



UNIVERSIDAD
NACIONAL
DE COLOMBIA

Selección de técnicas de gasificación de bagazo de caña panelera para la producción de energía térmica o eléctrica utilizando optimización de procesos

Oscar Darío Burbano Diaz

Universidad Nacional de Colombia
Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Química y Ambiental
Bogotá D.C., Colombia

2023

Selección de técnicas de gasificación de bagazo de caña panelera para la producción de energía térmica o eléctrica utilizando optimización de procesos

Oscar Darío Burbano Diaz

Trabajo Final de Maestría presentado como requisito parcial para optar al título de:
Magíster en Ingeniería – Ingeniería Química

Director:

Julio César Vargas Sáenz

Línea de Investigación:

Ingeniería de Sistema de Procesos

Universidad Nacional de Colombia

Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Química y Ambiental

Bogotá D.C., Colombia

2023

A Dios, por ser siempre ese último bastión sobre el cual apoyarme, por darme la fortaleza y salud necesarias para luchar por mis sueños.

A mis padres por ser la mayor fuente de inspiración, por darme apoyo y amor incondicional para seguir adelante y cumplir mis objetivos.

A mis hermanas y hermano por estar siempre a mi lado, y darme la certeza de contar siempre con ellos.

A Carolina por permanecer a mi lado en los buenos y malos momentos, sacrificando su tiempo desinteresadamente para que yo pueda trabajar en mis proyectos.

A todas las personas que de alguna manera han hecho parte de este proceso.

Declaración de obra original

Yo declaro lo siguiente:

He leído el Acuerdo 035 de 2003 del Consejo Académico de la Universidad Nacional. «Reglamento sobre propiedad intelectual» y la Normatividad Nacional relacionada al respeto de los derechos de autor. Esta disertación representa mi trabajo original, excepto donde he reconocido las ideas, las palabras, o materiales de otros autores.

Cuando se han presentado ideas o palabras de otros autores en esta disertación, he realizado su respectivo reconocimiento aplicando correctamente los esquemas de citas y referencias bibliográficas en el estilo requerido.

He obtenido el permiso del autor o editor para incluir cualquier material con derechos de autor (por ejemplo, tablas, figuras, instrumentos de encuesta o grandes porciones de texto).

Por último, he sometido esta disertación a la herramienta de integridad académica, definida por la universidad.

Oscar Darío Burbano Diaz

Fecha: 10/02/2023

Agradecimientos

Agradezco a la Universidad Nacional de Colombia, a la Facultad de Ingeniería y al Departamento de Ingeniería Química y Ambiental, por darme la oportunidad de ser uno de sus estudiantes. Por formarme como un profesional íntegro con valiosas cualidades para aportarle al país todo mi conocimiento y aprendizaje, adquiridos gracias a la alta calidad y exigencia de cada uno de los programas de formación. A sus profesores, a quienes agradezco porque hicieron parte de este proceso, aportando su conocimiento y experiencia, que fueron bastante útiles en el desarrollo del trabajo final de maestría.

Agradezco al director del trabajo final de maestría, Ingeniero Julio César Vargas Sáenz, por su amabilidad, paciencia y gran apoyo. Sus aportes fueron indispensables para la construcción de cada capítulo que constituyen este trabajo final. Sus observaciones y correcciones fueron una guía excelente para direccionar el trabajo y poder alcanzar los objetivos que permitieron culminar de forma exitosa este proyecto.

Finalmente, agradezco a cada miembro de mi familia y a las personas más cercanas que me han apoyado en algún momento de la vida. Su paciencia, comprensión y apoyo han sido muy importante para mí, contar con ellos especialmente estos últimos años durante la culminación de mis estudios, me ha fortalecido para seguir siempre adelante.

Resumen

Título: Selección de técnicas de gasificación de bagazo de caña panelera para la producción de energía térmica o eléctrica utilizando optimización de procesos.

Colombia es uno de los mayores productores de panela en el mundo, sector muy importante para el país ya que vincula a más de 20.000 familias, por lo cual es indispensable realizar estudios para mejorar la rentabilidad de este sector agroindustrial. La gasificación del bagazo de caña panelera, residual del proceso productivo, puede permitir el aprovechamiento más eficiente de éste y suplir los requerimientos de energía térmica y eléctrica del proceso. En este trabajo se implementa una metodología para evaluar diferentes alternativas de aprovechamiento con base en la gasificación de biomasa. Esta metodología involucra la estrategia de recolección del bagazo desde los trapiches hasta la localización del sitio de transformación, evaluando la configuración de gasificadores que permitan obtener un gas de síntesis con alta energía, minimizando los costos de procesamiento. Inicialmente, se caracteriza la zona de estudio, determinando la ubicación y producción de cada trapiche. Posteriormente, se establecen las posibles rutas de recolección y su optimización utilizando la técnica heurística 2-opt y el software Matlab®. La simulación de los sistemas de gasificación se hace utilizando Aspen Plus® V.10.0. La optimización con base en las estrategias de recolección y las alternativas de gasificación, se realiza utilizando la técnica metaheurística de optimización por enjambre de partículas (PSO). La implementación y utilización de la metodología propuesta es posible en cualquier territorio o lugar, en la que se conozca la información necesaria que se requiere ingresar, incluyendo la localización y producción de cada trapiche productor y los requerimientos energéticos del proceso productivo.

Como caso hipotético de estudio se selecciona el municipio de Útica, Cundinamarca, con el fin de delimitar la información requerida a ingresar, en el que la implementación de la metodología permite establecer que el costo unitario de energía obtenido es de 159,6 COP/kWh, cuando se dispone de 37 rutas de recolección de bagazo de caña panelera y la instalación de tres sistemas de gasificación de lecho fluidizado doble en la zona. Aumentar el número de sistemas de gasificación incrementa los costos fijos asociados con los equipos de gasificación, mientras que reducirlo implica un mayor costo de la recolección de bagazo, relacionado con la inversión en transporte de recolección.

Palabras clave: Gasificación, Lecho fluidizado, Bagazo de caña panelera, Optimización, 2-opt, PSO.

Abstract

Title: Selection of panela cane bagasse gasification techniques to produce thermal or electrical energy using process optimization.

Colombia is one of the largest panela producers in the world, a very important sector for the country, which links more than 20.000 families, for which it is essential to carry out studies to improve the profitability of this agro-industrial sector. Gasification of sugar cane bagasse, residual from the productive process, can allow a more efficient use of it and supply the thermal and electrical energy requirements of the process. In this work, a methodology is implemented to evaluate different alternatives of use, based on biomass gasification. This methodology involves the bagasse collection strategy from the mills to the location of the transformation site, evaluating the configuration of gasifiers that allow obtaining a high energy synthesis gas, minimizing processing costs. Initially, the study area is characterized, determining the location and production of each trapiche. Subsequently, the possible collection routes and their optimization are established using the 2-opt heuristic technique and the Matlab® software. The simulation of gasification systems is done using Aspen Plus® V.10.0. Optimization based on collection strategies and gasification alternatives is performed using the particle swarm optimization (PSO) metaheuristic technique. The implementation and use of the proposed methodology is possible in any territory or place, in which the necessary information that is required to be entered is known, including the location and production of each producing mill and the energy requirements of the production process.

As a hypothetical case study, the municipality of Útica, Cundinamarca, is selected to delimit the information required to be entered, in which the implementation of the methodology allows establishing that the unit cost of energy obtained is 159.6 COP/kWh, when there are 37 sugar cane bagasse collection routes and the installation of three double fluidized bed gasification systems in the area. Increasing the number of gasification systems increases the fixed costs associated with gasification equipment, while reducing it implies a higher cost of bagasse collection, related to the investment in collection transportation.

Keywords: Gasification, Fluidized bed, Panela cane bagasse, Optimization, 2-opt, PSO.

Contenido

| | Pág. |
|------------------------------------------------------------------------------------|------|
| Resumen..... | IX |
| Abstract..... | XI |
| Lista de figuras..... | XVI |
| Lista de tablas..... | XIX |
| Lista de Símbolos y abreviaturas..... | XXII |
| Introducción..... | 1 |
| 1. Conceptos básicos..... | 5 |
| 1.1 Producción de panela..... | 5 |
| 1.1.1 Sistema de calentamiento..... | 8 |
| 1.1.2 Molienda..... | 9 |
| 1.2 Bagazo de caña panelera..... | 9 |
| 1.3 Gasificación de biomasa..... | 12 |
| 1.3.1 Preprocesamiento materia prima..... | 12 |
| 1.3.2 Gas de síntesis..... | 15 |
| 1.3.3 Agente gasificante..... | 17 |
| 1.3.4 Etapas de la gasificación..... | 17 |
| 1.3.5 Tipos de gasificadores..... | 19 |
| 1.3.6 Producción de energía térmica..... | 22 |
| 1.3.7 Producción de energía eléctrica..... | 23 |
| 1.4 Recolección de bagazo de caña panelera..... | 24 |
| 1.4.1 Optimización de rutas de transporte..... | 24 |
| 1.5 Simulación de procesos..... | 25 |
| 2. Ubicación, recolección y transporte de bagazo de caña panelera..... | 27 |
| 2.1 Área de estudio..... | 27 |
| 2.2 Trapiches en Útica..... | 27 |
| 2.3 Producción de panela en Útica..... | 30 |
| 2.4 Caracterización de trapiches..... | 34 |
| 2.5 Características de transporte y almacenamiento de bagazo de caña panelera..... | 38 |
| 2.6 Rutas de recolección..... | 42 |
| 2.6.1 Cálculo del tiempo empleado en una ruta de recolección..... | 42 |
| 2.6.2 Algoritmo de optimización de rutas..... | 48 |
| 2.6.3 Optimización de la ruta de recolección..... | 49 |
| 2.7 Programación de las rutas de recolección..... | 54 |

| | | |
|-------|----------------------------------------------------------------------------------|-----|
| 2.8 | Localización de los sistemas de gasificación | 56 |
| 2.8.1 | Distribución de los sistemas de gasificación | 57 |
| 2.8.2 | Asignación de trapiches a sistemas de gasificación | 59 |
| 2.9 | Cuantificadores técnicos y económicos | 60 |
| 2.9.1 | Costos de transporte | 60 |
| 2.9.2 | Costos de almacenamiento | 61 |
| 3. | Modelamiento de gasificación | 63 |
| 3.1 | Generalidades gasificación de bagazo | 63 |
| 3.2 | Modelamiento gasificador cocorriente (downdraft) | 65 |
| 3.3 | Modelamiento gasificador contracorriente (updraft) | 70 |
| 3.4 | Modelamiento de gasificador de doble lecho fluidizado | 73 |
| 3.5 | Suposiciones de los modelos | 78 |
| 3.6 | Verificación de modelos de gasificación | 78 |
| 3.7 | Alternativas de gasificador para cada SG | 81 |
| 3.8 | Cuantificadores técnicos y económicos | 83 |
| 3.8.1 | Costos de gasificación | 83 |
| 3.8.2 | Selección tipo de gasificador para cada SG | 86 |
| 3.8.3 | Generación y distribución de vapor | 87 |
| 4. | Optimización sistemas de gasificación | 91 |
| 4.1 | Optimización por enjambre de partículas (PSO) | 91 |
| 4.2 | Algoritmo de optimización | 93 |
| 4.2.1 | Versión inicial del algoritmo PSO | 93 |
| 4.2.2 | Versión mejorada algoritmo PSO | 95 |
| 4.3 | Problema de optimización | 97 |
| 4.3.1 | Función objetivo para generación de energía eléctrica | 98 |
| 4.3.2 | Función objetivo con distribución de vapor | 99 |
| 4.4 | Funcionamiento método de optimización | 100 |
| 5. | Selección de alternativas de gasificación | 107 |
| 5.1 | Resultados correlaciones de distancia y tiempo | 107 |
| 5.2 | Ajuste de parámetros de gasificación | 108 |
| 5.3 | Resultados optimización global | 114 |
| 5.3.1 | Distribución sistemas de gasificación | 115 |
| 5.3.2 | Rutas óptimas de recolección | 116 |
| 5.3.3 | Programación de rutas de recolección | 118 |
| 5.3.4 | Costos asociados a la recolección y transporte de bagazo de caña panelera 119 | |
| 5.3.5 | Costos asociados al sistema de gasificación | 120 |
| 5.3.6 | Costos totales | 121 |
| 5.4 | Resultados optimización con distribución de vapor | 123 |
| 6. | Conclusiones y recomendaciones | 127 |
| 6.1 | Conclusiones | 127 |
| 6.2 | Recomendaciones | 129 |
| A. | Anexo A: Producción panelera en Colombia | 131 |
| B. | Anexo B: Información panelera municipios de Cundinamarca | 132 |
| C. | Anexo C: Coordenadas trapiches Útica | 134 |

| | |
|---------------------------------------------------------------|-----|
| D. Anexo D: Producción de bagazo por trapiches en Útica | 137 |
| E. Anexo E: Coordenadas nodos correlación de distancia..... | 142 |
| Bibliografía | 143 |

Lista de figuras

| | Pág. |
|----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------|
| Figura I. Flujo de bagazo y energía en la propuesta de mejoramiento de trapiches paneleros | 3 |
| Figura II. Sistema de gasificación con generación de energía para un trapiche | 3 |
| Figura 1-1. Sistema de calentamiento de un trapiche tradicional..... | 8 |
| Figura 1-2. PCI del bagazo de caña panelera en función de la humedad..... | 10 |
| Figura 1-3. Alternativas generación de energía eléctrica a partir de bagazo de caña panelera..... | 11 |
| Figura 1-4. Etapas del proceso de gasificación. | 12 |
| Figura 1-5. Composición típica de un alquitrán obtenido de la gasificación de biomasa. | 16 |
| Figura 1-6. Influencia de la temperatura de reducción en los productos de gasificación. | 19 |
| Figura 1-7. Gasificador de lecho arrastrado. | 20 |
| Figura 1-8. Gasificadores de lecho fijo. a) Contracorriente b) Cocorriente..... | 20 |
| Figura 1-9. Gasificadores de lecho fluidizado. a) Burbujeante b) Circulante..... | 21 |
| Figura 1-10. Gasificador tipo horno rotatorio. | 22 |
| Figura 2-1. Distribución equidistante de los 31 trapiches en la vereda Furatena en el municipio de Útica..... | 29 |
| Figura 2-2. Distribución equidistante de los trapiches en el municipio de Útica. | 30 |
| Figura 2-3. Producción de panela en Cundinamarca..... | 34 |
| Figura 2-4. Medidas de carga del camión transportador de bagazo. | 38 |
| Figura 2-5. Comparación tiempo de secado bagaceras tradicionales y bagaceras transparentes. | 40 |
| Figura 2-6. Distribución correcta en planta de un trapiche pequeño. | 41 |
| Figura 2-7. Formación de grafo dirigido para modelado de una ruta de recolección..... | 42 |
| Figura 2-8. Arco formado por dos puntos sobre superficie esférica..... | 44 |

| | |
|-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Figura 2-9. Geometría esférica para el cálculo de la longitud de arco..... | 44 |
| Figura 2-10. Diferencia entre distancia lineal y distancia real desde el punto A al punto B. 46 | |
| Figura 2-11. Ubicación de nodos para correlación de distancia lineal y distancia real. ... | 47 |
| Figura 2-12. Diagrama de flujo para la optimización de rutas de transporte..... | 48 |
| Figura 2-13. Aproximación inicial de la ruta de recolección..... | 50 |
| Figura 2-14. Rompimiento de la ruta de recolección..... | 50 |
| Figura 2-15. Nueva ruta de recolección al aplicar un entrecruzamiento..... | 50 |
| Figura 2-16. Posibles entrecruzamientos para una ruta de recolección..... | 53 |
| Figura 3-1. Esquema gasificador cocorriente (downdraft)..... | 65 |
| Figura 3-2. Diagrama de flujo simulación gasificador cocorriente (downdraft)..... | 67 |
| Figura 3-3. Esquema gasificador contracorriente (updraft) | 71 |
| Figura 3-4. Diagrama de flujo simulación gasificador contracorriente (updraft) | 71 |
| Figura 3-5. Esquema gasificador de doble lecho fluidizado | 74 |
| Figura 3-6. Diagrama de flujo simulación gasificador de lecho fluidizado..... | 75 |
| Figura 3-7. Resultados de composición del gas de síntesis para el modelo de gasificador cocorriente (downdraft)..... | 79 |
| Figura 3-8. Resultados de composición del gas de síntesis para el modelo de gasificador contracorriente (updraft)..... | 80 |
| Figura 3-9. Resultados de composición del gas de síntesis para el modelo de gasificador de lecho fluidizado..... | 80 |
| Figura 4-1. Fuerzas externas que influyen en el movimiento de la partícula | 93 |
| Figura 4-2. Acoplamiento rutas de recolección y sistemas de gasificación | 97 |
| Figura 4-3. Posición de las partículas $x_i(t)$ en cada iteración..... | 103 |
| Figura 4-4. Óptimo personal (Pit) de las partículas en cada iteración..... | 104 |
| Figura 4-5. Velocidad de las partículas en cada iteración..... | 104 |
| Figura 4-6. Evolución del óptimo global en cada iteración y su evaluación en la función objetivo..... | 105 |
| Figura 5-1. Correlación para distancia real entre trapiches..... | 107 |
| Figura 5-2. Correlación para tiempo de desplazamiento real entre trapiches..... | 108 |
| Figura 5-3. Composición del gas de síntesis en función de la relación de equivalencia | 108 |

| | |
|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Figura 5-4. Composición del gas de síntesis en función de la temperatura de gasificación. | 109 |
| Figura 5-5. Flujo másico de gas de síntesis y energía generada por unidad másica de bagazo alimentado..... | 109 |
| Figura 5-6. Composición del gas de síntesis en función de la relación de equivalencia del aire. | 110 |
| Figura 5-7. Flujo másico de gas de síntesis y energía del gas por unidad másica de bagazo alimentado..... | 111 |
| Figura 5-8. Composición del gas de síntesis en función de la temperatura de gasificación. | 111 |
| Figura 5-9. Flujo másico de gas de síntesis y energía del gas por unidad másica de bagazo alimentado en función de la temperatura de gasificación. | 112 |
| Figura 5-10. Composición del gas de síntesis en función de la temperatura de gasificación | 112 |
| Figura 5-11. Flujo de gas de síntesis y energía del gas de síntesis con base en la cantidad de bagazo de caña panelera. | 113 |
| Figura 5-12. Composición del gas de síntesis en función del % de recirculación de gas de síntesis..... | 113 |
| Figura 5-13. Flujo de gas de síntesis y energía del gas de síntesis con base en la cantidad de bagazo de caña panelera para distintos % de recirculación del gas de síntesis..... | 114 |
| Figura 5-14. Distribución de trapiches por sistemas de gasificación. Azul: zona T12, Rojo: zona T118, Amarillo: zona T156. | 115 |
| Figura 5-15. Comportamiento del óptimo cuando se incrementan los costos de distribución de energía..... | 123 |

Lista de tablas

| | Pág. |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|------|
| Tabla 1-1. Descripción etapas de proceso tradicional de producción de panela..... | 6 |
| Tabla 1-2. Caña panelera procesada en cada nivel de explotación..... | 8 |
| Tabla 1-3. Composición del bagazo de caña panelera para diferentes niveles de extracción de jugo de caña en la etapa de molienda. | 10 |
| Tabla 1-4. Características de los densificadores de biomasa..... | 14 |
| Tabla 1-5. Tipos de secadores de biomasa..... | 14 |
| Tabla 2-1. Trapiches, área sembrada, nivel de adecuación de trapiches por vereda en Útica..... | 28 |
| Tabla 2-2. ID de trapiches por vereda..... | 29 |
| Tabla 2-3. Producción de panela en el municipio de Útica..... | 30 |
| Tabla 2-4. Datos de producción anual de bagazo en cada vereda de Útica..... | 32 |
| Tabla 2-5. Especificaciones de molinos utilizados en hornillas tradicionales..... | 35 |
| Tabla 2-6. Especificaciones de molinos utilizados en hornillas tipo Cundinamarca..... | 35 |
| Tabla 2-7. Capacidad de producción de panela en trapiches de Cundinamarca..... | 36 |
| Tabla 2-8. Número de trapiches asignados a cada velocidad de generación..... | 36 |
| Tabla 2-9. Límites de operación de trapiches con base en la velocidad de producción... | 37 |
| Tabla 2-10. Calendario fenológico para el sistema productivo de caña panelera..... | 37 |
| Tabla 3-1. Reacciones involucradas en gasificación de biomasa y sus calores de reacción..... | 64 |
| Tabla 3-2. Análisis próximo y último de bagazo de caña panelera..... | 64 |
| Tabla 3-3. Bloques utilizados en Aspen Plus para gasificador cocorriente (downdraft). .. | 66 |
| Tabla 3-4. Parámetros de configuración utilizados en la simulación..... | 70 |

| | |
|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Tabla 3-5. Descripción de bloques de Aspen Plus para la simulación del gasificador contracorriente (updraft)..... | 72 |
| Tabla 3-6. Descripción de bloques de Aspen Plus para la simulación del gasificador de lecho fluidizado. | 75 |
| Tabla 3-7. Parámetros operacionales gasificador de lecho fluidizado..... | 77 |
| Tabla 3-8. Descripción de bloques usados en el ciclo de calentamiento del gasificador de lecho fluidizado | 77 |
| Tabla 3-9. Condiciones de operación ciclo de calentamiento del gasificador de lecho fluidizado..... | 78 |
| Tabla 3-10. Intervalos de capacidad de operación de bagazo con humedad al 30% para cada gasificador..... | 81 |
| Tabla 5-1. Asignación de trapiches a cada sistema de gasificación..... | 116 |
| Tabla 5-2. Caracterización de cada zona en la cual se instala un SG..... | 116 |
| Tabla 5-3. Rutas de recolección Zona 1 | 117 |
| Tabla 5-4. Rutas de recolección Zona 2. | 117 |
| Tabla 5-5. Rutas de recolección Zona 3. | 118 |
| Tabla 5-6. Características generales de las rutas de recolección por zonas..... | 118 |
| Tabla 5-7. Programación de rutas de recolección por zonas. R: recolecciones, CF: camiones fijos por ruta, CL: Camiones libres. | 119 |
| Tabla 5-8. Costos de transporte por zona (COP/mes). | 119 |
| Tabla 5-9. Tipo y número de gasificador por sistemas de gasificación. | 120 |
| Tabla 5-10. Parámetros sistemas de gasificación por zona. | 121 |
| Tabla 5-11. Depreciación mensual SG y costo unitario del SG por energía eléctrica producida..... | 121 |
| Tabla 5-12. Costos totales de generación de energía..... | 122 |
| Tabla 5-13. ID del trapiche asignado a cada SG..... | 124 |
| Tabla 5-14. Rutas de recolección para cada zona..... | 124 |
| Tabla 5-15. Tipo de gasificación para cada zona..... | 126 |
| Tabla 5-16. Costos del proceso con distribución de vapor optimizado..... | 126 |
| Tabla A-1. Información producción panelera colombiana 2017 | 131 |
| Tabla B-1. Información industria panelera por municipio en Cundinamarca | 132 |
| Tabla C-1. Coordenadas geográficas trapiches en Útica | 134 |

| | |
|-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|-----|
| Tabla D-1. Caracterización trapiches Útica | 137 |
| Tabla E-1. Coordenadas de nodos utilizados para correlacionar distancia real y distancia lineal y tiempo | 142 |

Lista de Símbolos y abreviaturas

Símbolos con letras latinas

| Símbolo | Término | Unidad | Definición |
|---------------------|-------------------------------------------------|--------------------|------------|
| A_{bag} | Área de almacenamiento de bagazo | m^2 | Ec. 11 |
| c | Distancia mínima entre dos puntos | m | Ec. 20 |
| C_g | Capacidad máxima del sistema de gasificación | kg/h | Ec. 50 |
| C_{min} | Capacidad de producción de bagazo mínima | t/año | Ec. 6 |
| C_{Total} | Capacidad de producción de bagazo por vereda | t/año | |
| C_{trap} | Capacidad de producción de bagazo por trapiches | t/año | Ec. 8 |
| CUE | Costo unitario de energía | COP/kWh | Ec. 81 |
| d_L | Distancia lineal | m | |
| d_p | Diámetro de partícula | m | |
| d_R | Distancia real | m | Ec. 84 |
| $d_{s,SG}$ | Distancia mínima entre sistemas de gasificación | m | Ec. 29 |
| E_{elec} | Energía eléctrica producida | kWh | Ec. 62 |
| ΔH | Calor de reacción | kJ/mol | |
| m_{bag} | Masa de bagazo almacenado | kg | |
| N_{ar} | Número de arrumes de bagazo | | Ec. 10 |
| $N_{\text{camión}}$ | Número de camiones | | Ec. 28 |
| N_{rec} | Número de recolecciones para una ruta | | Ec. 26 |
| $N_{\text{rec,T}}$ | Número de recolecciones totales | | Ec. 27 |
| N_{SG} | Número de sistemas de gasificación | | |
| N_{trap} | Número de trapiches en la zona | | |
| P_i | Potencia instalada | kW | Ec. 61 |
| P_T | Producción total de bagazo | t/año | |
| r_{tierra} | Radio de la tierra | m | |
| T | Temperatura | $^{\circ}\text{C}$ | |
| t_{op} | Tiempo de operación del trapiche | | Ec. 52 |
| t_R | Tiempo real | minuto | Ec. 85 |
| t_{rec} | Tiempo de cargue de bagazo | minuto | |
| VG | Velocidad de generación de bagazo | kg/mes | Ec. 25 |

| Símbolo | Término | Unidad | Definición |
|----------------|-----------------------------------------|---------------|-------------------|
| W | Consumo específico de energía | kWh/t | |
| $x_{alq.}$ | Conversión de alquitrán | | Ec. 43 |
| $x_{carb.}$ | Conversión de carbonizado | | Ec. 44 |
| $x_{C,alq.}$ | Conversión de carbono en el alquitrán | | Ec. 41 |
| $x_{C,carb.}$ | Conversión de carbono en el carbonizado | | Ec. 42 |

Símbolos con letras griegas

| Símbolo | Término | Unidad | Definición |
|----------------|---------------------------------------------------|-------------------|-------------------|
| α | Colatitud | | Ec. 14 |
| β | Colatitud | | Ec. 15 |
| η_{elec} | Eficiencia generador por motor a gas | | |
| λ | Longitud | | |
| ρ_a | Densidad aparente | kg/m ³ | Ec. 9 |
| τ | Tiempo asociado al desplazamiento entre trapiches | minuto | Ec. 13 |
| ϕ | Latitud | | |

Subíndices

| Subíndice | Término |
|------------------|---------------------------------------------|
| D | Gasificador cocorriente (downdraft) |
| F | Gasificador de lecho fluidizado |
| g | Gasificación |
| MD | Molino gasificador cocorriente (downdraft) |
| PG | Proceso global |
| SD | Secador gasificador cocorriente (downdraft) |
| U | Gasificador contracorriente (updraft) |

Abreviaturas

| Abreviatura | Término |
|--------------------|-----------------------------------|
| AG | Alquitrán generado |
| CE | Consumo energético de equipos |
| CG | Carbonizado generado |
| BDC | Bagazo de caña panelera |
| GLF | Gasificador de lecho fluidizado |
| GS | Gas de síntesis |
| ID | Identificación |
| PM | Peso molecular |
| PCI | Poder calorífico inferior |
| RE | Relación de equivalencia del aire |
| SG | Sistema de gasificación |

Introducción

La industria panelera históricamente ha presentado problemas de rentabilidad debido a los altos costos de producción, y por su temporalidad en ocasiones el precio de venta de panela ha llegado a ser muy bajo. Los costos de producción comprenden las etapas de cultivo, transformación y comercialización. Los costos de transformación de la caña panelera en panela involucran entre el 30% y el 40% del costo total del proceso (SIPA, 2018), mientras que el porcentaje restante comprende principalmente a los costos asociados al cultivo de la caña. Para el año 2018 el costo de producción de panela en Colombia promedió un valor de \$2150 por kilogramo. Aunque en la actualidad el precio de venta ronda los \$3100, este es un precio que fluctúa mucho y en ocasiones ha llegado a estar por debajo de \$2150, generando grandes pérdidas a los productores de panela.

Se han propuesto distintas alternativas para mejorar el proceso con el objetivo de incrementar la rentabilidad a los productores de panela, en su mayoría tienen que ver con el proceso de transformación de los jugos de la caña panelera. Se ha buscado mejorar el rendimiento térmico del proceso proponiendo mejoras al sistema, principalmente artesanal y no tecnificado, de combustión de bagazo de caña panelera, que es el combustible utilizado, y mejoras en las etapas de clarificado, evaporación y concentración de los jugos de la caña (Muñoz, 2013). También, se han estudiado mejoras en la cámara de combustión, con el objetivo de obtener mayor eficiencia energética (temperaturas más altas) utilizando la misma cantidad de bagazo (Muñoz, 2013). Finalmente, se ha planteado modificar el tipo de calentamiento de los jugos de caña, al pasar de la combustión directa del bagazo a la generación de vapor en caldera que actúa como medio de calentamiento (Velásquez Arredondo et al., 2004). A esta última mejora, también se ha propuesto la evaporación de múltiple efecto, lo cual permite utilizar los vapores vegetales obtenidos de los jugos de la caña en calentamientos posteriores (López Zaraza, 2016; Ordoñez et al., 2012). Con las mejoras al proceso es posible reducir el consumo de fuentes combustibles externas o reducir el consumo de bagazo hasta en un 60% (López Zaraza, 2016).

El bagazo de caña panelera es una fuente de biomasa que puede ser utilizado en la producción de energía alternativas mediante su transformación termoquímica. Por gasificación se obtiene el denominado gas de síntesis, por hidrógeno y monóxido de carbono, con trazas de metano, el cual puede ser utilizado para para la producción de energía térmica o energía eléctrica, lo cual puede abastecer la demanda energética de los trapiches paneleros. Existe la posibilidad de emplear todo el bagazo obtenido en el proceso de molienda de los trapiches, o solo la parte residual que puede alcanzar el 60% del total, siempre que se hagan mejoras sustanciales a los trapiches actuales. Para el primer caso todo el bagazo se transforma en gas de síntesis, y este debe emplearse para cubrir la demanda de energía térmica y eléctrica, la energía térmica es utilizada para la producción de vapor o para calentar de forma directa los jugos de la caña panelera, mientras que la energía eléctrica se utilizaría para abastecer las necesidades eléctricas del trapiche panelero. En el segundo caso, se emplea el bagazo de caña panelera en los hornos tradicionales para el calentamiento de los jugos, y la parte residual de bagazo se emplea en la producción de gas de síntesis para generación de energía eléctrica que puede usarse con fines comerciales. En ambos casos se requiere una o más plantas de gasificación en función del número de trapiches de la zona, lo que conlleva a la implementación de estrategias de recolección, transporte y almacenamiento del bagazo de caña panelera.

La instalación de plantas de gasificación para generación de energía eléctrica o térmica requiere que la cantidad de biomasa sea suficientemente alta para que el proceso sea económicamente rentable y operativamente viable. En la mayoría de los casos, donde los trapiches tienen baja generación de bagazo, es necesario agruparlos y posteriormente hacer la recolección de biomasa de cada uno, la cual se lleva a un solo punto, donde se transforma por medio de la gasificación. Esto requiere la instalación de un sistema que permita retornar la energía generada a los puntos de generación de bagazo, esto cuando se utilice todo el bagazo disponible en gasificación y el trapiche requiera energía para su funcionamiento. Sin embargo, si se utiliza solo el bagazo sobrante en la operación de producción de panela, la energía generada solo volverá a cada trapiche en forma de energía eléctrica. La idea de la generación de vapor es que este sea utilizado como medio de calentamiento en la producción de panela, para esto la mayoría de los trapiches requieren modernizar su proceso hacia uno que utilice vapor como medio de calentamiento. El esquema de gasificación y generación de vapor se discute en la **Figura I**.

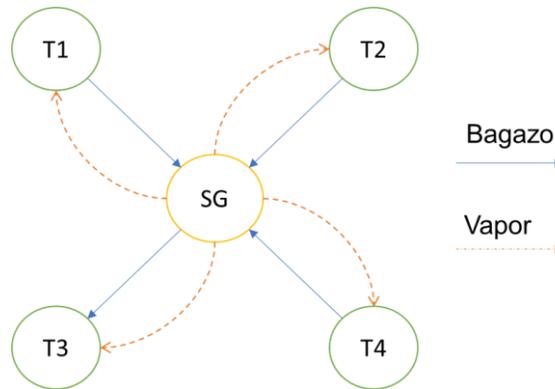


Figura I. Flujo de bagazo y energía en la propuesta de mejoramiento de trapiches paneleros

En la **Figura I** se puede ver que varios trapiches entregan el bagazo al trapiche donde se lleva a cabo la gasificación, a partir de este se distribuye la energía en forma de vapor de vuelta a cada trapiche. La distancia de separación entre trapiches y sistema de gasificación debe ser tal que la distribución de vapor sea efectiva. El esquema general para un solo trapiche se presenta en la **Figura II**.

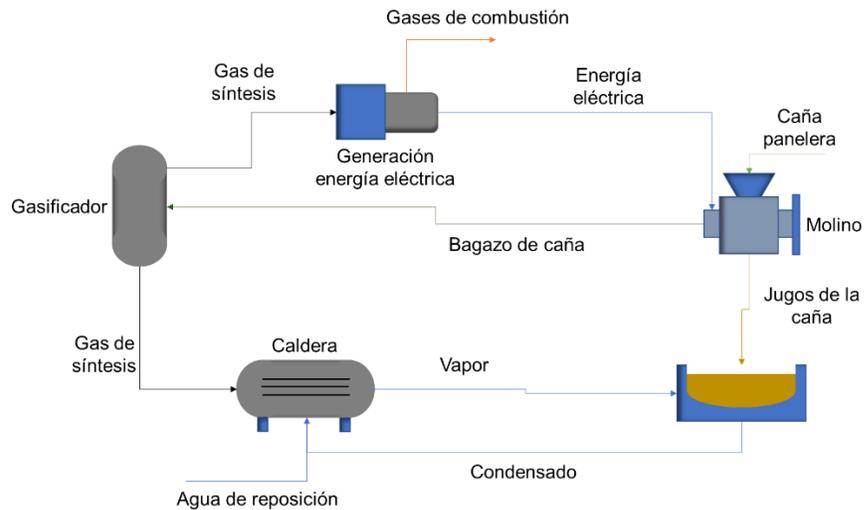


Figura II. Sistema de gasificación con generación de energía para un trapiche

La distribución de vapor estará condicionada por la distancia a la cual se encuentran los trapiches. Mediante reglas heurísticas se determina si es posible distribuir el vapor a ciertas distancias, lo cual depende de la energía del vapor y las pérdidas en las líneas de distribución. Es decir, si la distribución de vapor eleva demasiado los costos, la herramienta diseñada encontrará la forma más económica para la instalación de sistemas de gasificación, ya sea uno por trapiche o por zona.

La capacidad y tamaño de los trapiches influye en el montaje de generación de energía presentado anteriormente, lo más fácil es instalar un gasificador, un generador de energía eléctrica, una caldera y modificar el sistema de calentamiento en cada trapiche, sin embargo, puede resultar demasiado costoso. De este modo, surge la posibilidad de instalación de esta misma configuración solo en un trapiche, y desde este realizar la distribución de energía a varios trapiches, esto puede llegar a ser posible cuando la distancia entre trapiches es pequeña, de tal manera que la distribución de vapor sea posible. Este proceso involucra la recolección de bagazo y determinar cuántas configuraciones de gasificador y generación de energía son necesarias dentro de una zona panelera, por lo cual se convierte en un problema de optimización.

En este trabajo se estudian desde la simulación y el modelamiento diferentes tecnologías de gasificación, y el sistema de transporte de bagazo que conduce al punto o puntos de acopio de la biomasa, donde se ubican los sistemas de gasificación (SG). Se toman dos casos de estudio, el primero es utilizar todo el bagazo de caña de una zona y transformarlo en gas de síntesis para producción de energía eléctrica, y otro caso de estudio es utilizar parte para generación de vapor que cubra la demanda energética de los trapiches de una zona, y la otra parte para generación de energía eléctrica. En el capítulo 1 se presentan los aspectos generales de los temas tratados en este trabajo. En el capítulo 2 se describe la técnica de optimización utilizada para encontrar las rutas de recolección óptimas, en las cuales se optimiza el tiempo y recursos como combustible y número de vehículos recolectores. En esta parte del estudio se determina el número y la ubicación de los SG, junto con cada uno de los trapiches que les aportarán bagazo. En el capítulo 3 se plantean los modelos y simulación de los sistemas de gasificación (SG) en Aspen Plus y se menciona el mecanismo de selección de una tecnología para cada planta de gasificación. En el capítulo 4 se describe el método para la optimización del proceso global y encontrar la mejor configuración para el caso de estudio. En el capítulo 5 se presentan los sistemas de gasificación, las rutas de recolección y los tipos de gasificador que hacen más rentable el proceso de producción de gas de síntesis para generación de energía eléctrica o energía térmica en forma de vapor.

1. Conceptos básicos

En este capítulo se abordan los principales aspectos relacionados con la producción de panela a partir de caña panelera, especialmente en el sistema de generación de energía dentro de un trapiche panelero. Actualmente, este sistema se basa en la combustión directa del bagazo de caña panelera dentro de hornillas rudimentarias, haciendo de este un proceso ineficiente. El bagazo de caña panelera es una fuente de biomasa que puede ser aprovechada de forma más eficiente utilizando la gasificación.

También se presenta la información del proceso de gasificación de biomasa, con el objetivo de establecer un modelo que permita implementar un sistema de gasificación para un número determinado de trapiches en una zona específica. El caso de estudio seleccionado es el municipio de Útica, Cundinamarca. Para establecer el modelo, es necesario entender el proceso de gasificación, el funcionamiento de los gasificadores y la calidad del gas de síntesis obtenido. Al instalar un sistema de gasificación para un número determinado de trapiches, es necesario una estrategia eficiente de recolección de bagazo en los trapiches involucrados, para esto, aquí se describe un modelo que permita optimizar las rutas reduciendo los tiempos de transporte asociados.

Finalmente, se describen los usos potenciales del gas de síntesis obtenido por gasificación en la generación de energía eléctrica o energía térmica, después de las etapas de tratamiento y purificación.

1.1 Producción de panela

El proceso de producción de panela comprende varias etapas desde la cosecha de la caña panelera hasta el enfriamiento y moldeo de la panela. En la **Tabla 1-1** se describen detalladamente cada una de las etapas involucradas.

Tabla 1-1. Descripción etapas de proceso tradicional de producción de panela.

| Etapas | Descripción |
|-------------------------------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| Cultivo y corte de la caña panelera | La caña panelera tiene una vida aproximada de 5 años desde el momento en que se siembra. En ese periodo de tiempo se pueden dar hasta 5 cosechas cada 12-16 meses (InfoAgro, 2022). Los productores de panela distribuyen los tiempos de siembra del cultivo a lo largo del año con el objetivo de tener disponibilidad permanente del producto. |
| Transporte de la caña | Las fincas cultivadoras de caña panelera en su mayoría no cuentan con trapiche propio para su procesamiento, de este modo, la caña se transporta hacia el trapiche panelero por medio de caballos, carros o camiones dependiendo de la ubicación del corte. |
| Almacenamiento de la caña | A medida que se va cultivando la caña se apila dentro de los trapiches paneleros cerca al punto de molienda. La caña después de cortada deber ser procesada en las próximas 24 h, de no ser así, es recomendable apilarla en un lugar cubierto y humedecer dos veces al día para evitar su descomposición (Casas Duque & Mahecha Olaya, 2014). |
| Molienda y extracción de jugos | Se extrae los jugos de la caña mediante el uso de diferentes tipos de molinos que procesan desde 100 kg/h hasta 7000 kg/h los más avanzados, el jugo obtenido contiene gran cantidad de impurezas como bagazo y tierra, su contenido total de azúcar varía entre 15 y 24 °Brix (Casas Duque & Mahecha Olaya, 2014). Este proceso deja como residuo el bagazo húmedo o bagazo verde que comprende aproximadamente el 43% del peso de la caña (Agricultura, 2002). El bagazo se almacena en las bagaceras en un tiempo superior a 20 días para reducir la humedad desde 53% hasta 30% para poder ser utilizado como combustible en las hornillas (García, 2019; Vanegas Salazar, 2017). |
| Pre-limpieza de jugos | El jugo de caña recién extraído se deposita en un tanque, en el cual se retira por medios físicos y a temperatura ambiente los |

| Etapas | Descripción |
|--------------------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| | elementos extraños de gran tamaño como bagazo, tierra, material flotante y lodos. |
| Clarificación | Los jugos de caña se llevan a una paila de calentamiento para iniciar el proceso de producción de panela. Se adicionan agentes clarificantes como mucílagos vegetales y/o polímeros químicos. Estos con ayuda de la temperatura y del tiempo permiten retirar algunos contaminantes sólidos que aún permanecen en suspensión, la temperatura ronda los 55°C (Agricultura, 2002). |
| Evaporación y concentración (punteo) | Los jugos clarificados se mueven a otra paila con mayor calentamiento y adquieren temperaturas cercanas a 120 °C. El calentamiento continuado permite la evaporación de cerca del 90% del agua inicialmente presente en los jugos. La concentración se hace en otra paila y es la parte final del proceso, se alcanza el punto de la panela a temperaturas superiores a los 100°C, este punto se da cuando las mieles tienen un porcentaje de sólidos alrededor de 94 grados Brix (Agricultura, 2002). |
| Batido | Las mieles obtenidas son llevadas a un recipiente de madera fuera de la hornilla, para batirlas con el objetivo de dar volumen, textura y hacerles perder su capacidad de adherencia. |
| Moldeo y empaque | En el momento en que las mieles obtienen el volumen deseado, son llevadas rápidamente a los moldes donde se enfrían y adquieren su forma final. El último paso del proceso de producción es el moldeo y empaque, donde la panela queda lista para su distribución y comercialización. |

La producción a gran escala se hace para extensiones cultivadas de caña superiores a 50 Ha, donde se tiene una producción superior a los 300 kg/h de panela. Sin embargo, este tipo de explotación representa un porcentaje bajo. En la explotación a mediana escala, se tiene una capacidad de producción entre 100 y 300 kg/h de panela. La explotación a pequeña escala es la que predomina en Colombia, donde se alcanza una producción entre 100 y 150 kg de panela por hora. Existe el sistema de mini y microfundio donde la

producción de panela es inferior a 50 kg/h (Ubaque Gonzales, 2013). El índice de producción de panela es definido como kg de panela producida por kg de caña utilizada, su valor oscila entre 0,11 y 0,124. Según este índice, en la **Tabla 1-2**, se presenta la cantidad de caña panelera utilizada en las distintas escalas de trapiche de Colombia.

Tabla 1-2. Caña panelera procesada en cada nivel de explotación.

| Nivel de explotación | Caña panelera (kg/h) | Panela (kg/h) |
|----------------------|----------------------|---------------|
| Gran escala | >2586 | >300 |
| Mediana escala | 862-2586 | 100-300 |
| Pequeña escala | 862-1293 | 100-150 |
| Microfundio | <431 | <50 |

Elaborado a partir de (Velásquez Arredondo et al., 2004).

1.1.1 Sistema de calentamiento

Existen varias configuraciones para el sistema de calentamiento utilizado en la clarificación, evaporación y concentración de jugos, uno muy utilizado se presenta en la **Figura 1-1**. En este sistema los flujos de los jugos y de los gases de combustión están en paralelo, pero en sentido opuesto, lo cual permite mayor calentamiento en las últimas etapas de fabricación de panela. El bagazo de caña panelera se introduce en la sección 10, en donde se quema al mezclarse con el aire y produce energía para todo el proceso, primero para las etapas de evaporación y concentración y en menor medida para las etapas de clarificación y limpieza.



Figura 1-1. Sistema de calentamiento de un trapiche tradicional.

Fuente: (Agricultura, 2002).

Este sistema de calentamiento es utilizado en la gran mayoría de trapiches del país desde hace mucho tiempo y tiene grandes desventajas.

- Baja eficiencia de combustión genera desperdicio del potencial energético del bagazo, en trapiches menos tecnificados es necesario el uso de otro tipo de combustible para cumplir con la totalidad de la demanda energética, usualmente carbón, leña o llantas.
- No existe control sobre la cantidad de bagazo alimentado al sistema de combustión, siempre se cumple con el proceso, pero posiblemente se desperdicia bagazo.
- Las pailas son sistemas abiertos liberando al ambiente vapor de agua, generando pérdidas de energía y de alguna forma causando un efecto ambiental adverso, al ser este un gas de efecto invernadero. Este problema se puede solucionar con la evaporación de múltiple efecto, debido a que aprovecha la energía del vapor vegetal obtenida de los jugos para calentamiento en las etapas de clarificación, evaporación o concentración, se puede lograr reducir el consumo de bagazo hasta en un 60% (López Zaraza, 2016). Este bagazo sobrante puede ser aprovechado como otra fuente de energía, haciendo más rentable el proceso de producción de panela.
- El sistema no permite regular el suministro de calor.

1.1.2 Molienda

En la combustión del bagazo, son de gran importancia sus propiedades físicas y químicas, las cuales dependen principalmente de las etapas de molienda. La propiedad afectada en la molienda es la humedad y depende de la cantidad del jugo extraído de la caña. Un porcentaje de extracción aceptable se encuentra entre 58 y 60% del peso total de la caña, lo cual afecta la humedad del bagazo como se presenta en la siguiente sección (Agricultura, 2002).

1.2 Bagazo de caña panelera

El bagazo es un producto de la molienda de la caña, la humedad del bagazo fluctúa entre 53 y 58% después de pasar por la etapa de molienda (García, 2019), sin embargo, esta debe ser cercana al 30% para que pueda ser utilizado como combustible en las hornillas. El bagazo se somete a un proceso de secado natural, que consiste en almacenarlo en pilas altas en cobertizos llamados bagaceras, dejando espacio entre pilas para que circule

el aire y ayude con el secado natural. Este proceso generalmente demora entre 20 y 60 días y depende de las condiciones ambientales de la zona. En la **Tabla 1-3** se presenta la humedad que tiene el bagazo después de pasar por el molino, esta entre 46,5% y 62,6% dependiendo del nivel de extracción.

Tabla 1-3. Composición del bagazo de caña panelera para diferentes niveles de extracción de jugo de caña en la etapa de molienda.

| Variable | Extracción en peso, kg de jugo/1000 kg caña | | | | | |
|----------------------------------------|---------------------------------------------|------|------|------|------|------|
| | 450 | 500 | 550 | 600 | 650 | 700 |
| Bagazo verde (kg/t caña) | 550 | 500 | 450 | 400 | 350 | 300 |
| Humedad inicial base húmeda (%) | 62,6 | 60,7 | 58,3 | 55,4 | 51,5 | 46,5 |
| Sólidos solubles (°Brix) | 13,7 | 13,3 | 12,8 | 12,2 | 11,3 | 10,2 |
| Fibra (%) | 23,6 | 26 | 28,9 | 32,5 | 37,1 | 43,3 |

Fuente: (García, 2019).

La humedad afecta el poder calorífico del bagazo como se muestra en la **Figura 1-2**. El poder calorífico teórico del bagazo seco es 17,8 MJ/kg (Vallejo et al., 1995) y para una humedad del 30% el poder calorífico baja hasta 11,7 MJ/kg. La eficiencia de combustión directa de bagazo esta entre 60 y 90% (Montaño & Guerrero, 2009), esto sumado al mal diseño de las hornillas tradicionales hacen que se desperdicie el potencial energético del bagazo.

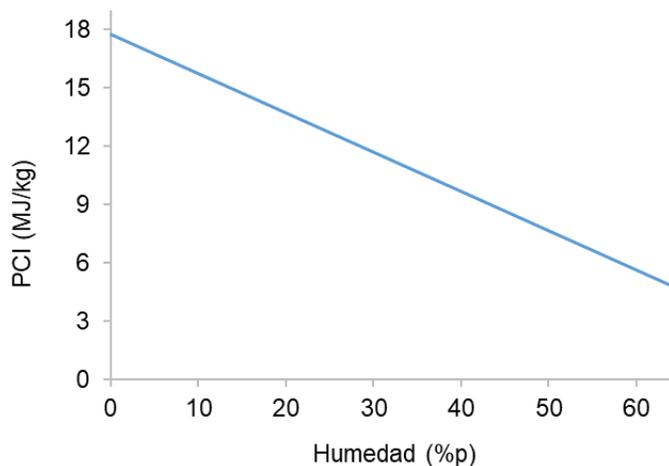


Figura 1-2. PCI del bagazo de caña panelera en función de la humedad.

Elaborado a partir de (Vallejo et al., 1995).

La gasificación puede ser una alternativa más eficiente que la combustión directa del bagazo de caña para generación de energía eléctrica. En la **Figura 1-3** se puede ver tres

alternativas, las dos primeras involucran la combustión directa del bagazo de caña, mientras que la tercera involucra gasificación. La opción A de la **Figura 1-3** no es recomendable, ya que la combustión directa de biomasa generaría una tasa de deposición alta en los álabes de la turbina, y erosión por la presencia de partículas sólidas.

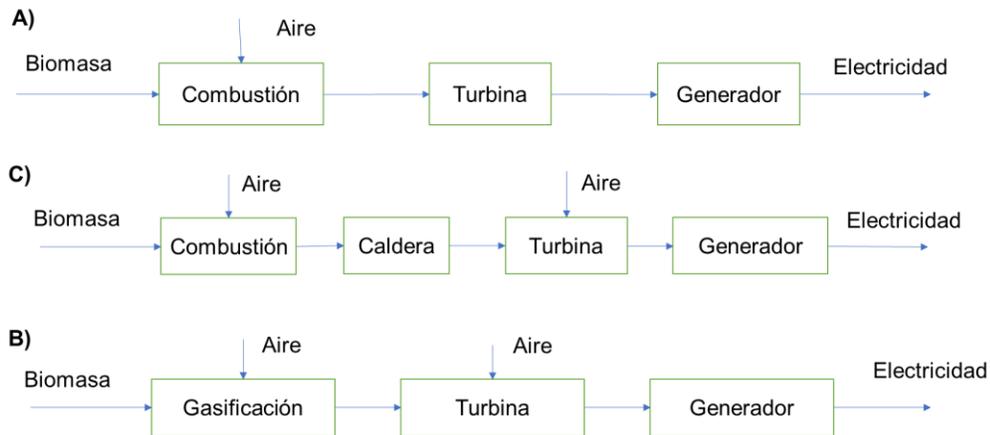


Figura 1-3. Alternativas generación de energía eléctrica a partir de bagazo de caña panelera

Se compara las alternativas B y C, en la primera se genera vapor después de la combustión directa de biomasa, y en la segunda se gasifica el combustible antes de utilizarlo en una turbina de gas. El uso de calderas para generar vapor a partir de combustibles sólidos involucra dificultades en la operación debido a la alimentación, cenizas y la suciedad que generan, además de tener un difícil control de la combustión, esto hace que sea difícil tener un proceso continuo y estable. En cuanto a la gasificación, con el gas producido en la gasificación se facilita el uso de la turbina y por ende la generación de energía eléctrica. En cuanto a las eficiencias de los procesos comparados, generar vapor a partir de combustibles sólidos tiene una eficiencia que depende de la humedad del combustible, para el bagazo puede variar entre 50 y 81% cuando la humedad está entre 60% y 0% respectivamente (Bahadori et al., 2014). La eficiencia de turbina de vapor para generar energía eléctrica está alrededor del 25% (Rout, 2013). Por lo tanto, para la humedad del bagazo de 30%, la eficiencia de generación de energía eléctrica utilizando combustión de bagazo en caldera para generación de vapor y luego turbina de vapor es del 18%. La eficiencia térmica del proceso de gasificación de biomasa varía del 70% al 80% (Babu, 2002), mientras que la eficiencia de la turbina de gas se encuentra alrededor de 35% (Badran, 1999), para una eficiencia global de generación de energía de hasta 28%. Dependiendo de las condiciones operacionales de los procesos B y C, la eficiencia térmica global puede llegar a ser similar, sin embargo, el proceso con gasificación puede llegar a

ser más eficiente en la generación de energía eléctrica. En este trabajo se presenta una alternativa que busca dar un mejor uso al bagazo de caña panelera. Por medio de gasificación se pretende obtener gas de síntesis que puede ser utilizado para la generación de calor o para generación de energía eléctrica en los trapiches paneleros.

1.3 Gasificación de biomasa

La gasificación es la conversión termoquímica de combustibles sólidos como carbón, materiales con alto contenido de carbono y biomasa como la madera, residuos agrícolas y otras con humedades relativamente bajas (menores al 20%), a partir de estos se produce un gas combustible llamado gas de síntesis. El gas puede ser quemado en motores de combustión interna, turbinas o en equipos de producción de calor y potencia (Humberto et al., 2012). La transformación se lleva a cabo en un gasificador, el cual se alimenta de biomasa y un agente gasificante para producir el gas de síntesis y otros productos indeseados. Las etapas del proceso se muestran en la **Figura 1-4**, estas son la oxidación, secado, pirólisis y reducción o gasificación.

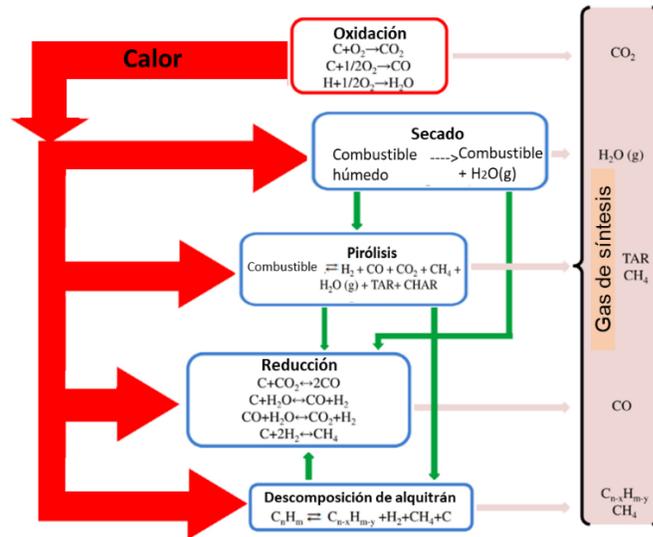


Figura 1-4. Etapas del proceso de gasificación.

Fuente: Adaptado de (Molino et al., 2016)

1.3.1 Preprocesamiento materia prima

Antes de gasificar el bagazo, este puede ser sometido a uno o más métodos de preprocesamiento. Los métodos más utilizados son: secado, molienda, densificación y

torrefacción. La densificación es utilizada para darle propiedades uniformes y mayor densidad a la biomasa, las ventajas son la facilidad en el manejo, transporte y almacenamiento de la biomasa. Los métodos más usados son la peletización y briquetización.

- Peletización: algunos gasificadores tienen requerimientos estrictos en cuanto al tamaño de partícula, por lo general 4-10 cm de largo y 30-50 mm de diámetro. Con un tamaño uniforme se evita la formación de taponamientos al interior del gasificador. Se utiliza una máquina peletizadora, que consiste en un alimentador, que distribuye uniformemente el material en la siguiente sección que es el acondicionador de biomasa. La biomasa pasa por una sección de compactación que fuerza al material a pasar por un dado donde se extruye para formar los pellets. Las desventajas de este sistema son los altos requerimientos energéticos involucrados debido a las altas compresiones requeridas en el proceso de extrusión, y los problemas de manejo de biomasa con altos contenidos de humedad (Anukam et al., 2016).
- Briquetización: Es una tecnología de compactación a alta presión utilizada para incrementar la densidad de la biomasa, alcanzando densidades entre 900 y 1500 kg/m³ (Anukam et al., 2016). A diferencia de la peletización, puede trabajar con materiales de gran tamaño y con alto contenido de humedad. Esta técnica soluciona los problemas de heterogeneidad en tamaño y forma de la biomasa. Las diferentes técnicas de briquetización son (Anukam et al., 2016):
 - Prensa de pistones hidráulica: Se obtiene densidades hasta de 1000 kg/m³, puede tolerar materiales con un contenido de humedad por arriba del 15%. Es un equipo que necesita poco mantenimiento y tiene alta durabilidad.
 - Prensa de pistones mecánica: Equipo utilizado para gran escala, entre 200 y 2500 kg/h de biomasa y se requiere una molienda previa del bagazo.
 - Prensa de rodillos: La compactación se da por la rotación de dos rodillos entre los cuales pasa la biomasa y luego es forzada a pasar por un dado de extrusión donde se forma la briqueta.
 - Tecnología de compactación por tornillo: La rotación de un tornillo sin fin empuja el material hacia el dado de extrusión, donde se obtiene el producto

compactado. Los costos de mantenimiento y requerimientos energéticos son altos. Se alcanzan densidades de hasta 1400 kg/m³.

En la **Tabla 1-4** se encuentra la comparación entre las diferentes técnicas de densificación, indicando que la peletización tiene menor consumo eléctrico, aunque requiere que el alimento se encuentre con menor tamaño de partícula. La tecnología de briquetización con menor consumo energético es la prensa de pistones.

Tabla 1-4. Características de los densificadores de biomasa.

| | Prensa de pistón | Prensa de tornillo | Prensa de rodillos | Peletizadora |
|----------------------------------------------------------|-------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------|
| Contenido de humedad óptimo (%) | 10-15 | 8-9 | 10-15 | 10-15 |
| Tamaño de partícula | Grande | Pequeña | Grande | Pequeña |
| Desgaste de partes de contacto | Bajo | Alto | Alto | Alto |
| Salida de la maquina | Lotes | Continuo | Continuo | Continuo |
| Consumo de energía específico (kWh/t) | 37,4-77 | 36,8-150 | 29,91-83,1 | 16,4-74,5 |
| Rendimiento (t/h) | 2,5 | 0,5 | 5-10 | 5 |
| Densidad de briquetas/pellets (kg/m³) | 1000-1200 | 1000-1400 | 600-700 | 700-800 |
| Mantenimiento | Bajo | Alto | Bajo | Bajo |
| Rendimiento de la combustión de briquetas/pellets | Moderado | Muy bueno | Moderado | Muy bueno |

Elaborada a partir de (Anukam et al., 2016)

La torrefacción consiste en calentar la biomasa a una temperatura entre 150 y 300°C en ausencia de O₂ para retirar el agua y algunos compuestos volátiles como H₂O, CO y CO₂ (Daniyanto et al., 2015). El producto de torrefacción tiene un poder calorífico entre 80 y 90% del poder calorífico inicial, pero solo conserva 70% del peso inicial de la biomasa, lo cual incrementa la densidad energética del material (Anukam et al., 2016). Se obtiene una materia prima con propiedades uniformes y con mejores características físicas como hidrofobicidad, triturabilidad y la habilidad del material para formar briquetas.

El secado es esencial si la biomasa va a ser utilizada como fuente de energía, la humedad es uno de los principales factores que afectan el rendimiento de la gasificación, se prefiere que sea inferior a 15%. La energía obtenida en la transformación puede ser utilizada para el secado. El secado facilita la ignición de la biomasa en el proceso de gasificación. En la **Tabla 1-5** se presentan algunas alternativas de secado.

Tabla 1-5. Tipos de secadores de biomasa.

| Secadores activos | Secadores pasivos |
|---------------------------------------|--------------------------|
| Calderas (Gas de combustión o vapor) | Secadores solares |
| Quemadores secadores | Sol abierto |
| Calor residual recuperado del proceso | Ventilación natural |

Elaborada a partir de (Anukam et al., 2016)

En la gasificación, los altos contenidos de humedad reducen la eficiencia térmica del proceso, sin embargo, la humedad presente puede interaccionar en las reacciones de gasificación para favorecer la producción de H_2 .

En la molienda se logra reducir el tamaño de partícula del bagazo, lo cual es importante debido a que contiene una estructura fibrosa difícil de manejar. El consumo de energía de este proceso depende de ciertos factores como el tamaño inicial de partícula, contenido de humedad, tasa de alimento de biomasa, propiedades de biomasa y las variables de la maquina utilizada. Antes de la densificación la biomasa debe ser molida, debido a que la reducción del tamaño de partícula incrementa el área de contacto facilitando la compactación y posteriormente la unión de las partículas en la densificación. La demanda de energía de este proceso puede reducirse en un 80% si antes la biomasa es torrefactada.

1.3.2 Gas de síntesis

El gas de síntesis es una mezcla de gases compuesto principalmente por H_2 , CH_4 , CO , CO_2 , hidrocarburos livianos como etano y propano, e hidrocarburos pesados como carbonizado y alquitrán, que condensa a una temperatura de $300^\circ C$. Dependiendo de la biomasa y el agente gasificante, también puede contener H_2S , HCl y N_2 . La cantidad de cada gas depende del tipo de biomasa, la tecnología y las condiciones operacionales del proceso de gasificación. El poder calorífico inferior del gas depende de su composición y puede variar entre 4 y 13 MJ/Nm^3 (Molino et al., 2016). A continuación, se describe cada uno de los productos de la gasificación:

- Vapor de agua: producto de las reacciones de combustión y gasificación, más el agua presente en la humedad inicial del bagazo.
- Monóxido de carbono: resultado de la combustión parcial del carbono.
- Dióxido de carbono: es el producto de la combustión del C y CO.
- Metano: es el alcano de menor peso molecular y principal componente del gas natural, tiene un poder calorífico alrededor de 50 MJ/kg .
- Compuestos orgánicos volátiles: son hidrocarburos que se encuentran en estado gaseoso o tienden a volatilizarse fácilmente a temperatura ambiente. Entre estos pueden estar el metano, tolueno, n-butano, i-pentano, etano, benceno, n-pentano, propano y etileno.

- Alquitrán: es un líquido negro altamente viscoso y subproducto indeseable de la gasificación. Es una mezcla de hidrocarburos condensables, incluye compuestos aromáticos con hasta cinco anillos posiblemente oxigenados e hidrocarburos aromáticos policíclicos (HAPs). Se clasifican como alquitranes los hidrocarburos con un peso molecular superior al del benceno (Valderrama Rios et al., 2018). Estos componentes pueden causar problemas como bloqueos en el gasificador debido a la condensación, desarrollar aerosoles y corrosión de metales. En la **Figura 1-5** se observa la composición típica de un alquitrán obtenido en gasificación de biomasa.

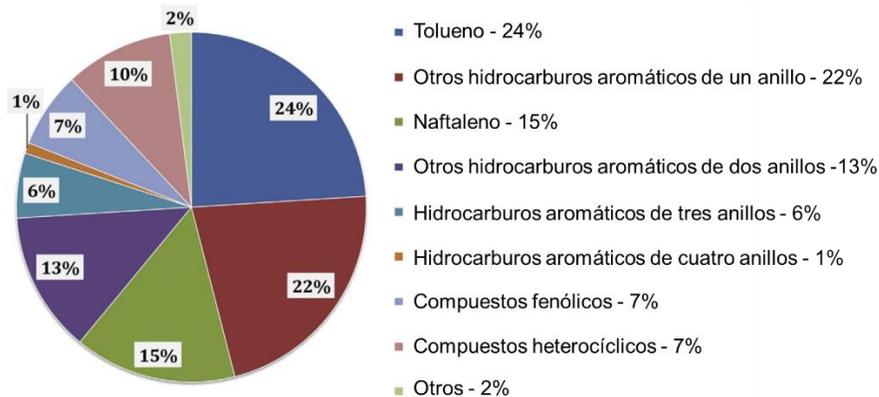


Figura 1-5. Composición típica de un alquitrán obtenido de la gasificación de biomasa

Fuente: (Valderrama Rios et al., 2018)

- Carbonizado: Material sólido con alto contenido de carbono, poroso, subproducto indeseable de la gasificación, que representa entre el 5 y el 10% de la biomasa alimentada. Es un material muy heterogéneo con propiedades que dependen fuertemente de la tecnología utilizada, las condiciones operacionales y la materia prima inicial (Benedetti et al., 2018).
- Cenizas: Son la parte inorgánica de la biomasa dejada como residuo sólido después de la conversión térmica del combustible. Las cenizas están constituidas principalmente por compuestos de sílice, aluminio, hierro, calcio y pequeñas cantidades de magnesio, titanio, sodio y potasio.
- H₂S y HCl: Gases venenosos formados en la gasificación, su composición depende del contenido de S y Cl en la biomasa. Una biomasa con 0,25 % de S y 0,027 % de Cl, tienen en el gas una composición de 0,023 %v de H₂S y 0,0002 %v de HCl (Van Der Drift et al., 2001). La composición de H₂S y HCl en el gas de síntesis es inferior

a 1-10 y 1 ppmv respectivamente (Kuramochi et al., 2005). Otro producto obtenido de la oxidación del S es el SO_2 , cuya concentración está en el orden de 193 ppm (Khan et al., 2012).

- Productos con nitrógeno: Durante los procesos de gasificación y pirólisis, la mayoría del nitrógeno contenido en la biomasa termina en la formación de NH_3 , N_2 y en menor cantidad HCN , HNCO y NO_x . Entre el 60 y 80% del nitrógeno de la biomasa se transforma en NH_3 , y este, en un proceso de combustión del gas de síntesis, puede transformarse entre 50 y 90% a NO (Xu et al., 2010). La concentración de NO en el gas de síntesis puede ser del orden 477 ppm (Khan et al., 2012).

1.3.3 Agente gasificante

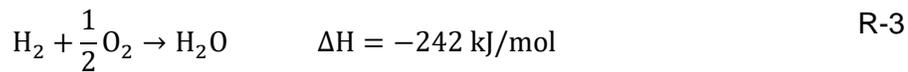
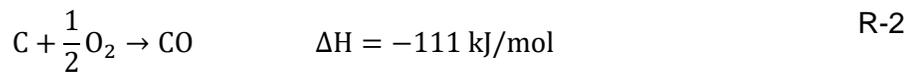
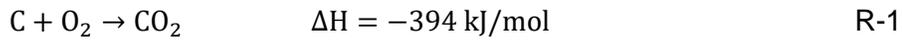
El agente gasificante es un gas que reacciona a temperaturas altas con las fracciones devolatilizadas que se forman en la descomposición del combustible. Los agentes gasificantes afectan la composición del gas de síntesis y el rendimiento de los productos. Los efectos de los principales gasificantes son:

- Oxígeno: se obtiene un gas compuesto principalmente por CO , con una concentración mayor a la obtenida en cualquier otro caso. Las concentraciones de alquitrán y el rendimiento del gas son los más bajos.
- Aire: este caso presenta las menores concentraciones de los componentes principales, H_2 , CH_4 y CO . Aunque el rendimiento del gas es el más alto, el poder calorífico es el más bajo. El gas de síntesis obtenido se utiliza principalmente en la producción de electricidad. Se ha estudiado que al aumentar el contenido de humedad de la biomasa mejora la calidad del gas obtenido. (Gil et al., 1999).
- Vapor de agua: Se obtiene las mayores concentraciones de H_2 y CH_4 . La desventaja es que produce las mayores concentraciones de alquitrán y de carbonizado. Los rendimientos del gas son bajos, pero se obtiene un gas con el más alto poder calorífico. El alto contenido de H_2 permite que el gas pueda ser utilizado para celdas de combustible.

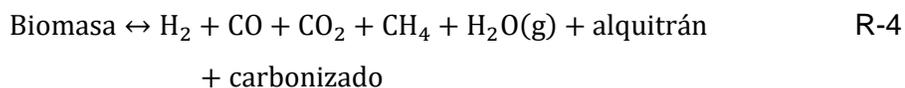
1.3.4 Etapas de la gasificación

Los principales pasos del proceso de gasificación son:

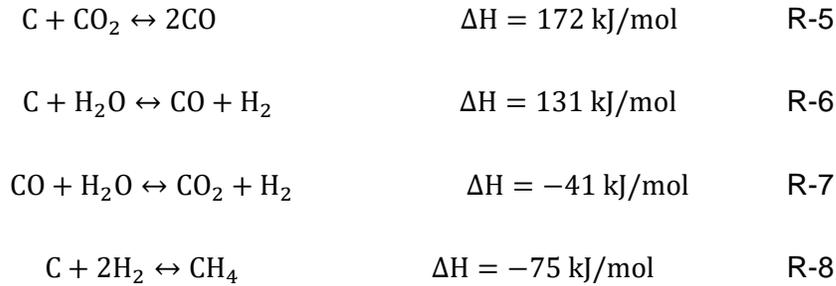
- Oxidación: En esta etapa se obtiene la energía térmica que alimenta las otras etapas, con esta energía es posible mantener el sistema en una temperatura deseada. Es una oxidación parcial, en donde únicamente una parte del combustible alimentado al gasificador es quemada. En las reacciones de oxidación participa el material carbonoso y el gas de síntesis que ya se ha formado, el sistema de reacciones que resume este proceso está dado por R-1, R-2 y R-3 (Molino et al., 2016).



- Secado: Esta etapa se da al interior del gasificador y consiste en eliminar la humedad contenida en el combustible alimentado, a mayor humedad mayor es la cantidad de energía necesaria. La energía la proporciona la etapa de combustión hasta que el combustible alcanza una temperatura de 150°C, temperatura a la cual termina el proceso de secado (Molino et al., 2016).
- Pirólisis: Es la descomposición térmica del material carbonoso alimentado al gasificador, se da rompimiento de los enlaces químicos de la matriz para generar componentes de menor peso molecular. Por lo general se forman tres fracciones, una sólida, una líquida y una gaseosa. La más grande es la gaseosa y la menos abundante es la fracción líquida compuesta principalmente por alquitrán, la abundancia de cada fracción depende del tipo de tecnología utilizada. La pirólisis se da a una temperatura entre 250 y 700°C y como en el proceso de secado, la energía necesaria proviene de la etapa de oxidación (Molino et al., 2016). Una reacción global para la pirólisis es la reacción R-4.



- Reducción: Todos los productos obtenidos en las etapas anteriores reaccionan en la etapa de reducción, para dar como producto el gas de síntesis. Las principales reacciones son R-5 a R-8 (Molino et al., 2016).



Dos reacciones son endotérmicas y dos son exotérmicas, sin embargo, el proceso global es de carácter endotérmico y la energía necesaria proviene de la etapa de oxidación. En la reducción, la temperatura determina la composición del gas de síntesis, típicamente varía entre 800 y 1100 °C, en la **Figura 1-6** se observa la influencia de la temperatura de reducción sobre la formación de ciertos productos de gasificación.

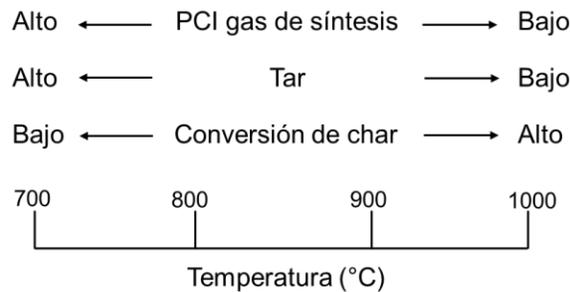


Figura 1-6. Influencia de la temperatura de reducción en los productos de gasificación

Elaborada a partir de (Molino et al., 2016).

1.3.5 Tipos de gasificadores

Las tecnologías de gasificación utilizadas a escala industrial tienen en común el objetivo de transformar material carbonoso en gas de síntesis a partir de un combustible y un agente gasificante. Sin embargo, difieren en tres aspectos que son el modo de contacto entre agente gasificante y combustible, transferencia de energía y tiempo de residencia del combustible en la zona de reacción. Los gasificadores que cubren estas características son los siguientes (Molino et al., 2016):

- Gasificador de lecho arrastrado: En este gasificador el agente gasificante y el combustible ingresan en cocorriente por la parte superior del gasificador (**Figura 1-7**). La temperatura de trabajo es entre 1300 y 1500 °C y la presión entre 25 y 30

bar. Adicionalmente, este tipo de gasificador requiere un tamaño de partícula del combustible entre 0,1 y 1 mm.

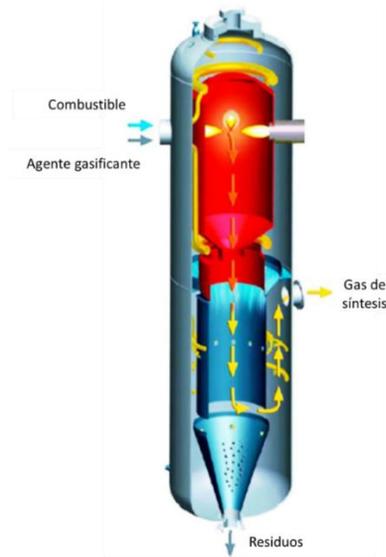


Figura 1-7. Gasificador de lecho arrastrado.

Fuente: (Molino et al., 2016).

- Lecho fijo contracorriente: Este gasificador presenta alta eficiencia térmica, el tipo de flujo garantiza que exista un buen contacto entre agente gasificante y combustible. El gasificador puede manejar combustibles de diferente tamaño y presenta bajo arrastre de polvo y cenizas, adicionalmente, es de fácil construcción (**Figura 1-8a**).

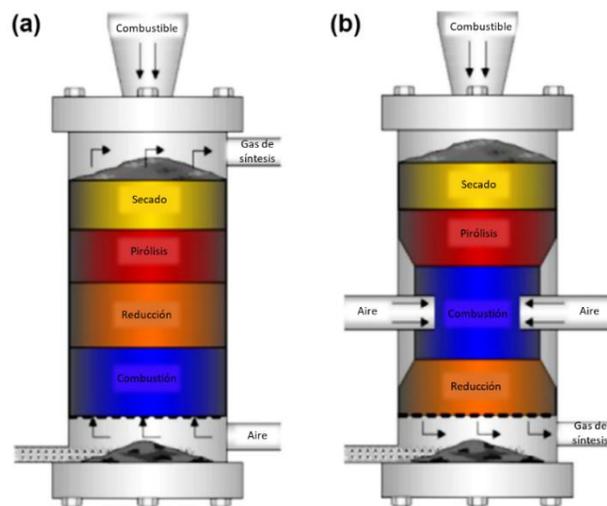


Figura 1-8. Gasificadores de lecho fijo. a) Contracorriente b) Cocorriente.

Fuente: (Molino et al., 2016).

- Lecho fijo cocorriente: Su tecnología es más robusta y no presenta problemas de escalado. En cuanto a sus productos, entrega alta conversión del carbono y baja producción de alquitrán, bajo arrastre de cenizas y polvo en el gas de síntesis, adicionalmente es un gasificador de fácil construcción (**Figura 1-8b**).
- Lecho fluidizado burbujeante: Utiliza un lecho de material granular inerte como lecho fluidizado y el agente gasificante ingresa por la parte inferior a través de una malla para garantizar una buena distribución del gas (**Figura 1-9a**). En este gasificador todas las etapas de gasificación ocurren en el lecho burbujeante. Entre las ventajas de este sistema se tienen las siguientes: Buena mezcla entre gases y material sólido que facilita una alta conversión del carbón, el gasificador puede manejar materiales de diferentes características, presenta bajo contenido de alquitrán en el gas de síntesis, fácil control de operación, posibilidad de usar catalizador, facilidad para escalado.
- Lecho fluidizado circulante: En este gasificador el proceso de gasificación se divide en dos etapas, en la primera se tiene un lecho fluidizado burbujeante y es allí donde ocurren las reacciones de combustión. En la segunda etapa se tiene un gas con alta velocidad que logra arrastrar sólidos, y en el arrastre se presentan las reacciones de pirólisis y gasificación. Debido al arrastre de sólidos es necesario el uso de un ciclón para recircularlos y para tener un gas de síntesis libre de partículas. La entrada de combustible se hace en el lecho fluidizado para obtener rendimientos de gas altos (**Figura 1-9b**). Las ventajas más importantes de este tipo de gasificador son: baja producción de alquitrán, altas conversiones, carga flexible, tiempos de residencia bajos, facilidad para escalado.

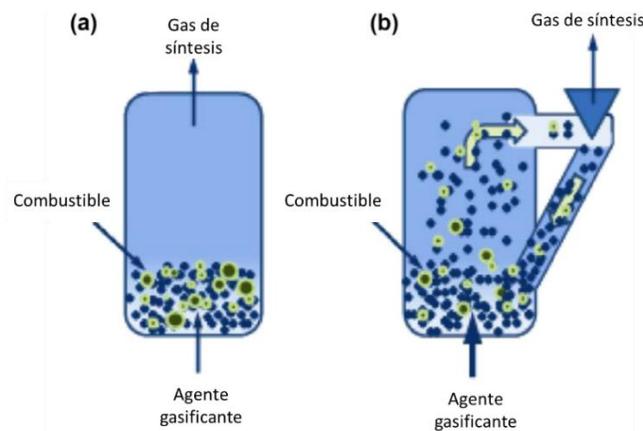


Figura 1-9. Gasificadores de lecho fluidizado. a) Burbujeante b) Circulante.

Fuente: (Molino et al., 2016)

- Horno rotatorio: Este sistema está representado por una cámara cilíndrica levemente inclinada que gira lentamente sobre su eje (**Figura 1-10**). La rotación permite que se dé el contacto entre los sólidos y los gases, sin embargo, el contacto es poco efectivo y hace que el tiempo de residencia crezca junto al tamaño del equipo. La configuración más usada es en contracorriente, en donde el combustible entra por la parte superior y el agente gasificante por la parte inferior del cilindro. Las principales ventajas del gasificador son: baja sensibilidad a los cambios composicionales, humedad y tamaño del combustible alimentado, altas cargas de combustible, alta conversión, no hay problemas de escalado, simplicidad de construcción, fiabilidad de operación y bajos costos de inversión (Molino et al., 2016).

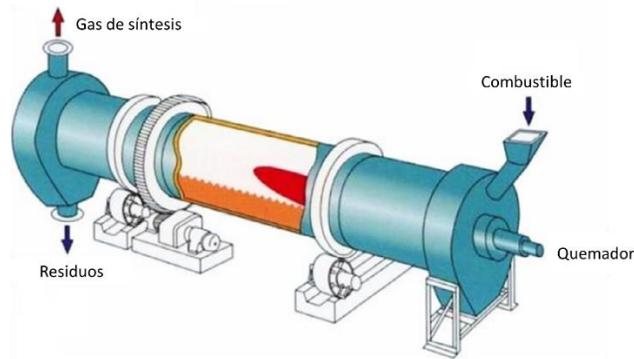


Figura 1-10. Gasificador tipo horno rotatorio.

Fuente: (Molino et al., 2016).

1.3.6 Producción de energía térmica

El gas de síntesis presenta alta eficiencia en combustión y con su poder calorífico que puede rondar los 5 MJ/Nm^3 , resulta en una gran alternativa a los sistemas de calentamiento tradicionales que poseen los trapiches paneleros, para esto es necesario realizar actualizaciones en los equipos utilizados, dependiendo del tipo de calentamiento de los jugos que se quiera utilizar. Los principales componentes del gas de síntesis son H_2 , CO y CH_4 , los cuales son los que aportan energía al gas. El poder calorífico del gas de síntesis puede variar entre 4 y 13 MJ/Nm^3 dependiendo de la composición (J. Chen et al., 2021; Molino et al., 2016), a mayor contenido de metano mayor es el potencial energético del gas.

1.3.7 Producción de energía eléctrica

La producción de energía eléctrica normalmente ocurre utilizando el bagazo de caña panelera con alto contenido de humedad como combustible en calderas de baja presión, para la producción de energía mediante el uso de turbinas de vapor de extracción-condensación. Sin embargo, varios estudios han demostrado que utilizando la gasificación y combustión, es posible obtener mejores eficiencias en la producción de energía, mejor rendimiento ambiental y mayor facilidad de manejo y combustión del gas de síntesis en comparación al combustible sólido (Abelleyro et al., 2019; McKendry, 2002; Pedroso et al., 2017; Pérez et al., 2019). La eficiencia de conversión energética desde biomasa puede llegar a ser de 75-80% haciendo uso de la gasificación (McKendry, 2002), en cambio la eficiencia de la combustión directa es superior al 60% en generación de calor (Montaño & Guerrero, 2009), sin embargo, hay muchas pérdidas de energía por la chimenea.

El gas de síntesis es utilizado para generación de energía eléctrica, y una forma de lograrlo es mediante el uso de un motor de combustión interna que utilice gas como combustible. Estos generadores de electricidad funcionan con un motor unido a un alternador cumpliendo las siguientes funciones:

- Motor: Utiliza la energía térmica de un combustible para transformarla en movimiento, la potencia del motor depende de su capacidad. Sus partes principales son el sistema de admisión, sistema de escape, sistema de refrigeración, sistema de lubricación y sistema de combustible (GENERAC, 2022).
- Alternador: Transforma la energía mecánica del motor en energía eléctrica, sus partes principales son el estator, el rotor y el regulador de voltaje (GENERAC, 2022).

Los parámetros relevantes en la cuantificación de energía eléctrica producida son el flujo de gas de síntesis disponible y la composición que determina el poder calorífico del gas. Esta información es útil para determinar el tipo de generador adecuado al caso en específico, y con información del motor se puede calcular la cantidad total de energía eléctrica producida.

Otra posibilidad más avanzada es la implementación de un ciclo combinado de gasificación de biomasa integrado a turbina de gas. La gasificación produce el gas que alimenta la turbina. Antes de ingresar a la turbina, el gas debe pasar por una unidad de limpieza, en donde se le retiran todos los contaminantes como alquitrán y otros sólidos, según los requerimientos de la turbina. Luego, se eleva la presión del gas en un compresor antes de ingresar a la cámara de combustión de la turbina. En estos sistemas, el calor de los gases

de combustión que salen de la turbina son aprovechados en otros procesos, como la producción de vapor para alimentar otro generador de energía eléctrica (Pedroso et al., 2017).

1.4 Recolección de bagazo de caña panelera

La implementación de un sistema de gasificación está condicionada por la producción de bagazo, en la mayoría de los trapiches la producción es demasiado baja para hacer una inversión de este tamaño. Es posible que para ciertos trapiches la generación de bagazo no sea suficiente para la instalación de un gasificador, y sea necesario utilizar el gasificador de otro trapiche. En este caso, se debe transportar bagazo de caña panelera de un trapiche a otro, o posiblemente de varios trapiches a otro, lo cual genera la necesidad de implementar un sistema de recolección de bagazo de caña panelera eficiente. En este trabajo se tiene en cuenta el bagazo generado en cada trapiche de una determinada zona del departamento de Cundinamarca. En la zona se debe realizar una recolección adecuada del material con el fin de reducir los costos de procesamiento causando el mínimo impacto ambiental.

1.4.1 Optimización de rutas de transporte

La ubicación de cada planta de gasificación condiciona las rutas de transporte del bagazo de caña panelera desde los trapiches. Estas rutas deben minimizar el número de viajes y la distancia recorrida en el transporte; esto elimina ineficiencias, reduce costos e impactos ambientales. La metodología de recolección debe comprender las siguientes etapas:

- Evaluación del volumen de bagazo de caña panelera generado en cada trapiche, se estudia el comportamiento de cada punto de generación.
- División del área de estudio en zonas para facilitar la recolección, desde cada zona se transporta el bagazo hasta la planta de gasificación.
- Modelado de la ruta de recolección: Una ruta corresponde al conjunto de puntos de recolección y los desplazamientos asociados a estos. Cada trapiche puede ser visitado una única vez a excepción del punto inicial.
- Definición de la jornada laboral para el personal encargado de la recolección del bagazo. Durante este tiempo se lleva a cabo la optimización de las rutas, maximizando el número de puntos de recolección visitados y minimizando la distancia recorrida.

1.5 Simulación de procesos

La simulación es una técnica que permite evaluar de forma rápida el comportamiento de un proceso con base en su representación mediante modelos matemáticos. Los modelos matemáticos se solucionan mediante el uso de un software, con el fin de obtener información o mejorar el entendimiento del proceso en cuestión. Cualquier simulación obedece al esquema general de la **Figura 1-11**.

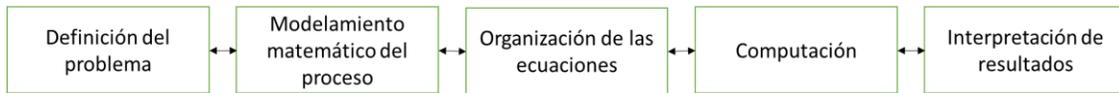


Figura 1-11. Esquema general simulación de procesos

La definición del problema involucra conocer con exactitud qué y por qué se quiere simular, para qué se quiere llevar a cabo una simulación y con cuánto tiempo se cuenta. Con el modelamiento matemático se pretende definir el conjunto de ecuaciones que permitan cumplir con los objetivos de simulación. Con la organización de las ecuaciones se busca definir cuáles variables serán resueltas en cada ecuación con el objetivo de plantear una ruta de solución adecuada. En la etapa de cómputo se soluciona el modelo con el uso de un software y, por último, se interpretan los resultados.

Varios factores están involucrados en el proceso de gasificación del bagazo de caña panelera que influyen en el rendimiento del gasificador. Mediante la simulación se encuentra el tipo de gasificador y las condiciones de gasificación que entregan una mayor producción de gas con alto poder energético. Al final es posible caracterizar los parámetros como condiciones iniciales de la biomasa, los factores propios del equipo, agente gasificante, relación agente/combustible, presión y temperatura de gasificación. Los software utilizados para esta etapa del trabajo son Aspen Plus y Matlab®.

2. Ubicación, recolección y transporte de bagazo de caña panelera

2.1 Área de estudio

En Colombia existen más de 18000 trapiches distribuidos en 13 departamentos, concentrados principalmente en los departamentos de Cundinamarca, Antioquia y Cauca (**Anexo A**). Cundinamarca es el departamento con mayor producción de panela y con mayor número de productores. En el departamento hay más de 3800 trapiches y más de 10000 productores de panela (SIPA, 2017). En este trabajo se estudia la gasificación en Cundinamarca por la gran cantidad de materia prima. Sin embargo, con el fin de implementar la metodología de selección y optimización es necesario seleccionar un municipio con gran producción como caso de estudio. Como se puede ver en el **Anexo B**, Útica y Caparrapí son los municipios con mayor producción de panela, de los cuales, se selecciona el municipio de Útica debido a que se cuenta con más información útil para el desarrollo del trabajo. Es importante resaltar que la metodología de este trabajo puede ser implementada en cualquier área de interés siempre que se conozca la información requerida.

2.2 Trapiches en Útica

El municipio de Útica es seleccionado como caso de estudio para evaluar los resultados de este trabajo, debido a que es el segundo mayor productor de panela del departamento de Cundinamarca y cuenta con un gran número de trapiches. En la **Tabla 2-1** se presenta la cantidad de trapiches ubicados en cada una de las 13 veredas en las que se divide el municipio, junto con el nivel de adecuamiento de los trapiches, es decir, que tan bien dotados se encuentran, con todas las instalaciones que debe tener un trapiche panelero. El nivel de adecuación permite establecer que la mayoría de los trapiches en el municipio

presenta bajo desarrollo tecnológico, lo cual de alguna forma representa un oportunidad de mejora. Determinar la ubicación exacta de los trapiches es una tarea difícil que requiere trabajo de campo y se encuentra fuera de los objetivos de este trabajo.

Tabla 2-1. Trapiches, área sembrada, nivel de adecuación de trapiches por vereda en Útica.

| Vereda | Trapiches por vereda | Área sembrada en caña (%) | Adecuación alta | Adecuación baja |
|----------|----------------------|---------------------------|-----------------|-----------------|
| Naranjal | 6 | 3,9 | 1 | 5 |
| Furatena | 31 | 19,9 | 12 | 19 |
| Montaña | 25 | 11,7 | 5 | 20 |
| Zumbe | 11 | 8,6 | 0 | 11 |
| Turtur | 8 | 4,7 | 1 | 7 |
| Terama | 10 | 6,6 | 2 | 8 |
| La Fría | 14 | 6,5 | 1 | 13 |
| Curapo | 1 | 0,4 | 1 | 0 |
| Abuelita | 18 | 18,3 | 12 | 6 |
| Vigal | 9 | 5,3 | 2 | 7 |
| Chivaza | 15 | 5,8 | 0 | 15 |
| Entable | 16 | 7,7 | 1 | 15 |
| Liberia | 1 | 0,4 | 0 | 1 |
| TOTAL | 165 | 100,0 | 38 | 127 |

Fuente: (PDM, 2015)

Debido a que únicamente se conoce el número de trapiches por vereda, es necesario aproximar la ubicación de los trapiches en cada una de estas. La aproximación es válida debido a que se quiere distribuir los trapiches en las veredas y no sobre todo el municipio. Las veredas son extensiones de tierra pequeñas, la más pequeña tiene una extensión de $1,4 \text{ km}^2$, y la vereda más grande tiene una extensión de aproximadamente 11 km^2 , el promedio para las 13 veredas es de 7 km^2 (Google Maps). Con este promedio se calcula el error de aproximación que es del 7,7%, dado que la extensión total del municipio es de 92 km^2 . El error obtenido es alto, pero es aceptable para los propósitos de este trabajo. La aproximación propuesta es una distribución equidistante, para esto se construye una red de triángulos equiláteros en cada una de las veredas del municipio, cada punto de la red coincidirá con la ubicación de cada trapiche. En la **Figura 2-1** se presenta el ejemplo para la vereda de Furatena, y en la **Figura 2-2** se presenta la distribución de cada trapiche en el municipio aplicando la misma metodología.

El procedimiento para extraer la información desde Google Maps, inicia con la ubicación equidistante de los trapiches sobre el mapa del municipio elaborado en la plataforma web My Maps de Google. Los datos de los trapiches son exportados en formato KML, esta información es procesada en el sitio web GPSVisualizer con el objetivo de cambiar el formato del archivo a GPX. El archivo obtenido es leído en el software MapSource, que permite guardar los datos como un archivo de texto, para su posterior tratamiento en Microsoft Excel ®. En el archivo obtenido se encuentra las coordenadas de cada uno de los trapiches, latitud y longitud expresadas en grados. Las coordenadas de cada uno de los 165 puntos se encuentran en el **Anexo C** y en la **Tabla 2-2** se muestran los ID de los trapiches asignados por vereda.

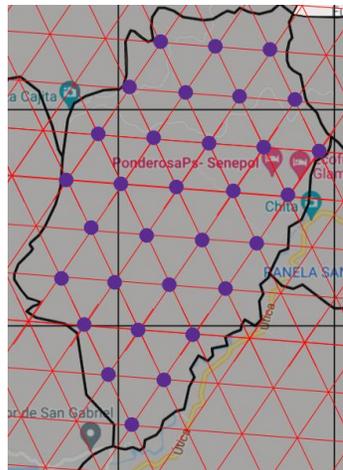


Figura 2-1. Distribución equidistante de los 31 trapiches en la vereda Furatena en el municipio de Útica.

Tabla 2-2. ID de trapiches por vereda

| Vereda | Número de trapiches | ID Trapiches |
|------------|---------------------|--------------|
| Naranjal | 6 | T1 – T6 |
| Zumbe | 11 | T7 – T17 |
| Furatena | 31 | T18 – T48 |
| Liberia | 1 | T49 |
| Turtur | 8 | T50 – T57 |
| Terama | 10 | T58 – T67 |
| La Fría | 14 | T68 – T81 |
| Chivaza | 15 | T82 – T96 |
| El Entable | 16 | T97 – T112 |
| La Montaña | 25 | T113 – T137 |
| Curapo | 1 | T138 |
| Abuelita | 18 | T139 – T156 |
| Vingual | 9 | T157 – T165 |

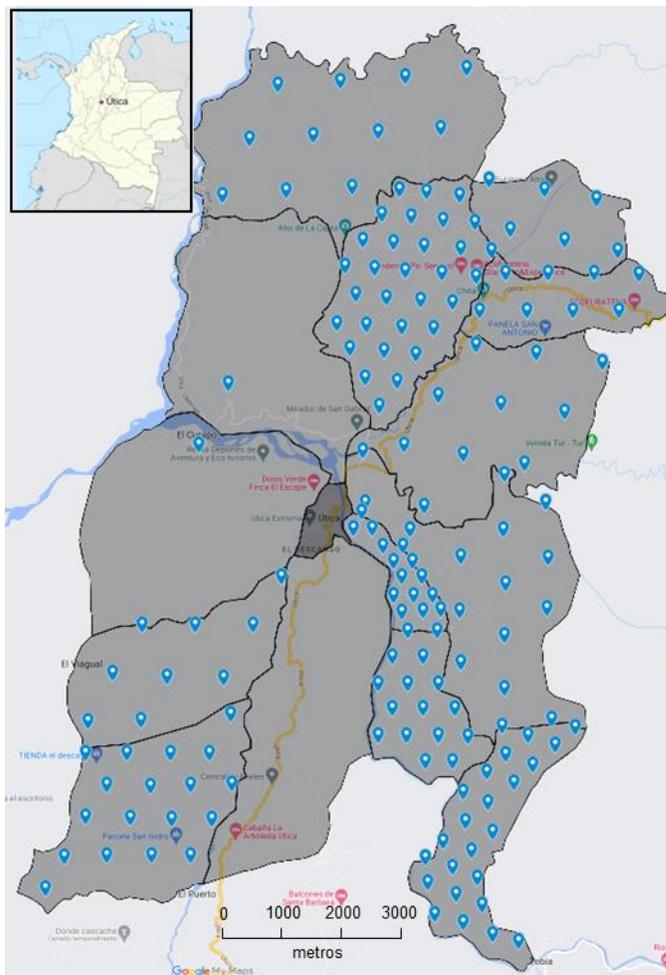


Figura 2-2. Distribución equidistante de los trapiches en el municipio de Útica.

2.3 Producción de panela en Útica

La información se encuentra disponible en el sistema de información panelera (SIPA), los datos más recientes son del año 2017, esta información es presentada en la **Tabla 2-3**.

Tabla 2-3. Producción de panela en el municipio de Útica

| | |
|------------------------------|-------|
| Área sembrada con caña [ha] | 3602 |
| Área cosechada [ha] | 3047 |
| Producción de panela [t/año] | 18282 |
| Rendimiento de panela [t/ha] | 6 |

Fuente: (SIPA, 2017)

No es posible conocer con exactitud toda la información para cada una de las veredas, por este motivo se estiman los datos por vereda a partir de los porcentajes de área sembrada descrita en la **Tabla 2-1**. De acuerdo con los datos del **Anexo B**, en la mayoría de los casos el área cosechada es inferior al área sembrada. Para todos los municipios enlistados la relación área cosechada/área sembrada tiene una media de 0,905, con una desviación estándar baja de 0,13. Los datos son homogéneos y permiten utilizar los porcentajes de área sembrada como porcentajes de área cosechada respecto a toda el área cosechada en el municipio. Con las **Ecuaciones 1 a 3** se calcula la producción de panela para cada vereda.

$$\% \text{Área cosechada} = \% \text{Área sembrada} \quad (1)$$

$$\begin{aligned} \text{Área cosechada por vereda} & \quad (2) \\ &= \% \text{Área cosechada} \\ &* \text{Área cosechada útica} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Producción de panela por vereda} & \quad (3) \\ &= \% \text{Área cosechada} \\ &* \text{Producción de panela en Útica} \\ &= \text{rendimiento panela} \\ &* \text{Área cosechada por vereda} \end{aligned}$$

Se conoce que la productividad de la caña es de 50 t/ha (Duarte Álvarez, 2019; Rebollar et al., 2017; Sánchez, 2016), por lo tanto, la **Ecuación 4** permite calcular la cantidad de caña producida al año.

$$\begin{aligned} \text{Producción de caña por vereda} & \quad (4) \\ &= 50 * \text{Área cosechada por vereda} \end{aligned}$$

La información para cada vereda se presenta en la **Tabla 2-4**. A partir de la información presentada en la **Tabla 2-4** es posible realizar otras estimaciones. La más importante es determinar la cantidad da bagazo producido en cada trapiche. Para esto se toma un porcentaje de extracción de jugos de caña de 57,8% (Rodríguez et al., 2020). La humedad del bagazo obtenida para este porcentaje de extracción es de 45% y en las bagaceras

alcanza una humedad alrededor del 30% (Rodríguez et al., 2020). Con esta información se calcula el bagazo producido en función de la caña cosechada (**Ecuación 5**).

Tabla 2-4. Datos de producción anual de bagazo en cada vereda de Útica.

| Vereda | Número de trapiches | Área de caña cosechada 2017 (ha) | Producción estimada panela (t/año) | Caña total (t/año) | Bagazo total año (t/año) |
|----------|---------------------|----------------------------------|------------------------------------|--------------------|--------------------------|
| Naranjal | 6 | 119 | 713 | 5939 | 2130 |
| Furatena | 31 | 607 | 3641 | 30341 | 10883 |
| Montaña | 25 | 356 | 2138 | 17817 | 6391 |
| Zumbe | 11 | 263 | 1580 | 13169 | 4724 |
| Turtur | 8 | 142 | 852 | 7101 | 2547 |
| Terama | 10 | 201 | 1208 | 10071 | 3612 |
| La Fría | 14 | 199 | 1193 | 9941 | 3566 |
| Curapo | 1 | 13 | 77 | 646 | 232 |
| Abuelita | 18 | 558 | 3347 | 27888 | 10003 |
| Vingual | 9 | 163 | 976 | 8134 | 2918 |
| Chivaza | 15 | 178 | 1069 | 8909 | 3196 |
| Entable | 16 | 235 | 1410 | 11749 | 4214 |
| Liberia | 1 | 13 | 77 | 646 | 232 |
| TOTAL | 165 | 3047 | 18282 | 152350 | 54648 |

Fuente: A partir de (PDM, 2015; SIPA, 2017)

$$Bagazo = caña * (1 - 0,578) * (1 - 0,15) \quad (5)$$

En la última columna de la **Tabla 2-4**, se presenta la cantidad de bagazo producido en cada vereda del municipio de Útica.

En este trabajo se supone la producción anual de bagazo en los trapiches dentro de cada vereda, con esta suposición se asume un error como en el caso de la ubicación de trapiches, la suposición es válida dado que la producción anual de cada trapiche es fluctuante dependiendo del alquiler del trapiche a otros cultivadores de caña, se aclara que esta producción anual no corresponde a la capacidad de operación del trapiche, puesto que pueden haber trapiches pequeños con alta generación anual de bagazo y trapiches grandes con baja generación anual de bagazo, dependiendo del tiempo de uso y la cantidad de caña procesada. Para la suposición se utiliza el número de trapiches y la producción por vereda de la **Tabla 2-4**. Se supone que en la vereda existen trapiches con diferente generación de bagazo, por lo tanto, desde el de menor producción hasta el de

mayor producción se incrementa gradualmente la generación de bagazo acorde a una sucesión triangular con el objetivo de estudiar trapiches con diferente cantidad de caña procesada. Los incrementos se hacen a partir de una base, esta base corresponde a la generación de bagazo más baja asignada a uno de los trapiches, y es calculada por medio de la **Ecuación 6**, para lo cual se divide en dos la producción total y por el número de trapiches de la vereda.

$$C_{min} = \frac{C_{Total}}{2} \frac{1}{N_{trap}} \quad (6)$$

C_{min} es la capacidad de producción de bagazo mínima en la vereda o el trapiche con menor generación de bagazo, C_{Total} es la producción anual de bagazo por vereda y N_{trap} es el número de trapiches por vereda. C_{min} se asigna a cada trapiche, y sumando para todos los trapiches representa la mitad de C_{Total} . La otra mitad se divide en x partes iguales según la sucesión triangular de la **Ecuación 7**, que depende del número de trapiches en cada vereda.

$$x = \frac{N_{trap}(1 + N_{trap})}{2} \quad (7)$$

Los trapiches se numeran desde el número 1 hasta N_{trap} según la vereda. Con esta numeración se calcula la producción de bagazo con la **Ecuación 8**.

$$C_{trap,n} = C_{min} + \frac{C_{Total}}{2} \frac{1}{x} n \quad (8)$$

Donde $C_{trap,n}$ es la producción de bagazo de un trapiche y n es el número del trapiche en una determinada vereda. La producción de bagazo al año de cada uno de los 165 trapiches estudiados se presenta en el **Anexo D**. Cada trapiche procesa la caña de ciertas hectáreas cultivadas, esta caña se cosecha cada año, y si se mantienen constantes las hectáreas cultivadas, la cantidad de bagazo procesado por trapiche es relativamente constante. La producción de bagazo en el año se puede tomar constante ya que la variación de hectáreas cultivadas es baja, para el departamento de Cundinamarca se puede ver en la **Figura 2-3** que año a año la producción de panela en el departamento tiene poca variación.

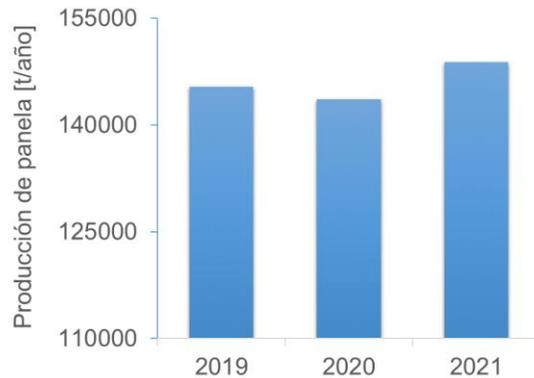


Figura 2-3. Producción de panela en Cundinamarca

Fuente: (SIPA, 2021)

En este trabajo la recolección del bagazo de caña se hace periódicamente de acuerdo con la capacidad de producción de cada trapiche. En los trapiches se acumula el bagazo de caña a lo largo del año y a través de recolecciones pequeñas se recoge todo hacia los puntos donde será gasificado, es decir, la acumulación de bagazo en el trapiche no es necesariamente constante pero la recolección sí, debido a que son pequeñas recolecciones y habrá disponibilidad de bagazo en los trapiches durante todo el año.

2.4 Caracterización de trapiches

La velocidad promedio de producción de panela en los trapiches de Cundinamarca es de 79,4 kg/h. Los trapiches que usan una hornilla tradicional tienen una eficiencia térmica del 30%, y son utilizados en escala de producción pequeña. Otros trapiches tienen hornillas mejoradas tipo Cundinamarca, que se utilizan para escala de producción mediana. En este tipo de hornillas se reducen las pérdidas de calor, lo cual genera un mayor aprovechamiento del poder calorífico del bagazo de caña panelera, se llegan a obtener eficiencias térmicas de alrededor de 40%, logrando que el sistema sea autosuficiente. Las hornillas tradicionales se utilizan en 47,5% de los casos analizados en el trabajo de (Rodríguez et al., 2020), un porcentaje de 51,3% utilizan hornillas tipo Cundinamarca, 0,6% utilizan hornillas tipo Ward y un 0,6% utilizan caldera. Los dos últimos sistemas están diseñados para trabajar en el rango entre 100 y 200 kg/h de panela.

La etapa de molienda también limita la capacidad de un trapiche, en las hornillas tradicionales se utiliza un molino de tres mazas horizontales para procesar cerca de

1000 *kg/h* de caña, en donde se obtiene un porcentaje de extracción de jugo del 57,8% (Rodríguez et al., 2020). Las especificaciones de este molino se describen en la **Tabla 2-5**.

Tabla 2-5. Especificaciones de molinos utilizados en hornillas tradicionales

| Maza | Dimensiones | |
|-------------|------------------|---------------|
| | Diámetro (pulg.) | Largo (pulg.) |
| Superior | 8-1/8 | 10 |
| Quebradora | 7-1/4 | 10 |
| Exprimidora | 7-7/8 | 10 |

Fuente: (Rodríguez et al., 2020)

Para las hornillas mejoradas tipo Cundinamarca también se utilizan molinos de tres mazas horizontales para procesar 1800*kg/h* de caña. En este caso el porcentaje de extracción de jugos es del 62% (Rodríguez et al., 2020). Las especificaciones para este molino se describen en la **Tabla 2-6**.

Tabla 2-6. Especificaciones de molinos utilizados en hornillas tipo Cundinamarca

| Maza | Dimensiones | |
|-------------|------------------|---------------|
| | Diámetro (pulg.) | Largo (pulg.) |
| Superior | 10-7/8 | 13 |
| Quebradora | 9-3/4 | 13 |
| Exprimidora | 10-7/8 | 13 |

Fuente: (Rodríguez et al., 2020)

En el 91,7% de los casos los molinos son accionados por motores de ACPM, y solo en el 8,3% de los casos se utilizan motores eléctricos, esto ocurre por las dificultades de acceso a la red del sistema eléctrico y las dificultades presentadas por las constantes interrupciones del servicio en el sector rural. Para un porcentaje de extracción de jugos del 57,8%, se obtiene un bagazo con un contenido de humedad del 45% (Rodríguez et al., 2020). Por lo tanto, en las bagaceras el bagazo es secado reduciendo su humedad hasta un valor aproximado del 30%.

El 81,7% de los trapiches del departamento de Cundinamarca no cumplen con todos los requisitos técnicos, como lo es separar el área de batido y el área de moldeado del trapiche, esto solo se cumple en el 18,3% de los casos (Rodríguez et al., 2020). Por lo general, el incumplimiento de requisitos técnicos ocurre en los trapiches de baja capacidad. Alrededor de 83% de los trapiches son de pequeña producción con una capacidad instalada inferior a 100 *kg/h* de panela, el 15 % son de mediana producción con una capacidad instalada menor a 250 *kg/h* de panela y el 2 % son de gran producción con una capacidad instalada

superior a 250 kg/h (Chaves Vásquez, 2018). En la región de Gualivá, la mayoría son trapiches tradicionales con una capacidad de producción de panela entre 70 y 100 kg/h, (Chaves Vásquez, 2018). En la **Tabla 2-7** se describen las capacidades promedio de producción de panela que tienen los trapiches en el departamento.

Tabla 2-7. Capacidad de producción de panela en trapiches de Cundinamarca

| Capacidad de producción (kg/h) | Frecuencia (%) | Promedio de producción (kg/h) | Desviación estándar | Coefficiente de variación |
|--------------------------------|----------------|-------------------------------|---------------------|---------------------------|
| <40 | 10,74 | 31,26 | 9,82 | 31% |
| 40-70 | 30,87 | 58,37 | 7,13 | 12% |
| 70-100 | 37,58 | 86,58 | 9,76 | 11% |
| >100 | 20,81 | 124,04 | 13,75 | 11% |
| Total | 100 | 79,43 | 30,25 | 38% |

Fuente:(Rodríguez et al., 2020)

En la molienda se trabaja hasta 18 horas al día y muchas veces durante más de una semana. El trapiche es subutilizado, y utilizado durante 400 horas en el año para los trapiches más pequeños, para trapiches medianos o promedio se utiliza por un tiempo de 1500 horas al año. Los trapiches mejor utilizados se operan por un tiempo alrededor de 3000 horas al año (Bello & Caicedo, 1996). Con base en la **Tabla 2-7**, se asigna aleatoriamente una capacidad de producción de panela a cada trapiche. Lo primero que se hace es ordenar los 165 trapiches del municipio con base en la producción anual de panela. De acuerdo con la **Tabla 2-8**, se asigna de menor a mayor una velocidad de producción a los trapiches, a los trapiches más pequeños se les asigna la velocidad más baja y a los más grandes la velocidad más alta. De esta forma se garantiza que los trapiches operen entre 1000 y 2000 horas al año como se muestra en la **Tabla 2-9**.

Tabla 2-8. Número de trapiches asignados a cada velocidad de generación

| Velocidad de producción de panela [kg/h] | Frecuencia | Número de trapiches |
|------------------------------------------|------------|---------------------|
| 31,26 | 10,74% | 18 |
| 58,37 | 30,87% | 51 |
| 86,58 | 37,58% | 62 |
| 124,04 | 20,81% | 34 |

El corte de la caña inicia más de 5 días antes de empezar la molienda con el objetivo de garantizar la disponibilidad de bagazo para las hornillas (Bello & Caicedo, 1996). En los trapiches trabajan 2 o 3 días por semana cada 20 días en promedio (Chaves Vásquez, 2018).

2.5 Características de transporte y almacenamiento de bagazo de caña panelera

El transporte de bagazo desde el punto de recolección hasta el sistema de gasificación se hace en camión. El camión recomendado para caminos estrechos es un Chevrolet NPR con carrocería tipo estacas, la cual permite un mayor volumen de carga. Es un vehículo con un peso bruto de 7500 *kg* y una capacidad de carga de 4782 *kg*. Las dimensiones de carga del vehículo se presentan en la **Figura 2-4**.

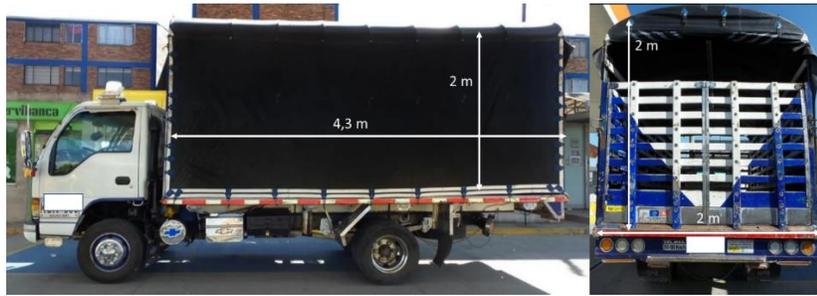


Figura 2-4. Medidas de carga del camión transportador de bagazo.

La variable que caracteriza el transporte de bagazo de caña panelera es el volumen, debido a que la densidad del bagazo es muy baja. El rango de densidad aparente base seca para partículas inferiores a 1,6 mm de un bagazo sin compactación está entre 50 kg/m^3 y 96 kg/m^3 (Roca Alarcón et al., 2006). Para partículas más representativas con dimensiones de 6 cm de largo y 2 cm de ancho, la densidad base seca está entre 33 kg/m^3 y 44 kg/m^3 (Viteri, 2017), lo cual demuestra que a mayor tamaño de partícula disminuye la densidad. El contenido de humedad también afecta la densidad, para una humedad de 8% una partícula de 2 mm tiene una densidad de 69,7 kg/m^3 (Martinez Nodal et al., 2014), y en base seca está densidad es de 48,39 kg/m^3 , la cual es calculada con la **Ecuación 9** (Roca Alarcón et al., 2006).

$$\rho_a = 60,2 d_p^{-0,315} \quad (9)$$

Estos datos permiten estimar un incremento de 2,66 unidades en la densidad, por cada incremento de 1% en la humedad en el bagazo. Según esto, la densidad de partículas de 6 cm con la humedad de 30% alcanza un valor de 123,91 kg/m^3 . Este dato concuerda con la densidad del bagazo depositado en bagaceras, que se encuentra entre 100 kg/m^3 y 150 kg/m^3 (García, 2019). De este modo, para este trabajo se asume una densidad de

bagazo constante de 125 kg/m^3 . Con base en esta densidad, la máxima carga másica de bagazo en el camión equivale a 38 m^3 , sin embargo, la máxima carga volumétrica es de $17,2 \text{ m}^3$, siendo el volumen el factor limitante. Bajo estas condiciones, la máxima capacidad másica de un camión en una ruta de transporte de bagazo es de 2150 kg.

El bagazo es almacenado antes y después del transporte, por lo tanto, es necesario realizar una caracterización de los puntos de almacenamiento. En los trapiches, los techos de las bagaceras están contruidos de tejas de barro, zinc o fibrocemento, los cuales son materiales que impiden el paso de la luz demorando el proceso de secado. Debido a la baja densidad del bagazo, se requieren grandes espacios para su almacenamiento, por lo general, el área empleada para este proceso comprende entre el 60 y 80% del área total del trapiche (García, 2019). La principales desventajas de las bagaceras tradicionales son (García, 2019):

- Estructuras bastante grandes, pueden superar los 1200 m^2 .
- El secado del bagazo es lento debido a su mala disposición dentro de la bagacera.
- Dificil movimiento del bagazo dentro del trapiche.
- Mala construcción permite la entrada de agua, lo cual dificulta el secado cuando llueve.
- El mal secado genera pérdidas de energía en la combustión, luego es necesario adicionar otro tipo de combustible.

Ante estas desventajas, se han desarrollado unas bagaceras cubiertas transparentes, que facilitan el secado ya que ayudan a retener la energía ambiental. En la **Figura 2-5** se presenta la comparación en el tiempo de secado entre las bagaceras tradicionales y las bagaceras transparentes, se puede ver que para pasar de una humedad del 62% al 30% en las tradicionales (bajo ciertas condiciones ambientales) demora 30 días y en las transparentes demoran 15 días. La instalación de bagaceras transparentes tiene las siguientes ventajas (García, 2019):

- Secado del bagazo en menor tiempo.
- Reducción de espacio ocupado por la bagacera
- Reducción de costos en construcción de la bagacera
- Facilidad de manejo del bagazo para los trabajadores.
- Reducción de pérdidas energéticas del bagazo de caña panelera.

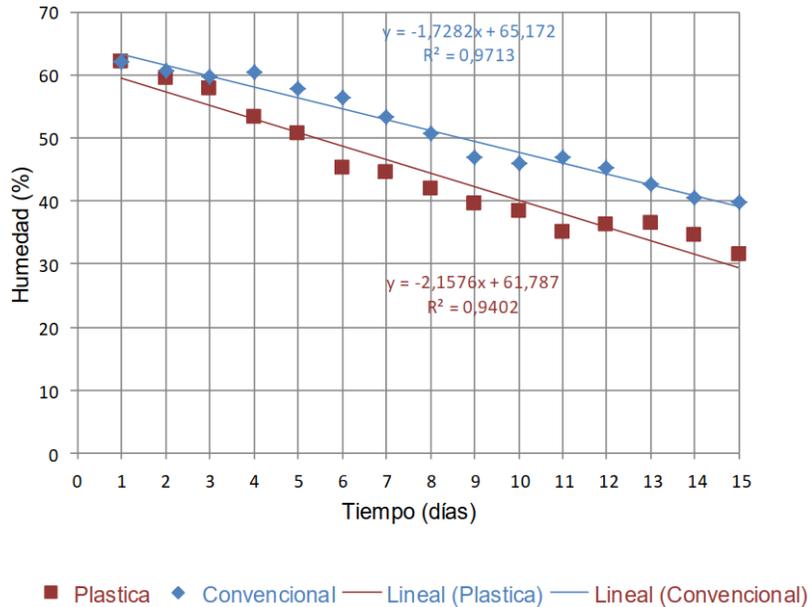


Figura 2-5. Comparación tiempo de secado bagaceras tradicionales y bagaceras transparentes.

Fuente: (García, 2019).

El bagazo se arruma en bloque desde el piso hasta el techo, quedando con poca ventilación. Para mejorar el secado es recomendado hacer arrumes de 2,5 a 3 metros de alto y de ancho, el espacio entre los arrumes debe ser entre 1 a 1,2 metros, por último, la distancia del bagazo a la cubierta debe ser de 1 metro (García, 2019). Para evitar contaminación de la panela en su elaboración, se recomienda que la bagacera quede separada del trapiche como se muestra en la **Figura 2-6**.

Lo importante en este trabajo es determinar el espacio destinado a almacenamiento en el punto de gasificación. Se debe tener en cuenta que la mayoría de los trapiches tienen bagaceras tradicionales, por lo tanto, es necesario hacer la recolección de bagazo a los 60 días de iniciar el secado en las bagaceras. Después de este tiempo, todo el bagazo generado se debe almacenar en el punto de gasificación, que corresponde al trapiche de mayor generación en la zona, con el objetivo de reducir costos de transporte. Con base en las especificaciones dadas anteriormente, y para una longitud de los arrumes de 15 m, cada arrume requiere un área de 68 m². En este tipo de arrume se puede almacenar 135 m³ o 20250 kg de bagazo. Las **Ecuaciones** 10 y 11 permiten calcular el área requerida para almacenamiento de bagazo.

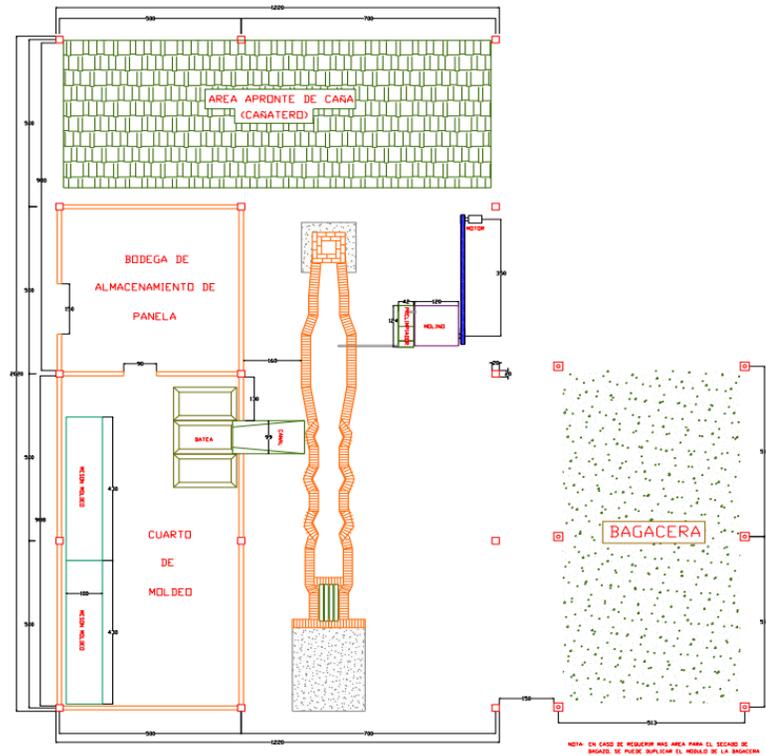


Figura 2-6. Distribución correcta en planta de un trapiche pequeño.

Fuente: (García, 2019).

$$N_{ar} = \frac{m_{bag}}{20250} \quad (10)$$

$$A_{bag} = N_{arrumes} * 68 \quad (11)$$

Donde m_{bag} es la masa de bagazo almacenado, N_{ar} es el número de arrumes que en la **Ecuación 10** se aproxima al entero siguiente cuando el resultado sea un decimal, y A_{bag} es el área requerida para el almacenamiento del bagazo, cuya estimación es necesaria para evaluar los costos asociados a la compra del terreno utilizado para almacenar el bagazo en los puntos de gasificación. Para calcular m_{bag} se tiene en cuenta la cantidad máxima de bagazo procesada en 48 horas por el sistema de gasificación. Se escoge este tiempo asumiendo que, si se presenta inconvenientes en la recolección durante un día, el proceso de recolección se suspende, sin embargo, para solventar este inconveniente en el punto de gasificación se tendrá disponibilidad de bagazo para trabajar 2 días sin parar.

2.6 Rutas de recolección

Los trapiches deben ser visitados para recoger el bagazo producido en la molienda de caña panelera. Un camión transportador es el encargado de la recolección, el cual se desplazará a través de un determinado número de trapiches siguiendo un orden establecido, que se traduce en un conjunto de direcciones. Matemáticamente, los trapiches se comportan como nodos y las direcciones como aristas, al unir el conjunto de nodos V y el conjunto de aristas E se genera un grafo dirigido $G = (V, E)$ como se muestra en la **Figura 2-7**. Por lo tanto, una ruta de recolección corresponde al conjunto de trapiches donde se hace la recolección, y a los desplazamientos asociados al movimiento entre trapiches a través de la red vial de la zona.

La restricción impuesta a una ruta de recolección es que, a diferencia del punto de inicio, los trapiches (nodos) deben ser visitados una sola vez. Con la restricción se evita desplazamientos innecesarios, lo cual permite un mejor aprovechamiento de recursos en la visita de mayor número de nodos.

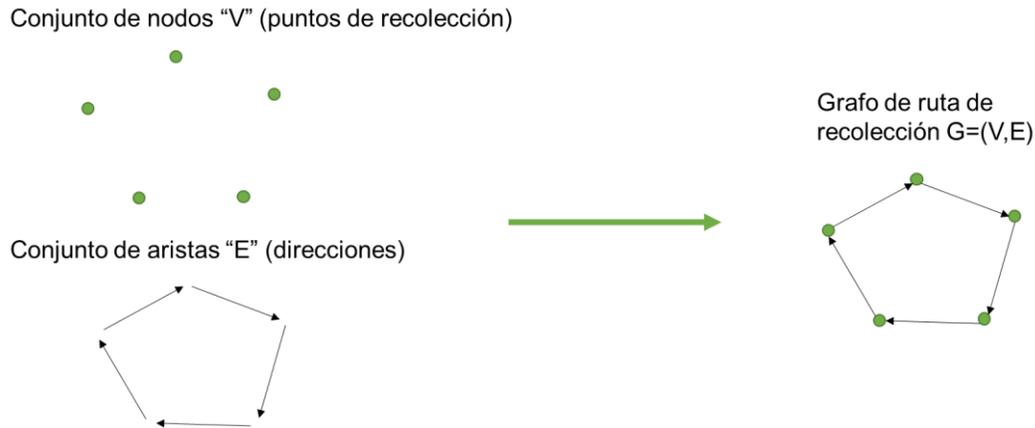


Figura 2-7. Formación de grafo dirigido para modelado de una ruta de recolección

Fuente: a partir de (Rodríguez Flórez, 2020).

2.6.1 Cálculo del tiempo empleado en una ruta de recolección

El tiempo de una ruta de recolección se debe ajustar a una jornada laboral de 8 horas, que corresponde al tiempo ocupado en recolectar bagazo en diferentes puntos utilizando un vehículo recolector en un solo día. Dado que la densidad del bagazo es muy baja, es necesario que cada vehículo haga 2 rutas al día, esto hace que la jornada diaria se divida

en 2 recolecciones de 4 horas. Desde el punto de inicio y durante cada desplazamiento entre nodos el vehículo consume un tiempo que es proporcional a la distancia recorrida. Adicionalmente, en cada nodo se requiere un tiempo para cargar el bagazo al vehículo, que incluye todas las actividades relacionadas a este procedimiento. Por lo tanto, el tiempo empleado se distribuye en recolección y desplazamiento, cumpliendo con el tiempo máximo de ruta de 4 horas, esto es descrito por la **Ecuación 12**.

$$4h \geq |V| * t_{rec} + \tau(G) \quad (12)$$

t_{rec} es el tiempo promedio en hacerse una recolección de bagazo en cualquiera de los trapiches (40 minutos). $|V|$ es la cardinalidad o número de nodos pertenecientes a una determinada ruta de recolección. $\tau(G)$ es una función de tiempo asociada al desplazamiento del vehículo recolector a través de todos los nodos de la ruta o grafo, la función τ depende de cada desplazamiento (**Ecuación 13**).

$$\tau = \sum_{e \in E} \delta(e) \quad (13)$$

e es el desplazamiento entre cada par de puntos en el conjunto E y $\delta(e)$ es el tiempo asociado a cada desplazamiento e . En el cálculo del tiempo por desplazamiento, se tiene en cuenta que la distancia desde un punto A hasta un punto B es la misma que la distancia desde el punto B al punto A . El primer objetivo de la ruta de recolección es visitar el mayor número de nodos en la jornada laboral, el cual se cumple únicamente si se cumple un segundo objetivo, que es minimizar los tiempos empleados en el desplazamiento entre nodos. Por lo tanto, en esta parte del trabajo se determina el tiempo en función de la distancia recorrida.

Para el cálculo de la función $\delta(e)$ se utiliza la metodología propuesta en (Rodríguez Flórez, 2020), en donde $\delta(e)$ depende de las distancias recorridas entre los nodos. Conociendo las coordenadas geográficas latitud (ϕ) y longitud (λ) de cada nodo, se utiliza geometría esférica para la primera aproximación del cálculo de la distancias entre cada par de nodos. En esta aproximación se asume que la tierra es completamente esférica y lisa, donde la distancia más corta entre dos puntos es por donde pasa el círculo máximo (ortodrómica) y corresponde a la longitud de arco que los une los puntos sobre la superficie de la tierra (**Figura 2-8**).

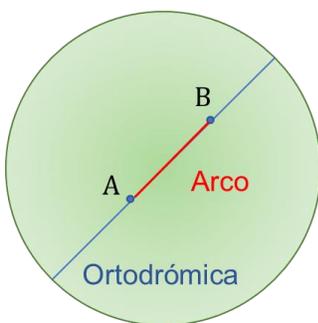


Figura 2-8. Arco formado por dos puntos sobre superficie esférica

Fuente: Elaborado a partir de (Rodríguez Flórez, 2020)

Para calcular el arco formado por los dos puntos (A y B) se toma como punto de referencia el polo norte, y se definen las colatitudes para los dos puntos (**Ecuaciones 14 y 15**).

$$\alpha = 90^\circ - \phi_a \quad (14)$$

$$\beta = 90^\circ - \phi_b \quad (15)$$

Para formar los planos dentro de la esfera que pasan por cada punto se toma como referencia el polo norte (P) y el centro de la tierra (O) (**Figura 2-9**).

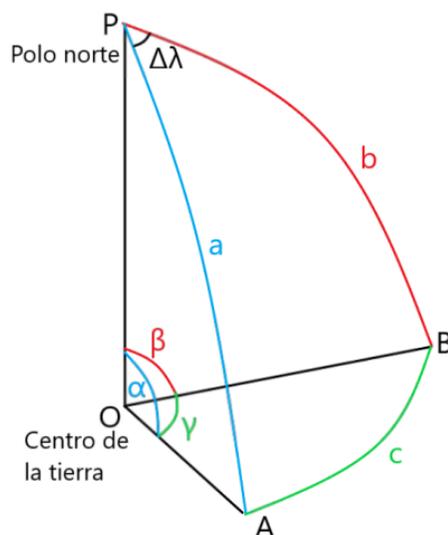


Figura 2-9. Geometría esférica para el cálculo de la longitud de arco

Fuente: (Rodríguez Flórez, 2020)

El ángulo formado entre los planos AOP y BOP se calcula como la diferencia de longitudes de los dos puntos A y B (**Ecuación 16**).

$$\Delta\lambda = \lambda_A - \lambda_B \quad (16)$$

La distancia entre los puntos (arco) se calcula como el producto del radio de la esfera y el ángulo γ formado entre las rectas OB y OA, para esto se toma el radio de la tierra como $6,3781 \times 10^6 \text{ m}$ (Rodríguez Flórez, 2020). El ángulo γ es muy pequeño debido a la cercanía de los puntos evaluados en comparación con el radio de la tierra. Se utiliza la ley de los haversenos para calcular γ , ya que es bastante precisa para ángulos pequeños. Esta ley es descrita por las **Ecuaciones** 17 a 19.

$$\gamma = \text{archav}(\text{hav}(\alpha - \beta) + \sin(\alpha) \sin(\beta) \text{hav}(\Delta\lambda)) \quad (17)$$

$$\text{hav}(\alpha) = \left(\sin\left(\frac{\alpha}{2}\right) \right)^2 \quad (18)$$

Donde para un ángulo θ :

$$\text{archav}(\theta) = 2 \arcsin(\sqrt{\theta}) \quad (19)$$

El cálculo de la distancia mínima entre dos puntos c , se hace mediante la **Ecuación** 20.

$$c = \gamma r_{\text{tierra}} \quad (20)$$

Esta aproximación inicial está lejos de representar la distancia real, debido al desnivel del terreno y a las numerosas curvas presentes en la estructura vial del departamento de Cundinamarca. Por tal motivo, la distancia real puede ser mucho mayor como el ejemplo de la **Figura 2-10** en la zona de estudio. La distancia real por carretera es de $5,30 \text{ km}$ y presenta un desnivel de 149 m , mientras que la distancia lineal no presenta desnivel y solo se recorren $3,78 \text{ km}$.



Figura 2-10. Diferencia entre distancia lineal y distancia real desde el punto A al punto B.

Fuente: Google Maps

La distancia real y el tiempo empleado en desplazarse entre dos puntos, solo puede obtenerse de forma exacta a través de mediciones en campo, sin embargo, las mediciones están sometidas a muchas variables no controlables. La manera más fácil de obtener esta información es a través de Google Maps, herramienta que tiene la ventaja de proporcionar información en tiempo real. Sin embargo, es difícil obtener la información a través de una función para calcularse al momento de realizar la optimización. Por esta razón, en este trabajo al igual que en (Rodríguez Flórez, 2020) se correlacionan los datos de distancia real obtenida de Google Maps con la distancia lineal calculada con geometría esférica. Para obtener la información de Google Maps, se utiliza la herramienta Apps Script presente en las hojas de cálculo de Google. En esta aplicación web se escribe un código que permite obtener la distancia entre todos los posibles pares de puntos de una lista previamente ingresada a través de las mismas hojas de cálculo. La información ingresada corresponde a las coordenadas geográficas de cada punto (latitud y longitud).

Una dificultad identificada es que las distancias registradas en Google Maps solo están disponibles para las principales vías del municipio de Útica, y los trapiches están ubicados fuera de esas rutas. De este modo, se correlacionarán las distancias lineales calculadas con su respectiva distancia real tomada de Google Maps solo para 20 nodos, los cuales son ubicados sobre todas la carreteras registradas dentro de la zona estudiada. Con esto

se asume que las vías que no están registradas tienen las mismas características de las vías registradas.

En la **Figura 2-11** se muestra la ubicación de los 20 nodos y en el **Anexo E** se presentan sus respectivas coordenadas. El número de puntos para la regresión se determina por la combinatoria por pares de la **Ecuación 21**.

$$tramos = P_2^{20} = \frac{20!}{(20-2)!} = 380 \quad (21)$$

Con la información obtenida para los 380 puntos, es posible correlacionar los datos de distancia y tiempo reales con distancias lineales (**Ecuaciones 22 y 23**).

$$d_{real} = cte1 d_{lineal} \quad (22)$$

$$t_{real} = cte2 d_{real} \quad (23)$$

t_{real} es la función $\delta(e)$, la cual permite estimar el tiempo empleado en recorrer una distancia entre dos puntos dentro de la zona de estudio, y posteriormente estimar la función τ .



Figura 2-11. Ubicación de nodos para correlación de distancia lineal y distancia real.

Fuente: Google Maps

2.6.2 Algoritmo de optimización de rutas

Para determinar el tiempo que toma una ruta de recolección es necesario conocer el grafo asociado a la ruta. Este grafo es un ciclo hamiltoniano que pasa por cada nodo exactamente una sola vez, a excepción del vértice del que parte que es el mismo al cual llega. Mediante un algoritmo de optimización combinatoria se encuentra el camino más corto que una un ciclo hamiltoniano. El diagrama de flujo para la optimización de las rutas de transporte se describe en la **Figura 2-12**.

La idea del método de optimización es visitar el mayor número de puntos de generación de bagazo de caña panelera en un determinado intervalo de tiempo. Como se observa en la **Figura 2-12**, la primera parte consiste en identificar los nodos que se encuentran en el área de estudio, inicialmente se consideran todos los puntos de recolección de la zona. El siguiente paso es optimizar la ruta mediante un método heurístico, minimizando la distancia en recorrer el grafo.

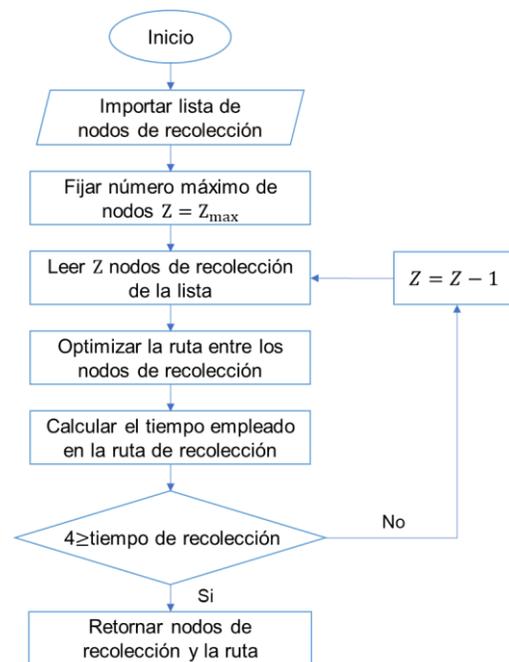


Figura 2-12. Diagrama de flujo para la optimización de rutas de transporte.

Fuente: (Rodríguez Flórez, 2020)

El tiempo empleado en recorrer el grafo es proporcional a la distancia, por lo tanto, al minimizar distancia se está minimizando el tiempo. Para la primera iteración en el diagrama de la **Figura 2-12**, se consideran todos los nodos posibles, ocasionando que el tiempo

empleado en recorrer el grafo optimizado sea alto. Una ruta debe cubrirse en medio día laboral, para este caso se asume una jornada laboral de 8 horas. Si el tiempo empleado en recorrer el grafo es superior a 4 horas, es porque se está visitando muchos nodos. Por lo tanto, se debe continuar con el proceso de optimización, en la siguiente iteración, se disminuye el número de puntos de recolección a visitar y nuevamente se optimiza la ruta para los nodos empleados. La primera ruta de recolección se obtiene cuando se cumpla con la restricción de tiempo de 4 horas. El proceso iterativo se repite con los nodos que aún no hayan sido asignados a alguna ruta de recolección.

2.6.3 Optimización de la ruta de recolección

Una ruta de recolección se codifica como una tupla, donde cada uno de sus componentes corresponde a un punto de recolección y su orden corresponde al orden en el que serán visitados cada uno de los puntos. Para la tupla de recolección $L = (n_1, n_2, n_3, \dots, n_m, n_1)$, n_i es un nodo de recolección y m es el número de nodos de la ruta. El objetivo es minimizar la distancia recorrida en la ruta, para esto se utiliza el método de optimización local 2-opt. El problema de optimización corresponde a minimizar la función objetivo, que es la sumatoria de las distancias que comprende la ruta (**Ecuación 24**).

$$\min \sum_{i=1}^n \text{dist}(L_i, L_{i+1}) \quad (24)$$

Donde L_i es el elemento en la posición i de la tupla L .

❖ Método de optimización 2-opt

El método 2-opt es un algoritmo que permite el cálculo de mínimos locales y fue desarrollado por primera vez en el año 1958 (Croes, 1958). En este trabajo el método es utilizado para la minimización de la distancia recorrida por las rutas de recolección de bagazo. El método se desarrolla a partir de una aproximación inicial de la ruta, en donde se prueban una serie de movimientos cambiando la posición de los nodos, lo cual busca reducir la distancia recorrida. Por ejemplo, se tiene una ruta de recolección comprendida por 8 nodos (n_i) que inicia y termina en el nodo 1 (**Figura 2-13**).

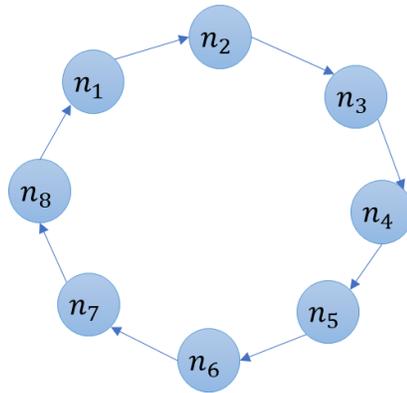


Figura 2-13. Aproximación inicial de la ruta de recolección

orden de recolección: $n_1, n_2, n_3, n_4, n_5, n_6, n_7, n_8$

Un movimiento consiste en el rompimiento de la ruta en dos puntos. Por ejemplo, en la **Figura 2-14** se rompe entre los nodos 1 y 2, y entre los nodos 4 y 5.

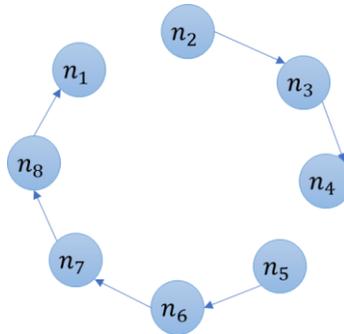


Figura 2-14. Rompimiento de la ruta de recolección.

Al romper la ruta se crean cuatro límites (n_1, n_2, n_4, n_5), los cuales se entrecruzan para obtener un nuevo orden para la ruta (**Figura 2-15**).

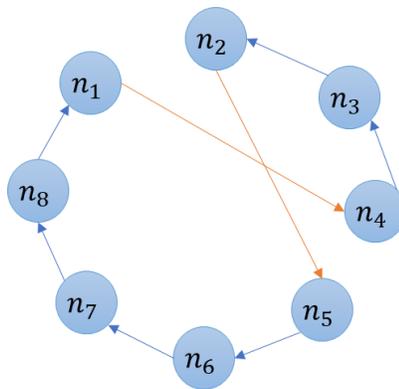


Figura 2-15. Nueva ruta de recolección al aplicar un entrecruzamiento.

nuevo orden de la ruta: $n_1, n_2, n_3, n_4, n_5, n_6, n_7, n_8$

Al romper el ciclo en dos puntos se crean dos tramos, y al reconectar la ruta de forma diferente, el tramo que sigue después del primer punto de corte invierte su dirección. La distancia total recorrida en ese tramo no cambia, debido a que el método considera que la distancia en recorrer un tramo, es la misma al recorrer el mismo tramo en sentido inverso (Mavroidis et al., 2007). El nuevo orden de la ruta no necesariamente reduce la distancia total recorrida, sin embargo, con esta metodología se prueban varios movimientos hasta encontrar el correcto, siendo este movimiento el único que se aprueba para la nueva ruta.

Para el método de optimización, en cada cambio que se realice solo se consideran los cuatro nodos involucrados en los puntos de corte de la ruta. No importa que tan largos sean los segmentos formados ya que el orden relativo de los nodos es el mismo en cada segmento para las dos rutas, ocasionando que la distancia recorrida en esos tramos sea la misma antes y después del cambio. Para el ejemplo planteado, esto se puede explicar matemáticamente, primero se escriben las distancia de la ruta inicial y de la ruta nueva:

$$\text{distancia inicial} = \text{dist}(n_1, n_2) + \text{dist}(n_2, n_4) + \text{dist}(n_4, n_5) + \text{dist}(n_5, n_8) + \text{dist}(n_8, n_1)$$

$$\text{distancia nueva} = \text{dist}(n_1, n_4) + \text{dist}(n_4, n_2) + \text{dist}(n_2, n_5) + \text{dist}(n_5, n_8) + \text{dist}(n_8, n_1)$$

Según lo discutido:

$$\text{dist}(n_2, n_4) = \text{dist}(n_4, n_2)$$

La diferencia entre las dos distancias es:

$$\text{diferencia distancia} = \text{distancia nueva} - \text{distancia inicial}$$

Restando las dos distancias se obtiene:

$$\text{diferencia distancia} = \text{dist}(n_1, n_4) + \text{dist}(n_2, n_5) - \text{dist}(n_1, n_2) - \text{dist}(n_4, n_5)$$

Lo anterior prueba que la distancia total de la ruta solo es afectada por la posición de los cuatro nodos involucrados en el movimiento (n_1, n_2, n_4, n_5) . Se espera que la diferencia en distancia sea menor a cero, cuando esto pasa se garantiza que el entrecruzamiento está reduciendo la distancia total de la ruta. Si esto no pasa, el movimiento de entrecruzamiento no es tenido en cuenta y se evalúa otro.

Los pasos del método de optimización 2-opt son los siguientes:

- Se formula una aproximación inicial para la ruta de recolección y en función de la ubicación de cada nodo perteneciente a la ruta, se calcula la matriz de distancias entre cada pareja de nodos.

$$ruta_{in} = [n_1, n_2, \dots, n_i, n_{i+1}, n_{i+2}, \dots, n_{j-1}, n_j, n_{j+1}, \dots, n_m]$$

$$distanciar = \begin{bmatrix} d_{1,1} & d_{1,2} & \cdot & \cdot & \cdot & d_{1,m} \\ d_{2,1} & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot & \cdot \\ d_{m,1} & d_{m,2} & \cdot & \cdot & \cdot & d_{m,m} \end{bmatrix}$$

Donde $ruta_{in}$ es la aproximación inicial para la ruta de recolección y $distanciar$ es la matriz de distancias reales entre cada par de nodos o puntos de recolección de la zona estudiada, $d_{i,j}$ es la distancia entre el nodo n_i y el nodo n_j . La diagonal principal es una diagonal de ceros debido a que es la distancia de cada punto con el mismo punto.

- Para hacer un entrecruzamiento, se seleccionan los dos puntos de corte que se representan por parejas de nodos consecutivos:

$$(n_i, n_{i+1})$$

$$(n_j, n_{j+1})$$

Donde $i = 1, 2, 3, \dots, m - 3$ y $j = 3, \dots, m - 1$.

- Desde el nodo 1 se empiezan a analizar las parejas de nodos. Para hacer el entrecruzamiento, en las parejas de puntos se intercambia el nodo n_{i+1} por el nodo n_j :

$$(n_i, n_j)$$

$$(n_{i+1}, n_{j+1})$$

- Se obtiene un nuevo orden para la ruta de recolección, en la cual el orden de los nodos entre los nodos intercambiados se invierte:

$$ruta_{nueva} = [n_1, \dots, n_i, n_j, n_{j-1}, \dots, n_{i+2}, n_{i+1}, n_{j+1}, \dots, n_m]$$

- Se calcula el cambio en distancia de la ruta debido al entrecruzamiento:

$$\begin{aligned} cambio = & distanciar(n_i, n_j) + distanciar(n_{i+1}, n_{j+1}) - (distanciar(n_i, n_{i+1}) \\ & + distanciar(n_j, n_{j+1})) \end{aligned}$$

- Cuando se reduce la distancia de la ruta con un entrecruzamiento, se obtiene que $cambio < 0$, este valor es almacenado y para la ruta inicial se evalúan otros

entrecruzamientos como los mostrados en la **Figura 2-16** para una ruta de 8 nodos. En todos los movimientos se actualiza la variable *cambio*, siempre que este valor sea inferior al calculado para el entrecruzamiento anterior.

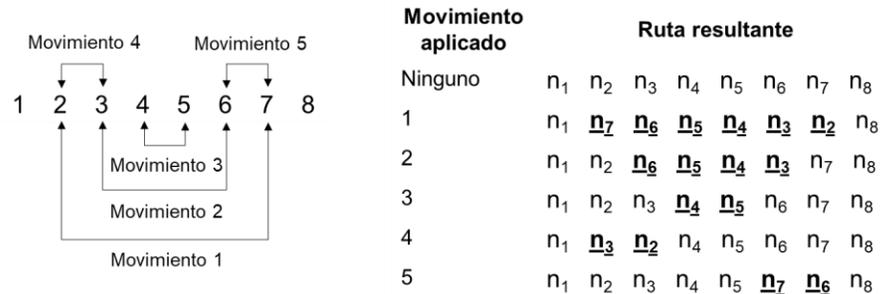


Figura 2-16. Posibles entrecruzamientos para una ruta de recolección.

- Una vez se hayan probado todos los entrecruzamientos posibles, se selecciona el entrecruzamiento asociado a la variable *cambio* almacenada, y se actualiza *ruta_{in}*. Si no hay datos almacenados en la variable *cambio*, entonces la *ruta_{in}* es la ruta óptima de recolección.
- El procedimiento se repite desde cero con la nueva ruta de recolección inicial (*ruta_{in}*), buscando un nuevo entrecruzamiento para lograr reducir la distancia actual de la ruta.
- Cuando la ruta inicial deje de actualizarse quiere decir que se ha alcanzado un punto óptimo para la ruta de recolección.
- Con la ruta de recolección óptima es posible calcular la distancia real de la ruta, y el tiempo empleado en recorrer esa distancia.

❖ Aproximación inicial

Es la primera aproximación de la ruta óptima de recolección, el primer paso es elegir el punto donde inicia la recolección de bagazo de caña panelera. Para este caso, el punto inicial corresponde al lugar donde se ubicará el sistema de gasificación. El punto de gasificación se ubicará en el lugar de mayor generación de bagazo, esto con el objetivo de minimizar el transporte de bagazo. El segundo punto de la ruta corresponde al punto más cercano al nodo inicial. Para el tercer nodo se utiliza la misma metodología, seleccionando el punto más cercano al nodo 2. El procedimiento se repite hasta que la ruta comprenda cada uno de los puntos de recolección que le fueron asignados. El procedimiento paso a paso es el siguiente:

- Se define el vector A , como el vector donde se encuentran cada uno de los trapiches (nodos) en la zona de estudio.

$$A = [n_1, n_2, \dots, n_i, n_{i+1}, n_{i+2}, \dots, n_{j-1}, n_j, n_{j+1}, \dots, n_m]$$

- Se define el vector B , como el vector que contiene los nodos en el orden de visita, inicialmente está vacío.

$$B = []$$

- Se selecciona el nodo de partida como el punto de mayor generación de bagazo. Este nodo ocupa la posición 1 del vector B , inicialmente es el único elemento de este vector. Como ejemplo se toma el nodo 1.

$$B = [n_1]$$

- Se calculan las distancias desde el último nodo registrado en el vector B hasta cada uno de los nodos del vector A (sin incluir los nodos que ya han sido incluidos en el vector B).
- Se identifica la menor distancia registrada en el paso anterior, el nodo involucrado ocupa la siguiente posición en el vector B .
- El procedimiento se repite hasta que cada elemento del vector A quede registrado en el vector B .
- El último elemento del vector B es el nodo inicial. Esto debido a que la ruta de recolección termina en el mismo punto en el que inicia.
- El orden de los nodos registrados en el vector B será el orden de la aproximación inicial a la ruta de recolección de bagazo en la zona, el cual se utilizará en el método de optimización 2-opt.

2.7 Programación de las rutas de recolección

La programación de las rutas de recolección se hace con base en el volumen generado de bagazo, la velocidad de generación determina la frecuencia en que será visitado cada punto de recolección. Es necesario hacer una buena caracterización de cada trapiche en el área de estudio, la información más importantes para la programación de las rutas es:

- Velocidad de generación de bagazo. Cada trapiche procesa diferentes cantidades de caña de forma discontinua, generando bagazo el cual se almacena en las bagaceras.
- Disponibilidad de bagazo. Dependiendo de la época de cosecha de caña, se almacena el bagazo en las bagaceras. La cantidad de bagazo producida en un año por trapiche es alta, por lo que es posible que la recolección se haga gradualmente día a día.
- Tiempo que tarda en descomponer el bagazo. El bagazo permanece en buen estado por más de 60 días, que es el tiempo máximo que permanece en las bagaceras. Como la recolección es diaria, se debe recoger el bagazo con mayor tiempo de almacenamiento.
- Capacidad de almacenamiento de las bagaceras. La alta frecuencia de recolección evita una acumulación superior a la capacidad de las bagaceras en cada trapiche.

Las ventajas de realizar una buena programación de las rutas de recolección son:

- Reducción de costos de recolección ocasionados por consumo de combustibles y tiempo del personal empleado. Adicionalmente, se reducen los impactos ambientales.
- Mínimo número de viajes para recolectar el bagazo.
- Mínimo recorrido en las rutas de recolección.
- Se evitan visitas innecesarias a puntos de recolección sin disponibilidad de bagazo.

La programación consiste en definir el número de recolecciones por ruta que se hacen en un mes. Con el número de recolecciones se define el número de camiones a utilizar. Los pasos para realizar la programación son los siguientes:

- El primer paso es definir las rutas de recolección a partir del procedimiento descrito en la sección 2.6. La ruta está compuesta por un determinado número de trapiches que deben ser visitados en un tiempo máximo de 4 horas.
- Se definen las velocidades de generación de bagazo en cada trapiche i en cada ruta j en kg/mes ($VG_{i,j}$).
- Se define el bagazo generado y posteriormente recolectado en cada una de las rutas de recolección en kg/mes (VG_j).

$$VG_j = \sum_i^{n_i} VG_{i,j} \quad (25)$$

- La capacidad de producción de bagazo de cada ruta se divide a la capacidad de carga del camión transportador. Se obtiene el número de recolecciones que se deben hacer con esa ruta en un mes.

$$a = \frac{VG_j}{2150} \quad (26)$$

si a es entero $N_{rec,j} = a$
si a es un decimal $N_{rec,j} = \lceil a \rceil + 1$

VG_j está en kg/mes y $2150 kg/recolección$ es la capacidad de transporte de un camión. $N_{rec,j}$ es el número de recolecciones hechas en un mes usando la ruta j .

- El paso anterior se repite para cada una de las rutas disponibles en la zona estudiada.
- Asumiendo la jornada laboral actual de 48 horas semanales y 8 horas diarias, un solo camión puede hacer 48 recolecciones al mes (2 recolecciones diarias). Con la **Ecuación 28** se calcula el número de camiones necesarios para la recolección de bagazo en la zona.

$$N_{rec,T} = \sum_1^{n_j} N_{rec,j} \quad (27)$$

$$N_{camión} = \frac{N_{rec,T}}{48} \quad (28)$$

Donde $N_{rec,T}$, es el número total de recolecciones hechas en la zona y $N_{camión}$ es el número de camiones requeridos para hacer toda la recolección de bagazo.

Algunos camiones recolectores de bagazo quedan fijos a una ruta de recolección, sin embargo, es probable que no todos los días se repita el número de recolecciones de una ruta. Con base en esto, unos camiones se categorizan como libres, y pueden ser empleados en varias rutas de recolección.

2.8 Localización de los sistemas de gasificación

Definir un número de sistemas de gasificación (N_{SG}) condiciona los resultados de transporte y gasificación. Incrementar N_{SG} requiere de mayor inversión en equipos, pero al mismo tiempo reduce considerablemente los costos asociados al transporte de bagazo hacia cada punto de gasificación. Adicionalmente, para cada valor que pueda tomar N_{SG} ,

cambia la cantidad y tipo de gasificadores utilizados en cada punto, lo cual hace que la composición, flujo y poder calorífico del gas de síntesis sea diferente. Al fijar un valor para N_{SG} , se pueden optimizar las rutas de transporte y seleccionar la mejor configuración de gasificadores, sin embargo, no se conocerá si el N_{SG} asignado sea el mejor valor para la zona de estudio. Por lo tanto, N_{SG} se convierte en la variable de optimización de este trabajo y en esta sección se estudia el efecto del valor de N_{SG} sobre la distribución de los sistemas de gasificación en el área de estudio y como se asignan los trapiches a algún sistema de gasificación.

2.8.1 Distribución de los sistemas de gasificación

Para ubicar los N_{SG} sistemas de gasificación en la zona de estudio se consideran dos premisas, la primera es que los sistemas de gasificación deben ubicarse en los trapiches con mayor producción de bagazo, garantizando una reducción de costos en transporte de la biomasa. La otra premisa es que los sistemas de gasificación deben estar distribuidos de tal manera que geográficamente, queden ubicados homogéneamente dentro del área de estudio. A partir de las dos premisas se adopta el procedimiento descrito a continuación para realizar una selección y distribución adecuada de los N_{SG} sistemas de gasificación, cuando N_{SG} tiene un valor entre 2 y 164. Pasos iniciales:

- Se ordena la lista de todos los trapiches disponibles en la zona, de mayor a menor producción de bagazo de caña panelera. Esto permite cumplir con la primera premisa.
- El primer elemento de la lista se convierte en el trapiche donde se instalará el primer sistema de gasificación. Cuando N_{SG} es 1, este es el único sistema de gasificación.
- El trapiche número 1 se elimina de la lista de trapiches, generando una nueva lista de trapiches ordenados descendientemente en función a su capacidad de producción de bagazo.

Pasos para ubicar un sistema de gasificación ($i + 1$):

- Se selecciona el trapiche número 1 de la nueva lista de trapiches, para evaluar si puede ser seleccionado como el siguiente sistema ($i + 1$).
- Para que el trapiches pueda ser seleccionado como punto de instalación del sistema de gasificación ($i + 1$), en orden de cumplir con la segunda premisa, debe

cumplir con una restricción de distancia respecto a los sistemas de gasificación anteriormente establecidos (desde el 1 hasta el i). Debe existir una separación mínima permitida entre el trapiche ($i + 1$) y los sistemas anteriormente seleccionados. La distancia de separación que deben tener los sistemas de gasificación se considera como una función de la máxima distancia de separación de dos trapiches en la zona de estudio, además, se busca una distribución equidistante entre sistemas. Esta función se calcula con base en la distribución equidistante de puntos en una zona, para este caso se estudió la influencia que tiene el número de puntos equidistantes dentro de un cuadrado de dimensión 1 sobre la distancia de separación mínima de dos puntos vecinos. Los resultados de este estudio se presentan en la **Figura 2-17**, donde se obtiene una función potencial para correlacionar los datos de distancia y número de puntos.

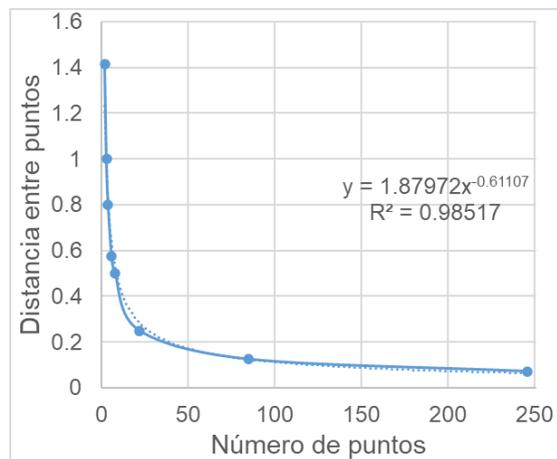


Figura 2-17. Efecto del número de puntos sobre la distancia de separación.

Sin embargo, la correlación obtenida en la **Figura 2-17**, no representa adecuadamente los datos de la zona de estudio, debido a que no todas los puntos conservan la misma distancia entre trapiches vecinos. Por lo tanto, después de una serie de modificaciones se llega a una expresión similar en la **Ecuación 29**.

$$d_{s,SG} = \frac{1,72}{N_{SG} + 0.5} d_{max} \quad (29)$$

Esta ecuación permite estimar la distancia mínima $d_{s,SG}$ que debe haber entre puntos vecinos para lograr una distribución homogénea. En la ecuación, $d_{s,SG}$ tendrá valores entre el $70\%d_{max}$ y d_{min} para los límites 2 y 165 sistemas de

gasificación respectivamente. d_{max} es la distancia de separación máxima, y d_{min} es la distancia de separación mínima entre dos trapiches de la zona estudiada.

- Se verifica que la distancia entre el actual sistema de gasificación y los sistemas seleccionados anteriormente sea superior a $d_{s,SG}$. Si se cumple, el punto evaluado se convierte en un nuevo sistema de gasificación. Si no se cumple el punto se descarta, y se evalúa el siguiente punto de la lista de trapiches.
- Si ningún punto de la lista de trapiches cumple con la restricción de distancia, esta restricción se suaviza de acuerdo con la **Ecuación 30**. La aplicación de esta ecuación se repite hasta que uno de los trapiches cumpla con la restricción de distancia.

$$d_{s,SG} = 0.99 d_{s,SG} \quad (30)$$

- Una vez se ubique un nuevo sistema de gasificación, este trapiche se elimina de la lista de trapiches seleccionables.
- El procedimiento se repite hasta que sean distribuidos los N_{SG} sistemas de gasificación homogéneamente.
- En el caso de que N_{SG} sea 165, es decir, que cada trapiche tenga su propio sistema de gasificación, no es necesario realizar este procedimiento. La ubicación de cada sistema corresponderá a la ubicación de cada trapiche.

2.8.2 Asignación de trapiches a sistemas de gasificación

Los trapiches que no son seleccionados como puntos de gasificación se asignan a un sistema que si ha sido seleccionado. Como los SG están bien distribuidos en la zona, a cada uno se le debe asignar un número igual de trapiches para que le suministren bagazo. A continuación, se describe el procedimiento para la asignación de trapiches a cada SG.

- Se crean dos listas de trapiches, una contiene los que funcionan como SG (lista A), y la otra contiene los trapiches que deben ser asignados a algún SG (lista B).
- De manera aleatoria se escoge un elemento i de la lista B.
- Se calcula la distancia entre el elemento i y cada elemento de la lista A.
- Se identifica el elemento de la lista A j más cercano al elemento i .

- El elemento i es asignado al sistema de gasificación j , y posteriormente se elimina de la lista B.
- El procedimiento se repite hasta que cada sistema de gasificación cuente con un trapiche, o hasta que los elementos de la lista B se terminen.
- Si después de asignar un trapiche a cada sistema de gasificación, la lista B contiene elementos, se repite el procedimiento para asignar un segundo trapiche a cada sistema de gasificación.
- Todo el procedimiento se repite hasta que la lista B quede sin elementos.

Al final, después de hacer la distribución de SG y asignarle a cada uno un determinado número de trapiches, para un número fijo de N_{SG} se establece la ubicación de los puntos de gasificación y los trapiches que aportarán bagazo a cada SG. A partir de esto, se hace la evaluación de las rutas de transporte y la implementación de gasificadores para cada SG.

2.9 Cuantificadores técnicos y económicos

2.9.1 Costos de transporte

Los costos asociados al proceso de recolección comprenden costos fijos y costos variables, los fijos están asociados a la adquisición de los camiones y al personal contratado para llevar a cabo las actividades de recolección; los costos variables están asociados al consumo de combustible para las rutas de recolección (**Ecuaciones 31 a 33**).

$$C_{transporte} = C_{fijos} + C_{variables} \quad (31)$$

$$C_{fijos} = C_{trabajador} + C_{vehiculo} \quad (32)$$

$$C_{variables} = C_{combustible} \quad (33)$$

Las rutas de recolección involucran un consumo de combustible de los vehículos transportadores. Para un costo promedio del galón de diésel de \$9500, y un consumo de 15 km/galón de combustible, el consumo de combustible se representa por la **Ecuación 34**.

$$C_{combustible} = \frac{9500}{15} * distancia\ ruta \quad (34)$$

Para evaluar una alternativa de gasificación se suma el costo en combustible de todas las rutas encontradas para la zona estudiada. La masiva recolección de bagazo hace que sea necesario emplear personal por tiempo completo, al cual se le asigna un salario mensual con cargos prestacionales de \$1542000. Por cada empleado contratado se requiere un camión cuyo precio ronda los \$165000000. En la **Ecuación 32** $C_{vehiculo}$ es el costo mensual del vehículo, el cual se obtiene por su depreciación a 5 años, lo cual equivale a \$2750000. Teniendo en cuenta los costos asociados y el número de camiones calculados para la zona de estudio, la **Ecuación 32** se transforma en la **Ecuación 35**.

$$C_{fijos} = \$4292000 N_{camión} \quad (35)$$

De esta forma se obtiene $C_{transporte}$, que representa todos los costos asociados a recolección y transporte al mes.

2.9.2 Costos de almacenamiento

El bagazo utilizado en el sitio de gasificación requiere de un espacio para su almacenamiento, cuando se agrupan varios trapiches en un solo sistema de gasificación, este espacio puede llegar a ser alto y debe adquirirse generando un costo por compra.

$$C_{almacenamiento} = 1200A_{bag} \quad (36)$$

El costo por almacenamiento del bagazo se calcula con **Ecuación 36**, depende del área de almacenamiento (A_{bag}), y del precio por m^2 de la tierra. El precio de la tierra es de \$1200/ m^2 , el cual es obtenido de precios comerciales de la tierra en el municipio de Útica.

3. Modelamiento de gasificación

Las tecnologías de gasificación de biomasa mayormente utilizadas son los gasificadores en lecho fijo y gasificadores en lecho fluidizado (Molino et al., 2016; Yan et al., 2021). Los de lecho de fluidizado pueden trabajar con cantidades grandes de biomasa, pero son más complicados en su construcción y operación. A diferencia de estos, los de lecho fijo operan con bajas cargas de biomasa y son de fácil operación (Molino et al., 2016). Los dos principales gasificadores de lecho fijo son los de contracorriente (updraft) y de cocorriente (downdraft), los primeros presentan alta eficiencia y fiabilidad y los gasificadores cocorriente se caracterizan por su baja producción de alquitrán que es un producto indeseado en la gasificación (McKendry, 2002; Molino et al., 2016). Los gasificadores cocorriente tienen requerimientos más estrictos en cuanto a la humedad y tamaño de partícula alimentada al gasificador y son utilizados principalmente con pequeñas cantidades de biomasa. El gasificador de lecho fluidizado más utilizado es el gasificador de lecho burbujeante, que es un dispositivo más sofisticado y de difícil operación, donde las condiciones de la biomasa son más estrictas. Entre sus ventajas están el bajo contenido de alquitrán en el gas de síntesis, y una excelente mezcla entre gases y sólidos dentro del gasificador que facilita una alta conversión del carbono (Lettner et al., 2007; Molino et al., 2016). En este trabajo son evaluados tres diferentes tipos de gasificador: gasificador de lecho fijo contracorriente (updraft), gasificador de lecho fijo cocorriente (downdraft), y gasificador de lecho fluidizado burbujeante de doble lecho, procesos que son simulados en Aspen Plus.

3.1 Generalidades gasificación de bagazo

La **Tabla 3-1** presenta las principales reacciones que ocurren al interior del gasificador. El rendimiento de un gasificador se mide en función de la cantidad de gas producido, su composición y su poder calorífico.

Tabla 3-1. Reacciones involucradas en gasificación de biomasa y sus calores de reacción

| Nombre de la reacción | Reacción | Calor de reacción (25°C) (kJ/kmol) | Número |
|--------------------------------|-------------------------------------|------------------------------------|--------|
| Oxidación incompleta | $C + 0.5O_2 \rightarrow CO$ | -283 | R-9 |
| Oxidación | $C + O_2 \rightarrow CO_2$ | -393,5 | R-10 |
| Reacción agua a gas | $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$ | +131 | R-11 |
| Reacción de Boudouard | $C + CO_2 \rightarrow 2CO$ | +172 | R-12 |
| Reacción de cambio de agua-gas | $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$ | -41,2 | R-13 |
| Hidrogasificación | $C + 2H_2 \rightarrow CH_4$ | -74,8 | R-14 |
| Formación de amoníaco | $N_2 + 3H_2 \rightarrow 2NH_3$ | -46,1 | R-15 |
| Formación de ácido sulfhídrico | $H_2 + S \rightarrow H_2S$ | -21 | R-16 |
| Reformado con vapor | $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$ | +206 | R-17 |

Fuente: (Anukam et al., 2014; Bassyouni et al., 2014).

Antes de ingresar al gasificador, la biomasa puede tener una etapa inicial de secado, y a la salida es necesario separar los residuos sólidos y líquidos obtenidos con el gas de síntesis. El rendimiento de un gasificador depende de varios factores, tales como la temperatura, contenido de humedad en la biomasa, y la relación de equivalencia (RE), que es la relación de la cantidad de aire utilizada con respecto a la cantidad de aire necesitada para llevar a cabo la combustión completa de la biomasa.

Tabla 3-2. Análisis próximo y último de bagazo de caña panelera.

| | | |
|------------------------------|------|--------|
| Análisis último (base seca) | | (%) |
| Carbono | m. | 44,46 |
| Hidrógeno | m. | 6,00 |
| Oxígeno | m. | 45,80 |
| nitrógeno | m. | 0,39 |
| Azufre | m. | 0,07 |
| Ash | m. | 3,28 |
| TOTAL | m. | 100,00 |
| Análisis próximo (base seca) | | |
| Material volátil | m. | 85,94 |
| Carbono fijo | m. | 10,78 |
| Cenizas | m. | 3,28 |
| TOTAL | m. | 100,00 |
| Humedad (base recibida) | m. % | 30,00 |

Fuente: (Raheem et al., 2019).

El bagazo es un componente orgánico constituido principalmente por carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y azufre. Estos son cuantificados por el análisis último de la biomasa, que entrega la fracción másica de los compuestos elementales, y el análisis próximo que proporciona la composición de la biomasa en términos de humedad, material volátil, cenizas y carbono fijo. La información es seleccionada luego de una exhaustiva revisión bibliográfica de gasificación de bagazo de caña panelera, en donde se identifican pocas variaciones de un estudio a otro, los datos son presentados en la **Tabla 3-2** (Cabrera et al., 2012; Daniyanto et al., 2015; Macías Naranjo et al., 2014; Raheem et al., 2019).

3.2 Modelamiento gasificador cocorriente (downdraft)

El bagazo es alimentado por la parte superior del gasificador donde ocurre la etapa de secado (**Figura 3-1**), vaporizando toda la humedad debido a las altas temperaturas del proceso (Ngamchompoo & Triratanasirichai, 2013). La humedad desciende por el gasificador participando térmica y químicamente en las otras etapas, mientras que el bagazo seco baja a la etapa de pirólisis y se descompone en gases, alquitrán y sólidos. El gasificador cocorriente (downdraft) permite obtener los más bajos contenidos de alquitrán, lo cual facilita la limpieza del gas al final del proceso (Bassyouni et al., 2014).

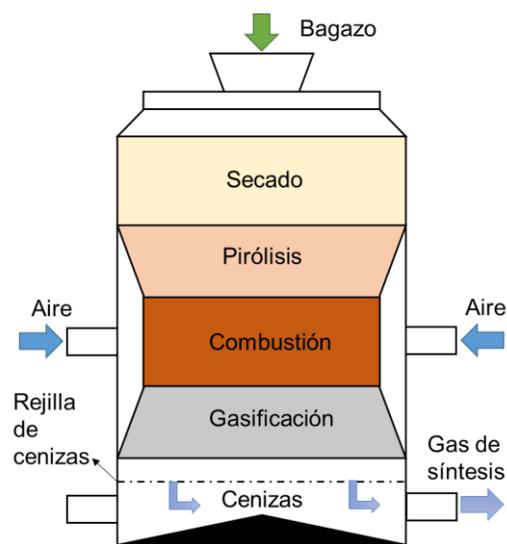


Figura 3-1. Esquema gasificador cocorriente (downdraft).

El aire ingresa a la parte media del gasificador donde ocurre la combustión (**Figura 3-1**). En esta etapa la temperatura está en el rango de 800-1500 °C (Bassyouni et al., 2014), proporcionando la energía necesaria para las etapas de gasificación y pirólisis. La etapa

de gasificación ocurre en la parte baja del gasificador alcanzando una temperatura en el rango de 800-1000 °C (Bassyouni et al., 2014). La fracción de carbonizado no consumido en la combustión, cae a la parte inferior del gasificador donde es gasificado con el CO₂ y el H₂O proveniente de la zona de combustión para formar el gas de síntesis. El gas sale por la parte inferior del gasificador y luego pasa a través de un ciclón para remover alquitranes, carbonizado y cenizas.

La descripción de los bloques de Aspen Plus utilizados para el modelamiento del gasificador cocorriente (downdraft) son presentados en la **Tabla 3-3**, y en la **Figura 3-2** se presenta el diagrama de flujo para la simulación.

Tabla 3-3. Bloques utilizados en Aspen Plus para gasificador cocorriente (downdraft).

| ID por defecto | ID asignado | Descripción |
|----------------|-------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| RStoic | SEC-IN | Evaporación de la humedad de la biomasa en el secado. Se pasa de 30% a 15% de humedad. |
| RStoic | SECADO | Evaporación de la humedad de la biomasa en la etapa de secado. |
| RYield | PIROLO | Descomposición de la biomasa en sus elementos constituyentes. |
| RStoic | TAR-CHAR | Formación de alquitrán y carbonizado a partir de los productos de la pirólisis. |
| RStoic | NRNC | Se forman los alquitranes y carbonizados que no participan en las reacciones de gasificación y combustión. |
| RYield | DESTAR | El alquitrán se descompone en sus elementos constituyentes antes de ingresar a la etapa de combustión. |
| RYield | DESCCHAR | El carbonizado se descompone en sus elementos constituyentes antes de ingresar a la etapa de combustión. |
| RGibbs | COMBUST | Reacciones de combustión. |
| RGibbs | GASIF | Reacciones de gasificación para formación de gas de síntesis. |
| Heater | ENFRIAM | En la etapa final de recuperación del gas de síntesis, este es sometido a una etapa de enfriamiento. |
| Sep | S-HUMIN | Separa el bagazo y la humedad retirada en la etapa inicial de secado. |
| Sep | SEP-HUM | Separa la humedad del bagazo seco. |
| Sep | SEPNC | Separa el alquitrán y el carbonizado del gas obtenido en pirólisis. |
| Sep | SEP-NR | Separa el alquitrán y el carbonizado que no reaccionan de los que sí reaccionan. |
| Sep | SEP-TC | Separa el alquitrán del carbonizado. |
| Sep | SEP-SOL | Separa los residuos sólidos del gas de síntesis. |
| Sep | SEP-LIQ | Separa los residuos líquidos del gas de síntesis. |
| Mixer | MIX1 | Mezcla las corrientes que pasan a la zona de combustión. |
| Mixer | MIX2 | Mezcla los productos después de gasificación y combustión. |

En la simulación son utilizados principalmente 3 bloques de Aspen Plus: RSTOIC, RYIELD, y RIGIBBS. Un bloque RSTOIC es utilizado para simular el secado del bagazo antes de

ingresar al gasificador, este modelo es útil cuando la cinética es desconocida o poco importante, calcula la conversión del bagazo a agua mediante la reacción química R-18.



En Aspen se asigna un peso molecular de 1 g/mol a un componente no convencional como el bagazo. Por lo tanto, el coeficiente del bagazo en reacción R-18 es 1 y el coeficiente del agua se expresa en la **Ecuación 37**. La conversión introducida en Aspen es de 0,176, garantizando que la humedad del bagazo a la salida del secador sea del 15%, con esta humedad el bagazo ingresa al gasificador.

$$\frac{1}{PM_{\text{H}_2\text{O}}} = 0.0555 \quad (37)$$

Para la zona de secado en el gasificador se utiliza nuevamente el bloque RSTOIC, donde se lleva a cabo la reacción R-18. Para este caso la conversión es de 0,15, logrando que la humedad del bagazo antes de la etapa de pirólisis sea de 0%. La temperatura de secado especificada en este bloque es $200 \text{ }^\circ\text{C}$ (Bassyouni et al., 2014). Los productos del secado se separan en un modelo SEP, el cual permite retirar la corriente de humedad desde el bagazo seco.

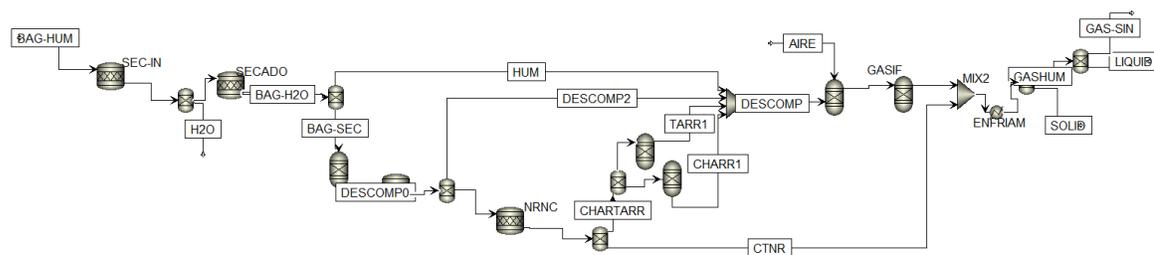
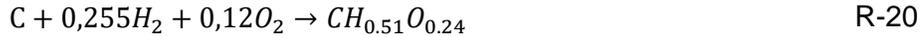
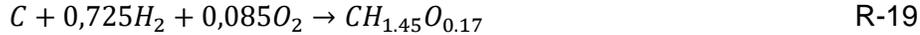


Figura 3-2. Diagrama de flujo simulación gasificador cocorriente (downdraft).

La zona de pirólisis se modela con varios bloques RYield, SEP y bloques RStoic. El bagazo seco ingresa primero en un bloque RYIELD, que descompone la biomasa en sus elementos químicos que la constituyen. Este modelo no requiere especificar la estequiometría ni la cinética, solo es necesario especificar los rendimientos con base en el análisis último del bagazo, y es ampliamente utilizado en otros trabajos (Gagliano et al., 2017). La temperatura de pirólisis de biomasa varía entre 180°C y 550°C (Bassyouni et al., 2014), (Ngamchompoo & Triratanasirichai, 2013), (Jaojaruek & Kumar, 2009). Del bloque

sale la corriente DESCOMP0, la cual ingresa a un bloque RSTOIC para la formación de carbonizado y alquitrán, a través de las reacciones R-19 y R-20.



En este caso se ha utilizado los resultados obtenidos en los estudios de pirólisis llevados a cabo por (Demiral & Ayan, 2011), en donde el alquitrán se aproxima con la formula empírica $CH_{1.45}O_{0.17}$ y el carbonizado se representa por la formula empírica $CH_{0.51}O_{0.24}$. La conversión de ambas reacciones es con base al C y dependen de la temperatura. Se utilizan los resultados experimentales de (Demiral & Ayan, 2011) para definir las correlaciones lineales de las **Ecuaciones** 38 y 39, dadas para obtener el porcentaje másico de bagazo que se convierte en alquitrán y carbonizado respectivamente.

$$\% \text{ Alquitrán} = 0,0080571 * T + 16,023 \quad (38)$$

$$\% \text{ Carbonizado} = -0,051143 * T + 59,176 \quad (39)$$

En donde T es la temperatura de pirólisis en $^{\circ}C$, el porcentaje másico de gases se obtiene con la **Ecuación** 40.

$$\text{Gas} = 100 - \% \text{ Alquitrán} - \% \text{ Carbonizado} \quad (40)$$

La conversión de C se define en las **Ecuaciones** 41 y 42 para el alquitrán y carbonizado respectivamente.

$$x_{C,alq.} = \frac{PM_C}{PM_{alq.}} \frac{\% \text{ Alquitrán}}{\% C_{a.u.}} \frac{1}{0.938} \quad (41)$$

$$x_{C,carb.} = \frac{PM_C}{PM_{carb.}} \frac{\% \text{ Carbonizado}}{\% C_{a.u.}} \frac{1}{0.938} \quad (42)$$

Donde $PM_{alq.}$ es el peso molecular del alquitrán, $PM_{carb.}$ es el peso molecular del carbonizado, $\% C_{a.u.}$ es el porcentaje de carbono en el bagazo dado por el análisis último. 0.938 es un factor de corrección por la humedad del bagazo a la cual se hizo el estudio, $x_{C,alq.}$ y $x_{C,carb.}$ son las conversiones introducidas en Aspen para las reacciones R-19 y R-

20, y están implícitamente en función de la temperatura. Para incluir las ecuaciones en el modelo se utiliza una declaración en FORTRAN mediante un CALCULATOR BLOCK (Han et al., 2017) (Gagliano et al., 2017).

Del bloque anterior sale la corriente DESCOMP1 e ingresa a un bloque de separación para separar los gases y conducirlos hacia la etapa de combustión. Antes de ingresar a combustión, los componentes pesados ingresan a un nuevo bloque RStoic para formar las fracciones de alquitrán y carbonizado que no reaccionan, mediante las reacciones R-21 y R-22.



Donde *alquitránNR* y *carbonizadoNR* son las cantidades no reaccionantes de estas especies. Las conversiones de cada componente dependen de la temperatura de gasificación y se introducen en el modelo utilizando un CALCULATOR BLOCK, (**Ecuaciones 43 y 44**).

$$x_{atq.} = \frac{\% AG - \%Cenizas}{\% Alquitrán} * 0.938 \quad (43)$$

$$x_{carb.} = \frac{\% CG - \%Cenizas}{\% Carbonizado} * 0.938 \quad (44)$$

Donde *%Cenizas* es el porcentaje de cenizas dado en el análisis último del bagazo, *% AG* y *% CG* son los porcentajes máscicos base seca de alquitrán y carbonizado del total de bagazo alimentado que no reaccionan y salen como residuos de la gasificación. Para el gasificador cocorriente (downdraft) estos porcentajes no varían mucho con los parámetros operacionales y se pueden asumir constantes, se asume un valor de 5,32% para el carbonizado (Striugas et al., 2014) y 1,4% para el alquitrán (Jordan & Akay, 2012). Después se utilizan una serie de bloques de separación, que conducen los compuestos no reaccionantes hacia las corrientes de salida. El alquitrán y el carbonizado se llevan por separado a bloques RYield para descomponerlos en sus constituyentes elementales con base en las fórmulas empíricas de cada componente. Las corrientes resultantes son llevadas junto a los gases a la zona de combustión.

El bloque RGibbs es usado para la simulación de las etapas de combustión y gasificación, este bloque calcula el equilibrio químico y de fases por la minimización de la energía libre de Gibbs del sistema. Los productos de la pirólisis son alimentados en el primer bloque RGibbs junto con la corriente de aire necesaria para llevar a cabo las reacciones de combustión. En el reactor ocurren las reacciones de oxidación parcial y las reacciones de oxidación completa, donde participa principalmente el carbonizado. El carbonizado restante se gasifica en el segundo bloque RGibbs en donde se lleva a cabo la gasificación.

Al final los productos son separados, en el primer bloque de separación se retiran los sólidos y en el segundo se retiran los líquidos que en este caso son alquitrán y agua. En la **Tabla 3-4**, se presentan las condiciones de operación para la simulación del gasificador cocorriente (downdraft).

Tabla 3-4. Parámetros de configuración utilizados en la simulación.

| Parámetro | Valor |
|-----------------------------|--------|
| Temperatura de combustión | 900 °C |
| Temperatura de gasificación | 700 °C |
| Temperatura de pirólisis | 500 °C |
| Temperatura de secado | 200 °C |
| Presión del sistema | 1 atm |
| Relación de equivalencia | 0.2 |

3.3 Modelamiento gasificador contracorriente (updraft)

La configuración del gasificador es mostrada en la **Figura 3-3**, donde se pueden distinguir las cuatro secciones descritas anteriormente: secado, pirólisis, gasificación y combustión. El bagazo es alimentado desde la parte superior del gasificador en la zona de secado, y el aire o agente gasificante se alimenta por la parte inferior justo en la zona de combustión (C. Chen et al., 2010).

En el secado se evapora la humedad al entrar en contacto con el gas de síntesis caliente proveniente de la etapa de pirólisis, la temperatura de secado varía entre 105°C y 300 °C (Moshi et al., 2020). El gas arrastra toda la humedad, la cual sale sin participar en las reacciones de gasificación por la parte superior del gasificador (Deiana et al., 2007). El bagazo se descompone en la sección de pirólisis, produciendo alquitrán, carbonizado y gases. En la zona de gasificación el carbonizado es parcialmente gasificado con aire y los otros componentes gaseosos presentes en el gasificador como los gases de combustión. El carbonizado que no es consumido en la gasificación pasa a la zona de combustión

donde se quema para producir la energía térmica que requiere el proceso (C. Chen et al., 2010, 2013). Los productos de la combustión son residuos sólidos que caen a la parte baja del equipo a través de la rejilla de cenizas, y los gases de combustión se mueven hacia arriba para participar en las otras secciones del proceso. Las cenizas calientes ayudan a precalentar el agente gasificante que ingresa por la parte inferior del gasificador (Deiana et al., 2007).

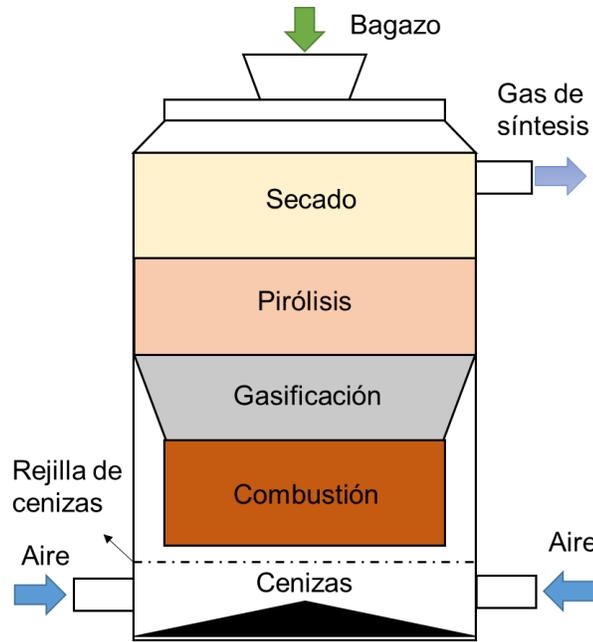


Figura 3-3. Esquema gasificador contracorriente (updraft)

La descripción de los bloques de Aspen Plus utilizados para el modelamiento del gasificador contracorriente (updraft) son presentados en la **Tabla 3-5**, y en la **Figura 3-4** se presenta el diagrama de flujo para la simulación.

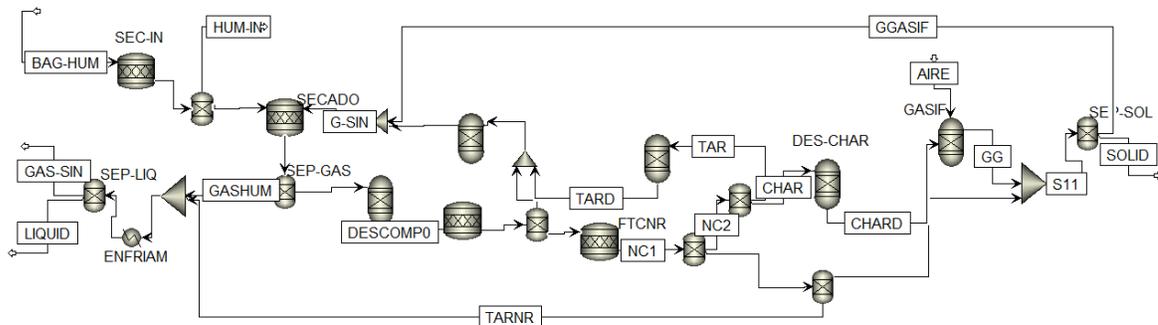


Figura 3-4. Diagrama de flujo simulación gasificador contracorriente (updraft).

Tabla 3-5. Descripción de bloques de Aspen Plus para la simulación del gasificador contracorriente (updraft).

| ID por defecto | ID asignado | Descripción |
|------------------|------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| RStoic | SEC-IN | Evaporación de la humedad del bagazo en el secado inicial. Se pasa de 30% a 15% de humedad. |
| RStoic | SECADO | Evaporación de la humedad de la biomasa en la etapa de secado. |
| RYield | PIROL0 | Descomposición de la biomasa en sus elementos constituyentes. |
| RStoic | FTARCHAR | Formación de alquitrán y carbonizado a partir de los productos de la pirólisis. |
| RStoic | FTCNR | Se forman los alquitranes y carbonizados que no participan en las reacciones de gasificación y combustión. |
| RYield | DESC-TAR | El alquitrán se descompone en sus elementos constituyentes antes de ingresar a la etapa de gasificación. |
| RYield | DES-CHAR | El carbonizado se descompone en sus elementos constituyentes antes de ingresar a la etapa de gasificación. |
| RGibbs Heater | GASIF ENFRIAM | Reacciones de gasificación para formación de gas de síntesis. En la etapa final de recuperación del gas de síntesis, este es sometido a una etapa de enfriamiento. |
| Sep | S-HUMIN | Separa el bagazo y la humedad retirada en la etapa inicial de secado. |
| Sep | SEP-GAS | Separa el gas de síntesis y la humedad del bagazo seco. |
| Sep | SEPTC | Separa el alquitrán y el carbonizado del gas obtenido en pirólisis. |
| Sep | SEP-TCNR | Separa el alquitrán y el carbonizado que no reaccionan de los que sí reaccionan. |
| Sep | S-TARCHA | Separa el alquitrán del carbonizado. |
| Sep | SEPNC-NR | Separa el alquitrán del carbonizado (no reaccionantes) |
| Sep | SEP-SOL | Separa los residuos sólidos del gas de síntesis. |
| Sep | SEP-LIQ | Separa los residuos líquidos del gas de síntesis. |
| Mixer | MIX-G | Mezcla las corrientes que suben a la zona de secado. |
| Mixer | MIX-GP | Mezcla gases y alquitranes producidos en pirólisis. |
| Mixer | MIX-RES | Mezcla los productos después de gasificación y combustión. |
| Mixer | MIX-TG | Mezcla los productos gaseosos. |

El modelamiento de este gasificador es similar al del gasificador cocorriente (downdraft), difiriendo únicamente en la distribución de corrientes y bloques, lo cual será detallado en esta sección. Primero se lleva a cabo el secado inicial en un bloque RStoic, luego el bagazo con menor contenido de humedad ingresa al gasificador en el segundo bloque de secado junto con el gas de síntesis, donde toda la humedad es evaporada. La humedad sale de la etapa de secado junto con el gas de síntesis y el bagazo seco, los gases son separados en el primer bloque de separación y salen del gasificador, mientras que el bagazo seco pasa a la sección de pirólisis.

La sección de pirólisis se modela de la misma forma que en el gasificador cocorriente (downdraft), lo único que cambia es % *AG* y % *CG* en las **Ecuaciones** 43 y 44. % *CG* no varía mucho con los parámetros de la gasificación, por lo que se asume constante en

3,03% (Corbetta et al., 2015). % *AG* se define con la **Ecuación 45** ya que presenta alta variación con la temperatura de gasificación, esta expresión lineal es obtenida de datos experimentales de (Liu et al., 2012).

$$\% AG = -0,025 * T + 26,868 \quad (45)$$

Donde *T* es la temperatura de gasificación en °C. Debido a que el flujo de gases en el reactor es ascendente, los gases que salen de la etapa de pirólisis (gas de síntesis y alquitrán) se conectan al bloque de secado RStoic. El carbonizado que reacciona es la única corriente que pasa a la zona de gasificación. Un solo bloque RGibbs es utilizado para representar la gasificación y la combustión, donde la temperatura varía entre 500-900 °C (C. Chen et al., 2010). De la etapa de gasificación salen los gases de gasificación junto con los residuos sólidos, por lo tanto, es utilizado un separador que permite retirar los residuos sólidos por la parte inferior del reactor y los gases suben hacia etapas superiores en el gasificador. Los productos que salen del secado se separan con un bloque de separación, retirando los componentes líquidos y obteniendo el gas de síntesis. Para la simulación son utilizados los parámetros operacionales de la **Tabla 3-4**.

3.4 Modelamiento de gasificador de doble lecho fluidizado

El bagazo es alimentado por la parte baja del gasificador (**Figura 3-5**) donde ocurren las etapas de secado y pirólisis a una temperatura de 760 °C. Debido a las altas temperaturas del proceso se vaporiza rápidamente la humedad, y al mismo tiempo ocurre la pirólisis del bagazo seco, el cual se descompone en gases, alquitrán y carbonizado. Desde el fondo del gasificador se inyecta una corriente recirculada de gas de síntesis, el cual tiene la función de fluidizar los sólidos presentes en el lecho (Abdelouahed et al., 2012).

Parte del carbonizado obtenido de la pirólisis pasa desde la parte baja del gasificador hacia otra cámara donde se lleva a cabo la combustión. Por la parte baja de la cámara de combustión se inyecta el aire que permite la combustión y mantener en fluidización al carbonizado. Entre las dos cámaras circula arena como medio de calentamiento, la cual se calienta en la combustión y se enfría al perder calor en las etapas de gasificación y pirólisis llevadas a cabo en la otra cámara.

Los productos de la combustión se separan en la parte superior del gasificador al pasar por un ciclón, los gases de combustión salen del sistema y la arena pasa al gasificador. En la etapa de combustión es alcanzada una temperatura en el rango de 800-1500 °C (Bassyouni et al., 2014), sin embargo, en el trabajo de (Abdelouahed et al., 2012) una temperatura de 980 °C es suficiente para proporcionar el calor requerido por el proceso. Los gases, alquitranes y parte del carbonizado, obtenidos en la pirólisis suben a la zona de reacciones secundarias donde ocurren las reacciones de gasificación a una temperatura cercana a los 948 °C (Abdelouahed et al., 2012). Los productos salen por la parte superior del gasificador mientras la arena baja a la zona de pirólisis.

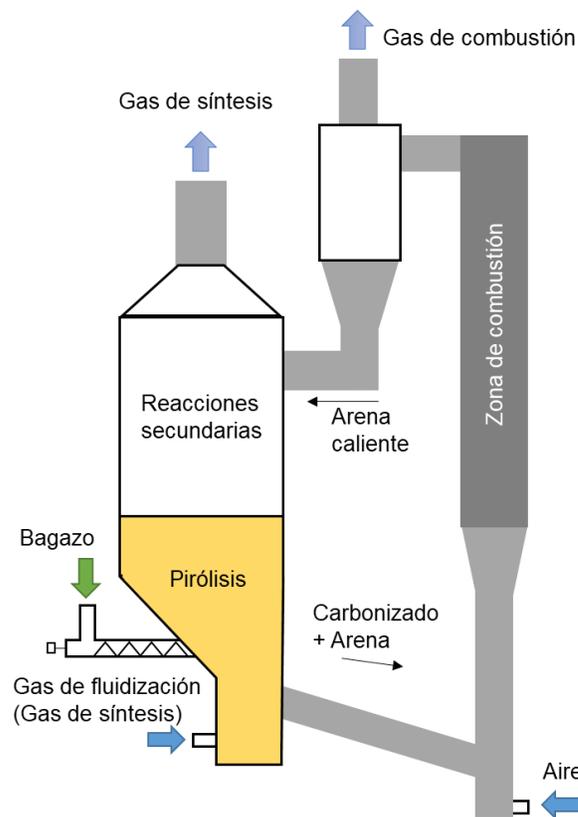


Figura 3-5. Esquema gasificador de doble lecho fluidizado

La descripción de los bloques de Aspen Plus utilizados para el modelamiento del gasificador de lecho fluidizado son presentados en la **Tabla 3-6**, y en la **Figura 3-6** se presenta el diagrama de flujo para la simulación. Al igual que en los casos anteriores se utilizan principalmente los tres bloques: RSTOIC, RYIELD, y RGIBBS. Las dos primeras etapas de secado se modelan nuevamente con dos bloques RStoic, después de la etapa

de secado la humedad es separada y conducida al bloque de gasificación. La temperatura inicial de secado es 200 °C.

Tabla 3-6. Descripción de bloques de Aspen Plus para la simulación del gasificador de lecho fluidizado.

| ID por defecto | ID asignado | Descripción |
|----------------|-------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| RStoic | SEC-IN | Evaporación de la humedad del bagazo en el secado inicial. La humedad pasa de 30% a 15%. |
| RStoic | SECADO | Evaporación de la humedad en la zona de secado. |
| Heater | ENF-BAG | Enfría el bagazo después del secado inicial |
| RYield | PIROO | Descomposición de la biomasa en sus elementos constituyentes. |
| RStoic | TAR-CHAR | Formación de alquitrán y carbonizado a partir de los productos de la pirólisis. |
| RStoic | NRNC | Se forman los alquitranes y carbonizados que no participan en las reacciones de gasificación y combustión. |
| RYield | DTAR | El alquitrán se descompone en sus elementos constituyentes antes de ingresar a la etapa de gasificación. |
| RYield | DCHAR | El carbonizado se descompone en sus elementos constituyentes antes de ingresar a la etapa de gasificación. |
| RGibbs | GASIF | Reacciones de gasificación para formación de gas de síntesis. |
| RGibbs | COMBUS | Reacciones de combustión del carbonizado. |
| Sep | S-HUMIN | Separa el bagazo y la humedad retirada en la etapa inicial de secado. |
| Sep | SEP-HUM | Separa la humedad y el bagazo después de la zona de secado. |
| Sep | SEPNC | Separa el alquitrán y el carbonizado del gas obtenido en pirólisis. |
| Sep | SEP-NR | Separa el alquitrán y el carbonizado que no reaccionan de los que sí reaccionan. |
| Sep | SEP-TC | Separa el alquitrán del carbonizado. |
| Sep | SEP-SOL | Separa los residuos sólidos del gas de síntesis. |
| Sep | SEP-H2O | Separa los residuos líquidos del gas de síntesis. |
| FSplit | DIVCHAR | Divide la corriente de carbonizado, una parte va a gasificación y la otra a combustión. |
| Mixer | MIXGASIF | Mezcla todas las corrientes en una sola antes de ingresar al gasificador. |
| Mixer | MGG | Mezcla todos los productos de la gasificación. |

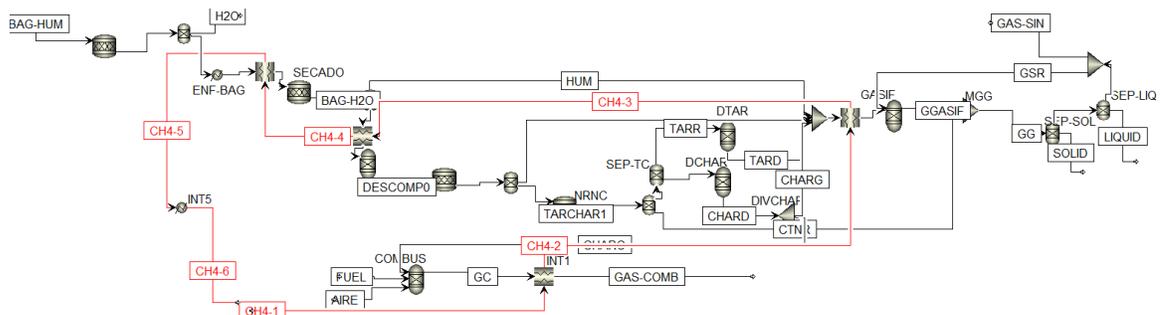


Figura 3-6. Diagrama de flujo simulación gasificador de lecho fluidizado

El modelado de la zona de pirólisis es similar al descrito en el gasificador cocorriente (downdraft), con una temperatura inicial de 600 °C, debido a que esta es la temperatura máxima en la cual se dispone de datos experimentales de pirólisis. En la formación de alquitrán y carbonizado también se utilizan las reacciones R-19 y R-20. Sin embargo, como la velocidad de calentamiento en un lecho fluidizado es mayor que en un lecho fijo, el % *Alquitrán* y el % *Carbonizado* de las **Ecuaciones** 38 y 39 cambian, y están dadas por las **Ecuaciones** 46 y 47.

$$\% \text{ Alquitrán} = 0,011486 * T + 18,228 \quad (46)$$

$$\% \text{ Carbonizado} = -0,035257 * T + 49,53 \quad (47)$$

En donde T es la temperatura de pirólisis en °C. Otra diferencia ocurre en las **Ecuaciones** 43 y 44, en las cuales % *AG* y % *CG* varían levemente con la temperatura de gasificación, para el gasificador de lecho fluidizado se definen las correlaciones presentadas en las **Ecuaciones** 48 y 49 con base en información experimental de (Montaño & Guerrero, 2009).

$$\% \text{ AG} = -0,0178 * T + 17,5136 \quad (48)$$

$$\% \text{ CG} = -0,0178 * T + 16,429 \quad (49)$$

Después de la etapa de pirólisis, el alquitrán y los gases se llevan a la etapa de gasificación. La corriente de carbonizado es dividida, una parte se lleva a combustión y otra parte a gasificación, la parte que se lleva a combustión depende de los requerimientos energéticos del proceso. El bloque RGibbs es usado para la simulación de las etapas de combustión y gasificación. En la etapa de gasificación ingresa la corriente recirculada de gas de síntesis e interacciona con los productos de la pirólisis para obtener el gas de síntesis que sale del gasificador, después los productos son separados, en el primer bloque de separación se retiran los sólidos y en el segundo se retiran los líquidos que en este caso son alquitrán y agua. En el bloque de combustión ingresa la corriente de aire para quemar el carbonizado, los gases de combustión salen sin interactuar en alguna etapa del proceso de gasificación. En la **Tabla 3-7**, se presentan las condiciones de operación para la simulación del gasificador.

Tabla 3-7. Parámetros operacionales gasificador de lecho fluidizado.

| Parámetro | Valor |
|-----------------------------|--------|
| Temperatura de combustión | 980 °C |
| Temperatura de gasificación | 948 °C |
| Temperatura de pirólisis | 600 °C |
| Temperatura de secado | 200 °C |
| Presión del sistema | 1 atm |

Los gases de combustión son los que proporcionan la energía al proceso, sin embargo, en este tipo de gasificador no entran en contacto con los otros gases, líquidos y sólidos de las otras etapas. En la práctica la arena se encarga de transferir la energía, pero en este caso se utiliza otro fluido que tenga propiedades estables a condiciones de operación. Para que el fluido tenga un comportamiento similar a un sólido, no debe entrar en contacto directo con los otros fluidos, esto se logra utilizando intercambiadores de calor que involucran dos corrientes, una para el proceso y otra para el fluido de calentamiento. El bloque con estas características es el bloque MHeatX. El fluido de calentamiento que cumple con estas características es el metano. Con los intercambiadores de calor y el fluido de calentamiento, se construye un ciclo para calentar las corrientes a la temperatura deseada antes de ingresar a cada una de las etapas del proceso de gasificación, el circuito de calentamiento se identifica con líneas rojas en la **Figura 3-6** y en la **Tabla 3-8** se describen cada uno de los intercambiadores de calor utilizados.

Tabla 3-8. Descripción de bloques usados en el ciclo de calentamiento del gasificador de lecho fluidizado

| ID por defecto | ID asignado | Descripción |
|----------------|-------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| MHeatX | INT1 | Se transfiere la energía de los gases de combustión a el fluido de calentamiento. Se fija la temperatura de salida de los gases de combustión en 400 °C. |
| MHeatX | INT2 | Se eleva la temperatura de la corriente de entrada a la etapa de gasificación hasta 900 °C. |
| MHeatX | INT3 | Se eleva la temperatura de la corriente de entrada a la etapa de pirólisis hasta 600 °C.. |
| MHeatX | INT4 | Se eleva la temperatura de la corriente de entrada a la etapa de secado hasta 200 °C. |
| Heater | INT5 | La temperatura de entrada del fluido de calentamiento al INT1 debe ser la misma que la temperatura de salida del fluido de calentamiento del INT4. Este intercambiador soluciona cualquier desviación en la temperatura de salida de INT4. |

Las condiciones de operación del ciclo de calentamiento se describen en la **Tabla 3-9**.

Tabla 3-9. Condiciones de operación ciclo de calentamiento del gasificador de lecho fluidizado.

| | |
|---------------------------------------------------------|---------------------|
| Temperatura inicial y final del fluido de calentamiento | 390 °C |
| Temperatura final de los gases de combustión | 400 °C |
| El flujo másico del fluido de calentamiento | 0.9*Flujo de bagazo |

3.5 Suposiciones de los modelos

Con base en estudios anteriores sobre gasificación de biomasa se plantean las siguientes suposiciones para los modelos desarrollados en Aspen Plus® (Bassyouni et al., 2014; Gagliano et al., 2017; Han et al., 2017; Keche et al., 2015) (C. Chen et al., 2010, 2013; Ismail et al., 2020; Moshi et al., 2020; Song et al., 2021):

- El proceso está en estado estable.
- El tiempo de residencia es suficientemente grande para alcanzar el equilibrio termodinámico en el bloque R-Gibbs.
- Las cenizas son inertes, no participan en ninguna reacción química.
- Los productos de la gasificación son H₂, CH₄, C₂H₆, C₂H₄, H₂O, CO, CO₂, H₂S, N₂, NH₃, alquitrán y carbonizado.
- Los bloques están aislados térmicamente.
- Los bloques presentan mezclado perfecto y temperatura uniforme.
- Los gases son considerados ideales debido a la alta temperatura y la baja presión del sistema.
- No se consideran pérdidas de energía en el modelo.

3.6 Verificación de modelos de gasificación

En esta sección se comprueban los resultados de la simulación de los tres gasificadores considerados en este trabajo, con los parámetros operacionales de la **Tabla 3-4** para los gasificadores de lecho fijo y con los parámetros operacionales de la **Tabla 3-7** para lecho fluidizado. Los resultados de composición del gas de síntesis para el gasificador en cocorriente se presentan en la **Figura 3-7**, para el gasificador contracorriente en la **Figura 3-8** y en la **Figura 3-9** para el gasificador de lecho fluidizado.

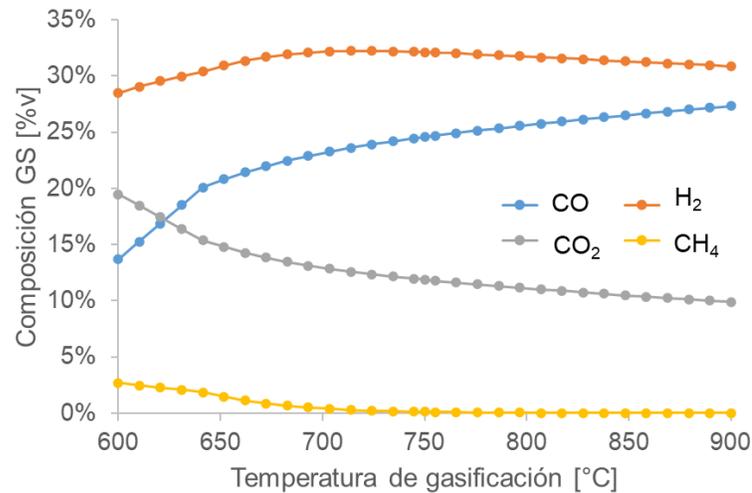


Figura 3-7. Resultados de composición del gas de síntesis para el modelo de gasificador cocorriente (downdraft)

En el gasificador cocorriente se puede ver que los gases de mayor concentración son H₂ y CO, las cuales para algunas temperaturas de gasificación duplican la concentración del CO₂. Se presentan datos experimentales para bagazo de caña, 16,8% para CO₂, 13,9% para CO, 14,6% para H₂, resultados que son obtenidos al utilizar una relación de equivalencia alta de 0.46 (Keche et al., 2015). Esto hace que haya alta presencia de N₂ que disminuye las demás concentraciones y también mayor presencia de CO₂ debido al incremento en el contenido de O₂, lo cual favorece la combustión. Lo importante es que la relación de concentración de H₂ a CO es similar. En otros trabajos se presentan resultados para biomasa con composición similar a la del bagazo, la composición del H₂ y CO están alrededor del 20% mientras que la del CO₂ se mantiene alrededor del 10% (Barman et al., 2012; Han et al., 2017), estos resultados coinciden con lo presentado en este trabajo para temperaturas altas de gasificación, donde las concentraciones de CO y H₂ están alrededor de 25% y la del CO₂ alrededor de 10%.

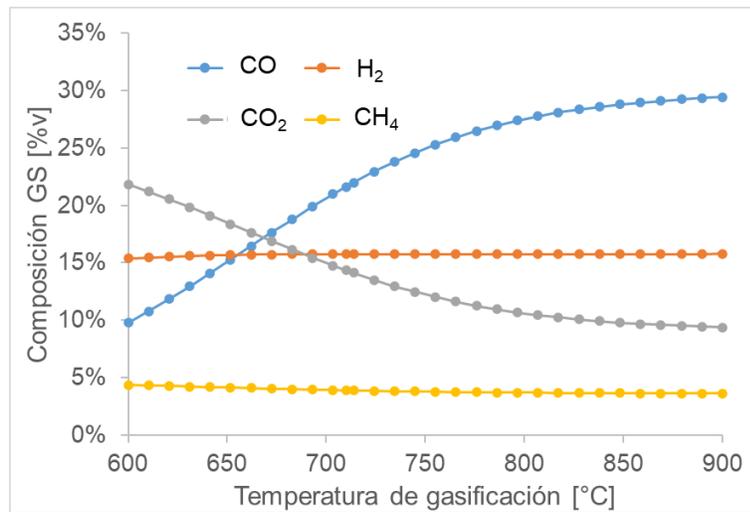


Figura 3-8. Resultados de composición del gas de síntesis para el modelo de gasificador contracorriente (updraft).

Para el caso del gasificador contracorriente los resultados presentados se comparan con datos experimentales, donde para temperaturas superiores a 750 °C las concentraciones se mantienen relativamente constantes (Liu et al., 2012). La relación entre concentraciones es similar, $CO > H_2 > CO_2 > CH_4$, en los datos experimentales la concentración de CO está cercana al 25%, la del H₂ alrededor del 13%, CO₂ cerca del 10% y 5% para el CH₄, demostrando buena correspondencia con los resultados del modelo presentado en este trabajo.

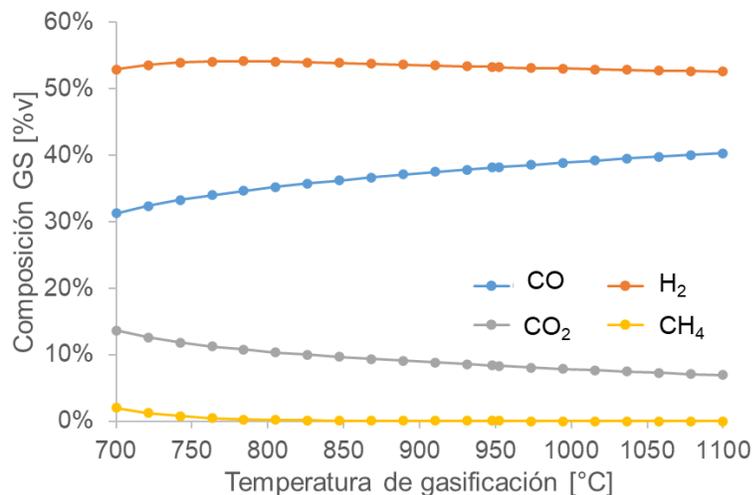


Figura 3-9. Resultados de composición del gas de síntesis para el modelo de gasificador de lecho fluidizado.

El modelo utilizado para el gasificador de lecho fluidizado se basa principalmente en el presentado por (Abdelouahed et al., 2012), sin embargo, en ese modelo se utilizan datos cinéticos para modelar la gasificación y la combustión, y en este trabajo son utilizados modelos por defecto que tiene Aspen, lo cual puede provocar algunas diferencias. Una característica de los modelos de Aspen es que presentan una casi nula concentración de CH₄, lo cual se evidencia en la **Figura 3-9**, mientras que en los datos experimentales de (Abdelouahed et al., 2012) la concentración de CH₄ es de 15%. Sin embargo, al igual que en este modelo, los datos experimentales muestran altas concentraciones de CO y H₂, pero se puede ver que la concentración de H₂ es mucho más alta, lo cual se explica por la no formación de CH₄, donde el hidrógeno se convierte en H₂.

3.7 Alternativas de gasificador para cada SG

Después de definir el número de SG a instalar en la zona de estudio, se procede a determinar el número y tipo de gasificadores, en este trabajo se consideran los gasificadores cocorriente (downdraft), contracorriente (updraft) y de lecho fluidizado. En la **Tabla 3-10** se presentan los intervalos de operación en los cuales se recomienda utilizar cada tipo de gasificador.

Tabla 3-10. Intervalos de capacidad de operación de bagazo con humedad al 30% para cada gasificador

| | Lecho fijo Downdraft | Lecho fijo Updraft | Lecho Fluidizado Burbujeante |
|-------------------------|-------------------------|-----------------------|------------------------------------|
| Capacidad mínima [kW] | 10 | 1500 | 5000 |
| Capacidad máxima [kW] | 1500 | 10000 | 25000 |
| Capacidad mínima [kg/h] | 3,1 | 462,2 | 1540,7 |
| Capacidad máxima [kg/h] | 462,2 | 3081,4 | 7703,5 |

Dependiendo de la zona de estudio, la cual proporciona cierta cantidad de bagazo de caña panelera, será posible determinar el número y el tipo de gasificador a utilizar. Por ejemplo, para el caso de utilizar un solo SG en Útica, la capacidad de producción del SG se calcula con la **Ecuación 50**.

$$C_g = \frac{P_T}{t_{op}} \quad (50)$$

Donde P_T es la producción total de bagazo que llega al SG en $kg/año$, t_{op} es el tiempo que debe operar el gasificador en $h/año$, C_g es la capacidad de operación del SG en kg/h . Para definir t_{op} primero se define el tiempo de operación de cada uno de los trapiches presentes en la zona de estudio, este cálculo se hace con la **Ecuación 51**.

$$t_{opi} = \frac{P_{pi}}{C_{pi}} \quad (51)$$

Donde P_{pi} es la producción de panela en el trapiche i en $kg/año$, C_{pi} es la capacidad de producción de panela de cada trapiche en kg/h , t_{opi} es el tiempo de operación del trapiche i en $h/año$. Se puede asumir que el tiempo de operación del gasificador (t_{op}) es el máximo t_{opi} , sin embargo, esto significa que todos los trapiches se encuentran operando al mismo tiempo que el trapiche más grande de la zona.

Dado la dificultad de estimar el tiempo de operación porque los trapiches no tienen un cronograma de operación establecido, se podría aproximar a un tiempo de operación igual al doble del máximo t_{opi} , para el caso de Útica sería 4339 horas al año. Para este tiempo, se tiene que la capacidad de operación del SG resultante para el municipio de Útica es de 12595 kg/h . Este tiempo corresponde al tiempo en el que simultáneamente o no, los 165 trapiches del municipio estarán en funcionamiento. Sin embargo, cuando se estudia una zona con menor cantidad de trapiches es probable que el tiempo de operación de un SG disminuya. De este modo se adopta la **Ecuación 52** para definir el tiempo de operación de un sistema de gasificación en función de los trapiches asignados al sistema, la ecuación corresponde a una distribución lineal dependiendo del número de trapiches asignados, cuando solo hay un trapiche por zona entonces t_{op} será igual a $t_{op,max}$, y cuando el número de trapiches es igual a 165, t_{op} será igual a $2t_{op,max}$. De este modo, dependiendo del número de trapiches, el tiempo de operación del sistema de gasificación varía linealmente de $t_{op,max}$ a $2t_{op,max}$.

$$t_{op} = t_{op,max} \left(1,5 + 0,5 \frac{N_{trap}}{165} \right) \quad (52)$$

Para definir el tipo de gasificador a emplear se tiene en cuenta la capacidad de operación del sistema (C_g), y las capacidades de operación de cada tipo de gasificador presentadas

en la **Tabla 3-10**. El sistema de gasificador solo estará constituido por un tipo de gasificador y el número de gasificadores está dado por la **Ecuación 53**.

$$a = \frac{C_g}{C_{maxgi}}$$

Si a es entero $N_{gi} = a$ (53)

Si a es un decimal $N_{gi} = \llbracket a \rrbracket + 1$

Donde N_{gi} es el número de gasificadores tipo i , C_{maxgi} es la capacidad de operación máxima del gasificador tipo i . La capacidad que tendrá cada uno de los N_{gi} gasificadores tipo i se calcula con la **Ecuación 54**.

$$C_{gi} = \frac{C_g}{N_{gi}}$$
 (54)

De esta forma, cada sistema de gasificación podría estar conformado por un determinado número N_{gi} de gasificadores tipo i , los cuales, operan con una capacidad C_{gi} . Posteriormente será necesario realizar una evaluación técnica y económica con el objetivo de seleccionar la mejor alternativa de gasificadores para instalar en el SG. Cada tipo de gasificador necesita unos equipos adicionales para el preprocesamiento del bagazo. Los gasificadores contracorriente (updraft) y de lecho fluidizado requieren un secador y un molino, mientras que el gasificador cocorriente (downdraft) requiere el uso de una peletizadora para evitar el taponamiento del equipo, la cual se instala después del molino y del secador.

3.8 Cuantificadores técnicos y económicos

3.8.1 Costos de gasificación

Para la selección del tipo de gasificador y del número de SG, es necesario llevar a cabo un análisis económico para cuantificar los costos de inversión en equipos y los costos de funcionamiento. Los equipos utilizados en los sistemas de gasificación son:

- Gasificador: Se evalúan tres tipos de gasificador: cocorriente (downdraft), contracorriente (updraft) y de lecho fluidizado doble.

- Secador: La humedad del bagazo se baja desde 30% hasta 15%. Es utilizado en los tres tipos de gasificador.
- Densificación. La densificación es principalmente útil para solucionar problemas de almacenamiento y transporte de biomasa (Sarkar et al., 2014), en este trabajo todo el proceso se realiza en un mismo lugar y no requiere transportar la biomasa después de que llega al SG. También puede ser útil para reducir el tamaño del gasificador, pero con base en la densidad del bagazo y en los tiempos de residencia que manejan estos equipos, 10 a 100 segundos para lecho fluidizado y de 15 a 60 minutos para lecho fijo (Navarro, 2016), no se requieren tamaños demasiado grandes de los gasificadores. Sin embargo, en el gasificador cocorriente (downdraft) se corre el riesgo de taponamiento por la presencia de partículas de pequeño tamaño obtenidas en la molienda, por lo que será este equipo el único que utilice una peletizadora.
- Molinos de martillos. Utilizado para reducir el tamaño de partícula de bagazo debido a que los tres gasificadores lo requieren.
- Etapa de limpieza del gas de síntesis. Los costos asociados a esta etapa se incluyen en los de cada tipo de gasificador.

En los costos fijos no se incluye la contratación de personal, debido a que se utiliza el personal que normalmente trabaja en las molineras tradicionales, el cual debe ser previamente capacitado en el manejo de los equipos. En costos fijos está el precio de cada uno de los equipos, los cuales se cuantifican por un periodo de 1 mes. En este periodo de tiempo el costo de los equipos estará dado por su depreciación, que para equipos industriales generalmente es utilizado un periodo de depreciación de 10 años. Los costos totales del SG se calculan con la Ecuación 55.

$$Costo_{Ti} = N_{gi}(CG + CS + CM + CP) \quad (55)$$

Donde CG es el costo de gasificador, CS el costo del secador, CM el costo del molino, y según el gasificador i , CP es el costo de la peletizadora en pesos colombianos. El costo mensual del SG según la depreciación a 10 años es dado por la **Ecuación 56**.

$$Costo_{SGi} = \frac{Costo_{Ti}}{120} \quad (56)$$

$Costo_{SGi}$ es el costo mensual asociado al sistema de gasificación utilizando el tipo de gasificador i . Los costos variables tienen que ver con el consumo energético de los equipos, sin embargo, no se les da un costo económico, si no uno energético. Esta energía es descontada del total de energía eléctrica generada por el gas de síntesis. La energía requerida por el SG con gasificador cocorriente (downdraft) (kWh/mes) está dado por la **Ecuación 57**.

$$CE_D = CE_{SD} + CE_{MD} + CE_{PD} \quad (57)$$

Donde:

$$CE_{SD} = W_S * M_b$$

$$CE_{MD} = W_M * M_b$$

$$CE_{PD} = W_P * M_b$$

W_{SD} , W_{MD} , W_{PD} son los consumos eléctricos por tonelada de biomasa procesada en el gasificador, para el secador, molino, y peletizadora respectivamente en (kWh/t). M_b es el bagazo procesado en los equipos en t/mes . El consumo eléctrico total para el gasificador contracorriente (updraft) se calcula con la **Ecuación 58**, y para el GLF con la **Ecuación 59**.

$$CE_U = CE_{SU} + CE_{MU} \quad (58)$$

$$CE_F = CE_{SF} + CE_{MF} \quad (59)$$

A partir de sitios web que comercializan equipos industriales, se establece el costo unitario de los equipos. Para el secador se tiene un costo de $2833,3 COP/(kg/h)$, el molino tiene un costo de $1275,0 COP/(kg/h)$ y la peletizadora tiene un costo por capacidad de operación de $38250 COP/(kg/h)$. Los valores de CS , CM , y CP se calculan, multiplicando los anteriores datos por la capacidad de operación del gasificador en kg/h . Para el cálculo de CG se utiliza la **Ecuación 60**, que permite estimar el costo total del gasificador, el cual incluye el sistema de limpieza del gas.

$$CG = 18636240P_i^{-0.211} \quad (60)$$

En la **Ecuación 60**, P_i es la potencia instalada del gasificador obtenida a partir de la **Ecuación 61**.

$$P_i = \frac{E_{elec}}{t_{op}} \quad (61)$$

Donde E_{elec} es la energía eléctrica producida por el gasificador en kWh/mes y t_{op} es el tiempo de operación del equipo en un mes. El costo del gasificador CG está en COP (pesos colombianos).

Una peletizadora con una potencia de $15 kW$ y una capacidad de $1 t/h$, tiene un consumo equivalente de $15 kWh/t$, este dato coincide con datos publicados por (Anukam et al., 2016). Para el caso de W_M , en (Bitra et al., 2008) especifican un consumo eléctrico de $15 kWh/t$ para el molino de martillos, lo cual coincide con información de ventas, donde varía de 3 a $22 kWh/t$, de este modo, se adopta un consumo promedio de $10 kWh/t$. El consumo eléctrico del equipo de secado es de $1,7 kWh/t$, y la energía requerida para reducir la humedad del bagazo de 30 a 15% es de $107,96 kWh/t$, lo cual se convierte en un consumo total de secado de $109,66 kWh/t$. La estimación de costos en la etapa de gasificación permite hacer una evaluación interna, con el objetivo de seleccionar la mejor alternativa de gasificación para cada SG, cuando hay N_{SG} sistemas de gasificación en la zona de estudio.

3.8.2 Selección tipo de gasificador para cada SG

En la selección del tipo y número de gasificadores para un determinado N_{SG} , es necesario evaluar el beneficio económico que puede traer cada configuración de gasificadores. Para esto se evalúa el potencial de generación de energía eléctrica que tiene el gas de síntesis producido en cada tipo de gasificador. A partir del flujo de gas y su poder calorífico se obtiene la cantidad de energía total acumulada en el gas de síntesis (E_{gs}). Las evaluaciones hechas en este trabajo son con base a un periodo de tiempo de 1 mes, por lo tanto, E_{gs} es la energía del gas producida en un mes en kWh/mes . El cálculo de la energía eléctrica producida en un mes se hace con la **Ecuación 62**.

$$E_{elec} = \eta_{elec} E_{gs} \quad (62)$$

η_{elec} es la eficiencia de generación de potencia eléctrica a partir de un motor a gas, se toma un valor de 40,1% (Abelleyro et al., 2019; McKendry, 2002). Sin embargo, debido a que el gas al salir del gasificador tiene una etapa de enfriamiento en los gasificadores de lecho fijo, su eficiencia tiene una leve reducción. Esta reducción tiene que ver con la energía requerida para calentar nuevamente el gas de síntesis hasta una temperatura superior a 700°C, que es la temperatura a la cual sale el gas de un lecho fluidizado. Este consumo adicional de energía se calcula con la **Ecuación 63**.

$$\Delta E_T = c_{p,gs} F_{gs} \Delta T \quad (63)$$

ΔT es el calentamiento que debe hacerse al gas de síntesis en los gasificadores de lecho fijo antes de ingresar al motor de combustión para generación de energía eléctrica, F_{gs} es el flujo de gas de síntesis y $c_{p,gs}$ es la capacidad calorífica del gas. De este modo, el costo unitario de energía en la etapa de gasificación se calcula con la **Ecuación 64**.

$$CUE_g = \frac{Costo_{SGi}}{E_{gsn}} \quad (64)$$

Donde:

$$E_{gsn} = E_{gs} - CE_i - \Delta E_T$$

E_{gsn} son los *kWh* netos producidos por el gas de síntesis, y CE es el consumo energético del SG con gasificadores tipo i . A partir de CUE_g se selecciona uno de los tres tipos de gasificación, la mejor opción de gasificación es el que proporcione un menor valor de CUE_g .

3.8.3 Generación y distribución de vapor

En esta sección se considera los aspectos generales para la optimización del proceso global teniendo en cuenta los costos asociados a la distribución de energía térmica. Para este caso, se considera como energía térmica, la generación de vapor a partir de gas de síntesis en cada punto de gasificación, vapor que luego es distribuido hacia cada trapiche asociado. Es importante que exista disponibilidad de agua en la región, para el caso de estudio considerado no hay inconveniente puesto que el municipio se encuentra localizado en la cuenca de un río causando gran disponibilidad de agua para uso humano (Cáceres

& Cossio, 2019). La producción de vapor a partir de gas de síntesis se calcula con la **Ecuación 65**.

$$V = \eta_v GS \quad (65)$$

Donde V es la producción de vapor en kg/mes, η_v es la eficiencia de generación de vapor a partir de gas de síntesis, GS es el flujo másico del gas de síntesis que llega al SG en kg/mes. Se considera el uso de una caldera de 150 *psi* que entrega vapor a 185.486 °C, la cual tiene un costo que depende de la capacidad de generación de vapor y varía entre 22 y 375 millones de COP. Para calcular la eficiencia de conversión de gas de síntesis a vapor, primero se analiza los requerimientos energéticos de la caldera. La caldera requiere 609,29 kWh/h para producir 782,4 kg/h de vapor. Por lo cual se calcula el flujo de gas de síntesis a partir de la energía requerida en la **Ecuación 66**.

$$GS = \frac{2193.44}{PCI} \quad (66)$$

PCI es el poder calorífico del gas de síntesis en MJ/kg. Por lo tanto, en la **Ecuación 67** se presenta la eficiencia de conversión de gas de síntesis a vapor.

$$\eta_v = \frac{782,4}{GS} \quad (67)$$

Con la eficiencia η_v se calcula el flujo de vapor a partir del flujo de gas de síntesis ingresado a la caldera. Para calcular la energía entregada por el vapor se utiliza la **Ecuación 68**.

$$E_V = V(h_v - h_{H_2O}) \quad (68)$$

h_v es la entalpía específica del vapor a la salida de la caldera (2781,82 kJ/kg), h_{H_2O} es la entalpía del agua de alimentación a la caldera (126.321 kJ/kg), E_V es la energía producida por el vapor en kJ/mes.

Para la evaluación económica de la distribución de vapor, se considera la longitud de línea de vapor aislada instalada para hacer la distribución de energía. La máxima longitud permitida depende de la cantidad de vapor en la línea y de la distancia recorrida, para este caso se considera dos tamaños de línea, una línea de 1" y una de 2 $\frac{1}{2}$ ". Para la tubería de

1" se calculan las pérdidas de presión en función del flujo de vapor de acuerdo con la **Ecuación 69**, y para la tubería de 2 – 1/2" con la **Ecuación 70**.

$$\Delta P = 1,4826x10^{-4}V_t^2 - 3,7496x10^{-4}V_t + 0,016048 \quad (69)$$

$$\Delta P = 1,112x10^{-6} V_t^2 + 3,64x10^{-6} V_t + 0.0017127 \quad (70)$$

Donde ΔP son las pérdidas de presión en la línea de vapor (psig) por cada 30,48 m de tubería. En este caso, V_t representa la cantidad de vapor que va a cada trapiche (kg/h), la cual se obtiene con la capacidad de operación de la caldera dividida al número de trapiches (**Ecuación 71**)

$$V_t = \frac{V}{t_{opc}N_t} \quad (71)$$

t_{opc} es el tiempo de operación de la caldera que es igual al tiempo de operación del gasificador perteneciente al SG analizado en *h/mes*, N_t es el número de trapiches asignados al sistema de gasificación. La máxima longitud de línea de vapor que se puede instalar en la zona ($L_{LV,max}$) es calculada con la **Ecuación 72**, teniendo en cuenta que la máxima pérdida de presión permitida es de 30 psi o 20% de la presión inicial de la caldera.

$$L_{LV,max} = 30 \frac{30,48}{\Delta P} = \frac{914,4}{\Delta P} \quad (72)$$

$L_{LV,max}$ está dado en *m* y ΔP en *psig*. Por lo tanto, para que exista la posibilidad de instalar vapor, N_{SG} debe ser tal que la distancia lineal entre el punto de gasificación y cada uno de los trapiches asignados sea menor a la máxima longitud permitida de línea de vapor. Si la distancia a la cual se encuentra al menos un trapiches es superior, es necesario aumentar el número N_{SG} para reducir la separación existente entre trapiches. La longitud instalada de línea de vapor para un SG está dada por la **Ecuación 73**.

$$L_{LV,j} = \sum_{i=1}^{N_{Tj}} d(SG_j, T_{i,j}) \quad (73)$$

$L_{LV,j}$ es la longitud de línea de vapor instalada en *m* para el SG j , $d(SG_j, T_{i,j})$ es la distancia lineal entre el SG j , y el trapiche i asignado al SG j . La longitud total instalada para la zona de estudio se calcula con la **Ecuación 74**.

$$L_{LV,T} = \sum_{j=1}^{N_{SG}} L_{LV,j} \quad (74)$$

El costo de línea de vapor por metro instalado ($C_{u,LV}$) es 152450 COP y 384900 COP para los dos tipos de línea considerados (GRAINGER, 2022), de este modo, en la **Ecuación 75** se calcula los costos de distribución de energía térmica mensuales teniendo en cuenta la depreciación de los equipos a 10 años.

$$C_{LV} = (C_{u,LV}L_{LV,T} + C_{cald})/120 \quad (75)$$

Donde C_{cald} es el costo asociado a la caldera.

4. Optimización sistemas de gasificación

En los capítulos anteriores se ha presentado la metodología para estudiar el transporte de bagazo de caña panelera y la simulación de los diferentes tipos de gasificador. En este capítulo se pretende optimizar el proceso global, que agrupa el transporte y gasificación de bagazo.

4.1 Optimización por enjambre de partículas (PSO)

El método PSO está diseñado para la búsqueda de óptimos globales en problemas de optimización. Inicialmente fue propuesto por James Kennedy y Russell Eberhart en el año 1995 (Kennedy & Eberhart, 1995). A lo largo del tiempo el método ha tenido ciertas modificaciones, que son hechas con el objetivo de mejorar su eficacia. Es un método inteligente con capacidad de actuar sobre grandes espacios de búsqueda. Está inspirado en el movimiento de organismos, especialmente bandadas de aves o bancos de peces, en búsqueda de un estado de mínima energía. En PSO cada solución unitaria corresponde a un ave en el espacio de búsqueda, a cada ave se le denomina partícula. Un enjambre de esas partículas se mueve en el espacio de búsqueda para buscar una posición óptima o estado de mínima energía, para esto realizan una serie de movimientos inteligentes, que llevan a todas las partículas a un punto, que se considera el punto de mínima energía u óptimo global del sistema (Poli et al., 2007). En términos matemáticos, sirve para encontrar el mínimo global de alguna función objetivo. Para esto se define una población de partículas, que se moverán por todo el espacio de búsqueda, y en algún momento t su posición dentro de la región será dado por la **Ecuación 76**:

$$x_i(t) \in X \quad (76)$$

Donde X es el espacio de búsqueda, t es el índice de tiempo (iteraciones), es decir, en el vector $x_i(t)$ se almacena la posición de la partícula i en cada iteración. Cada partícula i

tiene una posición y una velocidad que se agrupan en los vectores de las **Ecuaciones 77** y **78**.

$$x_i = (x_{i1}, x_{i2}, \dots, x_{iN}) \quad (77)$$

$$V_i = (V_{i1}, V_{i2}, \dots, V_{iN}) \quad (78)$$

En el espacio del problema N-Dimensional, N es el número de variables, i denota el número de la partícula. PSO se inicializa con un número de partículas aleatorio (soluciones), que luego buscan la solución óptima por actualización de posiciones y velocidades. Cada partícula es actualizada siguiendo dos referencias de baja energía, una es la posición de la mejor solución que la partícula haya alcanzado hasta el momento, este valor es almacenado en $P_i(t)$. La otra posición de baja energía que es seguida por la partícula es la posición de menor energía obtenida hasta el momento por cualquier partícula de la población. Esta posición es el actual punto óptimo global y se almacena como $G(t)$. En resumen:

- $P_i(t)$: Es la mejor posición personal, definida para cada partícula i , y representa la mejor solución de la partícula en toda la historia, existe un valor de $P_i(t)$ por cada partícula de la población.
- $G(t)$: Es la mejor posición que ha tenido cualquier partícula i de entre toda la población. Es el $P_i(t)$ que otorga la mejor solución posible, por lo tanto, existe un solo valor de $G(t)$ en la población.

Conociendo estos dos valores, la posición y la velocidad de cada partícula se actualiza en cada movimiento. Para esto, se define un vector que va desde la posición actual de la partícula hacia su mejor posición obtenida hasta el momento y otro vector que apunta desde la posición actual hasta la mejor posición global (**Ecuaciones 79 y 80**)

$$P_i(t) - x_i(t) \quad (79)$$

$$G(t) - x_i(t) \quad (80)$$

Estos vectores se definen junto a la velocidad actual para cada una de las partículas de la población y se ilustran mejor en la **Figura 4-1**. Estos vectores actúan como fuerzas externas que influyen en el movimiento de la partícula.

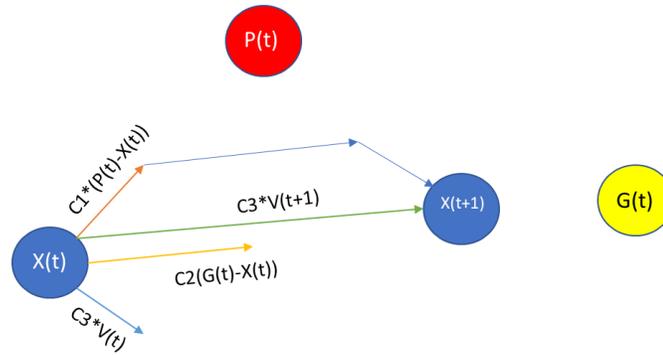


Figura 4-1. Fuerzas externas que influyen en el movimiento de la partícula

Los autores del método proponen que las fuerzas externas deben influir en el movimiento de la partícula, el cual está definido por la velocidad $V_i(t + 1)$, que da dirección, y tamaño del paso para el próximo movimiento de la partícula i , esta velocidad sería el resultado de la suma de los tres vectores (**Figura 4-1**). Con la velocidad actualizada cada partícula puede explorar una nueva solución en $x_i(t + 1)$.

4.2 Algoritmo de optimización

En esta sección se presenta el algoritmo original para el método PSO, y una mejora hecha por los mismos autores para acelerar la convergencia.

4.2.1 Versión inicial del algoritmo PSO

El procedimiento para la versión inicial del algoritmo PSO es el siguiente:

- Inicializar la población: Se define el tamaño de la población, el método recomienda trabajar con una población entre 50 y 100 partículas. Sin embargo, la población es definida empíricamente con base en la dimensionalidad y dificultad del problema.
- A cada partícula de la población se le asigna aleatoriamente una posición y una velocidad iniciales en el espacio de búsqueda ($x_i(t)$ y $V_i(t)$).
- Para la primera iteración del método es necesario definir valores iniciales de $P_i(t_0)$ y $G(t_0)$ a partir de **Ecuaciones 81 y 82**

$$P_i(t_0) = x(t_0) \tag{ 81 }$$

$$G(t_0) = \text{mejor } P_i(t_0) \tag{ 82 }$$

- Se actualiza la velocidad y la posición de cada partícula con **Ecuaciones 83 y 84** respectivamente.

$$V_i(t + 1) = V_i(t) + u(0, C_1) * (P_i(t) - x_i(t)) \quad (83)$$

$$+ u(0, C_2) * (G(t) - x_i(t))$$

$$x_i(t + 1) = x_i(t) + V_i(t + 1) \quad (84)$$

- Evaluar la función en la posición $x_i(t + 1)$ y comparar con la función evaluada en su mejor posición obtenida $P_i(t)$, si $x_i(t + 1)$ es mejor solución que $P_i(t)$, entonces $x_i(t + 1)$ es asignado como nuevo valor de $P_i(t)$ (**Ecuación 85**).

$$\text{si } f(x_i(t + 1)) < f(P_i(t))$$

$$P_i(t + 1) = x_i(t + 1) \quad (85)$$

$$\text{de lo contrario } P_i(t + 1) = P_i(t)$$

- Se identifica la mejor solución entre las partículas vecinas, es decir, se evalúan todos los $P_i(t + 1)$ en la función objetivo, y la mejor solución es asignada como nuevo valor de $G(t)$ (**Ecuación 86**).

$$\text{si } f(P_i(t + 1)) < f(G(t))$$

$$G(t + 1) = P_i(t + 1) \quad (86)$$

$$\text{de lo contrario } G(t + 1) = G(t)$$

- El procedimiento se repite desde el paso 3 hasta que se cumpla con algún criterio de convergencia (**Ecuaciones 87 y 88**).

$$\text{número de iteraciones} \quad (87)$$

$$= \text{número máximo de iteraciones}$$

$$\text{abs}[f(x(t + 1)) - f(x(t))] < \text{tolerancia} \quad (88)$$

- La solución óptima del problema es $G(t)$.

$u(0, C_i)$: es un vector con números uniformemente distribuidos en el intervalo $[0, C_i]$, el cual es aleatoriamente generado en cada iteración y para cada partícula, tiene un componente por cada variable del sistema. Las funciones u se definen en **Ecuaciones** 89 y 90:

$$u(0, C_1) = r_1 C_1 \quad (89)$$

$$u(0, C_2) = r_2 C_2 \quad (90)$$

r_1 y r_2 son coeficientes de aceleración

$r_1 * C_1 * (P_i(t) - x_i(t))$: Componente cognitivo, es la memoria que tiene la partícula. Debido a que recuerda su mejor posición obtenida de entre todos sus movimientos.

$r_2 * C_2 * (G_i(t) - x_i(t))$: Componente social, la partícula está en interacción con el resto de la población. Esto le permite conocer la mejor posición de todas las partículas.

Parámetros:

- Tamaño de la población: Es definida empíricamente en base a la dimensionalidad y a la dificultad del problema.
- C_1 y C_2 son constantes positivas. El algoritmo propone un valor de 2 para cada una. Su función es evitar que la velocidad calculada se dispare, sin embargo, otra manera de evitar el problema de obtener valores muy altos en la velocidad es definir unos valores límite para la velocidad. Pero se ha demostrado que un valor máximo en la velocidad induce problemas de convergencia del algoritmo.
- Coeficientes de aceleración r_1 y r_2 . Determinan la magnitud de las fuerzas aleatorias en la dirección de la mejor solución personal (P_i) y de la mejor solución global (G) obtenidas hasta ese momento influyendo en cada movimiento de la partícula. r_1 y r_2 son dos variables aleatorias con distribución uniforme entre 0 y 1.

4.2.2 Versión mejorada algoritmo PSO

El algoritmo inicial tarda en converger porque en la actualización de la velocidad, es necesario utilizar la velocidad calculada en la iteración anterior y los vectores de las fuerzas externas que se definieron anteriormente. A medida que las partículas se van acercando a la solución óptima, los vectores de las fuerzas externas se van haciendo cada vez más pequeños, esto implica que su contribución en la nueva posición de la partícula va

disminuyendo. A diferencia de estos, la velocidad de la iteración anterior se mantiene con un valor relativamente alto. Esto implica que a medida que avanzan las iteraciones, la velocidad calculada en el paso anterior tiene mayor contribución sobre la nueva posición de las partículas en comparación a los vectores de las fuerzas externas. Esto quiere decir que la nueva velocidad calculada en cada iteración tiene una contribución alta de la velocidad del paso anterior, logrando alta movilidad de las partículas en todas las iteraciones. Esto es un problema, porque cuando la población está cerca de la solución global habrá mucha movilidad y, por lo tanto, la convergencia hacia la solución será lenta. Debido a esto se propone la inclusión de un nuevo parámetro en la actualización de la velocidad (**Ecuación 91**).

$$V_i(t + 1) = \omega V_i(t) + u(0, C_1) * (P_i(t) - x_i(t)) \quad (91) \\ + u(0, C_2) * (G(t) - x_i(t))$$

El nuevo algoritmo incluye un factor ω multiplicando a la velocidad, siendo esta la única modificación al algoritmo presentado en la sección 4.2.1. El parámetro ω es el peso de inercia, el cual se puede interpretar como la fluidez del medio en el cual la partícula se mueve. En física se define la inercia como la propiedad que tienen los cuerpos para conservar su estado de reposo. El peso de inercia tiene esa función sobre la partícula, al estar multiplicando a la velocidad actual $V_i(t)$, indicará si tiene alta velocidad, o si la partícula tiende al reposo. El peso de inercia tiene un valor entre 0 y 1. Valores cercanos a 1 indican que la velocidad es alta, mientras que valores cercanos a 0, indican que la velocidad es baja.

Los investigadores han demostrado que el mejor rendimiento se ha encontrado cuando se toma un valor alto de ω , por ejemplo 0,9, al iniciar el algoritmo. Corresponde a un sistema donde las partículas se mueven en un medio de baja viscosidad y desarrollan una exploración extensiva. Cuando avanzan las iteraciones es necesario reducir considerablemente el valor de ω , por ejemplo hasta 0,4, con el que se logra una exploración menos extensiva, enfocándose en una pequeña zona para encontrar con mayor precisión el óptimo global (Poli et al., 2007). En este trabajo se modificará el peso de inercia en cada iteración como en la **Ecuación 92**:

$$\omega(t + 1) = 0.99 * \omega(t) \quad (92)$$

4.3 Problema de optimización

Para resolver el problema de optimización se utiliza el algoritmo PSO descrito en las secciones 4.1 y 4.2. En los capítulos 2 y 3 se presentaron las metodologías empleadas para determinar rutas y los costos de recolección, y para la selección de los sistemas de gasificación junto con los costos asociados. El objetivo de esta sección es definir el problema de optimización buscando obtener la mejor combinación posible de transporte y tecnología de gasificación, este acoplamiento se describe en la **Figura 4-2**.

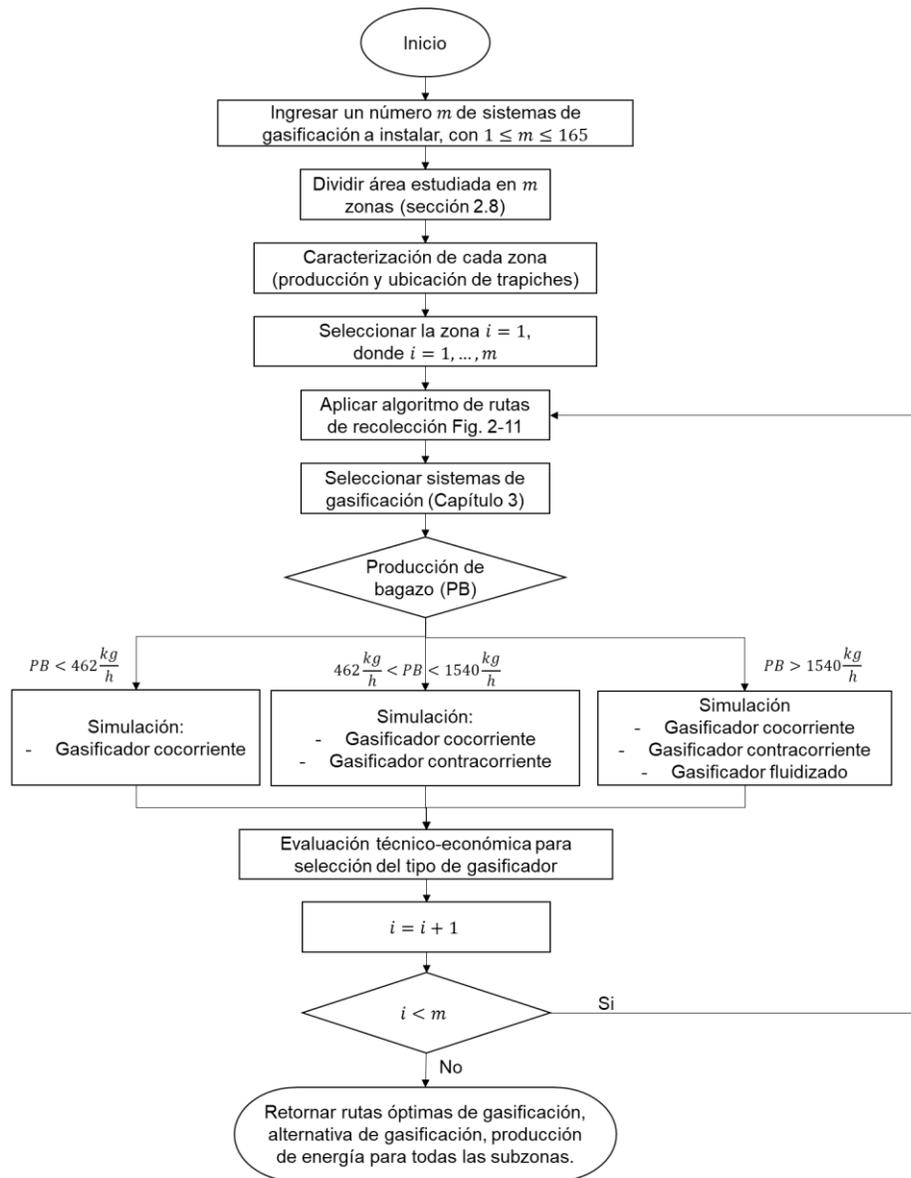


Figura 4-2. Acoplamiento rutas de recolección y sistemas de gasificación

La optimización permite encontrar el número de sistemas de gasificación que deben ser instalados en el área de estudio, con el fin de minimizar los costos de inversión y maximizar la energía generada por gasificación. La función evaluada tiene como variable el número de sistemas de gasificación, a partir de esta variable se calculan las rutas de recolección y el sistema de gasificación. El primer paso del acoplamiento es introducir el número de puntos de gasificación a instalar, la herramienta de cálculo ubica los puntos de gasificación en un mismo número de trapiches, de tal forma que queden bien distribuidos en el área de estudio como se explica en la sección 2.8.1. El número de sistemas de gasificación corresponde al mismo número de zonas m , a cada zona se asignan los trapiches restantes como se explica en la sección 2.8.2, en cada zona se debe conocer la ubicación y la producción de cada uno de los trapiches. El siguiente paso es realizar por cada zona la optimización de las rutas de recolección aplicando el algoritmo de optimización presentado en el capítulo 2, donde se calculan las rutas, los costos asociados, el número de camiones utilizados, el personal utilizado y la programación de las rutas. El siguiente paso es simular la gasificación para la cantidad de bagazo producido, se prueban distintos tipos de gasificadores dependiendo de la cantidad de biomasa generada por zona, es importante mencionar que no se hace la optimización de los parámetros operacionales de la gasificación ya que no varían con la escala de producción, la obtención de estos parámetros se describe en la sección 5.2. A partir de indicadores económicos es posible obtener la generación de energía más económica según lo presentado en la sección 3.8, permitiendo escoger el tipo de gasificación más rentable. El procedimiento de optimización de rutas y selección de gasificador se aplica para cada una de las zonas disponibles. Cuando se termine de evaluar todas las zonas, la función termina y se obtiene la información buscada para cada zona.

4.3.1 Función objetivo para generación de energía eléctrica

La función objetivo es la función que se optimiza, en la mayoría de los casos buscando minimizar su resultado. Este trabajo no es la excepción y se enfoca en minimizar los costos asociados al proceso. Sin embargo, enfocarse únicamente en minimizar costos no garantiza que el gas de síntesis sea capaz de generar la suficiente energía para compensar los costos operacionales y de inversión. Al maximizar la energía generada tampoco se garantiza unos costos de inversión aceptables. Con base en lo anterior la variable de salida

que se pretende minimizar es el costo unitario de energía del proceso global, y está dada por la **Ecuación 93**.

$$CUE_{PG} = \frac{\text{Costos totales}}{E_{gsn}} \quad (93)$$

E_{gsn} es la energía eléctrica neta generada a partir del gas de síntesis, mediante el uso de un motor de combustión a gas, su cálculo se explica en la sección 3.8.2. Como se ha visto anteriormente, los costos totales dependen del transporte y el tipo de sistema de gasificación instalados, a su vez, estos dependen del número de sistemas de gasificación instalados en la zona de estudio (N_{SG}). La función objetivo se describe en la **Ecuación 94**.

$$f(x) = \frac{\text{Costos totales}(x)}{E_{gsn}(x)} \quad (94)$$

Donde x representa a N_{SG} . Adicionalmente, la función objetivo está sujeta a que el número mínimo de sistemas de gasificación es 1 y el número máximo es 165. A continuación, se describe el problema de optimización en la **Ecuación 95**.

$$\begin{aligned} \text{Minimizar } f(x) &= \frac{\text{Costos totales}(x)}{E_{gsn}(x)} \\ \text{Sujeto a } &1 \leq x \leq 165 \end{aligned} \quad (95)$$

En esta función x debe aproximarse al número entero más cercano.

4.3.2 Función objetivo con distribución de vapor

Para esta parte del trabajo, debido a que la tecnología de los trapiches es rudimentaria, y ninguno está adaptado para trabajar con vapor, se asumirá constante la parte del gas de síntesis destinado a producción de vapor, considerando que en algún momento los trapiches pueden ser adaptados a trabajar con vapor. El 80% del gas de síntesis se destina a la producción de vapor y el 20% se destina a la producción de energía eléctrica.

Los costos totales para realizar la optimización son la suma de los costos de recolección de bagazo, los costos de instalación del sistema de gasificación y el costo de la instalación de línea de vapor (**Ecuación 96**).

$$C_T = C_{trans} + C_g + C_{LV} \quad (96)$$

Se formula una nueva función objetivo, en donde se tiene en cuenta la línea de vapor, y se evalúa la cantidad de energía eléctrica y del vapor generado (**Ecuación 97**).

$$f(x) = \frac{C_T}{E_V + E_{gsn}} \quad (97)$$

El cambio requerido en esta nueva función objetivo es establecer una restricción que consiste en el cálculo de la distancia desde el punto de gasificación hasta cada trapiche asignado a ese SG. Si alguna distancia lineal calculada es mayor a la longitud máxima de instalación de línea de vapor, se incrementa el número de SG N_{SG} (**Ecuación 98**).

$$d(SG_j, T_{i,j}) < L_{LV,max} \quad (98)$$

El problema de optimización es descrito en la **Ecuación 99**.

$$\text{Minimizar } f(x) = \frac{C_T}{E_V + E_{gsn}} \quad (99)$$

$$\text{Sujeto a } 1 \leq x \leq 165$$

4.4 Funcionamiento método de optimización

El espacio de búsqueda del problema de optimización es pequeño y, por lo tanto, no requiere un número alto de partículas. Para este caso, se utiliza un tamaño de población de 10 partículas. La asignación aleatoria de posición y velocidades iniciales es:

$$V_i(0) = [0, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0]$$

$$x_i(0) = [86, 55, 153, 41, 84, 122, 42, 139, 89, 149]$$

La posición dentro de los vectores representa a cada partícula, por ejemplo, la partícula 1 está en la posición 86, es decir que evaluará la función objetivo para un número de SG de 86. La velocidad inicial de la población es 0 porque las partículas inician en reposo, desde cualquier posición x_i . También se inicializa la mejor posición personal $P_i(0)$, que en la primera iteración es igual a x_i :

$$P_i(0) = [86, 55, 153, 41, 84, 122, 42, 139, 89, 149]$$

Esto quiere decir que las partículas como solo han hecho una evaluación de número SG, ese es el mejor resultado que han tenido. La función es evaluada en cada valor de $P_i(0)$, con el siguiente resultado:

$$F\{P_i(0)\} = [365, 311, 481, 351, 361, 429, 343, 456, 369, 473]$$

De los anteriores valores, el mínimo valor es 311 *COP/kWh* para la partícula 2, valor que corresponde a la posición $x = 55$, el cual representa a $G(0)$ en la primera iteración:

$$G(0) = 55$$

Así que el mínimo costo energético que han encontrado las 10 partículas es de 311 *COP/kWh*, cuando se tienen 55 SG. Una vez se inicializa el problema, se actualiza la velocidad y la posición de la partícula con las **Ecuaciones** 91 y 84. Los datos actualizados son los siguientes:

$$V_i(1) = [-57, 0, -72, 7, 0, -60, 8, -165, -45, -63]$$

$$x_i(1) = [28, 55, 81, 49, 84, 61, 50, 139, 44, 86]$$

La velocidad empieza a tomar valores altos en búsqueda del óptimo, esto se manifiesta con grandes cambios de posición en $x_i(1)$ con respecto a $x_i(0)$. Como solo se tiene una variable, velocidades negativas indican movimientos de mayor a menor posición (número de SG), mientras que velocidades positivas indican todo lo contrario. En esta primera iteración, los movimientos se ven influenciados por la presencia del óptimo global que es 55, por lo tanto, la partículas que se encuentren en una posición mayor, tendrán una velocidad negativa con el objetivo de aproximarse a este punto, algo similar pasa con las partículas que están por debajo de 55 en $x_i(0)$, con velocidades positivas alcanzan una posición superior en $x_i(1)$. El siguiente paso es evaluar $x_i(1)$ en la función objetivo para conocer los nuevos valores de *COP/kWh*:

$$F\{x_i(1)\} = [319, 311, 354, 317, 361, 320, 317, 456, 340, 365]$$

Los valores obtenidos se comparan con los de la evaluación hecha en $P_i(0)$, como se puede ver, a excepción de las partículas 2, 5, y 8, las otras se muevan hacia un punto de menor energía o un menor valor para el costo unitario de energía. Por lo tanto, siete partículas actualizan su posición en el vector de óptimos personales $P_i(1)$:

$$P_i(1) = [28, 55, 81, 49, 84, 61, 50, 139, 44, 86]$$

La actualización de $P_i(1)$ indica que algunas partículas en su recorrido han encontrado un menor valor para CUE, causado por un cambio en el número de SG evaluado. Nuevamente, se evalúa en la función objetivo los valores de $P_i(1)$:

$$F\{P_i(1)\} = [319, 311, 354, 317, 361, 320, 317, 456, 340, 365]$$

Ninguna partícula en las posiciones de $P_i(1)$ ha logrado una mejor posición que $G(0)$, por lo tanto, $G(1)$ se conserva igual:

$$G(1) = 55$$

El procedimiento se repite según el criterio de convergencia elegido. En algún punto intermedio de la optimización, en la iteración $n - 1$ se tiene que:

$$V_i(n - 1) = [-10, -65, -2, -86, -117, -153, -22, -259, -15, -174]$$

$$x_i(n - 1) = [6, 55, 3, 49, 84, 61, 23, 139, 1, 86]$$

$$P_i(n - 1) = [6, 55, 3, 49, 84, 61, 23, 139, 1, 86]$$

$$G(n - 1) = 3$$

Se actualiza velocidad y posición con las **Ecuaciones** 91 y 84:

$$V_i(n) = [-4, -64, -1, -63, -73, -162, -18, -199, -5, -143]$$

$$x_i(n) = [2, 55, 2, 49, 11, 61, 5, 139, 1, 86]$$

Se evalúa la posición de cada partícula en la función objetivo en las dos iteraciones:

$$F\{x_i(n - 1)\} = [185, 311, 160, 317, 361, 320, 293, 456, 212, 365]$$

$$F\{x_i(n)\} = [206, 311, 206, 317, 212, 320, 177, 456, 212, 365]$$

Solo las partículas 5 y 7 alcanzan un estado de menor energía o menor costo energético, y son las únicas partículas que actualizan su posición en el vector de óptimos personales:

$$P_i(n) = [6, 55, 3, 49, 11, 61, 5, 139, 1, 86]$$

Es evaluado $P_i(n)$ en la función objetivo para comparar con la función en el actual $G(n - 1)$, el cual es 3 SG y un costo energético de 160 COP/kWh:

$$F\{P_i(n)\} = [185, 311, 160, 317, 212, 320, 177, 456, 212, 365]$$

Como $F(G(n)) = F(G(n - 1))$, $G(n)$ conserva la posición óptima:

$$G(n) = 3$$

Finalmente, en la última iteración n_{\max} se llega a:

$$V_i(n_{\max}) = [0,0,0,0,0,0, -0,5,0,0,0,1, -0,6,0,3, -0,7, -2,1]$$

$$x_i(n_{\max}) = [3, 3, 3, 3, 3, 3, 3, 3, 3, 2]$$

Los resultados finales para el óptimo personal y el óptimo global son:

$$P_i(n_{\max}) = [3, 3, 3, 3, 3, 3, 3, 3, 3, 3]$$

$$G(n_{\max}) = 3$$

Todas las partículas llegan al mismo punto en $P_i(n_{\max})$, corresponde a la posición de la partícula con valor de 3, este punto coincide con el óptimo global $G(n_{\max})$. Cuando esto pasa la optimización termina, y no va a haber más cambios en el óptimo encontrado. De este modo, el óptimo global corresponde a 3 sistemas de gasificación instalados en la zona de estudio, lo cual provoca un costo unitario de energía de 159,6 COP/kWh.

En la **Figura 4-3** muestra cómo ha evolucionado la posición de cada partícula, se puede ver que la tendencia es siempre acercarse al punto óptimo, aunque en menor medida, en algunas iteraciones intente alejarse del óptimo de forma muy leve. Las partícula que inician el recorrido desde un punto más lejano tienen cambios de posición más bruscos en las primeras iteraciones. El comportamiento del óptimo personal es parecido como se muestra en la **Figura 4-4**, sin embargo, en este caso la posición del óptimo personal siempre se acerca hacia la posición del óptimo global.

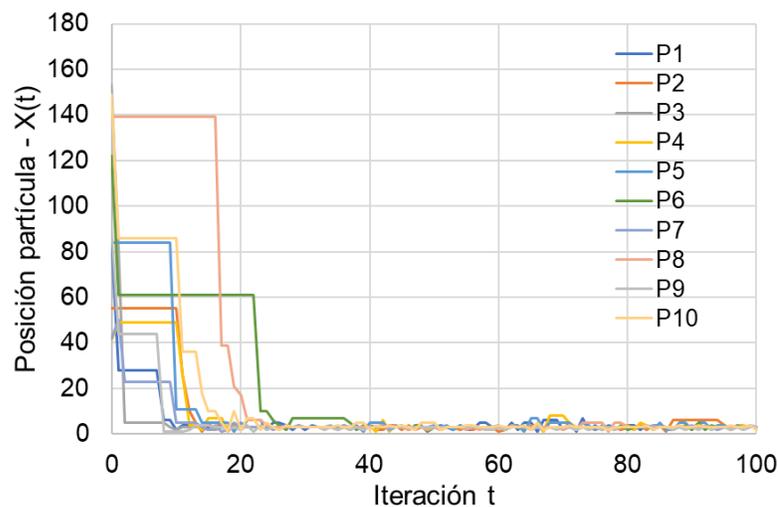


Figura 4-3. Posición de las partículas $x_i(t)$ en cada iteración.

La evolución de las velocidades de las partículas se presenta en la **Figura 4-5**, donde se puede ver que son muy altas en las primeras iteraciones, lo cual causa los grandes desplazamiento que tienen las partículas. En la mayoría de los casos, las velocidades son negativas, esto se explica por el hecho de que el punto óptimo se encuentra en el extremo inferior del intervalo posible para la variable $x_i(t)$, el cual es entre 1 y 165. Cuando las partículas se van aproximando al óptimo las velocidades bajan, y la capacidad de movimiento de las partículas es pequeña. A medida que avanzan las iteraciones las velocidades siguen bajando, esto hace que x_i no cambie más, indicando que se ha alcanzado el óptimo de la función objetivo que es 159,6 cuando x es 3.

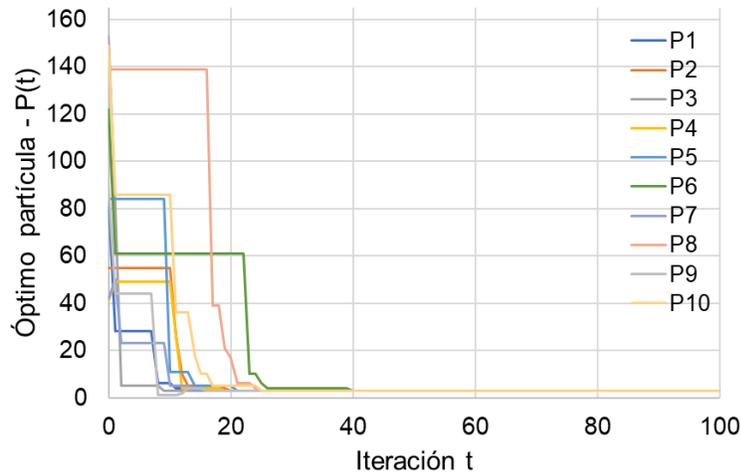


Figura 4-4. Óptimo personal ($P_i(t)$) de las partículas en cada iteración.

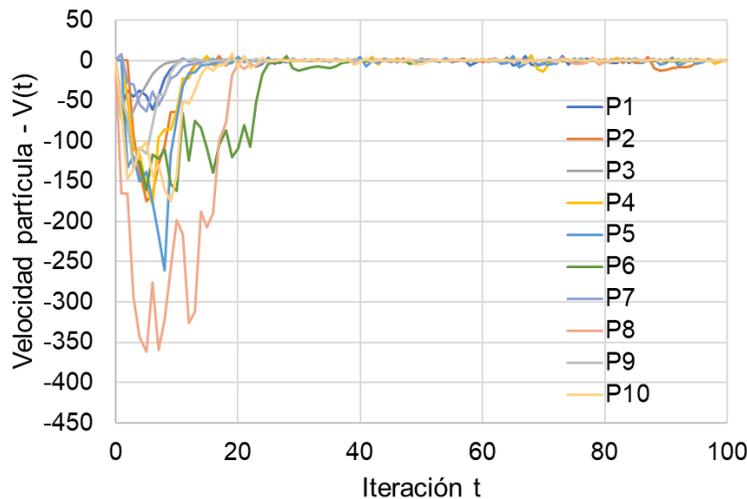


Figura 4-5. Velocidad de las partículas en cada iteración.

En la **Figura 4-6** se puede ver cómo ha evolucionado el óptimo global a medida que avanzan las iteraciones. Se puede probar la eficacia del método, ya que una de las partículas ha logrado encontrar el óptimo en tan solo 9 iteraciones, y según la **Figura 4-4** todas las partículas convergen en ese punto alrededor de la iteración 40.

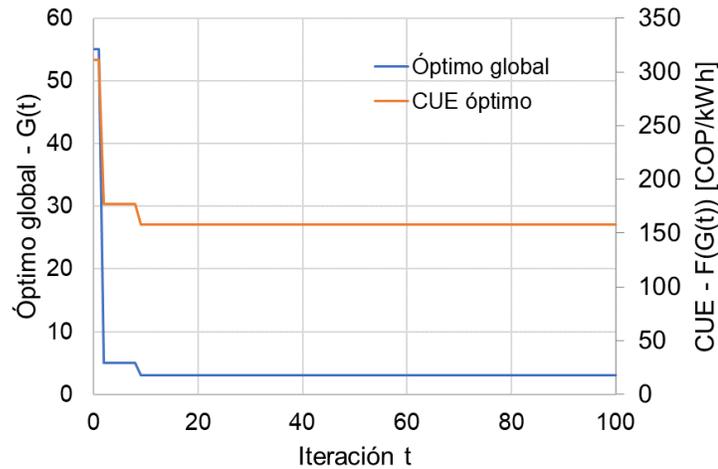


Figura 4-6. Evolución del óptimo global en cada iteración y su evaluación en la función objetivo.

En conclusión, el método PSO es un método inteligente que permite una rápida convergencia hacia el óptimo global del problema de optimización. El movimiento de las partículas está influenciado por movimientos pasados en los cuales se ha obtenido buenos resultados. Si una partícula consigue encontrar un óptimo, en un nuevo desplazamiento las otras partículas se moverán hacia esa dirección, en esos nuevos movimientos es probable que se encuentren otros óptimos. Esto se puede ver en la **Figura 4-6**, durante el proceso de optimización se alcanzó a identificar 3 valores para el óptimo, uno en 55 SG, que posteriormente se actualizó a 5 SG, y finalmente hasta 3 SG. De esta forma las partículas hacen una amplia exploración del espacio de búsqueda garantizando buenos resultados. Se puede utilizar una población más grande de partículas para que hagan una mayor exploración, sin embargo, al ser este un problema de optimización de una sola variable con un espacio de búsqueda relativamente pequeño no requiere que la población sea demasiado grande.

5. Selección de alternativas de gasificación

5.1 Resultados correlaciones de distancia y tiempo

La correlación de los datos se realiza en Matlab®, donde se leen las coordenadas de los 20 puntos y se realiza los cálculos de las distancias lineales. En el programa se compara esta información con los datos reales de distancia y tiempo, para obtener finalmente las correlaciones, útiles en las siguientes secciones.

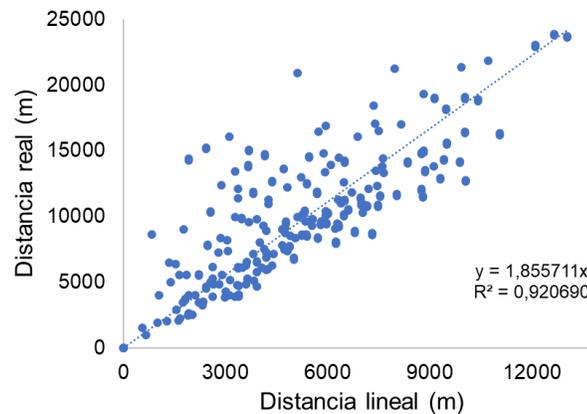


Figura 5-1. Correlación para distancia real entre trapiches.

En la **Figura 5-1** se presenta la correlación de datos para la distancia real y en la **Figura 5-2** la correlación de datos para el tiempo real. Por lo tanto, estas variables se calculan mediante las **Ecuaciones 100** y **101**.

$$d_R = 1.855711 d_L \quad (100)$$

$$t_R = 0.002684 d_R \quad (101)$$

Las distancias se calculan en m , y el tiempo se calcula en minutos.

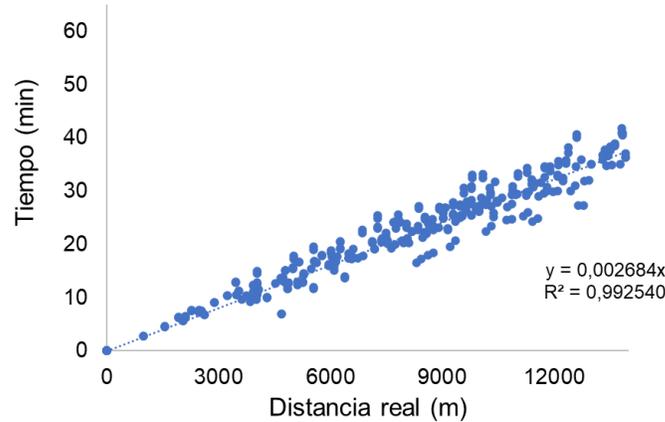


Figura 5-2. Correlación para tiempo de desplazamiento real entre trapiches.

5.2 Ajuste de parámetros de gasificación

- Gasificador cocorriente (downdraft)

La composición del gas de síntesis en función de la relación de equivalencia del aire (RE) es mostrada en la **Figura 5-3**. No es posible identificar puntos máximos o puntos mínimos en la concentración de los gases combustibles (CO , H_2 y CH_4). La composición de los tres gases aumenta al disminuir la RE, al mismo tiempo que disminuye la concentración de los gases O_2 , CO_2 , N_2 , que no tienen aporte calorífico al gas de síntesis. Por la tanto la mejor opción es trabajar con la mínima RE, la cual garantiza un gas de síntesis con alto poder calorífico.

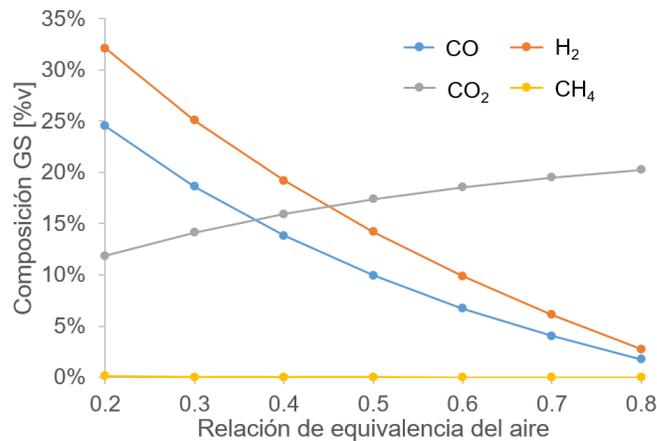


Figura 5-3. Composición del gas de síntesis en función de la relación de equivalencia

En la **Figura 5-4** se presenta el comportamiento de la composición del GS en función de la temperatura de gasificación.

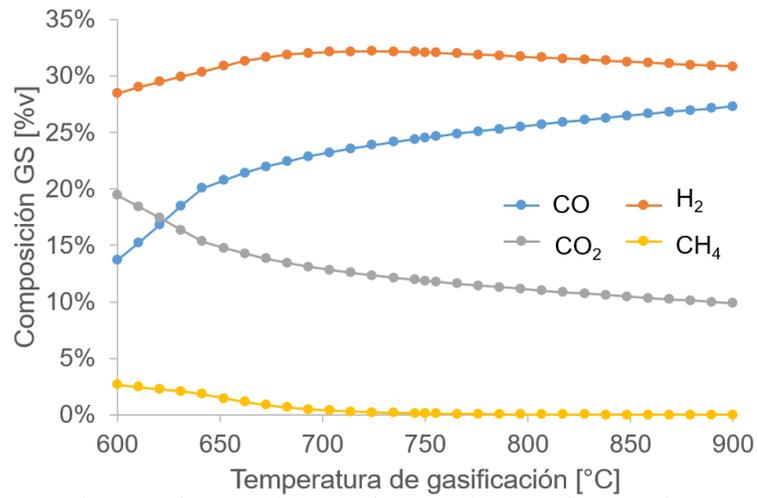


Figura 5-4. Composición del gas de síntesis en función de la temperatura de gasificación.

Por debajo de 640°C las concentraciones de CO, H₂ y CH₄ son muy bajas, y bajo ningún escenario la temperatura de operación debe estar en ese rango. Alrededor de 700°C la concentración de H₂ alcanza un máximo, sin embargo, al aumentar la temperatura hay una leve reducción y un incremento más pronunciado en la concentración de CO, lo cual no permite sacar conclusiones. En la **Figura 5-5** se muestra el flujo másico de gas de síntesis, y la energía del GS producido por unidad másica de bagazo alimentado al gasificador.

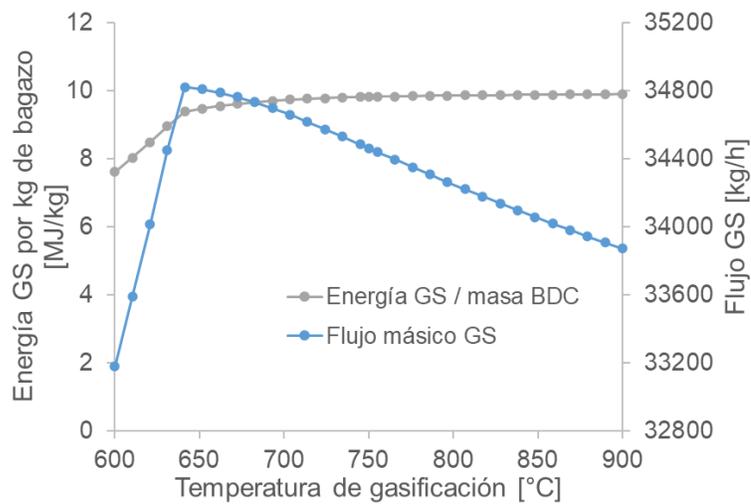


Figura 5-5. Flujo másico de gas de síntesis y energía generada por unidad másica de bagazo alimentado.

El flujo de gas disminuye desde una temperatura de 640°C, posiblemente por la generación de otros productos como agua. Sin embargo, la energía generada crece sin encontrar un máximo, y desde 750°C la velocidad de crecimiento es casi nula. De este modo las condiciones de operación óptimas para el gasificador cocorriente (downdraft) son una temperatura de gasificación de 750°C y una relación de equivalencia del aire de 0,2.

- Gasificador contracorriente (updraft)

En la **Figura 5-6** se observa el composición del gas de síntesis en función de la RE. Los resultados evidencian que en esta configuración no es posible alcanzar una combustión completa del bagazo, debido a que parte del material es retirado después de la pirólisis sin quemarse con el aire. Por este motivo, la máxima concentración de CO₂ es alcanzada a una RE de 0,55 aproximadamente, cuando en teoría se debe dar a una RE de 1. Otro aspecto importante es que hasta una RE de 0,26 la concentración de CO₂ disminuye, en este punto también se alcanza la máxima concentración de CO. Para CH₄ y H₂, la concentración disminuye siempre al aumentar RE.

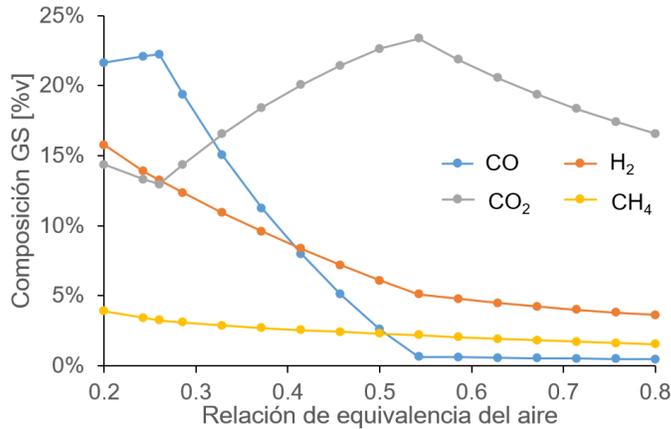


Figura 5-6. Composición del gas de síntesis en función de la relación de equivalencia del aire.

Para mayor claridad, en la **Figura 5-7** se muestra el flujo másico de GS y la energía generada con el gas de síntesis. A pesar de que el flujo de gas incrementa con la RE, esto se debe a un mayor contenido de N₂ y O₂ que no le aportan energía al gas. El punto de mayor generación de energía evidentemente ocurre a una RE de 0,26.

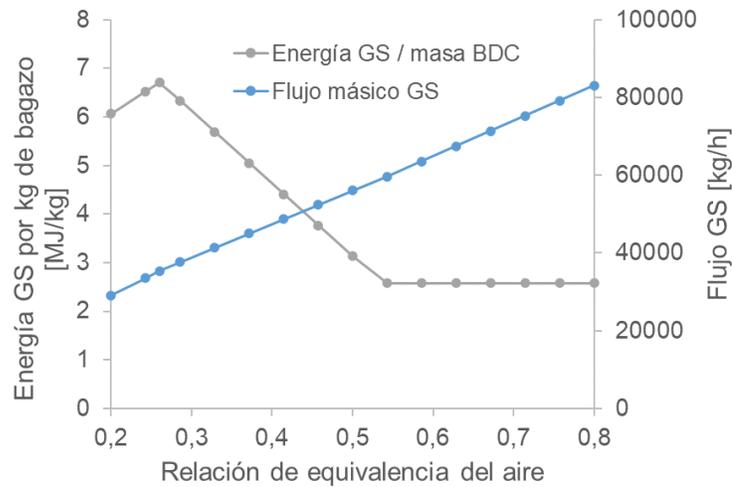


Figura 5-7. Flujo másico de gas de síntesis y energía del gas por unidad másica de bagazo alimentado.

En la **Figura 5-8** se presenta el comportamiento de la composición con la temperatura de gasificación. La concentración de CO incrementa rápidamente hasta una temperatura de 700°C, después de la cual sigue creciendo muy lentamente. A esta temperatura se alcanza la máxima concentración H₂ y una baja concentración de CO₂.

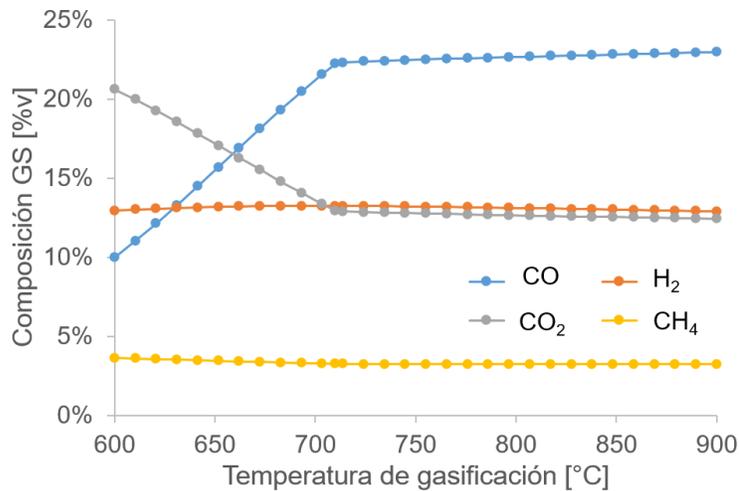


Figura 5-8. Composición del gas de síntesis en función de la temperatura de gasificación.

Para confirmar la temperatura de gasificación, en la **Figura 5-9** se muestra como la energía del gas crece siempre con la temperatura de gasificación, pero a partir de 710°C el crecimiento es muy bajo. Por lo tanto, para el gasificador contracorriente (updraft) las condiciones de operación óptimas son una RE de 0,26 y una temperatura de gasificación de 710 °C.

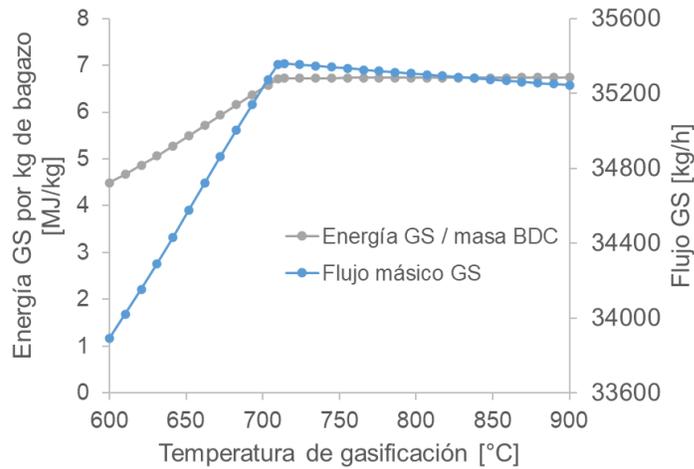


Figura 5-9. Flujo másico de gas de síntesis y energía del gas por unidad másica de bagazo alimentado en función de la temperatura de gasificación.

- Gasificador de lecho fluidizado

En la **Figura 5-10** se presenta la composición del gas de síntesis en función de la temperatura de gasificación. La concentración de H_2 parece tener un máximo a una temperatura de 780°C, pero la composición de CO crece indefinidamente.

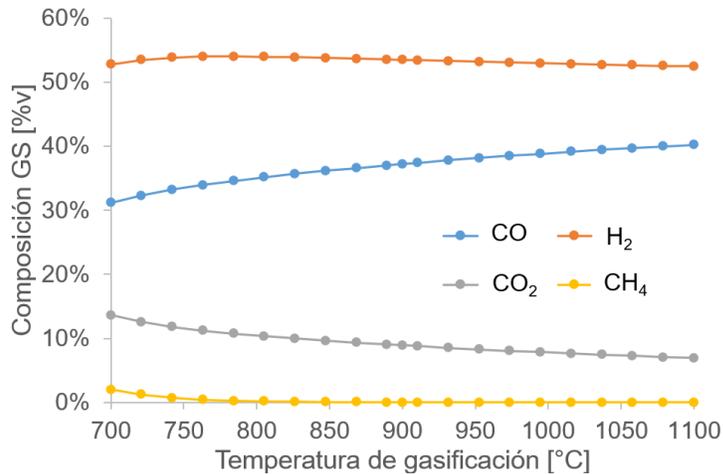


Figura 5-10. Composición del gas de síntesis en función de la temperatura de gasificación

En la **Figura 5-11** se comprueba que el incremento de la concentración de CO provoca un crecimiento de la energía generada por aumento de la temperatura. Sin embargo, incrementar la temperatura requiere un mayor consumo de carbonizado en la combustión, o posiblemente combustible adicional para mantener la temperatura estable. Por lo tanto,

la temperatura debe ser escogida en un punto en el que la energía generada deje de crecer drásticamente, para este caso, esa temperatura es 900°C.

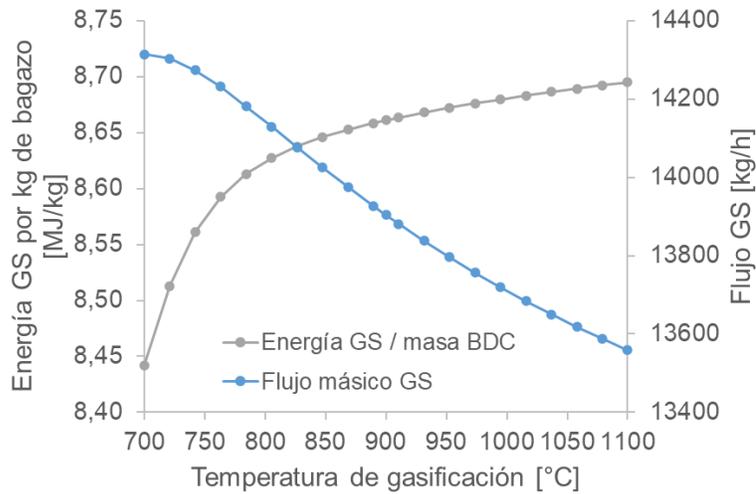


Figura 5-11. Flujo de gas de síntesis y energía del gas de síntesis con base en la cantidad de bagazo de caña panelera.

También es importante analizar la cantidad de agente gasificante utilizado en la gasificación, que en este caso es el gas de síntesis recirculado. En la **Figura 5-12** se presenta la composición del gas de síntesis en función de la fracción recirculada, y en la **Figura 5-13** la energía generada y el flujo de GS.

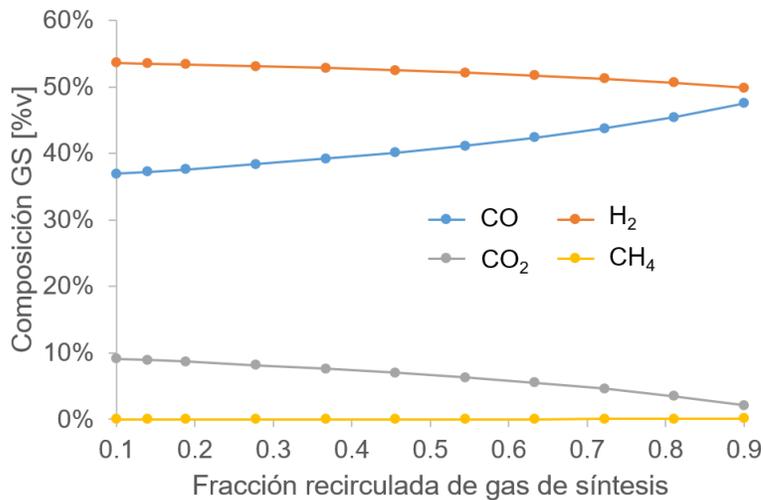


Figura 5-12. Composición del gas de síntesis en función del % de recirculación de gas de síntesis.

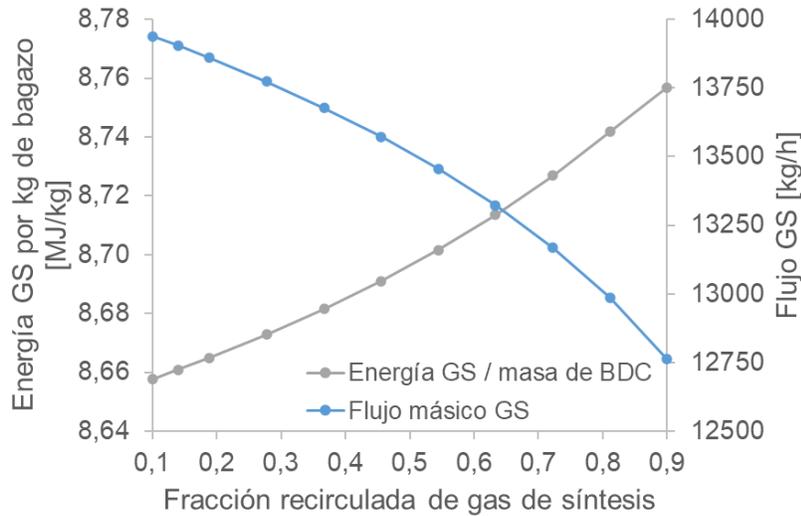


Figura 5-13. Flujo de gas de síntesis y energía del gas de síntesis con base en la cantidad de bagazo de caña panelera para distintos % de recirculación del gas de síntesis.

Los resultados no varían mucho con el porcentaje de recirculación, lo que sí es evidente es que si se incrementa la recirculación se obtienen leves mejoras. Sin embargo, en la práctica recircular una gran cantidad de gas requiere grandes dimensiones del gasificador. Por lo tanto, para este trabajo se adopta un porcentaje de recirculación de 14% el cual ya ha sido probado en la práctica por (Abdelouahed et al., 2012).

5.3 Resultados optimización global

Después de aplicar el método de optimización presentado en el capítulo 4 a la función objetivo de la **Ecuación 94**, en donde se agrupa la metodología descrita en los capítulos 1 al capítulo 3, se presentan los resultados de optimización. El mínimo global donde se genera el menor costo unitario de la energía neta producida por el gas de síntesis (*CUE*), ocurre cuando la variable número de SG toma el valor de 3. Esto quiere decir que, al instalar 3 sistemas de gasificación en el municipio de Útica, el costo de la energía producida es mínima e igual a 159,6 *COP/kWh*. En esta sección se presenta los resultados del trabajo para el caso óptimo.

5.3.1 Distribución sistemas de gasificación

Los costos de producción de energía son mínimos cuando se tienen tres SG. Los trapiches seleccionados como sistemas de gasificación son T12, T118 y T156, la ubicación de estos trapiches en el área de estudio se puede ver marcada con una estrella en la **Figura 5-14**.

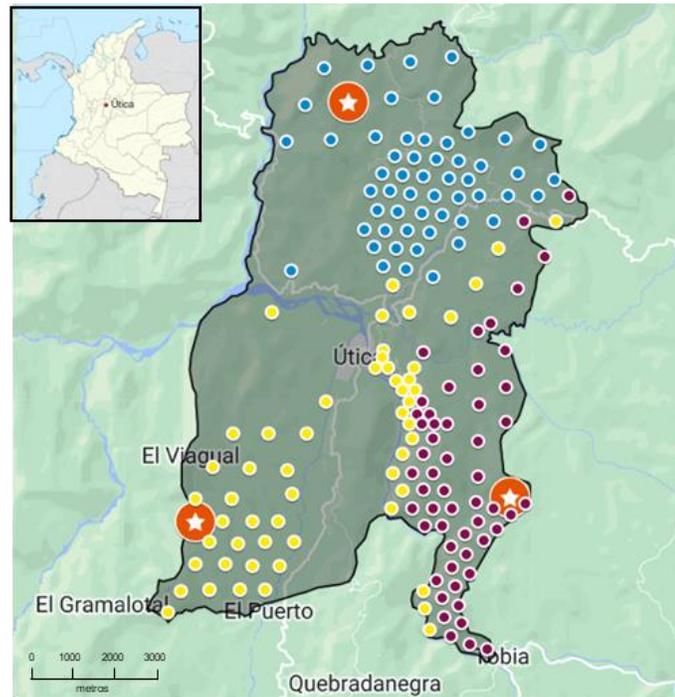


Figura 5-14. Distribución de trapiches por sistemas de gasificación. Azul: zona T12, Rojo: zona T118, Amarillo: zona T156.

Como se puede ver, la ubicación de los SG permite que la zona de estudio quede geográficamente bien dividida en tres zonas. En cada zona son asignados a cada SG, los trapiches más cercanos por medio de la optimización. En la **Figura 5-14** junto a los SG, también se encuentran los trapiches pertenecientes a cada zona de un color diferente. Se ha realizado una buena distribución ya que en la mayoría de los casos los trapiches serán asignados al SG más cercano, solo en pocos casos que no pasan del 4% los trapiches quedan mal distribuidos y alejados del SG asignado. En la **Tabla 5-1** se encuentra la distribución de los trapiches a cada sistema de gasificación.

En la **Tabla 5-2** se muestra la caracterización de cada zona, cuentan con el mismo número de trapiches, pero la cantidad de bagazo procesada es diferente, esto porque en esta distribución se ha priorizado la reducción de costos y una mayor eficiencia en el transporte y recolección, y no se ha enfocado en que los SG procesen la misma cantidad de bagazo.

Tabla 5-1. Asignación de trapiches a cada sistema de gasificación.

| SG | Número de trapiches asignados |
|-------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| T156 | 44, 53, 60, 62, 63, 67, 69, 77, 78, 82, 83, 84, 85, 86, 87, 89, 92, 95, 96, 97, 99, 102, 105, 111, 126, 129, 132, 138, 139, 140, 141, 142, 143, 144, 145, 146, 147, 148, 149, 150, 151, 152, 153, 154, 155, 157, 158, 159, 160, 161, 162, 163, 164, 165 |
| T12 | 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11, 13, 14, 15, 16, 17, 18, 19, 20, 21, 22, 23, 24, 25, 26, 27, 28, 29, 30, 31, 32, 33, 34, 35, 36, 37, 38, 39, 40, 41, 42, 43, 45, 46, 47, 48, 49, 50, 52, 55, 56, 57, 59, 66 |
| T118 | 51, 54, 58, 61, 64, 65, 68, 70, 71, 72, 73, 74, 75, 76, 79, 80, 81, 88, 90, 91, 93, 94, 98, 100, 101, 103, 104, 106, 107, 108, 109, 110, 112, 113, 114, 115, 116, 117, 119, 120, 121, 122, 123, 124, 125, 127, 128, 130, 131, 133, 134, 135, 136, 137 |

Tabla 5-2. Caracterización de cada zona en la cual se instala un SG.

| Zona | Trapiche SG | Número de trapiches | Producción de bagazo [t/año] |
|-------------|--------------------|----------------------------|-------------------------------------|
| 1 | T156 | 55 | 20122 |
| 2 | T12 | 55 | 19776 |
| 3 | T118 | 55 | 14750 |

5.3.2 Rutas óptimas de recolección

En las **Tabla 5-3** a **Tabla 5-5** se presenta el resultado de las rutas de recolección óptimas para cada una de las tres zonas determinadas por la optimización. En los resultados se puede ver el hecho de que las rutas de recolección se organizaron con base en la velocidad de generación de bagazo de los trapiches, ocasionando que las primeras rutas seleccionadas son las de mayor capacidad. Estas rutas se han diseñado para que un vehículo transportador haga el recorrido en 4 horas, recorrido que debe ser repetido dos veces al día por vehículo transportador. Las rutas comprenden entre 4 y 5 puntos de recolección, las de mayor capacidad pueden requerir que sean recorridas por más de un vehículo, debida a la limitada capacidad de este, la cual solo es de 4300 *kg/día*. La última ruta de cada zona es más corta y de más baja capacidad, debido a que comprende los trapiches que han quedado sin asignar y que son los de más baja capacidad de generación de bagazo.

Tabla 5-3. Rutas de recolección Zona 1

| Ruta | Orden Ruta | | | | | Capacidad (kg/día) | Distancia ruta (km) |
|--------------|------------|-----|-----|-----|-----|--------------------|---------------------|
| 1 | 139 | 140 | 147 | 148 | 145 | 9817 | 6,9 |
| 2 | 155 | 144 | 143 | 142 | 152 | 7813 | 7,5 |
| 3 | 146 | 151 | 160 | 60 | | 5022 | 19,9 |
| 4 | 141 | 164 | 165 | 150 | | 4464 | 16,3 |
| 5 | 44 | 62 | 149 | 132 | | 4112 | 21,2 |
| 6 | 162 | 161 | 153 | 126 | | 3756 | 14,6 |
| 7 | 63 | 85 | 129 | 154 | | 3370 | 25,0 |
| 8 | 105 | 157 | 95 | 53 | | 3253 | 22,2 |
| 9 | 99 | 89 | 87 | 159 | | 2882 | 9,4 |
| 10 | 138 | 77 | 83 | 163 | | 2504 | 18,1 |
| 11 | 67 | 78 | 92 | 102 | | 2277 | 13,2 |
| 12 | 158 | 96 | 84 | 111 | | 2006 | 11,1 |
| 13 | 69 | 82 | 86 | 97 | | 1648 | 6,8 |
| Total | | | | | | 52925 | 192,3 |

Tabla 5-4. Rutas de recolección Zona 2.

| Ruta | Orden Ruta | | | | | Capacidad (kg/día) | Distancia ruta (km) |
|--------------|------------|----|----|----|----|--------------------|---------------------|
| 1 | 11 | 13 | 15 | 19 | 27 | 7207 | 6,2 |
| 2 | 48 | 24 | 59 | 5 | | 5300 | 14,7 |
| 3 | 23 | 20 | 32 | 37 | 14 | 6264 | 12,2 |
| 4 | 1 | 55 | 31 | 25 | 8 | 5787 | 14,6 |
| 5 | 43 | 41 | 3 | 9 | | 4315 | 14,9 |
| 6 | 21 | 26 | 29 | 57 | 17 | 4974 | 13,3 |
| 7 | 34 | 2 | 40 | 16 | | 3619 | 16,2 |
| 8 | 42 | 28 | 38 | 47 | 7 | 4091 | 14,6 |
| 9 | 6 | 52 | 46 | 35 | 18 | 3655 | 10,6 |
| 10 | 10 | 30 | 66 | 49 | | 2657 | 16,9 |
| 11 | 22 | 36 | 45 | 50 | 4 | 3059 | 9,7 |
| 12 | 33 | 39 | 56 | | | 1585 | 3,5 |
| Total | | | | | | 52513 | 147,5 |

En la **Tabla 5-6** se muestra las características generales de las rutas por zona. Debido a la irregularidad de la zona y distribución de trapiches, las capacidades no son proporcionales a las distancias recorridas, dependen de la densidad de trapiches, y en la zona 2 la densidad es mayor provocando que la relación distancia/capacidad sea menor.

Tabla 5-5. Rutas de recolección Zona 3.

| Ruta | Orden Ruta | | | | | Capacidad (kg/día) | Distancia ruta (km) |
|--------------|------------|-----|-----|-----|-----|--------------------|---------------------|
| | | | | | | | |
| 1 | 65 | 100 | 58 | 54 | | 4771 | 19,5 |
| 2 | 76 | 68 | 110 | 106 | | 3907 | 9,6 |
| 3 | 61 | 51 | 125 | 134 | | 3724 | 22,1 |
| 4 | 104 | 101 | 119 | 136 | 71 | 4441 | 13,3 |
| 5 | 72 | 81 | 122 | 133 | | 3264 | 12,8 |
| 6 | 80 | 64 | 94 | 107 | 114 | 3796 | 12,3 |
| 7 | 116 | 124 | 103 | 88 | 70 | 3542 | 13,3 |
| 8 | 74 | 117 | 115 | 127 | 112 | 3272 | 13,6 |
| 9 | 98 | 75 | 91 | 121 | 135 | 2903 | 14,0 |
| 10 | 137 | 123 | 130 | 109 | 73 | 2555 | 13,8 |
| 11 | 131 | 128 | 113 | 108 | 90 | 2140 | 12,6 |
| 12 | 79 | 93 | 120 | | | 1101 | 10,4 |
| Total | | | | | | 39415 | 167,2 |

Tabla 5-6. Características generales de las rutas de recolección por zonas

| Zona | Número de rutas | Capacidad (t/día) | Distancia (km) |
|------|-----------------|-------------------|----------------|
| 1 | 13 | 52,9 | 192,3 |
| 2 | 12 | 52,5 | 147,5 |
| 3 | 12 | 39,4 | 167,2 |

5.3.3 Programación de rutas de recolección

La gran cantidad producida de bagazo en el área de estudio hace que los volúmenes de recolección sean demasiado altos. Para el municipio de Útica, se espera recolectar en promedio un total de 151 *t/día* de bagazo. Debido a la baja densidad del bagazo, un vehículo transportador solo es capaz de transportar como máximo 2150 *kg* de bagazo. Por lo tanto, en total se requieren 44 camiones, de los cuales 16 estarán destinados a la recolección en la zona 1, 16 estarán en la zona 2 y 12 en la zona 3. En la **Tabla 5-7** se presenta los resultados de la programación de rutas para las tres zonas estudiadas, donde se especifican el número de recolecciones al mes por cada ruta y en cada zona.

Para la zona 1, de los 16 camiones utilizados, 9 están fijados a alguna ruta de recolección y otros 7 camiones están programados para cubrir 12 de las 13 rutas, dependiendo de la disponibilidad de bagazo en los puntos de recolección. Para las zonas 2 y 3, se tienen 6

camiones libres para cubrir 12 rutas de recolección, aunque varía el número de camiones fijos en cada zona. Las primeras rutas son las de mayor capacidad de recolección de bagazo, debido a que se les ha asignado los trapiches de mayor producción. Por lo tanto, en estas rutas el número de recolecciones al mes es alto y aumenta el número de camiones asignados.

Tabla 5-7. Programación de rutas de recolección por zonas. R: recolecciones, CF: camiones fijos por ruta, CL: Camiones libres.

| Zona 1 | | | | Zona 2 | | | | Zona 3 | | | |
|--------------|------------|----------|----------|--------------|------------|-----------|----------|--------------|------------|----------|----------|
| Ruta | R | CF | CL | Ruta | R | CF | CL | Ruta | R | CF | CL |
| 1 | 137 | 2 | 1 | 1 | 101 | 2 | 1 | 1 | 67 | 1 | 1 |
| 2 | 110 | 2 | 1 | 2 | 74 | 1 | 1 | 2 | 55 | 1 | 1 |
| 3 | 71 | 1 | 1 | 3 | 88 | 1 | 1 | 3 | 52 | 1 | 1 |
| 4 | 63 | 1 | 1 | 4 | 81 | 1 | 1 | 4 | 62 | 1 | 1 |
| 5 | 58 | 1 | 1 | 5 | 61 | 1 | 1 | 5 | 46 | 0 | 1 |
| 6 | 53 | 1 | 1 | 6 | 70 | 1 | 1 | 6 | 53 | 1 | 1 |
| 7 | 48 | 1 | 0 | 7 | 51 | 1 | 1 | 7 | 50 | 1 | 1 |
| 8 | 46 | 0 | 1 | 8 | 58 | 1 | 1 | 8 | 46 | 0 | 1 |
| 9 | 41 | 0 | 1 | 9 | 52 | 1 | 1 | 9 | 41 | 0 | 1 |
| 10 | 35 | 0 | 1 | 10 | 38 | 0 | 1 | 10 | 36 | 0 | 1 |
| 11 | 32 | 0 | 1 | 11 | 43 | 0 | 1 | 11 | 30 | 0 | 1 |
| 12 | 28 | 0 | 1 | 12 | 23 | 0 | 1 | 12 | 16 | 0 | 1 |
| 13 | 23 | 0 | 1 | | | | | | | | |
| Total | 745 | 9 | 7 | Total | 740 | 10 | 6 | Total | 554 | 6 | 6 |

5.3.4 Costos asociados a la recolección y transporte de bagazo de caña panelera

En esta sección se presentan los resultados de los principales costos asociados al transporte de bagazo, los costos debido al consumo de combustible, a la inversión en vehículos transportadores y el personal contratado para operarlos. En la **Tabla 5-8** se presenta los costos de transporte asociados a cada zona en Útica.

Tabla 5-8. Costos de transporte por zona (COP/mes).

| | Zona 1 | Zona 2 | Zona 3 |
|--------------------|---------------|---------------|---------------|
| Combustible | \$ 6.556.372 | \$ 5.814.796 | \$ 5.035.374 |
| Camiones | \$ 44.000.000 | \$ 44.000.000 | \$ 33.000.000 |
| Personal | \$ 24.672.000 | \$ 24.672.000 | \$ 18.504.000 |
| Total | \$ 75.228.372 | \$ 74.486.796 | \$ 56.539.374 |

Los costos más altos son ocasionados por los camiones y por la contratación de personal, con una contribución alrededor del 90%. Esto hace que las zonas con mayor uso de camiones, como la 1 y la 2 tengan los mayores costos, mientras que la zona 3 tiene los menores costos debido al bajo uso de camiones. Se podría pensar que la optimización de rutas tenía como objetivo la minimización de la distancia recorrida para reducir costos en combustible, sin embargo, al reducir recorrido y optimizar tiempos se reducen el número de recolecciones y por ende el número de camiones, logrando que la optimización permita reducir todos los costos de transporte.

5.3.5 Costos asociados al sistema de gasificación

Al optimizar el número de SG, se fija la configuración de gasificadores a utilizar en cada una de las zonas. En la zona estudiada la mejor opción resultó ser la instalación de tres SG. La metodología está diseñada para que, en función de la cantidad de bagazo de caña panelera procesada por cada SG, se escoja entre gasificadores cocorriente (downdraft), contracorriente (updraft) y de lecho fluidizado doble, existiendo la posibilidad de que cada SG tenga un tipo de gasificador diferente. Con base en esto, se define la configuración como el tipo y número de gasificadores instalados en cada SG, estos resultados se presentan en la **Tabla 5-9** para las tres zonas óptimas.

Tabla 5-9. Tipo y número de gasificador por sistemas de gasificación.

| Zona | Tipo SG | Número gasificadores |
|------|------------------|----------------------|
| 1 | Lecho fluidizado | 1 |
| 2 | Lecho fluidizado | 1 |
| 3 | Lecho fluidizado | 1 |

En la **Tabla 5-10** se presentan los parámetros operacionales de cada gasificador en cada SG. Se puede ver que los tiempos de operación de los SG en el año son levemente diferentes, la zona 1 es la que más bagazo procesa, pero por características de los trapiches su tiempo de operación es superior al de la zona 2, esto hace que el gasificador seleccionado en la zona 2 sea levemente más grande. El consumo eléctrico si está relacionado con la capacidad de la zona, y al aumentar, mayor será el gasto energético de los equipos instalados.

Es importante mencionar que la composición y el poder calorífico del gas de síntesis es igual en los tres SG, debido a que están utilizando el mismo tipo de gasificador. En la **Tabla**

5-11 se muestran los costos mensuales por depreciación y la energía eléctrica neta producida por cada SG. En los resultados es evidente que la escala influye positivamente en el costo unitario de la energía, el SG con mayor generación eléctrica tiene el menor costo unitario, mientras que para la zona 3 los costos son mayores.

Tabla 5-10. Parámetros sistemas de gasificación por zona.

| Parámetro | Zona 1 | Zona 2 | Zona 3 |
|--------------------------------------|--------|--------|--------|
| Bagazo [kg/h] | 5555 | 5772 | 4532 |
| Tiempo Operación [h/año] | 3478 | 3321 | 3174 |
| Consumo [kWh/mes] | 190216 | 188733 | 141658 |
| T gasificación [°C] | 900 | 900 | 900 |
| Recirculación GS | 0,14 | 0,14 | 0,14 |
| Gas de síntesis [kg/h] | 3066 | 3186 | 2501 |
| Gas de síntesis [Nm ³ /h] | 4828 | 5017 | 3939 |
| CO [%v] | 37,2 | 37,2 | 37,2 |
| H ₂ [%v] | 53,5 | 53,5 | 53,5 |
| CH ₄ [%v] | 8,9 | 8,9 | 8,9 |
| MJ/kg bagazo | 8,7 | 8,7 | 8,7 |
| PCI [MJ/Nm ³] | 10,9 | 10,9 | 10,9 |

Tabla 5-11. Depreciación mensual SG y costo unitario del SG por energía eléctrica producida.

| SG | FG [Nm ³ /h] | Energía generada [kWh/mes] | Costo SG [COP/mes] | Costo unitario [COP/kWh] |
|----|-------------------------|----------------------------|--------------------|--------------------------|
| 1 | 4828 | 1587859 | \$ 140.192.841 | \$ 88 |
| 2 | 5017 | 1575487 | \$ 144.512.567 | \$ 92 |
| 3 | 3939 | 1182516 | \$ 119.393.629 | \$ 101 |

5.3.6 Costos totales

En la **Tabla 5-12** se presentan los costos totales de generación de energía, incluyendo transporte y gasificación. El costo final que tiene la energía eléctrica producida es de 159,6 COP/kWh, se puede ver que a mayor cantidad procesada de bagazo menor es el costo de producción como es el caso de la zona 1.

En los costos totales no se incluye los costos asociados a la posible distribución de energía. Por lo tanto, se realiza un breve análisis al respecto, en el cual se busca penalizar los costos totales en función del número de SG instalados de acuerdo con la **Ecuación 102**, Al aumentar los SG reduce la distancia de distribución de energía.

Tabla 5-12. Costos totales de generación de energía

| Zona | Transporte [COP/mes] | Gasificación [COP/mes] | Total [COP/mes] | Energía neta [kWh/mes] | CUE [COP/kWh] |
|--------------|----------------------|------------------------|-----------------|------------------------|---------------|
| 1 | \$ 75.228.372 | \$ 140.192.841 | \$ 215.421.214 | 1397644 | 154,1 |
| 2 | \$ 74.486.796 | \$ 144.512.567 | \$ 218.999.364 | 1386753 | 157,9 |
| 3 | \$ 56.539.374 | \$ 119.393.629 | \$ 175.933.003 | 1040858 | 169,0 |
| Total | \$ 206.254.543 | \$ 404.099.037 | \$ 610.353.580 | 3825256 | 159,6 |

$$F(x) = f(x) \left[p - \frac{(p-1) * x}{165} \right] \quad (102)$$

En la ecuación, $f(x)$ es la función objetivo de la optimización y p es un factor de penalización que depende de los costos asociados a la distribución, se entiende como el factor por el cual se multiplica el CUE cuando se instala un solo SG en la zona, y es necesario distribuir toda la energía a los restantes 164 trapiches. En la **Figura 5-15** se puede ver tres casos del factor de penalización, para todos los casos incrementa el CUE, sin embargo, en los tres casos el menor CUE se da cuando el número de SG es 3. A medida que aumentan los costos de distribución, se hace más rentable la posibilidad de incrementar el número de SG en la zona, pues se facilita la distribución.

De acuerdo con la **Ecuación 102**, se considera lineal el incremento de costos con la reducción del número de sistemas de gasificación, es posible que la tendencia sea diferente y que para bajo número de SG los costos sean muy elevados. En el caso de la **Figura 5-15** no se consideró inversión adicional en los puntos de generación de energía antes de la distribución, por lo que, si incrementan demasiado los costos de distribución, la mejor opción es la instalación de un SG por trapiche. Sin embargo, en la siguiente sección se analiza el caso de generación y distribución de vapor, caso en el que se requiere una inversión en caldera en cada punto de gasificación. Esto hace que la opción de instalar un SG en cada trapiche no sea claramente la opción más rentable.

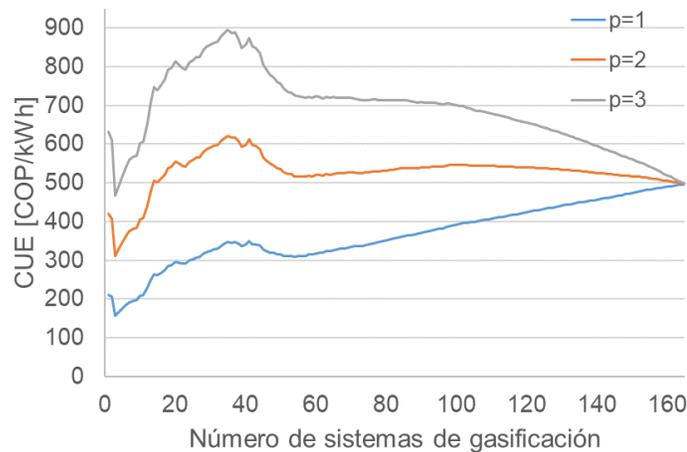


Figura 5-15. Comportamiento del óptimo cuando se incrementan los costos de distribución de energía.

5.4 Resultados optimización con distribución de vapor

En esta sección se presentan los resultados globales de la optimización considerando la producción y distribución de vapor. Para esta optimización se utilizan los mismos parámetros utilizados en la sección anterior. Se usa el método PSO con una población de 10 partículas. Inicialmente se realiza la optimización con una línea de 1 *pulg*, los resultados de la optimización determinan que la mejor opción es la instalación de 164 sistemas de gasificación, con un costo energético de 312,77 COP/kWh. Esto significa que se tienen que instalar gasificador y caldera en cada uno de los puntos de gasificación, a excepción del trapiche T90, al cual también está asociado el trapiche T93. El trapiche 93 es el de menor generación de bagazo de la zona, esto hace que la necesidad de vapor sea baja, permitiendo unas pérdidas de presión bajas en la línea. Como se ha mencionado en capítulos anteriores, a bajas pérdidas de presión mayor es la longitud permitida de la línea de vapor. Por lo que es más conveniente que este trapiche se asigne a otro punto de gasificación y no sea necesario la instalación de un nuevo SG.

Al utilizar una tubería de diámetro pequeño se generan grandes pérdidas de presión, esto provoca que las máximas longitudes de líneas de vapor sean pequeñas, evitando que los trapiches se puedan interconectar térmicamente ya que la distancia de separación entre ellos es superior a la máxima longitud de línea de vapor. Una opción es utilizar una tubería de mayor diámetro con el objetivo de reducir las pérdidas de presión y logrando que las

líneas de vapor puedan tener una longitud superior. Se realiza la optimización con los mismos parámetros de optimización y una tubería de diámetro $2\frac{1}{2}$ pulg. Los resultados de la optimización muestran que se requieren 14 sistemas de gasificación con un costo energético de 149,24 COP/kWh. En la **Tabla 5-13** se presentan los trapiches que fueron asignados a cada SG.

Tabla 5-13. ID del trapiche asignado a cada SG.

| Zona | Trapiche SG | Trapiches asignados al SG |
|------|-------------|---------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| 1 | 156 | 163, 142, 139, 146 |
| 2 | 145 | 141, 149, 144, 140, 155 |
| 3 | 12 | 9, 7, 16, 15 |
| 4 | 11 | 13, 8, 17, 40, 1 |
| 5 | 15 | 153, 148, 147, 151, 143, 150, 154 |
| 6 | 27 | 19, 32, 23, 20, 18, 21, 24, 25, 26, 28, 22, 38, 34, 41, 39, 30, 36, 33, 48, 29, 47 |
| 7 | 65 | 77, 84, 96, 82, 86, 95, 83, 78, 71, 64, 85, 87, 88, 69, 70, 79, 80, 91, 81, 72 |
| 8 | 5 | 54, 52, 6, 2, 57, 3, 4, 56 |
| 9 | 59 | 45, 46, 44, 62, 66, 60, 63, 31, 42, 37, 55, 35, 43 |
| 10 | 14 | 10, 49 |
| 11 | 160 | 162, 161, 159, 157, 158 |
| 12 | 58 | 53, 51, 61, 67, 50 |
| 13 | 164 | 165, 138 |
| 14 | 100 | 103, 102, 99, 101, 105, 98, 106, 126, 97, 104, 109, 129, 89, 111, 92, 107, 132, 90, 93, 75, 110, 124, 127, 112, 94, 108, 120, 122, 76, 130, 68, 73, 74, 117, 118, 116, 136, 114, 137, 125, 121, 113, 115, 133, 119, 123, 128, 131, 134, 135 |

En la **Tabla 5-13** se puede ver que a diferencia de la optimización realizada en la sección 5.3, aquí los puntos de gasificación tienen diferente número de trapiches asignados. Esto pasa porque en esta optimización se ha priorizado que los trapiches queden lo más cerca posible, y no es de interés que cada SG tenga el mismo número de trapiches.

Tabla 5-14. Rutas de recolección para cada zona.

| Zona | Ruta | Orden de recolección | | | | |
|------|------|----------------------|-----|-----|-----|-----|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| 1 | 1 | 139 | 142 | 146 | 163 | |
| 2 | 1 | 140 | 144 | 141 | 155 | 149 |
| 3 | 1 | 15 | 16 | 7 | 9 | |
| 4 | 1 | 13 | 8 | 17 | 1 | 40 |
| 5 | 1 | 147 | 143 | 148 | 151 | 150 |

| Zona | Ruta | Orden de recolección | | | | |
|------|------|----------------------|-----|-----|-----|-----|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 |
| | 2 | 153 | 154 | | | |
| 6 | 1 | 19 | 24 | 20 | 23 | 48 |
| | 2 | 32 | 25 | 26 | 21 | 41 |
| | 3 | 29 | 47 | 38 | 28 | 34 |
| | 4 | 18 | 22 | 36 | 33 | 30 |
| | 5 | 39 | | | | |
| 7 | 1 | 71 | 72 | 81 | 85 | 95 |
| | 2 | 80 | 64 | 70 | 88 | 87 |
| | 3 | 77 | 84 | 83 | 78 | 91 |
| | 4 | 96 | 82 | 86 | 69 | 79 |
| 8 | 1 | 54 | 6 | 57 | 3 | 2 |
| | 2 | 52 | 56 | 4 | | |
| 9 | 1 | 60 | 55 | 31 | 43 | 37 |
| | 2 | 44 | 62 | 63 | 42 | 35 |
| | 3 | 46 | 45 | 66 | | |
| 10 | 1 | 10 | 49 | | | |
| 11 | 1 | 162 | 161 | 158 | 157 | 159 |
| 12 | 1 | 61 | 67 | 50 | 51 | 53 |
| 13 | 1 | 165 | 138 | | | |
| 14 | 1 | 132 | 126 | 110 | 118 | 76 |
| | 2 | 106 | 125 | 134 | 68 | |
| | 3 | 104 | 101 | 136 | 119 | 129 |
| | 4 | 105 | 99 | 94 | 122 | 133 |
| | 5 | 114 | 116 | 107 | 103 | 89 |
| | 6 | 124 | 127 | 117 | 74 | 112 |
| | 7 | 115 | 92 | 98 | 135 | |
| | 8 | 75 | 102 | 109 | 121 | 137 |
| | 9 | 123 | 130 | 131 | 73 | 111 |
| | 10 | 108 | 113 | 128 | 97 | |
| | 11 | 90 | 93 | 120 | | |

En la **Tabla 5-14** se observan las rutas de recolección óptimas, las zonas con bajo número de trapiches tienen rutas de recolección cortas y en ocasiones una sola ruta. La zona 14 tiene la mayor cantidad de trapiches, generando el mayor número de rutas, lo cual sucede porque esa región de la zona estudiada tiene alta densidad de trapiches. En la **Tabla 5-15** se presenta la descripción del gasificador para cada SG. Debido a que cada zona tiene diferente número de trapiches, también tienen diferente cantidad procesada de bagazo, esto hace que se requieran diferentes tipos de gasificador. Las zonas con capacidad de operación inferior a 500 kg/h, por los límites de operación de los gasificadores solo pueden

utilizar gasificadores en cocorriente. Para una capacidad de operación entre 1500 y 3000 kg/h se puede utilizar gasificadores en contracorriente y de lecho fluidizado, debido a la mejor calidad obtenida en el gas de síntesis, en estas zonas se prefiere el uso de gasificador de lecho fluidizado.

Tabla 5-15. Tipo de gasificación para cada zona

| Zona | Tipo de gasificador | Número de gasificadores | Capacidad de operación [kg/h] |
|------|---------------------------|-------------------------|-------------------------------|
| 1 | Contracorriente (updraft) | 1 | 879 |
| 2 | Contracorriente (updraft) | 1 | 1164 |
| 3 | Contracorriente (updraft) | 1 | 864 |
| 4 | Contracorriente (updraft) | 1 | 1118 |
| 5 | Contracorriente (updraft) | 1 | 1326 |
| 6 | Lecho fluidizado | 1 | 2509 |
| 7 | Lecho fluidizado | 1 | 1659 |
| 8 | Contracorriente (updraft) | 1 | 1217 |
| 9 | Lecho fluidizado | 1 | 2001 |
| 10 | Cocorriente (Downdraft) | 1 | 437 |
| 11 | Contracorriente (updraft) | 1 | 833 |
| 12 | Contracorriente (updraft) | 1 | 762 |
| 13 | Cocorriente (Downdraft) | 1 | 424 |
| 14 | Lecho fluidizado | 1 | 4112 |

En la **Tabla 5-16** se resumen los costos en cada etapa del proceso cuando se tiene en cuenta la distribución de vapor.

Tabla 5-16. Costos del proceso con distribución de vapor optimizado.

| Etapa | Costo |
|-----------------|------------------|
| Transporte | \$ 202,556,816 |
| Gasificación | \$ 583,625,237 |
| Líneas de vapor | \$ 836,673,368 |
| Total | \$ 1,622,855,421 |

En los resultados es claro el efecto del número SG, a medida que aumenta el número de SG incrementan considerablemente los costos de gasificación, en comparación con el caso en que se instalan únicamente 3 SG los costos de transporte reducen levemente. La energía total generada es de $1,087 \times 10^7$ kWh. Entregando un costo unitario energético final de 149,24 COP/kWh. Este CUE es inferior al caso en el que se utilizan 164 SG, principalmente porque se pasa de usar 164 calderas a solamente 14, disminuyendo drásticamente los costos totales.

6. Conclusiones y recomendaciones

6.1 Conclusiones

Este trabajo está soportado en la posibilidad de instalar sistemas de gasificación con bagazo como materia prima, el cual es obtenido del proceso de producción de panela. En la gasificación se obtiene gas de síntesis que se usa con el fin de generar energía eléctrica que pueda ser utilizada para modificar el proceso de calentamiento actual que tienen los trapiches paneleros. Para esto se realizó la caracterización de la zona de estudio, se planteó una metodología que permitiera evaluar cual es el efecto que tiene la variable número de sistemas de gasificación a instalar en Útica, sobre los costos de generación de energía eléctrica.

Existe poca información disponible acerca de la zona de estudio, sin embargo, su caracterización no es uno de los objetivos del trabajo, por lo tanto, se han realizado una serie de estimaciones a partir de la información disponible, y así poder disponer de toda la información que permite seguir con las otras etapas del trabajo. A pesar de no contar con una caracterización adecuada, la metodología de este trabajo puede ser adaptada fácilmente a cualquier zona, siempre que se disponga de información de los trapiches.

El método de optimización 2-opt, ha sido implementado para establecer las rutas de recolección óptimas que permitan recolectar el bagazo desde los trapiches hacia cada sistema de gasificación. En total, se optimizaron 37 rutas de recolección distribuidas en tres sistemas de gasificación. La optimización permitió reducir los tiempos de transporte y también los costos asociados a este, como lo son el combustible, el número de camiones y el personal a contratar para operar los vehículos. Las zonas 1 y 2, tienen una capacidad de producción de bagazo similar (52,9 y 52,5 t/día de bagazo respectivamente), a pesar de tener cada zona 55 trapiches en diferentes ubicaciones, los resultados muestran costos de transporte similares (75,2 y 74,5 MCOP/mes para zona 1 y 2 respectivamente), lo cual demuestra la eficiencia del método de optimización.

En la optimización de todo el proceso se prueban todas las posibilidades de número de SG, lo cual permite evaluar distintas ubicaciones que pueden tener las plantas de gasificación. Esta metodología inicialmente establece la ubicación de los puntos de gasificación, y posteriormente hace la optimización de rutas. Es decir, si la ubicación no es buena, los costos de transporte pueden ser altos, por lo tanto, se prueban otras ubicaciones de plantas hasta alcanzar un punto óptimo. Es claro que los costos de transporte son inversamente proporcionales al número de SG instalados. En la evaluación de un número especificado de SG, si las rutas no fueran optimizadas, los costos de transporte se hacen altos, esto haría que incrementar el número de SG sea la única forma de reducir costos, pero a su vez se estaría incrementando costo de equipos. Por esto, no se han seleccionado más de tres SG, los trapiches T12, T118 y T156, ya que la optimización de las rutas influencia la selección de la ubicación de los puntos de gasificación. La ubicación de los SG influenciará la distribución de energía, ya sea eléctrica o térmica en forma de gas, asumiendo que los costos totales se duplican en el caso extremo de instalar un solo SG, por el efecto de distribución de energía, se ha demostrado que la alternativa de instalación de 3 SG sigue siendo la alternativa óptima con mucha diferencia.

Los modelos de gasificación fueron llevados a cabo en Aspen, modelos que fueron construidos con características de cada tipo de gasificador, lo cual permite obtener diferentes composiciones del gas de síntesis. Con los modelos, bajo justificadas suposiciones es posible estimar y caracterizar el producto que es el gas de síntesis, con esa caracterización se realizó la selección del tipo de gasificador para cada sistema de gasificación. En el caso de estudio trabajado, al haber solo 3 SG, la capacidad de operación es alta, alrededor de 5 t/h, lo cual da la opción de trabajar con un gasificador grande de lecho fluidizado, o un conjunto de gasificadores más pequeños tipo cocorriente (downdraft) o tipo contracorriente (updraft). Para los tres SG, el gasificador seleccionado fue el de lecho fluidizado, debido a que resultó más económico el incremento de escala de un equipo, que el incremento en número de equipos de gasificación más pequeños, y obviamente porque el gasificador de lecho fluidizado produce un gas con el mayor poder calorífico de los tres tipos de gasificador.

La parte final del trabajo consistió en seleccionar la ubicación y el número de sistemas de gasificación, para esto se probó el método de optimización metaheurístico optimización por enjambre de partículas (PSO). Un método de optimización inteligente que permitió

encontrar el óptimo global del problema con tan solo 10 iteraciones y con una población pequeña de partículas de solamente 10 unidades. Estos parámetros fueron escogidos por que la función objetivo está constituida por una única variable que es el número de sistemas de gasificación, y porque solo tiene una restricción que son los límites de la variable de optimización, entre 1 y 165, los cuales son el número de trapiches de la zona.

Mediante técnicas de optimización heurísticas y metaheurísticas, se seleccionó la configuración más rentable para utilizar gasificación en la zona con el fin de generar energía eléctrica, la configuración consiste es instalar 3 sistemas de gasificación de lecho fluidizado bien distribuidos en la región. A cada sistema le proporcionará bagazo los 55 trapiches más cercanos, donde la recolección de bagazo se hace con camiones los cuales operarán en 37 rutas optimizadas. Bajo estas características el costo unitario de la energía eléctrica producida a partir de un motor a gas será de 159,6 COP/kWh. En el caso de generar vapor y distribuirlo desde los sistemas de gasificación, la optimización permite estimar que la opción más rentable es la instalación de 14 sistemas de gasificación, donde el bagazo será recolectado haciendo uso de 35 rutas optimizadas. Los 14 sistemas de gasificación tendrán distintos tipos de gasificador, 8 serán gasificadores contracorriente (updraft), 4 de lecho fluidizado y 2 serán gasificadores cocorriente (downdraft).

6.2 Recomendaciones

En este trabajo se han abordado temáticas extensas que requieren de mayor profundización y robustez, principalmente las descritas en el capítulo 2, en donde se organiza la información necesaria de la zona, útil para llevar a cabo el estudio. La información proporcionada en este trabajo es parcialmente exacta, ya que contiene información estimada bajo ciertas suposiciones, lo cual se ha hecho de esta manera debido a su difícil adquisición, por motivos de seguridad y confidencialidad de las personas dueñas de los trapiches. Para mayor robustez se requiere realizar un trabajo de campo detallado en donde se recoja información principalmente sobre la caracterización de los trapiches de la zona de estudio. Esta información debe incluir principalmente la ubicación exacta, datos de producción de panela y tipo de proceso empleado. Se recomienda considerar en futuros trabajos la posibilidad de que los trapiches no tengan vías de acceso terrestre, lo cual pondría un grado mayor de complejidad al trabajo.

Se recomienda realizar un análisis pinch con el fin de aprovechar cada corriente de alta temperatura. No se está aprovechando la energía del gas de síntesis obtenido en reactores

de lecho fijo antes del enfriamiento. Otra posibilidad es utilizar la energía de los gases de combustión tanto de caldera como del motor de generación eléctrica. Estas posibilidades pueden reducir los costos de inversión y el costo unitario de energía producida.

Se recomienda hacer un análisis más profundo de las redes de distribución de vapor, en este trabajo se presenta un análisis básico y conceptual, únicamente con el objetivo de tener una base de comparación de diferentes alternativas, y a partir de estas seleccionar la mejor posibilidad. Los costos asociados a las redes de distribución aquí considerados son básicos, ya que por motivos de comparación solo se consideró costos de caldera y de líneas de vapor.

Se recomienda hacer un análisis económico más avanzado si en futuros trabajos se quiere evaluar la rentabilidad del proyecto. Debido a que este trabajo no ha sido enfocado en el diseño de equipos, la estimación de costos no ha sido la prioridad, y no se ha discutido con mucho detalle. Como continuación de este trabajo se recomienda el diseño de equipos y una estimación de costos detallada.

A. Anexo A: Producción panelera en Colombia

Tabla A-1. Información producción panelera colombiana 2017

| Departamento | Productores de panela | | | Número de trapiches | |
|--------------------|-----------------------|------------|------------|---------------------|-----------|
| | Productores | % Pequeños | % Medianos | | % Grandes |
| Cundinamarca | 10388 | 88,0 | 11,5 | 0,5 | 3802 |
| Cauca | 8551 | 93,5 | 6,3 | 0,2 | 3216 |
| Antioquia | 8843 | 88,2 | 11,3 | 0,5 | 3158 |
| Caldas | 5222 | 93,0 | 7,0 | 0,0 | 1401 |
| Tolima | 3398 | 92,0 | 7,2 | 0,8 | 1324 |
| Huila | 3467 | 91,0 | 8,2 | 0,8 | 1139 |
| Santander | 3785 | 76,5 | 21,5 | 2,0 | 1046 |
| Norte de Santander | 2487 | 92,0 | 8,0 | 0,0 | 770 |
| Boyacá | 2682 | 80,0 | 17,0 | 3,0 | 727 |
| Nariño | 7282 | 87,5 | 11,7 | 0,8 | 478 |
| Risaralda | 349 | 82,0 | 16,5 | 1,5 | 416 |
| Valle del Cauca | 1889 | 85,5 | 12,5 | 2,0 | 366 |
| Caquetá | 1496 | 98,0 | 2,0 | 0,0 | 232 |

Fuente: (SIPA, 2017).

B. Anexo B: Información panelera municipios de Cundinamarca

Tabla B-1. Información industria panelera por municipio en Cundinamarca

| Municipio | Provincia | Área sembrada (Ha) | Área cosechada (Ha) | Producción (Ton) |
|---------------------|------------------|--------------------|---------------------|------------------|
| Caparrapí | Bajo Magdalena | 9758,0 | 8920 | 41032,0 |
| Útica | Gualivá | 3602,0 | 3047 | 18282,0 |
| La Peña | Gualivá | 4800,0 | 4192 | 17606,4 |
| Quebradanegra | Gualivá | 3421,0 | 2920 | 13140,0 |
| Quipile | Tequendama | 1906,0 | 1622 | 9732,0 |
| Nimaima | Gualivá | 1816,0 | 1580 | 6320,0 |
| Vergara | Gualivá | 1526,0 | 1393 | 6268,5 |
| Nocaima | Gualivá | 1616,3 | 1470 | 5880,0 |
| Yacopí | Rionegro | 1500,0 | 1375 | 5500,0 |
| Villeta | Gualivá | 1445,0 | 1333 | 5332,0 |
| La Vega | Gualivá | 1320,0 | 1215 | 4860,0 |
| Paratebueno | Medina | 301,0 | 270 | 3780,0 |
| Chaguaní | Magdalena centro | 905,0 | 834 | 3502,8 |
| El Peñón | Rionegro | 385,0 | 570 | 3139,3 |
| Pulí | Magdalena centro | 568,0 | 505 | 2525,0 |
| Anapoima | Tequendama | 392,0 | 320 | 1984,0 |
| La Palma | Rionegro | 648,0 | 565 | 1977,5 |
| Villagómez | Rionegro | 212,0 | 195 | 1950,0 |
| Ubalá | Guavio | 422,0 | 380 | 1900,0 |
| Guayabal de Siquima | Magdalena centro | 279,0 | 244 | 1830,0 |
| Sasaima | Gualivá | 398,0 | 338 | 1690,0 |
| San Juan de Rioseco | Magdalena centro | 249,0 | 222 | 1443,0 |
| Jerusalén | Alto Magdalena | 244,0 | 220 | 1364,0 |
| Bituima | Magdalena centro | 305,0 | 270 | 1350,0 |

| Municipio | Provincia | Área sembrada (Ha) | Área cosechada (Ha) | Producción (Ton) |
|------------------|------------------|---------------------------|----------------------------|-------------------------|
| Vianí | Magdalena centro | 471,0 | 430 | 1290,0 |
| Paime | Rionegro | 292,0 | 265 | 1060,0 |
| Supatá | Gualivá | 311,0 | 280 | 980,0 |
| Gachetá | Guavio | 201,0 | 168 | 840,0 |
| Viotá | Tequendama | 200,0 | 182 | 782,6 |
| Guayabetal | Oriente | 130,0 | 117 | 702,0 |
| Topaipí | Rionegro | 198,0 | 146 | 584,0 |
| San Cayetano | Rionegro | 165,0 | 138 | 552,0 |
| Gutiérrez | Oriente | 105,0 | 94 | 470,0 |
| Arbeláez | Sumapaz | 72,0 | 65 | 390,0 |
| Gachalá | Guavio | 100,0 | 90 | 387,0 |
| Junín | Guavio | 38,0 | 38 | 380,0 |
| Quetame | Oriente | 91,0 | 91 | 364,0 |
| Gama | Guavio | 69,0 | 60 | 330,0 |
| La Mesa | Tequendama | 82,0 | 78 | 327,6 |
| San Francisco | Gualivá | 110,0 | 97 | 242,5 |
| Beltrán | Magdalena centro | 52,0 | 47 | 235,0 |
| Manta | Almeidas | 70,0 | 67 | 234,5 |
| Pacho | Rionegro | 55,0 | 50 | 210,0 |
| Guaduas | Bajo Magdalena | 915,0 | 380 | 190,0 |
| Tibirita | Almeidas | 52,0 | 48 | 144,0 |
| Fosca | Oriente | 35,0 | 30 | 135,0 |
| Machetá | Almeidas | 24,0 | 30 | 111,0 |
| Albán | Gualivá | 20,0 | 23 | 73,6 |

Fuente: (SIPA, 2017).

C. Anexo C: Coordenadas trapiches Útica

Tabla C-1. Coordenadas geográficas trapiches en Útica

| ID | Latitud | Longitud | ID | Latitud | Longitud |
|-----|----------|------------|------|----------|------------|
| T1 | 5,235867 | -74,457533 | T84 | 5,182783 | -74,470167 |
| T2 | 5,233100 | -74,441933 | T85 | 5,180433 | -74,471533 |
| T3 | 5,234467 | -74,449533 | T86 | 5,180467 | -74,468750 |
| T4 | 5,228617 | -74,454533 | T87 | 5,178200 | -74,470250 |
| T5 | 5,225633 | -74,438900 | T88 | 5,178250 | -74,467417 |
| T6 | 5,227183 | -74,446633 | T89 | 5,175600 | -74,471533 |
| T7 | 5,249683 | -74,488317 | T90 | 5,175550 | -74,468583 |
| T8 | 5,250900 | -74,469817 | T91 | 5,175517 | -74,465833 |
| T9 | 5,250300 | -74,479167 | T92 | 5,173200 | -74,470200 |
| T10 | 5,241833 | -74,492400 | T93 | 5,173333 | -74,467250 |
| T11 | 5,243333 | -74,464633 | T94 | 5,173467 | -74,464633 |
| T12 | 5,242400 | -74,483117 | T95 | 5,187700 | -74,476050 |
| T13 | 5,242950 | -74,473767 | T96 | 5,185250 | -74,477333 |
| T14 | 5,233717 | -74,496417 | T97 | 5,166700 | -74,471583 |
| T15 | 5,234817 | -74,477450 | T98 | 5,166700 | -74,467200 |
| T16 | 5,234350 | -74,487050 | T99 | 5,162767 | -74,473733 |
| T17 | 5,252033 | -74,460767 | T100 | 5,162683 | -74,469383 |
| T18 | 5,223433 | -74,478517 | T101 | 5,162767 | -74,464933 |
| T19 | 5,227167 | -74,475900 | T102 | 5,159050 | -74,471617 |
| T20 | 5,230917 | -74,473150 | T103 | 5,159183 | -74,467117 |
| T21 | 5,234433 | -74,470583 | T104 | 5,159050 | -74,462617 |
| T22 | 5,215083 | -74,479650 | T105 | 5,155117 | -74,473767 |
| T23 | 5,234150 | -74,466600 | T106 | 5,155117 | -74,469517 |
| T24 | 5,223133 | -74,474283 | T107 | 5,155167 | -74,464883 |
| T25 | 5,219250 | -74,476900 | T108 | 5,155083 | -74,460717 |
| T26 | 5,230567 | -74,468950 | T109 | 5,151400 | -74,466767 |
| T27 | 5,226750 | -74,471517 | T110 | 5,151367 | -74,462867 |
| T28 | 5,226383 | -74,466950 | T111 | 5,170383 | -74,469350 |
| T29 | 5,218133 | -74,462833 | T112 | 5,170333 | -74,465100 |
| T30 | 5,222317 | -74,464500 | T113 | 5,153750 | -74,448017 |
| T31 | 5,214333 | -74,465567 | T114 | 5,152383 | -74,455233 |

| ID | Latitud | Longitud |
|-----|----------|------------|
| T32 | 5,222667 | -74,469717 |
| T33 | 5,218517 | -74,467433 |
| T34 | 5,218867 | -74,472417 |
| T35 | 5,214600 | -74,470317 |
| T36 | 5,214800 | -74,475383 |
| T37 | 5,211433 | -74,477833 |
| T38 | 5,230133 | -74,464250 |
| T39 | 5,225983 | -74,461717 |
| T40 | 5,233583 | -74,461850 |
| T41 | 5,229650 | -74,459617 |
| T42 | 5,211100 | -74,472833 |
| T43 | 5,207083 | -74,475533 |
| T44 | 5,203017 | -74,473567 |
| T45 | 5,206650 | -74,470900 |
| T46 | 5,210583 | -74,468283 |
| T47 | 5,221933 | -74,459433 |
| T48 | 5,225650 | -74,457283 |
| T49 | 5,206267 | -74,495500 |
| T50 | 5,216867 | -74,452083 |
| T51 | 5,216883 | -74,445317 |
| T52 | 5,222300 | -74,442233 |
| T53 | 5,216867 | -74,438700 |
| T54 | 5,222250 | -74,435717 |
| T55 | 5,216883 | -74,458950 |
| T56 | 5,222300 | -74,455200 |
| T57 | 5,222333 | -74,448933 |
| T58 | 5,209367 | -74,441050 |
| T59 | 5,204667 | -74,464983 |
| T60 | 5,203467 | -74,455800 |
| T61 | 5,202267 | -74,446617 |
| T62 | 5,197400 | -74,469967 |
| T63 | 5,196117 | -74,461300 |
| T64 | 5,194750 | -74,452450 |
| T65 | 5,188600 | -74,467050 |
| T66 | 5,211933 | -74,459500 |
| T67 | 5,210817 | -74,450733 |
| T68 | 5,173700 | -74,449233 |
| T69 | 5,196600 | -74,476017 |
| T70 | 5,185067 | -74,455500 |
| T71 | 5,181133 | -74,461683 |
| T72 | 5,177283 | -74,455150 |

| ID | Latitud | Longitud |
|------|----------|------------|
| T115 | 5,150850 | -74,451283 |
| T116 | 5,149817 | -74,457983 |
| T117 | 5,156483 | -74,455667 |
| T118 | 5,157600 | -74,448533 |
| T119 | 5,148367 | -74,454033 |
| T120 | 5,146917 | -74,461333 |
| T121 | 5,145467 | -74,457717 |
| T122 | 5,142633 | -74,460983 |
| T123 | 5,141100 | -74,457033 |
| T124 | 5,139817 | -74,464333 |
| T125 | 5,138367 | -74,460217 |
| T126 | 5,137333 | -74,466900 |
| T127 | 5,135967 | -74,462967 |
| T128 | 5,134433 | -74,459350 |
| T129 | 5,133750 | -74,466567 |
| T130 | 5,132117 | -74,462450 |
| T131 | 5,130500 | -74,458667 |
| T132 | 5,129217 | -74,465533 |
| T133 | 5,127933 | -74,461333 |
| T134 | 5,126233 | -74,457117 |
| T135 | 5,125283 | -74,453267 |
| T136 | 5,156317 | -74,445017 |
| T137 | 5,155117 | -74,451883 |
| T138 | 5,197417 | -74,499800 |
| T139 | 5,152633 | -74,510300 |
| T140 | 5,152633 | -74,503867 |
| T141 | 5,152633 | -74,498200 |
| T142 | 5,148017 | -74,513217 |
| T143 | 5,147850 | -74,506867 |
| T144 | 5,147933 | -74,500950 |
| T145 | 5,148200 | -74,495033 |
| T146 | 5,143317 | -74,516317 |
| T147 | 5,143233 | -74,509783 |
| T148 | 5,143067 | -74,503700 |
| T149 | 5,143067 | -74,497950 |
| T150 | 5,137600 | -74,519400 |
| T151 | 5,137683 | -74,513217 |
| T152 | 5,137767 | -74,506700 |
| T153 | 5,137767 | -74,500950 |
| T154 | 5,132983 | -74,522150 |
| T155 | 5,158200 | -74,495200 |

| ID | Latitud | Longitud |
|------------|----------------|-----------------|
| T73 | 5,169683 | -74,455417 |
| T74 | 5,161983 | -74,455333 |
| T75 | 5,165850 | -74,461733 |
| T76 | 5,173250 | -74,461917 |
| T77 | 5,185167 | -74,469050 |
| T78 | 5,189000 | -74,475617 |
| T79 | 5,193150 | -74,455250 |
| T80 | 5,189000 | -74,449400 |
| T81 | 5,181050 | -74,449067 |
| T82 | 5,185333 | -74,474500 |
| T83 | 5,182650 | -74,473033 |

| ID | Latitud | Longitud |
|-------------|----------------|-----------------|
| T156 | 5,152633 | -74,516317 |
| T157 | 5,171267 | -74,500267 |
| T158 | 5,171267 | -74,508000 |
| T159 | 5,163483 | -74,496233 |
| T160 | 5,163750 | -74,504467 |
| T161 | 5,164267 | -74,512367 |
| T162 | 5,157333 | -74,508250 |
| T163 | 5,157250 | -74,515967 |
| T164 | 5,178200 | -74,487817 |
| T165 | 5,171267 | -74,491950 |

D. Anexo D: Producción de bagazo por trapiches en Útica

Tabla D-1. Caracterización trapiches Útica.

| ID | Vereda | Caña procesada [t/año] | Producción bagazo [t/año] | Producción de panela [t/año] | Capacidad de producción de panela [kg/h] |
|-----|----------|------------------------|---------------------------|------------------------------|------------------------------------------|
| T1 | Naranjal | 1202 | 431 | 144 | 124 |
| T2 | Naranjal | 919 | 330 | 110 | 87 |
| T3 | Naranjal | 1061 | 380 | 127 | 87 |
| T4 | Naranjal | 636 | 228 | 76 | 58 |
| T5 | Naranjal | 1343 | 482 | 161 | 124 |
| T6 | Naranjal | 778 | 279 | 93 | 58 |
| T7 | Zumbe | 798 | 286 | 96 | 87 |
| T8 | Zumbe | 1197 | 429 | 144 | 124 |
| T9 | Zumbe | 1097 | 394 | 132 | 87 |
| T10 | Zumbe | 698 | 251 | 84 | 58 |
| T11 | Zumbe | 1596 | 573 | 192 | 124 |
| T12 | Zumbe | 1696 | 608 | 204 | 124 |
| T13 | Zumbe | 1397 | 501 | 168 | 124 |
| T14 | Zumbe | 1297 | 465 | 156 | 124 |
| T15 | Zumbe | 1497 | 537 | 180 | 124 |
| T16 | Zumbe | 898 | 322 | 108 | 87 |
| T17 | Zumbe | 998 | 358 | 120 | 87 |
| T18 | Furatena | 734 | 263 | 88 | 58 |
| T19 | Furatena | 1407 | 505 | 169 | 124 |
| T20 | Furatena | 1285 | 461 | 154 | 124 |
| T21 | Furatena | 1040 | 373 | 125 | 87 |
| T22 | Furatena | 642 | 230 | 77 | 58 |
| T23 | Furatena | 1315 | 472 | 158 | 124 |
| T24 | Furatena | 1346 | 483 | 161 | 124 |
| T25 | Furatena | 1193 | 428 | 143 | 87 |
| T26 | Furatena | 1009 | 362 | 121 | 87 |
| T27 | Furatena | 1438 | 516 | 173 | 124 |

| ID | Vereda | Caña procesada [t/año] | Producción bagazo [t/año] | Producción de panela [t/año] | Capacidad de producción de panela [kg/h] |
|-----|----------|------------------------|---------------------------|------------------------------|------------------------------------------|
| T28 | Furatena | 826 | 296 | 99 | 87 |
| T29 | Furatena | 979 | 351 | 117 | 87 |
| T30 | Furatena | 673 | 241 | 81 | 58 |
| T31 | Furatena | 1162 | 417 | 139 | 87 |
| T32 | Furatena | 1254 | 450 | 150 | 124 |
| T33 | Furatena | 551 | 197 | 66 | 58 |
| T34 | Furatena | 948 | 340 | 114 | 87 |
| T35 | Furatena | 765 | 274 | 92 | 58 |
| T36 | Furatena | 581 | 208 | 70 | 58 |
| T37 | Furatena | 1223 | 439 | 147 | 124 |
| T38 | Furatena | 795 | 285 | 95 | 87 |
| T39 | Furatena | 520 | 187 | 62 | 31 |
| T40 | Furatena | 918 | 329 | 110 | 87 |
| T41 | Furatena | 1101 | 395 | 132 | 87 |
| T42 | Furatena | 887 | 318 | 106 | 87 |
| T43 | Furatena | 1132 | 406 | 136 | 87 |
| T44 | Furatena | 1070 | 384 | 128 | 87 |
| T45 | Furatena | 612 | 219 | 73 | 58 |
| T46 | Furatena | 703 | 252 | 84 | 58 |
| T47 | Furatena | 856 | 307 | 103 | 87 |
| T48 | Furatena | 1376 | 494 | 165 | 124 |
| T49 | Liberia | 646 | 232 | 77 | 58 |
| T50 | Turtur | 641 | 230 | 77 | 58 |
| T51 | Turtur | 937 | 336 | 112 | 87 |
| T52 | Turtur | 740 | 265 | 89 | 58 |
| T53 | Turtur | 838 | 301 | 101 | 87 |
| T54 | Turtur | 1233 | 442 | 148 | 124 |
| T55 | Turtur | 1134 | 407 | 136 | 87 |
| T56 | Turtur | 542 | 195 | 65 | 58 |
| T57 | Turtur | 1036 | 371 | 124 | 87 |
| T58 | Terama | 1144 | 410 | 137 | 87 |
| T59 | Terama | 1327 | 476 | 159 | 124 |
| T60 | Terama | 1236 | 443 | 148 | 124 |
| T61 | Terama | 961 | 345 | 115 | 87 |
| T62 | Terama | 1053 | 378 | 126 | 87 |
| T63 | Terama | 870 | 312 | 104 | 87 |
| T64 | Terama | 778 | 279 | 93 | 58 |
| T65 | Terama | 1419 | 509 | 170 | 124 |

| ID | Vereda | Caña procesada [t/año] | Producción bagazo [t/año] | Producción de panela [t/año] | Capacidad de producción de panela [kg/h] |
|------|------------|------------------------|---------------------------|------------------------------|------------------------------------------|
| T66 | Terama | 687 | 246 | 82 | 58 |
| T67 | Terama | 595 | 213 | 71 | 58 |
| T68 | La fría | 970 | 348 | 116 | 87 |
| T69 | La fría | 450 | 161 | 54 | 31 |
| T70 | La fría | 734 | 263 | 88 | 58 |
| T71 | La fría | 923 | 331 | 111 | 87 |
| T72 | La fría | 876 | 314 | 105 | 87 |
| T73 | La fría | 497 | 178 | 60 | 31 |
| T74 | La fría | 686 | 246 | 82 | 58 |
| T75 | La fría | 592 | 212 | 71 | 58 |
| T76 | La fría | 1018 | 365 | 122 | 87 |
| T77 | La fría | 639 | 229 | 77 | 58 |
| T78 | La fría | 544 | 195 | 65 | 58 |
| T79 | La fría | 402 | 144 | 48 | 31 |
| T80 | La fría | 781 | 280 | 94 | 58 |
| T81 | La fría | 828 | 297 | 99 | 87 |
| T82 | Chivaza | 445 | 160 | 53 | 31 |
| T83 | Chivaza | 631 | 226 | 76 | 58 |
| T84 | Chivaza | 520 | 186 | 62 | 31 |
| T85 | Chivaza | 854 | 306 | 102 | 87 |
| T86 | Chivaza | 371 | 133 | 45 | 31 |
| T87 | Chivaza | 668 | 240 | 80 | 58 |
| T88 | Chivaza | 705 | 253 | 85 | 58 |
| T89 | Chivaza | 742 | 266 | 89 | 58 |
| T90 | Chivaza | 408 | 146 | 49 | 31 |
| T91 | Chivaza | 557 | 200 | 67 | 58 |
| T92 | Chivaza | 594 | 213 | 71 | 58 |
| T93 | Chivaza | 334 | 120 | 40 | 31 |
| T94 | Chivaza | 780 | 280 | 94 | 58 |
| T95 | Chivaza | 817 | 293 | 98 | 87 |
| T96 | Chivaza | 483 | 173 | 58 | 31 |
| T97 | El Entable | 410 | 147 | 49 | 31 |
| T98 | El Entable | 626 | 225 | 75 | 58 |
| T99 | El Entable | 799 | 287 | 96 | 87 |
| T100 | El Entable | 1058 | 380 | 127 | 87 |
| T101 | El Entable | 885 | 318 | 106 | 87 |
| T102 | El Entable | 583 | 209 | 70 | 58 |
| T103 | El Entable | 713 | 256 | 86 | 58 |

| ID | Vereda | Caña procesada [t/año] | Producción bagazo [t/año] | Producción de panela [t/año] | Capacidad de producción de panela [kg/h] |
|------|------------|------------------------|---------------------------|------------------------------|------------------------------------------|
| T104 | El Entable | 929 | 333 | 111 | 87 |
| T105 | El Entable | 842 | 302 | 101 | 87 |
| T106 | El Entable | 972 | 349 | 117 | 87 |
| T107 | El Entable | 756 | 271 | 91 | 58 |
| T108 | El Entable | 454 | 163 | 54 | 31 |
| T109 | El Entable | 540 | 194 | 65 | 58 |
| T110 | El Entable | 1015 | 364 | 122 | 87 |
| T111 | El Entable | 497 | 178 | 60 | 31 |
| T112 | El Entable | 670 | 240 | 80 | 58 |
| T113 | La Montaña | 439 | 157 | 53 | 31 |
| T114 | La Montaña | 768 | 275 | 92 | 58 |
| T115 | La Montaña | 630 | 226 | 76 | 58 |
| T116 | La Montaña | 740 | 265 | 89 | 58 |
| T117 | La Montaña | 685 | 246 | 82 | 58 |
| T118 | La Montaña | 1014 | 364 | 122 | 87 |
| T119 | La Montaña | 905 | 324 | 109 | 87 |
| T120 | La Montaña | 384 | 138 | 46 | 31 |
| T121 | La Montaña | 576 | 206 | 69 | 58 |
| T122 | La Montaña | 795 | 285 | 95 | 87 |
| T123 | La Montaña | 521 | 187 | 62 | 58 |
| T124 | La Montaña | 713 | 256 | 86 | 58 |
| T125 | La Montaña | 932 | 334 | 112 | 87 |
| T126 | La Montaña | 987 | 354 | 118 | 87 |
| T127 | La Montaña | 658 | 236 | 79 | 58 |
| T128 | La Montaña | 411 | 147 | 49 | 31 |
| T129 | La Montaña | 850 | 305 | 102 | 87 |
| T130 | La Montaña | 493 | 177 | 59 | 31 |
| T131 | La Montaña | 466 | 167 | 56 | 31 |
| T132 | La Montaña | 1042 | 374 | 125 | 87 |
| T133 | La Montaña | 822 | 295 | 99 | 87 |
| T134 | La Montaña | 959 | 344 | 115 | 87 |
| T135 | La Montaña | 603 | 216 | 72 | 58 |
| T136 | La Montaña | 877 | 315 | 105 | 87 |
| T137 | La Montaña | 548 | 197 | 66 | 58 |
| T138 | Curapo | 646 | 232 | 77 | 58 |
| T139 | Abuelita | 2161 | 775 | 259 | 124 |
| T140 | Abuelita | 1916 | 687 | 230 | 124 |
| T141 | Abuelita | 1182 | 424 | 142 | 87 |

| ID | Vereda | Caña procesada [t/año] | Producción bagazo [t/año] | Producción de panela [t/año] | Capacidad de producción de panela [kg/h] |
|-------------|---------------|-------------------------------|----------------------------------|-------------------------------------|-------------------------------------------------|
| T142 | Abuelita | 1672 | 600 | 201 | 124 |
| T143 | Abuelita | 1509 | 541 | 181 | 124 |
| T144 | Abuelita | 1427 | 512 | 171 | 124 |
| T145 | Abuelita | 1835 | 658 | 220 | 124 |
| T146 | Abuelita | 1345 | 483 | 161 | 124 |
| T147 | Abuelita | 2079 | 746 | 250 | 124 |
| T148 | Abuelita | 1998 | 717 | 240 | 124 |
| T149 | Abuelita | 1019 | 366 | 122 | 87 |
| T150 | Abuelita | 1101 | 395 | 132 | 87 |
| T151 | Abuelita | 1264 | 453 | 152 | 124 |
| T152 | Abuelita | 1590 | 570 | 191 | 124 |
| T153 | Abuelita | 938 | 336 | 113 | 87 |
| T154 | Abuelita | 856 | 307 | 103 | 87 |
| T155 | Abuelita | 1753 | 629 | 210 | 124 |
| T156 | Abuelita | 2242 | 804 | 269 | 124 |
| T157 | Vingual | 813 | 292 | 98 | 87 |
| T158 | Vingual | 542 | 195 | 65 | 58 |
| T159 | Vingual | 723 | 259 | 87 | 58 |
| T160 | Vingual | 1265 | 454 | 152 | 124 |
| T161 | Vingual | 904 | 324 | 108 | 87 |
| T162 | Vingual | 994 | 357 | 119 | 87 |
| T163 | Vingual | 633 | 227 | 76 | 58 |
| T164 | Vingual | 1085 | 389 | 130 | 87 |
| T165 | Vingual | 1175 | 421 | 141 | 87 |

E. Anexo E: Coordenadas nodos correlación de distancia

Tabla E-1. Coordenadas de nodos utilizados para correlacionar distancia real y distancia lineal y tiempo

| ID | Latitud | Longitud | ID | Latitud | Longitud |
|----|----------|------------|----|----------|------------|
| 1 | 5,140567 | -74,482633 | 11 | 5,157550 | -74,468883 |
| 2 | 5,145350 | -74,480967 | 12 | 5,192100 | -74,475883 |
| 3 | 5,139033 | -74,496367 | 13 | 5,172817 | -74,486117 |
| 4 | 5,194867 | -74,513733 | 14 | 5,187367 | -74,472350 |
| 5 | 5,217633 | -74,501383 | 15 | 5,230450 | -74,476433 |
| 6 | 5,224450 | -74,471867 | 16 | 5,219717 | -74,455350 |
| 7 | 5,253833 | -74,472850 | 17 | 5,202967 | -74,489300 |
| 8 | 5,216933 | -74,434433 | 18 | 5,175067 | -74,463867 |
| 9 | 5,208950 | -74,459333 | 19 | 5,201050 | -74,474733 |
| 10 | 5,166350 | -74,455500 | 20 | 5,188933 | -74,484767 |

Bibliografía

- Abdelouahed, L., Authier, O., Mauviel, G., Corriou, J. P., Verdier, G., & Dufour, A. (2012). Detailed modeling of biomass gasification in dual fluidized bed reactors under aspen plus. *Energy and Fuels*, 26(6), 3840–3855. <https://doi.org/10.1021/ef300411k>
- Abelleyro, M., Gutiérrez, M., & Kloberdanz, M. (2019). *Producción de gas de síntesis a partir de marlo de maíz para generación de energía eléctrica*.
Agricultura, M. de. (2002). *Guía para la elaboración de panela* (p. 17).
- Anukam, A., Mamphweli, S., Meyer, E., & Okoh, O. (2014). Computer Simulation of the Mass and Energy Balance during Gasification of Sugarcane Bagasse. *Journal of Energy*, 2014, 1–9. <https://doi.org/10.1155/2014/713054>
- Anukam, A., Mamphweli, S., Reddy, P., Meyer, E., & Okoh, O. (2016). Pre-processing of sugarcane bagasse for gasification in a downdraft biomass gasifier system: A comprehensive review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 66, 775–801. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.08.046>
- Asocaña. (2022). *Sector agroindustrial de la caña*.
<https://www.asocana.org/publico/info.aspx?Cid=215>
- Aza, A. (2018). *El amargo negocio del azúcar*. <https://www.larepublica.co/analisis/alfonso-aza-jacome-2763812/el-amargo-negocio-del-azucar-2806906#:~:text=Además%2C gracias al avance tecnológico,azúcar por hectárea al año.>
- Babu, S. P. (2002). Thermal Gasification of Biomass Austria. *IEA Bioenergy*, 4–20.
- Badran, O. O. (1999). Gas-turbine performance improvements. *Applied Energy*, 64(1–4), 263–273. [https://doi.org/10.1016/S0306-2619\(99\)00088-4](https://doi.org/10.1016/S0306-2619(99)00088-4)
- Bahadori, A., Zahedi, G., Zendehboudi, S., & Jamili, A. (2014). Estimation of the effect of biomass moisture content on the direct combustion of sugarcane bagasse in boilers. *International Journal of Sustainable Energy*, 33(2), 349–356. <https://doi.org/10.1080/14786451.2012.748766>
- Barman, N. S., Ghosh, S., & De, S. (2012). Gasification of biomass in a fixed bed downdraft gasifier - A realistic model including tar. *Bioresource Technology*, 107,

- 505–511. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.12.124>
- Bassyouni, M., Ul Hasan, S. W., Abdel-Aziz, M. H., Abdel-Hamid, S. M. S., Naveed, S., Hussain, A., & Ani, F. N. (2014). Date palm waste gasification in downdraft gasifier and simulation using ASPEN HYSYS. *Energy Conversion and Management*, 88, 693–699. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2014.08.061>
- Bello, D., & Caicedo, L. (1996). *Manual para cálculo y diseño de un trapiche panelero*. 203.
- Benedetti, V., Patuzzi, F., & Baratieri, M. (2018). Characterization of char from biomass gasification and its similarities with activated carbon in adsorption applications. *Applied Energy*, 227(May), 92–99. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.08.076>
- Bitra, V. S. P., Alvin, R., Chevanan, N., & Sokhansanj, S. (2008). Comminution Properties of Biomass in Hammer Mill and its Particle Size Characterization. *American Society of Agricultural and Biological Engineers Annual International Meeting 2008, ASABE 2008*, 3(08), 1779–1800. <https://doi.org/10.13031/2013.24869>
- Cabrera, G., Madriñán, S., & Muñoz, D. (2012). Caracterización del gas de síntesis obtenido a partir de algarrobo y bagazo de caña. *Biotecnología En El Sector Agropecuario y Agroindustrial: BSAA*, 10(1), 166–172.
- Cáceres, J., & Cossio, C. (2019). Propuesta ambiental para el plan de desarrollo del municipio de Útica Cundinamarca, Periodo 2020-2024. In *Kaos GL Dergisi (Issue 134)*. Universidad Piloto de Colombia.
- Casas Duque, R. D., & Mahecha Olaya, C. C. (2014). *Propuesta de mejora para el proceso productivo de la panela en la finca el retorno a partir de la metodología 5S*. Universidad ECCI.
- Chaves Vásquez, H. J. (2018). Aproximación a la problemática de la producción de panela en el municipio de Topaipí - Cundinamarca. *Revista de Investigación Opinión Pública*, 67–79.
- Chen, C., Jin, Y. Q., Yan, J. H., & Chi, Y. (2010). Simulation of municipal solid waste gasification for syngas production in fixed bed reactors. *Journal of Zhejiang University: Science A*, 11(8), 619–628. <https://doi.org/10.1631/jzus.A0900792>
- Chen, C., Jin, Y. Q., Yan, J. H., & Chi, Y. (2013). Simulation of municipal solid waste gasification in two different types of fixed bed reactors. *Fuel*, 103, 58–63. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2011.06.075>
- Chen, J., Chen, G., Zhang, A., Deng, H., Wen, X., Wang, F., Sheng, W., & Zheng, H. (2021). Numerical Simulation of the Effect of CH₄/CO Concentration on Combustion

- Characteristics of Low Calorific Value Syngas. *ACS Omega*, 6(8), 5754–5763.
<https://doi.org/10.1021/acsomega.0c06176>
- Corbetta, M., Bassani, A., Manenti, F., Pirola, C., Maggio, E., Pettinau, A., Deiana, P., Pierucci, S., & Ranzi, E. (2015). Multi-scale kinetic modeling and experimental investigation of syngas production from coal gasification in updraft gasifiers. *Energy and Fuels*, 29(6), 3972–3984. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.5b00648>
- Croes, G. A. (1958). A method for solving traveling-salesman problems. *Parasitology of Fishes.*, 24. <https://sci-hub.tw/10.1002/iroh.19620470121>
- Daniyanto, Sutidjan, Deendarlianto, & Budiman, A. (2015). Torrefaction of Indonesian sugar-cane bagasse to improve bio-syngas quality for gasification process. *Energy Procedia*, 68, 157–166. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2015.03.244>
- Deiana, P., Pettinau, A., & Tola, V. (2007). *Hydrogen production from coal gasification in updraft gasifier with syngas treatment line*. 1.
- Demiral, I., & Ayan, E. A. (2011). Pyrolysis of grape bagasse: Effect of pyrolysis conditions on the product yields and characterization of the liquid product. *Bioresource Technology*, 102(4), 3946–3951.
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.11.077>
- Duarte Álvarez, O. J. (2019). Guía técnica del cultivo de la Caña de Azúcar. In *Fca Una* (Vol. 1). <http://www.agr.una.py/fca/index.php/libros/catalog/view/326/27/353-1>
- Gagliano, A., Nocera, F., Bruno, M., & Cardillo, G. (2017). Development of an Equilibrium-based Model of Gasification of Biomass by Aspen Plus. *Energy Procedia*, 111, 1010–1019. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.264>
- García, H. (2019). *Recomendaciones para el secado del bagazo, con energía solar, en trapiches paneleros*.
- GENERAC. (2022). *¿Cómo funciona una planta generadora de electricidad?*
<https://blog.generaclatam.com/como-funciona-una-planta-generadora-de-electricidad>
- Gil, J., Corella, J., Aznar, M. P., & Caballero, M. A. (1999). Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: Effect of the type of gasifying agent on the product distribution. *Biomass and Bioenergy*, 17(5), 389–403.
[https://doi.org/10.1016/S0961-9534\(99\)00055-0](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(99)00055-0)
- GRAINGER. (2022). *Carbon Steel Seamless Tubing*.
<https://www.grainger.com/search/pipe-hose-tube-fittings/tube-products/tubing-products/carbon-steel->

tubing?attrs=Outside+Dia.%7C1+in&filters=attrs&searchQuery=carbon+steel+pipe+s
team&sst=4&ts_optout=true

Han, J., Liang, Y., Hu, J., Qin, L., Street, J., Lu, Y., & Yu, F. (2017). Modeling downdraft biomass gasification process by restricting chemical reaction equilibrium with Aspen Plus. *Energy Conversion and Management*, 153(October), 641–648.

<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.10.030>

InfoAgro. (2022). *El cultivo de la caña de azucar*.

<https://infoagro.com/herbaceos/industriales/canaazucar.htm>

Ismail, T. M., Shi, M., Xu, J., Chen, X., Wang, F., & El-Salam, M. A. (2020). Assessment of coal gasification in a pressurized fixed bed gasifier using an ASPEN plus and Euler–Euler model. *International Journal of Coal Science and Technology*, 7(3), 516–535.

<https://doi.org/10.1007/s40789-020-00361-w>

Jaojaruek, K., & Kumar, S. (2009). Numerical simulation of the pyrolysis zone in a downdraft gasification process. *Bioresource Technology*, 100(23), 6052–6058.

<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.06.052>

Jordan, C. A., & Akay, G. (2012). Occurrence, composition and dew point of tars produced during gasification of fuel cane bagasse in a downdraft gasifier. *Biomass and Bioenergy*, 42, 51–58.

<https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2012.03.014>

Keche, A. J., Gaddale, A. P. R., & Tated, R. G. (2015). Simulation of biomass gasification in downdraft gasifier for different biomass fuels using ASPEN PLUS. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 17(2), 465–473.

<https://doi.org/10.1007/s10098-014-0804-x>

Kennedy, J., & Eberhart, R. (1995). Particle swarm optimization. *Adaptation, Learning, and Optimization*, 15, 45–82.

https://doi.org/10.1007/978-3-642-37846-1_3

Khan, Z., Yusup, S., & Ahmad, M. (2012). *Effect of Temperature and Steam to Biomass Ratio on NO and SO2 Formation in Palm Kernel Shell Catalytic Steam Gasification with In-situ CO2 Adsorption*. x, 10.

<https://doi.org/10.3390/wsf2-00946>

Kuramochi, H., Wu, W., & Kawamoto, K. (2005). *Prediction of the behaviors of H₂S and HCl during gasification of selected residual biomass fuels by equilibrium calculation*.

84, 377–387. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2004.09.009>

Lettner, F., Timmerer, H., & Haselbacher, P. (2007). *Biomass gasification – State of the art description*. December, 1–91.

Liu, H., Hu, J., Wang, H., Wang, C., & Li, J. (2012). Experimental studies of biomass gasification with air. *Journal of Natural Gas Chemistry*, 21(4), 374–380.

- [https://doi.org/10.1016/S1003-9953\(11\)60379-4](https://doi.org/10.1016/S1003-9953(11)60379-4)
- López Zaraza, R. A. (2016). *Evaluación técnica y económica de la implementación de un sistema de evaporación de múltiple efecto en los procesos productivos de la panela*. 147, 11–40.
- Macías Naranjo, R. J., Chejne Janna, F., Montoya Arbeláez, J. I., & Blanco Leal, A. (2014). Gasificación de bagazo de caña y carbón en planta piloto. *Revista Mutis*, 4(1), 24–32. <https://doi.org/10.21789/22561498.907>
- Martínez Nodal, P. D. L. C., Rodríguez Rico, I., Esperanza Pérez, G., & Leiva Mas, J. (2014). Caracterización y evaluación del bagazo de caña de azúcar como biosorbente de hidrocarburos. *Afinidad*, 71(565), 57–62.
- Mavroidis, I., Papaefstathiou, I., & Pnevmatikatos, D. (2007). Hardware implementation of 2-Opt local search algorithm for the traveling salesman problem. *Proceedings of the International Workshop on Rapid System Prototyping*, 41–47. <https://doi.org/10.1109/RSP.2007.24>
- McKendry, P. (2002). Energy production from biomass (part 3): Gasification technologies. *Bioresource Technology*, 83(1), 55–63. [https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(01\)00120-1](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(01)00120-1)
- Molino, A., Chianese, S., & Musmarra, D. (2016). Biomass gasification technology: The state of the art overview. *Journal of Energy Chemistry*, 25(1), 10–25. <https://doi.org/10.1016/j.jechem.2015.11.005>
- Montaño, R., & Guerrero, J. (2009). *Diseño de dispositivo para maximizar eficiencia en el consumo de bagazo para alimentación en una caldera*. Universidad Autónoma de Occidente.
- Moshi, R. E., Jande, Y. A. C., Kivevele, T. T., & Kim, W. S. (2020). Simulation and performance analysis of municipal solid waste gasification in a novel hybrid fixed bed gasifier using Aspen plus. *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization and Environmental Effects*, 00(00), 1–13. <https://doi.org/10.1080/15567036.2020.1806404>
- Muñoz, J. A. (2013). *Diseño de quemador de biomasa para trapiches paneleros*.
- Navarro, W. (2016). *Diseño de un gasificador dual para biomasa residual agropecuaria a nivel laboratorio*.
- Ngamchompoo, W., & Triratanasirichai, K. (2013). Simulation of high temperature air - Steam biomass gasification in a downdraft gasifier using ASPEN PLUS. *Applied*

- Mechanics and Materials*, 267, 57–63.
<https://doi.org/10.4028/www.scientific.net/AMM.267.57>
- Ordoñez, R. A., Hernández, C. A., & Pedraza, L. F. (2012). Modelado de un sistema de evaporación de múltiple efecto para la producción de panela (Azúcar no Centrifugado). *Informacion Tecnologica*, 23(6), 105–120.
<https://doi.org/10.4067/S0718-07642012000600012>
- PDM. (2015). *Plan de desarrollo municipal Útica 2015*.
- Pedroso, D. T., Machin, E. B., Proenza Pérez, N., Braga, L. B., & Silveira, J. L. (2017). Technical assessment of the Biomass Integrated Gasification/Gas Turbine Combined Cycle (BIG/GTCC) incorporation in the sugarcane industry. *Renewable Energy*, 114, 464–479. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2017.07.038>
- Pérez, A. F., Llanes, J. L., & Cortés, M. G. (2019). *Bagasse gasification to increase electricity generation in Cuban sugar mills*. 30(Valdés 2016), 1673–1681.
- Poli, R., Kennedy, J., & Blackwell, T. (2007). Particle swarm optimization: An overview. *Swarm Intelligence*, 1(1), 33–57. <https://doi.org/10.1007/s11721-007-0002-0>
- Raheem, A., Zhao, M., Dastyar, W., Channa, A. Q., Ji, G., & Zhang, Y. (2019). Parametric gasification process of sugarcane bagasse for syngas production. *International Journal of Hydrogen Energy*, 44(31), 16234–16247.
<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.04.127>
- Rebollar, S., Cervantes, A., Jaramillo, B., Cardoso, D., & Rebollar, A. (2017). *COSTOS DE PRODUCCIÓN Y RENTABILIDAD DE LA CAÑA DE AZÚCAR PARA FRUTA (Saccharum officinarum) EN UNA REGIÓN DEL ESTADO DE MÉXICO*. Revista Mexicana de Agronegocios.
[https://www.redalyc.org/journal/141/14153918014/html/#:~:text=Potencialmente%2C la caña \(para producir,de azúcar por año%2Fha](https://www.redalyc.org/journal/141/14153918014/html/#:~:text=Potencialmente%2C la caña (para producir,de azúcar por año%2Fha)
- Roca Alarcón, G., Olivares Gómez, E., Barbosa Cortez, L., & Glauco Sánchez, C. (2006). CARACTERIZACIÓN DEL BAGAZO DE LA CAÑA DE AZÚCAR. Parte I Características Físicas. *Proceedings of the 6. Encontro de Energia No Meio Rural*, 1–10. <http://www.proceedings.scielo.br>
- Rodríguez Flórez, J. S. (2020). *Estudio de factibilidad para el aprovechamiento de ACUs en la ciudad de Bogotá*. Universidad Nacional de Colombia.
- Rodríguez, G., Huertas, B., Polo, S., González, C., Tauta, J., Rodríguez, J., & Ramírez, J. (2020). *Modelo Productivo de la caña de azúcar para la producción de panela en el departamento de Cundinamarca*.

- Rout, I. (2013). Thermal Analysis of Steam Turbine Power Plants. *IOSR Journal of Mechanical and Civil Engineering*, 7(2), 28–36. <https://doi.org/10.9790/1684-0722836>
- Sánchez, M. (2016). Sáquele jugo a la caña. *La Patria*. <https://www.lapatria.com/tenga-en-cuenta/saquele-jugo-la-cana-316804>
- Sarkar, M., Kumar, A., Tumuluru, J. S., Patil, K. N., & Bellmer, D. D. (2014). Gasification performance of switchgrass pretreated with torrefaction and densification. *Applied Energy*, 127, 194–201. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.04.027>
- SIPA. (2017). *Áreas y rendimiento nacional por municipio*. <http://www.sipa.org.co/wp/index.php/category/sig/ar/arn/>
- SIPA. (2021). *Áreas, rendimiento y producción 2021*. <https://www.sipa.org.co/wp/index.php/2022/03/01/areas-rendimiento-y-produccion-2021/>
- Song, Y., Tian, Y., Zhou, X., Liang, S., Li, X., Yang, Y., & Yuan, L. (2021). Simulation of air-steam gasification of pine sawdust in an updraft gasification system for production of hydrogen-rich producer gas. *Energy*, 226, 120380. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.120380>
- Striugas, N., Zakarauskas, K., Džiugys, A., Navakas, R., & Paulauskas, R. (2014). An evaluation of performance of automatically operated multi-fuel downdraft gasifier for energy production. *Applied Thermal Engineering*, 73(1), 1151–1159. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.09.007>
- Ubaque Gonzales, L. L. (2013). *GESTIÓN EN LA PRODUCCIÓN PANELERA, MUNICIPIO DE VILLETA, CUNDINAMARCA*. PONTIFICIA UNIVERSIDAD JAVERIANA.
- Útica. (2016). *Plan de Manejo Agroclimático Integrado del Sistema productivo de Caña panelera (Saccharum. 47*.
- Valderrama Rios, M. L., Martínez González, A., Lora Silva, E. E., & Almazán del Olmo, O. A. (2018). Reduction of tar generated during biomass gasification: A review. *Biomass and Bioenergy*, 108(July 2017), 345–370. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2017.12.002>
- Vallejo, C., Peña, H., & Mora, L. (1995). *Evaluación de la producción y consumo de energía en hornillas paneleras*. Corporación Universitaria Autónoma de Occidente.
- Van Der Drift, A., Van Doorn, J., & Vermeulen, J. W. (2001). Ten residual biomass fuels

for circulating fluidized-bed gasification. *Biomass and Bioenergy*, 20(1), 45–56.

[https://doi.org/10.1016/S0961-9534\(00\)00045-3](https://doi.org/10.1016/S0961-9534(00)00045-3)

Vanegas Salazar, C. M. (2017). *Manejo del bagazo en la agroindustria de la caña panelera en el nordeste antioqueño a partir de la gestión integral de residuos: estudio de caso municipio de Yolombó*. 118.

[http://ridum.umanizales.edu.co:8080/xmlui/bitstream/handle/6789/2880/Tesis Con correcciones 14 nov de](http://ridum.umanizales.edu.co:8080/xmlui/bitstream/handle/6789/2880/Tesis%20Con%20correcciones%2014%20nov%20de%202016.pdf?sequence=1&isAllowed=y%0Ahttp://ridum.umanizales.edu.co:8080/xmlui/handle/6789/2880)

[2016.pdf?sequence=1&isAllowed=y%0Ahttp://ridum.umanizales.edu.co:8080/xmlui/handle/6789/2880](http://ridum.umanizales.edu.co:8080/xmlui/handle/6789/2880)

Velásquez Arredondo, H. I., Chejne Janna, F., & Agudelo Santamaría, A. F. (2004).

Diagnóstico energético de los procesos productivos de la panela en Colombia.

Facultad Nacional de Agronomía Medellín, 57(2), 2453–2466.

Viteri, A. (2017). *Comportamiento térmico de dos plantas fibrosas ecuatorianas para la utilización como aislamiento en viviendas*. <https://slideplayer.es/slide/12571997/>

Xu, C., Donald, J., Byambajav, E., & Ohtsuka, Y. (2010). Recent advances in catalysts for hot-gas removal of tar and NH₃ from biomass gasification. *Fuel*, 89(8), 1784–1795.

<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2010.02.014>

Yan, M., Afxentiou, N., & Fokaides, P. A. (2021). The State of the Art Overview of the Biomass Gasification Technology. *Current Sustainable/Renewable Energy Reports*, 8(4), 282–295. <https://doi.org/10.1007/s40518-021-00196-2>