

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

FACULTAD DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



Diseño de planta piloto de gasificación de biomasa de lecho
móvil flujo gaseoso a tiro invertido.

Rudy Alexander Espinoza Chacón

Guatemala

2010

Diseño de planta piloto de gasificación de biomasa de lecho
móvil flujo gaseoso a tiro invertido.

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

FACULTAD DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

Diseño de planta piloto de gasificación de biomasa de lecho
móvil flujo gaseoso a tiro invertido.

Trabajo de investigación presentado por Rudy Alexander Espinoza Chacón para
optar al grado académico de Licenciatura en Ingeniería Química.

Guatemala

2010

Vo. Bo. :

(f) _____
Ing. Gamaliel Zambrano

Tribunal Examinador:

(f) _____
Ing. Gamaliel Zambrano

(f) _____
Ing. Carmen Ortiz

(f) _____
Ing. Jaime Rosales

Fecha de aprobación: Guatemala, 3 de agosto de 2010

Índice.

Índice de tablas.....	VII
Índice de figuras.	IX
Índice de gráficas.	X
Resumen.	XI
Abstract.	XII
I. Introducción.	1
II. Antecedentes.	2
A. Gasificación.....	2
1. Etapas y reacciones de la gasificación.	3
2. Agentes gasificantes.	4
B. Biomasa.	5
1. Propiedades físicas.....	5
2. Composición química.....	5
C. Catalizadores.....	6
D. Tipos de gasificadores.	6
1. Gasificadores de lecho móvil de flujo contracorriente ó tiro directo.....	6
2. Gasificador de lecho móvil de flujo descendente ó tiro invertido.....	7
3. Gasificador de lecho móvil de tiro transversal.	8
4. Gasificador de lecho fluidizado.....	10
E. Depuración y refrigeración del gas.....	11
F. Riesgos ambientales y sanitarios del empleo del gas.....	12
1. Riesgos tóxicos.	12
2. Riesgos de incendio.....	13
3. Riesgos de explosión.....	13
4. Riesgos ambientales.....	14
III. Justificación	15

IV. Objetivos	16
A. General	16
B. Específicos	16
V. Metodología	17
VI. Cronograma	18
VII. Resultados	20
VIII. Discusión	25
IX. Conclusiones	28
X. Recomendaciones	29
XI. Bibliografía	30
XII. Apéndice	31
A. Diseño de equipo	32
1. Diseño general	32
2. Etapa 1	33
3. Etapa 2	45
B. Cálculo de costos	55
C. Datos iniciales	56
D. Datos calculados	57
1. Gasificador	57
a. Simulador de Zona 1 Piro-oxidación parte 1 (Wolfram Mathematica)	58
b. Simulador de Zona 1 Piro-oxidación parte 2 (Wolfram Mathematica)	58
c. Simulador de Zona 1 Piro-oxidación parte 3 (Wolfram Mathematica)	60
d. Resultados de simulación de Zona 1 Piro-oxidación (parte 1)	60
2. Ciclón	72
3. Intercambiador	73

Índice.

Índice de tablas.....	VII
Índice de figuras.	IX
Índice de gráficas.	X
Resumen.	XI
Abstract.	XII
I. Introducción.	1
II. Antecedentes.	2
A. Gasificación.....	2
1. Etapas y reacciones de la gasificación.	3
2. Agentes gasificantes.	4
B. Biomasa.	5
1. Propiedades físicas.....	5
2. Composición química.....	5
C. Catalizadores.....	6
D. Tipos de gasificadores.	6
1. Gasificadores de lecho móvil de flujo contracorriente ó tiro directo.....	6
2. Gasificador de lecho móvil de flujo descendente ó tiro invertido.....	7
3. Gasificador de lecho móvil de tiro transversal.	8
4. Gasificador de lecho fluidizado.....	10
E. Depuración y refrigeración del gas.....	11
F. Riesgos ambientales y sanitarios del empleo del gas.....	12
1. Riesgos tóxicos.	12
2. Riesgos de incendio.....	13
3. Riesgos de explosión.....	13
4. Riesgos ambientales.....	14
III. Justificación	15

IV. Objetivos	16
A. General	16
B. Específicos	16
V. Metodología	17
VI. Cronograma	18
VII. Resultados	20
VIII. Discusión	25
IX. Conclusiones	28
X. Recomendaciones	29
XI. Bibliografía	30
XII. Apéndice	31
A. Diseño de equipo	32
1. Diseño general	32
2. Etapa 1	33
3. Etapa 2	45
B. Cálculo de costos	55
C. Datos iniciales	56
D. Datos calculados	57
1. Gasificador	57
a. Simulador de Zona 1 Piro-oxidación parte 1 (Wolfram Mathematica)	58
b. Simulador de Zona 1 Piro-oxidación parte 2 (Wolfram Mathematica)	58
c. Simulador de Zona 1 Piro-oxidación parte 3 (Wolfram Mathematica)	60
d. Resultados de simulación de Zona 1 Piro-oxidación (parte 1)	60
2. Ciclón	72
3. Intercambiador	73

Índice de tablas.

Tabla 1.	Efectos tóxicos de diferentes concentraciones de monóxido de carbono en el aire (FAO; 1986: 22-107).	12
Tabla 2.	Cronograma de desarrollo de tesis.	18
Tabla 3.	Detalle de cronograma.	19
Tabla 4.	Dimensiones del gasificador de biomasa.....	20
Tabla 5.	Composición del gas seco producido por la planta piloto de gasificación de biomasa sin mezcla con aire.	20
Tabla 6.	Dimensiones del filtro ciclón.....	20
Tabla 7.	Especificaciones del intercambiador de calor.....	21
Tabla 8.	Alimentación de aire de mezcla.....	21
Tabla 9.	Inversión Inicial.....	21
Tabla 10.	Balance de energía gasificador (sección de piro-oxidación).....	21
Tabla 11.	Balance de energía gasificador (sección de reducción).....	21
Tabla 12.	Balances de energía del intercambiador de calor.....	22
Tabla 13.	Cambios de rapidez de reacción de las diferentes especies con base a la rapidez de la reacción No. 5-8 (Babu and Sheth, 2006).....	42
Tabla 14.	Características de los ciclones de alta eficiencia (Echeverri Londoño, 2006).....	46
Tabla 15.	Índices de costos.....	55
Tabla 16.	Parámetros de inversión inicial.....	56
Tabla 17.	Propiedades de la madera de Hule.....	56
Tabla 18.	Datos supuestos de operación del gasificador.....	57
Tabla 19.	Datos supuestos para diseño de intercambiador de calor.....	57
Tabla 20.	Condiciones de salida del gas de la sección de piro-oxidación.....	66
Tabla 21.	Datos de cálculo de zona de reducción (zona 2).....	66
Tabla 22.	Resultados de la simulación de reducción (parte 1).....	66
Tabla 23.	Resultados de la simulación de reducción (parte 2).....	67

Tabla 24. Resultados de la simulación de reducción (parte 3)	67
Tabla 25. Resultados de la simulación de reducción (parte 4)	67
Tabla 26. Resultados de la simulación de reducción (parte 5)	68
Tabla 27. Resultados de la simulación de reducción (parte 6)	68
Tabla 28. Resultados de la simulación de reducción (parte 7)	68
Tabla 29. Resultados de la simulación de reducción (parte 8)	69
Tabla 30. Resultados de la simulación de reducción (parte 9)	69
Tabla 31. Resultados de la simulación de reducción (parte 10)	70
Tabla 32. Resultados de la simulación de reducción (parte 11)	70
Tabla 33. Resultados de la simulación de reducción (parte 12)	70
Tabla 34. Resultados de la simulación de reducción (parte 13)	71
Tabla 35. Resultados de la simulación de reducción (parte 14)	71
Tabla 36. Condiciones de salida del gas de la zona de reducción.	72
Tabla 37. Dimensiones del gasificador	72
Tabla 38. Condiciones de operación del ciclón	72
Tabla 39. Condiciones de diseño	72
Tabla 40. Eficiencia fraccional y eficiencia total del ciclón	73
Tabla 41. Dimensiones del ciclón	73
Tabla 42. Balances de energía del intercambiador de calor	73
Tabla 43. Datos de tubos de intercambiador de calor de concha y tubo	74
Tabla 44. Datos de diseño de intercambiador	74
Tabla 45. Especificaciones del intercambiador de calor	74
Tabla 46. Costo de equipo	75
Tabla 47. Especificaciones de equipo secundario	75
Tabla 48. Capital de inversión aproximado	75

Índice de figuras.

Figura 1. De izquierda a derecha, esquemas de funcionamiento de gasificadores updraft, de lecho fluidizado y downdraft (IDEA; 2007: 5-11).....	4
Figura 2. Diagrama de gasificador de biomasa de lecho móvil a flujo contracorriente (FAO; 1986: 22-107).....	6
Figura 3. Diagrama de gasificador de lecho móvil de flujo descendente (FAO; 1986: 22-107).....	7
Figura 4. Diagrama de Gasificador de lecho móvil de tiro transversal (FAO; 1986: 22-107).....	9
Figura 5. Diagrama de gasificador de lecho móvil de tiro transversal (FAO; 1986: 22-107).....	10
Figura 6. Balance de masa de la planta piloto para operar con viruta de madera.....	23
Figura 7. Diagrama de equipo y líneas de control.....	24
Figura 8. Diagrama general de planta piloto de gasificación de biomasa.....	32
Figura 9. Gasificador de biomasa.....	33
Figura 10. Zona de reducción dividida en n volúmenes de control.....	41
Figura 11. Diagrama de procedimiento para el cálculo de las condiciones de la zona1.....	44
Figura 12. Diagrama de procedimiento para el cálculo de las condiciones de la zona de reducción.....	45
Figura 13. Dimensiones del ciclón.....	47
Figura 14. Diagrama de intercambio de calor.....	52
Figura 15. Temperatura en un intercambiador de calor en flujo a contracorriente.....	53

Índice de gráficas.

Gráfica 1. Comparación de consumo y producción en zona de reducción (incluyendo Nitrógeno).....	76
Gráfica 2. Comparación de consumo y producción en zona de reducción (excluyendo Nitrógeno).....	77
Gráfica 3. Formación y consumo de metano en la zona de reducción.....	78
Gráfica 4. Consumo de Carbón en la zona de reducción (reactivo limitante).....	79
Gráfica 5. Comportamiento de la temperatura en la zona de reducción.....	80
Gráfica 6. Mezcla de gas seco producido a $Z = 0.38\text{m}$	81

Resumen.

Este proyecto se desarrolló con el objetivo de diseñar un sistema piloto de gasificación de biomasa de lecho móvil a tiro invertido (downdraft), el proyecto fue orientado a la posibilidad de ser construido en el laboratorio de operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala. El proyecto nace de la necesidad de fuentes de energía renovable, por lo cual se toma en cuenta que en Guatemala se posee una gran diversidad de biomasa. Este proyecto en particular se realizó a partir de viruta de la madera (madera de hule específicamente). Se diseñó un gasificador de biomasa con un diámetro de reacción de 0.10m, con una altura de reducción de 0.38m, capaz de producir un gas seco con una composición de 0.10 de dióxido de carbono, 0.20 de monóxido de carbono, 0.15 de hidrógeno en estado natural, $9.13 \cdot 10^{-5}$ de metano y 0.55 de nitrógeno en estado natural. La planta de gasificación de biomasa está diseñada para trabajar con 10Kg/h de biomasa, para producir 0.387 mol/s de gas combustible. Se diseñó un ciclón de alta eficiencia tipo Stairmand con una eficiencia de remoción de 95.88% (ver tabla No. 4). Se diseñó un intercambiador de calor tipo concha y tubo, con un diámetro de coraza de 0.1905 m (7.5"); con 7 tubos 3/4" BWG 16 de cobre en configuración triangular y un largo de 0.3m; con un área de transferencia de 0.11m^2 y un coeficiente global de transferencia de calor de $402.91\text{ W/m}^2\text{C}$. La alimentación de aire de mezcla para la combustión del gas es de 0.736 mol/s asumiendo un 15% de exceso. El costo de inversión de la planta piloto es de Q332,861.80, éste es un parámetro de referencia aproximado (Tipo de cambio de referencia \$7.99/1\$ del 15/08/2010).

Abstract.

This project was developed with the prime objective of designing a pilot system of biomass gasification in a downdraft moving-bed gasifier, and was aimed at the possibility of being built in the Unit operations laboratory of the University of the Valley of Guatemala. The project was born from the need of renewable energy sources, and therefore takes into account that Guatemala has a wide range of biomass. This project in particular was carried out using wood chips (rubber wood specifically). During the project, a biomass gasifier was designed with a reaction diameter of 0.10m, a reduction height of 0.38 m, capable of producing dry gas with a composition of 0.10 of carbon dioxide, 0.20 of carbon monoxide, 0.15 of hydrogen in natural state, 9.13×10^{-5} of methane and 0.55 of nitrogen in natural state. The biomass gasification plant was designed to work with 10Kg/h of biomass to produce 0.387 mol/s of fuel gas. A high efficiency Stairmand cyclone was designed with a removal efficiency of 95.88% (see table No. 4). Also, it was designed a shell and tube heat exchanger with a shell diameter of 0.1905 m (7.5"), consisting of 7 copper tubes 3/4" BWG 16 in a triangular configuration and a length of 0.3m, with a transfer area of 0.11m² and a global heat transfer coefficient of 402.91 W/m²C. The mixing air supply for the gas combustion is 0.736mol/s assuming a 15% of excess. The investment cost of the plant is of Q332,861.80, this is an approximate benchmark.

I. Introducción.

Actualmente en el mundo se tiene la certeza de que los combustibles fósiles son altamente contaminantes y además su agotamiento se incrementa con el desarrollo de la humanidad; por otro lado la crisis energética a impulsado a la humanidad a ser mas consiente es cuanto a la necesidad de explorar nuevas energías renovables.

Por la preocupación del impacto del hombre sobre el medio ambiente, cambios climáticos, etc., ha logrado que la sociedad tenga una imagen agradable sobre estas alternativas energéticas, recibiendo cada vez más impulsos económicos y sociales, buscando que cada día sean más eficientes y que tengas extensibilidad.

Dentro de la energías renovables encontramos a la biomasa, por biomasa entendemos aquella materia orgánica biológica que una vez completado su ciclo biológico para la cual fue plantada y cultivada deja de ser útil y debe eliminare, un ejemplo de esto es los residuos forestales como la viruta de madera, otro ejemplo seria el bagazo de caña.

Existe el pensamiento que al quemar biomasa se está contaminando, pero cualquier gas producido por la quema de biomasa va producir una cantidad de contaminantes equivalente a la cantidad de contaminantes que retiro la planta del ambiente en su crecimiento, por lo cual por balance de masa no se está contaminando, a esto se le conoce como el ciclo del carbono.

La gasificación es una tecnología que consiste en la combustión incompleta de un sólido, lo cual da como producto principal un gas combustible. Una aplicación importante de los gases producidos es su utilización como sustituto de combustible para motores de combustión interna, utilizados para la producción de electricidad, bombeo de agua, etc. El gas también puede ser utilizado en secadores, calderas y hornos.

II. Antecedentes.

A. Gasificación.

Se denomina gasificación de biomasa a un conjunto de reacciones termoquímicas, que se produce en un ambiente pobre en oxígeno, y que da como resultado la transformación de un sólido en una serie de gases susceptibles de ser utilizados en una caldera, en una turbina o en un motor, tras ser debidamente acondicionados (IDEA; 2007:5-11).

En el proceso de gasificación, la celulosa se transforma en hidrocarburos más ligeros, incluso en monóxido de carbono e hidrógeno. Esta mezcla de gases llamada gas de síntesis o "syngas", tiene un poder calorífico inferior (PCI) equivalente a la sexta parte del poder calorífico inferior del gas natural, cuando se emplea aire como agente gasificante. El agente gasificante es un gas, o mezcla de ellos, que aporta calor para iniciar las reacciones, y oxígeno (IDEA; 2007:5-11).

La gasificación no es una tecnología desarrollada recientemente, sino que ha sido un recurso habitual en periodos de carencia o escasez de combustibles ligeros, ya que permite convertir sólidos (carbón, biomasa) en gases que pueden ser empleados en motores de combustión interna, calderas y turbinas. Por otro lado, la gasificación como concepto de proceso puede aplicarse para sintetizar combustibles líquidos de alta calidad (*proceso Fischer-Tropsch*) (IDEA; 2007:5-11).

El rendimiento del proceso de gasificación varía dependiendo de la tecnología, el combustible y el agente gasificante que se utilice, en el rango de 70-80%. El resto de la energía introducida en el combustible se invierte en las reacciones endotérmicas, en las pérdidas de calor de los reactores, en el enfriamiento del syngas, necesario para su secado (eliminación de vapor de agua) y filtración, y en el lavado (cuando es necesario eliminar los alquitranes) (IDEA; 2007:5-11).

Además de sustituir a combustibles ligeros de origen fósil, la gasificación permite obtener altos rendimientos eléctricos a partir de biomasa, cuestión ésta muy difícil mediante combustión directa para generación de vapor y posterior expansión de éste en un turbo alternador. Mediante gasificación se pueden alcanzar rendimientos eléctricos de hasta un 30-32% mediante el uso de moto-generadores accionados por syngas, mientras que con un ciclo Rankine convencional simple las cifras rondan un 22% de rendimiento eléctrico. Como en todos los sistemas de producción/transformación de energía, es necesaria cierta alimentación eléctrica para mantener todo el proceso en depresión, para evitar la fuga de cualquiera de los gases que se producen en el proceso (IDEA; 2007: 5-11).

En este documento se presentan los elementos principales que intervienen en el proceso de gasificación de biomasa, las características deseables de los combustibles y las aplicaciones más comunes (IDEA; 2007:5-11).

Existen dos familias de tecnologías principales de gasificación si se atiende al tipo de gasificador:

- La de lecho móvil que, a su vez, se subdivide dependiendo del sentido relativo de las corrientes de combustible (biomasa) y agente gasificante. Cuando las corrientes son paralelas, el gasificador se denomina “*downdraft*” o de corrientes paralelas; cuando circulan en sentido opuesto, se denomina “*updraft*” o de contracorriente (IDEA; 2007:5-11).
- La de lecho fluidizado, en la que el agente gasificante mantiene en suspensión a un inerte y al combustible, hasta que las partículas de éste se gasifican y convierten en cenizas volátiles y son arrastradas por la corriente del syngas (IDEA; 2007:5-11).

1. Etapas y reacciones de la gasificación. Con independencia de que el lecho sea fluidizado o móvil, en sus variantes, la biomasa pasa por:

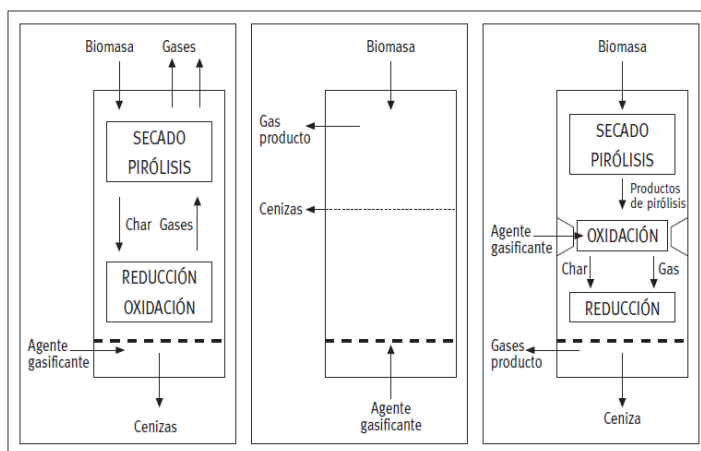
- Una primera etapa de calentamiento hasta 100°C, que provoca el secado de la biomasa por evaporación del agua contenida en la misma, y que absorbe el calor sensible para elevar la temperatura, además del necesario para la evaporación del agua (IDEA; 2007: 5-11).
- La segunda etapa, que también absorbe calor, es la de pirólisis (ruptura por calor), en la que se rompen las moléculas grandes dando lugar a otras de cadena más corta que, a la temperatura del reactor, están en fase gaseosa (IDEA; 2007: 5-11).
- En los reactores “*updraft*” la tercera etapa es la reducción, por combinación del vapor de agua producido en la primera etapa, con el dióxido de carbono que viene arrastrado por la corriente del gasificante, desde la cuarta etapa (oxidación) (IDEA; 2007: 5-11).
- La última etapa es la oxidación de la fracción más pesada (carbonosa) de la biomasa al entrar en contacto con el agente gasificante (aire, oxígeno, o vapor de agua) (IDEA; 2007: 5-11).

Siguiendo la reacción en el sentido del agente gasificante, las etapas son:

- Oxidación parcial del residuo carbonoso y caliente de la biomasa, elevando mucho su temperatura, ya que las reacciones de oxidación son exotérmicas (IDEA; 2007: 5-11).
- En la zona de reducción, la falta de oxígeno unida a la disponibilidad de carbono, CO₂ y vapor de agua, hace que se produzca una recombinación hacia hidrógeno molecular y monóxido de carbono (IDEA; 2007: 5-11).
- La tercera etapa en el sentido del gas es la pirólisis en la que, por efecto del calor, los componentes más ligeros de la biomasa se rompen y convierten en gas, uniéndose a la corriente (IDEA; 2007: 5-11).

- Por último, los gases calientes evaporan el agua contenida en la biomasa entrante (IDEA; 2007: 5-11).

Figura 1. De izquierda a derecha, esquemas de funcionamiento de gasificadores updraft, de lecho fluidizado y downdraft (IDEA; 2007: 5-11).



2. Agentes gasificantes. Según el agente gasificante que se emplee se producen efectos distintos en la gasificación, y el syngas varía en su composición y poder calorífico (IDEA; 2007: 5-11).

Si se gasifica con aire, parte de la biomasa procesada se quema con el oxígeno presente y el resto de la biomasa sufre la reducción. No obstante, el 50% del syngas es nitrógeno y, en términos de poder calorífico, el gas ronda los 5,5 MJ/Nm³. Este syngas es apropiado para motores de combustión interna convencionales, ya que como materia prima para la síntesis del metanol es un gas pobre. La gasificación con vapor de agua u oxígeno, mejoran el rendimiento global y aumenta la proporción de hidrógeno en el syngas. Es el sistema más adecuado de producir syngas si se desea emplearlo como materia prima para producir metanol o gasolina sintética. Si bien el aire es gratuito y el vapor de agua se produce a partir del calor contenido en el gas de síntesis, el oxígeno tiene un coste energético y económico a tener en cuenta (IDEA; 2007: 5-11).

La utilización de hidrógeno como agente gasificante permite obtener un syngas que puede sustituir al gas natural, pues puede alcanzar un poder calorífico de 30 MJ/Kg. No obstante, el hidrógeno es el mejor de los combustibles, susceptible de usarse en cualquier dispositivo termoquímico o electroquímico, por lo que no es muy recomendable como gasificante en el ámbito industrial, excepto en los casos de excedentes de baja pureza, no aptos para otra aplicación como una pila de combustible (IDEA; 2007: 5-11).

B. Biomasa.

1. Propiedades físicas. Las tecnologías comerciales de gasificación permiten procesar prácticamente todo tipo de combustibles de origen biomásico, con una limitación de su densidad mínima de 200 a 250 kg/m³. Densidades menores crean problemas en el manejo de la biomasa en los conductos verticales. Asimismo, complican la gasificación en lecho fluidizado, pues la biomasa es arrastrada por el gas de síntesis, con la consecuente pérdida de eficiencia y disponibilidad (IDEA; 2007: 5-11).

Otra cuestión de importancia respecto a la biomasa es que su tamaño sea homogéneo (y estable en el tiempo) y lo suficientemente pequeño para que las reacciones se produzca a una velocidad adecuada, y en un volumen razonablemente pequeño. Un tamaño de partícula pequeño permite aumentar la calidad del syngas, reducir el tamaño del reactor o bien aumentar el tiempo de permanencia para el craqueo de las fracciones más pesadas y condensables (alquitranes). Un tamaño excesivamente pequeño puede hacer que la biomasa se atasque en los conductos o que sea arrastrada junto con las cenizas volantes al exterior del reactor antes de tiempo. En conclusión, se puede decir que cada gasificador precisa de un determinado tamaño de partícula, que en la mayoría de los casos no debe ser menor de 2-3 mm de diámetro (IDEA; 2007; 5-11).

2. Composición química. En cuanto a la humedad de la materia a gasificar, valores del 10 al 15% son los más adecuados. Secar más la biomasa presenta dos inconvenientes. El primero es que, a medida que se seca más, es más costoso en términos energéticos y económicos. En segundo lugar, una biomasa secada más allá de su punto de equilibrio recupera la humedad al entrar en contacto con el aire ambiente (IDEA; 2007: 5-11).

En general, la humedad facilita la formación de hidrógeno, pero reduce la eficiencia térmica. Un análisis elemental de la biomasa permite conocer la cantidad de aire u oxígeno que es necesario introducir como primera aproximación que se contrastará en la práctica (IDEA; 2007: 5-11).

Un análisis inmediato da información sobre carbono fijo, volátiles, humedad y cenizas. Estos datos son importantes a la hora de elegir la tecnología de gasificación y el tiempo de residencia en el reactor, para reducir al máximo los inquemados carbonosos, es decir, agotar al máximo el PCI de la biomasa (IDEA; 2007: 5-11).

Conociendo el poder calorífico del combustible se obtiene una idea aproximada del poder calorífico del syngas. El poder calorífico se calcula a partir del análisis elemental (IDEA; 2007: 5-11).

Por último, es importante que las cenizas entrantes (fracción mineral mezclada o adherida al combustible) sean lo más reducidas posible. Estas cenizas sólo absorben calor, ensucian los filtros, erosionan los conductos y pueden llegar a producir sinterizaciones (IDEA; 2007: 5-11).

C. Catalizadores.

Dependiendo de la tecnología que se emplea, y de las condiciones de gasificación (relación biomasa/gasificante, tiempo de residencia, etc.) se pueden usar catalizadores para inducir ciertas reacciones y que se produzca prioritariamente algún componente (IDEA; 2007: 5-11).

Catalizadores de reformado de níquel o cobalto, gasificando a menos de 550°C facilitan el craqueo de las fracciones pesadas, es decir, la reducción de la formación de alquitranes (IDEA; 2007: 5-11).

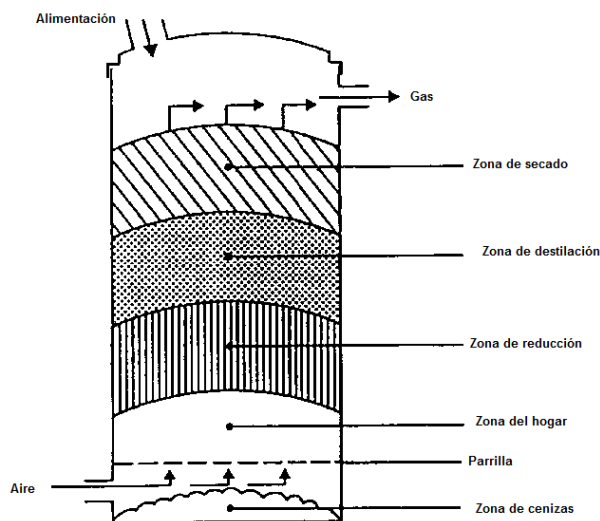
Catalizadores basados en zeolita y dolomía reducen la temperatura de craqueo de 1.100 °C a 800-900 °C, es decir, que permiten trabajar a menor temperatura en la zona de reducción (IDEA; 2007: 5-11).

Si se quiere facilitar la formación de monóxido de carbono e hidrógeno, se deben utilizar catalizadores de níquel y cobalto, trabajando entre 700 y 800°C en la zona de reducción (IDEA; 2007: 5-11).

D. Tipos de gasificadores.

1. Gasificadores de lecho móvil de flujo contracorriente o tiro directo. El tipo de gasificador más antiguo y sencillo es el de tiro directo o gasificador contracorriente que se presenta esquemáticamente en la Figura 2 (FAO; 1986: 22-107).

Figura 2. Diagrama de gasificador de biomasa de lecho móvil a flujo contracorriente (FAO; 1986: 22-107).



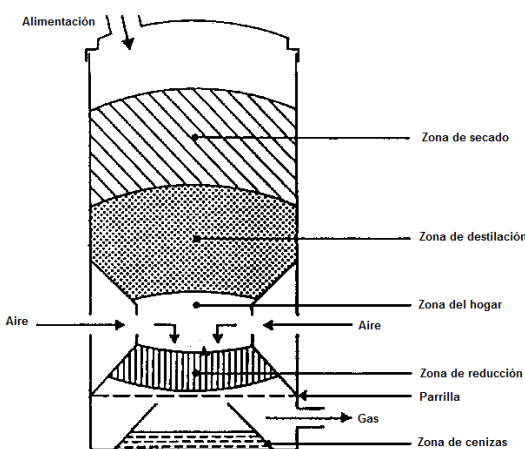
La toma de aire se encuentra en el fondo y los gases salen por arriba. Cerca de la parrilla, en el fondo, tienen lugar las reacciones de combustión, que van seguidas de reacciones de reducción algo más arriba, en el gasificador. En la parte alta del gasificador tiene lugar el calentamiento y pirolisis de la carga, como resultado de la transferencia de calor, por convección forzada y radiación, de las zonas inferiores. Los alquitranes y productos volátiles producidos durante este proceso son transportados por la corriente de gas. Se remueven las cenizas del fondo del gasificador (FAO; 1986: 22-107).

Las principales ventajas de este tipo de gasificador consisten en su simplicidad, alta proporción de carbón vegetal quemado e intercambio interno de calor que motiva unas bajas temperaturas de salida del gas y alta eficiencia del equipo, también tiene la ventaja de poder funcionar con muchos tipos de carga (serrín, cascaras de cereales, etc.) (FAO; 1986: 22-107).

Los principales inconvenientes provienen de la posibilidad de que se produzcan "chimeneas" en el equipo, lo que puede motivar la salida de oxígeno y situaciones explosivas peligrosas; se tiene la necesidad de instalar parrillas de movimiento automático para el acomodamiento de la carga, también se tienen problemas relacionados con la eliminación de líquidos condensados que contienen alquitranes, resultantes de las operaciones de depuración del gas. Esto último tiene poca importancia si el gas se emplea para aplicaciones directas del calor, en cuyo caso los alquitranes simplemente se quemar (FAO; 1986: 22-107).

2. Gasificador de lecho móvil de flujo descendente o tiro invertido. Se ha encontrado una solución al problema del arrastre de alquitrán con la corriente de gas, diseñando gasificadores de tiro invertido o corriente descendente, en los cuales el aire de primera gasificación se introduce en la zona de oxidación del gasificador o por encima de ésta. El gas pobre sale por el fondo del aparato de modo que el combustible y el gas se mueven en la misma dirección, como se muestra esquemáticamente en la Figura 3 (FAO; 1986: 22-107).

Figura 3. Diagrama de gasificador de lecho móvil de flujo descendente(FAO; 1986: 22-107).



En su camino hacia abajo, los productos ácidos y alquitranes de la destilación procedentes del combustible deben pasar a través de un lecho incandescente de carbón vegetal y se transforman por ello en gases permanentes de hidrógeno, dióxido de carbono, monóxido de carbono y metano (FAO; 1986: 22-107).

Dependiendo de la temperatura de la zona incandescente y del tiempo de paso de los vapores con alquitrán, se logra una descomposición más o menos completa de los alquitranes (FAO 1986: 22-107).

La principal ventaja de los gasificadores de tipo invertido radica en la posibilidad de producir un gas sin alquitrán apropiado para aplicarlo a motores (FAO; 1986: 22-107).

Sin embargo, en la práctica es muy raro lograr un gas libre de alquitranes; en todo el funcionamiento del equipo se considera normal la relación entre los alquitranes existentes y los remanentes al final de la operación si se tiene un factor de 3; se considera excelente un factor 5 a 6 (FAO; 1986: 22-107).

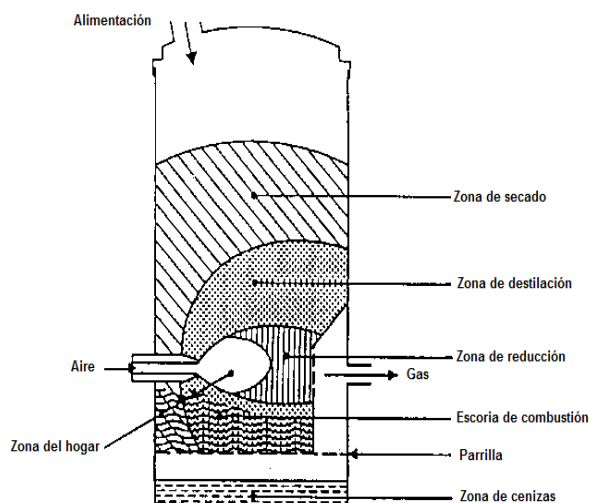
Debido al menor contenido de componentes orgánicos en el líquido condensado, los gasificadores de tiro invertido sufren menos objeciones ambientales que los gasificadores de tiro directo (FAO; 1986: 22-107).

Un inconveniente importante de los equipos de tiro invertido es la imposibilidad de funcionar con una serie de combustibles no elaborados. En particular, los materiales blandos y de baja densidad ocasionan problemas de circulación y una caída excesiva de presión y, el combustible sólido hay que convertirlo en gránulos o briquetas antes de utilizarlo. Los gasificadores de tiro invertido sufren también los problemas relacionados con los combustibles de alto contenido de cenizas (formación de escoria), en mayor proporción que los gasificadores de tiro directo (FAO; 1986: 22-107).

Un pequeño inconveniente del sistema de tiro invertido en comparación con el de tiro directo es su eficiencia es algo inferior, debida a la falta de intercambio interno de calor y al menor poder calorífico del gas. Además de esto, la necesidad de mantener unas temperaturas altas uniformes en una sección transversal determinada, hace imposible el uso de los gasificadores de tiro invertido en una serie de potencias superior a los 350 kW (FAO; 1986: 22-107).

3. Gasificador de lecho móvil de tiro transversal. Los gasificadores de tiro transversal, que se ilustran esquemáticamente en la Figura 4. Son una adaptación para el empleo de carbón vegetal. La gasificación del carbón vegetal produce temperaturas muy elevadas (1500 °C y más) en la zona de oxidación que pueden producir problemas en los materiales. En los gasificadores de tiro transversal, el propio combustible (carbón vegetal) sirve de aislamiento contra estas altas temperaturas (FAO; 1986: 22-107).

Figura 4. Diagrama de Gasificador de lecho móvil de tiro transversal (FAO; 1986: 22-107).



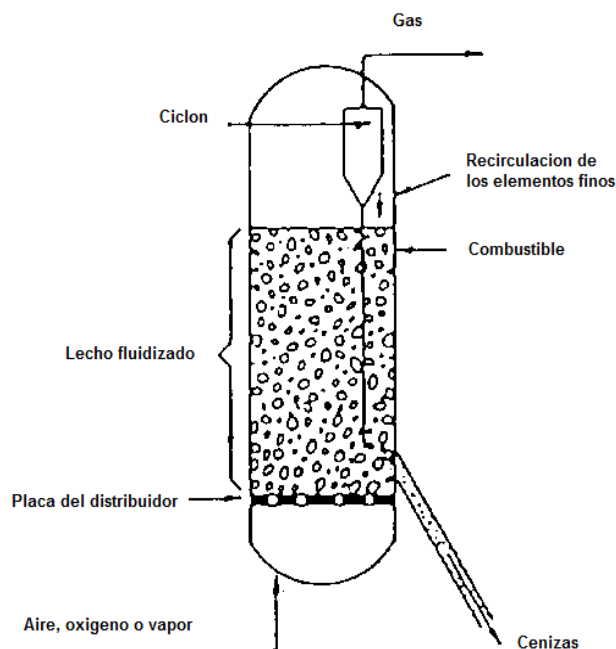
Las ventajas del sistema están en poder funcionar en muy pequeña escala, pudiendo resultar económicamente viables, en ciertas condiciones, instalaciones inferiores a 10 kW (potencia en el eje). La razón está en la gran sencillez del conjunto de depuración del gas que se puede emplear cuando se utiliza este tipo de gasificador junto con motores pequeños (FAO; 1986: 22-107).

Un inconveniente de los gasificadores de tiro transversal es su capacidad mínima de transformación del alquitrán y la necesidad consiguiente de emplear carbón vegetal de alta calidad (bajo contenido de productos volátiles) (FAO; 1986: 22-107).

Debido a la incertidumbre sobre la calidad del carbón, cierto número de gasificadores de carbón vegetal emplean el sistema de corriente descendente para mantener al menos una capacidad mínima de cracking del alquitrán (FAO; 1986: 22-107).

4. Gasificador de lecho fluidizado. El funcionamiento de los gasificadores de tiro directo y de tiro invertido se ve afectado por las propiedades morfológicas, físicas y químicas del combustible. Los problemas que se encuentran corrientemente son: la falta de tiro en el depósito, la formación de escoria y la excesiva caída de presión en el gasificador. Un sistema de diseño que pretende eliminar tales dificultades es el gasificador de lecho fluidizado, que se ilustra esquemáticamente en la Figura 5 (FAO; 1986: 22-107).

Figura 5. Diagrama de gasificador de lecho móvil de tiro transversal (FAO; 1986: 22-107).



Se sopla aire a través de un lecho de partículas sólidas a velocidad suficiente para mantenerlas en estado de suspensión. Se comienza por calentar externamente el lecho y el material de alimentación se introduce tan pronto como se alcanza una temperatura suficientemente elevada. Las partículas del combustible se introducen por el fondo del reactor, se mezclan muy rápidamente con el material del lecho y se calientan casi instantáneamente alcanzando la temperatura del lecho. Como resultado de este tratamiento, el combustible se piroliza muy rápidamente, dando como resultado una mezcla de componentes, con una cantidad relativamente elevada de materiales gaseosos. En la fase de gas, se produce una nueva gasificación y reacciones de transformación de los alquitranes. La mayoría de los sistemas van equipados con un ciclón interno, a fin de reducir al mínimo el escape de alquitrán por soplado. Las partículas de ceniza se transportan también por la parte superior del reactor, debiendo extraerse de la corriente de gas si este se emplea en aplicaciones para motores (FAO; 1986: 22-107).

Las principales ventajas de los gasificadores de lecho fluidizado proceden de su flexibilidad en cuanto al material de alimentación debida al fácil control de la temperatura, la cual puede mantenerse

por debajo del punto de fusión de las cenizas, además poseen la capacidad de funcionar con materiales blandos y de grano fino sin necesidad de un proceso previo. Con algunos combustibles de biomasa pueden producirse problemas en cuanto a alimentación, inestabilidad del lecho y entrada de cenizas volantes en los conductos de gas. Otros inconvenientes del gasificador de lecho fluidizado están en el contenido bastante alto de alquitrán del gas producido (hasta 500 mg/m³ de gas), la combustión incompleta del carbono y lo mal que responde a los cambios de carga. Debido especialmente al equipo de control necesario para hacer frente a este último inconveniente, no se prevén gasificadores muy pequeños de lecho fluidizado, debiendo establecerse su campo de aplicación, en principio, por encima de los 500 kW (potencia en el eje) (FAO; 1986: 22-107).

E. Depuración y refrigeración del gas.

Si el gas producido por un gasificador se desea usar en un motor de combustión interna, y si se desea un funcionamiento sin contratiempos del motor de combustión interna, es necesario tener un gas bastante limpio. Los gasificadores de tiro invertido bien diseñados, pueden cumplir los criterios de limpieza, al menos para una variedad bastante amplia de capacidades (es decir, del 20% al 100% de carga completa). Los gasificadores de tiro directo en aplicaciones para motores tienen que estar dotados de equipos de separación de alquitranes, voluminosos y caros. Sin embargo, es posible obtener gas de gasificadores de tiro directo con ciertas especificaciones, actualmente se están desarrollando métodos para reformar el gas en una zona de altas temperaturas (gasificación secundaria) a fin de quemar o craquear los alquitranes (FAO; 1986: 22-107).

Cuando se emplean combustibles apropiados, el gasificador, y el depurador están bien diseñados, y funciona el gasificador por encima de su capacidad mínima, la contaminación del gas por alquitrán no representa un problema importante (FAO; 1986: 22-107).

La refrigeración del gas sirve sobre todo para aumentar la densidad del gas con el fin de que entre el máximo de gas combustible en el cilindro del motor, en cada carrera del pistón. Una reducción del 10 por ciento de la temperatura del gas aumenta la producción máxima del motor casi en un dos por ciento. La refrigeración contribuye también a la depuración del gas y permite evitar la condensación de la humedad del gas después de mezclarse con el aire y antes de entrar en el motor (FAO; 1986: 22-107).

F. Riesgos ambientales y sanitarios del empleo del gas.

1. Riesgos tóxicos. Un componente importante del gas pobre es el monóxido de carbono, el cual es un gas extremadamente tóxico y peligroso debido a su tendencia a combinarse con la hemoglobina de la sangre, lo que evita la absorción y distribución del oxígeno. En la Tabla No.1 se presenta un resumen de los efectos ocasionados por diferentes concentraciones de monóxido de carbono en el aire (FAO; 1986: 22-107).

Afortunadamente las instalaciones normales de gas pobre trabajan por succión, de modo que aunque se produzca una pequeña fuga en la instalación, no se escapan del equipo gases peligrosos durante su funcionamiento. Sin embargo, la situación es distinta durante la puesta en marcha y en el cierre de la instalación (FAO; 1986: 22-107).

Durante la puesta en marcha generalmente se da salida al gas, siendo necesario garantizar que los gases producidos no se retienen en una habitación cerrada. Como norma, una chimenea apropiada proporciona suficiente seguridad (FAO; 1986: 22-107).

Tabla 1. Efectos tóxicos de diferentes concentraciones de monóxido de carbono en el aire (FAO; 1986: 22-107).

Porcentaje de CO en el aire	ppm	Efectos
0,005	50	sin efectos importantes
0,02	200	posiblemente dolor de cabeza, en la frente y ligero durante 2 ó 3 horas
0,04	400	dolor en la frente y náuseas, después de 1 a 2 horas; en la parte posterior de la cabeza, después de 2,5 a 3,5 horas
0,08	800	dolor de cabeza, mareos y náuseas en 45 minutos; colapso y posiblemente inconsciencia, en 2 horas
0,16	1 600	dolor de cabeza, mareos y náuseas en 20 minutos; colapso e inconsciencia y posible fallecimiento, en 2 horas
0,32	3 200	dolor de cabeza y mareos en 5 a 10 minutos; inconsciencia y peligro de muerte, en 30 minutos
0,64	6 400	dolor de cabeza y mareos, en 1 a 2 minutos, inconsciencia y peligro de muerte, en 10 a 15 minutos
1,28	12 800	efecto inmediato; inconsciencia y peligro de muerte en 1 a 3 minutos

Durante el cierre de la instalación se produce un aumento de presión en el gasificador, ocasionado por el combustible todavía caliente y en fase de pirolisis. Como resultado de ello, se liberan de la instalación gases que contienen monóxido de carbono, durante un período relativamente corto. Debido al peligro de estos gases, generalmente se recomienda que la instalación del gasificador se sitúe al aire libre, si es necesario protegida con un techo (FAO; 1986: 22-107).

Ha habido algunas discusiones, resultantes de la experiencia sueca, sobre la posibilidad de que se produzca un envenenamiento crónico como consecuencia de la inhalación prolongada de

cantidades relativamente pequeñas de monóxido de carbono, que no producen efectos agudos. Parece que este tema ya ha sido resuelto: no se pueden producir síntomas crónicos por envenenamiento de monóxido de carbono (FAO; 1986: 22-107).

No obstante, esto no significa que los síntomas mencionados en la bibliografía sueca (cansancio, irritabilidad y susceptibilidad, dificultad de sueño) no fueran resultado de una exposición prolongada al gas pobre. Existe la posibilidad de que algunos otros componentes del gas sean responsables de tales síntomas. Lo anterior subraya de nuevo la importancia de situar las instalaciones fijas al aire libre y también de tener cuidado de evitar un contacto directo con los gases durante las fases de arranque y cierre (FAO; 1986: 22-107).

2. Riesgos de incendio. Los riesgos de incendio pueden provenir de las siguientes causas (FAO; 1986: 22-107):

- Elevada temperatura exterior del equipo.
- Riesgos de chispas al recargar el combustible.
- Llamas en la entrada de aire del gasificador o en la tapa de recarga.

Los riesgos se pueden reducir considerablemente adoptando las siguientes precauciones (FAO; 1986: 22-107):

- Aislamiento de las partes más calientes del sistema.
- Instalación de un dispositivo de llenado de doble compuerta.
- Instalación de una válvula de retorno de la llama en la entrada del gasificador.

3. Riesgos de explosión. Se pueden producir explosiones si el gas está mezclado con suficiente aire para formar una mezcla explosiva. Esto puede producirse por varias razones (FAO; 1986: 22-107):

- Filtración de aire en el sistema de gas.
- Penetración de aire al repostar combustible.
- Filtración de aire en un gasificador frío que contiene todavía gas que, en consecuencia, se quema.
- Retroceso de la llama desde el quemador de gases de escape, cuando el sistema se carga con una mezcla combustible de aire y gas durante el arranque.

La filtración de aire en el sistema de gas no da lugar generalmente a explosiones. Si se produce una filtración de aire en la parte inferior del gasificador se produce una combustión parcial del gas, lo que eleva las temperaturas de salida del gas, disminuyendo su calidad (FAO; 1986: 22-107).

Cuando los gases pirolíticos de la sección del depósito se mezclan con aire (lo que suele suceder durante el repuesto de combustible) se puede formar una mezcla explosiva. No es infrecuente que esto produzca pequeñas explosiones, relativamente inofensivas, especialmente cuando el nivel de combustible del depósito es relativamente bajo (FAO; 1986: 22-107).

Se pueden evitar los riesgos para el operario si se queman los gases en la sección del depósito introduciendo un trozo de papel encendido o algo similar, inmediatamente después de abrir la compuerta del combustible. Otra posibilidad es instalar un sistema de relleno de doble compuerta (FAO; 1986: 22-107).

La filtración de aire en un gasificador frío y el encendido inmediato producirá una explosión. Los sistemas cuando están fríos deben ventilarse siempre cuidadosamente, antes de encender el combustible (FAO; 1986: 22-107).

Durante el arranque de una instalación, los gases como norma no se pasan por toda la sección de filtrado, a fin de evitar la obturación de los filtros por los alquitranes producidos durante el arranque. El filtro puede contener todavía aire y al producirse un gas inflamable y conducirlo a través de la sección de filtrado se puede producir una mezcla explosiva. Si en este momento se prende el gas en la salida del ventilador puede producirse un retroceso de la llama, dando lugar a una violenta explosión en la sección de filtrado. Por esta razón, es aconsejable equipar la salida del ventilador con un cierre hidráulico (FAO; 1986: 22-107).

4. Riesgos ambientales. Durante la gasificación de la madera o de los residuos agrícolas, se producen cenizas (en el gasificador y en la sección de depuración) y líquido condensado (principalmente agua). Este último puede estar contaminado por resinas fenólicas y alquitrán (FAO; 1986: 22-107).

Las cenizas no constituyen un riesgo ambiental y pueden eliminarse de forma normal. Para el líquido condensado que contiene alquitrán la situación es diferente y su eliminación en gran número de gasificadores puede tener efectos ambientales perturbadores. No se dispone de datos definitivos sobre biodegradación de los componentes fenólicos y los alquitranes de los líquidos condensados, siendo necesario estudiar cuidadosamente su eliminación (FAO; 1986: 22-107).

Las propiedades de las emisiones de escape de los motores que funcionan con gas pobre se consideran generalmente aceptables, comparables a las de los motores diesel (FAO; 1986; 22-107).

III. Justificación

Debido a la creciente conciencia ambiental y la preocupación por el agotamiento de los combustibles fósiles; esto ha obligado a buscar nuevas tecnologías de producción de energías renovables; éstas son aquellas energías que se obtienen de fuentes naturales inagotables, entre ellas cabe mencionar la energía solar, la energía eólica, la energía geotérmica, la biomasa, entre otras.

Con este trabajo, se busca llevar a cabo el diseño de un sistema piloto de gasificación de biomasa de lecho móvil de flujo gaseoso a tiro invertido, con el fin de obtener un gas versátil, que se puede usar para los mismos propósitos que el gas natural. La gasificación de biomasa es una forma de energía verde, dado que aunque la quema del gas producido produce gases de efecto invernadero, es el mismo carbón e hidrogeno que fijo la planta en su ciclo de vida. El gas puede quemarse para producir energía térmica (caldera u horno) o energía mecánica (motor de combustión interna o turbina de gas). La energía mecánica producida puede usarse para generación de energía eléctrica. También se puede usar para cogenerar.

Se eligió un gasificador de biomasa de lecho móvil de flujo gaseoso a tiro invertido dado que presenta una construcción simple, su capacidad de gasificar biomasa con alto contenido de humedad, su alta conversión de carbonillos y su alta eficiencia térmica. Con fines de una futura construcción para el laboratorio de operaciones unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala el gas producido puede ser utilizado para como combustible de la caldera, el secador rotatorio, entre otras aplicaciones.

IV. Objetivos

A. General

1. Diseñar un sistema piloto de gasificación de biomasa de lecho móvil de flujo gaseoso a tiro invertido.

B. Específicos

1. Determinar las condiciones de la sección de piro-oxidación del gasificador.
2. Determinar la altura de la sección de reducción del gasificador de biomasa.
3. Determinar las condiciones de salida de gas de la sección de reducción del gasificador de biomasa.
4. Diseñar un filtro ciclónico para la eliminación de materia sólida y material condensable.
5. Diseñar un intercambiador de calor para el enfriamiento del gas proveniente de la sección de reducción.
6. Determinar las condiciones de mezcla con aire óptimas para la quema del gas producido.

V. Metodología

Esta investigación consta de dos etapas: la primera consiste en el diseño del sistema de gasificación de biomasa de lecho móvil de flujo gaseoso a tiro invertido, el cual debe contemplar: un reactor en cual va ocurrir la gasificación, este debe poseer un sistema de ignición, recolector de cenizas, distribuidor de biomasa, compuerta de acceso general, estrada de aire (agente catalizador) y salida de gas combustible, para todo esto se tiene que contemplar la cinética de la reacción, la cual va estar dividida en dos etapas, la primera es la sección de piro-oxidación; en la cual ocurre una combustión incompleta; y la segunda es la sección de reducción; donde los gases provenientes de la sección de piro-oxidación se reducen para formar una mezcla altamente inflamable.

La segunda etapa de esta investigación contempla la depuración del gas, por lo cual debe de poseer un sistema de enfriamiento para el gas, puede ser un intercambiador de calor de placa, de tubos concéntricos o concha y tubo (el enfriamiento del gas puede ser con agua o con aire), esto para aumentar la densidad del gas; además, debe poseer un sistema de limpieza o depuración del gas; dado que el gas posee líquidos suspendidos (alquitranes) se diseñó un filtro ciclón para remover estos; además, debe de poseer un sistema de mezcla del gas producido y aire para su combustión; todas las entradas de aire (gasificador y sistema de mezcla) están sujetas a válvulas de control (válvulas de mariposa) para poder variar las condiciones de operación.

En cuanto a análisis financiero se consideraron solo los costos de inversión dado que no es equipo con fines de investigación, no de lucro.

Tabla 3. Detalle de cronograma.

	Diseño y construcción	<p>En esta etapa está contemplado:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Diseño del reactor para la gasificación. • Diseño del sistema de enfriamiento. • Diseño del sistema de limpieza y depuración del gas. • Sistema de mezcla de aire y el gas producido. • Diseño del soporte del sistema de gasificación.
	Redacción de informe	<p>Desarrollo del informe de tesis, el cual debe poseer: Resumen, Introducción, Objetivos, Resultados, Discusión, Conclusiones, Recomendaciones, apéndice, bibliografía.</p> <p>Redacción del borrador del informe.</p>
	Revisión y entrega de informe	<p>Hacer las correcciones sugeridas al borrador del informe.</p> <p>Presentar la versión final del informe.</p>

VII. Resultados

Tabla 4. Dimensiones del gasificador de biomasa.

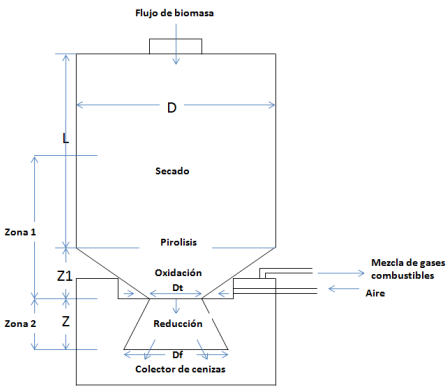
D	0.90 M	
L	1.10 M	
Z1	0.75 M	
DT	0.10 M	
DF	0.377 M	
Z	0.38 m	
θ	20° Grados	

Tabla 5. Composición del gas seco producido por la planta piloto de gasificación de biomasa sin mezcla con aire.

	CO₂	CO	H₂	CH₄	N₂
Fracción molar	0.10	0.20	0.15	$9.13 \cdot 10^{-5}$	0.55

Tabla 6. Dimensiones del filtro ciclón.

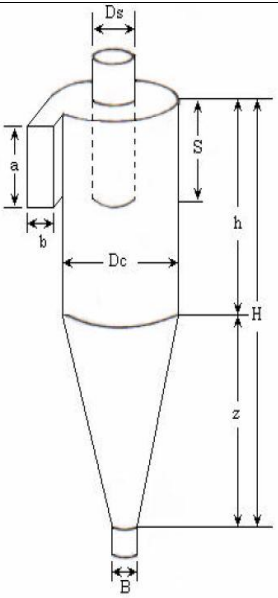
Dc(m)	0.15	
a (m)	0.08	
b (m)	0.03	
S (m)	0.08	
Ds (m)	0.08	
h (m)	0.23	
H (m)	0.6	
Z (m)	0.38	
B (m)	0.06	
Eficiencia	95.88%	

Tabla 7. Especificaciones del intercambiador de calor.

Diámetro de coraza	7.5"
Tubos	3/4" BWG 16
Material	Cobre
Área de transferencia (m²)	0.11
Numero de tubos	7
Largo de los tubos (m)	0.300
U global(W/m²C)	402.91

Tabla 8. Alimentación de aire de mezcla.

Flujo de aire (15% en exceso)
0.736 mol/s

Tabla 9. Inversión Inicial.

Inversión total
Q332,861.80±10%

Tabla 10. Balance de energía gasificador (sección de piro-oxidación).

sección de piro-oxidación				
T entrada (°C)	Entalpia de reactivos (J)	Entalpia productos (J)	Q perdido (J)	T salida (°C)
25	117346	141519	-24684.9	1272.23

Tabla 11. Balance de energía gasificador (sección de reducción).

Sección de reducción.				
T entrada (°C)	Entalpia de reactivos (J)	Entalpia productos (J)	Q perdido (J)	T salida (°C)
1272.23	-19,490.7	-19,490.7	0	899.12

Tabla 12. Balances de energía del intercambiador de calor.

Balance parte gaseosa		Balance parte líquida	
Flujo molar (mol/s)	0.420	Flujo molar (mol/s)	27.75
T entrada (K)	1,172.27	T entrada (K)	298.15
T salida (K)	353.15	T salida (K)	303.62
Q (J)	-11,444.14	Q (J)	11,444.14

Figura 6. Balance de masa de la planta piloto para operar con viruta de madera.

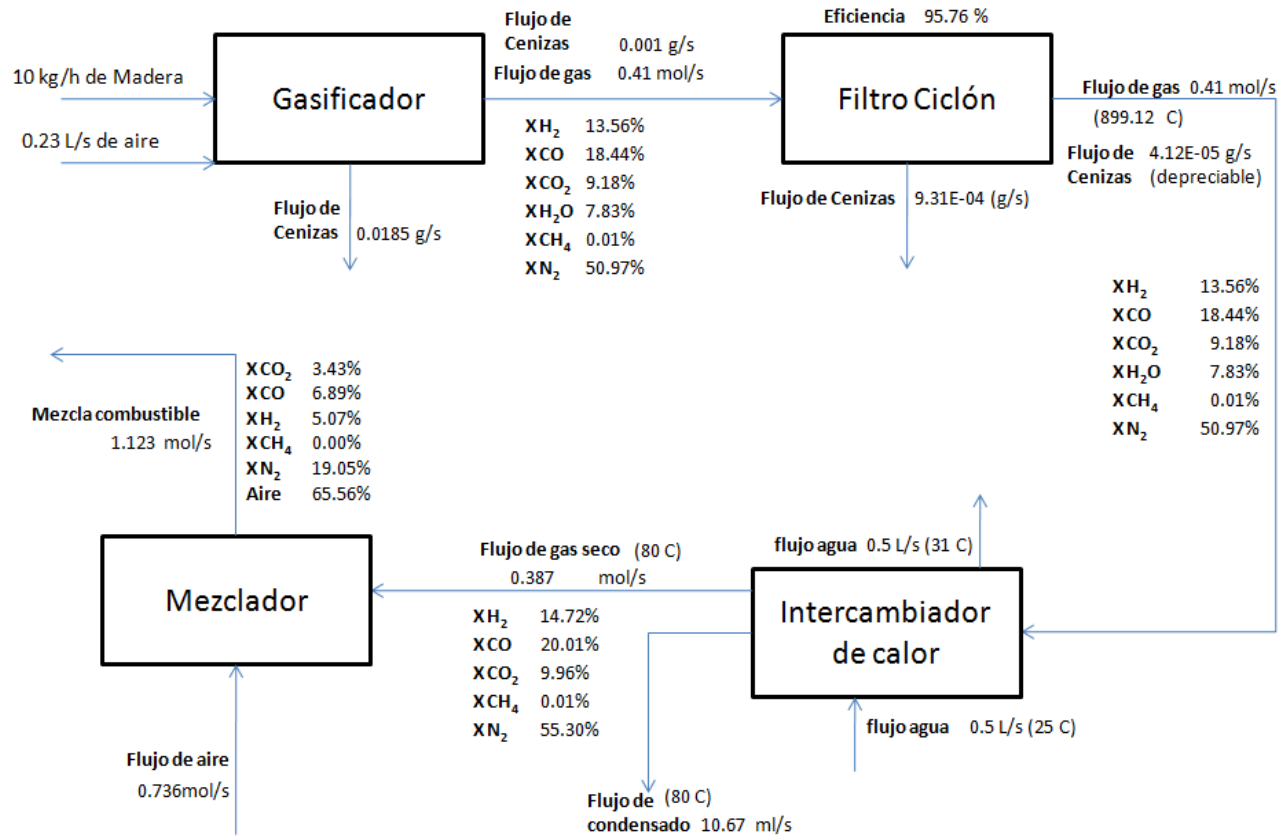
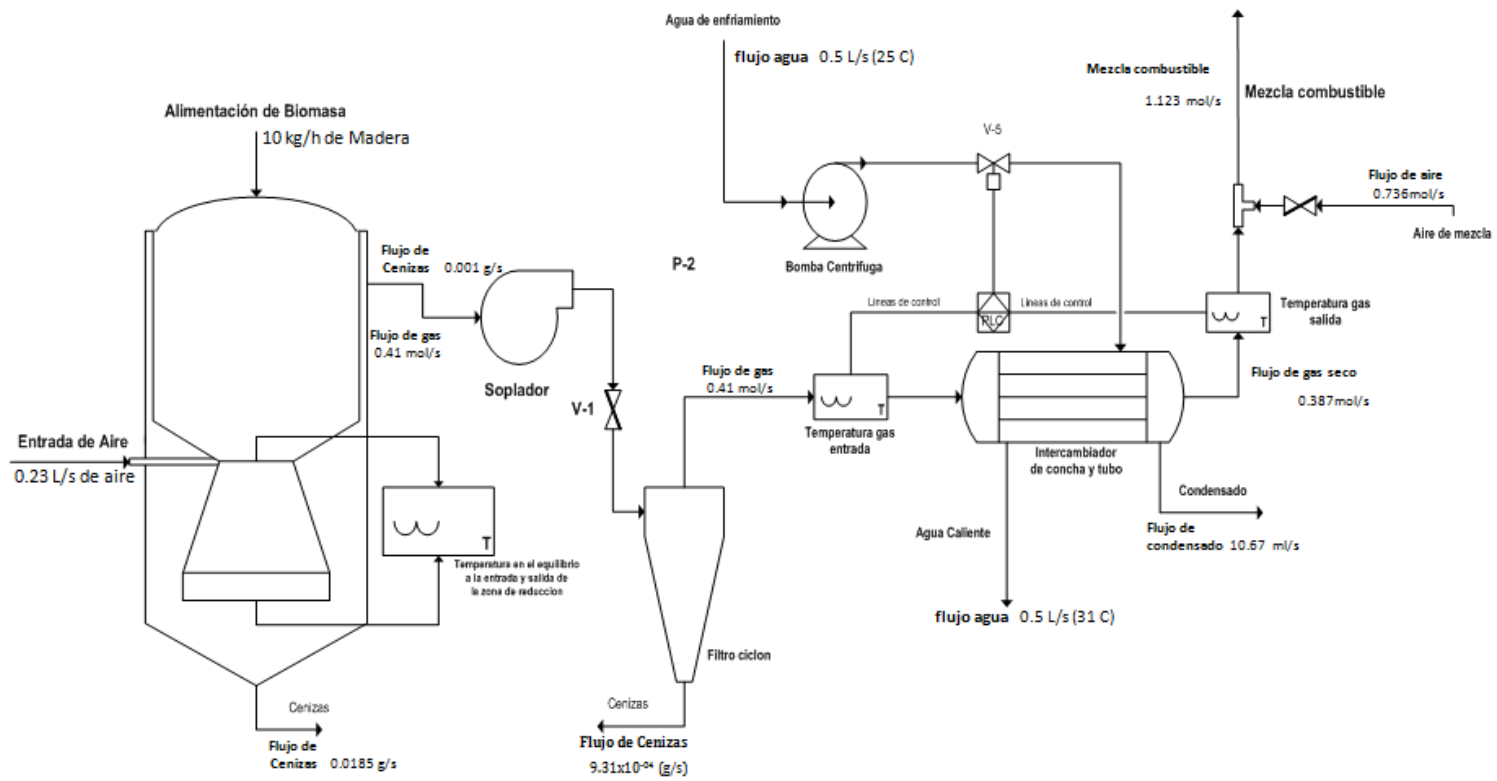


Figura 7. Diagrama de equipo y líneas de control.



VIII. Discusión

Este proyecto se desarrolló con el objetivo de diseñar un sistema piloto de gasificación de biomasa de lecho móvil a tiro invertido (downdraft), el proyecto fue orientado a la posibilidad de ser construido en el laboratorio de operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala. El proyecto nace de la necesidad de fuentes de energía renovable, por lo cual se toma en cuenta que Guatemala se posee un gran diversidad de biomasa, para este proyecto en particular se realizo a partir de pellets de madera (madera de hule específicamente).

Para el diseño de la planta piloto de gasificación de biomasa de tiro invertido se asumió que el proceso estaba dividido en dos etapas distintas como se muestra en la figura No. 8 (Pág. 31); la primera es la etapa de de la gasificación y la segunda etapa contempla todas las operaciones de depuración del gas producido para que este tenga las condiciones óptimas de operación. Para llevar a cabo el diseño se asumió que el equilibrio ocurre únicamente en la sección de reducción, la cinética en la sección de reducción se asumió que es unidimensional, es decir, que solo cambia a medida que los gases descienden, se desprecian las reacciones laterales. Se consideró que el carbón fijo de la biomasa y los carbonillos producidos tienen el mismo peso molecular que el carbón elemental. Se asumió que los gases tienen un comportamiento ideal. Se asumió que las pérdidas de calor en la sección de piro-oxidación son entre el 0 y 20% del poder calórico superior. En la sección de reducción dado que los alrededores están rodeados por gases caliente se considera que las pérdidas de calor son despreciables. El gasificador se asumió que está dividido en dos etapas, la primera una sección donde ocurren las reacciones de pirolisis y oxidación, y la segunda donde ocurre la reacciones de reducción de los gases. Para términos prácticos se asumió que la humedad contenida por la biomasa no está ligada al peso molecular de la biomasa, por lo cual se describe por aparte en la reacción de oxidación de la biomasa (ver reacción No. 1, pág. 33). Además a esto se asume que la biomasa está compuesta en su totalidad por carbono, hidrógeno y oxígeno. El oxígeno necesario para la reacción es proporcionado del aire, es determinado a partir del radio equivalente de la biomasa con que opera el gasificador. Se asume que dentro de la sección de piro-oxidación ocurren dos reacciones de conversión, la primera una reacción que convierte el agua (vapor) en gas (hidrógeno en estado elemental; la segunda una reacción de metanaje (producción de metano). En cuanto al rendimiento de los carbonillos se tomó la ecuación propuesta por Prokash y Amitava (7) (ver ecuación No. 15, pág. 36). Para determinar la temperatura de salida de la zona de reducción se utilizo el balance de masa de los alrededores, se asume que la cinética y los cambios de energía potencial son despreciables. En cuanto a la zona de reducción se asume que la cinética química es controlada. La rapidez de la reacciones de reducción fue considerada reversible, basándose en los principios de cinética de Arrhenius. La geometría de la sección de reducción se consideró cónica, la para términos de

cálculo se dividió en volúmenes de control, los cuales tienen temperatura y concentraciones uniformes.

Para desarrollar el diseño del reactor se simuló los flujos de formación y consumo de la sección de reducción (ver gráfica No. 1 y 2. Pág. 83-84), se asume que las reacciones de reducción dependen del contenido de carbón en la sección y que este tiene un grado de actividad (C_{RF} , que no es más que el grado de capacidad de reacción de los carbonillos), dado esto toda la conversión depende de las reacciones asumidas (ver reacciones 5-8, pág. 40), las cuales a su vez dependen de la cantidad de carbonillos presentes en la zona de reducción en la cual ocurre la formación y agotamiento de especies según la cinética. En este trabajo se asume que el reactivo limitante es el carbonillo y la altura máxima de la zona de reducción es el punto donde se agota o tiende a cero el nivel de carbonillos, a partir de esto se obtuvo que la altura de la sección de reducción en donde el contenido de carbonillos llega a ser cero es de 0.38m (ver gráfica No. 2 y 4, pág. 84 y 86).

El reactor puede producir un gas de baja capacidad calorífica; se dice que es un gas de capacidad calorífica baja debido a que el contenido de las sustancias combustibles es bajo (ver tabla No. 3, pág. 19); el gasificador puede producir un flujo de 0.41 mol/s de gas húmedo con a partir de una alimentación 10kg/h de biomasa de madera de hule.

Se consideró que el gas arrastra a al salir del gasificador un 5% de las cenizas producidas, se tiene que utilizar un equipo de remoción de sólidos de alta eficiencia dado que el gas es para fines de uso versátiles y este debe estar lo más limpio posible.

Consecuente a las condiciones de los sólidos producidos, se diseñó un filtro ciclón debido a que es un equipo de bajo costo que soporta las altas temperaturas de los sólidos y se puede obtener una alta eficiencia, estas condiciones las puede soportar el ciclón porque no utiliza un material filtrante para hacer la remoción, sino que aprovecha la fuerza centrífuga y la impactación inercial para remover los sólidos.

Se diseñó un ciclón de alta eficiencia dado que se asume que las partículas suspendidas en el gas tienen una proporción mayor en finos, estos están diseñados para lograr una eficiencia de hasta 90% con partículas de 5 μm . Se basó el diseño del ciclón de alta eficiencia en el tipo Stairmand de alta eficiencia, para el cual se obtuvo una eficiencia de remoción de las partículas de 95.88% (ver tabla No. 4, pág. 19) operando a 22m/s según las recomendaciones de Echeverri (5), a esta velocidad nos evitamos la suspensión de las partículas, dado que se está trabajando a una velocidad menor que 0.45 la velocidad de suspensión (ver tabla No. 26, pág. 78).

Debido a las condiciones del gas, y su potencial capacidad de abrasión y corrosión se consideró en fines prácticos de material de construcción el acero al carbón para el reactor y el ciclón, así como el ventilador.

Debido a que el gas tiene una elevada temperatura (899.12° C) es necesario enfriar el gas para aumentar la densidad del gas. Se diseñó el intercambiador para que enfrié el gas alrededor de 80 C; a esta temperatura se asume que la humedad que contiene el gas condensa y que el obtenido es

prácticamente seco. Se diseñó un intercambiador de calor a contracorriente, ya podemos maximizar el delta de temperatura, por lo cual aumenta la eficiencia de éste, además se diseñó un intercambiador de concha por su bajo costo de construcción, por su capacidad de trabajar a altas temperaturas (por este motivo se descarta placas) y su más versátil facilidad de limpieza en comparación de tubos concéntricos (se toma en cuenta que el gas arrastra cierta porción de sólidos que pueden incrustarse).

Se diseñó un intercambiador de calor tipo concha y tubo, con un diámetro de coraza de 7.5"; con 7 tubos en configuración triangular con un diámetro de 3/4" BWG 16 de cobre y un largo de 0.3m; con un área de transferencia de 0.11m² y un coeficiente global de transferencia de calor de 402.91 W/m²C. El gas seco tendría una composición de 0.10 de dióxido de carbono, 0.20 de monóxido de carbono, 0.15 de hidrógeno en estado natural, $9.13 \cdot 10^{-5}$ de metano y 0.55 de nitrógeno en estado natural. Se recomienda para futuras investigaciones tomar en cuenta el diseño de un intercambiador de tiro cruzado, dado que este es más apto para operar con fluidos incompresibles, tomando en cuenta un material de construcción resistente a la corrosión y abrasión dada la naturaleza del gas.

No se diseñó un equipo para la forma en que se vaya a utilizar el gas; dado que esto va depender de la función que quiera que cumpla el gas, ya sea para un motor de combustión interna, como para un horno, o para un quemador; en lugar de esto se determinó la cantidad de aire necesario para que se obtenga la mejor combustión del gas, se determinó que la alimentación de mezcla para la combustión del gas es de 0.736 mol/s asumiendo un 15% de exceso, esto para asegurar la combustión completa del gas.

La planta piloto de gasificación de biomasa propuesta en este trabajo está diseñada para trabajar con 10Kg/h de biomasa, para producir 0.387 mol/s de gas combustible; el diseño contempla el reactor de gasificación, el filtro ciclón, el intercambiador de calor como equipo principal, además contempla el equipo secundario como lo es el soplador y la bomba de agua, el costo de inversión de la planta piloto es de Q332,861.80, éste es un parámetro de referencia aproximado, este costo contempla gastos de supervisión, construcción, contingencias, etc. El proyecto no se analiza de forma financiera dado que no tiene fines de lucro, es únicamente para fines de investigaciones, las cuales ya pueden ser proyectadas a proyectos con fines de lucro.

Se recomienda diseñar un sistema de alimentación del aire a la sección de reducción que aproveche el calor desprendido de la reacción, así como el aislamiento del reactor para aumentar la eficiencia térmica del mismo. Se recomienda hacer un estudio de materiales de construcción aptos para esta clase de equipo según las condiciones de trabajo a las que va estar expuesto. También hacer un escalamiento de esta investigación a nivel industrial para verificar la capacidad de producción de energía que se podría obtener a partir de esta tecnología.

IX. Conclusiones

- 1.** Se diseñó un gasificador de biomasa con un diámetro de reacción de 100mm, con una altura de reducción de 380mm, capaz de producir un gas seco con una composición de 0.10 de dióxido de carbono, 0.20 de monóxido de carbono, 0.15 de hidrógeno en estado natural, $9.13 \cdot 10^{-5}$ de metano y 0.55 de nitrógeno en estado natural.
- 2.** La planta de gasificación de biomasa está diseñada para trabajar con 10Kg/h de biomasa, para producir 0.387 mol/s de gas combustible.
- 3.** Se diseñó un ciclón de alta eficiencia tipo Stairmand con una eficiencia de remoción de 95.88% (ver tabla No. 4, pág. 19).
- 4.** Se diseñó un intercambiador de calor tipo concha y tubo, con un diámetro de coraza de 7.5"; con 7 tubos en configuración triangular con un diámetro de 3/4" BWG 16 de cobre y un largo de 0.3m; con un área de transferencia de 0.11m^2 y un coeficiente global de transferencia de calor de $402.91\text{ W/m}^2\text{C}$.
- 5.** La alimentación de aire de mezcla para la combustión del gas es de 0.736 mol/s asumiendo un 15% de exceso.
- 6.** El costo de inversión de la planta piloto es de Q 234,640.80, éste es un parámetro de referencia aproximado.

X. Recomendaciones

- Se recomienda hacer un análisis de las diferentes variables de diseño del gasificador (humedad, ángulo, alimentación, etc.).
- Se recomienda diseñar un filtro de finas después del intercambiador de calor para eliminar cualquier traza de sólidos presentes en el gas seco.
- Se sugiere diseñar una cámara de secado con sales absorbentes para quitar cualquier remanencia de humedad en caso este vaya a ser usado en un motor de combustión interna.
- Se recomienda, para futuras investigaciones, tomar en cuenta el diseño de un intercambiador de tiro cruzado, dado que éste es más apto para operar con fluidos incompresibles, tomando en cuenta un material de construcción resistente a la corrosión y abrasión dada la naturaleza del gas.
- Se sugiere diseñar un sistema de alimentación del aire a la sección de reducción que aproveche el calor desprendido de la reacción, así como el aislamiento del reactor para aumentar la eficiencia térmica del mismo.
- Se recomienda hacer un estudio de materiales de construcción aptos para esta clase de equipo según las condiciones de trabajo a las que va estar expuesto.
- Se recomienda hacer un escalamiento de esta investigación a nivel industrial para verificar la capacidad de producción de energía que se podría obtener a partir de esta tecnología.

XI. Bibliografía

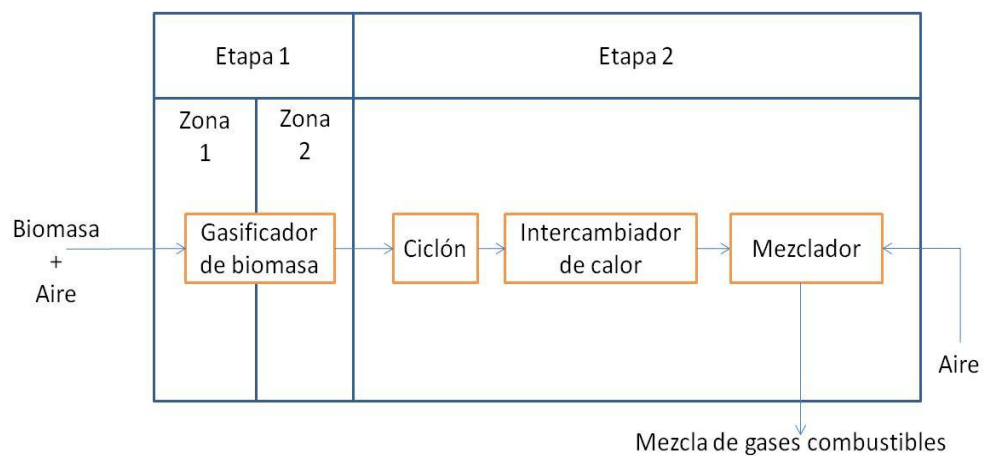
1. Babu B.V. and Sheth P.N. *Modeling and Simulation of Reduction Zone of Down draft Biomass Gasifier: Effect of Char Reactivity Factor. Energy Conversion and Management*, (47): 2602-2611, 2006.
2. De Souza-Santos ML. *Solid fuels combustion s and gasification: modeling, simulation, and equipment operation*. New York: Marcel Dekker; 2004.
3. Echeverri Londoño, Carlos Alberto; 2006; Medellín, Colombia; *Diseño óptimo de ciclones*; Pág. 2-32.
4. Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE); 2007; Madrid; *"Biomasa: Gasificación"*; Pág. 5-31.
5. Kreith, Frank; 2001; *Principios de transferencia de calor*; 6ta. Edición; Editorial Thomson.
6. McCabe, W., Smith, J. and Harriott, P. (2004). *Unit Operations of Chemical Engineering*, 7th Edition. McGraw Hill.
7. Oñate Arresti, Diego; 2006; *Gasificación y Biomasa: "Una simbiosis del futuro"*; Pág. 2-23.
8. Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y el alimento (FAO); 1986; Roma, Italia; *"Wood gas as engine fuel"*; Pág. 22-107.
9. Perry, R.H. and Green, D.W. (Editors) (2007). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 8a. Edición. McGraw-Hill.
10. Peters, Max S., Timmerhaus, Klaus P. and West, Ronald E. (2002). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5ta. edición. McGraw Hill.
11. Prokash C. Roy, Amitava Datta, and Niladri Chakraborty; 2006; *"Modelling of a downdraft biomass gasifier with finite rate kinetics in the reduction zone"*, Pág. 1-19.
12. Rutherford, John; 2006, *"Heat and Power applications of advanced biomass gasifiers in New Zealand's wood industry"*, New Zealand, Pág. 46-152
13. S. jarunthammachote, A. Dutta; 2008; *"Equilibrium modeling of gasification: Gibbs free energy minimization approach and its application to spouted bed and spout-fluid bed gasifiers"*, Thailand, Pág. 1-12.
14. Smith, J. M; 2007; *"Introducción a la termodinámica en Ing. Química"*, México, 7ª. Edición.
15. Zanzi, Rolando; Sorla, Santiago; 2006; Brasil; *Gasificación de pellets de madera en un reactor en flujo ascendente*; revista de ciencias exactas, Taubaté; Pág. 63-69.

XII. Apéndice

A. Diseño de equipo

1. Diseño general. El diseño de la planta piloto de gasificación de biomasa de tiro invertido en el presente trabajo fue modelado de tal forma que se puede dividir en dos etapas distintas como se muestra en la figura No. 8; la primera es la etapa de de la gasificación, en la que se contemplan las condiciones, reacción, etc. Para que se lleve cabo la gasificación; la segunda etapa contempla todas las operaciones de depuración del gas producido para que este tenga las condiciones óptimas de operación.

Figura 8. Diagrama general de planta piloto de gasificación de biomasa



Para el desarrollo del diseño se llevaron a cabo las siguientes suposiciones:

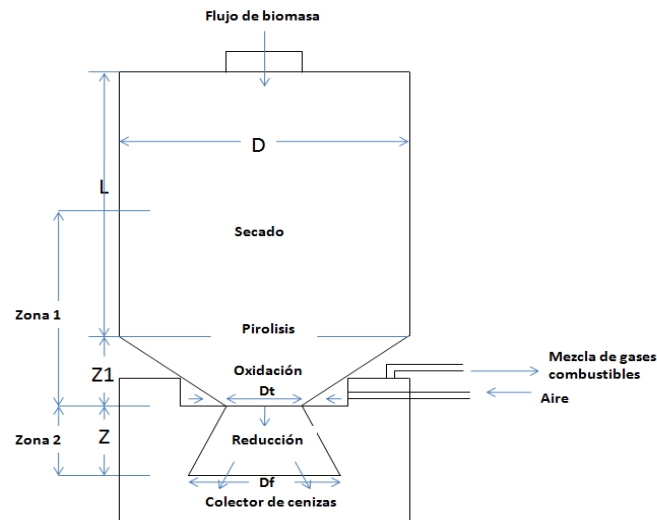
- EL equilibrio químico ocurre únicamente en la sección de reducción.
- La sección de reducción ha sido considerada de manera unidimensional.
- El carbono fijo en la biomasa tiene el mismo peso molecular del carbón elemental.
- Las capacidades caloríficas de los gases varían con respecto a la temperatura.
- Debido a las altas temperaturas y bajas presiones de operación se asume que los gases tienen un comportamiento ideal.
- Se asume que el calor perdido de en la sección de piro-oxidación es entre el 0% - 10% del poder calórico superior o HHV (High Heating Value).

- Se asume que no existen pérdidas de calor en la sección de reducción; donde ocurren reacciones a alta temperatura; debido a que esta sección se encuentra rodeado por los gases producidos, y estos se encuentran a altas temperaturas.

2. Etapa 1.

a. **Gasificador o productor de gas.** El Gasificador de tiro invertido en este presente trabajo ha sido modelado de tal forma que se puede dividir en dos zonas: la primera la zona de piro-oxidación, en la cual ocurre el proceso de secado, y las reacciones de pirolisis y oxidación; y la segunda zona o la zona de reducción, en donde se lleva a cabo la reacción de reducción de los gases producidos en la zona 1 (Babu and Sheth, 2006).

Figura 9. Gasificador de biomasa.



1.) **Zona 1 (Secado, Pirolisis y oxidación).** Para modelar la zona 1 partimos de los datos de análisis de la biomasa a usar, una forma de representar la fórmula química de la biomasa en base seca, es asumir que esta está compuesta únicamente por carbono, hidrógeno y oxígeno (CH_mO_n). Los valores de m y n se pueden estimar de la siguiente manera (Babu and Sheth, 2006):

$$m = \frac{\%H \times MW_C}{\%C \times MW_H}$$

Ecuación No. 1

Y

$$n = \frac{\%O \times MW_C}{\%C \times MW_O}$$

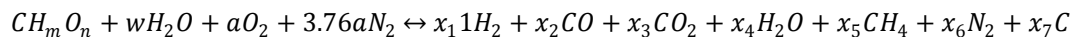
Ecuación No. 2

Donde %C, %O, %H son las fracciones de masa de carbono, oxígeno e hidrógeno respectivamente en la biomasa, y MW_C , MW_H y MW_O son los pesos moleculares de carbono, hidrógeno y oxígeno respectivamente.

Dado que la biomasa, por lo general, tiene un alto contenido de humedad, esta tiene que ser considerada en las reacciones. Para esto se asume que en la que la biomasa al reaccionar ya pasó por un proceso de secado, como se muestra en la figura No. 1, por lo tanto el contenido de humedad se representa de forma separada a la fórmula química de la biomasa en la ecuación de reacción (Babu and Sheth, 2006) (Dutta, 2008).

En esta zona la biomasa sufre un proceso de pirolisis y oxidación en un ambiente estequiométrico con oxígeno alimentado de aire atmosférico. La cantidad de aire es determinada a partir del radio equivalente (ϕ) de la biomasa con el cual operar el Gasificador.

La conversión de la biomasa en la mezcla de productos provenientes de la zona 1 se puede representar en una ecuación de reacción química global:



Reacción No. 1

El número de moles de la humedad de la biomasa (w) y el número de moles del oxígeno del aire (a) por mol de biomasa son obtenidos con las ecuaciones siguientes (Babu and Sheth, 2006):

$$w = \frac{FM}{(100 - FM) \times (100 - ASH)} \times \frac{MW_F}{MW_W}$$

Ecuación No. 3

Donde FM es el porcentaje en masa de humedad en la biomasa, ASH es el porcentaje en masa de cenizas de la biomasa a partir del análisis de la biomasa. MW_f es el peso de la biomasa seca (es decir de la fórmula CH_mO_n) y MW_w es el peso molecular del agua (Babu and Sheth, 2006).

$$a = \frac{(1 + m/4 - n/2)}{\phi}$$

Ecuación No. 4

Donde φ es el radio equivalente, el cual es la relación entre el aire estequiométrico y el aire actual o utilizado por unidad de cantidad de combustible.

Los valores de x_1 hasta x_7 del lado de los productos de la Reacción No. 1 (pág. 33) representan el número de moles formados durante la reacción en la zona 1 por mol de biomasa. Reacción No. 1 nos provee cuatro de ellas como se muestra a continuación:

$$\text{Balance de carbón: } 1 = x_2 + x_3 + x_5 + x_7$$

Ecuación No. 5

$$\text{Balance de hidrógeno: } m + 2w = 2x_1 + 2x_4 + 4x_5$$

Ecuación No. 6

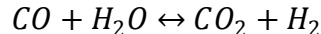
$$\text{Balance de oxígeno: } n + w + 2a = x_2 + 2x_3 + x_4$$

Ecuación No. 7

$$\text{Balance de Nitrógeno: } 3.76a = x_6$$

Ecuación No. 8

El equilibrio químico en CO, H₂O, CO₂ y H₂ representado como la reacción de conversión de agua en gas ha sido considerado en esta zona;



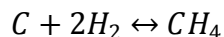
Reacción No. 2

El equilibrio de la reacción es representado como la reacción entre productos y reactivos;

$$k_1 = \frac{x_1 \times x_3}{x_2 \times x_4}$$

Ecuación No. 9

Además, también se considera la reacción de metanaje como la única reacción en esta zona capaz de producir metano (CH₄), y se asume que esta ocurre sobre la superficie de los carboncillos producidos y que alcanza su equilibrio en la zona.



Reacción No. 3

El equilibrio de esta reacción también es representado como la reacción entre productos y reactivos:

$$k_2 = \frac{x_5}{x_1^2}$$

Ecuación No. 10

Donde k_1 y k_2 son las constantes de equilibrio de las reacciones. Los valores de las constantes de equilibrio los podemos en función de la energía libre de Gibbs de a la temperatura de equilibrio.

$$k = e^{\left(\frac{\Delta G^0}{R \cdot T}\right)}$$

Ecuación No. 11

Donde ΔG^0 es el cambio de energía libre de Gibbs entre productos y reactivos, R es la constante de gases (J/mol.K) y T es la temperatura en el equilibrio. Dado que la energía de Gibbs también es función de la temperatura, podemos utilizar la correlación propuesta por John Rutherford (8) (John Rutherford, 2006);

$$g_i^0(K^0) = aT^2 + bT + c$$

Ecuación No. 12

Donde a , b y c son constantes y son diferentes para cada especie (Rutherford, 2006). Con esto podemos definir k_1 y k_2 como;

$$k_1 = e^{\left(\frac{-g_{CO_2}^0 - g_{H_2}^0 + g_{CO}^0 + g_{H_2O}^0}{R \times T}\right)}$$

Ecuación No. 13

Y

$$k_2 = e^{\left(\frac{-g_{CH_4}^0 + 2g_{H_2}^0}{R \times T}\right)}$$

Ecuación No. 14

Adicional a esto Prokash y Amitava (7) proponen una ecuación que define el rendimiento de los carboncillos producidos en la etapa de piro-oxidación (Prokash y Amitava, 2006);

$$x_5 + x_7 = \frac{FC}{C}$$

Ecuación No. 15

Donde FC es el porcentaje de carbono fijo en la biomasa y C es el porcentaje de carbón contenido en la biomasa.

La temperatura en el equilibrio es determinada a través de un balance de energía en la zona, considerando que hay pérdidas de calor a los alrededores, la cinética y cambios de energía potencial en esta zona se asume que son despreciables, por lo cual se asume un flujo constante de energía en la zona:

$$H_{entra} + Q_{perdido} = H_{sale}$$

Ecuación No. 16

Donde H_{entra} y H_{sale} son las entalpías de entrada y salida de la zona 1. Y $Q_{perdido}$ es el calor perdido a los alrededores, dos en por base a un mol de biomasa.

Expandiendo la Ecuación No. 15 obtenemos:

$$\begin{aligned} \bar{h}_{fbiomasa} + a \int_{T_0}^{T_a} \bar{C}p_{O_2} dT + 3.76a \int_{T_0}^{T_a} \bar{C}p_{N_2} dT + w \bar{h}_{fH_2O} + Q_{perdido} \\ = \sum_{i=1}^6 x_i \left[\bar{h}_{fi} + \int_{T_0}^T \bar{C}p_i dT \right] + x_7 \bar{C}p_C (T - T_0) \\ + m_{ash} \bar{C}p_{ash} (T - T_0) \end{aligned}$$

Ecuación No. 17

Donde x_1 a x_6 es la contribución de las especies gaseosas, x_7 es la contribución de carboncillos formados y m_{ash} es la contribución de las cenizas. Además x_1 a x_7 están representadas en base molar y m_{ash} está representado en base másica. En la Ecuación No. 17 \bar{h}_{fi} es la entalpia de formación de las diferentes especies, $\bar{C}p_i$ representa la capacidad calorífica de las diferentes especies; T_a es la temperatura de alimentación del aire, se asume temperatura ambiente (25°).

La variación de la capacidad calorífica con la temperatura ha sido considerada con la ecuación propuesta por J. W Smith (6) (J. W Smith, 2004);

$$C_P^{ig} = R \left[A + \frac{B}{2} T_o (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_o^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_o^2} \right]$$

Ecuación No. 18

$$\int_{T_o}^T C_p^{ig} dT = R \left[A + \frac{B}{2} T_o (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_o^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_o^2} \right] (T - T_o)$$

Ecuación No. 19

$$\tau = T/T_o$$

Ecuación No. 20

Donde A, B, C y D son constantes y son diferentes para cada especie (J. M Smith, 2007).

La capacidad calorífica para los carbonillos ($\bar{C}_{p_c}=23.4$ J/molK) y para las cenizas ($\bar{C}_{p_{ash}}=0.84$ J/gK) han sido considerados constantes (Dutta, 2006).

El calor perdido en la Ecuación No. 16 ($Q_{perdido}$) lo podemos definir como porcentaje del poder calórico superior (HHV),

$$Q_{perdido} = c_{\%} \times HHV$$

Ecuación No. 21

Donde $c_{\%}$ es un valor entre 0 y 0.1, el poder calórico superior (HHV) lo podemos definir con la correlación propuesta por Jarunghammache y Dutta (10) (Dutta, 2006),

$$HHV(J) = (0.3491 \times \%C + 1.178 \times \%H + 0.1005 \times \%S - 0.1034 \times \%O - 0.0151 \times \%N - 0.0211 \times ASH) \times 10^3 \times MW_F$$

Ecuación No. 22

El calor de formación de la biomasa ($\bar{h}_{fbiomasa}$) lo podemos definir con la relación propuesta por Souza-Santos (9) (Souza-Santos, 2004),

$$\bar{h}_{fbiomasa} = \overline{LHV} + \sum_{k=prod}^i [n_k (\bar{h}_f^o)_k]$$

Ecuación No. 23

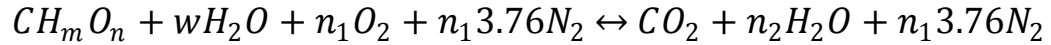
Donde \overline{LHV} es el poder calórico inferior mas la entalpia de formación de los productos de la combustión completa de la biomasa (CO₂ y H₂O). El poder calórico inferior (\overline{LHV}) lo podemos definir con la relación propuesta por Jarunghammache y Dutta (10) (Dutta, 2008),

$$\overline{LHV} = HHV - 9 \times mH \times h_{fg}$$

Ecuación No. 24

Donde mH es la fracción de hidrogeno contenido en la biomasa (este dato proviene del análisis ultimo de la biomasa) y h_{fg} es la entalpia de vaporización del agua.

El segundo término de la Ecuación No. 22 este representa la sumatoria de la entalpia de formación de los productos de la combustión completa de un mol de biomasa, la combustión completa la definimos como,



Reacción No. 4

Haciendo el balance concluimos que;

$$n_1 = \frac{m + 2n + 4}{4}$$

Ecuación No. 25

y

$$n_2 = \frac{m - 2n}{2}$$

Ecuación No. 26

Por lo tanto,

$$\sum_{k=prod}^i [n_k(\bar{h}_f^o)_k] = \bar{h}_{fCO_2} + n_2\bar{h}_{fH_2O}$$

Ecuación No. 27

No se toma en cuenta el nitrógeno debido a que su entalpia de formación es cero.

La contribución de las cenizas se expresa con base a un mol de biomasa;

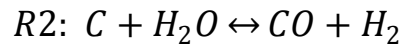
$$m_{ash} = \frac{MW_{FASH}}{100}$$

Ecuación No. 28

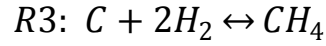
2.) **Zona 2 (Reducción).** Los gases producidos en la zona 1 entran a la zona de reducción (ver figura No. 9) toman parte para producir el gas final basado en una cinética química controlado. Las reacciones de reducción consideradas en esta sección son;



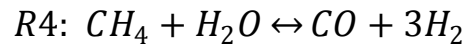
Reacción No. 5



Reacción No. 6



Reacción No. 7



Reacción No. 8

Las rapidez para cada una de la reacciones de reducción se considerado que son reversible. La rapidez de reacción se expresado basándose en Arhenius, con un factor pre-exponencial (A_R), una energía de activación (E_R) y un coeficiente de actividad de los carbonillos (C_{RF} , Char reactivity factor). Los parámetros de la cinética de reacción fueron tomados del trabajo de Sheth y Babu (11)(Babu and Sheth, 2006). Dado que las reacciones son reversibles deben ser evaluadas con sus constantes de equilibrio. Los cambios netos de rapidez de reacción están expresados como:

$$r_{R1} = C_{RF} A_{R1} e^{\left(\frac{-E_{R1}}{RT}\right)} \left(y_{CO2} - \frac{y_{CO}^2}{k_{R1}} \right) \quad [f0]$$

Ecuación No. 29

$$r_{R2} = C_{RF} A_{R2} e^{\left(\frac{-E_{R2}}{RT}\right)} \left(y_{H2O} - \frac{y_{CO} y_{H2}}{k_{R2}} \right) \quad [f0]$$

Ecuación No. 30

$$r_{R3} = C_{RF} A_{R3} e^{\left(\frac{-E_{R3}}{RT}\right)} \left(y_{H2}^2 - \frac{y_{CH4}}{k_{R3}} \right) \quad [f0]$$

Ecuación No. 31

$$r_{R4} = C_{RF} A_{R4} e^{\left(\frac{-E_{R4}}{RT}\right)} \left(y_{H2O} y_{CH4} - \frac{y_{H2}^3 y_{CO}}{k_{R4}} \right)$$

Ecuación No. 32

Las constantes de equilibrio se obtienen de la misma forma que en la zona 1 (ver Ecuación No. 11, pág. 35);

$$k_{R1} = e^{\left(\frac{-g_{CO}^0 + g_{CO2}^0}{R \times T}\right)}$$

Ecuación No. 33

$$k_{R2} = e^{\left(\frac{-g_{CO_2}^0 - g_{H_2}^0 + g_{H_2O}^0}{R \times T}\right)}$$

Ecuación No. 34

$$k_{R3} = e^{\left(\frac{-g_{CH_4}^0 + 2g_{H_2}^0}{R \times T}\right)}$$

Ecuación No. 35

$$k_{R4} = e^{\left(\frac{-g_{CO_2}^0 - 3g_{H_2}^0 + g_{CH_4}^0 + g_{H_2O}^0}{R \times T}\right)}$$

Ecuación No. 36

Los gases entran a la zona de reducción con la misma temperatura y composición de la salida de la zona 1. El flujo de gas de cada especie que entra a la zona de reducción está basado en el flujo de biomasa en base seca;

$$X_i^0 = \frac{m_{biomasa} (1 - ASH/100)}{MW_f} x_i$$

Ecuación No. 37

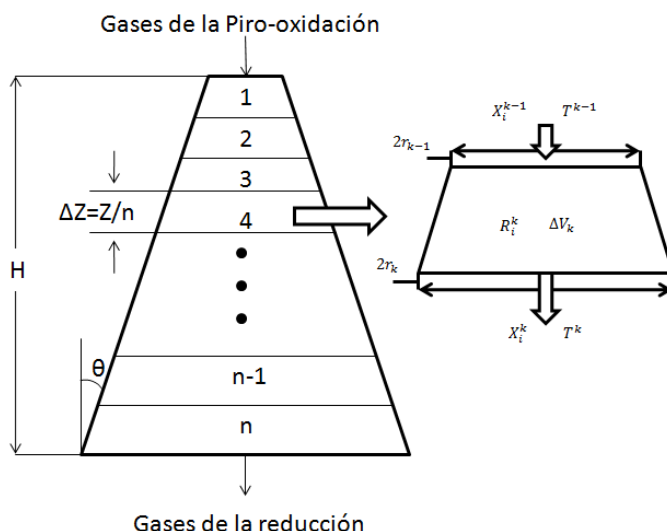
Donde x_i es el número de moles de la especie i generada por mol de biomasa en la zona 1. El flujo de ceniza se puede ser expresado como;

$$m_{ash} = \frac{m_{biomasa} ASH}{100}$$

Ecuación No. 38

La geometría de la zona de reducción ha sido considerada cónica. La cual se ha dividido en un número de volúmenes de control (ver Figura No. 10), los cuales tienen temperaturas y concentraciones uniformes. El balance de masa y energía a sido desarrollado en base a los volúmenes de control, considerando el consumo y la formación de la especies según la cinética de las reacciones No. 5-8 (pág. 40).

Figura 10. Zona de reducción dividida en n volúmenes de control.



El balance de las especie i a través de cada volumen de control esta expresado como;

$$X_i^k = X_i^{k-1} + R_i^k \Delta V_k$$

Ecuación No. 39

Donde R_i^k es el cambio neto de rapidez de reacción para cada especie (considerando las reacciones 5-8) en el volumen de control k y ΔV_k es el respectivo volumen de control, este último está definido como (Babu and Sheth, 2006);

$$\Delta V_k = \frac{\pi}{3} (r_k^2 + r_{k-1}^2 + r_k r_{k-1}) \Delta Z$$

Ecuación No. 40

Donde;

$$r_k = r_{k-1} + \frac{\Delta Z}{\tan(90 - \theta)}$$

Ecuación No. 41

Donde ΔZ es la altura del volumen de control y θ es el ángulo de inclinación de la sección de reducción (Babu and Sheth, 2006).

La tabla No. 11 lista el cambio neto de rapidez de reacción para cada especie.

Tabla 13. Cambios de rapidez de reacción de las diferentes especies con base a la rapidez de la reacción No. 5-8 (Babu and Sheth, 2006).

Especie	$R_i \left(\frac{\text{mol}}{\text{m}^3 \text{s}} \right)$
---------	---

H ₂	$r_{R2} - 2r_{R3} + 3r_{R4}$
CO	$2r_{R1} + r_{R2} + r_{R4}$
CO ₂	$-r_{R1}$
H ₂ O	$-r_{R2} - r_{R4}$
CH ₄	$r_{R3} - r_{R4}$
N ₂	0
C	$-r_{R1} - r_{R2} - r_{R3}$

La temperatura en la salida del volumen de control es calculada usando el balance de energía del volumen de control (Babu and Sheth, 2006);

$$\begin{aligned}
 & \sum_{i=1}^6 X_i^{k-1} \left[\bar{h}_{fi} + \int_{T_0}^{T^{k-1}} \bar{C}_p dT \right] + X_7^{k-1} \bar{C}_p C (T^{k-1} - T_0) + m_{ash} \bar{C}_p ash (T^{k-1} - T_0) \\
 & + Q_{perdido}^k \\
 & = \sum_{i=1}^6 X_i^k \left[\bar{h}_{fi} + \int_{T_0}^{T^k} \bar{C}_p dT \right] + X_7^k \bar{C}_p C (T^k - T_0) \\
 & + m_{ash} \bar{C}_p ash (T^k - T_0)
 \end{aligned}$$

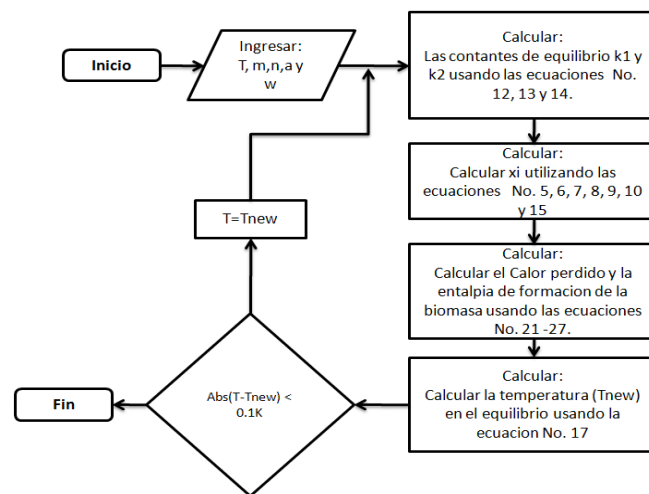
Ecuación No. 42

En la Ecuación No. 42 el término $Q_{perdido}^k$ es el calor perdido a los alrededores en el volumen de control, pero dado que la zona de reducción es rodeada por los gases a alta temperatura, se puede asumir que la pérdida de energía es depreciable o no significativa, para términos prácticos se asume como cero.

b. Simulación de zona 1 y zona 2

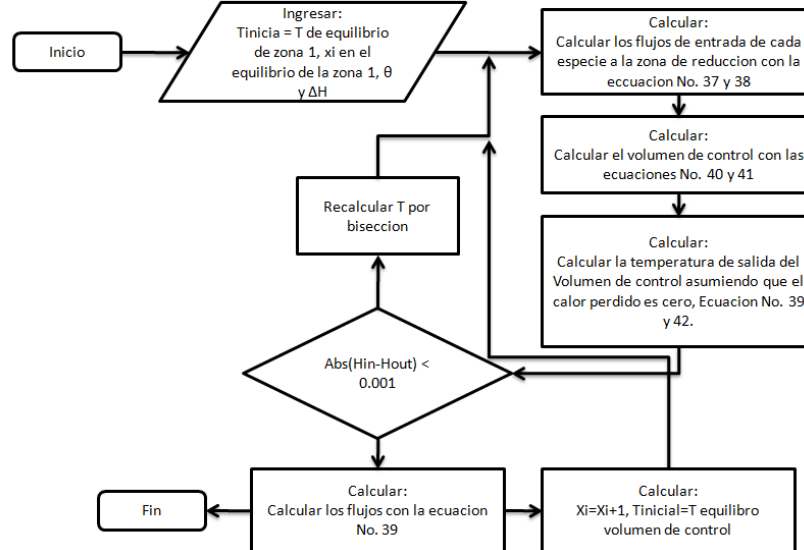
1.) **Zona 1.** Se resuelve simultáneamente las ecuaciones No. 5, 6, 7, 8, 9, 10 y 15 asumiendo una temperatura inicial, luego se utiliza la ecuación No. 17 para encontrar la temperatura en el equilibrio se compara con la temperatura inicial, se hace esto cíclicamente hasta que la temperatura converja.

Figura 11. Diagrama de procedimiento para el cálculo de las condiciones de la zona1.



2.) **Zona 2.** Se calcula los flujos de entrada de cada especie a partir de los datos obtenidos en la zona 1 con la Ecuación No. 37 y 38, calcular el volumen de control utilizando las ecuaciones No. 40 y 41. Calcular la temperatura de salida por de salida del volumen de control para que el calor perdido en la sección de reducción $Q_{perdido}^k$ sea igual a cero. Luego calcular de las condiciones de salida del volumen de control (Xi). Hacer lo mismo para cada volumen de control.

Figura 12. Diagrama de procedimiento para el cálculo de las condiciones de la zona de reducción.



3. Etapa 2.

a. **Filtro ciclón.** El equipo de recolección de polvo que se usa con mayor frecuencia es el ciclón. Los ciclones remueven el material particulado de la corriente gaseosa, basándose en el principio de impactación inercial, generado por la fuerza centrífuga (Echeverri Londoño, 2006).

El ciclón es esencialmente una cámara de sedimentación en que la aceleración gravitacional se sustituye con la aceleración centrífuga (Echeverri Londoño, 2006).

Los ciclones son adecuados para separar partículas con diámetros mayores de $5 \mu\text{m}$; aunque partículas muchos más pequeñas, en ciertos casos, pueden ser separadas (Echeverri Londoño, 2006).

Teóricamente el aumento de la velocidad de entrada al ciclón implicaría un aumento de la fuerza centrífuga y por lo tanto un aumento de la eficiencia, sin embargo velocidades de entrada muy altas generan la resuspensión de material particulado de las paredes internas del ciclón, lo cual disminuye la eficiencia del ciclón; adicionalmente aumentar la velocidad de entrada implica mayor consumo de energía (Echeverri Londoño, 2006).

En un ciclón, la trayectoria del gas comprende un doble vórtice, en donde el gas dibuja una espiral descendente en el lado externo y ascendente en el lado interno (Echeverri Londoño, 2006).

Los ciclones son un dispositivo de control de material particulado bastante estudiado, el diseño de un ciclón se basa normalmente en familias de ciclones que tienen proporciones definidas (Echeverri Londoño, 2006).

Las principales familias de ciclones de entrada tangencial son (Echeverri Londoño, 2006):

- Ciclones de alta eficiencia.
- Ciclones convencionales.
- Ciclones de alta capacidad.

Para términos prácticos se va considerar que más del 50% de las partículas que contiene el gas son menores a 50 μm por lo cual solo se tomarán en cuenta los ciclones de alta eficiencia.

Los ciclones de alta eficiencia están diseñados para alcanzar mayor remoción de las partículas pequeñas que los ciclones convencionales. Los ciclones de alta eficiencia pueden remover partículas de 5 μm con eficiencias hasta del 90%, pudiendo alcanzar mayores eficiencias con partículas más grandes (Echeverri Londoño, 2006). Los ciclones de alta eficiencia tienen mayores caídas de presión, lo cual requiere de mayores costos de energía para mover el gas sucio a través del ciclón.

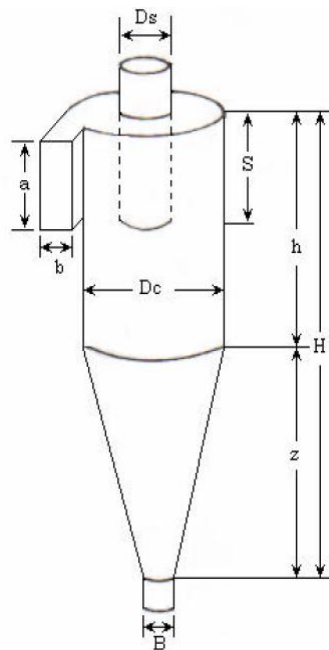
Por lo general, el diseño del ciclón está determinado por una limitación especificada de caída de presión, en lugar de cumplir con alguna eficiencia de control especificada. La tabla No. 12 muestra las características de los ciclones de alta eficiencia (ver figura No. 6, pág. 12).

Tabla 14. Características de los ciclones de alta eficiencia(Echeverri Londoño, 2006).

Dimensión	Nomenclatura	Tipo de Ciclón		
		Stairmand	Swift	Echeverri
Diámetro del Ciclón	Dc/Dc	1.0	1.0	1.0
Altura de entrada	a/Dc	0.5	0.44	0.5
Ancho de entrada	b/Dc	2	0.21	0.2
Altura de salida	S/Dc	0.5	0.5	0.625
Diámetro de salida	Ds/Dc	0.5	0.4	0.5

Altura parte cilíndrica	h/D_c	1.5	1.4	1.5
Altura parte cónica	z/D_c	2.5	2.5	2.5
Altura total del ciclón	H/D_c	4	3.9	4
Diámetro salida de partículas	B/D_c	0.375	0.4	0.375
Factor de configuración	G	551.22	698.65	585.71
Número de cabezas de velocidad	NH	6.4	9.24	6.4
Número de vórtices	N	5.5	6.0	5.5

Figura 13. Dimensiones del ciclón



Existen numerosas teorías sobre el cálculo de la eficiencia teórica de los ciclones, las cuales relacionan la eficiencia de colección y el tamaño de las partículas. La teoría de Leith y Licht (Echeverri Londoño, 2006) es la que mejor se adapta al comportamiento experimental. Esta teoría predice las eficiencias de colección de material particulado, basándose en las propiedades físicas del material particulado y el gas de arrastre, y en las relaciones entre proporciones del ciclón.

La eficiencia fraccional por tamaño de partículas se calcula con la ecuación No. 43,

$$\eta_i = 1 - e \left[-2 \left(\frac{G \times T_i \times Q \times (n + 1)}{Dc^3} \right)^{\frac{0.5}{n+1}} \right]$$

Ecuación No. 43

Donde es η_i es la eficiencia fraccional por intervalos de tamaño; G es el factor de configuración del ciclón, T_i (s) es el tiempo de relajación para cada partícula según su intervalo de tamaño, Q (m³/s) es el caudal del gas, Dc (m) es el diámetro del ciclón y n es el exponente del vórtice del ciclón.

La eficiencia total se calcula realizando la sumatoria del producto de las eficiencias fraccionales por la masa fraccional.

$$\eta_T = \sum \eta_i \times m_i$$

Ecuación No. 44

Para utilizar las ecuaciones No. 43 y 44 se debe estar seguro que el ciclón no presenta resuspensión, ya que el valor real de la eficiencia sería mucho menor al estimado por estas ecuaciones (Echeverri Londoño, 2006).

El factor de configuración del Ciclón se define como;

$$G = \frac{8K_c}{(Ka \times Kb)^2}$$

Ecuación No. 45

Donde Kc es el factor dimensional de las proporciones volumétricas del ciclón, Kc es la relación entre la altura de entrada y el diámetro del ciclón (a/Dc) y Kb es la relación entre el ancho de la entrada del ciclón y el diámetro del ciclón (b/Dc) (Echeverri Londoño, 2006).

El factor dimensional de las proporciones volumétricas del ciclón (Kc) lo podemos definir como;

$$Kc = \frac{V_{SC} + \frac{V_R}{2}}{Dc^2}$$

Ecuación No. 46

Donde V_{SC} es el volumen evaluado sobre la salida del ciclón (m^3) y V_R es el volumen evaluado sobre la longitud natural del ciclón (m^3). Para usar la Ecuación No. 46 se debe cumplir la condición(Echeverri Londoño, 2006);

$$L < H - S$$

Ecuación No. 47

Donde L es la longitud natural del ciclón (m), H es la altura total del ciclón (m) y S es la altura de salida del ciclón(Echeverri Londoño, 2006).

La longitud natural del ciclón es la longitud necesaria para iniciar el vórtice ascendente tomada desde la altura superior del ciclón, se puede definir como (Echeverri Londoño, 2006);

$$L = 2.3Ds \times \sqrt[3]{\frac{Dc^2}{a \times b}}$$

Ecuación No. 48

El volumen evaluado sobre la salida del ciclón lo podemos como(Echeverri Londoño, 2006);

$$V_{SC} = \frac{\pi}{4} \times \left(S - \frac{a}{2}\right) \times (Dc^2 - Ds^2)$$

Ecuación No. 49

El volumen evaluado sobre la longitud natural del ciclón lo podemos definir como(Echeverri Londoño, 2006);

$$V_R = \frac{\pi}{4} Dc^2 (h - S) + \frac{\pi}{12} Dc^2 (L + S - h) \left[1 + \frac{K_L}{Dc} + \left(\frac{K_L}{Dc}\right)^2 \right] - \frac{\pi}{4} D_s^2 L$$

Ecuación No. 50

Donde K_L es el factor de dimensiones lineales y se define como(Echeverri Londoño, 2006);

$$K_L = Dc - (Dc - B) \left[\frac{S + L - h}{z} \right]$$

Ecuación No. 51

El término T_i en la Ecuación No. 43 se refiere a al tiempo de relajación necesario para que una partícula alcance su velocidad terminal de caída, lo podemos definir como(Echeverri Londoño, 2006);

$$T_i = \frac{\rho_P \times D_{pi}^2}{18\mu}$$

Ecuación No. 52

Donde ρ_P es la densidad de la partícula (Kg/m³), D_{pi} es el diámetro de la partícula (m) y μ es la viscosidad del gas.

El exponente del vórtice (el termino n en la ecuación No. 43) resulta de relacionar la velocidad tangencial y el radiode giro de un movimiento en forma de vórtice, este se puede definir como (Echeverri Londoño, 2006);

$$n = 1 - (1 - 0.67Dc^{0.14}) \left[\frac{T}{283} \right]^{0.3}$$

Ecuación No. 53

Donde T es la temperatura del gas portador (K).

En los ciclones, la velocidad de entrada es un parámetro fundamental, velocidades muy bajas permiten la sedimentación de partículas y neutralizan el efecto de la fuerza centrífuga generando disminución en la eficiencia de colección; velocidades muy altas pueden resuspender partículas previamente colectadas, disminuyendo también la eficiencia. La experiencia indica que la velocidad de entrada al ciclón debe situarse en el intervalo de 15.2 a 27.4 m/s (Echeverri Londoño, 2006).

Echeverri (5) propone una ecuación empírica para definir la velocidad de saltación(Echeverri Londoño, 2006);

$$V_s = \frac{4.913 \times W \times Kb^{0.4} \times Dc^{0.067} \times \sqrt[3]{V_i^2}}{\sqrt[3]{1 - Kb}}$$

Ecuación No. 54

Donde V_i es la velocidad de entrada del gas al ciclón (m/s) y W es la velocidad equivalente (m/s).

La velocidad equivalente se puede definir como (Echeverri Londoño, 2006);

$$W = \sqrt[3]{\frac{4 \times g \times \mu \times (\rho_p - \rho)}{3\rho^3}}$$

Ecuación No. 55

Donde g es la constante de gravedad (9.81 m/s^2), μ es la viscosidad del gas Kg/ms , ρ_p y ρ son las densidades de la partícula y el gas portador respectivamente (Kg/m^3).

Echeverri propone que para que no existe resuspensión de materia se debe de cumplir(Echeverri Londoño, 2006);

$$\frac{V_i}{V_s} < 1.35$$

Ecuación No. 56

La caída de presión es un parámetro importante debido a que relaciona directamente los costos de operación. La caída de presión en un ciclón puede deberse a las pérdidas a la entrada y salida, y pérdidas de energía cinética y fricción en el ciclón.

La caída de presión de un ciclón se puede expresar como(Echeverri Londoño, 2006);

$$\Delta P = \frac{1}{2} \times \rho \times V_i^2 \times N_H$$

Ecuación No. 57

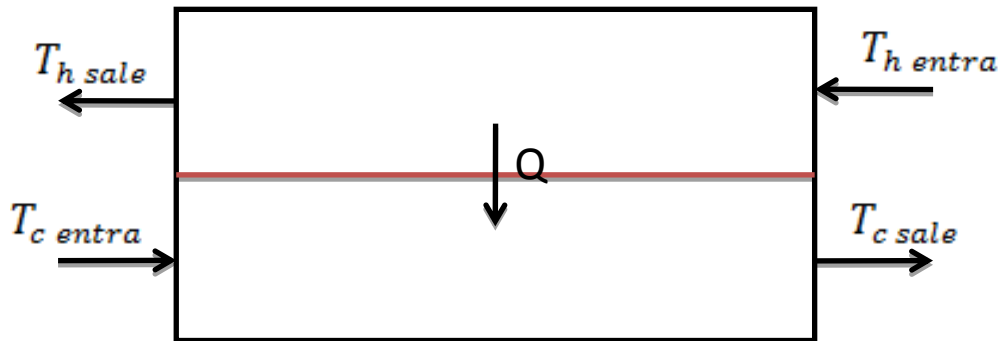
Donde N_H es el número de cabezas de velocidad a la entrada del ciclón y se define para entradas tangenciales como(Echeverri Londoño, 2006);

$$N_H = 16 \frac{a \times b}{D_s^2}$$

Ecuación No. 58

b. Intercambiador de calor. Para el diseño del intercambiador de calor se parte del balance de energía de las sustancias en contacto (ver Figura No. 14);

Figura 14. Diagrama de intercambio de calor.



Donde la línea roja representa el material conductor, T_h es la temperatura del fluido caliente, T_c es la temperatura del flujo frío. El balance de energía para el sistema de intercambio de calor quedaría de la forma;

$$\dot{m}_h C p_h (T_{h\text{ entra}} - T_{h\text{ sale}}) = \dot{m}_c C p_c (T_{c\text{ entra}} - T_{c\text{ sale}}) = Q$$

Ecuación No. 59

La tasa de transferencia de calor la podemos definir como;

$$dQ = U dA \Delta T$$

Ecuación No. 60

Integrando la ecuación No. 60, obtenemos que la razón de transferencia de calor (J) para flujos a contra corriente;

$$Q = U \times A_{total} \times LMTD$$

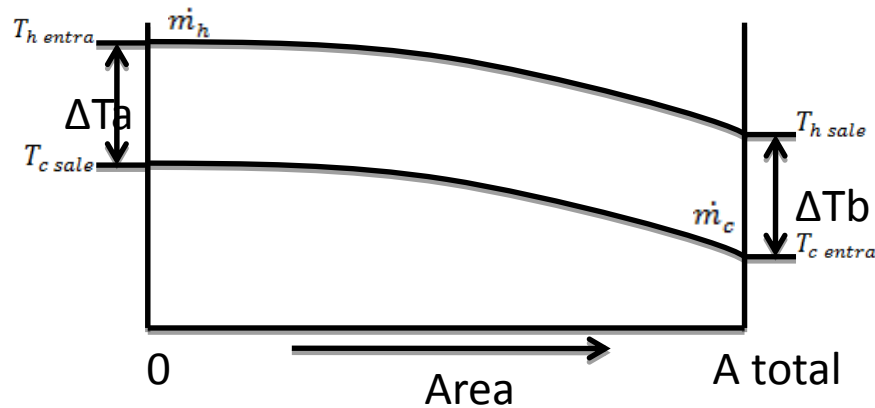
Ecuación No. 61

Donde U es el coeficiente global de transferencia de calor ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$), A_{total} es el área total de intercambio de calor (m) y $LMTD$ es la diferencia de temperatura media logarítmica ($^\circ C$).

La diferencia de temperatura media logarítmica la podemos definir como (ver Figura No. 15);

$$LMTD = \frac{\Delta T_a - \Delta T_b}{\ln \left(\frac{\Delta T_a}{\Delta T_b} \right)}$$

Figura 15. Temperatura en un intercambiador de calor en flujo a contracorriente.



El coeficiente de transferencia de calor lo podemos definir como (Frank Kreith, 2001);

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_h} + \frac{1}{h_c} + \frac{d_0 \ln(d_0/d_i)}{2k_m}$$

Ecuación No. 63

Donde h_h y h_c son los coeficientes de transferencia de calor ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$), k_m es la conductividad térmica del material de los tubos ($W/m^\circ C$), y d_0 es el diámetro externo de la tubería y d_i es el diámetro interno (m). Los coeficientes de transferencia de calor h_h y h_c los podemos definir con las correlaciones propuestas por Kreith (15) para ductos o tubos circulares (Frank Kreith, 2001),

$$Nu = \frac{hD}{k} = 0.023Re^{0.8}Pr^n$$

Ecuación No. 64

Donde,

$$n = \begin{cases} 0.4 & \text{para calentamiento} \\ 0.3 & \text{para enfriamiento} \end{cases}$$

D es el diámetro de la tubería (m) y k es la conductividad térmica de la sustancia ($W/m^\circ C$).

El número de Reynolds Re y el número de Prandtl Pr se calculan como (Frank Kreith, 2001);

$$Re = \frac{D\rho v}{\mu}$$

Ecuación No. 65

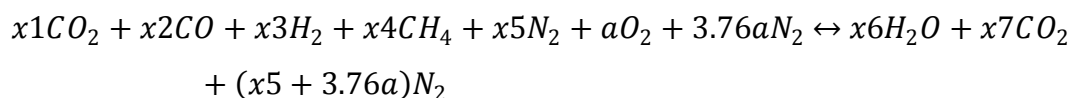
Y

$$Pr = \frac{Cp\mu}{k}$$

Ecuación No. 66

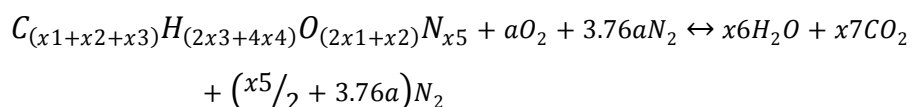
Todas las propiedades de los fluidos se calculan a partir de la temperatura media de estos.

c. **Mezclador.** EL equipo para hacer la mezcla de gas y aire depende de la naturaleza de uso que va tener el gas producido, por lo cual el presente trabajo solo contempla la mezcla necesaria de aire con un 15% en exceso para quemar el gas.



Reacción No. 9

Una ecuación equivalente a de la reacción No. 9 sería;



Reacción No. 10

Donde x1 a x5 son las fracciones molares del gas seco provenientes del intercambiador de calor, a es aire estequiométrico necesario para la reacción de combustión.

Los valor x6, x7 ya los podemos obtener del balance de la reacción;

$$x7 = x1 + x2 + x4$$

Ecuación No. 67

$$x6 = x3 + 2x4$$

Ecuación No. 68

$$a = x6 + 2x7 - 2x1 - x2$$

Ecuación No. 69

Para el cálculo del flujo molar de aire necesario para la combustión se parte a partir del flujo de gas seco proveniente del intercambiador de calor utilizando la relación estequiometria de la reacción No. 10, que nos dice que por mol de gas seco tenemos amoles de oxigeno, y con la relación que la teoría nos da de las proporciones del gas podemos decir;

$$Flujo\ de\ aire = \frac{\dot{m}_{gs} \times a \times 100}{21}$$

Ecuación No. 70

Donde \dot{m}_{gs} es el flujo de gas seco que proviene del intercambiador de calor, pero dado q la ecuación No. 70 solo nos da el flujo de aire que demanda la estequiometria; y sabemos que las reacciones no se dan al cien por ciento, asumimos un porcentaje en exceso, es recomendado un 15% de exceso según la experiencia.

B. Cálculo de costos.

Para determinar el costo de inversión para la construcción de la planta piloto se toma como referencia el costo de compra del equipo necesario para el proceso de gasificación y depuración del gas, este a su vez se calculo basándose en indices de costos (ver tabla No. 10), para el cálculo de la inversión inicial se usaron los parámetros propuestos por Max Peters (14), ver tabla No. 11.

Para el cálculo del costo de equipo se utiliza la ecuación siguiente (Peters, 2002);

$$Costo = C_o \times \left(\frac{\text{Indice tiempo actual}}{\text{Indice tiempo de referencia}} \right) \left(\frac{\text{Capacidad deseada}}{\text{Capacidad de referencia}} \right)^a$$

Ecuación No. 71.

Donde el exponente "a" es la variación del costo según la capacidad deseada, la cual depende de cada equipo (Peters, 2002).

Los resultados obtenidos de esta ecuación, tanto como los costos de inversión son datos que nos dan un parámetro de costo no son definitivos y pueden tener una variación de hasta más menos 10 %.

Tabla 15. Índices de costos

Periodo financiero		Índice de costo
2004	2005	480
2005	2006	497
2006	2007	519
2007	2008	551
2008	2009	582
2009	2010	632

-

Tabla 16. Parámetros de inversión inicial.

EQUIPO	100.00%
INSTALACIÓN	45.00%
INSTRUMENTACIÓN	13.00%
INSTALACIÓN TUBERÍA	16.00%
INSTALACIÓN ELÉCTRICA	10.00%
INFRAESTRUCTURA	25.00%
PREPARACIÓN TERRENO	13.00%
SUPERVISIÓN (INGENIERÍA)	33.00%
CONSTRUCCIÓN	29.00%
CONTINGENCIAS	10.00%

C. Datos iniciales.

La simulación en la que se basa el presente trabajo tomo se hizo en base a biomasa de madera de hule.

Tabla 17. Propiedades de la madera de Hule

Análisis próximo	
Carbón Fijo (m/m)	19.2 %
Materia volátil (m/m)	80.1 %
Contenido de cenizas (m/m)	0.7 %
Análisis último	
Carbono (m/m)	50.6%
Hidrógeno (m/m)	6.5%
Oxígeno (m/m)	42.2%
Cenizas (m/m)	0.7%
Contenido de humedad (m/m)	16%
Radio equivalente (ϕ)	2.2

Tabla 18. Datos supuestos de operación del gasificador

Datos generales de gasificador	
Alimentación de biomasa (mol/s)	0.1178
CRF (coeficiente de actividad del Carbón)	100
Flujo de agua intercambiador (L/s)	0.5
Velocidad de entrada ciclón (m/s)	22
Dt (m)	0.1

Tabla 19. Datos supuestos para diseño de intercambiador de calor.

Tc in (K)	298.15
Flujo agua (l/s)	0.5
Numero de tubos	7
Diámetro entrada C40 (m)	0.0254 (1")
Holgura de diseño	10%

D. Datos calculados.

1. Gasificador. Los datos del diseño del gasificador se dividen en dos partes, una que es la sección de piro-oxidación, de esta dado que se realizo una simulación del modelo no se cuentan tablas de los datos calculados solo la simulación en sí. Como podemos observar a continuación:

a. Simulador de Zona 1 Piro-oxidación parte 1 (Wolfram Mathematica).

```

"combustible: Rubber Wood"

"Proximate Analysis"
  "fixed carbon (%)"
FC = 19.2
  "volatile matter (%)"
VM = 80.1
  "ASH content (%)"
ASH = 0.7

"Ultimate Analysis"
  "Carbon (%)"
c = 50.6
  "Hydrogen (%)"
h = 6.5
  "Oxygen (%)"
o = 42.2
  "Equivalence ratio "
φ = 2.2
  "Moisture content (%)"
FM = 16
  "Higher Heating Value (MJ/Kg)"
HHV = (0.3491 * c + 1.1783 * h - 0.1034 * o - 0.0211 * ASH) * 1 000 000
  " Temperatura de alimentacion del aire Ta"
Ta = 25 + 273.15
t1 = 298.15

"Propiedades de fuel y reaccion m,n,w,a,MWf"
"CHmOn + wH2O +aO2 +3.76aN2 => x1H2 + x2CO +x3CO2 x4H2O +x5CH4 + x6N2 +x7C"

m = h * 12.011 / (c * 1.0079)
n = o * 12.011 / (c * 15.999)
MWf = (12.011 + m * 1.0079 + n * 15.999)
w = (MWf / 18.0148) * FM / ((100 - FM) * (100 - ASH))
a = (1 + (m / 4) - (n / 2)) / φ

```

b. Simulador de Zona 1 Piro-oxidación parte 2 (Wolfram Mathematica).

```

"mash"
mash = MwF * ASH / 100
"Balance de masa de reaccion de combustion completa"
"CHmOn + wH2O + n1O2 => CO2 + n2H2O"
n1 = (m - 2 n + 4) / 4
n2 = (m + 2 w) / 2

"calculo de Hfuel"
ΔHf = ((-393.509) + (n2 * -241.818)) * 1000
LHV = HHV * MwF / 1000 - 9 * (h / 100) * MwF * 2256.9
ΔHfuel = LHV + ΔHf

"se asume que la temperatura del aire de alimentacion es 25C"
"calculculo de calor perdido Qloss"
Qloss = -HHV * 0.05 * MwF / 1000
t1 = 298.15

"funciones hf + ∫T0Ta Cp dT (KJ/KmolK)"

FH2[q] = R * (t3[q] - t1) * (3.249 +  $\frac{0.083 \cdot 10^5}{t1 \cdot t3[q]} + 0.422 \cdot 10^{-3} \cdot t1 \cdot \left(1 + \frac{t3[q]}{t1}\right) + \frac{1}{3} \cdot 0 \cdot t1^2 \cdot \left(1 + \frac{t3[q]}{t1} + \frac{(t3[q])^2}{t1^2}\right)$ )
FCO[q] = -110525 + R * (t3[q] - t1) * (3.376 +  $\frac{-0.031 \cdot 10^5}{t1 \cdot t3[q]} + 0.557 \cdot 10^{-3} \cdot t1 \cdot \left(1 + \frac{t3[q]}{t1}\right) + \frac{1}{3} \cdot 0 \cdot t1^2 \cdot \left(1 + \frac{t3[q]}{t1} + \frac{(t3[q])^2}{t1^2}\right)$ )
FCO2[q] = -393509 + R * (t3[q] - t1) * (5.457 +  $\frac{-1.157 \cdot 10^5}{t1 \cdot t3[q]} + 1.045 \cdot 10^{-3} \cdot t1 \cdot \left(1 + \frac{t3[q]}{t1}\right) + \frac{1}{3} \cdot 0 \cdot t1^2 \cdot \left(1 + \frac{t3[q]}{t1} + \frac{(t3[q])^2}{t1^2}\right)$ )
FH2O[q] = -241818 + R * (t3[q] - t1) * (3.47 +  $\frac{0.121 \cdot 10^5}{t1 \cdot t3[q]} + 1.45 \cdot 10^{-3} \cdot t1 \cdot \left(1 + \frac{t3[q]}{t1}\right) + \frac{1}{3} \cdot 0 \cdot t1^2 \cdot \left(1 + \frac{t3[q]}{t1} + \frac{(t3[q])^2}{t1^2}\right)$ )
FCH4[q] = (-74520 + R * (t3[q] - t1) * (1.702 +  $\frac{0}{t1 \cdot t3[q]} + 9.081 \cdot 10^{-3} \cdot t1 \cdot \left(1 + \frac{t3[q]}{t1}\right) + \frac{1}{3} \cdot (-2.164 \cdot 10^{-6}) \cdot t1^2 \cdot \left(1 + \frac{t3[q]}{t1} + \frac{(t3[q])^2}{t1^2}\right)$ )
FN2[q] = R * (t3[q] - t1) * (3.28 +  $\frac{0.040 \cdot 10^5}{t1 \cdot t3[q]} + 0.593 \cdot 10^{-3} \cdot t1 \cdot \left(1 + \frac{t3[q]}{t1}\right) + \frac{1}{3} \cdot 0 \cdot t1^2 \cdot \left(1 + \frac{t3[q]}{t1} + \frac{(t3[q])^2}{t1^2}\right)$ )

"Constantes de equilibrio K1 y K2"
R = 8.314
K1[r_] = N[Exp[(0.004914 * t3[r]^2 - 42.639 * t3[r] + 41000) / (R * t3[r])]]
K2[r_] = N[Exp[(-0.0086 * t3[r] - 87.74 * t3[r] + 77200) / (R * t3[r])]]

```

c. Simulador de Zona 1 Piro-oxidación parte 3 (Wolfram Mathematica).

```

Clear[q]
t3[0] := 1500
t3[0 - 1] := 0
t3[t2] := t2
q = 3

Solve[{1 == x2 + x3 + x5 + x7, m + 2*w == 2*x1 + 2*x4 + 4*x5, n + w + 2*a == x2 + 2*x3 + x4, 3.76*a == x6, K1[q - 1] == (x1*x3) / (x2*x4), K2[q - 1] == x5 / (x1^2), x5 + x7 == FC / c},
  {x1, x2, x3, x4, x5, x6, x7}]
ta1 = Table[N[%],
x7 = x7 /. ta1[[4, 2]]
x1 = x1 /. ta1[[4, 7]]
x2 = x2 /. ta1[[4, 5]]
x3 = x3 /. ta1[[4, 4]]
x4 = x4 /. ta1[[4, 6]]
x5 = x5 /. ta1[[4, 3]]
x6 = x6 /. ta1[[4, 1]]

Solve[ΔHfuel + 1000*w - 285.83 + Qloss == (x1*FH2[t2] + x2*FCO[t2] + x3*FCO2[t2] + x4*FH2O[t2] + x5*FCH4[t2] + x6*FN2[t2]) + mash*(0.84)*(t2 - 298.15) + x7*(23.4)*(t2 - 298.15), t2]
ta2 = Table[N[%],
Clear[t4, x1, x2, x3, x4, x5, x6, x7, t4]
t4 = t2 /. ta2[[3]]
t3[q] := t3[q] + t4
t3[q]
t3[q - 1]
t3[q - 2]

```

d. Resultados de simulación de Zona 1 Piro-oxidación (parte 1).

Out[1]=

combustible: Rubber Wood

Out[2]=

Proximate Analysis

Out[3]=

fixed carbon (%)

Out[4]=

19.2

Out[5]=

volatile matter (%)

Out[6]=

```
80.1
Out[7]=
ASH content (%)
Out[8]=
0.7
Out[9]=
Ultimate Analysis
Out[10]=
Carbon (%)
Out[11]=
50.6
Out[12]=
Hydrogen (%)
Out[13]=
6.5
Out[14]=
Oxygen (%)
Out[15]=
42.2
Out[16]=
Equivalence ratio
Out[17]=
2.2
Out[18]=
Moisture content (%)
Out[19]=
16
Out[20]=
Higher Heating Value (MJ/Kg)
Out[21]=
```

2.09452×10^7

Out[22]=

Temperatura de alimentacion del aire Ta

Out[23]=

298.15

Out[24]=

298.15

Out[25]=

Propiedades de fuel y reaccion m,n,w,a,MWf

Out[26]=

$\text{CHmOn} + w\text{H}_2\text{O} + a\text{O}_2 + 3.76a\text{N}_2 \Rightarrow x_1\text{H}_2 + x_2\text{CO} + x_3\text{CO}_2 + x_4\text{H}_2\text{O} + x_5\text{CH}_4 + x_6\text{N}_2 + x_7\text{C}$

Out[27]=

1.53082

Out[28]=

0.626107

Out[29]=

23.571

Out[30]=

0.0025098

Out[31]=

0.486205

Out[32]=

mash

Out[33]=

0.164997

Out[34]=

Balance de masa de reaccion de combustion completa

Out[35]=

$\text{CHmOn} + w\text{H}_2\text{O} + n_1\text{O}_2 \Rightarrow \text{CO}_2 + n_2\text{H}_2\text{O}$

Out[36]=

1.06965

Out[37]=

0.767921

Out[38]=

calculo de Hfuel

Out[39]=

-579206.

Out[40]=

462578.

Out[41]=

-116628.

Out[42]=

se asume que la temperatura del aire de alimentacion es 25C

Out[43]=

calculculo de calor perdido Qloss

Out[44]=

-24684.9

Out[45]=

298.15

Out[46]=

funciones hf+ $\int_{T_0}^{T_a} C_p dT$ (KJ/KmolK

Out[47]=

$$R \left(3.249 + 0.125819 (1 + 0.00335402 t_3[q]) + \frac{27.8383}{t_3[q]} \right) (-298.15 + t_3[q])$$

Out[48]=

$$-110525 + R \left(3.376 + 0.16607 (1 + 0.00335402 t_3[q]) - \frac{10.3975}{t_3[q]} \right) (-298.15 + t_3[q])$$

Out[49]=

$$-393509 + R \left(5.457 + 0.311567 (1 + 0.00335402 t_3[q]) - \frac{388.06}{t_3[q]} \right) (-298.15 + t_3[q])$$

Out[50]=

$$-241818 + R \left(3.47 + 0.432317 (1 + 0.00335402 t^3[q]) + \frac{40.5836}{t^3[q]} \right) (-298.15 + t^3[q])$$

Out[51]=

$$-74520 + R (-298.15 + t^3[q]) \left(1.702 + 2.7075 (1 + 0.00335402 t^3[q]) - 0.0641218 (1 + 0.00335402 t^3[q] + 0.0000112494 t^3[q]^2) \right)$$

Out[52]=

$$R \left(3.28 + 0.176803 (1 + 0.00335402 t^3[q]) + \frac{13.4161}{t^3[q]} \right) (-298.15 + t^3[q])$$

Out[53]=

Constantes de equilibrio K1 y K2

Out[54]=

8.314

Out[55]=

$$2.71828 \frac{0.120279 (41000. - 42.639 t^3[x] + 0.004914 t^3[x]^2)}{t^3[x]}$$

Out[56]=

$$2.71828 \frac{0.120279 (77200. - 87.7486 t^3[x])}{t^3[x]}$$

Out[149]=

5

Out[150]=

```
{x6 → 1.82813, x7 → -76.0203, x5 → 76.3997, x3 → 237.859, x2 → -237.238, x4 → -236.878, x1 → 84.8469},
{x6 → 1.82813, x7 → -22.9598, x5 → 23.3392, x3 → -0.00471737, x2 → 0.625271, x4 → 0.985191, x1 → -46.8957},
{x6 → 1.82813, x7 → 0.365629, x5 → 0.0138172, x3 → -0.900851, x2 → 1.5214, x4 → 1.88133, x1 → -1.14104},
{x6 → 1.82813, x7 → 0.379198, x5 → 0.00024902, x3 → 0.366233, x2 → 0.25432, x4 → 0.614241, x1 → 0.153182}}
```

Out[151]=

```
{x6 → 1.82813, x7 → -76.0203, x5 → 76.3997, x3 → 237.859, x2 → -237.238, x4 → -236.878, x1 → 84.8469},
{x6 → 1.82813, x7 → -22.9598, x5 → 23.3392, x3 → -0.00471737, x2 → 0.625271, x4 → 0.985191, x1 → -46.8957},
{x6 → 1.82813, x7 → 0.365629, x5 → 0.0138172, x3 → -0.900851, x2 → 1.5214, x4 → 1.88133, x1 → -1.14104},
{x6 → 1.82813, x7 → 0.379198, x5 → 0.00024902, x3 → 0.366233, x2 → 0.25432, x4 → 0.614241, x1 → 0.153182}}
```

Out[152]=

0.379198

Out[153]=

0.153182

Out[154]=

0.25432

Out[155]=

0.366233

Out[156]=

0.614241

Out[157]=

0.00024902

Out[158]=

1.82813

Out[159]=

$\{\{t_2 \rightarrow -6441.5\}, \{t_2 \rightarrow 1.06235\}, \{t_2 \rightarrow 1545.38\}, \{t_2 \rightarrow 1.42902 \times 10^7\}\}$

Out[160]=

$\{\{t_2 \rightarrow -6441.5\}, \{t_2 \rightarrow 1.06235\}, \{t_2 \rightarrow 1545.38\}, \{t_2 \rightarrow 1.42902 \times 10^7\}\}$

Out[162]=

1545.38

Out[164]=

1545.38

Out[165]=

1545.38

Out[166]=

1545.38

Tabla 20. Condiciones de salida del gas de la sección de piro-oxidación

Condiciones estequiométricas de salida de la Zona 1	
Especie	Moles
x1(H ₂)	0.1532
x2(CO)	0.2543
x3(CO ₂)	0.3662
x4(H ₂ O)	0.6142
x5(CH ₄)	0.0002
x6(N ₂)	1.8281
x7(C)	0.3792

La segunda sección del gasificador consiste en la sección de reducción; de la cual se obtuvieron los siguientes resultados:

Tabla 21. Datos de cálculo de zona de reducción (zona 2).

PMgas (g/mol)	26.69
PM aire (g/mol)	28.85
Flujo de aire de alimentación (L/s)	0.2315
Flujo de cenizas producido (g/s)	0.01944
Flujo de cenizas arrastrado por el gas (g/s)	0.00097
Flujo de cenizas en el recolector del gasificador (g/s)	0.0185

Tabla 22. Resultados de la simulación de reducción (parte 1)

Z(m)	r1 (m)	r2 (m)	Vol (m ³)	Ti (k)	τ	X H ₂ (mol/s)	X CO (mol/s)	X CO ₂ (mol/s)	X H ₂ O (mol/s)	X CH ₄ (mol/s)	X N ₂ (mol/s)	X C (mol/s)
0.00	0.050	0.054	8.44E-05	1,545.4	5.18	0.018	0.030	0.043	0.072	2.91E-05	0.214	0.044
0.01	0.054	0.057	9.67E-05	1,530.6	5.13	0.020	0.032	0.043	0.070	2.89E-05	0.214	0.043
0.02	0.057	0.061	1.10E-04	1,515.5	5.08	0.021	0.034	0.043	0.068	2.86E-05	0.214	0.041
0.04	0.065	0.068	1.38E-04	1,485.2	4.98	0.025	0.037	0.043	0.065	2.80E-05	0.214	0.037
0.05	0.068	0.072	1.54E-04	1,470.3	4.93	0.027	0.039	0.042	0.063	2.78E-05	0.214	0.035
0.06	0.072	0.075	1.70E-04	1,455.6	4.88	0.028	0.041	0.042	0.062	2.75E-05	0.214	0.034
0.07	0.075	0.079	1.88E-04	1,441.2	4.83	0.030	0.043	0.042	0.060	2.73E-05	0.214	0.032
0.08	0.079	0.083	2.06E-04	1,427.3	4.79	0.031	0.045	0.042	0.058	2.71E-05	0.214	0.030
0.09	0.083	0.086	2.25E-04	1,413.7	4.74	0.033	0.046	0.042	0.057	2.69E-05	0.214	0.029

Tabla 23. Resultados de la simulación de reducción (parte 2)

Z(m)	ΔG_{CH_4} (J/mol)	ΔG_{CO_2} (J/mol)	ΔG_{CO} (J/mol)	ΔG_{H_2O} (J/mol)	$C_p N_2$ (J/molK)	$C_p CO_2$ (J/molK)	$C_p CO$ (J/ molK)	$C_p CH_4$ (J/molK)	$C_p H_2O$ (J/ molK)	$C_p H_2$ (J/molK)
0.00	7.85E+04	-3.96E+05	-2.47E+05	-1.62E+05	31.89	51.29	32.28	66.12	40.18	30.40
0.01	7.68E+04	-3.96E+05	-2.46E+05	-1.63E+05	31.85	51.21	32.25	65.87	40.09	30.37
0.02	7.51E+04	-3.96E+05	-2.44E+05	-1.64E+05	31.81	51.12	32.21	65.60	40.00	30.35
0.04	7.17E+04	-3.96E+05	-2.42E+05	-1.66E+05	31.74	50.94	32.14	65.05	39.83	30.30
0.05	7.00E+04	-3.96E+05	-2.41E+05	-1.67E+05	31.71	50.86	32.10	64.78	39.74	30.27
0.06	6.84E+04	-3.96E+05	-2.39E+05	-1.68E+05	31.67	50.77	32.07	64.51	39.65	30.25
0.07	6.68E+04	-3.96E+05	-2.38E+05	-1.68E+05	31.64	50.69	32.04	64.24	39.57	30.22
0.08	6.52E+04	-3.96E+05	-2.37E+05	-1.69E+05	31.60	50.60	32.00	63.98	39.49	30.20
0.09	6.37E+04	-3.96E+05	-2.36E+05	-1.70E+05	31.57	50.52	31.97	63.73	39.41	30.18

Tabla 24. Resultados de la simulación de reducción (parte 3)

Z(m)	r1 (m)	r2 (m)	Vol (m ³)	Ti (k)	τ	X H ₂ (mol/s)	X CO (mol/s)	X CO ₂ (mol/s)	X H ₂ O (mol/s)	X CH ₄ (mol/s)	X N ₂ (mol/s)	X C (mol/s)
0.10	0.086	0.090	2.45E-04	1,400.5	4.70	0.034	0.048	0.042	0.055	2.67E-05	0.214	0.027
0.11	0.090	0.094	2.65E-04	1,387.8	4.65	0.036	0.050	0.042	0.054	2.66E-05	0.214	0.025
0.12	0.094	0.097	2.87E-04	1,375.5	4.61	0.037	0.051	0.042	0.053	2.65E-05	0.214	0.024
0.13	0.097	0.101	3.09E-04	1,363.6	4.57	0.038	0.053	0.042	0.052	2.64E-05	0.214	0.023
0.14	0.101	0.105	3.32E-04	1,352.2	4.54	0.040	0.054	0.041	0.050	2.63E-05	0.214	0.021
0.15	0.105	0.108	3.56E-04	1,341.1	4.50	0.041	0.056	0.041	0.049	2.63E-05	0.214	0.020
0.16	0.108	0.112	3.81E-04	1,330.5	4.46	0.042	0.057	0.041	0.048	2.63E-05	0.214	0.019
0.17	0.112	0.116	4.06E-04	1,320.2	4.43	0.043	0.058	0.041	0.047	2.63E-05	0.214	0.018
0.18	0.116	0.119	4.33E-04	1,310.3	4.39	0.044	0.060	0.041	0.046	2.64E-05	0.214	0.016
0.19	0.119	0.123	4.60E-04	1,300.7	4.36	0.045	0.061	0.041	0.045	2.65E-05	0.214	0.015
0.20	0.123	0.126	4.88E-04	1,291.5	4.33	0.046	0.062	0.041	0.044	2.67E-05	0.214	0.014

Tabla 25. Resultados de la simulación de reducción (parte 4)

Z(m)	ΔG_{CH_4} (J/mol)	ΔG_{CO_2} (J/mol)	ΔG_{CO} (J/mol)	ΔG_{H_2O} (J/mol)	$C_p N_2$ (J/molK)	$C_p CO_2$ (J/molK)	$C_p CO$ (J/ molK)	$C_p CH_4$ (J/molK)	$C_p H_2O$ (J/ molK)	$C_p H_2$ (J/molK)
0.10	6.22E+04	-3.96E+05	-2.34E+05	-1.71E+05	31.54	50.45	31.94	63.47	39.33	30.16
0.11	6.08E+04	-3.96E+05	-2.33E+05	-1.71E+05	31.51	50.37	31.91	63.23	39.26	30.14
0.12	5.95E+04	-3.96E+05	-2.32E+05	-1.72E+05	31.48	50.29	31.88	62.99	39.18	30.12
0.13	5.82E+04	-3.96E+05	-2.31E+05	-1.73E+05	31.45	50.22	31.85	62.76	39.11	30.10
0.14	5.69E+04	-3.96E+05	-2.30E+05	-1.73E+05	31.42	50.15	31.83	62.53	39.05	30.08
0.15	5.57E+04	-3.96E+05	-2.29E+05	-1.74E+05	31.39	50.09	31.80	62.32	38.98	30.06
0.16	5.45E+04	-3.96E+05	-2.28E+05	-1.75E+05	31.37	50.02	31.77	62.10	38.92	30.04
0.17	5.34E+04	-3.96E+05	-2.27E+05	-1.75E+05	31.34	49.96	31.75	61.90	38.86	30.03
0.18	5.23E+04	-3.96E+05	-2.27E+05	-1.76E+05	31.32	49.89	31.73	61.70	38.80	30.01
0.19	5.13E+04	-3.96E+05	-2.26E+05	-1.76E+05	31.30	49.83	31.70	61.50	38.75	29.99
0.20	5.03E+04	-3.96E+05	-2.25E+05	-1.77E+05	31.27	49.78	31.68	61.31	38.69	29.98

Tabla 26. Resultados de la simulación de reducción (parte 5)

Z(m)	r1 (m)	r2 (m)	Vol (m ³)	Ti (k)	τ	X H ₂ (mol/s)	X CO (mol/s)	X CO ₂ (mol/s)	X H ₂ O (mol/s)	X CH ₄ (mol/s)	X N ₂ (mol/s)	X C (mol/s)
0.21	0.126	0.13	5.17E-04	1,282.6	4.30	0.047	0.063	0.041	0.043	2.68E-05	0.214	0.013
0.22	0.130	0.134	5.47E-04	1,273.9	4.27	0.048	0.064	0.040	0.042	2.71E-05	0.214	0.012
0.23	0.134	0.137	5.77E-04	1,265.6	4.24	0.048	0.065	0.040	0.041	2.73E-05	0.214	0.011
0.24	0.137	0.141	6.09E-04	1,257.5	4.22	0.049	0.066	0.040	0.041	2.76E-05	0.214	0.010
0.25	0.141	0.145	6.41E-04	1,249.7	4.19	0.050	0.067	0.040	0.040	2.80E-05	0.214	0.010
0.26	0.145	0.148	6.74E-04	1,242.2	4.17	0.051	0.068	0.040	0.039	2.83E-05	0.214	0.009
0.27	0.148	0.152	7.08E-04	1,234.8	4.14	0.051	0.069	0.040	0.039	2.87E-05	0.214	0.008
0.28	0.152	0.156	7.42E-04	1,227.7	4.12	0.052	0.070	0.040	0.038	2.92E-05	0.214	0.007
0.29	0.156	0.159	7.78E-04	1,220.8	4.09	0.053	0.071	0.040	0.037	2.97E-05	0.214	0.006

Tabla 27. Resultados de la simulación de reducción (parte 6)

Z(m)	ΔG_{CH_4} (J/mol)	ΔG_{CO_2} (J/mol)	ΔG_{CO} (J/mol)	ΔG_{H_2O} (J/mol)	CpN ₂ (J/molK)	CpCO ₂ (J/molK)	CpCO(J/ molK)	CpCH ₄ (J/molK)	CpH ₂ O(J/ molK)	CpH ₂ (J/molK)
0.21	4.93E+04	-3.96E+05	-2.24E+05	-1.77E+05	31.25	49.72	31.66	61.13	38.64	29.97
0.22	4.83E+04	-3.96E+05	-2.23E+05	-1.78E+05	31.23	49.67	31.64	60.95	38.59	29.95
0.23	4.74E+04	-3.96E+05	-2.23E+05	-1.78E+05	31.21	49.61	31.62	60.78	38.54	29.94
0.24	4.66E+04	-3.96E+05	-2.22E+05	-1.79E+05	31.19	49.56	31.60	60.61	38.49	29.93
0.25	4.57E+04	-3.96E+05	-2.21E+05	-1.79E+05	31.17	49.51	31.58	60.45	38.45	29.91
0.26	4.49E+04	-3.96E+05	-2.21E+05	-1.80E+05	31.16	49.46	31.56	60.29	38.41	29.90
0.27	4.41E+04	-3.96E+05	-2.20E+05	-1.80E+05	31.14	49.42	31.55	60.13	38.36	29.89
0.28	4.33E+04	-3.96E+05	-2.19E+05	-1.80E+05	31.12	49.37	31.53	59.98	38.32	29.88
0.29	4.26E+04	-3.96E+05	-2.19E+05	-1.81E+05	31.11	49.33	31.51	59.84	38.28	29.87

Tabla 28. Resultados de la simulación de reducción (parte 7)

Z(m)	r1 (m)	r2 (m)	Vol (m ³)	Ti (k)	τ	X H ₂ (mol/s)	X CO (mol/s)	X CO ₂ (mol/s)	X H ₂ O (mol/s)	X CH ₄ (mol/s)	X N ₂ (mol/s)	X C (mol/s)
0.30	0.159	0.163	8.14E-04	1,214.1	4.07	0.053	0.072	0.039	0.037	3.03E-05	0.214	0.006
0.31	0.163	0.166	0.0009	1,207.65	4.05	0.054	0.073	0.039	0.036	0.0000	0.214	0.005
0.32	0.166	0.170	0.0009	1,201.34	4.03	0.054	0.074	0.039	0.035	0.0000	0.214	0.004
0.33	0.170	0.174	0.0009	1,195.20	4.01	0.055	0.074	0.039	0.035	0.0000	0.214	0.004
0.34	0.174	0.177	0.0010	1,189.23	3.99	0.055	0.075	0.039	0.034	0.0000	0.214	0.003
0.35	0.177	0.181	0.0010	1,183.43	3.97	0.056	0.076	0.039	0.034	0.0000	0.214	0.002
0.36	0.181	0.185	0.0011	1,177.78	3.95	0.056	0.077	0.039	0.033	0.0000	0.214	0.002
0.37	0.185	0.188	0.0011	1,172.27	3.93	0.057	0.077	0.039	0.033	0.0000	0.214	0.001
0.38	0.188	0.192	0.0011	1,166.91	3.91	0.057	0.078	0.038	0.032	0.0000	0.214	0.000
0.39	0.192	0.196	0.0012	1,161.68	3.90	0.058	0.079	0.038	0.032	0.0000	0.214	-0.000
0.40	0.196	0.199	0.0012	1,156.58	3.88	0.058	0.079	0.038	0.032	0.0000	0.214	-0.001

Tabla 29. Resultados de la simulación de reducción (parte 8)

Z(m)	ΔG_{CH_4} (J/mol)	ΔG_{CO_2} (J/mol)	ΔG_{CO} (J/mol)	ΔG_{H_2O} (J/mol)	$C_p N_2$ (J/molK)	$C_p CO_2$ (J/molK)	$C_p CO$ (J/molK)	$C_p CH_4$ (J/molK)	$C_p H_2O$ (J/molK)	$C_p H_2$ (J/molK)
0.30	4.19E+04	-3.96E+05	-2.18E+05	-1.81E+05	31.09	49.28	31.50	59.69	38.24	29.86
0.31	4.12E+04	-3.96E+05	-2.18E+05	-1.81E+05	31.07	49.24	31.48	59.56	38.21	29.85
0.32	4.05E+04	-3.96E+05	-2.17E+05	-1.82E+05	31.06	49.20	31.47	59.42	38.17	29.84
0.33	3.98E+04	-3.96E+05	-2.17E+05	-1.82E+05	31.04	49.16	31.45	59.29	38.13	29.83
0.34	3.92E+04	-3.96E+05	-2.16E+05	-1.82E+05	31.03	49.12	31.44	59.16	38.10	29.82
0.35	3.86E+04	-3.96E+05	-2.16E+05	-1.83E+05	31.02	49.08	31.43	59.03	38.07	29.81
0.36	3.80E+04	-3.96E+05	-2.15E+05	-1.83E+05	31.00	49.04	31.41	58.91	38.03	29.80
0.37	3.74E+04	-3.96E+05	-2.15E+05	-1.83E+05	30.99	49.00	31.40	58.79	38.00	29.79
0.38	3.68E+04	-3.96E+05	-2.14E+05	-1.84E+05	30.98	48.97	31.39	58.67	37.97	29.78
0.39	3.62E+04	-3.96E+05	-2.14E+05	-1.84E+05	30.96	48.93	31.37	58.56	37.94	29.77
0.40	3.57E+04	-3.96E+05	-2.13E+05	-1.84E+05	30.95	48.90	31.36	58.44	37.91	29.76

Tabla 30. Resultados de la simulación de reducción (parte 9)

Z (m)	CO ₂ %mol	CO% mol	H ₂ O %mol	H ₂ %mol	CH ₄ %mol	N ₂ % mol	k1	k2	k3	k4
0.00	0.11	0.08	0.19	0.05	7.74E-05	0.57	2,234.10	780.55	2.09E-03	373,957.91
0.01	0.11	0.08	0.19	0.05	7.63E-05	0.57	1,969.14	703.10	2.25E-03	313,116.79
0.02	0.11	0.09	0.18	0.06	7.52E-05	0.56	1,725.50	630.51	2.42E-03	260,259.78
0.03	0.11	0.09	0.17	0.06	7.42E-05	0.56	1,505.51	563.58	2.62E-03	215,199.64
0.04	0.11	0.10	0.17	0.06	7.31E-05	0.56	1,309.72	502.69	2.83E-03	177,346.85
0.05	0.11	0.10	0.16	0.07	7.21E-05	0.55	1,137.42	447.85	3.07E-03	145,898.30
0.06	0.11	0.11	0.16	0.07	7.11E-05	0.55	987.05	398.84	3.32E-03	119,978.50
0.07	0.11	0.11	0.15	0.08	7.02E-05	0.55	856.65	355.30	3.60E-03	98,731.62
0.08	0.11	0.11	0.15	0.08	6.94E-05	0.55	744.04	316.77	3.89E-03	81,373.85
0.09	0.11	0.12	0.15	0.08	6.86E-05	0.55	647.05	282.76	4.21E-03	67,217.32
0.10	0.11	0.12	0.14	0.09	6.79E-05	0.54	563.66	252.78	4.54E-03	55,675.74
0.11	0.11	0.13	0.14	0.09	6.73E-05	0.54	491.99	226.38	4.89E-03	46,259.54
0.12	0.10	0.13	0.13	0.09	6.67E-05	0.54	430.38	203.13	5.27E-03	38,565.70
0.13	0.10	0.13	0.13	0.10	6.63E-05	0.54	377.38	182.63	5.66E-03	32,265.68
0.14	0.10	0.14	0.13	0.10	6.59E-05	0.54	331.72	164.55	6.07E-03	27,093.52
0.15	0.10	0.14	0.12	0.10	6.56E-05	0.53	292.31	148.57	6.51E-03	22,834.70
0.16	0.10	0.14	0.12	0.10	6.55E-05	0.53	258.25	134.43	6.96E-03	19,316.73
0.17	0.10	0.14	0.12	0.11	6.54E-05	0.53	228.73	121.90	7.43E-03	16,400.92
0.18	0.10	0.15	0.11	0.11	6.53E-05	0.53	203.09	110.77	7.93E-03	13,975.79
0.19	0.10	0.15	0.11	0.11	6.54E-05	0.53	180.78	100.87	8.44E-03	11,951.64

Tabla 31. Resultados de la simulación de reducción (parte 10)

Z (m)	r1 mol/m ³ s	r2 mol/m ³ s	r3 mol/m ³ s	r4 mol/m ³ s	RCO ₂ mol/l/m ³ s	RCO mol/m ³ s	RH ₂ Omol/m ³ s	RH ₂ mol/m ³ s	RCH ₄ mol/m ³ s	RN ₂ mol/m ³ s	Rc mol/m ³ s	ΔH (J)
0.00	0.94	20.4742	-3.2E-03	6.30E-06	-0.94	22.36	-20.47	20.48	-3.23E-03	0	-21.41	-19,490.7
0.01	0.88	18.0830	-2.9E-03	5.87E-06	-0.88	19.84	-18.08	18.09	-2.86E-03	0	-18.96	-19,490.7
0.02	0.82	15.9161	-2.5E-03	5.45E-06	-0.82	17.56	-15.92	15.92	-2.51E-03	0	-16.73	-19,490.7
0.03	0.77	13.9771	-2.2E-03	5.06E-06	-0.77	15.51	-13.98	13.98	-2.18E-03	0	-14.74	-19,490.7
0.04	0.71	12.2592	-1.9E-03	4.69E-06	-0.71	13.69	-12.26	12.26	-1.88E-03	0	-12.97	-19,490.7
0.05	0.66	10.7483	-1.6E-03	4.35E-06	-0.66	12.08	-10.75	10.75	-1.61E-03	0	-11.41	-19,490.7
0.06	0.62	9.4266	-1.4E-03	4.04E-06	-0.62	10.66	-9.43	9.43	-1.36E-03	0	-10.04	-19,490.7
0.07	0.58	8.2748	-1.1E-03	3.76E-06	-0.58	9.43	-8.27	8.28	-1.13E-03	0	-8.85	-19,490.7
0.08	0.54	7.2734	-9.3E-04	3.50E-06	-0.54	8.35	-7.27	7.28	-9.32E-04	0	-7.81	-19,490.7
0.09	0.50	6.4038	-7.5E-04	3.26E-06	-0.50	7.41	-6.40	6.41	-7.49E-04	0	-6.91	-19,490.7

Tabla 32. Resultados de la simulación de reducción (parte 11)

Z (m)	r1 mol/m ³ s	r2 mol/m ³ s	r3 mol/m ³ s	r4 mol/m ³ s	RCO ₂ mol/l/m ³ s	RCO mol/m ³ s	RH ₂ Omol/m ³ s	RH ₂ mol/m ³ s	RCH ₄ mol/m ³ s	RN ₂ mol/m ³ s	Rc mol/m ³ s	ΔH (J)
0.10	0.47	5.6491	-5.8E-04	3.04E-06	-0.47	6.59	-5.65	5.65	-5.86E-04	0	-6.12	-19,490.7
0.11	0.44	4.9938	-4.4E-04	2.85E-06	-0.44	5.87	-4.99	4.99	-4.39E-04	0	-5.43	-19,490.7
0.12	0.41	4.4244	-3.0E-04	2.67E-06	-0.41	5.25	-4.42	4.42	-3.07E-04	0	-4.84	-19,490.7
0.13	0.39	3.9290	-1.9E-04	2.51E-06	-0.39	4.70	-3.93	3.93	-1.89E-04	0	-4.31	-19,490.7
0.14	0.36	3.4973	-8.0E-05	2.37E-06	-0.36	4.22	-3.50	3.50	-8.20E-05	0	-3.86	-19,490.7
0.15	0.34	3.1204	1.6E-05	2.24E-06	-0.34	3.80	-3.12	3.12	1.38E-05	0	-3.46	-19,490.7
0.16	0.32	2.7907	1.0E-04	2.12E-06	-0.32	3.43	-2.79	2.79	1.00E-04	0	-3.11	-19,490.7
0.17	0.30	2.5017	1.8E-04	2.01E-06	-0.30	3.11	-2.50	2.50	1.78E-04	0	-2.80	-19,490.7
0.18	0.29	2.2478	2.5E-04	1.91E-06	-0.29	2.82	-2.25	2.25	2.48E-04	0	-2.53	-19,490.7
0.19	0.27	2.0242	3.1E-04	1.82E-06	-0.27	2.56	-2.02	2.02	3.12E-04	0	-2.29	-19,490.7

Tabla 33. Resultados de la simulación de reducción (parte 12)

Z (m)	CO ₂ %mol	CO %mol	H ₂ O %mol	H ₂ %mol	CH ₄ %mol	N ₂ %mol	k1	k2	k3	k4
0.20	0.10	0.15	0.11	0.11	6.56E-05	0.53	161.31	92.03	8.97E-03	10,256.18
0.21	0.10	0.15	0.11	0.11	6.59E-05	0.53	144.28	84.14	9.53E-03	8,831.02
0.22	0.10	0.16	0.10	0.12	6.63E-05	0.52	129.34	77.07	1.01E-02	7,628.89
0.23	0.10	0.16	0.10	0.12	6.67E-05	0.52	116.21	70.72	1.07E-02	6,611.38
0.24	0.10	0.16	0.10	0.12	6.73E-05	0.52	104.65	65.02	1.13E-02	5,747.25
0.25	0.10	0.16	0.10	0.12	6.80E-05	0.52	94.43	59.88	1.19E-02	5,010.95
0.26	0.10	0.17	0.10	0.12	6.88E-05	0.52	85.39	55.24	1.26E-02	4,381.54
0.27	0.10	0.17	0.09	0.12	6.96E-05	0.52	77.36	51.04	1.33E-02	3,841.84
0.28	0.10	0.17	0.09	0.13	7.06E-05	0.52	70.23	47.24	1.40E-02	3,377.65
0.29	0.10	0.17	0.09	0.13	7.17E-05	0.52	63.87	43.78	1.47E-02	2,977.23
0.30	0.09	0.17	0.09	0.13	7.29E-05	0.52	58.19	40.64	1.54E-02	2,630.82

Tabla 34. Resultados de la simulación de reducción (parte 13)

Z (m)	CO ₂ %mol	CO% mol	H ₂ O %mol	H ₂ %mol	CH ₄ %mol	N ₂ % mol	k1	k2	k3	k4
0.31	0.09	0.17	0.09	0.13	7.42E-05	0.51	53.10	37.78	1.62E-02	2,330.32
0.32	0.09	0.18	0.09	0.13	7.56E-05	0.51	48.54	35.16	1.70E-02	2,068.95
0.33	0.09	0.18	0.08	0.13	7.71E-05	0.51	44.45	32.78	1.78E-02	1,841.01
0.34	0.09	0.18	0.08	0.13	7.87E-05	0.51	40.76	30.59	1.86E-02	1,641.73
0.35	0.09	0.18	0.08	0.13	8.04E-05	0.51	37.44	28.58	1.95E-02	1,467.09
0.36	0.09	0.18	0.08	0.13	8.22E-05	0.51	34.44	26.74	2.04E-02	1,313.69
0.37	0.09	0.18	0.08	0.14	8.42E-05	0.51	31.72	25.04	2.12E-02	1,178.62
0.38	0.09	0.19	0.08	0.14	8.62E-05	0.51	29.26	23.48	2.22E-02	1,059.45
0.39	0.09	0.19	0.08	0.14	8.84E-05	0.51	27.03	22.04	2.31E-02	954.08
0.40	0.09	0.19	0.07	0.14	9.07E-05	0.51	24.99	20.71	2.41E-02	860.71

Tabla 35. Resultados de la simulación de reducción (parte 14)

Z (m)	r1 mol/m ³ s	r2 mol/m ³ s	r3 mol/m ³ s	r4 mol/m ³ s	RCO ₂ mol/l/m ³ s	RCO mol/m ³ s	RH ₂ O mol/m ³ s	RH ₂ mol/m ³ s	RCH ₄ mol/m ³ s	RN ₂ mol/m ³ s	Rc mol/m ³ s	ΔH (J)
0.20	0.25	1.8269	3.7E-04	1.74E-06	-0.25	2.34	-1.83	1.83	3.70E-04	0	-2.08	-19,490.7
0.21	0.24	1.6523	4.2E-04	1.67E-06	-0.24	2.13	-1.65	1.65	4.22E-04	0	-1.89	-19,490.7
0.22	0.23	1.4975	4.7E-04	1.61E-06	-0.23	1.95	-1.50	1.50	4.69E-04	0	-1.73	-19,490.7
0.23	0.22	1.3600	5.1E-04	1.55E-06	-0.22	1.79	-1.36	1.36	5.12E-04	0	-1.58	-19,490.7
0.24	0.21	1.2375	5.5E-04	1.49E-06	-0.21	1.65	-1.24	1.24	5.51E-04	0	-1.44	-19,490.7
0.25	0.20	1.1282	5.9E-04	1.44E-06	-0.20	1.52	-1.13	1.13	5.87E-04	0	-1.32	-19,490.7
0.26	0.19	1.0304	6.2E-04	1.40E-06	-0.19	1.40	-1.03	1.03	6.19E-04	0	-1.22	-19,490.7
0.27	0.18	0.9428	6.5E-04	1.36E-06	-0.18	1.30	-0.94	0.94	6.49E-04	0	-1.12	-19,490.7
0.28	0.17	0.8640	6.8E-04	1.32E-06	-0.17	1.20	-0.86	0.86	6.76E-04	0	-1.03	-19,490.7
0.29	0.16	0.7932	7.0E-04	1.28E-06	-0.16	1.11	-0.79	0.79	7.00E-04	0	-0.95	-19,490.7
0.30	0.15	0.7293	7.2E-04	1.25E-06	-0.15	1.04	-0.73	0.73	7.23E-04	0	-0.88	-19,490.7
0.31	0.15	0.6716	7.4E-04	1.22E-06	-0.15	0.96	-0.67	0.67	7.43E-04	0	-0.82	-19,490.7
0.32	0.14	0.6193	7.6E-04	1.20E-06	-0.14	0.90	-0.62	0.62	7.62E-04	0	-0.76	-19,490.7
0.33	0.13	0.5720	7.8E-04	1.17E-06	-0.13	0.84	-0.57	0.57	7.79E-04	0	-0.71	-19,490.7
0.34	0.13	0.5289	8.0E-04	1.15E-06	-0.13	0.79	-0.53	0.53	7.95E-04	0	-0.66	-19,490.7
0.35	0.12	0.4898	8.1E-04	1.13E-06	-0.12	0.74	-0.49	0.49	8.09E-04	0	-0.61	-19,490.7
0.36	0.12	0.4541	8.2E-04	1.11E-06	-0.12	0.69	-0.45	0.45	8.22E-04	0	-0.57	-19,490.7
0.37	0.11	0.4216	8.3E-04	1.09E-06	-0.11	0.65	-0.42	0.42	8.34E-04	0	-0.54	-19,490.7
0.38	0.11	0.3918	8.5E-04	1.07E-06	-0.11	0.61	-0.39	0.39	8.45E-04	0	-0.50	-19,490.7
0.39	0.10	0.3646	8.6E-04	1.05E-06	-0.10	0.57	-0.36	0.36	8.55E-04	0	-0.47	-19,490.7
0.40	0.10	0.3396	8.6E-04	1.04E-06	-0.10	0.54	-0.34	0.34	8.63E-04	0	-0.44	-19,490.7

Tabla 36. Condiciones de salida del gas de la zona de reducción.

Z	CO ₂	CO	H ₂ O	H ₂	CH ₄	N ₂	T inicial (K)
0.38	9.18%	18.44%	7.83%	13.56%	0.01%	50.97%	1,172.27

Tabla 37. Dimensiones del gasificador (ver Figura No. 9, pág. 33)

D	0.90 M
L	1.10 M
Z1	0.75 M
DT	0.10 M
DF	0.377 M
Z	0.38 M
Θ	20° Grados

2. Ciclón.

Tabla 38. Condiciones de operación del ciclón

Vi(m/s)	22	Vsc (m/s)	5.06E-04
Área (m ²)	2.26E-03	L (m)	0.39
Flujo másico del gas (g/s)	10.56	KL	0.09
Flujo de gas (mol/s)	0.42	VR	3.52E-03
Flujo volumétrico (m ³ /s) Q	0.05	Kc	0.67
PM gas (kg/kmol)	25.17	Ka	0.50
μ(kg/ms)	4.28E-05	Kb	0.20
ρ gas (kg/m ³)	0.212	G	537.51
ρ partículas(kg/m ³)	1,500.00	N	0.26
W (m/s)	2.65	NH	6.00

Tabla 39. Condiciones de diseño

V suspensión (m/s)	50.93	
Condición L < H-S		
	0.39	0.52
Vi/Vs	0.43 < 1.35	
No hay resuspensión		

Tabla 40. Eficiencia fraccional y eficiencia total del ciclón.

Diámetro de partícula (micras)	Diámetro Promedio (m)	mi (%)	Tiempo de relajación (s)	Ni	ni X mi
5 - 10	7.50E-06	30	1.10E-04	8.74E-01	2.62E+01
10 - 30	2.00E-05	30	7.80E-04	9.89E-01	2.97E+01
30 - 50	4.00E-05	25	3.12E-03	1.00E+00	2.50E+01
50 - 70	6.00E-05	10	7.02E-03	1.00E+00	1.00E+01
70 - 100	8.50E-05	5	1.41E-02	1.00E+00	5.00E+00
				Eficiencia (%)	95.88

Tabla 41. Dimensiones del ciclón.

Dc (m)	0.15
a (m)	0.08
b (m)	0.03
S (m)	0.08
Ds (m)	0.08
h (m)	0.23
H (m)	0.60
Z (m)	0.38
B (m)	0.06

3. Intercambiador.

Tabla 42. Balances de energía del intercambiador de calor.

Balance parte gaseosa		Balance parte líquida	
Flujo molar (mol/s)	0.420	Flujo molar (mol/s)	27.75
Tentrada (K)	1,172.27	T entrada (K)	298.15
T salida (K)	353.15	T salida (K)	303.62
T	0.30	τ	1.02
Q (J)	-11,444.14	Q (J)	11,444.14
PMgas (g/mol)	25.17	PM H2O (g/mol)	18.01
T media (K)	762.71	T media (K)	300.88

Tabla 43. Datos de tubos de intercambiador de calor de concha y tubo.

Tubos 3/4 BWG 16 (in)	Pulgadas
Espesor (m)	0.001651 (0.065")
Din (m)	0.012573 (0.495")
Dout (m)	0.015875(0.625")

Tabla 44. Datos de diseño de intercambiador.

ΔT_a (°C)	868.65	D coraza (m)	0.19
ΔT_b (°C)	55.00	D coraza (in)	7.40
LMTD (°C)	294.84	Área libre coraza (m ²)	0.02
μG (Kg/ms)	3.14E-05	Diámetro equivalente (m)	0.17
μL (Kg/ms)	9.37E-04	Pr gas	0.45
C _{pgas} (J/KgK)	1,325.42	Pr agua	6.33
C _{pagua} (J/KgK)	4,188.29	RE gas	34,084.61
K _g (W/mK)	0.093	RE agua	4,042.02
K _L (W/mK)	0.620	Nu gas	76.32
ρ gas (Kg/m ³)	0.30	Nu agua	36.95
ρ agua (Kg/m ³)	1,000.00	h gas (W/m ² C)	565.99
Q _g (m ³ /s)	0.0357	h agua (W/m ² C)	1,443.42
Q _{agua} (m ³ /s)	5.0E-04	do*ln(do/di)/2k (W/m ² C)	2.23E-05
Vel. g (m/s)	287.16	1/Uo (m ² C/W)	2.48E-03
Vel. agua (m/s)	0.0226	Uo (W/m ² C)	402.91
k cobre (W/mK)	83.00	A teórica (m ²)	0.10
Área total tubos (m ²)	0.0055	A real (m ²)	0.11
Área coraza (m ²)	0.0277	L total (m ²)	2.12
Flujo de condensado (g/s)	10.67	L tubos (m)	0.30

Tabla 45. Especificaciones del intercambiador de calor.

Diámetro coraza (m)	0.1905 (7.5")
Material	Cobre
Área de transferencia (m ²)	0.11
Numero de tubos	7
Largo de los tubos (m)	0.300
U global (W/m ² C)	402.91

Tabla 46. Costo de equipo

Equipo	Costos de equipos (\$)
Gasificador	\$ 9,546.00
Ciclón	\$ 937.00
Intercambiador	\$ 1,553.00
Bomba	\$ 1,119.00
Ventilador	\$ 1,015.00

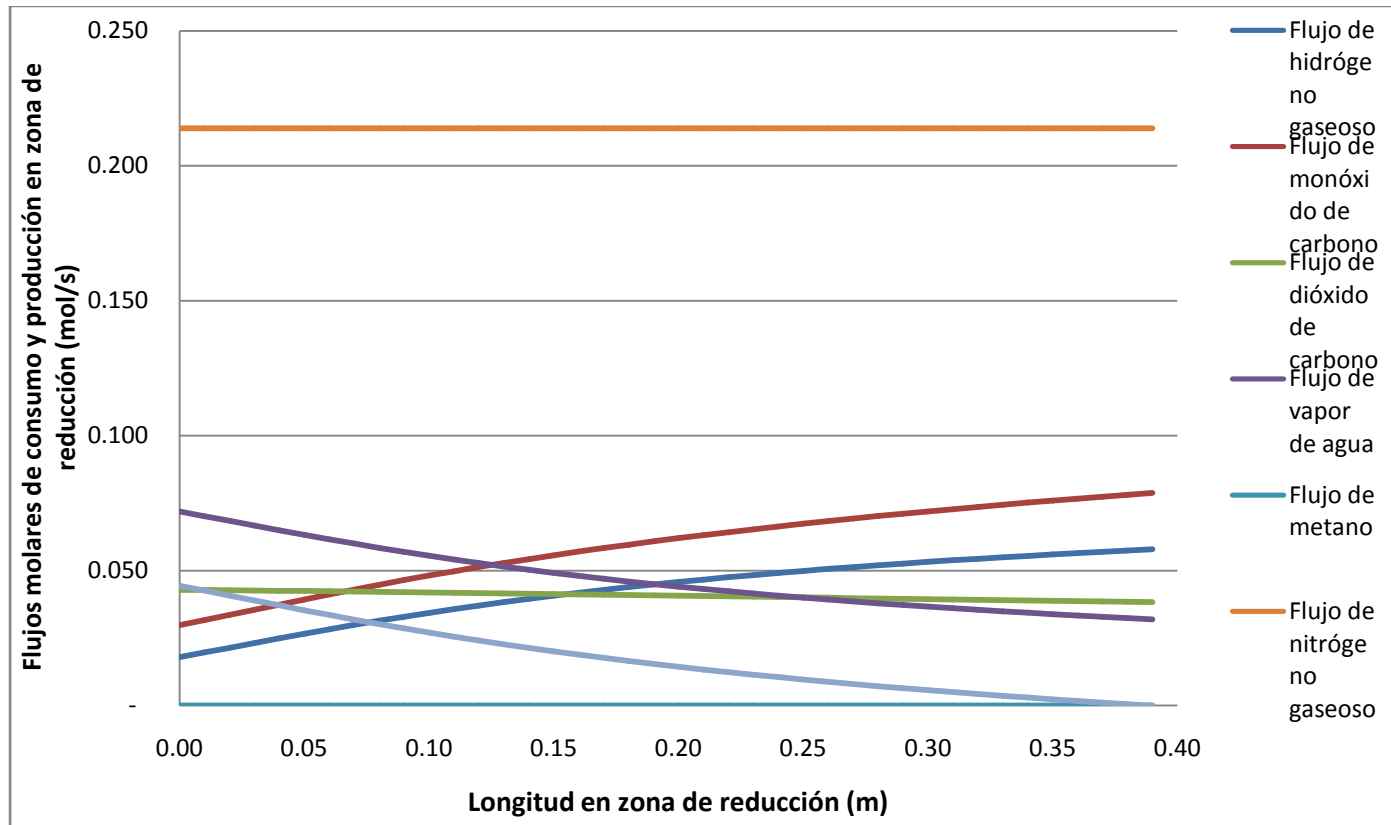
Tabla 47. Especificaciones de equipo secundario

Equipo	Especificaciones
Bomba centrífuga	2" x 1 ½" x 4", 0.5 HP 1 110/220V 3500RPM
Soplador	Relación de diámetros(1 Ø / 3 Ø), 100 - 440 V, 0.2 - 3.7 KW

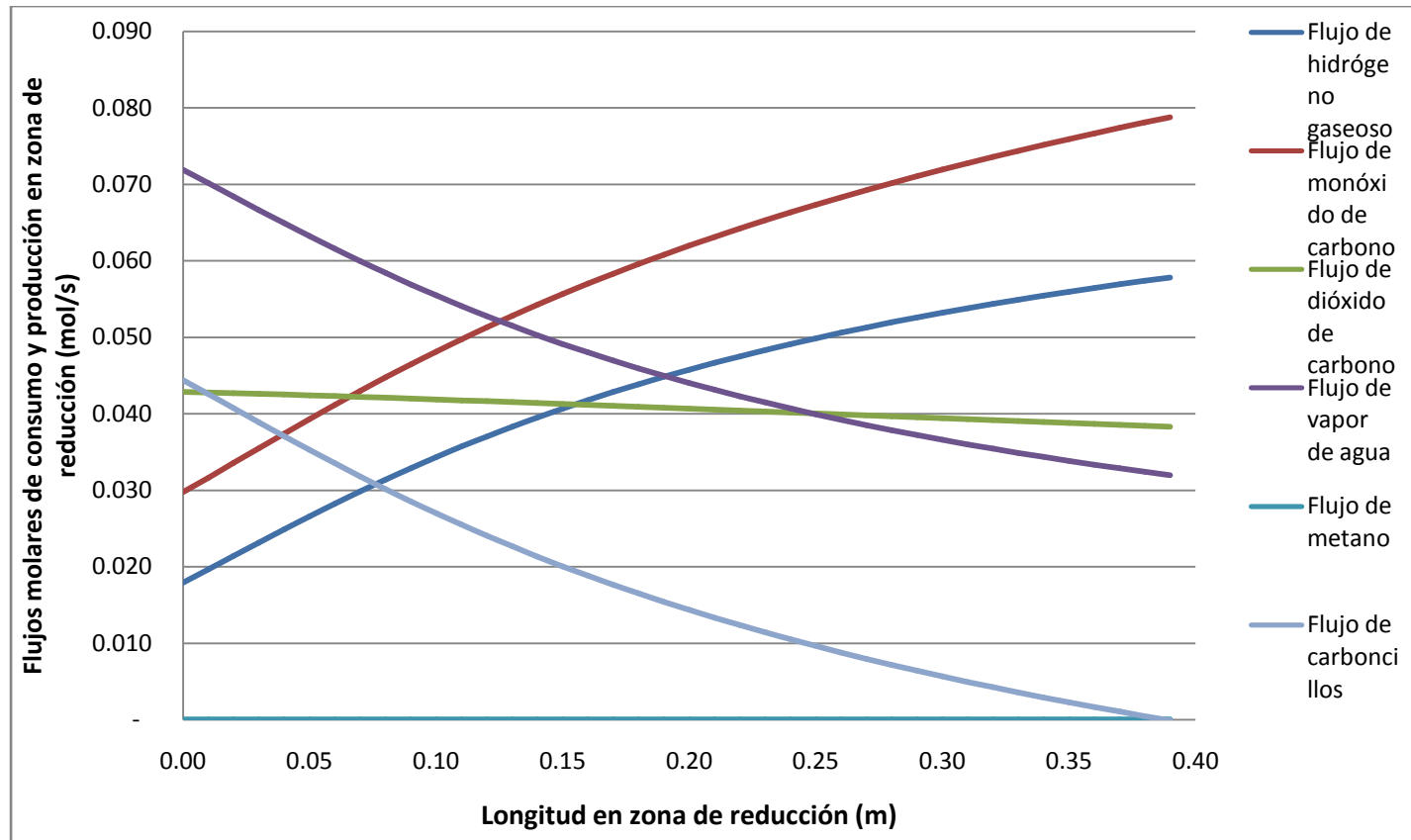
Tabla 48. Capital de inversión aproximado.

Equipo	100.00%	Q 113,218.30
Instalación	45.00%	Q 50,948.24
Instrumentación	13.00%	Q 14,718.38
Instalación tubería	16.00%	Q 18,114.93
Instalación eléctrica	10.00%	Q 11,321.83
Infraestructura	25.00%	Q 28,304.58
Preparación de terreno	13.00%	Q 14,718.38
Supervisión (Ingeniería)	33.00%	Q 37,362.04
Construcción	29.00%	Q 32,833.31
Contingencias	10.00%	Q 11,321.83
Inversión total (Tipo de cambio de referencia Q7.99 /1\$ 15/08/2010)		Q 332,861.80

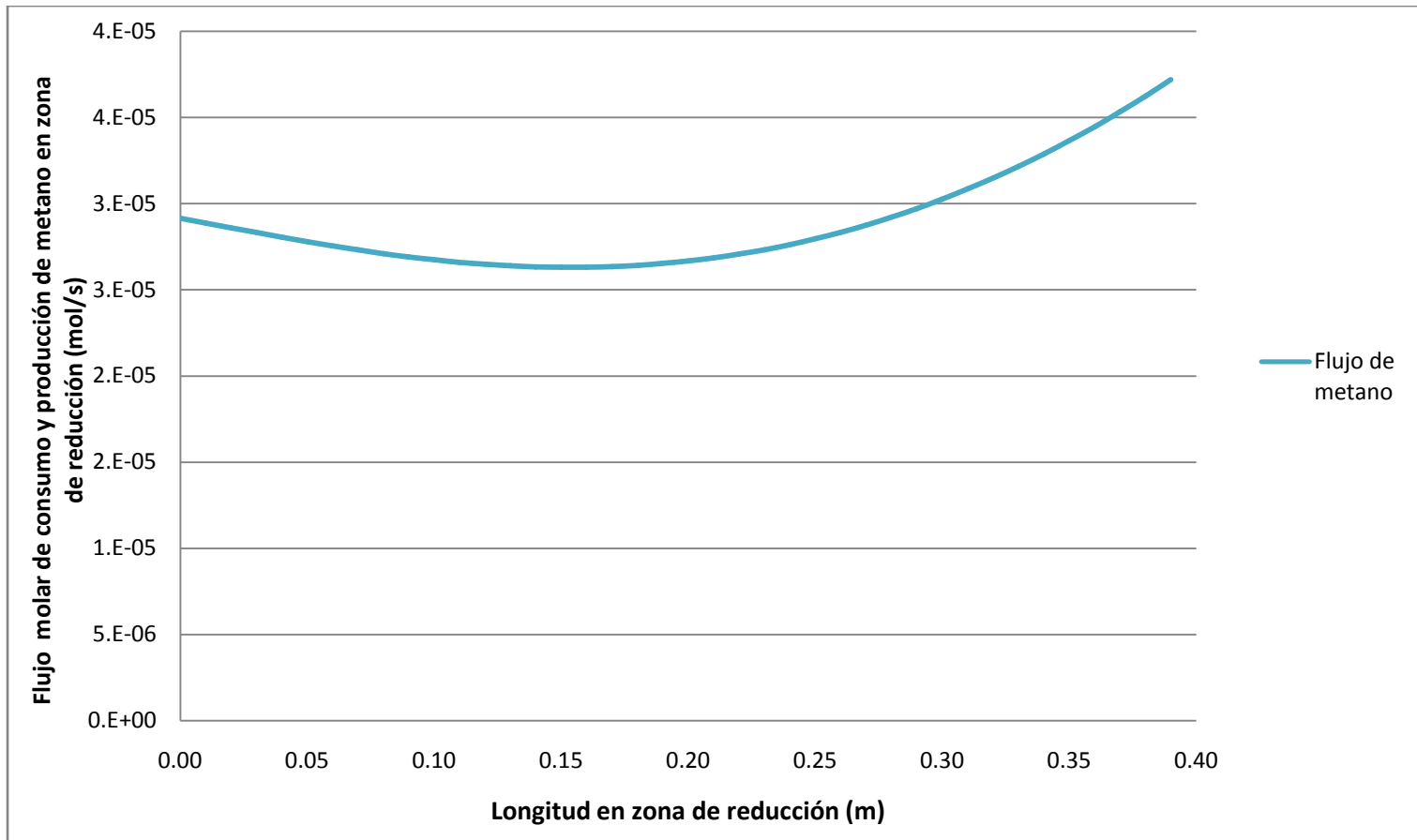
Gráfica 1. Comparación de consumo y producción en zona de reducción (incluyendo Nitrógeno).



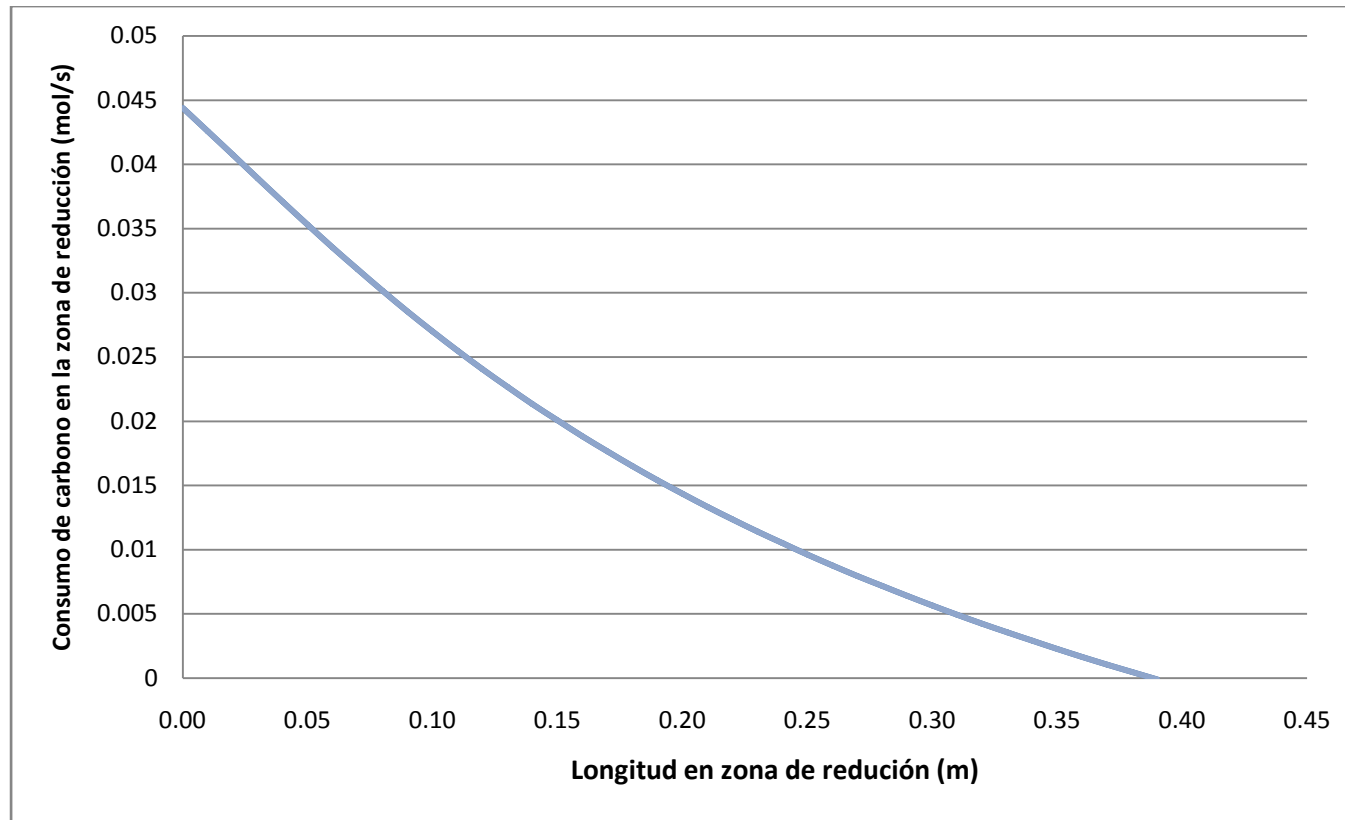
Gráfica 2. Comparación de consumo y producción en zona de reducción (excluyendo Nitrógeno).



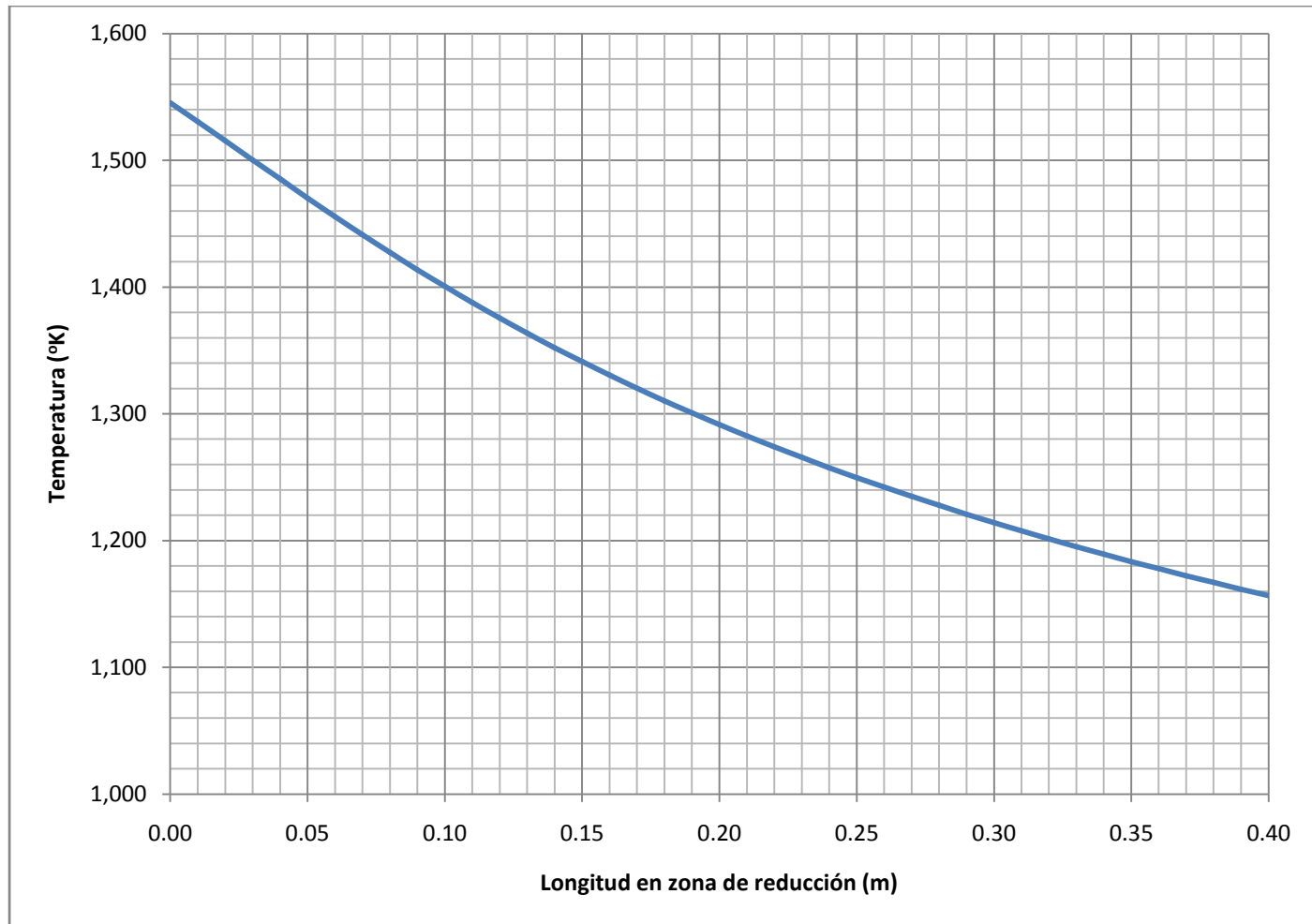
Gráfica 3. Formación y consumo de metano en la zona de reducción.



Gráfica 4. Consumo de carbón en la zona de reducción (reactivo limitante).



Gráfica 5. Comportamiento de la temperatura en la zona de reducción.



Gráfica 6. Mezcla de gas seco producido a Z = 0.38m.

