[\sum_{j=1}^{N_s} \alpha_s \alpha_{ij} r_{Ecj} + \sum_{j=1}^{N_g} \alpha_{ij} r_{Egj} + \sum_{j=1}^{N_v} \alpha_{ij} r_{Evj} \right] \right) \right] \quad [\text{AIII.29}]$$

El balance energético se lo realiza sobre todo el reactor como volumen de control, tomando en cuenta que la temperatura es uniforme en todo el lecho (Kaushal, 2010, p. 3656). Se toman en cuenta las pérdidas por convección y radiación al ambiente, las cuales corresponden al 0,44 % de la energía total liberada (Basu, 2006, p. 265). La ecuación AIII.30 representa el balance de energía global en el reactor.

$$\sum_{j=1}^N n_j H_j(T)|_{\text{entrada}} = \sum_{j=1}^N n_j H_j(T)|_{\text{salida}} + \dot{Q}_{\text{perdido}} \quad [\text{AIII.30}]$$

Donde:

$$\begin{aligned} n_j &= \text{Flujo molar de cada compuesto } j \left(\frac{\text{mol}}{\text{s}} \right) \\ H_j &= \text{Entalpía específica del cada compuesto } j \left(\frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \right) \\ \dot{Q}_{\text{perdido}} &= \text{Flujo de calor perdido al ambiente (kW)} \end{aligned}$$

AIII.1.5 HIDRODINÁMICA DEL LECHO

El diámetro de las burbujas (d_b) en el lecho se calcula con la Ecuación AIII.31. (Yan, 1998, p. 1070).

$$d_b = D_{BM} - (D_{BM} - D_{B0}) \exp\left(-\frac{0,3z}{D_t}\right) \quad [\text{AIII.31}]$$

Donde:

$$D_{B0} = 0,347 \left(\frac{A * (100)^2 (u_0 - u_{mf}) * 100}{n_d} \right)^{0,4} / 100 \quad [\text{AIII.32}]$$

$$D_{BM} = 0,652 (A * (100)^2 (u_0 - u_{mf}) * 100)^{0,4} / 100 \quad [\text{AIII.33}]$$

Donde:

d_b	= Diámetro efectivo medio de burbuja (m)
D_{BM}	= Diámetro teórico máximo de burbuja, formada por coalescencia (m)
D_{B0}	= Diámetro inicial de las burbujas formadas en el distribuidor (m)
z	= Altura alcanzada por la burbuja
D_t	= Diámetro del reactor (m)
A	= Área transversal del reactor (m^2)
u_0	= Velocidad superficial del gas ($\frac{m}{s}$)
u_{mf}	= Velocidad mínima de fluidización ($\frac{m}{s}$)
n_d	= Número de orificios del distribuidor de aire

Las Ecuaciones AIII.34, AIII.35 y AIII.36 son usadas para determinar las fracciones de volumen ocupado por las burbujas y la fracción de vacío en el lecho. La velocidad de la fase burbuja se expresa en la Ecuación AIII.37 (Yan, 1998, pp. 1070-1071).

$$\varepsilon_b = 1 - 1/B \quad \text{[AIII.34]}$$

$$\varepsilon_f = \varepsilon_b + (1 - \varepsilon_b)\varepsilon_{mf} \quad \text{[AIII.35]}$$

$$u_b = u_0 - u_{mf} + 0,711(gd_b)^{0,5} \quad \text{[AIII.36]}$$

Donde:

$$B = \frac{H}{H_{mf}} = 1 + \frac{10,978(u_0 - u_{mf})^{0,738} \rho_s^{0,376} d_p^{1,006}}{u_{mf}^{0,937} \rho_g^{0,126}} \quad \text{[AIII.37]}$$

ε_b	= Fracción de volumen de las burbujas
ε_f	= Fracción de vacío en el lecho
d_p	= Diámetro de partícula medio (m)
ρ_g	= Densidad del gas ($\frac{kg}{m^3}$)
ρ_s	= Densidad de las partículas ($\frac{kg}{m^3}$)

AIII.2 DIAGRAMA DE FLUJO DE SOLUCIÓN DEL MODELO CINÉTICO DEL REACTOR GASIFICADOR

El modelo se resuelve por medio de una simulación digital en MATLAB®, de acuerdo con el diagrama representado en la Figura AIII.1. Para la resolución del sistema de 14 ecuaciones diferenciales formado por las ecuaciones de conservación mostradas en la Sección AIII.1.4, aplicadas a cada compuesto, se utiliza el método de Runge-Kutta de orden 4.

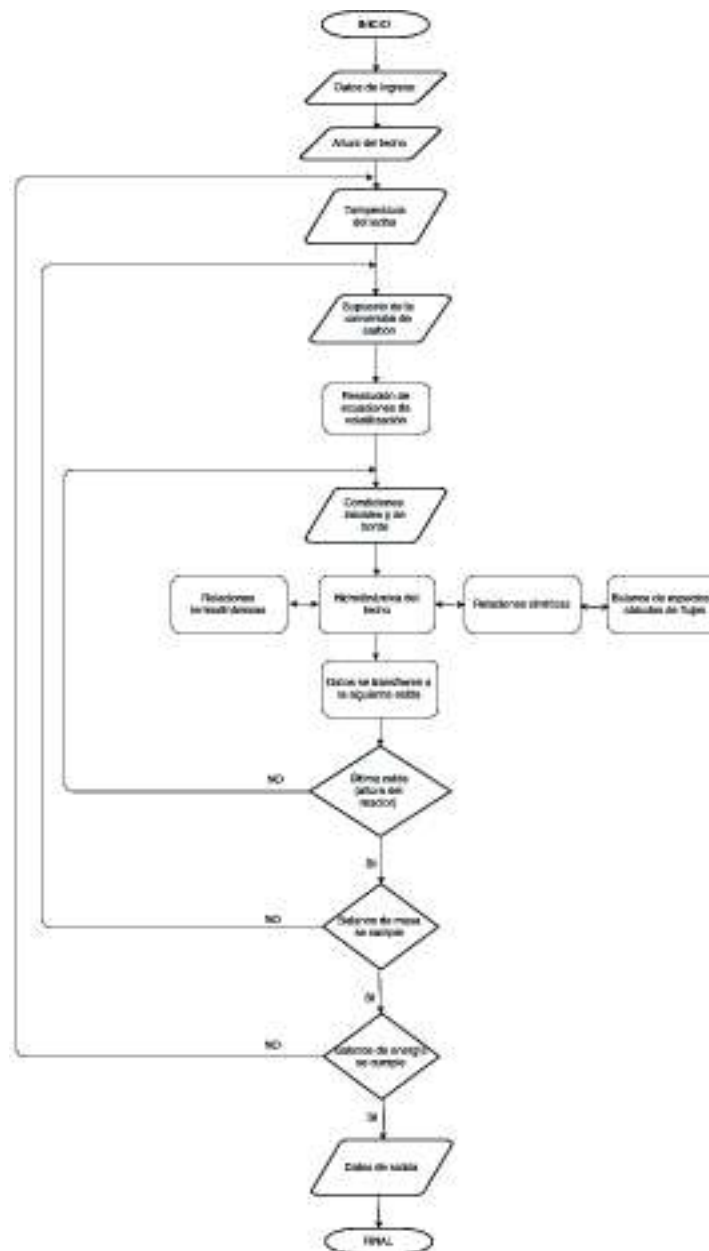


Figura AIII.1. Diagrama de flujo para la resolución del modelo matemático cinético del reactor de gasificación

AIII.3 CÓDIGO DE SIMULACIÓN DIGITAL EN MATLAB®

Se presenta el código para la simulación digital del modelo cinético presentado en el la Sección AIII.1.

```

close all; clear all
%Simulación del gasificador de lecho fluidizado
%B: Fase Burbu; E: Fase Emul
%Entradas
g=9.81; %Gravedad [m2/s]
Rg=8.314; %Constante gases [J/molK]
D=1.12; %Diámetro del reactor [m]
nd=300; %Número orificios plato de distribución []
freeboard=1;
T=1073; %T de reacción [K]
Tatm=298; %Temperatura ambiente
TO2ent = 473;
P=101325; %Presión atmósfera [Pa]
A=pi*(D^2)/4; %Área reactor (m2)
z0=0; z=z0;
rel_H_D=2; %H/D
THD=3.16;
H=rel_H_D*D+THD; %Altura lecho
zf=H;
npisos=100000;
paso=H/npisos; %paso [m]
convsup=0.5/(2*D*npisos/H); % Supuesto inicial conversión carbón
dpr=1.6E-3; %diámetro de la cascarilla[m]
dpb=0.342E-3; %diámetro partículas del lecho[m]
rhos=2430; % densidad partículas del lecho [kg m-3]
phis=0.11; %f de forma
epsmf=0.43; %Porosidad
a_s=6/(phis*dpr); %área específica de las partículas [m-1]
DG=8.677E-5*T^1.75/P; %Difusividad aire [m2 s-1]
rhog=28.96E-3*P/(Rg*TO2ent); %densidad aire [kg m-3]
mu_aire=2.577E-5; %Viscosidad dinámica del aire[kg/(m s)]
ER=0.3; %Radio de equivalencia
x=3.3; %Razón de fluidización
Xmv=0.418; %Volátiles en el carbón en masa;
w=0.0741; % Humedad cascarilla
ash=0.1939; %Cenizas
umf=0.16;
%Volátiles %[CO_H2_CO2_CH4_O2_N2_H2O]

%Pesos atómicos
MASAMOL_carb=12E-3; %Carbón [kg/mol]
MASAMOL_ox=16E-3; %Oxígeno [kg/mol]
MASAMOL_hid=1E-3; %Hidrógeno [kg/mol]
MASAMOL_nit=14E-3; %nitrógeno [kg/mol]
rel_aire_O2=0.21; %Fracción volumétrica de oxígeno en el aire
rel_O2_steam=0.0171; %No hay moderador (H2O vapor)

%Composición de la cascarilla
fracc_C=11.997;%mol/s
fracc_OB=8.527;%mol/s

```

```

fracc_OH=17.965;%mol/s
rhochar=836;% [kg/m3]

%Balances para cada uno de los compuestos para una combustión completa de
la
%cascarilla
fracc_CO2=fracc_C;%mol/s
fracc_H2O=fracc_OH/2;%mol/s
fracc_O2=(fracc_C*2+fracc_H2O-fracc_OB)/2; %mol/s

%Peso molecular
MASAMOL_aire=28.96E-3; %[kg/mol]
MASAMOL_cascarilla=fracc_C*MASAMOL_carb+fracc_OB*MASAMOL_ox+fracc_OH*MASA
MOL_hid; %[kg/mol]

maire_est=0.4256;
faire_est=0.4256/MASAMOL_aire;

masa_O2_est=maire_est*MASAMOL_ox*2/MASAMOL_aire*rel_aire_O2;%[kg/s]
masa_N2_est=maire_est*MASAMOL_nit*2/MASAMOL_aire*(1-rel_aire_O2); %[kg/s]
Qcomb=maire_est/rhog; %[m3/s]
%Cálculo de velocidad de mínima fluidización (Ergun and Orning)

Qmf=umf*A; %[m3/s]

%Qaire_real=x*Qmf;
maire_real=0.4256; %faire_real*MASAMOL_aire; %[kg/s]
masa_O2=maire_real*MASAMOL_ox*2/MASAMOL_aire*rel_aire_O2; %[kg/s]
masa_N2=maire_real*MASAMOL_nit*2/MASAMOL_aire*(1-rel_aire_O2); %[kg/s]
masa_steam=rel_O2_steam*maire_real; %m H2O de la corriente a la entrada
%[kg/s]

fsol_est=1; %[mol/s]
masa_cascarilla=0.4167; %fracc_cascarilla*MASAMOL_cascarilla; %[kg/s]
cascarilla a la entrada, teniendo en cuenta la humedad, cenizas y
volátiles
masa_cascarilla_seca=masa_cascarilla-(masa_cascarilla*w)-
(masa_cascarilla*ash); %[kg/s] cascarilla a la entrada, sin humedad ni
cenizas

masa_H2O_humedad_cascarilla=masa_cascarilla*w;
masa_volgasestot=masa_cascarilla_seca*Xmv; % kg/s de volátiles totales a
la entrada

%masa_cascarilla_seca=masa_cascarilla-(masa_cascarilla*ash); %[kg/s]
cascarilla a la entrada, sin humedad ni cenizas
masa_volgasestot=masa_cascarilla_seca*Xmv; % kg/s de volátiles totales a
la entrada
MASAMOL_volgases=[28 2 44 16 0 0 18 188.63]*1E-3; %[kg/mol]

factor=0.231+0.481+0.288;
Frvol_gases=0.231;
Frvol_CO=Frvol_gases*0.64;
Frvol_H2=0;
Frvol_CO2=0;
Frvol_CH4=Frvol_gases*0.34;
Frvol_H2O=0.481;
Frvol_tar=0.288;

```

%Descomposición de los TAR en la primera pirolisis

```
g_tar=0.35*(masa_volgases_tot*Frvol_tar/MASAMOL_volgases(8))*MASAMOL_volgases(8)+0.17*(masa_volgases_tot*Frvol_tar/MASAMOL_volgases(8))*78E-3;
g_H2=0.75*(masa_volgases_tot*Frvol_tar/MASAMOL_volgases(8))*MASAMOL_volgases(2);
g_CO=0.14*(masa_volgases_tot*Frvol_tar/MASAMOL_volgases(8))*MASAMOL_volgases(1);
g_CH4=0.8*(masa_volgases_tot*Frvol_tar/MASAMOL_volgases(8))*MASAMOL_volgases(4)+0.58*(masa_volgases_tot*Frvol_tar/MASAMOL_volgases(8))*28E-3;
g_C= 3*(masa_volgases_tot*Frvol_tar/MASAMOL_volgases(8))*12E-3;
g_total=g_tar+g_H2+g_CO+g_CH4;
```

```
Frvol_CO=Frvol_CO+Frvol_tar*(g_CO/g_total);
Frvol_H2=Frvol_H2+Frvol_tar*(g_H2/g_total);
Frvol_CH4=Frvol_CH4+Frvol_tar*(g_CH4/g_total);
Frvol_tar=Frvol_tar*(g_tar/g_total);
```

%PMTAR=70.02/0.37123 <http://sci-hub.cc/10.1016/j.ijhydene.2015.07.045>
MASAMOL_tar=128.171;

```
Frvol_gas=[Frvol_CO Frvol_H2 Frvol_CO2 Frvol_CH4 0 0 Frvol_H2O];
```

```
MASAMOL_volgases=[28 2 44 16 0 0 18]*1E-3; %[kg/mol]
```

masa_char=g_C+masa_cascarilla_seca*(1-Xmv); % kg/s de carbón en la entrada sin volátiles

```
masa_volgases=masa_volgases_tot*Frvol_gas; % kg/s de volátiles
fracc_char0=masa_char/MASAMOL_carb;
fracc_volgases=masa_volgases/MASAMOL_volgases;
```

%Flujo de TARS

```
masa_tar=masa_volgases_tot*Frvol_tar; % kg/s de volátiles en la entrada
fracc_tar=masa_tar*1000/MASAMOL_tar;
```

```
fracc_volgases(5)=0;
fracc_volgases(6)=0;
```

%Hidrodinámica de Wen and Mori

```
u0=x*umf; %velocidad superficial del gas [m/s]
```

```
db0=(0.347*(A*(100^2)*(u0-umf)*100/nd)^0.4)/100; % Diámetro burbuja inicial [m]
```

```
dbm=(0.652*(A*(100^2)*(u0-umf)*100)^0.4)/100; %máximo diametro de burbuja
```

```
B=1+10.978*((u0-umf))^0.738*(rhos^0.376)*(dpb^1.006)/(((umf)^0.937)*(rhog^0.126));
```

```
epsb=1-1/B; %Fracción volumen burbujas
```

```
epsf=epsb+(1-epsb)*epsmf; %Fracción vacío
```

```
eps_s=1-epsf; %Fracción sólidos
```

%[CO_H2_CO2_CH4_O2_N2_H2O]

%Concentraciones

```
cReac=[0 0 0 0 masa_O2/(MASAMOL_ox*2) masa_N2/(MASAMOL_nit*2)
(masa_steam+masa_H2O_humedad_cascarilla)/MASAMOL_volgases(7)]/(A*u0);
```

```

cDevol=fracc_volgases/(A*u0);
c0=cReac+cDevol;
cbur=c0;
cemu=c0;
cburtot=cbur(1)+cbur(2)+cbur(3)+cbur(4)+cbur(5)+cbur(6)+cbur(7);
cemutot=cemu(1)+cemu(2)+cemu(3)+cemu(4)+cemu(5)+cemu(6)+cemu(7);
db=dbm-(dbm-db0)*exp(-0.3*z/D); %Diámetro efectivo de burbuja [m]
ubr=0.711*(g*db)^0.5; %Velocidad de subida de burbuja individual[m/s]
ub=u0-umf+ubr; %velocidad de subida de las burbujas[m/s]

% Fase burbuja, flujos molares

fCO_Burb0=cbur(1)*A*ub*epsb;
fH2_Burb0=cbur(2)*A*ub*epsb;
fCO2_Burb0=cbur(3)*A*ub*epsb;
fCH4_Burb0=cbur(4)*A*ub*epsb;
fO2_Burb0=cbur(5)*A*ub*epsb;
fN2_Burb0=cbur(6)*A*ub*epsb;
fH2O_Burb0=cbur(7)*A*ub*epsb;
fTOT_Burb0=fCO_Burb0+fH2_Burb0+fCO2_Burb0+fCH4_Burb0+fO2_Burb0+fN2_Burb0+
fH2O_Burb0;

% Fase emulsión, flujos molares

fCO_Emul0=cemu(1)*A*umf*(1-epsb);
fH2_Emul0=cemu(2)*A*umf*(1-epsb);
fCO2_Emul0=cemu(3)*A*umf*(1-epsb);
fCH4_Emul0=cemu(4)*A*umf*(1-epsb);
fO2_Emul0=cemu(5)*A*umf*(1-epsb);
fN2_Emul0=cemu(6)*A*umf*(1-epsb);
fH2O_Emul0=cemu(7)*A*umf*(1-epsb);
fTOT_Emul0=fCO_Emul0+fH2_Emul0+fCO2_Emul0+fCH4_Emul0+fO2_Emul0+fN2_Emul0+
fH2O_Emul0;

%Cálculo de las fracciones molares

xCO_Burb0=cbur(1)/cburtot;
xH2_Burb0=cbur(2)/cburtot;
xCO2_Burb0=cbur(3)/cburtot;
xCH4_Burb0=cbur(4)/cburtot;
xO2_Burb0=cbur(5)/cburtot;
xN2_Burb0=cbur(6)/cburtot;
xH2O_Burb0=cbur(7)/cburtot;
xTOT_Burb0=xCO_Burb0+xH2_Burb0+xCO2_Burb0+xCH4_Burb0+xO2_Burb0+xN2_Burb0+
xH2O_Burb0;
xCO_Emul0=cemu(1)/cemutot;
xH2_Emul0=cemu(2)/cemutot;
xCO2_Emul0=cemu(3)/cemutot;
xCH4_Emul0=cemu(4)/cemutot;
xO2_Emul0=cemu(5)/cemutot;
xN2_Emul0=cemu(6)/cemutot;
xH2O_Emul0=cemu(7)/cemutot;
xTOT_Emul0=xCO_Emul0+xH2_Emul0+xCO2_Emul0+xCH4_Emul0+xO2_Emul0+xN2_Emul0+
xH2O_Emul0;
P_Burb0=[xCO_Burb0 xH2_Burb0 xCO2_Burb0 xCH4_Burb0 xO2_Burb0 xN2_Burb0
xH2O_Burb0 xTOT_Burb0]*P*(epsb)/101325;
P_Emul0=[xCO_Emul0 xH2_Emul0 xCO2_Emul0 xCH4_Emul0 xO2_Emul0 xN2_Emul0
xH2O_Emul0 xTOT_Emul0]*P*(1-epsb)/101325;

```

```

Keq_R1=10^(7.49-7070/T);
Keq_R2=10^(-5.373+47723/T);
Keq_R3=Keq_R1*Keq_R2;

gCO_Burb0=cbur(1);
gH2_Burb0=cbur(2);
gCO2_Burb0=cbur(3);
gCH4_Burb0=cbur(4);
gO2_Burb0=cbur(5);
gN2_Burb0=cbur(6);
gH2O_Burb0=cbur(7);
gCO_Emulo=cemu(1);
gH2_Emulo=cemu(2);
gCO2_Emulo=cemu(3);
gCH4_Emulo=cemu(4);
gO2_Emulo=cemu(5);
gN2_Emulo=cemu(6);
gH2O_Emulo=cemu(7);

%Constantes de reacción
if T<=1000
    %CO, CO2, H2, H2O, CH4, Carbón
    %De 1000 a 1500 K
    Ag=[-3.083139E+00 5.409019E+00 4.346533E+00 -4.190672E+00 -7.939917E+00
1.020795E+01];
    Bg=[-7.213443E-04 -1.570084E-03 -3.500322E-04 -1.528147E-03 -5.118618E-
03 -8.310628E-04];
    Cg=[9.384712E-08 2.130684E-07 9.389713E-09 1.455043E-07 6.458547E-07
1.114534E-07];
    Dg=[-8.488178E-12 -1.994997E-11 7.692982E-13 -1.000830E-11 -5.654654E-11
-1.075733E-11];
    Eg=[1.151825E-15 2.781722E-15 -2.637920E-16 1.065270E-15 7.505705E-15
1.534222E-15];
    Fg=[-1.426835E+04 -4.896696E+04 -8.350340E+02 -2.989921E+04 -
1.008079E+04 -7.074018E+02];
    Gg=[-3.025078E+00 -4.453623E+00 -2.991423E+00 -2.672145E+00 -
1.683478E+00 -1.490166E+00];
end

% Energía libre de Gibbs (J/mol)
go=Rg*T*(Ag+Bg*T+Cg*T^2+Dg*T^3+Eg*T^4+Fg*T^-1+Gg*log(T));

%C+H2O=CO+H2; C+2H2=CH4;3, C+1/2H2O+1/2H2=1/2CO+1/2CH4;
% H2+1/2O2->H2O; CO+1/2O2->CO2; CH4+2O2->CO2+2H2O;
% CO+H2O=H2+CO2; C+0.85O2->0.3CO+0.7CO2
difffracc_R1=go(1)+go(3)-go(4)-go(6); % Gibbs de la reaccion 1, [J/molK]
difffracc_R2=go(5)-2*go(3)-go(6);
difffracc_R3=0.5*go(1)+0.5*go(5)-go(6)-0.5*go(4)-0.5*go(3);
difffracc_R4=go(4)-go(3);
difffracc_R5=go(2)-go(1);
difffracc_R6=go(2)+2*go(4)-go(5);
difffracc_R7=go(3)+go(2)-go(1)-go(4);

% Constantes de equilibrio
Keq_R4=exp(-difffracc_R4/(Rg*T));
Keq_R5=exp(-difffracc_R5/(Rg*T));
Keq_R6=exp(-difffracc_R6/(Rg*T));
Keq_R7=exp(-difffracc_R7/(Rg*T));
Arr=[3.616e1 1.517e4 4.189e-3 7.301e-2];%

```

```

Er=(1e3)*[77.39 121.62 19.21 36.15]; %J/mol
for j=1:length(Arr)
    ki(j)=Ar(j)*exp(-Er(j)/(Rg*T)); %Constante reacción
end

%Coeficientes estequiométricos
[CO_H2_CO2_CH4_O2_N2_H2O]
C+H2O=CO+H2; C+2H2=CH4;3, C+1/2H2O+1/2H2=1/2CO+1/2CH4;
% H2+1/2O2->H2O; CO+1/2O2->CO2; CH4+2O2->CO2+2H2O;
% CO+H2O=H2+CO2; C+0.8O2->0.4CO+0.7CO2; C(s) + CO2 <---> 2CO
alfa1=[1 1 0 0 0 0 -1];
alfa2=[0 -2 0 1 0 0 0];
alfa3=[0.5 -0.5 0 0.5 0 0 -0.5];
alfa4=[0 -1 0 0 -0.5 0 1];
alfa5=[-1 0 1 0 -0.5 0 0];
alfa6=[0 0 1 -1 -2 0 2];
alfa7=[-1 1 1 0 0 0 -1];
alfa9=[2 0 -1 0 0 0 0];
alfa8=[0.4 0 0.6 0 -0.8 0 0];

%Reacciones 4 y 5
k5_CO=(2.4602E-12)*(exp(-21137/T+24.74414))*T^3;
k4_H2=k5_CO/0.35;

%Reacción 7

k7forward=7.97e12*exp(-274.1e3/(Rg*T))*0.01^1.5;
k7reverse=2.3e16*(0.1^1.5)*exp(-397.5e3/(Rg*T));
ScO2=mu_aire/(rhog*DG);
ReO2=rhog*umf*dpr/mu_aire;

% Reacciones heterogeneas

alfa_J=52.7*P_Emulo(2)/(1+54.3*P_Emulo(2))+0.521*(P_Emulo(2)^0.5)*P_Emulo(7)/(1+0.707*P_Emulo(2)+0.5*(P_Emulo(2)^0.5)*P_Emulo(7));
fracc_char=fracc_char0; %Caudal molar inicial de carbón
Mc=masa_char/masa_cascarilla;
Yc=Mc;
kg=DG/dpr*(2*epsmf+0.69*ScO2^(1/3))*(ReO2/epsb)^0.5); %Trasnferencia de masa

%Runge-Kutta 4
xx=inline('((ub*epsb)^-1)*(kBE*a_b*(cemu-cbur)+net_flow+epsb*(alfa4*r4_H2_Burb+alfa5*r5_CO_Burb+alfa6*r6_CH4_Burb+alfa7*r7_Burb))','a_b','z','cbur','cemu','kBE','A','epsb','ub','alfa4','alfa5','alfa6','alfa7','r4_H2_Burb','r5_CO_Burb','r6_CH4_Burb','r7_Burb','net_flow');
%Fase de burbuja
yy=inline('((umf*(1-epsb))^-1)*(kBE*a_b*(cbur-cemu)-net_flow+(1-epsb)*(epsmf*(alfa4*r4_H2_Emulo+alfa5*r5_CO_Emulo+alfa6*r6_CH4_Emulo+alfa7*r7_Emulo)+(1-epsmf)*(alfa8*r8_Emulo+alfa1*r1_Emulo+alfa2*r2_Emulo+alfa3*r3_Emulo+alfa9*r9_Emulo))','a_b','z','cbur','cemu','kBE','A','epsb','epsmf','umf','alfa1','alfa2','alfa3','alfa4','alfa5','alfa6','alfa7','alfa8','alfa9','r4_H2_Emulo','r5_CO_Emulo','r6_CH4_Emulo','r1_Emulo','r2_Emulo','r3_Emulo','r9_Emulo','r7_Emulo','r8_Emulo','a_s','net_flow'); %Fase de emulsión

tol=0.01; %Tolerancia=Error máximo admitido

```

```

error=1;
iter=0;

while (abs(error)>=tol)
    i=0;
    iter=iter+1;
    if iter>1
        fracc_char=fracc_char0;
        z=z0;
        cbur=c0;
        cemu=c0;
        convsup=(conv+convsup)/2;
        freeboard=1;

    end
    while(z<zf)
        z=z+paso; %h: salto
        i=i+1;
        altura(i)=z;

        if freeboard>=1
            if z>=2*D
                fracc_char2=fracc_char;
                fracc_char=0;
                caud_charT=caud_char(i-1);
                freeboard=0.5;
                imax=i-1;
            else
                imax=npisos;
            end
        end

        if i<imax
            db=dbm-(dbm-db0)*exp(-0.3*z/D);
            ubr=0.711*(g*db)^0.5;
            ub=u0-umf+ubr;
            kBE=umf/3+(4*DG*epsmf*(ub)/(pi*db))^0.5;
            kBEHongmin(i)=kBE;
            epsb=1-1/B;
        end

        if freeboard>=0.4

            if i>=imax

                fraccCO_Burb(i)=cbur(1)*A*epsb*ub;
                fraccH2_Burb(i)=cbur(2)*A*epsb*ub;
                fraccCO2_Burb(i)=cbur(3)*A*epsb*ub;
                fraccCH4_Burb(i)=cbur(4)*A*epsb*ub;
                fraccO2_Burb(i)=cbur(5)*A*epsb*ub;
                fraccN2_Burb(i)=cbur(6)*A*epsb*ub;
                fraccH2O_Burb(i)=cbur(7)*A*epsb*ub;

                fraccCO_Emulo(i)=cemu(1)*A*(1-epsb)*umf;
                fraccH2_Emulo(i)=cemu(2)*A*(1-epsb)*umf;
                fraccCO2_Emulo(i)=cemu(3)*A*(1-epsb)*umf;
                fraccCH4_Emulo(i)=cemu(4)*A*(1-epsb)*umf;
                fraccO2_Emulo(i)=cemu(5)*A*(1-epsb)*umf;
            end
        end
    end
end

```

```

fraccN2_Emul(i)=cemu(6)*A*(1-epsb)*umf;
fraccH2O_Emul(i)=cemu(7)*A*(1-epsb)*umf;

fraccco_Burb(i)=fraccco_Burb(i)+fraccco_Emul(i);
fracch2_Burb(i)=fracch2_Burb(i)+fracch2_Emul(i);
fraccco2_Burb(i)=fraccco2_Burb(i)+fraccco2_Emul(i);
fracch4_Burb(i)=fracch4_Burb(i)+fracch4_Emul(i);
fracco2_Burb(i)=fracco2_Burb(i)+fracco2_Emul(i);
fraccn2_Burb(i)=fraccn2_Burb(i)+fraccn2_Emul(i);
fracch2o_Burb(i)=fracch2o_Burb(i)+fracch2o_Emul(i);

epsb=1;

cbur(1)=fraccco_Burb(i)/(A*epsb*ub);
cbur(2)=fracch2_Burb(i)/(A*epsb*ub);
cbur(3)=fraccco2_Burb(i)/(A*epsb*ub);
cbur(4)=fracch4_Burb(i)/(A*epsb*ub);
cbur(5)=fracco2_Burb(i)/(A*epsb*ub);
cbur(6)=fraccn2_Burb(i)/(A*epsb*ub);
cbur(7)=fracch2o_Burb(i)/(A*epsb*ub);
cemu(1)=0;
cemu(2)=0;
cemu(3)=0;
cemu(4)=0;
cemu(5)=0;
cemu(6)=0;
cemu(7)=0;
freeboard=0.3;
kBE=0;

end
end

%if freeboard<=0.3;
%pause
%end

%Ecuaciones de conservación
a_b=6*epsb/db;
cbürtot(i)=cbur(1)+cbur(2)+cbur(3)+cbur(4)+cbur(5)+cbur(6)+cbur(7);
cemutot(i)=cemu(1)+cemu(2)+cemu(3)+cemu(4)+cemu(5)+cemu(6)+cemu(7);
% Caudales molares fase burbuja
fraccco_Burb(i)=cbur(1)*A*epsb*ub;
fracch2_Burb(i)=cbur(2)*A*epsb*ub;
fraccco2_Burb(i)=cbur(3)*A*epsb*ub;
fracch4_Burb(i)=cbur(4)*A*epsb*ub;
fracco2_Burb(i)=cbur(5)*A*epsb*ub;
fraccn2_Burb(i)=cbur(6)*A*epsb*ub;
fracch2o_Burb(i)=cbur(7)*A*epsb*ub;
fracctot_Burb(i)=fraccco_Burb(i)+fracch2_Burb(i)+fraccco2_Burb(i)+fracch4_Burb(i)+fracco2_Burb(i)+fraccn2_Burb(i)+fracch2o_Burb(i); % Caudales molares fase emulsión

fraccco_Emul(i)=cemu(1)*A*(1-epsb)*umf;
fracch2_Emul(i)=cemu(2)*A*(1-epsb)*umf;
fraccco2_Emul(i)=cemu(3)*A*(1-epsb)*umf;
fracch4_Emul(i)=cemu(4)*A*(1-epsb)*umf;
fracco2_Emul(i)=cemu(5)*A*(1-epsb)*umf;
fraccn2_Emul(i)=cemu(6)*A*(1-epsb)*umf;

```



```

fraccH2O_Emul(i)=cemu(7)*A*(1-epsb)*umf;
fraccTOT_Emul(i)=fraccco_Emul(i)+fracch2_Emul(i)+fraccco2_Emul(i)+fraccch
4_Emul(i)+fracco2_Emul(i)+fraccn2_Emul(i)+fracch2o_Emul(i);

%Fracciones fase burbuja
x_CO_Burb(i)=cbur(1)/cburtot(i);
x_H2_Burb(i)=cbur(2)/cburtot(i);
x_CO2_Burb(i)=cbur(3)/cburtot(i);
x-CH4_Burb(i)=cbur(4)/cburtot(i);
x_O2_Burb(i)=cbur(5)/cburtot(i);
x_N2_Burb(i)=cbur(6)/cburtot(i);
x_H2O_Burb(i)=cbur(7)/cburtot(i);
x_TOT_Burb(i)=x_CO_Burb(i)+x_H2_Burb(i)+x_CO2_Burb(i)+x_CH4_Burb(i)+x_O2_
Burb(i)+x_N2_Burb(i)+x_H2O_Burb(i);

%Fracciones molares fase emulsion
if cemutot(i)<=0
x_CO_Emul(i)=0;
x_H2_Emul(i)=0;
x_CO2_Emul(i)=0;
x_CH4_Emul(i)=0;
x_O2_Emul(i)=0;
x_N2_Emul(i)=0;
x_H2O_Emul(i)=0;
else
x_CO_Emul(i)=cemu(1)/cemutot(i);
x_H2_Emul(i)=cemu(2)/cemutot(i);
x_CO2_Emul(i)=cemu(3)/cemutot(i);
x_CH4_Emul(i)=cemu(4)/cemutot(i);
x_O2_Emul(i)=cemu(5)/cemutot(i);
x_N2_Emul(i)=cemu(6)/cemutot(i);
x_H2O_Emul(i)=cemu(7)/cemutot(i);
end
x_TOT_Emul(i)=x_CO_Emul(i)+x_H2_Emul(i)+x_CO2_Emul(i)+x_CH4_Emul(i)+x_O2_
Emul(i)+x_N2_Emul(i)+x_H2O_Emul(i);

%Presiones parciales
P_Burb(i,:)=[x_CO_Burb(i) x_H2_Burb(i) x_CO2_Burb(i) x_CH4_Burb(i)
x_O2_Burb(i) x_N2_Burb(i) x_H2O_Burb(i) x_TOT_Burb(i)]*P*(epsb)/101325; %
[atm]
P_Emul(i,:)=[x_CO_Emul(i) x_H2_Emul(i) x_CO2_Emul(i) x_CH4_Emul(i)
x_O2_Emul(i) x_N2_Emul(i) x_H2O_Emul(i) x_TOT_Emul(i)]*P*(1-epsb)/101325;
% [atm]
%Cinética de Johnson
if (fracc_char>0)

k2_Emul=exp(2.6741-18375/T)* (P_Emul(i,2)^2-
P_Emul(i,4)/Keq_R2)/(1+P_Emul(i,2)*(exp(-10.452+11097/T)));

if (P_Emul(i,2)==0)&&(P_Emul(i,4)==0)
k3_Emul=0;
else
k3_Emul=(P_Emul(i,2)^1.5)*exp(12.4663-24746/T)* (P_Emul(i,2)*P_Emul(i,7)-
P_Emul(i,4)*P_Emul(i,1)/Keq_R3)/(P_Emul(i,2)+(exp(-
6.6696+8.443/T))*( (P_Emul(i,2)^1.5)+0.85*P_Emul(i,1)*P_Emul(i,2)+18.62*P_
Emul(i,4)))^2;
end
%Bouduard reaction C(s) + CO2 <---> 2CO
del_Ho_f298=2*(-110525)-(-393509);% [KJ/Kmol]

```

```

del_Go_f298=2*(-137169)-(-394359);% [KJ/Kmol]
del_A=2*(3.376)-(5.457)-(1.771);
del_Burb=2*(0.557e-3)-(1.047e-3)-(0.771e-3);
del_C=2*(0)-(0)-(0);
del_D=2*(-0.031e5)-(-1.157e5)-(-0.867e5);
J = del_Ho_f298 - (del_A * Tatm + del_Burb/2*Tatm^2 + del_C/3*Tatm^3-
del_D/Tatm) * Rg; % [KJ/Kmol]
I = -((del_Go_f298-J)/(Rg*Tatm)+del_A*log(Tatm)+ del_Burb/2*Tatm +
del_C/6*Tatm^2+del_D/(2*Tatm^2));%[-]
Keq_R9= exp((-J/(Rg*T))+ del_A*log(T)+ del_Burb/2*T +
del_C/6*T^2+del_D/(2*T^2) + I); %[-]
A_i =3.616e1; %constante cinética de Arrhenius [1/s]
E = 77390; %Energía de activación [J/mol]
Ac1 = A_i.*exp(-E/Rg/T);
Ac2 = 1.517e4.*exp(-121620/Rg/T);

k9_Emul = Ac1*(cemu(3)-1.0*(cemu(1)^2)/Keq_R9);
k1_Emul = Ac2*(cemu(7)-1.0*(cemu(1)*cemu(2))/Keq_R1);

alfa_J=52.7*P_Emul(i,2)/(1+54.3*P_Emul(i,2))+0.521*(P_Emul(i,2)^0.5)*P_Em
ul(i,7)/(1+0.707*P_Emul(i,2)+0.5*(P_Emul(i,2)^0.5)*P_Emul(i,7));
rJ_Emul=(eps_s*rhochar*(6.2*Yc*(1-Yc))/MASAMOL_carb)*(Mc)*((1-
convsup)^(2/3))*exp(-alfa_J*(convsup)^2)*(exp(4704/T)/60)*[k1_Emul
k2_Emul k3_Emul];
r1_Emul=k1_Emul*(cburtot(i)+cemutot(i)); %reacción vapor carbón
r2_Emul=rJ_Emul(2); %water shift
r3_Emul=rJ_Emul(3); %metano
r9_Emul=k9_Emul*(cburtot(i)+cemutot(i)); %BOUNDUARD
r8_Emul=a_s*kg*cemu(5); %Combustión carbón

else
if fracc_char==0 %Condición de agotamiento del carbón
r1_Emul=0;
r2_Emul=0;
r3_Emul=0;
r8_Emul=0;
r9_Emul=0;
end

end

%Haslam
r4_H2_Burb=k4_H2*((cbur(2))^2)*cbur(5);
r5_CO_Burb=k5_CO*((cbur(1))^2)*cbur(5);
if (cbur(4)==0)
r6_CH4_Burb=0;
else
r6_CH4_Burb=r5_CO_Burb;
end

r4_H2_Emul=k4_H2*((cemu(2))^2)*cemu(5);
r5_CO_Emul=k5_CO*((cemu(1))^2)*cemu(5);
if (cemu(4)==0)
r6_CH4_Emul=0;
else
r6_CH4_Emul=r5_CO_Emul;
end
%reacción 7
r7_Burb=k7forward*cbur(7)*cbur(1)-k7reverse/Keq_R7*cbur(3)*cbur(2);

```

```

r7_Emul=k7forward*cemu(7)*cemu(1)-k7reverse/Keq_R7*cemu(3)*cemu(2);

%Balance de sólidos
Rt_Char=-r1_Emul-r2_Emul-r3_Emul-r8_Emul-r9_Emul;
%
%Agotamiento del carbón
fracc_char=fracc_char+A*paso*Rt_Char; %Caudal Carbón
if fracc_char>0
caud_char(i)=fracc_char;
else
fracc_char=0;
caud_char(i)=0;
end

%Flujo neto
suma_parcial=0;
cemutotal=0;
for k=1:7
suma_parcial=suma_parcial+(1-
epsb)*(epsmf*(alfa4(k)*r4_H2_Emul+alfa5(k)*r5_CO_Emul+alfa6(k)*r6_CH4_Emu
l+alfa7(k)*r7_Emul)+(1-
epsmf)*(alfa8(k)*r8_Emul+alfa1(k)*r1_Emul+alfa2(k)*r2_Emul+alfa3(k)*r3_Em
ul+alfa9(k)*r9_Emul));
cemutotal=cemutotal+cemu(k);
end

if cemutotal<=0
net_flow=0;
else
net_flow=cemu/cemutotal*suma_parcial;
end

%Resolución ecuaciones
if epsb<1
u1=paso*eval('xx(a_b,z,cbur,cemu,kBE,A,epsb,ub,alfa4,alfa5,alfa6,alfa7,r4
_H2_Burb,r5_CO_Burb,r6_CH4_Burb,r7_Burb,net_flow)');

v1=paso*eval('yy(a_b,z,cbur,cemu,kBE,A,epsb,epsmf,umf,alfa1,alfa2,alfa3,a
lfa4,alfa5,alfa6,alfa7,alfa8,alfa9,r4_H2_Emul,r5_CO_Emul,r6_CH4_Emul,r1_E
mul,r2_Emul,r3_Emul,r9_Emul,r7_Emul,r8_Emul,a_s,net_flow)');

u2=paso*eval('xx(a_b,z+paso/2,cbur+u1/2,cemu+v1/2,kBE,A,epsb,ub,alfa4,alf
a5,alfa6,alfa7,r4_H2_Burb,r5_CO_Burb,r6_CH4_Burb,r7_Burb,net_flow)');

v2=paso*eval('yy(a_b,z+paso/2,cbur+u1/2,cemu+v1/2,kBE,A,epsb,epsmf,umf,alf
a1,alfa2,alfa3,alfa4,alfa5,alfa6,alfa7,alfa8,alfa9,r4_H2_Emul,r5_CO_Emul
,r6_CH4_Emul,r1_Emul,r2_Emul,r3_Emul,r9_Emul,r7_Emul,r8_Emul,a_s,net_flow
)');

u3=paso*eval('xx(a_b,z+paso/2,cbur+u2/2,cemu+v2/2,kBE,A,epsb,ub,alfa4,alf
a5,alfa6,alfa7,r4_H2_Burb,r5_CO_Burb,r6_CH4_Burb,r7_Burb,net_flow)');

v3=paso*eval('yy(a_b,z+paso/2,cbur+u2/2,cemu+v2/2,kBE,A,epsb,epsmf,umf,alf
a1,alfa2,alfa3,alfa4,alfa5,alfa6,alfa7,alfa8,alfa9,r4_H2_Emul,r5_CO_Emul
,r6_CH4_Emul,r1_Emul,r2_Emul,r3_Emul,r9_Emul,r7_Emul,r8_Emul,a_s,net_flow
)');

```

```

u4=paso*eval('xx(a_b,z+paso,cbur+u3,cemu+v3,kBE,A,epsb,ub,alfa4,alfa5,alf
a6,alfa7,r4_H2_Burb,r5_CO_Burb,r6_CH4_Burb,r7_Burb,net_flow)');

v4=paso*eval('yy(a_b,z+paso,cbur+u3,cemu+v3,kBE,A,epsb,epsmf,umf,alfal,al
fa2,alfa3,alfa4,alfa5,alfa6,alfa7,alfa8,alfa9,r4_H2_Emul,r5_CO_Emul,r6_CH
4_Emul,r1_Emul,r2_Emul,r3_Emul,r9_Emul,r7_Emul,r8_Emul,a_s,net_flow)');
else
u1=paso*eval('xx(a_b,z,cbur,cemu,kBE,A,epsb,ub,alfa4,alfa5,alfa6,alfa7,r4
_H2_Burb,r5_CO_Burb,r6_CH4_Burb,r7_Burb,net_flow)');

v1=[0 0 0 0 0 0 0];

u2=paso*eval('xx(a_b,z+paso/2,cbur+u1/2,cemu+v1/2,kBE,A,epsb,ub,alfa4,alf
a5,alfa6,alfa7,r4_H2_Burb,r5_CO_Burb,r6_CH4_Burb,r7_Burb,net_flow)');

v2=[0 0 0 0 0 0 0];

u3=paso*eval('xx(a_b,z+paso/2,cbur+u2/2,cemu+v2/2,kBE,A,epsb,ub,alfa4,alf
a5,alfa6,alfa7,r4_H2_Burb,r5_CO_Burb,r6_CH4_Burb,r7_Burb,net_flow)');

v3=[0 0 0 0 0 0 0];

u4=paso*eval('xx(a_b,z+paso,cbur+u3,cemu+v3,kBE,A,epsb,ub,alfa4,alfa5,alf
a6,alfa7,r4_H2_Burb,r5_CO_Burb,r6_CH4_Burb,r7_Burb,net_flow)');

v4=[0 0 0 0 0 0 0];

end

%condición de no negatividad

for r=1:7
    if cbur(r)>=0
        cbur(r)=cbur(r)+(1/6)*(u1(r)+2*u2(r)+2*u3(r)+u4(r));
    end
    if cemu(r)>=0
        cemu(r)=cemu(r)+(1/6)*(v1(r)+2*v2(r)+2*v3(r)+v4(r));
    end
    if cbur(r)<0.00000001
        cbur(r)=0;
    end
    if cemu(r)<0.00000001
        cemu(r)=0;
    end
end

% Concentraciones
gasCO_Burb(i)=cbur(1);
gasH2_Burb(i)=cbur(2);
gasCO2_Burb(i)=cbur(3);
gasCH4_Burb(i)=cbur(4);
gasO2_Burb(i)=cbur(5);
gasN2_Burb(i)=cbur(6);
gasH2O_Burb(i)=cbur(7);
gasCO_Emul(i)=cemu(1);
gasH2_Emul(i)=cemu(2);
gasCO2_Emul(i)=cemu(3);
gasCH4_Emul(i)=cemu(4);

```

```

gasO2_Emul(i)=cemu(5);
gasN2_Emul(i)=cemu(6);
gasH2O_Emul(i)=cemu(7);

end
%Conversión del carbón
conv=(1-caud_charT/fracc_char0)/imax;
error=(convsup-conv)/convsup;
end

conversion=conv*imax;

%Variables a obtener
gasCO_Burb=[gCO_Burb0,gCO_Burb];
gasCO_Emul=[gCO_Emul0,gCO_Emul];
gasH2_Burb=[gH2_Burb0,gH2_Burb];
gasH2_Emul=[gH2_Emul0,gH2_Emul];
gasCO2_Burb=[gCO2_Burb0,gCO2_Burb];
gasCO2_Emul=[gCO2_Emul0,gCO2_Emul];
gasCH4_Burb=[gCH4_Burb0,gCH4_Burb];
gasCH4_Emul=[gCH4_Emul0,gCH4_Emul];
gasO2_Burb=[gO2_Burb0,gO2_Burb];
gasO2_Emul=[gO2_Emul0,gO2_Emul];
gasN2_Burb=[gN2_Burb0,gN2_Burb];
gasN2_Emul=[gN2_Emul0,gN2_Emul];
gasH2O_Burb=[gH2O_Burb0,gH2O_Burb];
gasH2O_Emul=[gH2O_Emul0,gH2O_Emul];
x_CO_Burb=[xCO_Burb0,xCO_Burb];
x_CO_Emul=[xCO_Emul0,xCO_Emul];
x_CO=[xCO_Burb;xCO_Emul];
x_H2_Burb=[xH2_Burb0,xH2_Burb];
x_H2_Emul=[xH2_Emul0,xH2_Emul];
x_H2=[xH2_Burb;xH2_Emul];
x_CO2_Burb=[xCO2_Burb0,xCO2_Burb];
x_CO2_Emul=[xCO2_Emul0,xCO2_Emul];
x_CO2=[xCO2_Burb;xCO2_Emul];
x_CH4_Burb=[xCH4_Burb0,xCH4_Burb];
x_CH4_Emul=[xCH4_Emul0,xCH4_Emul];
x_CH4=[xCH4_Burb;xCH4_Emul];
x_O2_Burb=[xO2_Burb0,xO2_Burb];
x_O2_Emul=[xO2_Emul0,xO2_Emul];
x_O2=[xO2_Burb;xO2_Emul];
x_H2O_Burb=[xH2O_Burb0,xH2O_Burb];
x_H2O_Emul=[xH2O_Emul0,xH2O_Emul];
x_H2O=[xH2O_Burb;xH2O_Emul];
x_TOT_Burb=[xTOT_Burb0,xTOT_Burb];
x_TOT_Emul=[xTOT_Emul0,xTOT_Emul];
x_TOT=[xTOT_Burb;xTOT_Emul];
x_N2_Burb=[xN2_Burb0,xN2_Burb];
x_N2_Emul=[xN2_Emul0,xN2_Emul];
x_N2=[xN2_Burb;xN2_Emul];
x_Bubble=[x_CO_Burb;x_H2_Burb;x_CO2_Burb;x_CH4_Burb;x_O2_Burb;xN2_Burb;x_
H2O_Burb;x_TOT_Burb];
x_Emulsion=[x_CO_Emul;x_H2_Emul;x_CO2_Emul;x_CH4_Emul;x_O2_Emul;x_N2_Emul
;x_H2O_Emul;x_TOT_Emul];
x_CO=x_CO_Burb*(epsb)+x_CO_Emul*(1-epsb);
x_H2=x_H2_Burb*(epsb)+x_H2_Emul*(1-epsb);
x_CO2=x_CO2_Burb*(epsb)+x_CO2_Emul*(1-epsb);

```

```

x_CH4=x_CH4_Burb*(epsb)+x_CH4_Emul*(1-epsb);
x_O2=x_O2_Burb*(epsb)+x_O2_Emul*(1-epsb);
x_N2=x_N2_Burb*(epsb)+x_N2_Emul*(1-epsb);
x_H2O=x_H2O_Burb*(epsb)+x_H2O_Emul*(1-epsb);
fracchar=[fracchar0,caud_char];
fracCO_0=fracCO_Burb0+fracCO_Emul0;
fracCO=[fracCO_0,fracCO_Emul+fracCO_Burb];
fracH2_0=fracH2_Burb0+fracH2_Emul0;
fracH2=[fracH2_0,fracH2_Emul+fracH2_Burb];
fracCO2_0=fracCO2_Burb0+fracCO2_Emul0;
fracCO2=[fracCO2_0,fracCO2_Emul+fracCO2_Burb];
fracCH4_0=fracCH4_Burb0+fracCH4_Emul0;
fracCH4=[fracCH4_0,fracCH4_Emul+fracCH4_Burb];
fracO2_0=fracO2_Burb0+fracO2_Emul0;
fracO2=[fracO2_0,fracO2_Emul+fracO2_Burb];
fracN2_0=fracN2_Burb0+fracN2_Emul0;
fracN2=[fracN2_0,fracN2_Emul+fracN2_Burb];
fracH2O_0=fracH2O_Burb0+fracH2O_Emul0;
fracH2O=[fracH2O_0,fracH2O_Emul+fracH2O_Burb];
fracTOT_0=fracTOT_Burb0+fracTOT_Emul0;
fracTOT=[fracTOT_0,fracTOT_Emul+fracTOT_Burb];

VTOT=((fracTOT(npisos)+frac_tar)*Rg*T)/P;
N_V_TOT=VTOT*273.15/T;

LHVH2esp=33.29*3600/1000*2.02/1000;
LHVCOesp=2.80*3600/1000*28.01/1000;
LHVCH4esp=13.88*3600/1000*16.04/1000;

LHVCO=LHVCOesp*fracCO(npisos);
LHVH2=LHVH2esp*fracH2(npisos);
LHVCH4=LHVCH4esp*fracCH4(npisos);

LHV=(LHVCO+LHVH2+LHVCH4)/N_V_TOT;

% H2, CO, CO2, H2O CH4, O2 N2 C, tar
% (http://sci-hub.cc/10.1021/j100840a029)

Ho_f298 = [0 -110.525 -393.509 -241.818 -74.520 0 0 0 151.525]; %
[KJ/mol]

Aa = [3.249 3.376 5.457 3.470 1.702 3.639 3.280 1.771];
Bb = [0.422e-3 0.557e-3 1.047e-3 1.450e-3 9.081e-3 0.506e-3 0.593e-3
0.771e-3];
Cc = [0 0 0 0 -2.164e-6 0 0 0];
Dd = [0.083e5 -0.031e5 -1.157e5 0.121e5 0 -0.227e5 0.040e5 -0.867e5];

Cp = (Rg*(Aa+Bb*(T+Tatm)/2+Cc/3*(4*(T+Tatm)/2)^2-
T*Tatm)+Dd/(T*Tatm))/1000; % [KJ/molK]
Cptar=(0.6805e5 + 3.5494e5
*((1.4262e3/T)/sinh(1.4262e3/T))^2+2.5984e5*((650.1/T)/cosh(650.1/T))^2)/1000000

%Entalpia de formación de los productos

H_H2=Ho_f298(1)*fracH2(npisos);
H_CO=Ho_f298(2)*fracCO(npisos);

```

```

H_CO2=Ho_f298(3)*fracCO2(npisos);
H_H2O=Ho_f298(4)*fracH2O(npisos);
H_CH4=Ho_f298(5)*fracCH4(npisos);
H_O2=Ho_f298(6)*fracO2(npisos);
H_N2=Ho_f298(7)*fracN2(npisos);
H_C=Ho_f298(8)*caud_charT;
H_tar=Ho_f298(9)*frac_tar;
H_tot_sal=H_H2+H_CO+H_CO2+H_H2O+H_CH4+H_O2+H_N2+H_C+H_tar;

%Entalpia de formaci3n de los reactivos

Ho_f298_bio= (-98.63/25.42)*1000;
H_bio=Ho_f298_bio*masa_cascarilla_seca;
H_agb=(-285.5)*(w*masa_cascarilla/0.018);
H_steam=Ho_f298(4)*(masa_steam/0.018);
H_tot_ent=H_bio+H_agb+H_steam;

%Calor de reacci3n global

H_rx=H_tot_sal-H_tot_ent;

%Calor sensible en los reactivos

CpO2ent = Rg*(Aa(6)+Bb(6)*(TO2ent+Tatm)/2+Cc(6)/3*(4*((TO2ent+Tatm)/2)^2-
TO2ent*Tatm)+Dd(6)/(TO2ent*Tatm));; % [KJ/KmolK]
CpN2ent = Rg*(Aa(7)+Bb(7)*(TO2ent+Tatm)/2+Cc(7)/3*(4*((TO2ent+Tatm)/2)^2-
TO2ent*Tatm)+Dd(7)/(TO2ent*Tatm));; % [KJ/KmolK]
Cpsteam = Rg*(Aa(4)+Bb(4)*(TO2ent+Tatm)/2+Cc(4)/3*(4*((TO2ent+Tatm)/2)^2-
TO2ent*Tatm)+Dd(4)/(TO2ent*Tatm));; % [KJ/KmolK]

Hs_O2ent=CpO2ent*(TO2ent-298)/1000;
Hs_N2ent=CpN2ent*(TO2ent-298)/1000;
Hs_steam=Cpsteam*(TO2ent-298)/1000;
Hs_tot_ent=Hs_O2ent+Hs_N2ent+Hs_steam;

%Calor sensible en los productos

Hs_H2=Cp(1)*(T-298)*fracH2(npisos);
Hs_CO=Cp(2)*(T-298)*fracCO(npisos);
Hs_CO2=Cp(3)*(T-298)*fracCO2(npisos);
Hs_H2O=Cp(4)*(T-298)*fracH2O(npisos);
Hs_CH4=Cp(5)*(T-298)*fracCH4(npisos);
Hs_O2=Cp(6)*(T-298)*fracO2(npisos);
Hs_N2=Cp(7)*(T-298)*fracN2(npisos);
Hs_C=Cp(8)*(T-298)*caud_charT;
Hs_SiO2=0.730*(T-298)*ash*masa_cascarilla;
Hs_tar=Cptar*(T-298)*frac_tar;
Hs_tot_sal=Hs_H2+Hs_CO+Hs_CO2+Hs_H2O+Hs_CH4+Hs_O2+Hs_N2+Hs_C+Hs_SiO2;

%Balance de energa

Hentra=-H_rx+Hs_tot_ent;
Hsale=Hs_tot_sal;
DeltaH=Hsale-Hentra;
%sh_gas= (Ho_f298+Cp*(T))/1000; % Specific enthalpy of gases in bubble
phase %[KJ/Kmol]

```