

UNIVERSIDAD DE COSTA RICA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA DE BIOSISTEMAS

***RUTA DE SELECCIÓN TECNOLÓGICA PARA EL APROVECHAMIENTO
BIOENERGÉTICO DE LA GALLINAZA A PARTIR DE MODELACIÓN
COMPUTACIONAL ENFOCADA EN PROCESOS TERMOQUÍMICOS***

Trabajo Final de Graduación presentado ante la Escuela de Ingeniería de Biosistemas como
parte de los requisitos para aspirar por el grado de

LICENCIATURA EN INGENIERÍA AGRÍCOLA Y DE BIOSISTEMAS

EMANUEL ALBERTO VILLAMIL CHINCHILLA

Ciudad Universitaria Rodrigo Facio

San José, Costa Rica

2023

Trabajo Final de Graduación sometido a revisión por la Comisión de Trabajos Finales de Graduación de la Escuela de Ingeniería de Biosistemas de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Costa Rica, como requisito para optar por el grado de Licenciatura en Ingeniería Agrícola y de Biosistemas



Emanuel Villamil Chinchilla

Candidato



Dra. Kattia Solís Ramírez

Directora, Equipo Asesor



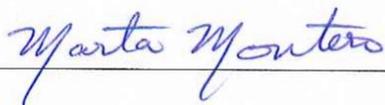
Lic. Giovanni Carmona Villalobos

Miembro, Comité Asesor



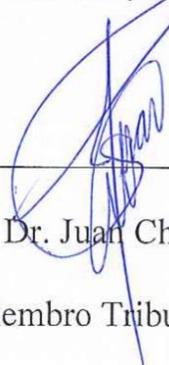
Dr. Pedro Casanova Treto

Miembro, Comité Asesor



Dra. Marta Montero Calderón

Presidente, Tribunal Examinador



Dr. Juan Chin Pampillo

Miembro Tribunal Examinador

DEDICATORIA

A Dios, mis padres, mi hermano y mis amigos.

AGRADECIMIENTOS

A los miembros de mi comité asesor, Kattia Solís y Pedro Casanova, por acompañarme a lo largo de esta etapa de crecimiento. A Geovanni Carmona por inspirarme a tomar esta profesión y junto con Melissa Rojas ayudarme a darle forma a este proyecto.

A mi padre, madre y hermano, que siempre me han apoyado y me dieron las herramientas necesarias para llegar a ser un profesional.

A los que caminaron en la U conmigo, especialmente a Mario, Glo y Angie, piezas fundamentales de mi etapa universitaria.

A Don Luis Mesalles, por creer en mi para realizar este proyecto y al personal de Yema Dorada, por toda la ayuda que me brindó en las giras de campo.

A la Escuela de Ingeniería Química, especialmente al profesor Richmond, por su ayuda con el acceso al software.

A los amigos que me dieron apoyo y consejo en este proyecto: Tobi, Rubén, Melanie y Juan Pablo.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE GENERAL	i
ÍNDICE DE TABLAS	iv
ÍNDICE DE FIGURAS.....	v
ÍNDICE DE ABREVIATURAS.....	vi
RESUMEN	ix
1. INTRODUCCIÓN.....	1
OBJETIVOS	4
<i>General</i>	4
<i>Objetivos específicos</i>	4
2. MARCO TEÓRICO	5
2.1 Biomasa y energía	5
2.1.1 Potencial energético en la biomasa	6
2.1.2 La biomasa avícola	7
2.1.3 La exergía.....	8
2.1.4 Rutas de conversión energética de biomasa.....	9
2.1.5 Conversión biológica	10
2.1.6 Conversión fisicoquímica	10
2.1.7 Conversión termoquímica.....	11
2.2 Procesos termoquímicos de conversión energética	11
2.2.1 Combustión.....	12
2.2.2 Pirólisis	13
2.2.3 Gasificación	14
2.2.4 Comparativa entre procesos termoquímicos para obtener energía de desechos avícolas	15

2.2.5	Panorama actual en Costa Rica.....	16
2.3	Simulación de procesos termoquímicos.....	16
2.3.1	Software implementado para simular procesos termoquímicos	17
2.3.1.1	Aspen Plus en la simulación de procesos termoquímicos	17
3.	METODOLOGÍA.....	19
3.1	Caracterización fisicoquímica de la gallinaza.....	19
3.1.1	Materiales utilizados en el muestreo.....	19
3.1.2	Recolección de las muestras de gallinaza	20
3.2	Diseño de las modelaciones	22
3.2.1	Simulación de un reactor de combustión	23
3.2.2	Simulación de un reactor pirolítico.....	26
3.2.3	Simulación de un reactor gasificador.....	29
3.3	Validación de las modelaciones	31
3.3.1	Validación de combustor	32
3.3.2	Validación de pirolizador.....	33
3.3.3	Validación de gasificador	35
3.4	Modelos termoquímicos con gallinaza.....	37
3.5	Cálculo de poder calorífico	38
3.5.1	Cálculo de PCS biochar y bioaceite.....	38
3.5.2	Cálculo de PCS gas.....	39
3.5.3	Conversión de PCS a PCI	40
3.6	Análisis exergético	40
3.6.1	Exergía de la combustión.....	40
3.6.2	Exergía de pirólisis	41
3.6.3	Exergía de gasificación.....	44

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	45
4.1 Análisis proximal	45
4.2 Análisis elemental	46
4.3 Resultados validación de combustor	47
4.4 Resultados validación de pirolizador	48
4.5 Resultados validación gasificador	49
4.6 Simulación de combustión con gallinaza de la empresa Yema Dorada.....	50
4.7 Simulación de pirólisis con gallinaza de la empresa Yema Dorada	52
4.8 Simulación de gasificación con gallinaza de la empresa Yema Dorada	52
4.9 Energía de combustión de gallinaza de la empresa Yema Dorada	53
4.10 Energía de pirólisis de gallinaza de la empresa Yema Dorada	54
4.11 Energía de gas de síntesis de gallinaza de la empresa Yema Dorada	54
4.12 Exergía de combustión de gallinaza de la empresa Yema Dorada	55
4.13 Exergía de pirólisis de gallinaza de la empresa Yema Dorada	55
4.14 Exergía de gasificación de gallinaza de la empresa Yema Dorada.....	56
4.15 Comparativa energética y exergética de procesos termoquímicos.....	56
5. CONCLUSIONES	59
Conclusiones	59
Recomendaciones.....	60
REFERENCIAS.....	61
ANEXOS	71

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1 Resultados de análisis proximal y elemental de gallinaza [23].	7
Tabla 3.1. Datos de la biomasa en el artículo, ingresados a Aspen Plus para el combustor.....	32
Tabla 3.2. Datos de entrada utilizados para la validación del combustor [37].	33
Tabla 3.3. Datos de la biomasa en el artículo, ingresados a Aspen Plus para el pirolizador.	34
Tabla 3.4. Datos de entrada utilizados para la validación del pirolizador.	35
Tabla 3.5. Datos fisicoquímicos de la biomasa ingresados a Aspen Plus para el gasificador.	36
Tabla 3.6. Datos de entrada utilizados para la validación del gasificador.	37
Tabla 3.7. Datos de entrada utilizados para simular los reactores funcionando con gallinaza. ...	37
Tabla 3.8. Componentes típicos del gas de síntesis y su poder calorífico [60].	39
Tabla 4.1. Resultados del análisis próximo para gallinaza	45
Tabla 4.2. Resultados de análisis elemental de gallinaza, porcentaje peso base seca [13]......	46
Tabla 4.3. Flujo másico de gases de combustión de referencia y de simulación elaborada.	47
Tabla 4.4. Flujo volumétrico de gases de combustión en referencia y en simulación elaborada.	48
Tabla 4.5. Composición del gas de síntesis de un gasificador real y de simulación elaborada. ..	49
Tabla 4.6. Flujo másico y porcentaje volumen de los gases de combustión con gallinaza.	51
Tabla 4.7. Flujo másico y porcentaje volumen de los gases de pirólisis con gallinaza.	52
Tabla 4.8. Flujo másico y porcentaje volumen de los gases de gasificación con gallinaza.....	53
Tabla 4.9. Resultados de PCI y exergía de los productos de los procesos termoquímicos.....	56

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1. Principales rutas para obtener el potencial energético de la biomasa [9].	10
Figura 2.2. Esquema de las principales rutas de conversión termoquímica [10], [17], [19].	11
Figura 2.3. Diferentes tipos de lechos fluidizados [21].	13
Figura 3.1. a) Balanza utilizada para el pesaje de las muestras de gallinaza, b) bolsa de polietileno con cierre hermético utilizada para el muestreo de la gallinaza.	20
Figura 3.2. a) Realización del cuarteo de gallinaza y b) bandas recolectoras de excreta de la nave avícola mecanizada.	21
Figura 3.3. Pesaje de muestra de gallinaza.	21
Figura 3.4. Componentes seleccionados para simular combustión, Aspen Plus V12.	23
Figura 3.5. Tabla de selección de componentes para proceso de combustión, Aspen Plus V12.	24
Figura 3.6. Diagrama de flujo del combustor simulado, Aspen Plus V12.	26
Figura 3.7. Tabla de selección de componentes para proceso de pirólisis, Aspen Plus V12.	27
Figura 3.8. Definición de propiedades para la modelación del reactor pirolítico, Aspen Plus V12.	27
Figura 3.9. Diagrama de flujo del pirolizador simulado, Aspen Plus V12.	29
Figura 3.10. Tabla de selección de componentes para gasificación, Aspen Plus V12.	29
Figura 3.11. Diagrama de flujo del gasificador simulado, Aspen Plus V12.	30

ÍNDICE DE ABREVIATURAS

Abreviatura	Significado	Abreviatura	Significado
<i>t</i>	Tonelada métrica	<i>bh</i>	Base húmeda
N_2	Nitrógeno	<i>Mt</i>	Contenido de humedad, %
<i>P</i>	Fósforo	<i>VM</i>	Materia Volátil, %
<i>K</i>	Potasio	<i>FC</i>	Carbón fijo, %
O_2	Oxígeno	A_s	Contenido de ceniza en porcentaje de masa base seca, %
<i>C</i>	Carbono	C_s	Contenido de carbono, porcentaje de masa base seca, %
NH_3	Amoniaco	H_s	Contenido de hidrógeno, porcentaje de masa base seca, %
N_2O	Óxido Nitroso	S_s	Contenido de azufre en porcentaje de masa base seca, %
CH_4	Metano	O_s	Contenido de oxígeno en porcentaje de masa base seca, %
CO_2	Dióxido de carbono	N_s	Contenido de nitrógeno en porcentaje de masa base seca, %
H_2O	Agua	Cl_s	Contenido de cloro en porcentaje de masa base seca, %
$C_6H_{12}O_6$	Glucosa	<i>Ex</i>	Flujo de exergía, kJ/h
<i>ATP</i>	Adenosín trifosfato	Ex^q	Exergía química, kJ/h
<i>NADPH</i>	Nicotinamida adenina dinucleótido trifosfato	Ex_f	Exergía física, kJ/h
H^+	Ion de hidrógeno	H_2	Hidrógeno
<i>PCI</i>	Poder calorífico inferior, MJ/kg	<i>S</i>	Azufre

PCS	Poder calorífico superior, MJ/kg	$i-C_4H_8$	Isobutileno
SO_2	Dióxido de azufre	$i-C_4H_{10}$	Isobutano
NO_x	Óxidos de nitrógeno	C_6H_6	Benceno
CO	Monóxido de carbono	Ex^b	Exergía de la biomasa, MJ/h
ICE	Instituto costarricense de electricidad	m_b	Flujo másico biomasa, kg/h
EES	Engineering equation solver	β	Relación beta de PCI y exergía química.
$LASA$	Laboratorio de servicios analíticos	H_{mol}	Fracción molar de hidrógeno, decimal
UCR	Universidad de Costa Rica	C_{mol}	Fracción molar de carbono, decimal
$PR-BM$	Ecuación de Peng-Robinson-Boston Mathias	O_{mol}	Fracción molar de oxígeno, decimal
Atm	Presión atmosférica	Ex^{qb}	Exergía química bioaceite, MJ/h
$RKS-BM$	Ecuación de Redlich-Kwong-Soave Boston-Mathias	B_l	Relación de PCI y exergía química para combustibles líquidos
H_2S	Ácido sulfhídrico	C_d	Contenido de carbono en masa base seca, decimal
C_2H_4	Etileno	H_d	Contenido de hidrógeno en masa base seca, decimal
C_2H_6	Etano	O_d	Contenido de oxígeno en masa base seca, decimal
Ω	Volumen del componente típico del gas, %	N_d	Contenido de nitrógeno en masa base seca, decimal
C_2H_2	Acetileno	x_i	Flujo molar de la sustancia, kmol/h
C_3H_8	Propano	ex_i^f	Exergía física del componente i, kJ/kmol

C_3H_6	Propileno	h	Entalpía específica a temperatura T, kJ/kmol
h_0	Entalpía específica temperatura de referencia o ambiental, kJ/kmol	c_p	Calor específico a temperatura T, kJ/kmol·K
T_0	Temperatura de referencia o ambiental, K	ex_i^q	Exergía química estándar del componente i, kJ/kmol
T	Temperatura del sistema en análisis, K	R	Contante universal de los gases, kJ/kmol·K
s	Entropía específica a temperatura T, kJ/kmol·K	SO_3	Trióxido de azufre
s_0	Entropía específica a temperatura de referencia o ambiental, kJ/kmol·K	SO_x	Óxidos de azufre

RESUMEN

La industria avícola ha tenido un elevado crecimiento a nivel mundial, por lo que resulta muy importante hacer que este sector sea eficiente en todos sus procesos. Uno de los principales subproductos de la producción de huevo mecanizada es la gallinaza, compuesta por las excretas de las gallinas. El mal manejo de estos residuos puede suponer problemas ambientales y sanitarios importantes. Esta investigación brinda un análisis de los principales procesos termoquímicos, empleando a la gallinaza como combustible bioenergético. El objetivo general es establecer una ruta de selección tecnológica para el aprovechamiento termoquímico de la gallinaza de la empresa Yema Dorada. Para esto, se caracterizó fisicoquímicamente a la gallinaza de galpones mecanizados. Luego se realizaron tres simulaciones en el software Aspen Plus, para modelar los procesos de combustión, pirólisis y gasificación, las cuales fueron validadas con datos de otras investigaciones. Finalmente, se evaluó el poder calorífico inferior y la exergía de los productos termoquímicos de los tres procesos alimentados con las 11 toneladas/día de gallinaza. La gallinaza de la empresa Yema Dorada obtuvo un poder calorífico superior (PCS) de 14 MJ/kg y una exergía de 1839,12 MJ/h. Para la pirólisis, el biochar tuvo un poder calorífico inferior (PCI) de 19,73 MJ/kg, el bioaceite de 31,81 MJ/kg y el gas de pirólisis de 15,45 MJ/kg, brindando los tres productos un total exergético de 1690,53 MJ/h. La gasificación brindó un gas de síntesis con un PCI de 9,13 MJ/kg y una exergía de 3088,45 MJ/h, por lo que, según los análisis realizados, esta sería la ruta óptima para aprovechar la energía de la gallinaza.

1. INTRODUCCIÓN

Para el año 2019, se tiene estimado que la población mundial alcanzó el número de 7,7 billones de personas. Según las proyecciones, un par de décadas más tarde, el total de habitantes del mundo llegará a 8,5 billones y se tiene estimado que para el 2100 se llegue a 10,9 billones de personas en el mundo [1]. Este enorme crecimiento en la población significa también una mayor carga alimentaria que cubrir, siendo cada vez más grande la demanda de la industria de producción de alimentos, que debe de aumentar sus rendimientos; incrementando las zonas dedicadas a sus actividades o mediante procesos más tecnificados [2]. Un caso específico de esto es el crecimiento que ha tenido la industria avícola, que ha visto como el consumo de sus productos, tanto de carne y huevos han aumentado. Para el segundo producto mencionado, se tiene que entre 1961 y 2018, creció la producción en 448% de toneladas (t) de huevo generadas a nivel mundial [3].

En el caso de Costa Rica, la actividad avícola resulta de suma importancia, teniendo un consumo per cápita a nivel nacional de carne de pollo de 23,3 kg para el año 2015, siendo un consumo mayor que el que se tiene de la carne de res y cerdo. Además de esto, el consumo de huevo en Costa Rica también es bastante importante, dándose en el año 2015 un consumo anual aproximado de 205 unidades por persona. La producción de huevo en Costa Rica se genera en un 75% por granjas grandes, siendo la de mayor producción la empresa Yema Dorada [4].

Como todas las actividades de producción desarrolladas por el ser humano, la actividad avícola genera residuos como subproductos, que en este caso son principalmente las excretas provenientes de las gallinas o pollos, así como plumas, aves muertas, vísceras y demás partes no consumidas [5]. A los desechos generados debido a las excretas de los pollos, plumas y material secante en el suelo, se les llama pollinaza. Mientras que, a los residuos provenientes de la producción de huevo, que incluyen básicamente a las excretas de las gallinas ponedoras se les llama gallinaza [6].

El principal uso que tienen estos residuos es como fertilizantes en los campos de cultivo, dado su alto contenido de nitrógeno (N), fósforo (P) y potasio (K) [5]. Sin embargo, el empleo de la pollinaza y gallinaza como fertilizante de manera intensiva, puede tener repercusiones ambientales como lo son contaminación de aguas subterráneas, generación de sustancias fitotóxicas, propagación de patógenos y contaminación del aire por liberación de gases al darse la descomposición de estos residuos [5], [7].

La legislación costarricense reconoce a estos residuos como potenciales contaminantes, por lo que establece que es necesario que se les dé un tratamiento antes de que esta biomasa se disponga en el medio ambiente. El reglamento sobre manejo y control de gallinaza y pollinaza establece como responsabilidad el control de moscas y agentes patógenos por parte de la entidad que le dé el manejo a estos residuos avícolas [8] .

Una de las alternativas que se han venido dando para manejar estos residuos es el aprovechamiento energético, dado que este material suele tener un alto contenido de materia volátil, lo que le confiere alta reactividad y un posible uso como biomasa energética [5]. Dentro de las rutas de aprovechamiento energético para esta biomasa, se tiene a los procesos termoquímicos, donde los principales son: la combustión, pirólisis y gasificación. Estos son procesos de descomposición de biomasa por energía térmica, con una oxidación parcial o total. En específico, el proceso de gasificación se realiza en una atmósfera con oxígeno (O_2), en una cantidad menor al requerido para una combustión completa. La pirólisis se da en una atmósfera libre de O_2 y la combustión se requieren altas concentraciones de O_2 . [9], [10]. Con el fin de evitar altas inversiones en infraestructura y equipo, estos tipos de procesos se suelen simular antes de ponerse en práctica. Los modelos matemáticos – termodinámicos se implementan mucho para evaluar el desempeño de procesos termoquímicos [11] y poder determinar las condiciones ideales de trabajo con iteraciones y análisis de sensibilidad.

En el caso de Costa Rica, se tiene poca información sobre proyectos relacionados con bioenergía generada a partir de la producción avícola, dado que en la revisión literaria realizada, solo se logró dar con un proyecto a nivel nacional relacionado con el uso del potencial energético que tienen los residuos avícolas [12]. Es por esto que resulta de suma importancia realizar investigaciones al respecto en nuestro país, dado que la viabilidad de la aplicación de estas rutas de conversión ya ha sido comprobada en otros países [7]. El empleo de estas tecnologías para la generación de energía y el manejo de residuos, se traduciría en un menor impacto ambiental por parte de estas industrias [13], disminución en la carga de la matriz energética al generar electricidad para autoconsumo [5] y una mayor tecnificación en los procesos de producción, lo que se traduce en un mercado más competitivo a nivel regional.

En el caso específico de la empresa Yema Dorada, se tiene una generación de residuos de 11 t/día, para los galpones del sector de la finca llamado don Javier. En estas instalaciones, donde la empresa posee naves avícolas mecanizadas, se tiene a aproximadamente 120000 gallinas ponedoras. El tratamiento actual, que se le da a las cerca de 11 t/día de gallinaza que genera la

empresa, es el compostaje en pilas [14]. Durante este procedimiento se da la adición de microorganismos, con el fin de acelerar la descomposición de la biomasa y elevar aún más la temperatura del proceso. El calor generado ocasiona la eliminación de patógenos. También se agrega aserrín en el proceso de compostaje, con el fin de bajar su humedad y aumentar el contenido de C (carbono) en relación con el contenido de N. El compost está listo para ser utilizado como abono agrícola luego de 20 días compostando.

Este procedimiento es realizado en un sector de las instalaciones dedicado completamente al compostaje de la gallinaza, con tres galeras de aproximadamente 90 m de largo y 12 m de ancho cada una. Las galeras tienen una altura aproximada de entre 4 m y 6 m con paredes de malla que permiten un mayor flujo de aire. El trasiego de la gallinaza de los galpones hasta este lugar es realizado por un tractor con una carreta y el volteo del material está a cargo de un operario en un cargador frontal.

A pesar de tener un proceso ya establecido de manejo de estos residuos, el dueño de la empresa menciona que la gallinaza producida día a día sí resulta ser un problema [14]. Parte de la problemática radica en el hecho de que el proceso actual puede llegar a generar pérdidas para la compañía, debido a que el precio al que se vende el saco de abono es menor al costo de su producción.

Además de esto, los procesos de compostaje generan gases de efecto invernadero en menor o mayor medida de acuerdo con el tipo de aireación que se utilice. Estos gases pueden ser amoníaco (NH_3), óxido nitroso (N_2O) y metano (CH_4) [15], además del dióxido de carbono (CO_2) que liberan los microorganismos al descomponer materia orgánica. En el proceso específico de compostaje de gallinaza, [16] mencionan como posibles impactos negativos la generación de malos olores, producción de amonio, fermentación y lixiviación. Estos efectos se pueden llegar a presentar cuando la relación carbono/nitrógeno es baja, así como cuando se tiene mala aireación.

Es por esto, que se quiere evaluar una metodología avanzada e innovadora para manejar la gallinaza que genera la producción de huevo de la empresa Yema Dorada, con potenciales beneficios ambientales, energéticos y económicos.

Este trabajo tiene la intención de establecer una referencia de investigación con respecto al uso de la gallinaza de la empresa Yema Dorada como combustible bioenergético. Para lograr esto, se realizó una caracterización fisicoquímica de la biomasa, simulación de procesos termoquímicos y un análisis energético de la ruta óptima a seguir.

OBJETIVOS

General

- Establecer una ruta de selección tecnológica para el aprovechamiento del potencial bioenergético que tiene la gallinaza, mediante simulaciones computacionales de procesos termoquímicos.

Objetivos específicos

1. Determinar las características fisicoquímicas de la gallinaza, con el fin de obtener los datos de entrada para las simulaciones.
2. Simular los procesos de pirólisis, combustión y gasificación para obtener los valores de poder calorífico inferior y exergía de la gallinaza.
3. Analizar la ruta óptima de conversión termoquímica de gallinaza.

2. MARCO TEÓRICO

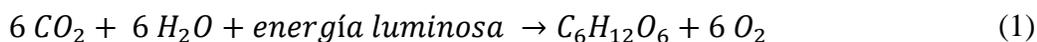
2.1 Biomasa y energía

La biomasa presenta diversas definiciones, dependiendo de la disciplina desde la cual se le brinde el significado. Desde un punto de vista biológico, [17] definen a la biomasa como toda aquella materia que se encuentra sobre la superficie terrestre, incluyendo restos de las industrias madereras, residuos agrícolas – forestales y cultivos energéticos. Este este caso, como el propio autor lo menciona, los seres vivos se incluyen dentro de la biomasa, además de la materia que se genera en el mar.

Debido al enfoque que tiene esta investigación, conviene buscar una definición que se genere desde un punto de vista de las energías renovables. De esta manera, [18] delimitan a la biomasa como aquella materia orgánica que proviene de un proceso biológico, generado espontáneamente o provocado, que se puede aprovechar como fuente de energía renovable. El autor aclara que esta materia se debe de consumir a un ritmo menor o igual al que es producida, por lo que los combustibles fósiles no entran dentro de este concepto, dado que su generación toma millones de años.

Gran parte de la biomasa se compone de materiales lignocelulósicos, que a su vez se integran de tres polímeros principales: hemicelulosa, lignina y celulosa. La hemicelulosa es un polímero de carbohidratos simples. La lignina se caracteriza por ser un polímetro aromático no polar. La celulosa es el principal componente de los materiales lignocelulósicos, siendo esta un polímero lineal de glucosa [19].

El origen de la biomasa en la biosfera, se da gracias a la acción de los organismos fotosintéticos, que toman CO_2 , agua (H_2O) y energía de la luz solar, para producir glucosa ($C_6H_{12}O_6$) y O_2 . La fotosíntesis, se puede representar de forma simplificada a partir de la siguiente ecuación [20]:



Las células de las plantas poseen estructuras especializadas llamadas cloroplastos, dentro de los cuales se dan las sub-reacciones que permiten la generación de glucosa y oxígeno. La energía del sol permite la formación de ATP (adenosín trifosfato) y NADPH (nicotinamida adenina dinucleótido fosfato). La energía luminosa también ayuda a romper los enlaces químicos de la

molécula del agua, produciendo iones de hidrógeno (H^+) y oxígeno como productos. De manera paralela, dentro de los cloroplastos se tiene al ciclo de Calvin, que toma CO_2 de la atmósfera, energía del ATP y de la NADPH para producir la molécula de glucosa [20].

La fotosíntesis en general, permite el crecimiento de las plantas en nuestro planeta, por lo que, de manera directa e indirecta, es la generadora de toda la biomasa a nivel global [9]. En el caso de la biomasa producida a partir de excretas animales, se tiene a una cadena alimenticia en la que los carnívoros se alimentan de los herbívoros y los herbívoros de las plantas fotosintéticas.

2.1.1 Potencial energético en la biomasa

La biomasa como fuente de energía, ha estado presente desde tiempos muy remotos para los seres humanos, tal y como fue mencionado en la sección anterior. La importancia de la biomasa se mantuvo al punto de que en la revolución industrial, momento de inflexión en la historia humana, la biomasa se utilizaba como combustible en todo el mundo. A pesar de esto, el uso de la biomasa como combustible decayó con la llegada de los combustibles fósiles, debido a que estos poseen una mayor densidad energética y suelen tener un bajo costo [9].

Uno de los puntos clave que se deben de abordar al hablar sobre la energía de la biomasa, es el poder calorífico. Este concepto se define como la cantidad de calor que es desprendida a partir de una unidad de combustible. Se debe de distinguir entre el poder calorífico inferior (PCI) y el poder calorífico superior (PCS), en donde el primero es menor porque considera la pérdida de energía al formarse vapor en la combustión. El PCI es el valor que se toma como referencia al establecer las cualidades energéticas de un combustible [21].

La capacidad de generación energética de la biomasa es muy variable, no solo dependiendo del tipo de biomasa, sino también de las condiciones en la que esta se encuentra. Por ejemplo, el poder calorífico promedio de la madera con un 30% de humedad base húmeda (bh), corresponde a 11,7 MJ/kg. Pero la densidad energética disminuye considerablemente al aumentar el porcentaje de humedad en la madera, teniendo un valor de 3,6 MJ/kg para madera con un 70% de humedad. Al elaborar pellets o comprimidos con madera, se puede aumentar la densidad energética, llegando a valores promedio de 16,9 MJ/kg [9].

Además del hecho de poseer una capacidad de producción energética ya evaluada, como fue descrito en el párrafo anterior, la biomasa en general se establece como una fuente de energía renovable y sostenible. Es renovable al provenir de una fuente que se produce en periodos cortos de tiempo, como lo puede ser la materia generada por las plantas, que crecen en lapsos de poca

duración con relación a un ciclo de vida humana. En la contraparte se tienen a los combustibles fósiles, que requieren de millones de años para ser formados.

En el caso de la sostenibilidad, se tiene que la biomasa puede llegar a ser carbono neutro en la generación energética. Esto debido a que la cantidad de gases que se liberan cuando se aprovecha su energía, es igual a la cantidad de gases que fijaron las plantas durante su crecimiento, por lo que el balance final es cero [9], [10]. Sin embargo, esta afirmación no aplica en todos los casos, dado que, por ejemplo, la biomasa proveniente de residuos o excretas animales no tiene ese componente de reabsorción que tienen las plantas al fijar CO₂ en la fotosíntesis. En este caso, el componente sostenible viene del hecho de utilizar biomásas, que en muchas ocasiones tienen una mala disposición (residuos, excretas animales, etc.), como generadores de energía, dándoles un uso más conveniente y amigable con el ambiente. Como se mencionó previamente, la mala disposición de las excretas animales puede acarrear grandes consecuencias sobre los biosistemas, así como significar un nicho de enfermedades para otros animales y seres humanos [5], [7], [8].

2.1.2 *La biomasa avícola*

En términos generales, los residuos provenientes de la industria avícola, debido a las excretas de las aves, resultan ser una biomasa problemática [13]. Como se mencionó en el apartado introductorio, estos desechos varían de acuerdo al sistema de producción, teniendo como principales residuos a la gallinaza en los sistemas de producción de huevo y a la pollinaza en la producción de pollos de engorde [6]. En los sistemas de producción de huevo mecanizados, la gallinaza es recogida por un sistema de bandas transportadoras que sacan este residuo fuera de las naves avícolas, la cantidad de biomasa producida depende directamente de la cantidad de alimento consumido por las gallinas [22].

En la tabla 2.1 se adjuntan los resultados fisicoquímicos obtenidos para gallinaza de una granja en Singapur.

Tabla 2.1 Resultados de análisis proximal y elemental de gallinaza [23].

Análisis Proximal (% peso)					Análisis Elemental (% masa)				
Mt	VM	FC*	A	C	H	N	S	O*	PCS**
73,6	55,2	9,5	25,3	28,2	3,5	8,1	1,1	33,8	12,744

* Por diferencia.

** MJ/kg

Los resultados del análisis proximal brindan información sobre contenido de humedad en base húmeda (Mt), cantidad de materia volátil (VM), carbono fijado (FC) y contenido de cenizas (A). A partir del análisis elemental se tienen resultados sobre la composición elemental de la biomasa: carbono porcentual (C), hidrógeno (H), nitrógeno (N), azufre (S) y oxígeno (O). Los resultados se brindan en base seca, a excepción de la humedad. La última columna brinda el poder calorífico superior de la gallinaza.

De estos parámetros, los más importantes para analizar un potencial energético son: el contenido de humedad, contenido de cenizas, contenido de materia volátil y composición elemental [13]. Con respecto a estos resultados, se tiene que la gallinaza tiene un porcentaje de humedad bastante alto. Esto podría ser una limitante dependiendo del tipo de ruta de conversión energética seleccionada, dado que, por ejemplo, para las rutas de conversión termoquímica, resulta más eficiente utilizar una biomasa con el menor contenido de humedad posible. En el caso de la biomasa de la empresa Yema Dorada, se esperarían resultados similares a los mostrados en la tabla 2.1, para el sistema de desecho avícola por jaulas.

2.1.3 La exergía

A la hora de realizar un análisis a una fuente energética, se suele estimar la cantidad de energía contenida en el combustible, como se detalló en la sección anterior con el PCS. Sin embargo, hay un sinnúmero de procesos que se deben de llevar a cabo antes de finalmente obtener la energía útil, por lo que se van a tener pérdidas con respecto al potencial energético inicial. Es por esto, que el concepto de exergía resulta tan relevante, en donde se busca encontrar el potencial de trabajo útil de una cantidad de energía en un estado específico [24].

El planteamiento de la primera ley de la termodinámica nos dice que la energía no se crea ni se destruye, solo se transforma [24]. El análisis de sistemas energéticos a partir de esta ley resulta importante para cuantificar posibles “pérdidas” de energía, sin embargo, puede no reflejar las verdaderas ineficiencias termodinámicas. La exergía se desarrolla tomando en cuenta las irreversibilidades del sistema, de la mano con la segunda ley de la termodinámica [25]. Un sistema ideal puede sufrir transformaciones, manteniendo su energía constante, pero disminuyendo el potencial uso de esta energía, lo que también puede significar un descenso en el valor económico final [25], [26].

La exergía puede ser calculada a partir de la suma de la exergía química y física, en sistemas donde el resto de tipos de exergía pueden ser despreciadas, como se realizó en el análisis de un sistema de gasificación de biomasa [27].

$$Ex = Ex^q + Ex^f \quad (2)$$

Donde:

Ex : flujo de exergía (kJ/h).

Ex^q : exergía química (kJ/h).

Ex^f : exergía física (kJ/h).

Por lo tanto, a pesar de poder obtener el poder calorífico de una biomasa en específico, como se mencionó en la sección 2.1.2, se debe de considerar la energía aprovechable que verdaderamente se tiene de un sistema. Apoyado en este concepto, [11] determinaron que la energía aprovechable por gasificación es mayor en carbón con menor contenido de cenizas, así como que los pasos con mayor pérdida de exergía son la turbina y el generador de recuperación por vapor.

En otra investigación, se realizó el cálculo de la exergía química para un proceso de pirólisis rápida catalizada, utilizando como combustible cúpulas de avellana. Los resultados permitieron determinar que el potencial energético del bioaceite obtenido disminuye cuando la proporción de oxígeno/carbono es alta en este subproducto líquido [28].

2.1.4 Rutas de conversión energética de biomasa

El potencial energético de la biomasa puede ser aprovechado de distintas maneras, de acuerdo con las características que posea la materia prima a ser procesada y el tipo de producto energético que se desea obtener. En la figura 2.1 se muestran las principales rutas para aprovechar el potencial como fuente energética que posee la biomasa y los distintos tipos de biocombustibles que se pueden obtener.

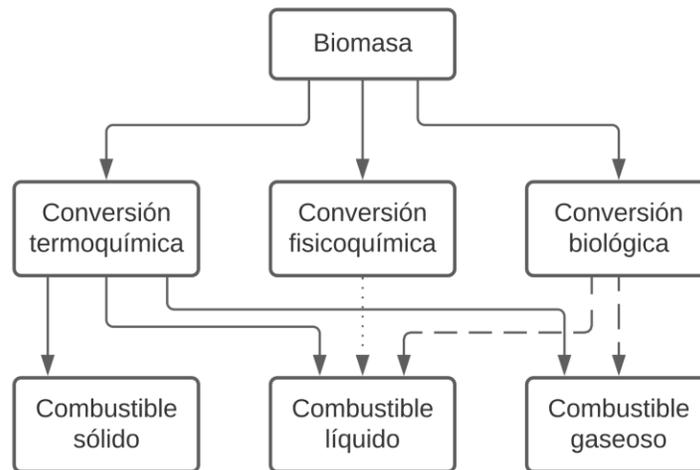


Figura 2.1. Principales rutas para obtener el potencial energético de la biomasa [9].

La figura 2.1 deja en evidencia que los procesos termoquímicos suelen ser más versátiles que los fisicoquímicos o los biológicos, debido a que se pueden obtener combustibles sólidos, líquidos o gaseosos.

2.1.5 Conversión biológica

La conversión biológica de biomasa para obtener energía se basa principalmente en la implementación de sistemas de digestión anaerobia, que funcionan a partir de la transformación de la materia orgánica para formar biogás, en una atmósfera libre de oxígeno. El biogás está conformado principalmente por metano y dióxido de carbono [29]. Este proceso puede convertir una gran cantidad de residuos en energía, tales como afluentes de la industria alimentaria, residuos vegetales, excretas animales, entre otros. El corazón de la biodigestión se da gracias a la acción de microorganismos metanogénicos, que con la acción de sus enzimas degradan la materia orgánica y generan metano como subproducto metabólico [30].

La digestión anaerobia se aplica principalmente en el caso de biomásas con un alto contenido de humedad, debido a que el proceso se tiene que dar en un medio de suspensión acuosa del combustible. La temperatura del proceso puede variar entre 30 °C y 65 °C, en donde la tasa de producción de biogás suele ser mayor en el caso de los sistemas más calientes [10].

2.1.6 Conversión fisicoquímica

Estos procesos pueden implementarse como etapa previa en el aprovechamiento lignocelulósicas, variando parámetros físicos, así como uniones químicas y las interacciones moleculares. Se emplean procedimientos como explosión de CO₂ y vapor, radiación por

microondas, oxidación húmeda y explosión de fibras por amonio. Estos tratamientos pueden variar las características iniciales de las materias primas, para convertirlas en un combustible de entrada más apto para procesos biológicos o termoquímicos de aprovechamiento energético [31].

Además, se pueden utilizar técnicas de conversión fisicoquímicas como el prensado y extracción o esterificación, con el fin de obtener combustibles líquidos [9].

2.1.7 Conversión termoquímica

La conversión energética termoquímica se compone de procesos de descomposición térmica dentro de ambientes químicamente reactivos, es decir, en presencia de algún oxidante, como lo puede ser el aire gracias al oxígeno que contiene. También se incluyen procesos de descomposición de biomasa en ambientes no reactivos, sin presencia de oxidante o con una disponibilidad limitada de este [10]. En la siguiente sección, se describen a fondo los principales procesos de conversión térmica o termoquímica de la biomasa.

2.2 Procesos termoquímicos de conversión energética

Tal y como fue mencionado, los procesos termoquímicos descomponen la biomasa gracias al calor y reacciones químicas, en donde se obtienen productos energéticos más versátiles que la materia prima inicial. Además de esto, los procesos termoquímicos tienen poca generación de residuos, condiciones de operación flexibles y tiempos cortos de proceso, dentro de los aspectos positivos que se pueden mencionar de manera general [19].

En la figura 2.2, se adjunta un esquema con las principales rutas de conversión termoquímica [10], así como los productos de los procesos que se obtienen en mayor cantidad.

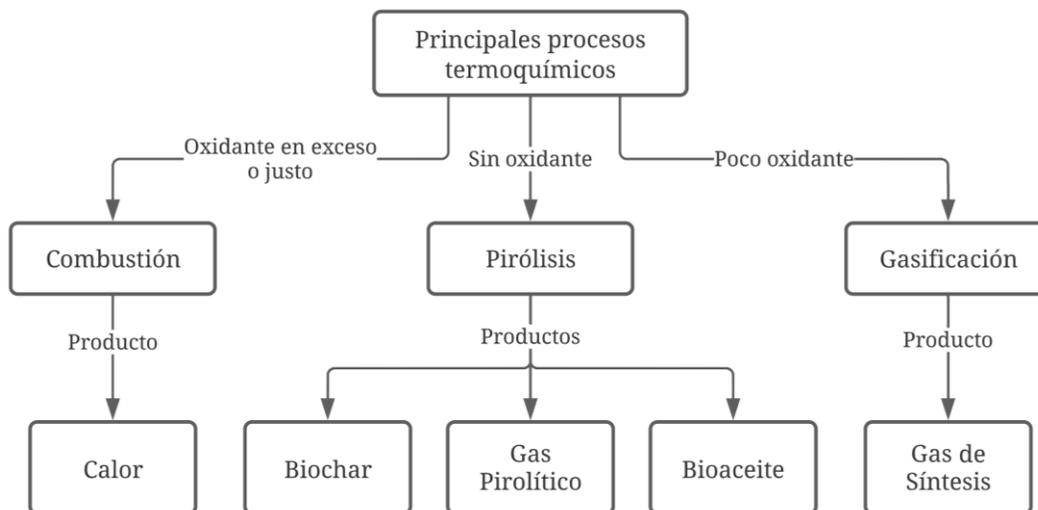


Figura 2.2. Esquema de las principales rutas de conversión termoquímica [10], [17], [19].

Cada uno de estos procesos va a ser abordado con mayor detalle en las secciones siguientes, con el fin de ir caracterizando estas rutas termoquímicas en la búsqueda del método más conveniente para emplear a la gallinaza como combustible.

Uno de los parámetros críticos a la hora de implementar procesos termoquímicos es la humedad del combustible a oxidar. En una investigación sobre el uso de pollinaza para su aprovechamiento energético en un reactor pirolítico [32], se recomienda una humedad de 15% bh, con el fin de que el secado dentro del reactor no consuma demasiada energía del proceso. Otra publicación menciona que la combustión de una biomasa con un contenido de humedad mayor al 25% puede causar problemas en el sistema de alimentación del reactor [33]. De igual manera, se recomienda una humedad de 10% en el combustible implementado para alimentar el proceso de gasificación [34].

2.2.1 Combustión

El proceso de combustión se define como aquel en el que se da una oxidación rápida del combustible, originando un desprendimiento de calor. Para que el material se pueda oxidar, este debe de tener C, hidrógeno (H_2) o azufre (S) en su composición, dado que son los únicos elementos que al combinarse con el O_2 producen calor. Para que la combustión suceda, tiene que existir una buena mezcla entre el combustible y el comburente (oxidante), que normalmente suele ser aire. Una vez que todos estos factores se reúnen, tiene que darse una ignición para iniciar la serie de reacciones, que se mantienen mientras el combustible y el comburente no se agoten, gracias al calor liberado. Las reacciones pueden ocurrir de distintas maneras, ya sea con el comburente justo en una reacción estequiométrica o con exceso de este [17].

La combustión representa al método de generación eléctrica de biomasa que abarca una mayor cantidad de plantas de producción. En la producción energética a partir de combustión, la biomasa se quema para generar calor que puede ser aprovechado para producir vapor y mover una turbina que termina produciendo energía eléctrica [9].

Dentro de los principales tipos de hornos que se emplean para realizar la combustión se tiene a los rotativos, incineradores de inyección líquida, hornos de lecho fluidizado (ver figura 2.3) y hornos de parrilla fija [21]. Diversas investigaciones se han enfocado en probar la combustión en reactores de lecho fluidizado, ya sea en instalaciones reales o a partir de simulaciones [35]–[37]. Esto se puede deber al hecho de que este tipo de reactores opera a temperaturas más bajas,

necesitan de menos exceso de aire y suelen tener menos emisiones de SO₂ (dióxido de azufre) y NO_x (óxidos de nitrógeno), en comparación a los hornos tradicionales [21].

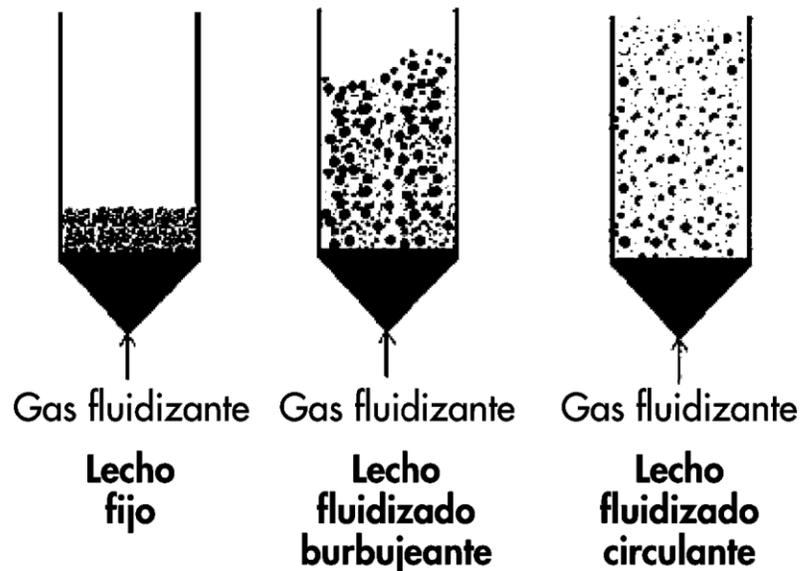


Figura 2.3. Diferentes tipos de lechos fluidizados [21].

2.2.2 Pirólisis

La pirólisis se basa en realizar un proceso de degradación térmica de la materia orgánica sin presencia de oxígeno. El nombre de este proceso viene de dos palabras griegas: “piro” cuyo significado es fuego y “lisis”, que significa desintegración o separación en partes integrales [38]. Este proceso se ha utilizado desde tiempos antiguos en nuestra civilización, dado que los egipcios implementaban esta técnica con el fin de obtener alquitranes empleados para sellar barcos [38] y ácido pirógeno utilizado en sus procesos de embalsamiento [10].

Esta ruta termoquímica se puede desarrollar de diferentes maneras, según las condiciones de trabajo. Se tiene a la pirólisis rápida y pirólisis lenta, que varían en los tiempos de procesamiento, así como en las temperaturas empleadas. La pirólisis rápida ocurre en condiciones de alta temperatura y tiempos de residencia cortos, generando principalmente productos líquidos y gaseosos. Por otro lado, la pirólisis lenta se da bajo condiciones de baja temperatura y tiempos de residencia largos, obteniendo biochar como principal sub producto [39].

El gas pirolítico se compone principalmente de H₂ y CO (monóxido de carbono), con menores cantidades de CO₂, N₂ y H₂O [38]. Sin embargo, la composición va a depender de acuerdo con el tipo de reactor, condiciones de operación y combustible empleado para llevar a cabo el proceso de pirólisis [21]. El bioaceite se compone de una compleja mezcla de alrededor de 300

compuestos [38], dentro de los cuales se pueden encontrar alquitranes, ácido acético, acetona y metanol [21]. El tercer producto obtenido de la pirólisis es el biochar, un sólido con alto contenido de carbono orgánico, con una estructura porosa que también se caracteriza por ser muy estable y tener buenas propiedades absorbentes [40].

La aplicación del biochar o biocarbón al suelo puede traer consecuencias positivas, como lo es un aumento en la fertilidad y salud de los campos agrícolas. Es por esto que este producto tiene un valor agregado, al poder llegar a ser comercializado como fertilizante [34]. Además de esto, se resalta la posibilidad de emplear al biochar como un mecanismo de secuestro de carbono. Esto debido a que el carbono de la biomasa original queda en forma de carbono orgánico en el biochar, el cual no se descompone fácilmente en el medio ambiente. Por lo tanto, el carbono de la biomasa original, puede ser retenido en el suelo por mucho más tiempo [41].

2.2.3 Gasificación

La gasificación genera un gas de moderado poder calorífico, llamado syngas o gas de síntesis, a partir de la descomposición de la materia prima en un proceso de oxidación parcial. Esto quiere decir que se tiene menos oxígeno del requerido para una combustión total; usualmente se emplea un 25% – 30% del oxígeno necesario para una reacción estequiométrica completa. El gas de síntesis resulta ser muy versátil, dado que se puede utilizar como combustible en calderas, turbinas, motores o pilas de combustible [21].

El proceso de gasificación se puede dividir en tres etapas: secado, craqueo y gasificación. En el secado se evapora el agua que contenga la biomasa, el craqueo o pirólisis se encarga de la degradación térmica y la gasificación de la oxidación de los productos de la pirólisis de manera parcial. Esta última etapa es la que genera el gas de síntesis, compuesto principalmente de CO, H₂, CO₂ y CH₄ [17].

Con el fin de realizar gasificación de biomasa se suelen emplear reactores de cama fija, cama fluidizada y flujo de arrastre. Los gasificadores de lecho fijo suele ser más fáciles de diseñar y operar, sin embargo, también generan una mayor cantidad de alquitrán y carbón. Por otro lado, los gasificadores de lecho fluidizado son más complejos pero brindan una mejor eficiencia general del proceso [42].

El general, se pueden gasificar todos aquellos residuos que tengan un contenido de carbono alto: residuos agrícolas y forestales, como la paja de trigo, cascarilla de arroz, ramas cortadas en podas, entre otros. También residuos industriales: madera y materia sobrante en aserraderos,

cartón, plástico y residuos sólidos urbanos. La ventaja de procesar estos residuos mediante la gasificación radica en el hecho de que se tiene una menor emisión de S y NO_x en comparación a los generados si se realiza un proceso de combustión. Las cenizas obtenidas se pueden implementar como material de construcción, por lo que el residuo del proceso que tiene una mayor dificultad de manejo es el alquitrán [21].

2.2.4 Comparativa entre procesos termoquímicos para obtener energía de desechos avícolas

Los diferentes procesos de conversión energética por rutas termoquímicas difieren en sus procedimientos y productos obtenidos. Definir cuál proceso resulta más conveniente que otro, requiere de mucha investigación teórica y práctica, así como la necesidad de realizar pruebas de composición físico-química para la biomasa en estudio [5]. En el caso específico de la gallinaza, se tienen diversas investigaciones que han probado esta biomasa a través de procesos termoquímicos, sin llegar a un consenso sobre cual ruta resulta más conveniente.

En el caso de [13], se realizó una comparativa sobre las posibilidades que representa la gallinaza y pollinaza como fuente de bioenergía a través de biodigestión, gasificación, combustión por cama fluidizada con y sin un cogenerador térmico. La investigación presentó a la combustión con generación asistida de energía por calor, como el método más eficiente en el aprovechamiento del potencial energético de la gallinaza y pollinaza [13].

Por otro lado, [34] establecieron una super estructura para la conversión térmica de residuos avícolas, con nueve rutas distintas a partir de las cuales se podía obtener energía de este residuo. A partir de un análisis de periodo de retorno de inversión inicial, se llegó a la conclusión de que, de entre todos los métodos implementados, la pirólisis rápida era la que permitía una recuperación de la inversión inicial más pronta.

La publicación realizada por [43], brindó una comparativa entre métodos termoquímicos y biodigestión anaerobia para el aprovechamiento energético de la gallinaza y pollinaza. En este se menciona que la biodigestión podría resultar ser un método más versátil que los procesos termoquímicos y menos contaminante que la aplicación en campo de los residuos avícolas. También se concluye que la gasificación y pirólisis presentan beneficios ambientales en comparación a la combustión directa de la gallinaza o pollinaza.

2.2.5 Panorama actual en Costa Rica

La generación de energía eléctrica a partir de biomasa resulta muy discreta en el caso de Costa Rica, hecho respaldado con datos del Instituto Costarricense de Electricidad (ICE), que señaló que para el año 2017, apenas un 1% de la electricidad se generó con biomasa [44]. Esto quiere decir, que de los 11210 GWh que generó el país, apenas 112 GWh provienen de algún proceso que sea alimentado por biomasa.

Sin embargo, si se analiza el uso de biomasa como productor de energía en general (y no solo como generador de electricidad), se tiene una perspectiva diferente. Del total de energía que consumió el país para el 2017, el 10% fue producido por biomasa [44]. Esto quiere decir, que la mayor parte de la energía que se genera a partir de la biomasa no es inyectada a la matriz energética nacional, sino que se aprovecha por las mismas empresas agroindustriales que las generan. Dentro de los datos suministrados por el ICE, se tiene un 6% de consumo de energía a nivel país proveniente de la leña, que también es un producto biomásico. Es por esto, que se puede decir que un 16% de la energía consumida a nivel del país proviene de biomasa, con un 10% generado principalmente a partir de residuos como el bagazo de la caña de azúcar y la cascarilla del café [44].

Si se analiza la explotación del potencial que tiene la gallinaza en el país como generador de energía, se tienen avances prácticamente nulos, a excepción del sistema de biodigestión instalado en la finca Corazón de Jesús en la Ceiba Orotina. En este caso, se tiene una producción de gas que ha significado una reducción significativa en la tarifa eléctrica que se paga por mes en la empresa [45]. Sin embargo, este sistema se basa en la conversión biológica de la biomasa y no en procesos termoquímicos de aprovechamiento energético. A nivel nacional, a partir de la búsqueda realizada, no se lograron reconocer instalaciones que aprovechen los desechos avícolas como generadores de energía a partir de rutas termoquímicas.

2.3 Simulación de procesos termoquímicos

La simulación de procesos termoquímicos, se da con el fin de evitar complejos procedimientos prácticos, así como tener una manera sencilla a partir de la cual evaluar las principales reacciones químicas que se tienen de estos procesos energéticos [46]. Como menciona [36], las simulaciones matemáticas resultan una metodología efectiva para analizar y optimizar la ruta que siguen los procesos químicos.

2.3.1 Software implementado para simular procesos termoquímicos

Distintos programas se han desarrollado con la capacidad de aproximar el comportamiento de procesos químicos y biológicos, tales como Matlab, Engineering Equation Solver (EES), Mathematica y Aspen Plus.

En el caso de Matlab, este software se ha utilizado debido a que permite la posibilidad de elaborar modelos cinéticos de reacciones, con una gran versatilidad a la hora de modificar los procesos. Este programa se ha utilizado con éxito para simular la gasificación de cáscaras de avellana [47].

EES se ha implementado para modelar procesos termoquímicos, dado que contiene las funciones termodinámicas necesarias, en un banco de datos al que accesa el usuario. Este software fue implementado por [11] para simular una planta gasificadora de ciclo combinado con carbón como combustible.

El uso de Mathematica para simular reactores termoquímicos se da mediante la programación de ecuaciones y predicción de resultados utilizando modelos matemáticos, habiendo probado su utilidad para modelar gasificación de carbón [48].

Por otro lado, Aspen Plus utiliza bloques operacionales pre establecidos en su base de datos [47], representando una poderosa herramienta en la simulación de procesos químicos [36]. Cada uno de estos bloques operacionales intenta simular una pieza de un equipo físicamente real. La ventaja que podría representar utilizar Aspen Plus con respecto a los otros dos softwares es el hecho de que Aspen Plus posee una mayor cantidad de publicaciones en relación con su uso para simular procesos termoquímicos.

2.3.1.1 Aspen Plus en la simulación de procesos termoquímicos

Como se mencionó, Aspen Plus resulta un software sumamente valioso a la hora de simular procesos químicos e ingenieriles en general, inclusive llegando a ser uno de los dos programas más utilizados a la hora de modelar la gasificación de la biomasa, junto con Matlab [47]. Diversas investigaciones puntuales se han realizado planteando procesos termoquímicos usando Aspen Plus, como [49] en donde se estableció una simulación para probar el potencial uso energético de la pulpa sobrante del proceso de formación de aceite de oliva. La simulación demostró que el ciclo orgánico Rankine puede llegar a suplir la totalidad de la energía que ocupa la granja que produce el aceite.

En otra publicación, se evaluó el comportamiento que tiene la combustión de los lodos residuales de las plantas de tratamiento urbanas, con un análisis de sensibilidad para evaluar la variación en el PCI al cambiar la humedad de los lodos incinerados. Se demostró que, para el sistema de combustión catalizada en una cama fluidizada, la humedad óptima de lodos residuales como biomasa es de entre 72% y 76% bh [36].

Investigadores de las universidades de Henan y Tianjin en China evaluaron un sistema integral de generación eléctrica a partir de un gasificador de lecho fluidizado circundante acoplado a una turbina. Se concluyó que la modelación desarrollada a partir de Aspen Plus puede predecir la capacidad de generación de potencia de la gasificación a partir de biomasa [46].

También se han realizado investigaciones utilizando el software Aspen Plus con el fin de simular procesos termoquímicos para aprovechar residuos avícolas. Un estudio realizado en Italia [50] evaluó la calidad del gas de síntesis al alimentar un gasificador con pollinaza. Se hicieron varias corridas a distintas temperaturas de reactor, junto con variaciones en el radio de equivalencia de entrada de aire, las cuales permitieron observar que, al aumentar la temperatura, se tiene un gas de síntesis con un contenido más elevado de H_2 y CO .

Otra investigación que se dio en el Reino Unido [51], evaluó los impactos ambientales de la gasificación de gallinaza, cuantificando los gases generados a partir de una simulación en Aspen Plus. Los resultados demostraron que la gasificación de gallinaza resultaría en un proceso que podría reducir la huella de carbono en un 90%, comparado con la generación con la generación energética a partir de combustibles fósiles.

3. METODOLOGÍA

3.1 *Caracterización fisicoquímica de la gallinaza*

Para realizar la caracterización de la gallinaza que se genera a partir del proceso de producción de huevo en la empresa Yema Dorada, se determinó que era necesario realizar una serie de distintos análisis químicos y físicos, tal y como los mostrados en la en la tabla 2.1. Esto dado que es el procedimiento que se sigue por diversos autores [40], [46], [52]–[56] al momento de simular reactores termoquímicos. La determinación del poder calorífico y la humedad fue realizada en el Laboratorio de Servicios Analíticos (LASA) de la Universidad de Costa Rica (UCR).

No fue posible realizar la caracterización elemental de la biomasa, debido a la escases de laboratorios que realicen este procedimiento para una sola muestra y su gran costo asociado. Se intentó obtener estos datos con la ayuda de la Escuela de Ingeniería Química, sin embargo, los resultados del análisis tenían un 30% de elementos no identificados, aún después de realizar el muestreo en dos giras distintas a la empresa Yema Dorada.

Por lo tanto, los datos elementales fueron obtenidos de investigaciones previas, buscando que las condiciones bajo las que se genera la biomasa fueran lo más similares posibles a las que se tiene en las naves avícolas de la empresa Yema Dorada. Esta metodología de caracterización es empleada por otros investigadores cuando no es posible caracterizar biocombustibles en análisis [57].

3.1.1 *Materiales utilizados en el muestreo*

Para las muestras de 700 g, se utilizaron como recipiente de recolección bolsas plásticas transparentes de polietileno con cierre hermético. Las bolsas tenían un tamaño de 26,8 cm x 27,3 cm. Los 700 g fueron medidos con una balanza mecánica de capacidad máxima de 20 kg, con una discretización mínima de 50 g. En la figura 3.1a se puede observar la balanza utilizada para las mediciones y en la figura 3.1b, se muestra una bolsa de polietileno implementada en el muestreo.



Figura 3.1. a) Balanza utilizada para el pesaje de las muestras de gallinaza, b) bolsa de polietileno con cierre hermético utilizada para el muestreo de la gallinaza.

3.1.2 *Recolección de las muestras de gallinaza*

El día 7 de octubre del 2021 fueron recolectadas las muestras de gallinaza, en las instalaciones de la empresa Yema Dorada, la Guácima de Alajuela. Las muestras fueron tomadas de la nave avícola #4, que posee la empresa en la planta de don Javier. Esta nave posee una cantidad de 68000 gallinas, con un sistema mecanizado de recolección de excretas, suministro de alimento, recolección de huevos y un sistema de enfriamiento evaporativo.

El sistema de recolección de gallinaza por bandas fue activado para dos de los módulos de la nave avícola, con el fin de recolectar las muestras. Las bandas de uno de estos módulos se pueden observar en la figura 3.2b. Se tomaron excretas y se agruparon sobre un plástico negro, en donde se homogenizó la biomasa y se procedió a realizar un muestreo por cuarteo. Esta técnica se basa en la toma de una cantidad de muestra que es mezclada y homogenizada para formar una pila en forma de cono. Esta pila es aplanada y dividida en cuatro partes iguales, de las cuales se deben descartar dos, que se encuentren en lados opuestos de la pila. Los dos cuartos que no son descartados son mezclados de nuevo y se repite el proceso, hasta que se tiene una muestra de un tamaño manejable [58].

En el caso del muestreo realizado en la empresa Yema Dorada, se aplicó esta técnica hasta tener aproximadamente la cantidad de gallinaza que se requería para las pruebas de laboratorio, tal y como se especificó en el apartado anterior. En la figura 3.2a se puede observar como se realizó el cuarteo con la gallinaza, buscando tener una muestra representativa.

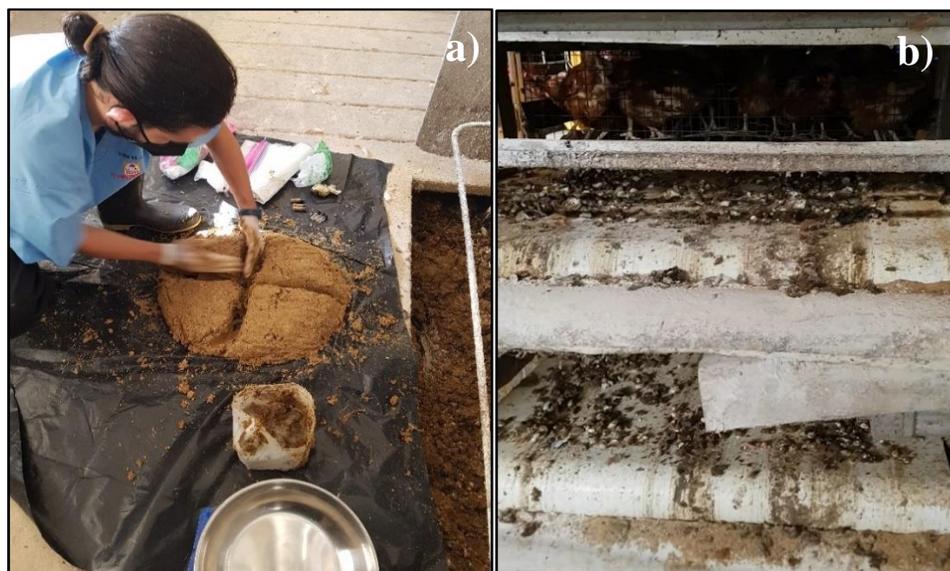


Figura 3.2. a) Realización del cuarteo de gallinaza y b) bandas recolectoras de excreta de la nave avícola mecanizada.

En la figura 3.3 se puede observar el pesaje de una de las muestras de gallinaza, con la intención de obtener la cantidad solicitada para los análisis. Las muestras fueron llevadas al laboratorio ese mismo día, esto con el fin de que no transcurriera mucho tiempo entre la recolección de las muestras y su entrega para análisis en el laboratorio.



Figura 3.3. Pesaje de muestra de gallinaza.

3.2 *Diseño de las modelaciones*

Para realizar las simulaciones en Aspen Plus versión 12 (V12), se inició con el ingreso de los componentes químicos que van a influir en el proceso, ya sean reactivos o productos. Estos datos fueron tomados de referencias bibliográficas, como se detalla en las siguientes secciones para cada reactor diseñado. Una vez especificados los componentes que participan en el proceso, se definieron sus propiedades termodinámicas y físicas, como lo solicita el software.

Posteriormente, se continuó con el diseño del diagrama de flujo, a partir de la selección de bloques operativos interconectados por flujos. Cada uno de estos materiales (flujos) y bloques tiene una configuración independiente, por lo que después de completado el diagrama, fueron llenados todos los datos que se requieren para que la simulación sea ejecutada.

Las simulaciones se basaron en una metodología no estequiométrica, realizando un balance mediante la reducción de la energía libre de Gibbs, metodología más utilizada en la literatura abierta [52].

Para realizar las modelaciones, fue necesario establecer una serie de suposiciones, basadas en estudios previos [27], [46], [49], [52]:

- Los diferentes procesos simulados llegan a un equilibrio termodinámico estable, sin intercambio de calor con los alrededores ni cambio de los parámetros en el tiempo.
- Los modelos elaborados son independientes de la geometría, al tratarse de simulaciones basadas en termodinámica.
- Los gases tienen un comportamiento ideal.
- No hay caída de presión dentro de los distintos reactores.
- Todo el azufre está presente en la biomasa de forma orgánica.
- La ceniza es inerte y no influye en las reacciones que se dan en los procesos termoquímicos.
- La formación de alquitranes no se toma en cuenta en ninguno de los modelos.
- No se va a considerar el tamaño de las partículas de la biomasa utilizada para alimentar a los reactores.
- Se asume un 15% de humedad bh en la biomasa, después de un proceso de secado que no es analizado.

3.2.1 Simulación de un reactor de combustión

La simulación realizada se basa en el modelo presentado por [59], a partir del cual se realiza el secado y combustión de carbón. La metodología que se implementa en dicho documento se puede adaptar a un proceso de combustión para biomasa, tal y como se realizó en esta investigación. Se inició con el ingreso del nombre de los componentes que influyen en las reacciones según [59], que se pueden observar en la figura 3.4.

Component ID	Type	Component name	Alias
H2O	Conventional	WATER	H2O
N2	Conventional	NITROGEN	N2
O2	Conventional	OXYGEN	O2
BIOMASA	Nonconventional		
NO2	Conventional	NITROGEN-DIOXIDE	NO2
NO	Conventional	NITRIC-OXIDE	NO
S	Conventional	SULFUR	S
SO2	Conventional	SULFUR-DIOXIDE	O2S
SO3	Conventional	SULFUR-TRIOXIDE	O3S
H2	Conventional	HYDROGEN	H2
CL2	Conventional	CHLORINE	CL2
HCL	Conventional	HYDROGEN-CHLORIDE	HCL
C	Solid	CARBON-GRAPHITE	C
CO	Conventional	CARBON-MONOXIDE	CO
CO2	Conventional	CARBON-DIOXIDE	CO2
CENIZA	Nonconventional		

Figura 3.4. Componentes seleccionados para simular combustión, Aspen Plus V12.

Seguidamente, se procedió a definir los métodos para los cálculos termodinámicos, donde fue seleccionado el método base Peng-Robinson Boston-Mathias (PR-BM), tal y como se realiza en diversas publicaciones de simulación de procesos termoquímicos en Aspen Plus [46], [52], [53]. El ingreso de estos datos al software se puede observar en la figura 3.5, en donde para los parámetros “Base Method” y “Method name” se selecciona dicha ecuación de PR-BM. El resto de los parámetros de esta tabla fue dejado con los valores predeterminados que se observan.

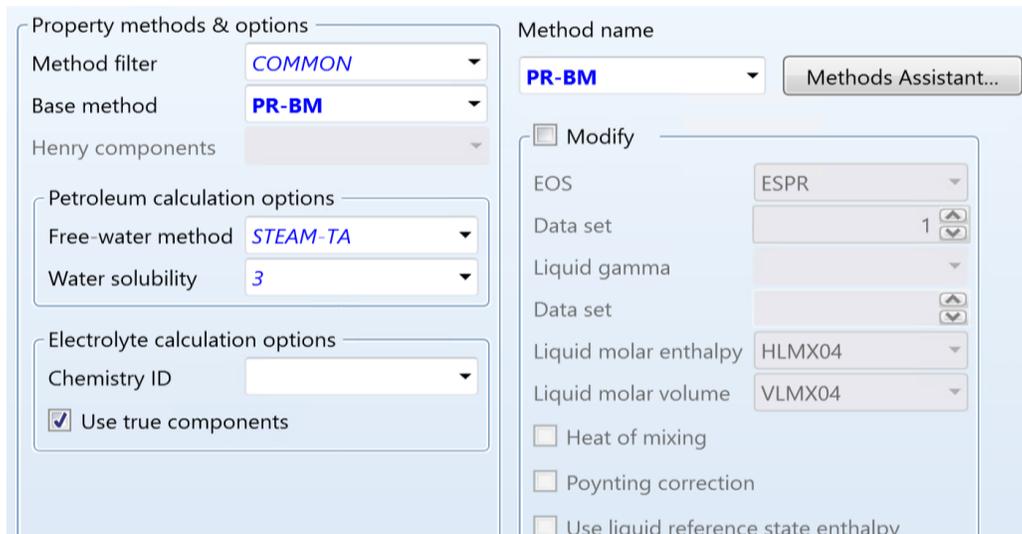


Figura 3.5. Tabla de selección de componentes para proceso de combustión, Aspen Plus V12.

Seguidamente se seleccionan los modelos de propiedades para los componentes no convencionales, que son la biomasa y la ceniza. Para la entalpía se selecciona el método HCOALGEN y para la densidad DCOALIGT, según [11].

El diagrama de flujo diseñado para la combustión se basa en un reactor de rendimiento (RYield), un reactor de energía libre de Gibbs (RGibbs) y un separador (SSplit), según sus nombres dentro del software. Se tienen como flujos de entrada la biomasa y el aire necesario para la combustión. Como salidas de la simulación se tienen a los gases que se liberan en el proceso y los sólidos, compuestos por ceniza.

La biomasa ingresa al reactor de rendimiento, renombrado como DESCOMP, para que pase de ser un componente no convencional en base seca, a ser separada en diversos componentes convencionales en base húmeda. Este procedimiento se lleva a cabo gracias a una calculadora que fue programada en Fortran, utilizando la interfaz para cálculos dentro del diagrama de flujo. Esta calculadora se puede observar en el diagrama como un cuadro con el nombre de COMBUSTN. A continuación se adjunta el código implementado, basado en [59]:

$$FACT = (100 - WATER) / 100$$

$$H2O = WATER / 100$$

$$ASH = ULT(1) / 100 * FACT$$

$$CARB = ULT(2) / 100 * FACT$$

$$H2 = ULT(3) / 100 * FACT$$

$$N2 = ULT(4) / 100 * FACT$$

$$CL2 = ULT(5) / 100 * FACT$$

$$SULF = ULT(6) / 100 * FACT$$

$$O2 = ULT(7) / 100 * FACT$$

En este caso, “FACT” es el factor utilizado para convertir los elementos del análisis último a base húmeda, a partir del contenido de agua de la biomasa empleada. Las siguientes líneas, se encargan de reemplazar los valores que fueron ingresados para estas variables como datos de entrada, por los nuevos en base húmeda.

Se tiene a un flujo de calor que sale del reactor DESCOMP hasta el QUEMADOR, esto con el fin de considerar el calor de las reacciones de descomposición de la biomasa liberado en el primer reactor [59].

Luego el flujo de biomasa es conducido al reactor de energía libre de Gibbs, renombrado como QUEMADOR. En este bloque del software, se calculan los productos que se obtendrían, en las condiciones especificadas, a partir de la reducción al mínimo de la energía libre de Gibbs. Es decir, se busca encontrar el punto de equilibrio termodinámico en el que los distintos componentes dentro de la cámara de combustión dejan de reaccionar.

El flujo en equilibrio del QUEMADOR entra al bloque SEPARAD (SSplit en Aspen Plus), utilizado para separar los productos sólidos de los gaseosos. El funcionamiento de este componente se da a partir de la mezcla de los flujos de entrada, para la posterior separación, siguiendo las especificaciones realizadas de acuerdo con los subflujos buscados. En este caso, se realiza una aproximación idealizada, en la cual todo el flujo de salida sólido obtenido se compone de ceniza. El otro flujo obtenido se compone de los gases producto de la combustión.

Es a partir de estos gases, que se realiza la validación del modelo, al comparar el flujo másico que se tiene de ciertos compuestos y elementos en el gas de la modelación elaborada, en contra de datos reales de publicaciones previas. Con el fin de tener una validación más exacta, se agregó el bloque INTERC (intercambiador de calor), cuya función es llevar los gases de combustión a condiciones normales. Esto resulta importante, dado que como se especificará en secciones posteriores, se utilizará la densidad del gas para obtener datos de la validación, así como PCS en condiciones normales. Según [60], las condiciones normales para el volumen de un gas son 0 °C y 1 atmósfera de presión (atm).

En la figura 3.6 se adjunta el diagrama de flujo de la simulación del combustor realizada en Aspen Plus.

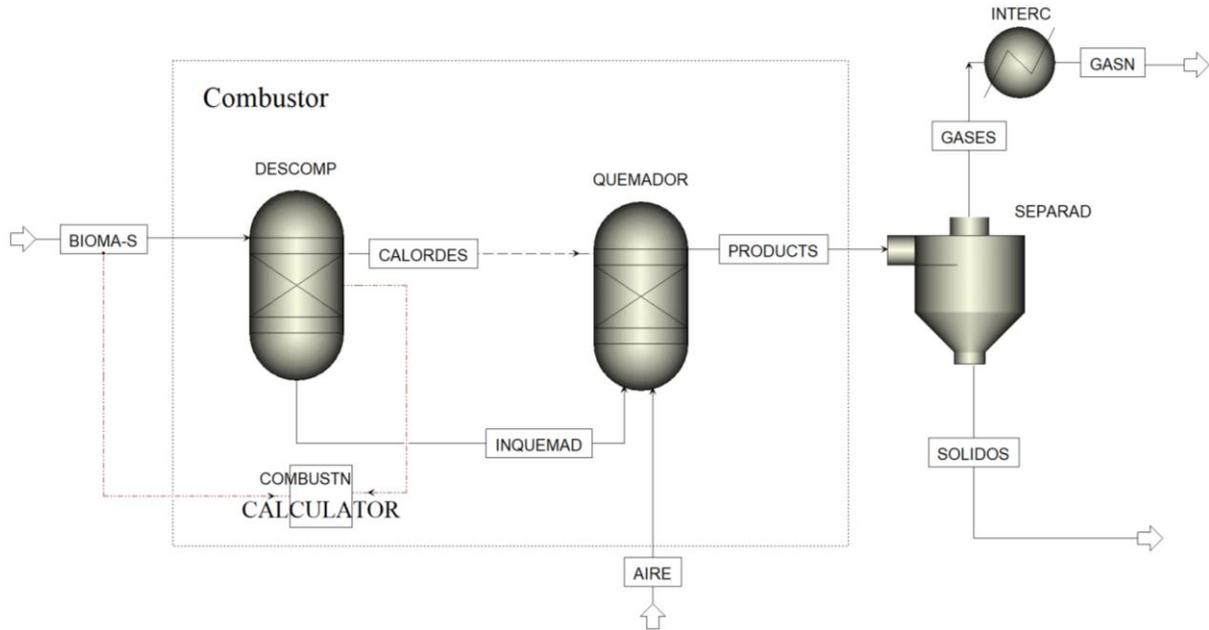


Figura 3.6. Diagrama de flujo del combustor simulado, Aspen Plus V12.

3.2.2 Simulación de un reactor pirolítico

El reactor pirolítico fue simulado utilizando el mismo principio de equilibrio por energía libre de Gibbs, con la diferencia de que, en este caso, se utilizaron más bloques de separación con el fin de poder obtener el flujo de biochar, bioaceite y gases pirolíticos. Además de esto, el reactor pirolítico no posee flujo de entrada de aire, al ser un proceso termoquímico que se da en una atmósfera inerte, tal y como fue mencionado en la sección 2.2.2.

Se inició con el ingreso de los componentes que intervienen en las reacciones del proceso, como se puede observar en la figura 3.7.

Component ID	Type	Component name	Alias
H2O	Conventional	WATER	H2O
N2	Conventional	NITROGEN	N2
O2	Conventional	OXYGEN	O2
COAL	Nonconventional		
NO2	Conventional	NITROGEN-DIOXIDE	NO2
NO	Conventional	NITRIC-OXIDE	NO
S	Conventional	SULFUR	S
SO2	Conventional	SULFUR-DIOXIDE	O2S
SO3	Conventional	SULFUR-TRIOXIDE	O3S
H2	Conventional	HYDROGEN	H2
CL2	Conventional	CHLORINE	CL2
HCL	Conventional	HYDROGEN-CHLORIDE	HCL
C	Solid	CARBON-GRAPHITE	C
CO	Conventional	CARBON-MONOXIDE	CO
CO2	Conventional	CARBON-DIOXIDE	CO2
ASH	Nonconventional		
CH4	Conventional	METHANE	CH4
C2H4	Conventional	ETHYLENE	C2H4
C2H6	Conventional	ETHANE	C2H6

Figura 3.7. Tabla de selección de componentes para proceso de pirólisis, Aspen Plus V12.

Estos datos, fueron seleccionados tomando en cuenta los elementos que son ingresados en el análisis último, así como los componentes que [53] selecciona para caracterizar el bioaceite, gas de síntesis y biochar que se obtiene de su simulación.

Después de ingresar estos componentes, se especificaron los métodos para definir las propiedades termodinámicas, que en este caso fue elegido el método base Redlich-Kwong-Soave Boston-Mathias (RKS-BM), tal y como lo realizan [46]. Los demás parámetros fueron dejados en sus valores preestablecidos, como se puede observar en la figura 3.8.

Figura 3.8. Definición de propiedades para la modelación del reactor pirolítico, Aspen Plus V12.

También es necesario seleccionar los métodos para el cálculo las propiedades de los componentes no convencionales, que según indica [53], HCOALGEN se puede implementar para calcular la entalpía y DCOALIGT para calcular la densidad de la biomasa.

Una vez completas las propiedades requeridas para los componentes, se puede proceder al ambiente de simulación, en donde se debe de iniciar con el trazado del diagrama de flujo del proceso. El diagrama elaborado se basó en las simulaciones de [40], [52]–[54] y se puede observar en la figura 3.9. Cada una de las funciones de los bloques operativos que componen a este diagrama será explicada a continuación.

El flujo de la biomasa entra al reactor RYield (DESCOMP), que convierte al flujo no convencional de la biomasa, en componentes convencionales para el software, tal y como se realizó con el combustor. El uso del reactor RYield para simular pirólisis en Aspen Plus es recomendado en otra investigación [54]. También se tiene el apoyo de lenguaje de programación en Fortran para convertir los datos ingresados en base seca a base húmeda, a partir de los mismos comandos que se utilizaron en el combustor y como de detalló en la sección 3.3.1.

Al igual que en el combustor, se tiene un flujo de calor que sale desde el reactor Ryield y conecta con el reactor Rgbis, para tomar en cuenta la energía de las reacciones de descomposición [59].

Estos componentes ingresan al reactor RGibbs (QUEMADOR) en donde se minimiza su energía al mínimo, hasta obtener productos en equilibrio. Los productos son llevados hasta el separador Ssplit (SEPARAD), donde se genera un nuevo flujo integrado por carbono y ceniza, formando el producto de biochar. El resto de los productos de la reacción, se conducen hasta un separador Sep (FILTRO), donde se extrae el vapor de agua del flujo y se disminuye la temperatura y presión a 0 °C y 1 atm respectivamente.

El flujo continúa hasta un separador FLASH2, en donde se genera el bioaceite y gas pirolítico, gracias a la separación de las fases líquido-vapor

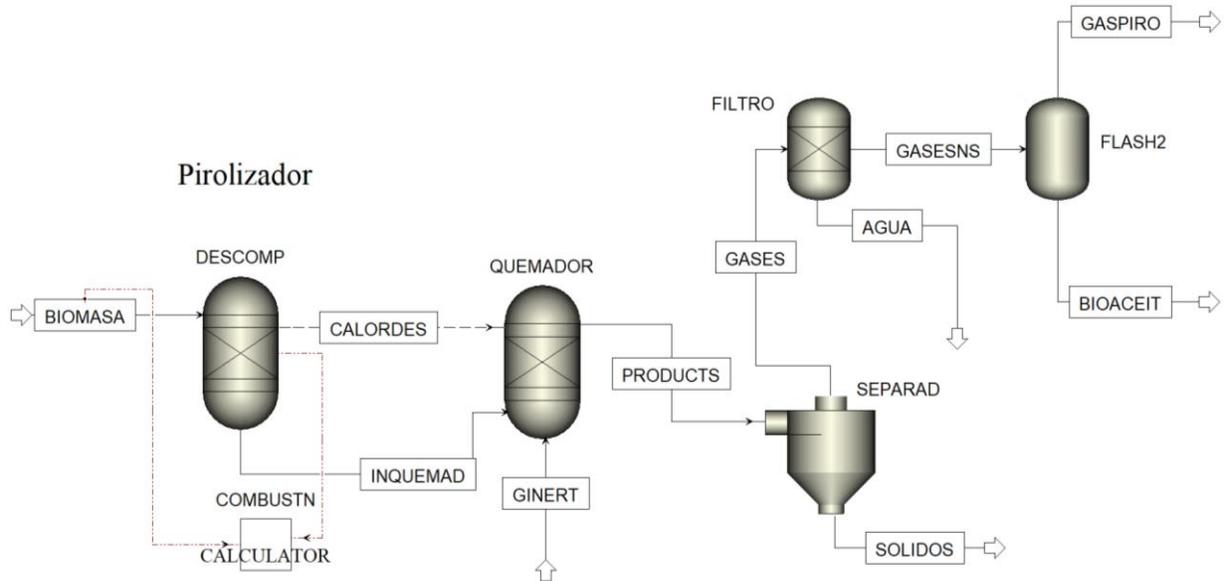


Figura 3.9. Diagrama de flujo del pirolizador simulado, Aspen Plus V12.

3.2.3 Simulación de un reactor gasificador

El gasificador fue diseñado a partir del modelo propuesto por [61], que tiene un funcionamiento muy similar al modelo de [59], dado que se llega a un equilibrio termodinámico por disminución de energía libre de Gibbs. Los componentes ingresados se pueden observar en la figura 3.10.

Component ID	Type	Component name	Alias
BIOMASA	Nonconventional		
CENIZA	Nonconventional		
H2	Conventional	HYDROGEN	H2
CO	Conventional	CARBON-MONOXIDE	CO
CO2	Conventional	CARBON-DIOXIDE	CO2
CH4	Conventional	METHANE	CH4
O2	Conventional	OXYGEN	O2
N2	Conventional	NITROGEN	N2
H2O	Conventional	WATER	H2O
SO2	Conventional	SULFUR-DIOXIDE	O2S
H2S	Conventional	HYDROGEN-SULFIDE	H2S
CL2	Conventional	CHLORINE	CL2
HCL	Conventional	HYDROGEN-CHLORIDE	HCL
C	Solid	CARBON-GRAPHITE	C
S	Solid	SULFUR	S

Figura 3.10. Tabla de selección de componentes para gasificación, Aspen Plus V12.

Luego de esto, se procedió a ingresar los datos del cálculo de propiedades termodinámicas. El método base utilizado fue el PR-BM, al igual que en reactor pirolítico, tal y como se realiza [46]. Nuevamente, los métodos termodinámicos para los componentes no convencionales que se utilizaron fueron HCOALGEN y DCOALIGHT, según lo recomienda [59].

El siguiente paso es el diseño del diagrama de flujo para el reactor, que se basó en lo realizado por [61] y [11], con tres bloques operativos, tres flujos de entrada y tres de salida, tal y como se observa en la figura 3.11.

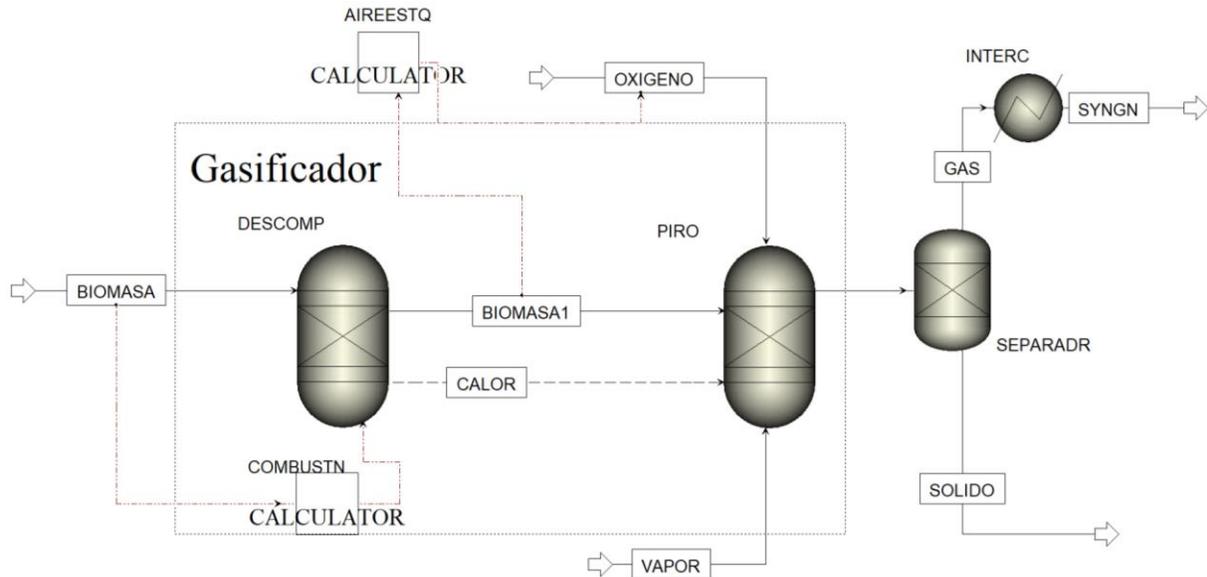


Figura 3.11. Diagrama de flujo del gasificador simulado, Aspen Plus V12.

El bloque RYield (DESCOMP) se encarga de generar productos convencionales y de pasar de humedad en base seca a húmeda, con la ayuda de una calculadora programada en Fortran: CALCULATOR COMBUSTN, tal y como se realizó para los otros dos reactores. El código que realiza estos cálculos se basa en el implementado por [61] y fue ingresado con los siguientes comandos:

$$\begin{aligned}
 DECOMC &= (100-BIOMH2O)/100*BIOMC/100 \\
 DECOMH2 &= (100-BIOMH2O)/100*BIOMH/100 \\
 DECOMN2 &= (100-BIOMH2O)/100*BIOMN/100 \\
 DECOMS &= (100-BIOMH2O)/100*BIOMS/100 \\
 DECOMO2 &= (100-BIOMH2O)/100*BIOMO/100 \\
 DECOMASH &= (100-BIOMH2O)/100*BIOMCENI/100 \\
 DECOMH2O &= BIOMH2O/100
 \end{aligned}$$

La energía liberada por las reacciones de descomposición se transmite del reactor RYield al RGibbs mediante la conexión por una salida de flujo de calor.

Luego de esto, el flujo de la biomasa entra al reactor de energía libre de Gibbs (PIRO), en donde se tiene la principal diferencia con respecto a la simulación del combustor y pirolizador, debido a que en este caso hay un flujo de aire de entrada menor al requerido para una combustión completa. Para la simulación elaborada, la entrada de aire puede ser ingresada manualmente como flujo másico, o se puede ingresar un radio de equivalencia para la biomasa y la simulación calcula el flujo de entrada requerido de forma automática, a partir de comandos en Fortran.

Una vez se tiene al flujo másico en equilibrio termodinámico, el material ingresa a un bloque Sep, llamado SEPARADR. Este se encarga de distribuir los productos sólidos de los gaseosos, mediante la separación por subflujos. En este caso, se realiza una aproximación que asume que los gases se componen de todos los elementos resultantes, menos de la ceniza. Con esto, el flujo sólido obtenido se integra en su totalidad de ceniza, similar a lo que se hizo con el reactor combustor.

El último bloque de la simulación es un intercambiador de calor nombrado como INTERC, encargado de enfriar al gas y llevarlo a condiciones normales de 0 °C y 1 atm.

3.3 Validación de las modelaciones

La validación de las modelaciones se realizó utilizando datos obtenidos de las referencias bibliográficas, en donde se buscaron publicaciones que hubieran probado reactores termoquímicos reales y generaran datos relacionados a estos. Estos artículos debían de contener los datos de análisis químico de la biomasa utilizada, para poderlos ingresar a Aspen Plus, como parte de las características que requiere el flujo de entrada. Además de esto, la publicación debía de tener la mayor cantidad de especificaciones posibles sobre las condiciones de trabajo del sistema. Algunas de las condiciones requeridas para la elaboración de la modelación son: temperatura y presión del reactor, flujo de entrada del combustible, así como su temperatura y presión, flujo de entrada del oxidante (para combustión y gasificación), con su respectiva temperatura y presión.

Finalmente, los artículos utilizados para validar debían de tener datos numéricos sobre los flujos obtenidos como productos del proceso, como por ejemplo cantidad de gas de síntesis obtenido en la gasificación o la composición química porcentual de este gas.

Los modelos se tomaron como válidos, cuando el error porcentual de los resultados de la simulación era igual o menor que los errores porcentuales encontrados en investigaciones previas.

Este error porcentual proviene de comparar los flujos de salida de los modelos, con los flujos de salida obtenidos a partir de un reactor real, tal y como se especifica en las siguientes secciones.

3.3.1 Validación de combustor

Para la validación del combustor, se compararon los datos obtenidos de la simulación con los obtenidos por [37] y [55], que fueron generador a partir de información de un combustor real, en Ottawa, Canadá [62]. Para buscar obtener resultados similares, se emplearon las mismas condiciones iniciales que usaron los autores, según la disponibilidad de los datos en las publicaciones.

Se procedió a ingresar los datos de los flujos de entrada en la simulación: biomasa y aire para la combustión. En lo que respecta a la biomasa, se ingresaron los datos del análisis elemental y análisis proximal. En la tabla 3.1 se adjuntan los datos ingresados y su diferencia con respecto a los datos del artículo tomado como referencia.

Tabla 3.1. Datos de la biomasa en el artículo, ingresados a Aspen Plus para el combustor.

Análisis	Componente	Datos referencia [37]
Elemental (% masa en base seca)	Ceniza	9,00
	C	74,50
	H	4,30
	N	4,00
	Cl	0,00
	S	3,30
	O	5,30
Proximal (% masa en base seca)	Contenido Humedad (% bh)	5,20
	Carbón Fijo	54,87
	Materia Volátil	35,62
	PCS* (MJ/kg)	28,34

* Obtenido de [62].

El ingreso del poder calorífico al software se da mediante la selección del parámetro HCOMB como nueva característica de la biomasa no convencional. La temperatura de entrada asignada a la biomasa fue de 25 °C y una presión de 1 atm, con un flujo de 67,3 kg/h [37]. La

distribución de partículas de la biomasa fue especificada según estipula [59], con fracciones de peso de 0,4, 0,3, 0,2 y 0,1 entre el intervalo de 7 a 10.

El reactor Ryield fue programado con una temperatura de 867 °C [62], una presión de 1 atm, una distribución del rendimiento establecida por el código en Fortran y fases válidas vapor-líquido. La distribución de partículas se mantiene y como atributos de los componentes solo se especifica al subflujo NCPSD como 100 % ceniza en los atributos de proxanal y ultanal.

Para el QUEMADOR o RGibbs se calculan las fases de equilibrio, así como el equilibrio químico a una presión de 1 atm. Se incluye la fase de vapor, considerando todos los componentes como productos. En este reactor se tiene una entrada de aire en exceso de 735 kg/h [37] a 25 °C y 1 atm. La composición del aire ingresado es de 79% nitrógeno y 21% oxígeno.

Finalmente se tiene al bloque SSplit, que como ya se mencionó en el apartado 3.2.1, separa los gases de combustión de la ceniza. Una vez ingresados todos los parámetros, el modelo estaba listo para ser ejecutado y validado. Los parámetros utilizados más importantes de los bloques y flujos de se adjuntan en la tabla 3.2.

Tabla 3.2. Datos de entrada utilizados para la validación del combustor [37].

Elemento simulación	Flujo másico (kg/h)	Presión (atm)	Temperatura (°C)
Biomasa	67,3	1	25,0
Reactor Yield	-	1	867,0
Reactor Gibbs	-	1	-
Aire	735,0	1	25,0

La validación se realizó con los gases de combustión obtenidos en el flujo de salida de la simulación, específicamente el flujo másico de O₂, N₂, CO₂ y H₂O, siendo estos comparados por los resultados que obtuvo [37].

3.3.2 Validación de pirolizador

El modelo elaborado para aproximar el funcionamiento de un reactor pirolítico fue validado a partir de los resultados brindados por [63], en donde se analizaron los gases de salida para un reactor pirolítico ubicado en República Checa. Se tomaron los datos de entrada de la simulación del artículo, iniciando con el análisis fisicoquímico que se realizó a biomasa en pellets. Estos datos fueron asignados para los atributos del componente “Biomasa”, tal y como se detalla en la tabla 3.3.

Tabla 3.3. Datos de la biomasa en el artículo, ingresados a Aspen Plus para el pirolizador.

Análisis	Componente	Datos referencia [63]
Elemental (% masa en base seca)	Ceniza	1,21
	C	47,67
	H	6,86
	N	0,13
	Cl	0
	S	0,01
	O	43,98
Proximal (% masa en base seca)	Contenido Humedad (% bh)	7,86
	Carbón Fijo	13,94
	Materia Volátil	84,70
	PCS* (MJ/kg)	20,18

* Calculado con correlación unificada [64].

El poder calorífico de la biomasa no se incluía dentro de los datos brindados en el artículo, por lo que fue calculado a partir de la correlación unificada para el cálculo de PCS para combustibles sólidos, líquidos y gaseosos [64], tema abordado con detalle en la sección 3.5.1.

Después de ingresar los datos fisicoquímicos de la biomasa, se procedió a programar cada uno de los bloques operativos del diagrama de flujo, mostrado en la figura 3.9, así como los flujos de entrada para la simulación. A la biomasa se le asignaron condiciones ambientales: temperatura de 25 °C y presión de 1 atmósfera. El artículo evalúa las condiciones del gas pirolítico con un flujo másico de 30 kg/h [63].

Seguidamente, se procedió a completar los datos del reactor de rendimiento RYield, con una presión de 1 atm y una temperatura de 650 °C. Para el rendimiento de este reactor, no importan los valores que sean ingresados, debido a que estos luego serán sustituidos por los resultados que arroje la calculadora en Fortran. Lo mismo sucede con los datos que hay que llenar en la pestaña “Com. Attr”, estos son sustituidos por los cálculos que realiza el código.

El reactor de energía libre de Gibbs funciona a una presión de 20 atm, debido a que en el proceso iterativo se demostró que al incrementar la presión mejoraba la precisión de los resultados. Una presión muy similar a esta es utilizada por [11] para simular un reactor termoquímico en Aspen Plus. No se colocó temperatura de restringida de reacción y todos los componentes se

consideran como productos, con una revisión rigurosa de hidratos. Se fijó un flujo de nitrógeno para simular la atmósfera inerte de la pirólisis, indicando que este elemento no participaba de las reacciones químicas en la pestaña de “inertes” del reactor de energía libre de Gibbs.

El siguiente bloque operativo es el SSplit o separador, que divide el flujo de sólidos del resto de componentes de los productos de reacción. En este caso, se selecciona el flujo “GASES” y se selecciona el 100% de este flujo como un subflujo mezclado (MIXED). Para el flujo de sólidos se dejan los valores en blanco. No se especifican condiciones flash para este reactor. Con esta configuración, este bloque brindó el flujo de biochar de la simulación.

Finalmente se tiene al bloque Flash2, el cual se encarga de separar el gas pirolítico del bioaceite. Se especifica una separación Flash de tipo temperatura – presión, en donde se establecen condiciones de separación estándar para gases [60], a una temperatura de 0 °C y presión de 1 atm.

Un resumen de los parámetros bajo los cuales fue ejecutada la simulación se adjunta en la tabla 3.4.

Tabla 3.4. Datos de entrada utilizados para la validación del pirolizador.

Elemento simulación	Flujo másico (kg/h)	Presión (atm)	Temperatura (°C)
Biomasa	30	1	25
Reactor Yield	-	1	650
Reactor Gibbs	-	20	-
Gas Inerte (N ₂)	1	1	200

3.3.3 Validación de gasificador

La validación del gasificador se realizó de igual manera que para los dos modelos anteriores, ingresando datos de una publicación que probara los flujos de salida de una instalación termoquímica real. En este caso se utiliza un artículo en el que se probó un gasificador de flujo de arrastre, ubicado en Buggenum, Holanda [56]. Este artículo no incluía los datos del análisis proximal del carbón, biomasa con la que probaban el reactor, por lo que fue necesario buscar otra referencia con el fin de tener todos los valores de entrada que requiere el software para simular. Estos datos se tomaron de una publicación [11], que realiza una simulación de gasificación en Aspen Plus con carbón como combustible, misma biomasa que utiliza la referencia que se usa como base de la validación. Los datos mencionados se adjuntan en la tabla 3.5.

Tabla 3.5. Datos fisicoquímicos de la biomasa ingresados a Aspen Plus para el gasificador.

Análisis	Componente	Datos referencias [56]
Elemental (% masa en base seca)	Ceniza	13,00
	C	69,28
	H	4,60
	N	1,81
	Cl	0,02
	S	0,54
	O	7,93
Proximal (% masa en base seca)	Contenido Humedad (% bh)	2,00
	Carbón Fijo*	44,19
	Materia Volátil*	34,99
	PCS** (MJ/kg)	28,54

* Tomados de: [11]

** Calculado con correlación unificada [64].

El flujo de biomasa fue ingresado a condiciones ambientales de 25 °C y 1 atm, con un flujo másico de 19,05 kg/s, buscando emular las condiciones bajo las cuales se probó el gasificador real de [56].

El reactor de rendimiento DESCOMP fue programado a una temperatura de 1600 °C y una presión de 26 bar (25,66 atm) [56]. El rendimiento de los componentes es calculado por el código en Fortran, al igual que en los otros dos reactores simulados. Se especifica que, para el componente no convencional de la ceniza, su composición proximal y elemental tiene un valor de 100% de ceniza.

El reactor de energía libre de Gibbs funciona a una presión de 25,66 atm, calculando equilibrio químico y de fases. Este bloque posee una entrada de vapor y otra de oxígeno, con el fin de apearse a las condiciones de trabajo del reactor real con el que se busca validar. El vapor tiene un flujo másico de 1,5 kg/s, con una temperatura de 400 °C y el oxígeno un flujo de 18,2 kg/s a una temperatura de 50 °C [56].

El bloque SEPARADR fue programado con fracciones divididas, con un valor de uno para todos los componentes de salida del gas en el subflujo mezclado, a excepción del carbono y azufre,

donde se ingresó un valor de cero. Al resto de valores de los subflujos del flujo de gas se les asignó un valor de cero.

Tabla 3.6. Datos de entrada utilizados para la validación del gasificador.

Elemento simulación	Flujo másico (kg/h)	Presión (atm)	Temperatura (°C)
Biomasa	68580	1,00	25,00
Reactor Yield	-	25,66	1600,00
Reactor Gibbs	-	25,66	-
Vapor	5400	1,00	400,00
Oxígeno (O ₂)	65520	1,00	50,00

3.4 Modelos termoquímicos con gallinaza

Una vez validados los diferentes modelos propuestos, se procedió a ingresar los datos que se obtuvieron de la caracterización. Las condiciones de trabajo de los reactores son las mismas que se implementaron en la validación, para buscar obtener resultados lo más cercanos posibles al funcionamiento de sistemas reales. Los flujos de entrada de las simulaciones sí se varían, utilizando los datos que se recolectaron de las giras a la empresa Yema Dorada, con el fin de poder obtener condiciones similares a las esperadas utilizando los residuos de la empresa como combustible. Estos datos se resumen en la tabla 3.7.

Tabla 3.7. Datos de entrada utilizados para simular los reactores funcionando con gallinaza.

Parámetro	Combustión	Pirólisis	Gasificación
Flujo másico gallinaza (kg/h)	174,17	174,17	174,17
Humedad gallinaza (% bh)	15,00	15,00	15,00
Temperatura gallinaza (°C)	25,00	25,00	25,00
Ingreso de aire (kg/h)	1902,12	-	-
Ingreso de N ₂ (kg/h)	-	62,20	-
Ingreso de O ₂ (kg/h)	-	-	166,40
Ingreso de vapor (kg/h)	-	-	13,71

La humedad de la gallinaza se tomará como de 15% bh, siguiendo las recomendaciones de diversos autores sobre el contenido de humedad que se debe de implementar en procesos termoquímicos, tal y como se mencionó en la sección 2.2.

3.5 Cálculo de poder calorífico

El poder calorífico se obtuvo siguiendo diferentes procedimientos dependiendo de la naturaleza del producto obtenido del proceso termoquímico, utilizando la correlación unificada [64] para obtener el PCS del biochar y bioaceite en la pirólisis. Para el caso del producto gaseoso obtenido en la gasificación y pirólisis, se utilizó el PCS estándar de los constituyentes del gas y la composición volumétrica de los mismos, según el procedimiento de [60]. Con respecto a la combustión, no se puede obtener poder calorífico, debido a que no hay subproductos del proceso que se puedan someter a una nueva liberación de calor. En este caso, el valor que corresponde es el del PCI de la biomasa en sí.

3.5.1 Cálculo de PCS biochar y bioaceite

La ecuación planteada por [64] puede calcular el PCS de combustibles sólidos, líquidos y gaseosos, con un error de menos del 1,45%. Esta fórmula fue desarrollada a partir de la prueba de 18 diferentes correlaciones en un algoritmo con el ingreso de 225 puntos de datos para su evaluación y se describe a continuación:

$$PCS = 0,3491C_s + 1,1783H_s + 0,1005S_s - 0,1034O_s - 0,0151N_s - 0,0211A_s \quad (3)$$

Donde:

PCS : poder calorífico superior (MJ/kg).

C_s: contenido de carbono en porcentaje de masa base seca (%).

H_s: contenido de hidrógeno en porcentaje de masa base seca (%).

S_s: contenido de azufre en porcentaje de masa base seca (%).

O_s: contenido de oxígeno en porcentaje de masa base seca (%).

N_s: contenido de nitrógeno en porcentaje de masa base seca (%).

A_s: contenido de ceniza en porcentaje de masa base seca (%).

Como se puede inferir, esta ecuación fue planteada para ser utilizada con los resultados de un análisis elemental, sin embargo, se puede utilizar con los flujos de salida de las simulaciones, dado que estos brindan el contenido porcentual de los elementos.

Desde que fue publicada en el 2002, la correlación ha sido implementada en diversas publicaciones recientes [11], [32], [49], [65], por lo que se denota su vigencia y solidez en la investigación del poder calorífico de combustibles.

3.5.2 Cálculo de PCS gas

En el caso del cálculo del PCS del gas de síntesis y del gas de la pirólisis, se sigue el procedimiento descrito por [60], donde se emplea la ecuación (4). En dicha investigación, se calcula el PCS de un gas de síntesis utilizando su composición volumétrica y la tabla 3.8 con el poder calorífico estándar de los constituyentes típicos de estos gases. En el caso de esta investigación, se utilizaron los gases H₂, CO, CH₄, y H₂S (ácido sulfhídrico) para el cálculo del PCS del gas de síntesis, de manera similar al procedimiento realizado por [11]. En el caso del gas pirolítico, se utilizaron los gases H₂, CO, CH₄, C₂H₄ (etileno) y C₂H₆ (etano), de la misma manera que lo realizaron [39].

$$PCS_{gas} = \sum_{i=1}^n PCS_i \Omega_i \quad (4)$$

Donde:

PCS_{gas}: poder calorífico de un gas (MJ/Nm³).

PCS_i: poder calorífico superior del componente i, típico de gas bioenergético (MJ/Nm³).

Ω: porcentaje de volumen del componente típico del gas bioenergético (%).

Como se observa en la ecuación 4, las unidades son MJ/Nm³, lo que se refiere a poder calorífico en condiciones normales, esto para brindar un resultado de volumen normalizado, debido a la expansión que sufren los gases con la temperatura y lo fácil que se comprimen y expanden. Según [60], las condiciones normales para el volumen de un gas son 0 °C y 1 atm, por lo que las simulaciones fueron adaptadas para brindar los flujos de salida en estas condiciones y obtener un cálculo de PCS más exacto.

Tabla 3.8. Componentes típicos del gas de síntesis y su poder calorífico [60].

Gases	H ₂	CO	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₂ H ₄	C ₂ H ₂	C ₃ H ₈
PCS (MJ/Nm ³)	12,74	12,63	39,82	70,29	63,41	58,06	101,24
PCI (MJ/Nm ³)	10,78	12,63	36,88	64,34	59,45	56,07	99,09

Tabla 3.8. (continuación). Componentes típicos del gas de síntesis y su poder calorífico [60].

Gases	C ₃ H ₆	i-C ₄ H ₈	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀	C ₆ H ₆	NH ₃	H ₂ S
PCS (MJ/Nm ³)	93,57	125,08	133,12	134,06	142,89	13,07	25,10
PCI (MJ/Nm ³)	87,57	116,93	122,93	123,81	141,41	10,13	23,14

C₂H₂: acetileno, C₃H₈: propano, C₃H₆: propileno, i-C₄H₈: isobutileno, i-C₄H₁₀: isobutano, n-C₄H₁₀: butano, C₆H₆: benceno.

Como se verá en el apartado de resultados, los datos de salida de las simulaciones incluyen a algunos de estos gases, por lo que para obtener el poder calorífico, se busca el poder calorífico del gas respectivo en la tabla anterior y este valor se multiplica por el porcentaje de volumen de ese gas, según la ecuación 4.

3.5.3 Conversión de PCS a PCI

Las ecuaciones presentadas en las secciones 3.5.1 y 3.5.2 brindaron el PCS para los distintos subproductos de los procesos termoquímicos, sin embargo, como se mencionó en la sección 2.1.1, los combustibles se suelen caracterizar empleando el PCI. Es por esto, que se empleó la ecuación 5 para convertir el poder calorífico de superior a inferior, según lo realizan en [13].

$$PCI = PCS - 2441,8 \left(\frac{9H_s}{100} \right) \quad (5)$$

Donde:

PCI: poder calorífico inferior biomasa seca (MJ/kg).

PCS: poder calorífico superior (MJ/kg).

H_s: contenido de hidrógeno en porcentaje de masa base seca (%).

3.6 Análisis exergético

El cálculo de la energía aprovechable de los productos obtenidos en los procesos termoquímicos se realiza matemáticamente, con el fin de obtener exergía química y física según la ruta de aprovechamiento energético de la gallinaza que corresponda, basado en la ecuación 2.

3.6.1 Exergía de la combustión

Para realizar el análisis exergético de la combustión, se planteó calcular la exergía que tiene la biomasa a utilizar como combustible. En este caso, se asume que la gallinaza no posee exergía

física, al ser introducida al combustor a temperatura ambiente, por lo que la exergía química representa el total de su potencial exergético y se calcula mediante la siguiente ecuación [27]:

$$Ex^b = m_b PCI \beta \quad (6)$$

Donde:

Ex^b : exergía de la biomasa (MJ/h).

m_b : flujo másico biomasa (kg/h)

PCI : poder calorífico inferior (MJ/kg).

β : relación de PCI y exergía química.

El factor β (beta) se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\beta = \frac{1,0414 + 0,0177 \left(\frac{H_{mol}}{C_{mol}}\right) - 0,3328 \left(\frac{O_{mol}}{C_{mol}}\right) \left(1 + 0,0537 \left(\frac{H_{mol}}{C_{mol}}\right)\right)}{1 - 0,4021 \left(\frac{O_{mol}}{C_{mol}}\right)} \quad (7)$$

β : relación de PCI y exergía química.

H_{mol} : fracción molar de hidrógeno (decimal).

C_{mol} : fracción molar de carbono (decimal).

O_{mol} : fracción molar de oxígeno (decimal).

3.6.2 Exergía de pirólisis

Para el cálculo de la exergía en la pirólisis, se planteó analizar cada uno de los productos del proceso termoquímico por separado y luego realizar una sumatoria de estas exergías individuales.

Se inició con el cálculo de la exergía química del bioaceite, siguiendo el procedimiento de [28], en donde se plantean una serie de ecuaciones para el cálculo de la exergía química de combustibles orgánicos líquidos.

$$Ex^{qb} = PCI \beta_l \quad (8)$$

Donde:

Ex^{qb} : exergía química bioaceite (MJ/h).

PCI : poder calorífico inferior (MJ/h).

β_l : relación de PCI y exergía química para combustibles líquidos.

La relación β_l se calcula con la ecuación (9):

$$\beta_l = 1,047 + 0,0154 \frac{H_d}{C_d} + 0,0562 \frac{O_d}{C_d} + 0,5904 \frac{N_d}{C_d} \left(1 - 0,175 \frac{H_d}{C_d} \right) \quad (9)$$

Donde:

C_d : contenido de carbono en fracción de masa, base seca (decimal).

H_d : contenido de hidrógeno en fracción de masa, base seca (decimal).

O_d : contenido de oxígeno en fracción de masa, base seca (decimal).

N_d : contenido de nitrógeno en fracción de masa, base seca (decimal).

Una vez obtenida la exergía química del bioaceite, se procedió a calcular su exergía física, implementando la ecuación (10), siguiendo el procedimiento descrito por [27].

$$Ex^f = \sum_i x_i ex_i^f \quad (10)$$

Donde:

Ex_f : exergía física (kJ/h).

x_i : flujo molar de la sustancia (kmol/h).

ex_i^f : exergía física del componente i (kJ/kmol).

La exergía física de los componentes de un material se puede calcular mediante la siguiente ecuación [27]:

$$ex_i^f = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (11)$$

Donde:

ex_i^f : exergía física del componente i (kJ/kmol).

h : entalpía específica a temperatura T (kJ/kmol).

h_0 : entalpía específica temperatura de referencia o ambiental (kJ/kmol).

T_0 : temperatura de referencia o ambiental (K).

s : entropía específica a temperatura T (kJ/kmol·K).

s_0 : entropía específica a temperatura de referencia o ambiental (kJ/kmol·K).

Las diferencias entre la entalpía y entropía se pueden expresar en términos del calor específico mediante las siguientes ecuaciones [27]:

$$h - h_0 = \int_{T_0}^T c_p dT \quad (12)$$

$$s - s_0 = \int_{T_0}^T \frac{c_p}{T} dT \quad (13)$$

Resolviendo las respectivas integrales y sustituyendo en la ecuación (11):

$$ex_i^f = c_p \left((T - T_0) - T_0 \left(\ln \frac{T}{T_0} \right) \right) \quad (14)$$

Donde:

ex_i^f : exergía física del componente i (kJ/kmol).

c_p : calor específico a temperatura T (kJ/kmol·K).

T : temperatura del sistema en análisis (K).

T_0 : temperatura de referencia o ambiental (K).

La exergía total del bioaceite se obtuvo sumando la exergía física y la exergía química, tal y como lo establece la ecuación (2).

El cálculo exergético de la pirólisis continuó con la exergía química del biochar, que se obtuvo a partir de la siguiente ecuación:

$$Ex^q = \sum_i x_i \left(ex_i^q + RT_0 \ln \frac{x_i}{\sum x_i} \right) \quad (15)$$

Donde:

Ex^q : exergía química (kJ/h).

x_i : flujo molar de la sustancia (kmol/h).

ex_i^q : exergía química estándar del componente i (kJ/kmol).

R : constante universal de los gases, 8,314 (kJ/kmol·K).

T_0 : temperatura de referencia o ambiental (K).

Una vez obtenida la exergía química del biochar, se continuó con el cálculo de la exergía física, con las ecuaciones (14) y (10). El calor específico a presión constante y temperatura específica fue obtenido con una de las ecuaciones presentadas por [27]. Finalmente utilizó la ecuación (2) para obtener el flujo exergético total del subproducto sólido de la pirólisis.

El potencial exergético del gas pirolítico inició con el cálculo de la exergía química, implementando la ecuación (15), obteniendo la exergía química estándar de [27] y [26]. Seguidamente se obtuvo la exergía física con la ecuación (14) y (10), que sumada con la exergía química, brindó la exergía del gas pirolítico.

El potencial exergético total de la pirólisis se obtuvo al sumar la exergía del bioaceite, biochar y gas pirolítico.

3.6.3 Exergía de gasificación

La exergía de la gasificación se obtuvo al sumar la exergía química y física del gas de síntesis, que fue calculado con las ecuaciones (15) y (10) respectivamente, siguiendo el procedimiento planteado por [27] en donde se realiza un análisis exergético para gasificación de biomasa.

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1 Análisis proximal

Los datos de contenido de humedad y PCS fueron obtenidos de LASA, el resto de los valores del análisis proximal fueron obtenidos de [13], adjuntos en la tabla 4.1.

Tabla 4.1. Resultados del análisis próximo para gallinaza

Parámetro	Resultado
Cenizas (% en masa)	15,6
Contenido de volátiles (% en masa)	67,5
Contenido de humedad, (% bh)	77,0 ± 2,0
PCS (MJ/kg)	14,0 ± 0,4
Carbón fijo (% en masa) *	16,9

*Obtenido por diferencia

Los resultados obtenidos por [13] son congruentes con los obtenidos en otras publicaciones. En una investigación sobre el uso de gallinaza como combustible para pirólisis, se reporta un contenido de cenizas del 25%, volátiles del 66,12% y carbón fijo del 6,11%. La humedad reportada en esta publicación fue del 2,71%, sin embargo, esto se debe a que la biomasa fue analizada luego de ser secada y pulverizada [66]. El PCS reportado por [32] es de 15,2 MJ/kg, muy cerca de los 14 MJ/kg reportados por LASA en el análisis, lo cual afirma que las excretas avícolas poseen un buen valor de PCS al compararlo con otras excretas de animales [5]. La gallinaza analizada por [65] tenía una humedad bh de 73,6%, muy similar a la biomasa obtenida en las instalaciones avícolas de la empresa Yema Dorada.

En lo que respecta al contenido de ceniza, el mayor inconveniente que posee la gallinaza es el hecho de que se han reportado variaciones en su contenido de entre 10% y 40%, lo cual puede afectar negativamente el proceso de oxidación en la gasificación [22].

Al comparar los volátiles y carbón fijo de la tabla 4.1, con los resultados de una investigación previa que analiza diversas biomásas, se tienen resultados similares. El contenido de volátiles y PCS es similar al reportado para la paja, con un 63,43%, lo cual quiere decir, que se puede esperar una producción de gas de síntesis o gas de pirólisis similar al emplear gallinaza como combustible [39]. Por otro lado, la gallinaza contiene menos carbón fijo que el heno, la paja,

cascarilla de arroz y residuos de madera, por lo que se puede esperar que produzca menos biochar en el proceso de pirólisis [65].

La alta humedad presente en la biomasa, la hace no apta para el procesamiento termoquímico sin una etapa previa de secado [33], como fue mencionado en la sección 2.2. Esto resulta un gran inconveniente, dado que el proceso de secado puede consumir mucha energía. Sin embargo, [22] mencionan un sistema de secado por bandas que aprovecha el aire que sale de los galpones producto de los sistemas de enfriamiento, secando la biomasa de 71% a 20% o menos.

4.2 *Análisis elemental*

Los resultados de análisis elemental de la gallinaza se obtuvieron de [13], donde se presentaron datos de caracterización fisicoquímica para gallinaza. Las muestras fueron recolectadas de una granja con un sistema de recolección de excretas por bandas, tal y como el que tiene la empresa Yema Dorada. De igual manera, la humedad de las muestras en el artículo es muy similar a la que se obtuvo para las muestras de la empresa Yema Dorada. Los resultados del análisis elemental se presentan en la tabla 4.2, en porcentaje de masa.

Tabla 4.2. Resultados de análisis elemental de gallinaza, porcentaje peso base seca [13].

Elemento	C	H	N	S	O*
% masa en base seca	39,67	4,72	5,49	0,40	34,12

* Por diferencia.

El porcentaje de peso de carbono utilizado para caracterizar la gallinaza es muy similar al reportado por [35], en donde se obtuvo un 39,1% de C para 415 muestras de gallinaza analizadas en una planta incineradora en Holanda. Los resultados presentados por [23] caracterizan a la gallinaza de 9 granjas distintas, obteniendo en promedio un 4,6% de H y un 5,9% de N en porcentaje peso. Para realizar experimentos de co-combustión, [33] caracterizaron fisicoquímicamente gallinaza de una granja en Opole, Polonia, obteniendo un contenido de 0,44% de S en sus resultados. Finalmente, [65] realizaron un análisis elemental para gallinaza de una granja en Singapur, cuyos resultados arrojaron un 33,8% de oxígeno, muy similar al resultado descrito en la tabla 4.2.

Estos resultados permiten proyectar el comportamiento de la gallinaza como combustible, en donde a mayor contenido de C e H, se suele tener un mayor poder calorífico. En este sentido,

la gallinaza posee un mayor contenido de estos dos elementos que las excretas sólidas de vaca y oveja, al igual que un mayor PCS [67].

El contenido de N y S que posee la gallinaza se considera alto, lo que podría generar una emisión de contaminantes al reaccionar con el O₂ y formar NO_x y SO_x (óxidos de azufre), potenciales contaminantes. Sin embargo, en el caso de la gasificación de biomasa, el N es liberado como gas diatómico gracias al suministro limitado de O₂ [5], [22]. Lo mismo sucedería en el caso de la pirólisis, donde la atmósfera inerte previene la liberación de ciertos contaminantes. En el caso de los SO_x, [5] mencionan que la mayoría del S queda fijado en las cenizas, al utilizar a la gallinaza como combustible.

4.3 Resultados validación de combustor

Los resultados del flujo másico de los gases de combustión obtenidos en el artículo de [37] y en la modelación se muestran en la tabla 4.3. Los datos brindados en la referencia permiten la comparativa del flujo másico de O₂, N₂, CO₂ y H₂O en el gas producto del proceso de combustión.

Tabla 4.3. Flujo másico de gases de combustión de referencia y de simulación elaborada.

Gas de combustión	Flujo de gases, kg/h	
	[37]	Simulación
O ₂	21,00	24,14
N ₂	615,50	564,95
CO ₂	200,00	170,67
H ₂ O	27,00	27,82

El máximo error obtenido fue de 14,95%, en el flujo de O₂, dándose una estimación mayor de la salida de este gas con respecto a la referencia. El otro porcentaje de error mayor corresponde al flujo de CO₂, donde caso contrario al oxígeno, se tiene un flujo másico mayor al reportado en el artículo, con un error del -14,66%. Estos resultados son congruentes entre sí, ya que la simulación está brindando un equilibrio de reacción utilizando menos O en la formación de CO₂ y lo está dejando salir como O₂.

Esto puede ser explicado por el hecho de que en la referencia implementada no se mencionaba la presión de trabajo del reactor, parámetro que puede influenciar el equilibrio de las reacciones. Es decir, que si se utilizó una presión mayor a 1 atm, se pudo haber desplazado el equilibrio de las reacciones, variando las concentración de los gases por el principio de Le Chatelier [68].

Al comparar el porcentaje de error obtenido en la validación, con los resultados de otros investigadores, se tienen valores similares. La investigación realizada por [69] simuló un proceso de combustión química de bucle, donde obtuvo un máximo de -72,5% de error para el flujo calculado de CH₄ de su simulación contra datos experimentales. Para el flujo de CO₂, obtuvieron un máximo de 2,7% de error.

En otra investigación [70], se simuló la combustión en cama fluidizada para carbón, validando el modelo al comparar los resultados de este, con datos experimentales. Para el flujo de O₂ los datos generados presentan entre un - 6% y 34,29% de error.

A partir de los datos presentados, se pudo determinar que la simulación realizada, se aproxima con éxito al comportamiento de un combustor real. Esto se afirma, por el hecho de que los errores obtenidos entre el flujo de gases de la simulación y el de la referencia, son similares en magnitud a los de validaciones en investigaciones previas revisadas, como se especifica en los párrafos anteriores.

El combustor elaborado en Aspen Plus, podría emplearse para simular la combustión de otras materias primas, siempre y cuando se tengan a disposición sus características fisicoquímicas.

4.4 Resultados validación de pirolizador

Los resultados de la simulación se comparan con los obtenidos por [63], tal y como se puede observar en la tabla 4.4.

Tabla 4.4. Flujo volumétrico de gases de combustión en referencia y en la simulación elaborada.

Componente gas pirolítico	Flujo de gases, % volumen	
	[63]	Simulación
H ₂	22,87	36,80
CO	35,06	55,33
CH ₄	17,36	8,27
C ₂ H ₄	1,61	1,80x10 ⁻³

El mayor porcentaje de error corresponde al etileno (C₂H₄), con una diferencia del -99,97% con respecto al resultado que se obtuvo en un análisis de un reactor real. Al igual que la validación del reactor combustor, se puede apreciar un desbalance en los flujos de salida de gases de la simulación y los datos experimentales. En este caso, se tiene un 37% de exceso de H₂ y un 30% de mayor flujo de monóxido de carbono (CO). Estas moléculas de hidrógeno y carbono actúan

de manera diferente en el reactor real, en donde se unen para formar una mayor cantidad de CH₄ y C₂H₄.

Los porcentajes de error obtenidos son menores que los reportados por [71] en la validación de un reactor pirolítico para procesar biomasa. El modelo que realizaron predijo un 52,1% de fracción molar de H₂ y la referencia contra la que validaron obtuvo un 19,9%, lo que corresponde a un error porcentual del 161,8%.

El modelo cinético de un reactor pirolítico realizado por [57] presenta una diferencia del 40% en el contenido de nitrógeno del bioaceite, al comparar los resultados de la simulación con datos experimentales reales. El contenido de carbón del bioaceite tuvo una diferencia del 19,9% en la validación de este modelo cinético.

Según la comparativa con los antecedentes de simulación de pirólisis en Aspen Plus, se acepta el modelo propuesto como una aproximación válida del comportamiento de un reactor pirolítico con biomasa como combustible. Esto dado que los errores obtenidos en la validación son similares o menores a los obtenidos en validaciones de investigaciones previas.

4.5 Resultados validación gasificador

En la tabla 4.5 se adjuntan los resultados de la validación del gasificador.

Tabla 4.5. Composición del gas de síntesis de un gasificador real y de la simulación elaborada.

Componente gas de síntesis	Flujo de gases, % volumen	
	[56]	Simulación
H ₂	27,37	28,62
CO	62,55	68,12
N ₂	6,57	3,23
H ₂ S	0,15	0,21

Los porcentajes de error obtenidos se encuentran entre el -50,89% para el N₂ y el 4,55% para el H₂. Los gases con mayor discrepancia con respecto al valor experimental corresponden a aquellos en los que el flujo es menor, por lo que el error porcentual es más sensible a las variaciones.

La modelación de un sistema completo de generación eléctrica a partir de combustión de gas de síntesis, gasificando biomasa, fue elaborada por [46]. La validación del modelo de dicha investigación obtuvo una diferencia de 26,8% para el flujo de CH₄ y de 7,20% para el flujo de CO₂.

En [11] implementaron los mismos datos utilizados en la presente investigación para validar el gasificador, con porcentajes de error similares a los presentados en la tabla 4.5. La diferencia en el porcentaje volumétrico de H_2 fue de 6,31%, la de N_2 de un 80,2% y la de H_2S de un 6,67%. Una de las razones por la cual los porcentajes de error obtenidos en la presente investigación y en [11] son diferentes, es por el hecho de utilizar un bloque de separación de gases y sólidos diferente en el diagrama de Aspen Plus.

En otra investigación, simularon un reactor de lecho fluidizado burbujeante con el fin de aprovechar el potencial energético de pellets de pino [72]. La validación que implementaron obtuvo errores absolutos de aproximadamente 9% para el flujo volumétrico de N_2 y de 7% para el H_2 .

Estos errores de menor valor se obtuvieron probablemente debido al hecho de que en esta modelación se implementaron ecuaciones cinéticas y no un modelo de equilibrio, como es el caso de la presente investigación y fue explicado en la sección 3.2. El modelo cinético permite la simulación de condiciones con una mayor semejanza a los reactores reales, sin embargo, su elaboración resulta más complicada que los modelos basados en el equilibrio termodinámico.

Según la comparación realizada con publicaciones de simulación de gasificadores en Aspen Plus, el resultado se establece como aceptable y se considera a la simulación elaborada, una aproximación razonable para modelar la gasificación de biomasa. Esto por el hecho de tener porcentajes de error similares a los obtenidos en validaciones de investigaciones previas.

4.6 Simulación de combustión con gallinaza de la empresa Yema Dorada

En la tabla 4.6 se resumen los principales resultados obtenidos para la simulación del combustor alimentado con gallinaza. Los resultados completos de las simulaciones con gallinaza como combustible se adjuntan en el apartado de anexos.

Tabla 4.6. Flujo másico y porcentaje volumen de los gases de combustión con gallinaza.

Componente gas de combustión	Flujo másico (kg/h)	% Volumen
O ₂	275,11	12,99
N ₂	1460,66	78,75
NO	10,53	0,53
SO ₂	1,18	0,03
SO ₃	0,00	0,00
CO	0,29	0,02
CO ₂	214,74	7,37
H ₂ O	88,53	7,42

La composición de los gases se asemeja a la obtenida en una investigación previa [73], en donde el gas producto de la combustión de residuos de destilación de hidrocarburos presentó como componentes mayoritarios al N₂, CO₂, H₂O y O₂. La temperatura de los gases de combustión también fue similar, con 1556 °C por parte de la referencia [73] y 1661 °C en la presente investigación.

En otra investigación [74] se simuló la combustión de carbón en una planta de 300 MW, obteniendo la composición del gas producto de la combustión. Algunos de los porcentajes brindados fueron de 3,9% H₂O, 70,4% N₂, 0,4% NO y $2,5 \times 10^{-4}$ SO₃ (trióxido de azufre). Los porcentajes de masa obtenidos de la simulación de combustión en la presente investigación fueron de 4,32% H₂O, 71,21% N₂, 0,51% NO y $1,69 \times 10^{-4}$ SO₃, mostrando gran similitud con los resultados de la combustión de carbón. Esto se debe al hecho de que en ambos casos se plantean simulación de combustores basados modelos de equilibrio termodinámico con aire como oxidante y separación de gases y sólidos por un bloque SSplit.

Los resultados brindados en la tabla 4.6 confirman el hecho de que los procesos de combustión se deben de manejar con cuidado, en relación con el filtrado y limpieza de los gases generados, para evitar la liberación de compuestos contaminantes como CO₂, NO y SO₂ [5]. Como fue mencionado en la sección 2.2.1, el uso de camas fluidizadas puede ayudar a disminuir la generación de estos gases perjudiciales. Además de esto, pueden ser necesarios métodos de reducción primaria y rutas de limpieza intensiva de gases como reducción catalítica y técnicas electroestáticas [13].

4.7 Simulación de pirólisis con gallinaza de la empresa Yema Dorada

En la tabla 4.7 se resumen los principales resultados obtenidos para la simulación del pirolizador alimentado con gallinaza.

Tabla 4.7. Flujo másico y porcentaje volumen de los gases de pirólisis con gallinaza.

Componente gas de pirólisis	Flujo másico (kg/h)	% Volumen
CO	52,80	62,80
H ₂	2,25	35,48
CO ₂	0,02	0,01
SO ₂	1,69x10 ⁻⁶	8,77x10 ⁻⁷
CH ₄	0,03	6,46x10 ⁻²
C ₂ H ₄	1,18x10 ⁻³	1,40x10 ⁻³

Los resultados de la simulación de pirólisis de la presente investigación son similares a los obtenidos por [75], en donde se analizó la composición del gas obtenido a partir de pirólisis de aserrín. Con una temperatura de 600 °C, los investigadores reportaron un 45,7% de CO, 10,45% de H₂ y 24,9% de CO₂.

En otra investigación, se desarrolló el proceso de pirólisis a partir de biomasa, produciendo un gas compuesto por 42,4% de CO, 27,7% de H₂ y un 21% de CH₄ [63].

Los resultados concuerdan al brindar al monóxido de carbono e hidrógeno como principales componentes del gas de la pirólisis, sin embargo, subestiman el contenido de dióxido de carbono y metano. Se puede reconocer la manera en la que la simulación genera una mayor cantidad de productos sencillos y subestima los más complejos, debido a la búsqueda de ese equilibrio termodinámico por reducción de energía libre de Gibbs, lo cual se puede identificar como una limitación de este modelo.

Por lo tanto, en el caso de la utilización de gallinaza en un reactor pirolítico real, se esperaría obtener un gas con un mayor flujo CO₂ y CH₄.

4.8 Simulación de gasificación con gallinaza de la empresa Yema Dorada

En la tabla 4.8 se resumen los principales resultados obtenidos para la simulación del gasificador alimentado con gallinaza, a una temperatura de 850 °C.

Tabla 4.8. Flujo másico y porcentaje volumen de los gases de gasificación con gallinaza.

Componente gas de síntesis	Flujo másico (kg/h)	% Volumen
CO	160,94	44,96
H ₂	7,73	30,29
CO ₂	74,63	13,26
N ₂	25,03	6,99
CH ₄	6,91	3,37
H ₂ S	1,12	0,26

Los datos adjuntos en la tabla 4.8 son similares a los resultados de [76], en donde se presentaron los porcentajes volumétricos del gas de síntesis obtenidos de una simulación y de datos experimentales a partir de la gasificación en cama fluidizada de biomasa. Para una temperatura de 900 °C, la investigación mencionada obtuvo aproximadamente 42% de H₂, 34% de CO, 17% de CO₂, y 7% de CH₄.

También es posible comparar los datos del gasificador con los obtenidos por [11], en donde la simulación de gasificación de carbón brinda un gas de síntesis con un 66,5% de CO, 25,6% de H₂, 4,4% de CO₂, 1,3% de N₂ y un 0,16% de H₂S.

Los resultados no se pueden comparar de forma directa, al tratarse de reactores bajo condiciones de trabajo distintas, así como de combustibles con diferentes características fisicoquímicas. Sin embargo, sí es posible reconocer que en los gases de síntesis de la simulación elaborada en esta investigación y en las dos referencias citadas, se tienen como componentes con mayor % volumen al CO, H₂ y CO₂.

El contenido de monóxido de carbono y metano del gas de síntesis, lo hacen atractivo para ser utilizado como combustible. Sin embargo, también se debe de prestar atención al 13% de dióxido de carbono que contiene, el cual es indicativo de que requiere de algún proceso de limpieza.

4.9 Energía de combustión de gallinaza de la empresa Yema Dorada

La energía disponible en la gallinaza para ser incinerada es la que fue reportada como el PCS de la biomasa en el análisis que fue realizado. Si se convierte ese valor a PCI, se obtiene un valor de 9,75 MJ/kg, al resolver la ecuación para un 15% de humedad bh. Si se realiza el cálculo con la humedad original de la muestra, de 77% de humedad bh, la densidad energética es de apenas

2,29 MJ/kg, por lo que se demuestra la gran dependencia de este parámetro de la cantidad de agua que posee el combustible.

4.10 Energía de pirólisis de gallinaza de la empresa Yema Dorada

Los cálculos del poder calorífico de la gallinaza permitieron cuantificar la cantidad de energía por kilogramo de sus distintos productos. En el caso del biochar, se obtuvo un poder calorífico inferior de 19,73 MJ/kg, para el gas de pirólisis de 15,45 MJ/kg y para el bioaceite de 31,81 MJ/kg.

Según [60], el PCI del biochar generado a partir de la pirólisis de biomasa ronda los 32 MJ/kg, siendo este valor menor al obtenido en la simulación. Esto se puede deber al hecho de que la referencia reporta un contenido de carbono en el biochar de aproximadamente 85%, mientras que, en la simulación elaborada, el contenido de carbono fue apenas del 59%, reduciendo el PCI.

Caso contrario de lo que sucedió con el bioaceite, donde el PCI esperado es de aproximadamente 21 MJ/kg [60], casi 10 MJ/kg por debajo del resultado obtenido. Al examinar los resultados, se observa un contenido de carbono de casi el 88% en el bioaceite, mayor al esperado y lo que ocasiona este incremento en el PCI.

El gas pirolítico sí obtuvo un resultado más cercano al brindado por la referencia [60], con un PCI esperado de entre 11 y 20 MJ/m³ en condiciones normales. La simulación de pirólisis elaborada generó un gas con un PCI de 12,65 MJ/m³, dentro del rango esperado.

Resulta conveniente comparar los resultados de la simulación con valores de poder calorífico obtenidos para procesos con biombras similares a la gallinaza, tal como es el caso de [32], donde fue estudiado el procesamiento de pollinaza con pirólisis lenta. El poder calorífico reportado para el biochar fue de 12 MJ/kg, para el bioaceite de 18,1 MJ/kg y para el gas de 12,1 MJ/kg, realizando pirólisis a 600 °C. Estos resultados son bastante más cercanos a los obtenidos por la simulación elaborada en la presente investigación.

4.11 Energía de gas de síntesis de gallinaza de la empresa Yema Dorada

El cálculo de la energía contenida en el gas de síntesis se realizó tal y como fue explicado en la sección 3.5.2, con el poder calorífico de los gases constituyentes. En condiciones normales de 1 atm y 0 °C, el gas de síntesis obtenido de la simulación con gallinaza posee un PCI de 8,80 MJ/Nm³ o 9,13 MJ/kg.

En una investigación de gasificación de gallinaza con residuos de madera [65], se analizó el gas de síntesis obtenido a partir de diferentes mezclas de estas dos biomásas. La proporción de 70% residuos de madera y 30% de gallinaza generó un gas de síntesis con un PCI de 5,23 MJ/Nm³.

Otros investigadores probaron la gasificación de gallinaza en un reactor de cama fija, utilizando las excretas de los animales directamente y cogasificando con pellets de madera, así como haciendo pellets con la gallinaza. Los resultados brindaron un gas de síntesis con un PCI de 2,0 MJ/m³ para las excretas secadas y trituradas. En el caso de gas de síntesis obtenido a partir de pellets de gallinaza, se produjo un gas de síntesis con un PCI de 2,7 MJ/m³ [22].

En ambos casos se obtuvieron gases de síntesis con un PCI de menor magnitud que el obtenido a través de las simulaciones y los cálculos matemáticos. Esto se puede deber a que la suposición de equilibrio termodinámico toma en cuenta menos pérdidas en el proceso y sobre estima el poder calorífico del syngas final.

4.12 Exergía de combustión de gallinaza de la empresa Yema Dorada

La exergía química para el flujo de gallinaza de 174,17 kg/h, fue de 1839 MJ/h, valor que representa al total de la energía útil que se podría aprovechar mediante la combustión de esta biomasa. Estos resultados se compararon con los obtenidos por [77], en donde en el proceso de combustión planteado con residuos de pino, se obtuvo una exergía disponible de 1109 MJ/h. Hay que tomar en cuenta que este resultado es dependiente del flujo que se tiene de la biomasa.

4.13 Exergía de pirólisis de gallinaza de la empresa Yema Dorada

El primero de los productos de la pirólisis para el cual se calculó la exergía fue el bioaceite, obteniendo una exergía química de 143,72 MJ/h y exergía física de 11,52 MJ/h, brindando en total 155,24 MJ/h.

La exergía química del biochar fue de 516,04 MJ/h y la física de 56,56 MJ/h, para un total de 572,60 MJ/h. Según los resultados de [27], se obtuvo una exergía física para el producto sólido de la pirólisis de 1300 MJ/h y una exergía química de aproximadamente el mismo valor, sumando en total 2600 MJ/h.

Finalmente, la exergía química del gas de la pirólisis fue de 778,62 MJ/h, la exergía física de 184,07 MJ/h y el total de 962,69 MJ/h. Este valor es menor que el reportado por [27], donde la exergía química del gas pirolítico obtuvo un valor de aproximadamente 1000 MJ/h y la exergía física fue de 974 MJ/h.

El total de la exergía de los productos de la pirólisis es de 1690,53 MJ/h, menor que el obtenido de la gallinaza con un 15% de humedad.

Las diferencias con respecto a los valores reportados y los generados a partir de los datos obtenidos en la simulación, se pueden deber al hecho de que los flujos de hidrógeno y monóxido de carbono fueron regulados. Esto se realizó con el objetivo de que el modelo tuviera una proporción volumétrica de los componentes del gas de pirólisis más cercana a la que tiene un reactor pirolítico real. Esto cumplió su objetivo, sin embargo, los flujos molares de ciertos del hidrógeno, monóxido y nitrógeno disminuyeron, por lo que también lo hizo la exergía del gas.

4.14 Exergía de gasificación de gallinaza de la empresa Yema Dorada

El cálculo exergético del gas de síntesis brindó un resultado para la parte química de 2864 MJ/h y la física de 224 MJ/h, para un total de exergía de 3088 MJ/h. En un antecedente sobre gasificación de biomasa [27], la exergía química del gas de síntesis fue de 974 MJ/h y su exergía física de 1200 MJ/h, para una exergía total de 2174 MJ/h, resultado similar al obtenido en la presente investigación.

4.15 Comparativa energética y exergética de procesos termoquímicos

Una vez obtenidos todos los resultados sobre la energía y exergía disponible en los productos de las combustión, pirólisis y gasificación de gallinaza, es posible comparar entre ellos estos parámetros, con el fin de determinar cuál proceso resulta más conveniente. En la tabla 4.9 se adjuntan estos datos para los tres reactores simulados, implementando el flujo másico de gallinaza que se tendría en la empresa Yema Dorada, si se bajara el contenido de humedad a 15% bh. Como se mencionó en la sección 3.4, el flujo másico utilizado en los modelos es de 174,17 kg/h de gallinaza.

Tabla 4.9. Resultados de PCI y exergía de los productos de los procesos termoquímicos.

Proceso termoquímico	Producto	PCI (MJ/kg)	Exergía (MJ/h)
Combustión	Biomasa*	9,75	1839,12
	Bioaceite	31,81	155,24
Pirólisis	Biochar	19,73	572,60
	Gas pirolítico	15,45	934,97
Gasificación	Gas de síntesis	9,13	3088,45

* En el caso de la combustión, se analiza el combustible y no el producto del proceso.

Como se puede observar, el bioaceite es el producto de los procesos termoquímicos con mayor poder calorífico, lo cual sucedió debido a que la simulación asignó mucho carbono al flujo de este producto de la pirólisis. En segundo lugar se tiene al biochar, producto que se esperaría fuera el de mayor PCI, debido a su alto contenido de carbono [60] y finalmente al gas pirolítico. Es de esperar que el gas de la pirólisis tenga un mayor PCI que el gas de síntesis, debido a que en la gasificación, la entrada regulada de O_2 permite que la mayoría de los hidrocarburos sean quemados y convertidos en CO y CO_2 [21].

En lo que respecta a la exergía de los productos, el proceso termoquímico estudiado que posee un mayor potencial es la gasificación. Esto se debe principalmente al gran aporte de exergía química que realiza el CO , sub gas que compone aproximadamente el 45% del volumen del gas de síntesis. Además de esto, el gas de síntesis también posee un alto contenido de H_2 , favoreciendo su energía útil.

En segundo lugar, se tiene a la exergía de la gallinaza, que se ve condicionada directamente por la cantidad de humedad de la biomasa, al afectar esto su densidad energética.

El total de la exergía de los tres productos de la pirólisis es de 1690,5 MJ/h, valor menor al obtenido en los otros dos procesos termoquímicos. La principal razón para esto fue comentada en el apartado 4.13, donde se mencionó que algunos flujos de la pirólisis fueron regulados para mejorar los resultados de la validación. Esto generó que el flujo exergético de la pirólisis obtuviera un valor subestimado en los resultados de los cálculos matemáticos. Con una mejor regulación de los flujos de la pirólisis en la modelación, se esperaría que el flujo exergético sea similar al obtenido por el gas de síntesis de la gasificación.

Según los resultados reportados, el proceso que resulta más conveniente para el procesamiento de la gallinaza como fuente bioenergética es la gasificación. Esto debido a que a pesar de que la pirólisis obtuvo valores de poder calorífico más elevados, este cálculo no contempla las pérdidas irreversibles que se dan en los procesos termodinámicos. Por lo tanto, el valor de la exergía tiene un mayor peso en la selección de un proceso sobre otro.

En el caso de la combustión, a pesar de haber obtenido un valor de exergía mayor que el de la pirólisis, se tienen inconvenientes en el proceso que lo hacen poco atractivo frente a las otras dos tecnologías. Uno de los más importantes se da en el ámbito ambiental, en donde la combustión puede producir contaminantes como dioxinas y furanos, que no solo perjudican al ambiente sino a la salud pública en general. Procesos como la gasificación y la pirólisis poseen la ventaja de darse

en atmósferas con una entrada limitada de oxígeno, por lo que la producción de contaminantes se ve limitada [65].

A pesar de que el problema de liberación de contaminantes puede ser solucionado, la gasificación y pirólisis también resultan ser procesos más prácticos que la combustión. Esto debido a que el gas de síntesis y los productos de la pirólisis pueden ser manejados de una manera más sencilla, pudiendo inclusive llegar a ser almacenados. En cambio, manipular o almacenar la energía térmica liberada por la combustión resulta sumamente complejo, debido a la facilidad con que se da la transmisión de calor y las pérdidas que esto significa.

Según los resultados obtenidos, la gasificación es la ruta termoquímica más eficiente en términos exergéticos para aprovechar la gallinaza de la empresa Yema Dorada. Sin embargo, estos resultados no contemplan análisis dedicados a evaluar la factibilidad técnica o económica de los distintos procedimientos, así como investigar cómo se comporta la gallinaza con los diferentes tipos de reactores que existen, algunos mencionados en las secciones 2.2.1, 2.2.2 y 2.2.3.

5. CONCLUSIONES

Conclusiones

La investigación realizada, brinda una apertura hacia un camino en el que se le puede dar un mejor uso a los residuos en la industria agrícola costarricense. De manera específica, se logró determinar que la gallinaza de la empresa Yema Dorada posee un gran potencial como combustible bioenergético. Esto se establece, primeramente, debido a los buenos resultados obtenidos para la prueba de poder calorífico, donde el análisis de laboratorio brindó un PCS de 14 MJ/kg.

Los modelos basados en equilibrio termodinámico lograron simular el comportamiento de reactores termoquímicos reales, de acuerdo con los resultados de las validaciones realizadas, en concordancia con los antecedentes de simulación en Aspen Plus.

El bioaceite generado en la simulación de pirólisis con gallinaza como combustible, obtuvo un PCI de 31,81 MJ/kg, el biochar de 19,73 MJ/kg y el gas pirolítico de 15,45 MJ/kg. El gas de síntesis de la gasificación de gallinaza obtuvo un PCI de 9,13 MJ/kg.

La exergía del gas de síntesis obtenido a partir de gallinaza fue de 3088,45 MJ/h, la de la gallinaza 1839,12 MJ/h y la de los productos de la pirólisis de 1690,53 MJ/h.

La gasificación de gallinaza resulta ser la ruta termoquímica más eficiente en términos de la cantidad de energía aprovechable en sus productos, considerando las pérdidas irreversibles que se dan en los procesos termodinámicos.

Recomendaciones

La ejecución de un análisis elemental y proximal completo de la gallinaza de la empresa Yema Dorada, podría significar cambios en los resultados del PCI y exergía de los productos de los procesos termoquímicos en las simulaciones.

En la validación del reactor de pirólisis, se deberían de tomar en cuenta los tres flujos de productos en la comparativa con los datos reales, para poder obtener una comparativa del error porcentual en la validación de todos los productos del proceso.

La biomasa en estudio debe de ser probada en reactores reales, dado que las simulaciones elaboradas se dan bajo diversas suposiciones, las cuales simplifican a los tres procesos termoquímicos estudiados. Esto podría revelar nuevos retos técnicos a enfrentar que no son visibles mediante una simulación de equilibrio termodinámico.

Se debe de estudiar el tipo de reactor específico de cada proceso termoquímico que resulta más conveniente desde una perspectiva técnica para la utilización de gallinaza. Esto porque cada tipo de reactor posee características diferentes que podrían favorecer o perjudicar el uso de la gallinaza como combustible y las cualidades físicas y geométricas de los reactores no fueron abordadas en esta investigación.

Realizar un análisis exergético más a fondo, estudiando las etapas del proceso en las que se dan mayores pérdidas irreversibles de energía, con el fin de mejorar la eficiencia general de los procesos termoquímicos y aumentar la energía aprovechable.

El proyecto abordó las tres rutas termoquímicas más estudiadas, sin embargo, también podría ser relevante investigar otros procesos de aprovechamiento energético, como sistemas de cogeneración, licuefacción hidrotermal, torrefacción, biodigestión, entre otros.

Resulta importante evaluar la factibilidad económica del proyecto, dado que, aunque se tengan buenos resultados en el apartado energético, no se tomaron en cuenta los posibles costos asociados al implementar un aprovechamiento energético de la gallinaza de la empresa.

REFERENCIAS

- [1] United Nations (UN), “World population prospects 2019”, 2019. [En línea]. Disponible en: https://population.un.org/wpp/Publications/Files/WPP2019_Highlights.pdf.
- [2] M. Elferink y S. Florian, “Global Demand for Food Is Rising. Can We Meet It?”, *Harv. Bus. Rev.*, 2016, Consultado: may 29, 2021. [En línea]. Disponible en: <https://hbr.org/2016/04/global-demand-for-food-is-rising-can-we-meet-it#:~:text=Food demand is expected to,we have not seen before.&text=Many other factors%2C from climate,challenging to produce enough food.>
- [3] Our World in Data, “Egg Production”, 2020. <https://ourworldindata.org/grapher/egg-production-thousand-tonnes?time=2018> (consultado may 21, 2021).
- [4] A. Vargas, K. Serrano, W. Watler, y R. Vignola, “Ficha técnica del sector productivo avícola”, 2018. [En línea]. Disponible en: <http://www.mag.go.cr/bibliotecavirtual/reduccion-impacto-por-eventos-climaticos/Informe-final-Avicola.pdf>.
- [5] F. Santos Dalólio *et al.*, “Poultry litter as biomass energy: A review and future perspectives”, *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 76, núm. Marzo, pp. 941–949, 2017, doi: 10.1016/j.rser.2017.03.104.
- [6] Servicio Nacional de Salud Animal, “Manual de Buenas Prácticas Avícolas”. pp. 01–28, 2020, [En línea]. Disponible en: <https://www.senasa.go.cr/resultados-de-busqueda?q=PN-AVI-PG-01-IN-01&Search=>.
- [7] H. K. Jeswani, A. Whiting, A. Martin, y A. Azapagic, “Environmental and economic

- sustainability of poultry litter gasification for electricity and heat generation”, *Waste Manag.*, vol. 95, pp. 182–191, 2019, doi: 10.1016/j.wasman.2019.05.053.
- [8] MINAE y MAG, *Reglamento sobre el Manejo y control de la gallinaza y pollinaza: 29145-MAG-S-MINAE*. Costa Rica, 2000.
- [9] C. Ngo y J. Natowitz, “Chapter 7 - Biomass conversion”, en *Our Energy Future*, 2a ed., John Wiley & Sons, Ed. 2016, pp. 1–24.
- [10] P. Ramos y J. Gil, *Biorrefinerías basadas en explotaciones agropecuarias y forestales*. Huesca: OpenCourseWare Universidad de Zaragoza, 2017.
- [11] A. Arabkhalaj, H. Ghassemi, y R. Shamsavan Markadeh, “Thermodynamic evaluation of integrated gasification combined cycle: Comparison between high-ash and low-ash coals”, *Int. J. Energy Res.*, vol. 40, núm. 12, pp. 1638–1651, 2016, doi: 10.1002/er.3541.
- [12] Ministerio de Ambiente y Energía (MINAE), “Hoja de Ruta de Tecnologías con base en residuos de Biomasa para Generación de Energía Térmica en el Sector Industrial en Costa Rica al 2030”, 2017. [En línea]. Disponible en: <http://fundacionbariloche.org.ar/wp-content/uploads/2018/06/Documento-FINAL-de-HRT-Biomasa-CR-290917-vf.pdf>.
- [13] M. Tańczuk, R. Junga, A. Kolasa-Więcek, y P. Niemiec, “Assessment of the energy potential of chicken manure in Poland”, *Energies*, vol. 12, núm. 7, 2019, doi: 10.3390/en12071244.
- [14] L. Mesalles Jorba, “Conversación Privada”, 2020.
- [15] B. Puyuelo, T. Gea, y A. Sánchez, “GHG emissions during the high-rate production of compost using standard and advanced aeration strategies”, *Chemosphere*, vol. 109, pp. 64–70, 2014, doi: 10.1016/j.chemosphere.2014.02.060.

- [16] M. D. Manogaran, R. Shamsuddin, M. H. Mohd Yusoff, M. Lay, y A. A. Siyal, “A review on treatment processes of chicken manure”, *Clean. Circ. Bioeconomy*, vol. 2, núm. February, 2022, doi: 10.1016/j.clcb.2022.100013.
- [17] X. Elías Castells y S. Bordas Alsina, *Energía, agua, medioambiente, territorialidad y sostenibilidad*. Madrid: Ediciones Díaz de Santos, 2012.
- [18] F. Nogués, A. Rezeau, y D. García-Galindo, *Energía de la biomasa*, I. Zaragoza: Prensas de la Universidad de Zaragoza, 2010.
- [19] C. J. Durán-valle, “Thermochemical Processes for the Transformation of Biomass into Biofuels”, en *Process Systems Engineering for Biofuels Development*, 1a ed., G. P. Rangaiah y A. Bonilla-Petriciolet, Eds. John Wiley & Sons, 2020.
- [20] T. Audesirk, G. Audesirk, y B. Byers, *Biología. La vida en la tierra con fisiología*, 9 na. Pearson Educación de México, 2012.
- [21] X. Elías Castells y E. Velo García, *Tratamiento y Valorización Energética de Residuos*. Ediciones Díaz de Santos, 2012.
- [22] M. Tańczuk, R. Junga, S. Werle, M. Chabiński, y Ziólkowski, “Experimental analysis of the fixed bed gasification process of the mixtures of the chicken manure with biomass”, *Renew. Energy*, vol. 136, pp. 1055–1063, 2017, doi: 10.1016/j.renene.2017.05.074.
- [23] G. Quiroga, L. Castrillón, Y. Fernández-Nava, y E. Marañón, “Physico-chemical analysis and calorific values of poultry manure”, *Waste Manag.*, vol. 30, núm. 5, pp. 880–884, 2010, doi: 10.1016/j.wasman.2009.12.016.
- [24] Y. A. Cengel y M. A. Boles, *Termodinámica*, 7a ed. MC Graw Hill, 2012.

- [25] E. Monroy, K. Rodríguez, y M. Bastidas, “Evaluación exergética para tecnologías aplicadas a fuentes no convencionales de energía”, *Prospectiva*, vol. 14, núm. 1, pp. 7–14, 2016, doi: 10.15665/rp.v14i1.645.
- [26] M. J. Moran, H. N. Shapiro, D. D. Boettner, y M. B. Bailey, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics*, 8a ed. Wiley, 2014.
- [27] Y. Wu, W. Yang, y W. Blasiak, “Energy and exergy analysis of high temperature agent gasification of biomass”, *Energies*, vol. 7, núm. 4, pp. 2107–2122, 2014, doi: 10.3390/en7042107.
- [28] S. Bilgen, S. Keleş, y K. Kaygusuz, “Calculation of higher and lower heating values and chemical exergy values of liquid products obtained from pyrolysis of hazelnut cupulae”, *Energy*, vol. 41, núm. 1, pp. 380–385, 2012, doi: 10.1016/j.energy.2012.03.001.
- [29] C. Beausang, K. McDonnell, y F. Murphy, “Anaerobic digestion of poultry litter – A consequential life cycle assessment”, *Sci. Total Environ.*, vol. 735, p. 139494, 2020, doi: 10.1016/j.scitotenv.2020.139494.
- [30] M. T. Varnero Moreno, *Manual de Biogás*. FAO, 2011.
- [31] M. J. Taylor, H. A. Alabdrabalameer, y V. Skoulou, “Choosing physical, physicochemical and chemical methods of pre-treating lignocellulosic wastes to repurpose into solid fuels”, *Sustain.*, vol. 11, núm. 13, 2019, doi: 10.3390/su11133604.
- [32] M. Baniasadi, A. Tugnoli, R. Conti, C. Torri, D. Fabbri, y V. Cozzani, “Waste to energy valorization of poultry litter by slow pyrolysis”, *Renew. Energy*, vol. 90, pp. 458–468, 2016, doi: 10.1016/j.renene.2016.01.018.
- [33] R. Junga, W. Knauer, P. Niemiec, y M. Tańczuk, “Experimental tests of co-combustion of

- laying hens manure with coal by using thermogravimetric analysis”, *Renew. Energy*, vol. 111, pp. 245–255, 2017, doi: 10.1016/j.renene.2017.03.099.
- [34] J. Ma y F. You, “Superstructure optimization of thermal conversion based poultry litter valorization process”, *J. Clean. Prod.*, vol. 228, pp. 1111–1121, 2019, doi: 10.1016/j.jclepro.2019.04.346.
- [35] P. Billen, J. Costa, L. Van Der Aa, J. Van Caneghem, y C. Vandecasteele, “Electricity from poultry manure: A cleaner alternative to direct land application”, *J. Clean. Prod.*, vol. 96, pp. 467–475, 2021, doi: 10.1016/j.jclepro.2014.04.016.
- [36] A. V. Fedorov, Y. V. Dubinin, P. M. Yeletsky, I. A. Fedorov, S. N. Shelest, y V. A. Yakovlev, “Combustion of sewage sludge in a fluidized bed of catalyst: ASPEN PLUS model”, *J. Hazard. Mater.*, vol. 405, núm. August 2020, p. 124196, 2021, doi: 10.1016/j.jhazmat.2020.124196.
- [37] R. Sotudeh-Gharebaagh, R. Legros, J. Chaouki, y J. Paris, “Simulation of circulating fluidized bed reactors using ASPEN PLUS”, *Fuel*, vol. 77, núm. 4, pp. 327–337, 1998, doi: 10.1016/S0016-2361(97)00211-1.
- [38] Z. Z. Chowdhury *et al.*, “Pyrolysis: A Sustainable Way to Generate Energy from Waste”, en *Pyrolysis*, S. Mohamed, Ed. IntechOpen, 2017.
- [39] L. M. Simbolon, D. S. Pandey, A. Horvat, M. Kwapinska, J. J. Leahy, y S. A. Tassou, “Investigation of chicken litter conversion into useful energy resources by using low temperature pyrolysis”, *Energy Procedia*, vol. 161, pp. 47–56, 2019, doi: 10.1016/j.egypro.2019.02.057.
- [40] Y. Liu, X. Yang, J. Zhang, y Z. Zhu, “Process Simulation of Preparing Biochar by

- Biomass Pyrolysis Via Aspen Plus and Its Economic Evaluation”, *Waste and Biomass Valorization*, vol. 13, núm. 5, pp. 2609–2622, 2022, doi: 10.1007/s12649-021-01671-z.
- [41] A. Escalante *et al.*, “Biocarbón (biochar) I: Naturaleza, historia, fabricación y uso en el suelo”, *Terra Latinoam.*, vol. 34, pp. 367–382, 2016.
- [42] S. Heidenreich y P. U. Foscolo, “New concepts in biomass gasification”, *Prog. Energy Combust. Sci.*, vol. 46, pp. 72–95, 2015, doi: 10.1016/j.pecs.2014.06.002.
- [43] F. Kanani, M. D. Heidari, B. H. Gilroyed, y N. Pelletier, “Waste valorization technology options for the egg and broiler industries: A review and recommendations”, *J. Clean. Prod.*, vol. 262, p. 121129, 2020, doi: 10.1016/j.jclepro.2020.121129.
- [44] Instituto Costarricense de Electricidad, “Plan de expansion de la energía eléctrica 2018-2034”. p. 159, 2019.
- [45] W. R. P. la Gente, “Caso de éxito de proveedor Walmart - Costa Rica: Granja Corazón de Jesús”, 2016. .
- [46] W. Lan, G. Chen, X. Zhu, X. Wang, C. Liu, y B. Xu, “Biomass gasification-gas turbine combustion for power generation system model based on ASPEN PLUS”, *Sci. Total Environ.*, vol. 628–629, pp. 1278–1286, 2018, doi: 10.1016/j.scitotenv.2018.02.159.
- [47] V. Marcantonio, A. M. Ferrario, A. Di Carlo, L. Del Zotto, D. Monarca, y E. Bocci, “Biomass steam gasification: A comparison of syngas composition between a 1-d matlab kinetic model and a 0-d aspen plus quasi-equilibrium model”, *Computation*, vol. 8, núm. 4, pp. 1–15, 2020, doi: 10.3390/computation8040086.
- [48] S. Iwaszenko, “Using Mathematica software for coal gasification simulations – Selected kinetic model application”, *J. Sustain. Min.*, vol. 14, núm. 1, pp. 21–29, 2015, doi:

10.1016/j.jsm.2015.08.004.

- [49] A. Colantoni, M. Villarini, V. Marcantonio, F. Gallucci, y M. Cecchini, “Performance analysis of a small-scale ORC trigeneration system powered by the combustion of olive pomace”, *Energies*, vol. 12, núm. 12, 2019, doi: 10.3390/en12122279.
- [50] G. Cavalaglio, V. Coccia, F. Cotana, M. Gelosia, A. Nicolini, y A. Petrozzi, “Energy from poultry waste: An Aspen Plus-based approach to the thermo-chemical processes”, *Waste Manag.*, vol. 73, pp. 496–503, 2018, doi: 10.1016/j.wasman.2017.05.037.
- [51] H. K. Jeswani, A. Whiting, A. Martin, y A. Azapagic, “Environmental impacts of poultry litter gasification for power generation”, *Energy Procedia*, vol. 161, pp. 32–37, 2019, doi: 10.1016/j.egypro.2019.02.055.
- [52] A. G. Adeniyi, K. S. Otoikhian, J. Ighalo, y I. A. Mohammed, “Pyrolysis of Different Fruit Peel Waste Via a Thermodynamic Model. ABUAD Journal of Engineering Research and Development (AJERD). 2(2):16-24.”, *ABUAD J. Eng. Res. Dev.*, vol. 2, núm. 2, pp. 16–24, 2019.
- [53] M. G. Rasul, *Municipal Green Waste (MGW) Pyrolysis*, vol. 3. Elsevier, 2017.
- [54] J. Ward, M. G. Rasul, y M. M. K. Bhuiya, “Energy recovery from biomass by fast pyrolysis”, *Procedia Eng.*, vol. 90, pp. 669–674, 2014, doi: 10.1016/j.proeng.2014.11.791.
- [55] A. H. Abbas, S. A. Sulaiman, M. S. Aris, y M. Fadhil, “An Equilibrium Model of Dewatered Sludge Combustion Using ASPEN PLUS”, *Appl. Mech. Mater.*, vol. 695, pp. 495–498, 2015, doi: 10.4028/www.scientific.net/amm.695.495.
- [56] E. J. O. Promes, T. Woudstra, L. Schoenmakers, V. Oldenbroek, A. Thallam Thattai, y P. V. Aravind, “Thermodynamic evaluation and experimental validation of 253MW

- Integrated Coal Gasification Combined Cycle power plant in Buggenum, Netherlands”, *Appl. Energy*, vol. 155, núm. June 2013, pp. 181–194, 2015, doi: 10.1016/j.apenergy.2015.05.006.
- [57] J. F. Peters, S. W. Banks, A. V. Bridgwater, y J. Dufour, “A kinetic reaction model for biomass pyrolysis processes in Aspen Plus”, *Appl. Energy*, vol. 188, pp. 595–603, 2017, doi: 10.1016/j.apenergy.2016.12.030.
- [58] M. Campos-M y R. Campos-C, “Applications of quartering method in soils and foods”, *Int. J. Eng. Res. Appl.*, vol. 7, núm. 1, pp. 35–39, 2017, doi: 10.9790/9622-0701023539.
- [59] Aspen Technology Inc., “Aspen Plus Getting Started Modeling Processes with Solids”, *Aspentech*. pp. 51–55, 2013.
- [60] P. Basu, *Biomass gasification and pyrolysis: practical design and theory*. Elsevier Science & Technology, 2010.
- [61] KG Engineering Solutions, “An Aspen Plus model for simulating gasification of different biomass and waste types”, 2021.
<https://www.youtube.com/watch?v=suJxdQMKqrY&t=161s> (consultado ago. 04, 2022).
- [62] D. . Desai, I. Lau, y E. . Anthony, “Study of N₂O formation in CCRL’S circulating fluidized bed combustor”, Ottawa, 1991.
- [63] S. Honus, D. Juchelkova, A. Campen, y T. Wiltowski, “Gaseous components from pyrolysis - Characteristics, production and potential for energy utilization”, *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, vol. 106, pp. 1–8, 2014, doi: 10.1016/j.jaap.2013.11.023.
- [64] S. A. Channiwala y P. P. Parikh, “A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels”, *Fuel*, vol. 81, núm. 8, pp. 1051–1063, 2002, doi:

10.1016/S0016-2361(01)00131-4.

- [65] W. C. Ng, S. You, R. Ling, K. Y. H. Gin, Y. Dai, y C. H. Wang, “Co-gasification of woody biomass and chicken manure: Syngas production, biochar reutilization, and cost-benefit analysis”, *Energy*, vol. 139, pp. 732–742, 2017, doi: 10.1016/j.energy.2017.07.165.
- [66] D. J. Lee *et al.*, “Offering a new option to valorize hen manure by CO₂-assisted catalytic pyrolysis over biochar and metal catalysts”, *J. CO₂ Util.*, vol. 42, núm. October, p. 101344, 2020, doi: 10.1016/j.jcou.2020.101344.
- [67] O. T. Alnhoud, A. M. Al-Harshseh, M. S. Al-Harshseh, y F. I. Irshaid, “Animal solid waste as a potential renewable biomass energy source: a case study of Jordan”, *Biomass Convers. Biorefinery*, núm. 0123456789, 2021, doi: 10.1007/s13399-021-01714-4.
- [68] R. Chang y K. Goldsby, *Química*, 12a ed. México, D.F.: MC Graw Hill, 2017.
- [69] L. Zhou, K. Deshpande, X. Zhang, y R. K. Agarwal, “Process simulation of Chemical Looping Combustion using ASPEN plus for a mixture of biomass and coal with various oxygen carriers”, *Energy*, vol. 195, p. 116955, 2020, doi: 10.1016/j.energy.2020.116955.
- [70] A. Saparov *et al.*, “Development and validation of a novel process model for fluidized bed combustion: Application for efficient combustion of low-grade coal”, *Can. J. Chem. Eng.*, vol. 99, núm. 7, pp. 1510–1519, 2021, doi: 10.1002/cjce.23896.
- [71] A. Visconti, M. Miccio, y D. Juchelková, “An aspen plus® tool for simulation of lignocellulosic biomass pyrolysis via equilibrium and ranking of the main process variables”, *Int. J. Math. Model. Methods Appl. Sci.*, vol. 9, pp. 71–86, 2015.
- [72] M. Puig-Gamero, D. T. Pio, L. A. C. Tarelho, P. Sánchez, y L. Sanchez-Silva,

- “Simulation of biomass gasification in bubbling fluidized bed reactor using aspen plus®”, *Energy Convers. Manag.*, vol. 235, núm. February, 2021, doi: 10.1016/j.enconman.2021.113981.
- [73] C. R. Yörük, A. Trikkel, y R. Kuusik, “Prediction of Flue Gas Composition and Comparative Overall Process Evaluation for Air and Oxyfuel Combustion of Estonian Oil Shale, Using Aspen Plus Process Simulation”, *Energy and Fuels*, vol. 30, núm. 7, pp. 5893–5900, 2016, doi: 10.1021/acs.energyfuels.6b00022.
- [74] X. Pei, B. He, L. Yan, C. Wang, W. Song, y J. Song, “Process simulation of oxy-fuel combustion for a 300 MW pulverized coal-fired power plant using Aspen Plus”, *Energy Convers. Manag.*, vol. 76, núm. x, pp. 581–587, 2013, doi: 10.1016/j.enconman.2013.08.007.
- [75] G. Ningbo, L. Baoling, L. Aimin, y L. Juanjuan, “Continuous pyrolysis of pine sawdust at different pyrolysis temperatures and solid residence times”, *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, vol. 114, pp. 155–162, 2015, doi: 10.1016/j.jaap.2015.05.011.
- [76] P. Kaushal y R. Tyagi, “Advanced simulation of biomass gasification in a fluidized bed reactor using ASPEN PLUS”, *Renew. Energy*, vol. 101, pp. 629–636, 2017, doi: 10.1016/j.renene.2016.09.011.
- [77] C. Martín, M. A. Villamañán, C. R. Chamorro, J. Otero, A. Cabanillas, y J. J. Segovia, “Low-grade coal and biomass co-combustion on fluidized bed: Exergy analysis”, *Energy*, vol. 31, núm. 2–3, pp. 330–344, 2006, doi: 10.1016/j.energy.2005.01.008.

ANEXOS

Anexo 1. Resultados de los distintos flujos del combustor simulado con gallinaza.

Description	Units	AIRE	BIOMA-S	GASES	GFRIO	INQUEMAD	PRODUCTS	SOLIDOS
From								
To		QUEMADOR	DESCOMP	SEPARAD	ENFR	DESCOMP	QUEMADOR	SEPARAD
Stream Class		MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD
Maximum Relative Error								
Cost Flow	\$/sec							
Total Stream								
Temperature	C	25,000	25,000	1661,042	0,000	866,850	1661,042	1661,042
Pressure	bar	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013
Mass Vapor Fraction		1,000	0,000	1,000	0,960	0,530	0,989	0,000
Mass Liquid Fraction		0,000	0,000	0,000	0,040	0,000	0,000	0,000
Mass Solid Fraction		0,000	1,000	0,000	0,000	0,470	0,011	1,000
Mass Enthalpy	J/kg	-283,312	5896522,325	486512,229	-1634710,841	-393220,986	494876,987	1237755,971
Mass Density	kg/cum	1,180	1425,248	0,182	1,381	0,274	0,184	3486,884
Enthalpy Flow	Watt	-149,526	285277,026	277186,972	-931365,176	-19024,250	285127,500	7940,528
Mass Flows	kg/hr	1900,000	174,170	2051,075	2051,075	174,170	2074,170	23,095
H2O	kg/hr	0,000	0,000	88,528	88,528	26,126	88,528	0,000
N2	kg/hr	1457,458	0,000	1460,661	1460,661	8,128	1460,661	0,000
O2	kg/hr	442,542	0,000	275,114	275,114	50,513	275,114	0,000
BIOMASA	kg/hr	0,000	174,170	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
NO2	kg/hr	0,000	0,000	0,022	0,022	0,000	0,022	0,000
NO	kg/hr	0,000	0,000	10,534	10,534	0,000	10,534	0,000
S	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,592	0,000	0,000
SO2	kg/hr	0,000	0,000	1,180	1,180	0,000	1,180	0,000
SO3	kg/hr	0,000	0,000	0,003	0,003	0,000	0,003	0,000
H2	kg/hr	0,000	0,000	0,005	0,005	6,988	0,005	0,000
CL2	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
HCL	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	58,729	0,000	0,000
CO	kg/hr	0,000	0,000	0,290	0,290	0,000	0,290	0,000
CO2	kg/hr	0,000	0,000	214,736	214,736	0,000	214,736	0,000
CENIZA	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	23,095	23,095	23,095
Mass Fractions								
Volume Flow	cum/hr	1610,550	0,122	11256,750	1485,007	636,576	11256,757	0,007
MIXED Substream								
Phase		Vapor Phase		Vapor Phase		Vapor Phase		Vapor Phase
Temperature	C	25,000		1661,042	0,000	866,850	1661,042	
Pressure	bar	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013
Molar Vapor Fraction		1,000		1,000	0,935	1,000	1,000	
Molar Liquid Fraction		0,000		0,000	0,065	0,000	0,000	
Molar Solid Fraction		0,000		0,000	0,000	0,000	0,000	
Mass Vapor Fraction		1,000		1,000	0,960	1,000	1,000	
Mass Liquid Fraction		0,000		0,000	0,040	0,000	0,000	
Mass Solid Fraction		0,000		0,000	0,000	0,000	0,000	
Molar Enthalpy	J/kmol	-8173,660		14071363,171	-47280640,764	-23713004,038	14071363,171	
Mass Enthalpy	J/kg	-283,312		486512,229	-1634710,841	-1747086,501	486512,229	
Molar Entropy	J/kmol-K	4249,115		67570,618	-8245,598	43039,195	67570,618	
Mass Entropy	J/kg-K	147,281		2336,229	-285,089	3170,969	2336,229	
Molar Density	kmol/cum	0,041		0,006	0,048	0,011	0,006	
Mass Density	kg/cum	1,180		0,182	1,381	0,145	0,182	
Enthalpy Flow	Watt	-149,526		277186,972	-931365,176	-44815,586	277186,972	
Average MW		28,850		28,923	28,923	13,573	28,923	

Anexo 1 (Continuación). Resultados de los distintos flujos del combustor simulado con gallinaza.

Mole Flows	kmol/hr	65,857	0,000	70,915	70,915	6,804	70,915	0,000
H2O	kmol/hr	0,000	0,000	4,914	4,914	1,450	4,914	0,000
N2	kmol/hr	52,027	0,000	52,141	52,141	0,290	52,141	0,000
O2	kmol/hr	13,830	0,000	8,598	8,598	1,579	8,598	0,000
NO2	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
NO	kmol/hr	0,000	0,000	0,351	0,351	0,000	0,351	0,000
S	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,018	0,000	0,000
SO2	kmol/hr	0,000	0,000	0,018	0,018	0,000	0,018	0,000
SO3	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2	kmol/hr	0,000	0,000	0,002	0,002	3,466	0,002	0,000
CL2	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
HCL	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	kmol/hr	0,000	0,000	0,010	0,010	0,000	0,010	0,000
CO2	kmol/hr	0,000	0,000	4,879	4,879	0,000	4,879	0,000
Mole Fractions								
Mass Flows	kg/hr	1900,000		2051,075	2051,075	92,346	2051,075	
Mass Fractions								
Volume Flow	cum/hr	1610,550		11256,750	1485,007	636,543	11256,750	

Anexo 2. Resultados de los distintos flujos del pirolizador simulado con gallinaza.

Description	Units	AGUA	BIOACEITE	BIOMASA	GASES	GASESN	GASPIRO	GINERT	INQUEMAD	PRODUCTS	SOLIDOS
From To		FILTRO	FLASH2	SEPARAD		FILTRO	FLASH2	DESCOMP		QUEMADOR	SEPARAD
Stream Class		MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD	MCINCPSD
Maximum Relative Error											
Cost Flow	\$/sec										
Total Stream											
Temperature	C	2275,580	0,000	25,000	2275,580	0,000	0,000	25,000	650,000	2274,774	2275,580
Pressure	bar	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	20,265	1,013
Mass Vapor Fraction		0,889	0,000	0,000	0,908	0,927	1,000	1,000	0,482	0,778	0,000
Mass Liquid Fraction		0,000	0,125	0,000	0,000	0,009	0,000	0,000	0,091	0,000	0,000
Mass Solid Fraction		0,111	0,875	1,000	0,092	0,064	0,000	0,000	0,427	0,222	1,000
Mass Enthalpy	J/kg	2344473,76	668257,49	2471022,33	1793059,76	-3498407,61	-3824862,02	-216,78	27011,11	2391246,14	5997673,33
Mass Density	kg/cum	0,074	1668,022	1425,248	0,081	0,882	0,818	1,146	0,372	1,879	2632,917
Enthalpy Flow	Watt	61855,730	801,039	119549,433	76889,598	-57717,258	-58518,297	-0,350	1306,812	119549,022	42659,424
Mass Flows	kg/hr	94,981	4,315	174,170	154,374	59,393	55,078	5,810	174,170	179,980	25,606
H2O	kg/hr	0,048	0,000	0,000	0,048	0,000	0,000	0,000	23,750	0,048	0,000
N2	kg/hr	13,141	0,000	0,000	13,141	0,000	0,000	5,752	7,389	13,141	0,000
O2	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,058	45,921	0,000	0,000
BIOMASA	kg/hr	0,000	0,000	174,170	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
NO2	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
NO	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
S	kg/hr	0,000	0,538	0,000	0,538	0,538	0,000	0,000	0,538	0,538	0,000
SO2	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
SO3	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2	kg/hr	6,748	0,000	0,000	8,997	2,249	2,249	0,000	6,352	8,997	0,000
CL2	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
HCL	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C	kg/hr	0,000	3,777	0,000	3,777	3,777	0,000	0,000	69,224	18,885	15,108
CO	kg/hr	64,529	0,000	0,000	117,326	52,797	52,797	0,000	0,000	117,326	0,000
CO2	kg/hr	0,018	0,000	0,000	0,018	0,000	0,000	0,000	0,000	0,018	0,000
CENIZA	kg/hr	10,498	0,000	0,000	10,498	0,000	0,000	0,000	20,995	20,995	10,498
CH4	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,031	0,031	0,031	0,000	0,000	0,031	0,000
C2H4	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,001	0,001	0,001	0,000	0,000	0,001	0,000
C2H6	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

Anexo 2 (continuación). Resultados de los distintos flujos del pirolizador simulado con gallinaza.

Mass Fractions										
H2O	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,136	0,000	0,000
N2	0,138	0,000	0,000	0,085	0,000	0,000	0,990	0,042	0,073	0,000
O2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,010	0,264	0,000	0,000
BIOMASA	0,000	0,000	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
NO2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
NO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
S	0,000	0,125	0,000	0,003	0,009	0,000	0,000	0,003	0,003	0,000
SO2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
SO3	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2	0,071	0,000	0,000	0,058	0,038	0,041	0,000	0,036	0,050	0,000
CL2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
HCL	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C	0,000	0,875	0,000	0,024	0,064	0,000	0,000	0,397	0,105	0,590
CO	0,679	0,000	0,000	0,760	0,889	0,959	0,000	0,000	0,652	0,000
CO2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CENIZA	0,111	0,000	0,000	0,068	0,000	0,000	0,000	0,121	0,117	0,410
CH4	0,000	0,000	0,000	0,000	0,001	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000
C2H4	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C2H6	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Volume Flow cum/hr	1280,720	0,003	0,122	1912,266	67,318	67,316	5,068	468,692	95,796	0,010
MIXED Substream										
Phase	Vapor Phase	Liquid Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase		
Temperature C	2275,580	0,000		2275,580	0,000	0,000	25,000	650,000	2274,774	
Pressure bar	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	20,265	
Molar Vapor Fraction	1,000	0,000		1,000	0,994	1,000	1,000	0,824	1,000	
Molar Liquid Fraction	0,000	1,000		0,000	0,006	0,000	0,000	0,176	0,000	
Molar Solid Fraction	0,000	0,000		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
Mass Vapor Fraction	1,000	0,000		1,000	0,990	1,000	1,000	0,841	1,000	
Mass Liquid Fraction	0,000	1,000		0,000	0,010	0,000	0,000	0,159	0,000	
Mass Solid Fraction	0,000	0,000		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
Molar Enthalpy/kmol	32235604,01	175551260,32		24001660,56	-68794863,91	-70161087,26	-6080,32	-5720939,01	24016897,79	
Mass Enthalpy J/kg	2336344,50	5474685,37		1566279,04	-3734846,36	-3824862,02	-216,78	-430194,92	1567273,38	
Molar Entropy J/kmol	108773,518	-19418,917		116354,828	58535,450	58971,320	396,461	21906,231	91435,995	
Mass Entropy J/kg-K	7883,594	-605,592		7592,980	3177,867	3214,847	14,135	1647,273	5966,849	
Molar Density kmol/ci	0,005	18,481		0,005	0,045	0,045	0,041	0,016	0,095	
Mass Density kg/cum	0,066	592,597		0,073	0,826	0,818	1,146	0,213	1,463	
Enthalpy Flow Watt	54828,405	818,683		60954,248	-57699,614	-58518,297	-0,350	-11924,091	60992,944	
Average MW	13,797	32,066		15,324	18,420	18,343	28,048	13,298	15,324	
Mole Flows kmol/h	6,123	0,017	0,000	9,143	3,019	3,003	0,207	7,503	9,143	0,000
H2O kmol/h	0,003	0,000	0,000	0,003	0,000	0,000	0,000	1,318	0,003	0,000
N2 kmol/h	0,469	0,000	0,000	0,469	0,000	0,000	0,205	0,264	0,469	0,000
O2 kmol/h	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	1,435	0,000	0,000
NO2 kmol/h	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
NO kmol/h	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
S kmol/h	0,000	0,017	0,000	0,017	0,017	0,000	0,000	0,017	0,017	0,000
SO2 kmol/h	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
SO3 kmol/h	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2 kmol/h	3,347	0,000	0,000	4,463	1,116	1,116	0,000	3,151	4,463	0,000
CL2 kmol/h	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
HCL kmol/h	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C kmol/h	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,318	0,000	0,000
CO kmol/h	2,304	0,000	0,000	4,189	1,885	1,885	0,000	0,000	4,189	0,000
CO2 kmol/h	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CH4 kmol/h	0,000	0,000	0,000	0,002	0,002	0,002	0,000	0,000	0,002	0,000
C2H4 kmol/h	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C2H6 kmol/h	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Mole Fractions										
Mass Flows kg/hr	84,483	0,538		140,100	55,616	55,078	5,810	99,784	140,100	
Mass Fractions										
Volume Flow cum/hr	1280,717	0,001		1912,261	67,316	67,316	5,068	468,663	95,782	

Anexo 3. Resultados de los distintos flujos del gasificador simulado con gallinaza.

Description	Units	AGUA	BIOMASA	BIOMASA1	GAS	OXIGENO	S3	SOLIDO	SYNGAS	VAPOR
From		INTERC		DESCOMP	SEPARADR		PIRO	SEPARADR	INTERC	
To			DESCOMP	PIRO	INTERC	PIRO	SEPARADR			PIRO
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Maximum Relative Error										
Cost Flow	\$/sec									
Total Stream										
Temperature	C	909,772	25,000	1600,000	909,772	50,000	908,915	909,772	0,000	400,000
Pressure	bar	1,013	1,013	25,939	1,013	1,013	25,939	1,013	1,000	1,013
Mass Vapor Fraction		1,000	0,000	0,155	1,000	1,000	0,854	0,000	1,000	1,000
Mass Liquid Fraction		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Mass Solid Fraction		0,000	1,000	0,845	0,000	0,000	0,146	1,000	0,000	0,000
Mass Enthalpy	J/kg	-11549675,028	-7142477,675	4866854,760	-4151500,361	22716,056	-3485644,468	423206,317	-4866175,144	388859,118
Mass Density	kg/cum	0,186	1425,248	4,306	0,221	1,207	6,596	3141,187	0,964	0,522
Enthalpy Flow	Watt	-84541,826	-345557,038	235461,137	-349088,108	1049,987	-343026,145	6061,963	-373563,475	1480,905
Mass Flows	kg/hr	26,351	174,170	174,170	302,714	166,400	354,280	51,566	276,363	13,710
BIOMASA	kg/hr	0,000	174,170	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CENIZA	kg/hr	0,000	0,000	41,242	0,000	0,000	41,242	41,242	0,000	0,000
H2	kg/hr	0,000	0,000	12,478	7,726	0,000	7,726	0,000	7,726	0,000
CO	kg/hr	0,000	0,000	0,000	160,938	0,000	160,938	0,000	160,938	0,000
CO2	kg/hr	0,000	0,000	0,000	74,632	0,000	74,632	0,000	74,632	0,000
CH4	kg/hr	0,000	0,000	0,000	6,911	0,000	6,911	0,000	6,911	0,000
O2	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	166,400	0,000	0,000	0,000	3,193
N2	kg/hr	0,000	0,000	14,514	25,031	0,000	25,031	0,000	25,031	10,517
H2O	kg/hr	26,351	0,000	0,000	26,351	0,000	26,351	0,000	0,000	0,000
SO2	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2S	kg/hr	0,000	0,000	0,000	1,124	0,000	1,124	0,000	1,124	0,000
CL2	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
HCL	kg/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C	kg/hr	0,000	0,000	104,877	0,000	0,000	10,324	10,324	0,000	0,000
S	kg/hr	0,000	0,000	1,057	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Mass Fractions										
BIOMASA		0,000	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CENIZA		0,000	0,000	0,237	0,000	0,000	0,116	0,800	0,000	0,000
H2		0,000	0,000	0,072	0,026	0,000	0,022	0,000	0,028	0,000
CO		0,000	0,000	0,000	0,532	0,000	0,454	0,000	0,582	0,000
CO2		0,000	0,000	0,000	0,247	0,000	0,211	0,000	0,270	0,000
CH4		0,000	0,000	0,000	0,023	0,000	0,020	0,000	0,025	0,000
O2		0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	0,000	0,000	0,000	0,233
N2		0,000	0,000	0,083	0,083	0,000	0,071	0,000	0,091	0,767
H2O		1,000	0,000	0,000	0,087	0,000	0,074	0,000	0,000	0,000
SO2		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2S		0,000	0,000	0,000	0,004	0,000	0,003	0,000	0,004	0,000
CL2		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
HCL		0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C		0,000	0,000	0,602	0,000	0,000	0,029	0,200	0,000	0,000
S		0,000	0,000	0,006	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Volume Flow	cum/hr	141,970	0,122	40,447	1368,363	137,816	53,709	0,016	286,621	26,258
MIXED Substream										
Phase										
Temperature	C	Vapor Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase		Vapor Phase
Temperature	C	909,772		1600,000	909,772	50,000	908,915		0,000	400,000
Pressure	bar	1,013	1,013	25,939	1,013	1,013	25,939	1,013	1,000	1,013
Molar Vapor Fraction		1,000		1,000	1,000	1,000	1,000		1,000	1,000
Molar Liquid Fraction		0,000		0,000	0,000	0,000	0,000		0,000	0,000
Molar Solid Fraction		0,000		0,000	0,000	0,000	0,000		0,000	0,000
Mass Vapor Fraction		1,000		1,000	1,000	1,000	1,000		1,000	1,000
Mass Liquid Fraction		0,000		0,000	0,000	0,000	0,000		0,000	0,000
Mass Solid Fraction		0,000		0,000	0,000	0,000	0,000		0,000	0,000
Molar Enthalp	J/kmol	-208070629,537		48835864,697	-89165161,168	726886,543	-89159981,866		-106465958,361	11218740,017
Mass Enthalpy	J/kg	-11549675,028		12136675,178	-4151500,361	22716,056	-4151259,214		-4866175,144	388859,118
Molar Entropy	J/kmol-K	6584,035		30968,315	88850,880	2346,670	61851,769		46672,432	28531,315
Mass Entropy	J/kg-K	365,469		7696,237	4136,868	73,336	2879,798		2133,229	988,940
Molar Density	kmol/cum	0,010		0,166	0,010	0,038	0,262		0,044	0,018
Mass Density	kg/cum	0,186		0,668	0,221	1,207	5,638		0,964	0,522
Enthalpy Flow	Watt	-84541,826		91000,281	-349088,108	1049,987	-349067,831		-373563,475	1480,905
Average MW		18,015		4,024	21,478	31,999	21,478		21,879	28,850

Anexo 3 (continuación). Resultados de los distintos flujos del gasificador simulado con gallinaza.

Mole Flows	kmol/hr	1,463	0,000	6,708	14,094	5,200	14,094	0,000	12,632	0,475
H2	kmol/hr	0,000	0,000	6,190	3,833	0,000	3,833	0,000	3,833	0,000
CO	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	5,746	0,000	5,746	0,000	5,746	0,000
CO2	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	1,696	0,000	1,696	0,000	1,696	0,000
CH4	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	0,431	0,000	0,431	0,000	0,431	0,000
O2	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	5,200	0,000	0,000	0,000	0,100
N2	kmol/hr	0,000	0,000	0,518	0,894	0,000	0,894	0,000	0,894	0,375
H2O	kmol/hr	1,463	0,000	0,000	1,463	0,000	1,463	0,000	0,000	0,000
SO2	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2S	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	0,033	0,000	0,033	0,000	0,033	0,000
CL2	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
HCL	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
C	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
S	kmol/hr	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Mole Fractions										
Mass Flows	kg/hr	26,351		26,993	302,714	166,400	302,714		276,363	13,710
Mass Fractions										
Volume Flow	cum/hr	141,970		40,388	1368,363	137,816	53,693		286,621	26,258