



DEPARTAMENTO DE CIENCIAS DE LA ENERGÍA Y

MECÁNICA

CARRERA DE INGENIERÍA MECÁNICA

TESIS PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO

AUTORES: JÁCOME ANDINO GABRIELA ELIZABETH.

LANAS PÉREZ JUAN CARLOS.

**TEMA: EVALUACIÓN TERMODINÁMICA, Y SIMULACIÓN DEL
COMPORTAMIENTO DE UN GASIFICADOR TIPO “DOWNDRAFT” AL
COMBUSTIONAR MADERA (EUCALIPTO), RECHAZOS DE CAFÉ Y CACAO**

DIRECTOR: ING. ROBERTO GUTIERREZ

CODIRECTOR: ING. ANGELO VILLAVICENCIO

SANGOLQUÍ, 2015-03

CERTIFICACIÓN DE LA ELABORACIÓN DEL PROYECTO

El proyecto “**EVALUACIÓN TERMODINÁMICA, Y SIMULACIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE UN GASIFICADOR TIPO “DOWNDRAFT” AL COMBUSTIONAR MADERA (EUCALIPTO), RECHAZOS DE CAFÉ Y CACAO**” fue realizado en su totalidad por la Srta. GABRIELA ELIZABETH JÁCOME ANDINO y el Sr. JUAN CARLOS LANAS PÉREZ como requerimiento para la obtención del título de Ingeniero Mecánico.

Ing. Roberto Gutiérrez

DIRECTOR

Ing. Ángelo Villavicencio

CODIRECTOR

Sangolquí, 2015-03-19

DECLARACIÓN DE RESPONSABILIDAD

Nosotros: GABRIELA ELIZABETH JÁCOME ANDINO y JUAN CARLOS LANAS PÉREZ.

DECLARAMOS QUE:

El proyecto de grado titulado: **“EVALUACIÓN TERMODINÁMICA, Y SIMULACIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE UN GASIFICADOR TIPO “DOWNDRAFT” AL COMBUSTIONAR MADERA (EUCALIPTO), RECHAZOS DE CAFÉ Y CACAO”**, ha sido desarrollado en base a una investigación exhaustiva, respetando derechos intelectuales a terceros, conforme los autores constan al final de cada párrafo correspondiente.

En virtud de esta declaración, nos responsabilizamos del contenido científico del proyecto de grado en mención.

Gabriela Elizabeth Jácome Andino

CI: 172052333-9

Juan Carlos Lanás Pérez.

CI: 180331923-3

Sangolquí, 2015-03-19

AUTORIZACIÓN

Nosotros: Gabriela Elizabeth Jácome Andino y Juan Carlos Lanás Pérez.

Autorizamos a la Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE la publicación, en la biblioteca virtual de la institución del proyecto de grado titulado **“EVALUACIÓN TERMODINÁMICA, Y SIMULACIÓN DEL COMPORTAMIENTO DE UN GASIFICADOR TIPO “DOWNDRAFT” AL COMBUSTIONAR MADERA (EUCALIPTO), RECHAZOS DE CAFÉ Y CACAO”**, cuyo contenido, ideas y criterios son de nuestra exclusiva responsabilidad y autoría.

Gabriela Elizabeth Jácome Andino

CI: 172052333-9

Juan Carlos Lanás Pérez.

CI: 180331923-3

SANGOLQUÍ, 2015-03-19

DEDICATORIA.

DIOS Y LA SANTÍSIMA VIRGEN MARÍA: Que por mi fe impulsan el motor de mi vida.

MIS PADRES: Gladys Andino y Abel Jácome, Atribuyo mis éxitos en toda la amplitud de mi vida; Su amor, su paciencia, su enseñanza moral, su sacrificio y entrega, su existencia misma que ha sido brindada sin codicia alguna.

MIS ABUELOS: Salomón Jácome (+), Lucrecia Andino, Teresa Escudero y Carlos Andino. Por sus bendiciones, sus oraciones y sobre todo por los Padres que me regalaron.

MIS HERMANOS: Naty, mi inspiración y mi ejemplo a seguir; Danny tu apoyo y sabiduría son mi admiración, y Andre, mi pañuelo de lágrimas, mi confidente y mi cómplice.

MIS AMIG@S VERDADER@S: Los cuento con los dedos de la mano, pero ustedes son como mis herman@s también.

GABRIELA JÁCOME

DEDICATORIA.

DIOS Y LA SANTÍSIMA VIRGEN MARÍA.

MIS PADRES: Gilber Lanas e Irene Pérez.

MI HERMANO: David Lanas.

MIS ABUELOS, MIS TÍOS.

MI MEJOR AMIGO: Ricardo Cartagena

MI NOVIA: Andrea Mayorga, por su amor y apoyo incondicional.

JUAN LANAS

AGRADECIMIENTO.

DIOS: Por darme sabiduría y guiarme en todo momento.

MIS PADRES: Por el duro sacrificio que hacen desde el día en que nací para darme lo mejor de la vida en todos los aspectos.

MI FAMILIA: Por enseñarme que con amor y entrega todo se puede.

AMIGOS: Iván Rodríguez, Jaime Santamaría, Juan Lanás, Sebastián Gallegos, Daniel Astudillo, Luis López, personas que Dios puso en mi camino para poder avanzar en mi meta; Eduardo Gutiérrez, Ángelo Villavicencio, Roberto Buenaño, Don Carsito, Roberty Velasco, más que Ingenieros, Laboratoristas o docentes en estas aulas ustedes han sabido ser mis mentores, mi apoyo, mis pilares, mi familia universitaria.

GABRIELA JÁCOME

AGRADECIMIENTO.

DIOS Y LA SANTÍSIMA VIRGEN MARÍA.

MIS PADRES: Irene Pérez y Gilber Lanás, atribuyo mis éxitos por su sacrificio, entrega y su apoyo sin límites.

MIS ABUELOS, MI HERMANO, MIS TÍOS: Por su entero apoyo bajo cualquier circunstancia.

MI MEJOR AMIGO: Ricardo Cartagena

MI NOVIA: Andrea Mayorga, por su amor, su paciencia, su tiempo, su dedicación y apoyo incondicional.

A LOS SEÑORES INGENIEROS: Eduardo Gutiérrez, Ángelo Villavicencio, Roberto Buenaño, Don Carsito, Roberty Velasco, por los conocimientos impartidos tanto dentro de las aulas como en el día a día para ser una mejor persona.

JUAN LANAS

AGRADECIMIENTOS ESPECIALES

Agradecemos a la Universidad de las Fuerzas Armadas- ESPE, institución que nos abrió sus puertas para llenar nuestras vidas de conocimientos y enseñanzas técnicas además de buenos valores que en todo momento y circunstancia estarán al servicio de nuestra Patria.

Un Agradecimiento a la Universidad Politécnica de Chimborazo, a sus Autoridades y docentes de la Facultad de Mecánica- Escuela de Ingeniería Mecánica - EIM. Quienes nos brindaron todas las facilidades logísticas para trabajar en el Proyecto de tesis y nos transmitieron la información del equipo para tener como antecedentes de nuestra investigación. En particular nuestra gratitud a los Ingenieros: Telmo Moreno, Luis Tierra y Ángel Jácome.

RESUMEN

En la Escuela Politécnica de Chimborazo ESPOCH, se encuentra ubicado un gasificador tipo Downdraft, el mismo que fue objeto de investigación después de haberlo rehabilitado y repotenciado. Dentro del gasificador tipo Downdraft se realizó la evaluación termodinámica, el levantamiento de curvas características de eficiencia vs consumo, eficiencia vs humedad y se efectuó el análisis de transferencia de calor en el Reactor utilizando tres tipos de Biomasa: café, cacao, madera (eucalipto). Para la experimentación se utilizó el software LabView que permitió la programación en el hardware NI myRIO el mismo que se programó en función de las termocuplas y las PT100 que fueron colocados en el reactor del gasificador en las áreas principales de análisis: Combustión, Reducción pirolisis, Secado. En la caracterización del gas pobre producto de la pirolisis en el reactor se utilizó un recipiente metálico de acero inoxidable, en el cual se procedió a llenar con gas para luego ser extraído en una funda que es hermética, esta al vacío, y se encuentra esterilizada para su posterior traslado al laboratorio de instrumentación química de la Escuela Politécnica Nacional, Laboratorio certificado en donde se realizó la cromatografía correspondiente a cada uno de los gases en estudio que produjo la gasificación de las distintas biomásas. Al estar el reactor a presión atmosférica el flujo másico del gas no tiene la suficiente presión para el llenado de las muestras en las fundas, es por esto que se utilizó un sistema de efecto Venturi el que nos ayudó a obtener de mejor manera la mezcla de gases . El contenido del gas pobre después de su análisis en un laboratorio certificado dio como resultado porcentajes de gases como hidrogeno, nitrógeno, metano, dióxido de carbono y agua.

Palabras clave:

EVALUACIÓN TERMODINÁMICA

SIMULACIÓN

CARACTERIZACIÓN

BIOMASA

GASIFICADOR “DOWNDRAFT”

ABSTRACT

In the Polytechnic School of Chimborazo ESPOCH, is located Downdraft gasifier, the same guy who was subject after having rehabilitated and repowered research. Downdraft type within the gasifier thermodynamic evaluation, complete lifting vs. efficiency characteristic curves consumption efficiency vs moisture and heat transfer analysis in the reactor was carried out using three types of biomass coffee, cocoa, wood (eucalyptus). LabView software allowing programming in the hardware NI Myrio used for experimentation it was programmed according to the thermocouple and PT100 that were placed in the reactor of the gasifier in the main areas of analysis: Engine, Reduction pyrolysis, drying. A metallic container of stainless steel was used in characterizing the producer gas product of pyrolysis in the reactor, in which we proceeded to fill with gas and then be extracted in a sheath which is sealed, the vacuum, and is sterilized for subsequent transfer to the chemistry lab instrumentation of the National Polytechnic School, Laboratory where the corresponding certificate chromatography was performed on each of the gases in studio which produced the different biomass gasification. Being the reactor at atmospheric pressure gas mass flow does not have enough pressure to fill the samples on sleeves is why a venturi system was used which helped us get better mix gases. The content of lean gas after analysis in a certified laboratory resulted in percentages of gases such as hydrogen, nitrogen, methane, carbon dioxide and water.

Keywords:

THERMODYNAMIC EVALUATION

SIMULATION

Characterization

BIOMASS

GASIFIER "downdraft"

ÍNDICE DE CONTENIDOS

CONTENIDO

CERTIFICACIÓN DE LA ELABORACIÓN DEL PROYECTO.....	II
DECLARACIÓN DE RESPONSABILIDAD.....	III
AUTORIZACIÓN.....	IV
DEDICATORIA.....	V
DEDICATORIA.....	VI
AGRADECIMIENTO.....	VII
AGRADECIMIENTO.....	VIII
AGRADECIMIENTOS ESPECIALES.....	IX
RESUMEN.....	X
ABSTRACT.....	XI
ÍNDICE DE CONTENIDOS.....	XII
ÍNDICE DE TABLAS.....	XV
INDICE DE FIGURAS.....	XVIII
INDICE DE ECUACIONES.....	XXIV

INDICE DE CUADROS.....	XXVII
CAPITULO 1.....	1
1 GENERALIDADES.....	1
1.1 ANTECEDENTES.....	1
1.2 DEFINICIÓN DEL PROBLEMA.....	6
1.3 OBJETIVOS.....	6
1.3.1 OBJETIVO GENERAL.....	6
1.3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	6
1.4 ALCANCE DEL PROYECTO.....	7
CAPÍTULO 2.....	8
2 MARCO TEÓRICO.....	8
2.1 PROCESOS DE GASIFICACIÓN.....	8
2.2 PIRÓLISIS.....	20
2.3 PROCESOS DE OXIDACIÓN EN GASIFICADORES.....	25
2.4 CRAQUEO TERMODINÁMICO.....	25
CAPITULO 3.....	27

3	BALANCE ENERGÉTICO	27
3.1	ANÁLISIS TERMODINÁMICO.	27
3.2	EVALUACIÓN DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL REACTOR.....	42
3.3	LEVANTAMIENTO DE CURVAS CARACTERÍSTICAS	76
CAPITULO 4.....		100
4	CARACTERIZACIÓN DE CURVAS	100
4.1	VALIDACIÓN DE PARÁMETROS DE FUNCIONAMIENTO.....	100
4.2	LEVANTAMIENTO DE RESULTADOS.....	100
4.3	OBTENCIÓN DE CURVAS CARACTERÍSTICAS.....	102
4.4	ANÁLISIS DE LAS CURVAS CARACTERÍSTICAS	108
CAPITULO 5.....		110
5	ANÁLISIS ECONÓMICO-FINANCIERO.....	110
5.1	ANÁLISIS ECONÓMICO.....	110
CAPITULO 6.....		113
BIBLIOGRAFÍA.....		115

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1	Agentes gasificantes.....	12
Tabla 2	Poderes calóricos bibliográficos.....	18
Tabla 3	Reacción química en la gasificación.....	23
Tabla 4	Biomasa.....	31
Tabla 5	Cálculo del flujo másico del gas pobre del café.....	32
Tabla 6	Cálculo del flujo másico del gas pobre del cacao.....	34
Tabla 7	Cálculo del flujo másico del gas pobre de la madera-eucalipto.....	36
Tabla 8	Poder calórico del café.....	40
Tabla 9	Poder calórico del cacao.....	41
Tabla 10	Poder calórico de la madera-eucalipto.....	41
Tabla 11	Características de ni myrio.....	45
Tabla 12	Descripción de señales en conectores a y b.....	46
Tabla 13	Características de las termocuplas tipo k.....	48
Tabla 14	Distribución de termocuplas en los canales del myrio.....	52

Tabla 15	Distribución de pt100 en los canales del myrio	58
Tabla 16	Disposición de pasos en la flat sequence.	61
Tabla 17	Coeficientes de transferencia por convección (café)	74
Tabla 18	Coeficientes de transferencia por convección (cacao).....	75
Tabla 19	Coeficientes de transferencia por convección (madera-eucalipto)...	76
Tabla 20	Levantamiento de curvas características del café.	76
Tabla 21	Levantamiento de curvas características del cacao.....	79
Tabla 22	Levantamiento de curvas características de la madera-eucalipto....	81
Tabla 23	Distribución de temperaturas (café)	85
Tabla 24	Distribución de temperaturas (cacao)	87
Tabla 25	Distribución de temperaturas (madera-eucalipto)	89
Tabla 26	Resumen de cromatografías.....	100
Tabla 27	Costo de materiales	110
Tabla 28	Mano de obra.....	111
Tabla 29	Costos indirectos.	111

Tabla 30	Costos de fabricación.....	112
----------	----------------------------	-----

INDICE DE FIGURAS

Figura no. 1	Pernos y uniones deterioradas.	2
Figura no. 2	Ceniceros oxidados	3
Figura no. 3	Estructura del piso deteriorada	3
Figura no. 4	Reactor oxidado.....	3
Figura no. 5	Tapa dañada del reactor.....	4
Figura no. 6	Paredes sin recubrimiento superficial	4
Figura no. 7	Boquilla sin recubrimiento superficial.....	4
Figura no. 8	Tapas con óxido y escorias	5
Figura no. 9	Tapas sin sello hermético	5
Figura no. 10	Gasificador tipo downdraft-epoch.....	5
Figura no. 11	Proceso de gasificación.	8
Figura no. 12	Características del residuo.	9
Figura no. 13	Ejemplo del proceso del aprovechamiento del gas pobre.....	10
Figura no. 14	Tipos de gasificadores	12

Figura no. 15	Rechazos de café.	16
Figura no. 16	Proceso de secado artificial del cacao.....	17
Figura no. 17	Rechazos de cacao con 20% de humedad.....	17
Figura no. 18	Rechazos de eucalipto.....	18
Figura no. 19	Proceso de pirólisis (pieratti, 2011).....	20
Figura no. 20	Pirólisis y sus aplicaciones.	21
Figura no. 21	Proceso de pirólisis + combustión del char.....	24
Figura no. 22	Proceso de gasificación más craqueo (uam)	26
Figura no. 23	Succión del gas por efecto venturi.....	27
Figura no. 24	Entradas y salidas para el análisis.....	28
Figura no. 25	Diseño experimental	39
Figura no. 26	Zonas principales de gasificación.	43
Figura no. 27	Instrumentación utilizada: termocuplas tipo k / pt100	43
Figura no. 28	ni myrio	44
Figura no. 29	Conectores de ni myrio.	45

Figura no. 30	Diseño de placa	47
Figura no. 31	Placa de resistencias	47
Figura no. 32	sen-30004: max 31855	48
Figura no. 33	Ordenamiento de datos y calibración de temperaturas.....	55
Figura no. 34	Comparador.....	57
Figura no. 35	Reseteo de señales	57
Figura no. 36	Selección de canales para pt100.....	58
Figura no. 37	Calibración de pt100 y comparador.	60
Figura no. 38	Calibración de pt100 con termómetro patrón.....	61
Figura no. 39	Flat sequence structure.	62
Figura no. 40	Wait until next multiple express vi.	63
Figura no. 41	Contador y comparador para inicio de toma de datos.	63
Figura no. 42	Ubicación de sensores en el gasificador.....	64
Figura no. 43	Botonería y salida de errores.....	65
Figura no. 44	Gráficas de temperaturas.	66

Figura no. 45	Variación axial del coeficiente de transferencia de calor por convección para el flujo en un tubo.....	67
Figura no. 46	Variaciones de la temperatura axial para transferencia de calor en un tubo. (a) flujo constante de calor superficial. (b) temperatura superficial constante.	67
Figura no. 47	Transferencia de calor entre el fluido que corre sobre un tubo y un fluido que pasa por el tubo.	71
Figura no. 48	Temperaturas en termocuplas al combustionar café	78
Figura no. 49	Temperaturas en pt100 al combustionar cafe.....	78
Figura no. 50	Temperaturas en termocuplas al combustionar cacao	80
Figura no. 51	Temperaturas en pt100 al combustionar cacao	81
Figura no. 52	Temperaturas en termocuplas al combustionar madera-eucalipto	83
Figura no. 53	Temperaturas en pt100 al combustionar madera-eucalipto.....	83
Figura no. 54	Simulación al combustionar madera.	91
Figura no. 55	Distribución de temperaturas al combustionar madera.....	92
Figura no. 56	Flujo de calor al combustionar madera.	93

Figura no. 57	Simulación al combustionar cacao.....	94
Figura no. 58	Distribución de temperaturas al combustionar cacao.	95
Figura no. 59	Flujo de calor al combustionar cacao.....	96
Figura no. 60	Simulación al combustionar café.	97
Figura no. 61	Distribución de temperaturas al combustionar café.	98
Figura no. 62	Flujo de calor al combustionar café.	99
Figura no. 63	Cromatografía con café	101
Figura no. 64	Cromatografía con cacao.....	101
Figura no. 65	Cromatografía con madera-eucalipto.....	102
Figura no. 66	Eficiencia vs humedad (café).....	102
Figura no. 67	Eficiencia vs humedad (cacao)	103
Figura no. 68	Eficiencia vs humedad (madera-eucalipto)	104
Figura no. 69	Eficiencia vs consumo (café)	104
Figura no. 70	Eficiencia vs consumo (cacao).....	105
Figura no. 71	Eficiencia vs consumo (madera-eucalipto)	106

Figura no. 72	Distribución de temperaturas (café)	106
Figura no. 73	Distribución de temperaturas (cacao)	107
Figura no. 74	Distribución de temperaturas (madera-eucalipto)	108

INDICE DE ECUACIONES

[EC. 1]	29
[EC. 2]	29
[EC. 3]	33
[EC. 4]	33
[EC. 5]	33
[EC. 6]	33
[EC. 7]	34
[EC. 8]	34
[EC. 9]	38
[EC. 10]	39
[EC. 11]	40
[EC. 12]	40
[EC. 13]	66
[EC. 14]	67

[EC. 15]	68
[EC. 16]	68
[EC. 17]	69
[EC. 18]	69
[EC. 19]	69
[EC. 20]	69
[EC. 21]	69
[EC. 22]	70
[EC. 23]	70
[EC. 24]	70
[EC. 25]	71
[EC. 26]	71
[EC. 27]	71
[EC. 28]	72
[EC. 29]	72

[EC. 30]	73
[EC. 31]	73
[EC. 32]	84
[EC. 33]	84

INDICE DE CUADROS

Cuadro 1	Imágenes del estado en que se encontró el gasificador	2
Cuadro 2	Lectura de termocuplas.....	50
Cuadro 3	Comunicación spi.....	52
Cuadro 4	Memory map-descriptions.....	54
Cuadro 5	Adquisición de temperaturas.....	56
Cuadro 6	Graficas de pt100.....	59

CAPITULO 1

1 GENERALIDADES.

1.1 ANTECEDENTES

Los sistemas de gasificación se vienen usando desde hace muchos años debido a que han demostrado ser una buena alternativa para resolver los problemas energéticos en sectores rurales y comunidades aisladas del sistema electro-energético, adicionalmente la continua fluctuación de los precios del petróleo, y como resultado de ello se ha producido un crecimiento del interés por las fuentes renovables de energía, de las cuales, la biomasa en general como residuos de madera, residuos agrícolas, es el más disponible en muchos países en desarrollo de estas vías de energías alternativas.

En el Ecuador el sector energético proporciona al Estado cerca del 50% de ingresos presupuestarios. La dotación de biomasa (leña más residuos vegetales) fluctúa entre 5 y 6% del total de las fuentes primarias de energía según datos recientes de CELEC EP - Corporación Eléctrica del Ecuador.

El estado Ecuatoriano está dando prioridad a proyectos energéticos cuyo fin es reducir la contaminación ambiental además de la disminución de gases de efecto invernadero, por lo que se toma importancia al desarrollo de nuevas tecnologías en el aprovechamiento de las energías renovables o también llamadas energías limpias, es así que la matriz energética se ha transformado de tal manera que la energía hidráulica ha desplazado en gran número a la utilización de energía fósil.

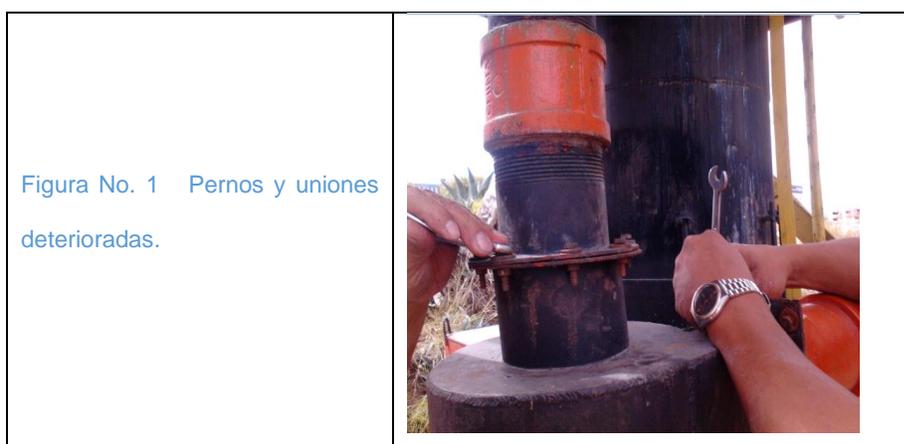
Otra fuente de energía que a través de la historia no ha sido muy bien aprovechada, es la biomasa, la misma que ha sido utilizada como abono, y en muy baja cantidad como fuente energética eficientemente aprovechada.

En el desarrollo de la tesis se utilizó un gasificador tipo Downdraft que pertenece a la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Escuela Politécnica de Chimborazo (ESPOCH), el mismo que está ubicado en la parte trasera de los talleres 92 de fundición.

Para este proyecto se requirió realizar el mantenimiento tanto de las partes internas como externas del equipo, reemplazando los componentes y accesorios que se encontraron en estado defectuoso, y deteriorados por la exposición a la intemperie durante 3 años que estuvo fuera de funcionamiento.

Después de realizar una inspección visual se procedió a evaluar los elementos que requerían ser reemplazados y aquellos que requirieron mantenimiento de recuperación, **Cuadro 1**.

Cuadro 1 Imágenes del estado en que se encontró el Gasificador



CONTINÚA



<p>Figura No. 2 Ceniceros oxidados</p>	 A photograph showing the interior of a large, rusted metal structure, likely a furnace or reactor. The walls are heavily corroded and brown. In the center, there are several circular metal components, possibly ash trays or ash collectors, which are also heavily oxidized. The floor is covered in ash and debris.
<p>Figura No. 3 Estructura del piso deteriorada</p>	 A photograph showing a close-up view of a wooden floor structure that is severely deteriorated. The wooden planks are broken, splintered, and partially missing, revealing the underlying support structure. A person's leg and foot are visible in the background, indicating the structure is being inspected or worked on.
<p>Figura No. 4 Reactor oxidado</p>	 A photograph showing the interior of a large, cylindrical reactor vessel. The walls are heavily rusted and perforated with numerous small holes. A metal rod or probe is inserted into the center of the vessel, and a bright light is shining from the top, illuminating the interior.

CONTINÚA



<p>Figura No. 5 Tapa dañada del reactor</p>	
<p>Figura No. 6 Paredes sin recubrimiento superficial</p>	
<p>Figura No. 7 Boquilla sin recubrimiento superficial</p>	

CONTINÚA



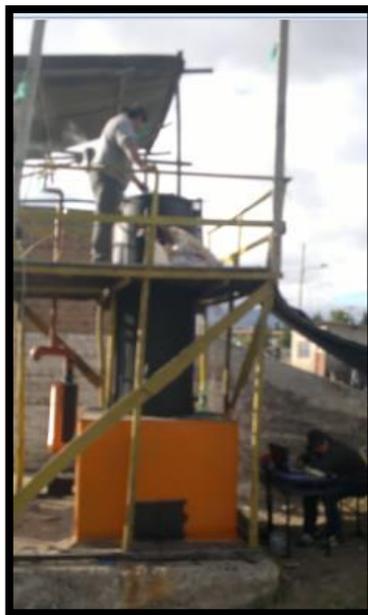


Figura No. 10 Gasificador tipo Downdraft-ESPOCH

Se realizó la limpieza del área y de los elementos, para poder contar con un mejor acceso y facilidad de trabajo en el equipo y a su vez se ejecutó un Programa de Mantenimiento del Gasificador, el mismo que se encuentra en **Anexo 1**.

1.2 DEFINICIÓN DEL PROBLEMA

Se ha realizado una investigación propia que como resultados arrojó que en el gasificador, tipo DOWNDRAFT ubicado en la Escuela Politécnica de Chimborazo, se ha experimentado solo la caracterización de algunos tipos de biomasa donde se ha observado que el gasificador no tiene curvas características de parámetros funcionales menos aun un estudio termodinámico de su potencial convirtiéndose en un problema técnico, situación ésta, que es de real importancia para el estudio y análisis del mismo.

1.3 OBJETIVOS

1.3.1 OBJETIVO GENERAL

Realizar la evaluación termodinámica, y simulación del comportamiento de un gasificador tipo “Downdraft” al combustionar madera (eucalipto), rechazos de café y cacao”.

1.3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Diseñar el proceso de rehabilitación del gasificador.
- Diseñar el proceso de mantenimiento del gasificador.
- Plantear el diseño de la instrumentación para el sistema.
- Obtener las curvas características del gasificador.

1.4 ALCANCE DEL PROYECTO

Se tiene un Gasificador tipo Downdraft abandonado por 3 años expuesto a la intemperie y a las afectaciones del medio ambiente con daños en algunos elementos y con óxido y escoria en otros, por lo que será necesario realizar un mantenimiento correctivo para limpieza y cambios de sus componentes.

Después del mantenimiento de recuperación se implementarán las termocuplas Tipo K Y PT100 en los diferentes puntos de control realizando las perforaciones en la cámara de combustión y el reactor para proceder a la experimentación con las diferentes biomásas y poder obtener las curvas características.

El Gasificador después de los experimentos realizados quedará en óptimas condiciones de trabajo con las modificaciones e instrumentación implementada para que pueda ser aprovechado de la mejor manera para estudios posteriores y adicionalmente se entregará a la Escuela Politécnica de Chimborazo (ESPOCH) el diseño del plan de mantenimiento preventivo y los elementos usados en el proceso P100, termocuplas tipo K, Programación realizada en Labview, un CD con el contenido de la tesis.

Los responsables de todo lo detallado anteriormente son: Gabriela Jácome y Juan Lanas, quienes harán la entrega formal a la Facultad de Ingeniería mecánica de la ESPOCH y como autoridad competente con el Sr. Ing. Ángel Jácome.

CAPÍTULO 2

2 MARCO TEÓRICO

2.1 PROCESOS DE GASIFICACIÓN

GASIFICACIÓN.

La gasificación es un proceso termoquímico en el que un sustrato carbonoso (residuo orgánico) es transformado en un gas combustible de bajo poder calorífico, mediante una serie de reacciones que ocurren a una temperatura determinada en presencia de un agente gasificante (aire, oxígeno y/o vapor de agua). (Tamayo, 2012)

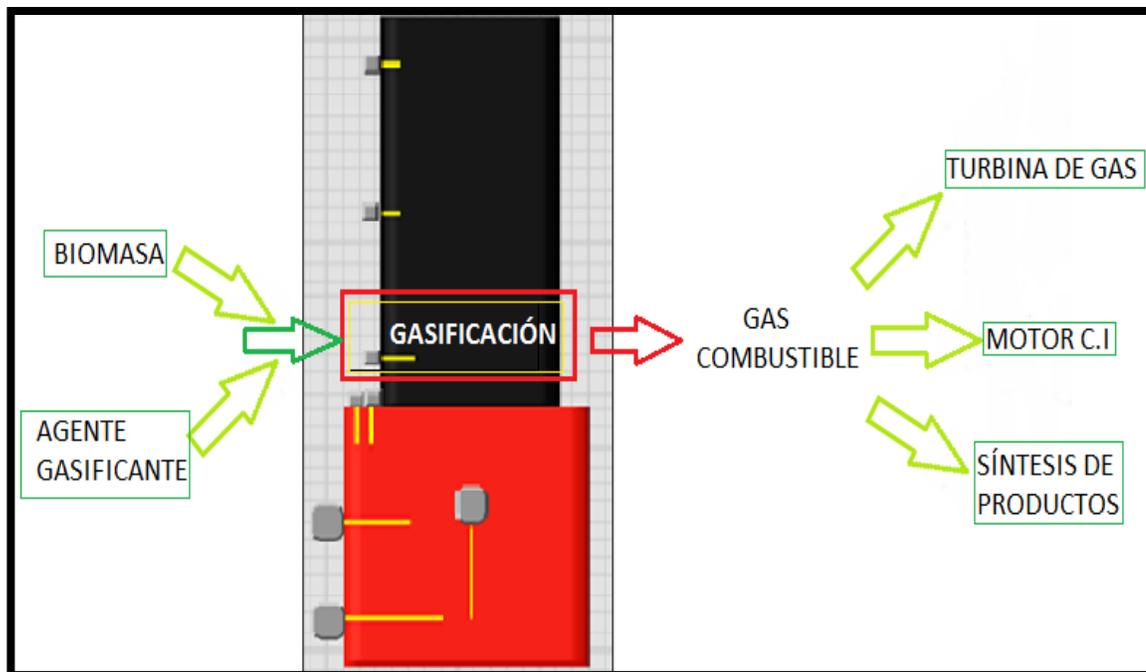


Figura No. 11 Proceso de Gasificación.

La elección del método para llevar a cabo el proceso de gasificación depende de varios factores como el tamaño y forma del residuo, el aprovechamiento de la energía del gas producido que vaya a hacerse y, por supuesto, de los condicionantes económicos. (Espinoza, 2011)

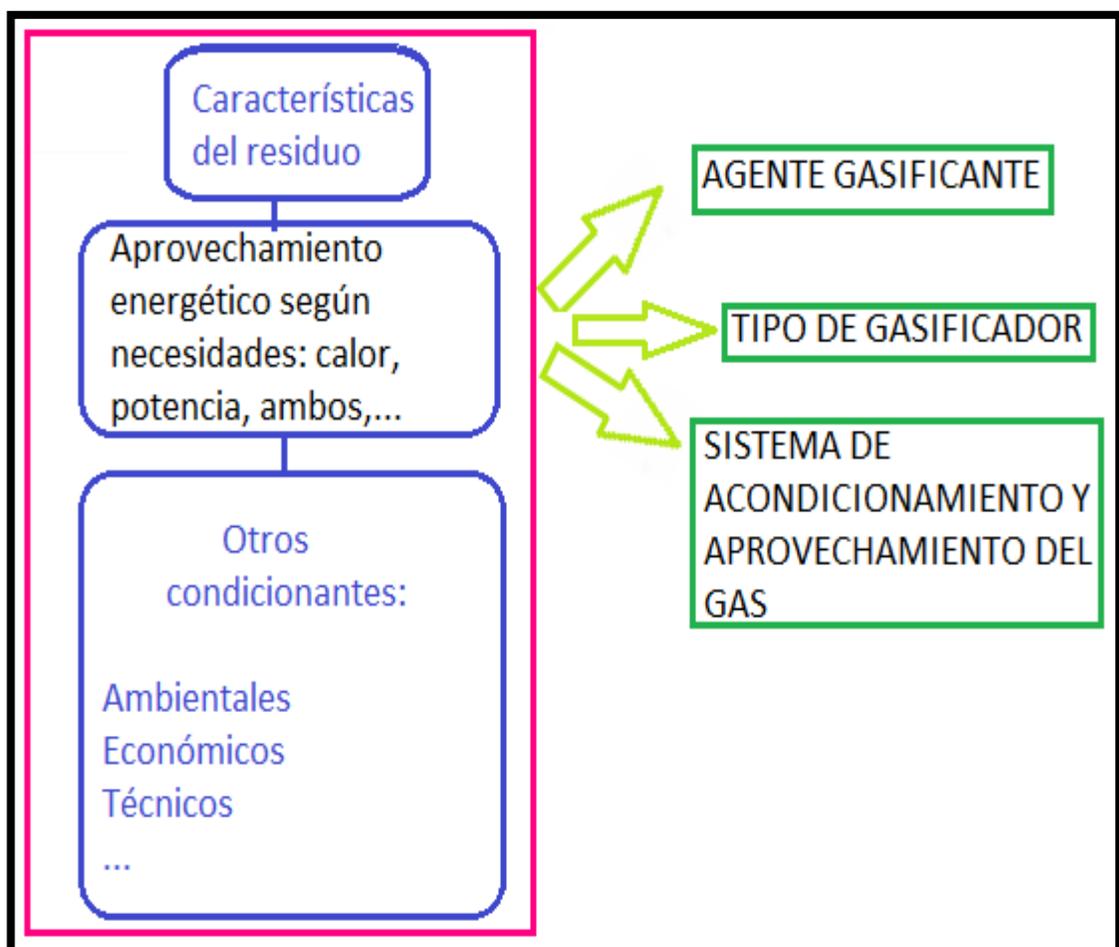


Figura No. 12 Características del residuo.

Por su parte el aprovechamiento energético de este gas pobre puede hacerse quemándolo inmediatamente en una cámara de combustión, o introduciéndolo en una turbina de gas o un motor de combustión interna.

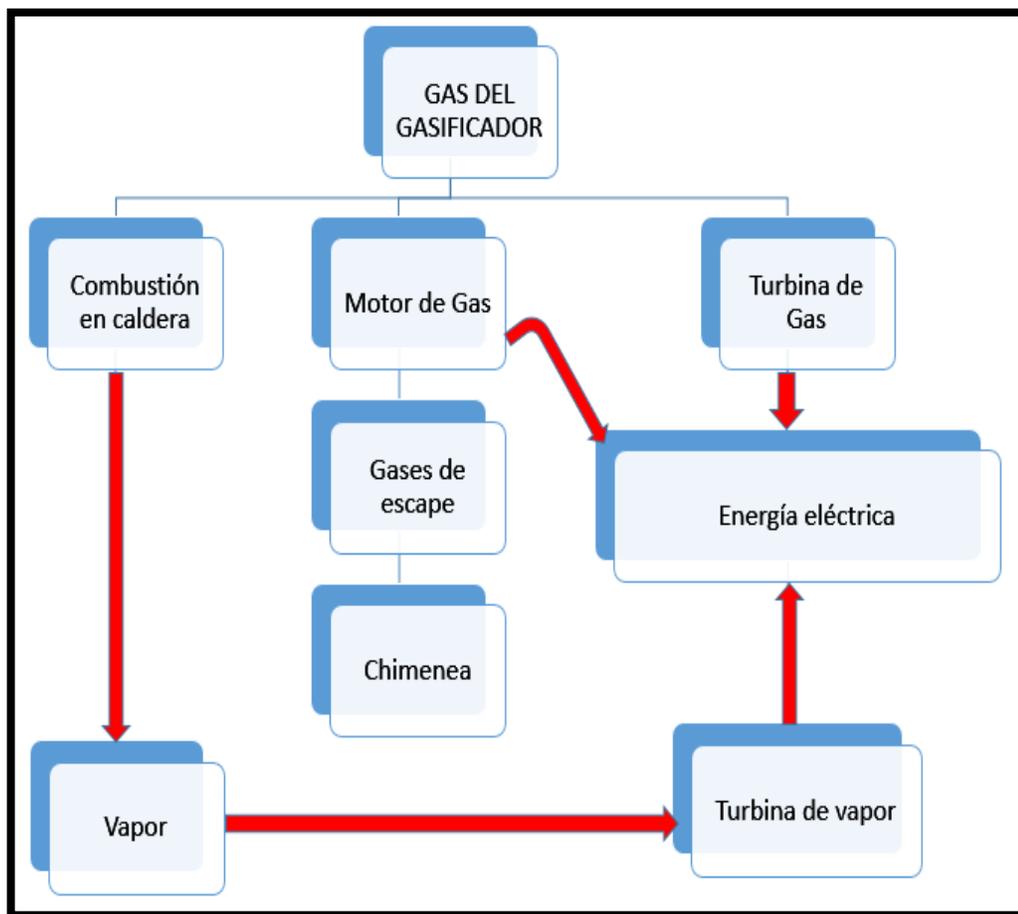


Figura No. 13 Ejemplo del proceso del aprovechamiento del gas pobre.

Clasificación de los procesos de gasificación.

El término genérico "gasificación" engloba una gran variedad de procesos en los que pueden obtenerse productos muy diversos.

Basándose en el agente gasificante empleado puede establecerse una primera clasificación de los procesos de gasificación:

Con aire: La combustión parcial con el aire da lugar a una reacción exotérmica cuyo producto es un gas de bajo poder calorífico, susceptible de ser aprovechado con fines de carácter energético.

Con oxígeno: Se produce un gas de poder calorífico medio, de mayor calidad al no estar diluido con N₂. Además de aplicaciones de carácter energético, puede utilizarse como gas de síntesis para la obtención de metanol.

Con vapor de agua y/o oxígeno (o aire): Se produce un gas enriquecido en H₂ y CO que se puede utilizar como gas de síntesis para diversos compuestos (amoníaco, metanol, gasolinas, etc.).

Con hidrógeno: Se produce un gas de alto contenido energético que, por tener altos porcentajes de metano, puede utilizarse como sustituto del gas natural.

Otra clasificación interesante de los procesos de gasificación utiliza como criterio el movimiento entre el agente gasificante y el sólido gasificado en el interior del gasificador. Basándose en este criterio los principales tipos de gasificadores son: de lecho móvil en corrientes paralelas (Downdraft) o en contracorriente (Updraft), y de lecho fluidizado, en régimen burbujeante o circulante. Otros tipos de gasificadores utilizados en menor medida son los hornos rotatorios, reactores ciclónicos, de arrastre, etc. (Tamayo, 2012)

El agente gasificante puede ser tanto aire, oxígeno, aire enriquecido con oxígeno, vapor de agua o hidrógeno, de modo que se obtienen diferentes mezclas de gases que a su vez pueden tener diferentes utilidades.

Tabla 1 Agentes Gasificantes.

AGENTE GASIFICANTE	PCS (MJ/m ³)	COMPOSICION DEL GAS OBTENIDO (% en volumen)						USO
		H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	C ₂	
Aire	<6	16	20	12	2	50	-	Combustible.
Oxígeno	10 - 20	32	48	15	2	3	-	Combustible Gas de síntesis.
Vapor de agua	10 - 20	50	20	22	6	-	2	Combustible Gas de síntesis.
Hidrógeno	>30							Sustituto del Gas natural.

((UAM), 2015)

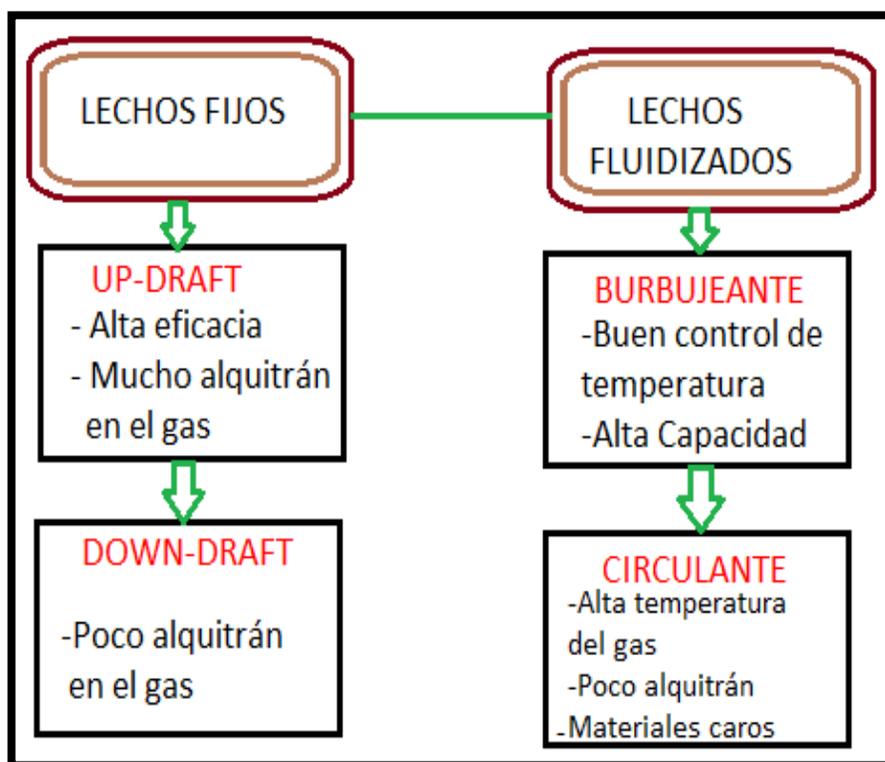


Figura No. 14 Tipos de Gasificadores

El tipo de reactores que normalmente se utilizan para estos procesos son variados, y su elección depende de varios factores como pueden ser la granulometría del residuo, la humedad de este, o la limpieza del gas requerida.

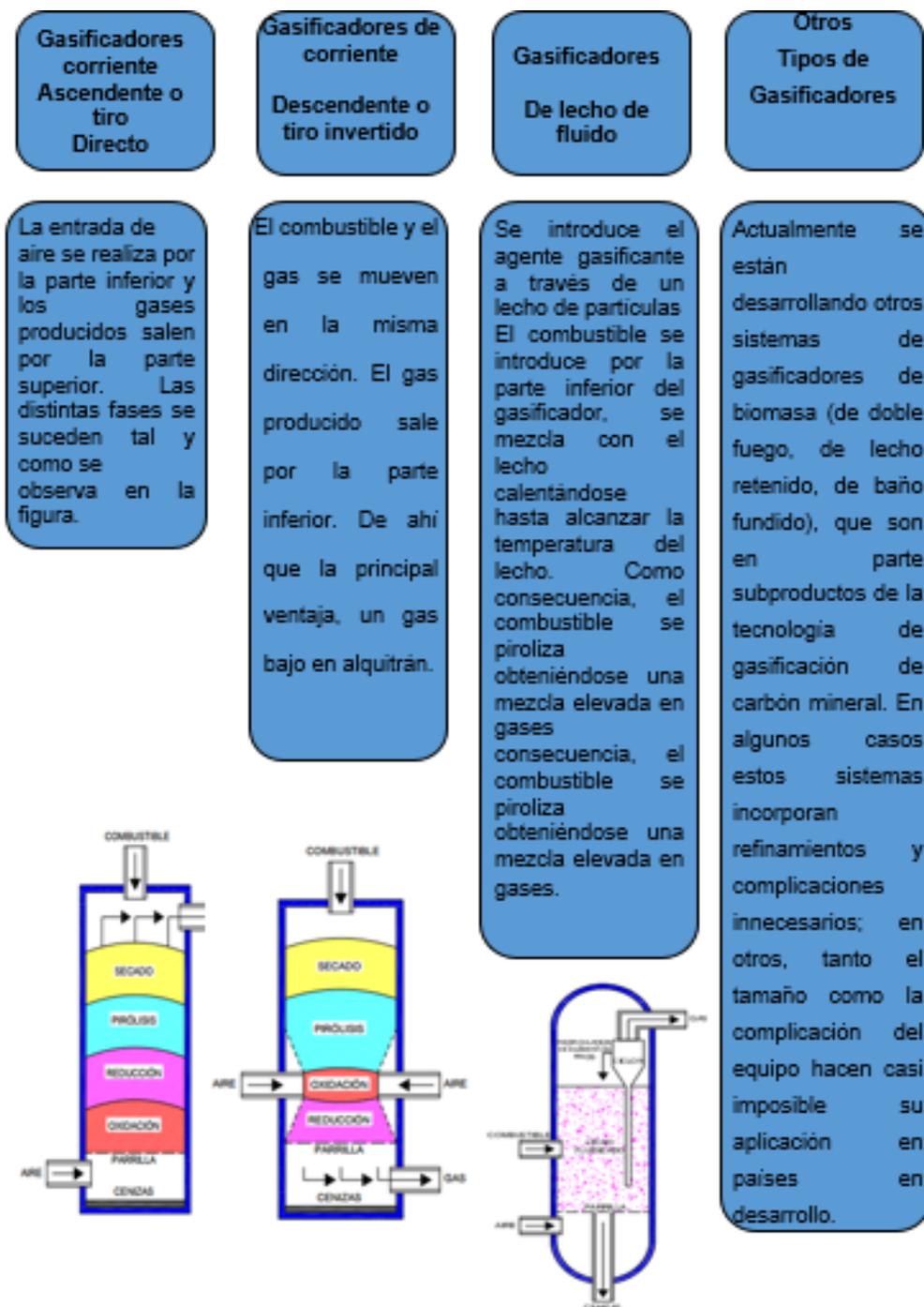
VENTAJAS DEL PROCESO DE GASIFICACIÓN:

- Versatilidad en la valorización del residuo, ya que se puede aprovechar la energía que contiene en forma de calor, electricidad o como gas de síntesis para la obtención de productos químicos.
- Buen rendimiento eléctrico, en el caso de que esa sea la vía más adecuada para el aprovechamiento del residuo.
- Menor impacto ambiental. (Moreno, 2015)

UTILIDAD DE LA GASIFICACIÓN:

La gasificación es un proceso eficiente desde el punto de vista energético. Su uso en el tratamiento de residuos está limitado por su contenido en humedad y la producción de gas de bajo poder calórico.

TIPOS DE GASIFICADORES.



(Silveira, 2015); (FAO O. d., 1993)

Existen diferentes tipos de gasificadores, su principio de funcionamiento es aplicable tanto a combustibles convencionales como para la biomasa. No obstante, la capacidad de procesamiento, el tamaño del sistema de generación de energía en su conjunto, la calidad deseada del gas a obtener y el tipo y las características del recurso biomásico empleado son factores que deciden su elección. Los gasificadores que se suelen emplear en la gasificación de la biomasa son fundamentalmente los siguientes: Gasificadores de corriente ascendente o tiro directo. Gasificadores de corriente descendente o tiro invertido. Gasificadores de lecho fluido. Todos los gasificadores pueden trabajar a presión atmosférica o por encima de ésta. Si bien, el tamaño se reduce cuando funcionan a presión, el gasto energético es mayor para conseguir la compresión de los gases. (Silveira, 2015)

BIOMASA.

Es energía solar convertida por la vegetación en materia orgánica, y se la puede recuperar por combustión directa o transformando la materia orgánica en otros combustibles como: combustibles sólidos (carbón vegetal), combustibles líquidos (alcohol y otros) y combustibles gaseosos (biogás). De su combustión se puede obtener energía eléctrica. (ElComercio, 2015)

RECHAZO DE CAFÉ.

La trilla de café consiste en retirar la cascara (pergamino) que cubre la almendra de café (denominada cisco en la trilla), seleccionando la almendra y separando todo tipo de impurezas y granos defectuosos para obtener así una variedad de productos y subproductos con diferentes destinos, en este caso el rechazo será biomasa.. (COFENAC, 2015).

Para la experimentación se utilizó la cascarilla de café con un porcentaje de humedad del 18 % como requerimiento de la bibliografía investigada.



Figura No. 15 Rechazos de café.

RECHAZOS DE CACAO.

El cacao Ecuatoriano tiene 480.000 hectáreas dedicadas a su producción lo que también significa que el porcentaje de rechazos es alto. En este caso la cáscara del cacao denominada “mazorca” después de obtener su fruto no puede ser utilizada como abono debido a que tienen plagas y es necesario retirarlas del campo. Sin embargo tiene un buen poder calórico, que permite su uso como biomasa.

En el transcurso de desarrollo del proyecto se requirió realizar un proceso de secado artificial dado que la cascara de cacao que se obtuvo estaba fresca y necesitaba alcanzar un porcentaje de humedad de 20%, óptimo para su gasificación



Figura No. 16 Proceso de Secado Artificial del Cacao.



Figura No. 17 Rechazos de Cacao con 20% de humedad.

RECHAZOS DE EUCALIPTO.

El eucalipto tiene un gran potencial como leña. Cuando la madera está completamente seca constituye un combustible con un alto poder calórico. Produce carbón de excelente calidad y se lo encuentra como rechazo en todos los bosques de tala comercial, carpinterías e industrias madereras.

Para realizar la experimentación se procedió a recoger madera de eucalipto en retazos que son considerados como rechazo en las carpinterías y procurando que sean del tamaño establecido para el ingreso en la boquilla del gasificador (10x10 cm). El porcentaje de humedad se presentó entre 20 y 25 %, para efectos de cálculo se trabajó con 22%.



Figura No. 18 Rechazos de eucalipto.

Tabla 2 Poderes Calóricos Bibliográficos

Nº	Tipo de Biomasa	PCS (MJ/Kg)
1	Rechazos de Café	16.7
2	Cáscara de cacao Nacional	15,29
3	Cáscara de café Madera Eucalipto	20,0966

INFLUENCIA EN EL AMBIENTE.

La biomasa no tiene sulfuro y entonces la polución es mucho más reducida que la de los combustibles fósiles. El único gas contaminante que se entrega al ambiente es el dióxido de carbono (CO₂). Pero como las plantas que son usadas como combustible lo han fijado previamente, en el largo plazo no hay adición de CO₂ en el ambiente.

AUTONOMÍA: El gasificador puede ser usado con biomasa disponible localmente, evitando así la dependencia de fuentes externas.

EFICIENCIA: El gasificador es un sistema altamente eficiente en términos de la relación biomasa-energía producida.

La gasificación de la biomasa es básicamente la conversión de combustibles sólidos (ej. madera, restos de madera, residuos agrícolas, etc.) en una mezcla de gases combustibles llamada “gas producido” (Low Btu Gas). (AGVE, 2015)

El proceso es típicamente usado para varios materiales biomásicos y conlleva la combustión parcial de tales biomásas. Ese proceso ocurre cuando la provisión de aire (más precisamente, oxígeno) es menor a la adecuada para la combustión completa de la biomasa. (AGVE, 2015)

Dado que la biomasa contiene moléculas de carbón, hidrógeno y oxígeno, la combustión completa produciría dióxido de carbono (CO_2) y vapor de agua (H_2O). La combustión parcial produce monóxido de carbono (CO) e Hidrógeno (H_2) que son ambos gases combustibles. Combustibles sólidos que son usualmente inconvenientes y tienen baja eficiencia de utilización pueden entonces ser convertidos en un combustible gaseoso de alta calidad y conveniencia.

Los gasificadores convierten biomasa en un gas combustible, el que puede ser quemado en un quemador apropiado o generar energía en un set generador de energía (diésel set o gas natural set). El gasificador es esencialmente un reactor termo-químico donde tienen lugar varios procesos físicos y químicos complejos.

La biomasa es secada, calentada, pirolizada, parcialmente oxidada y reducida en este reactor cuando ella fluye a través de él. Cuatro distintos procesos tienen lugar en el gasificador: secado del combustible, pirolisis, combustión y reducción. Aunque hay una superposición considerable, cada proceso puede ser considerado como ocupando una zona separada en la tienen lugar las reacciones químicas y térmicas. El combustible debe pasar a través de todas estas zonas para ser completamente convertido. (AGVE, 2015).

2.2 PIRÓLISIS.

Pirólisis o descomposición térmica: Mediante calor, el sólido original se descompone en una mezcla de sólido, líquido y gas. Al sólido se le suele denominar "**char**" y a los líquidos, debido a la presencia mayoritaria de alquitranes y vapores condensables, "**tar**". Puede incluirse aquí el proceso de secado que tiene lugar al entrar la biomasa al gasificador.

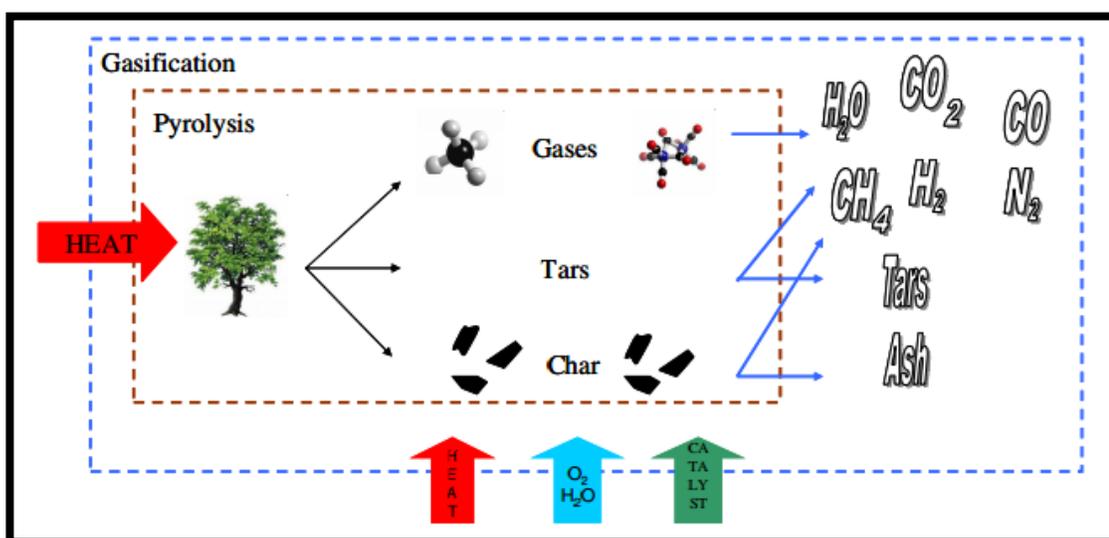


Figura No. 19 Proceso de Pirólisis (Pieratti, 2011)

Es importante mencionar que la pirólisis, aparte de ser un proceso termoquímico en sí mismo, es también la etapa inicial de la gasificación en la que se producen los residuos característicos. El conocimiento de esta fase es, por tanto, interesante ya sea como etapa precursora de la gasificación de un material, como por la obtención de char y biocombustibles, productos por lo general de gran aplicabilidad, para la producción de carbones activados o como combustibles. (Tamayo, 2012)

La pirólisis se puede definir como la descomposición térmica de un material en ausencia de oxígeno o cualquier otro reactante. Esta descomposición se produce a través de una serie compleja de reacciones químicas y de procesos de transferencia de materia y calor. La pirólisis también aparece como paso previo a la gasificación y la combustión. (EcuRed R. d., 2015)

Se puede considerar que la pirólisis comienza en torno a los 250 °C, llegando a ser prácticamente completa en torno a los 500°C, aunque esto está en función del tiempo de residencia del residuo en el reactor.

A partir de la pirólisis pueden obtenerse diferentes productos secundarios útiles en función de la tecnología de tratamiento que se utilice. En la siguiente tabla pueden verse estos productos y tecnologías.

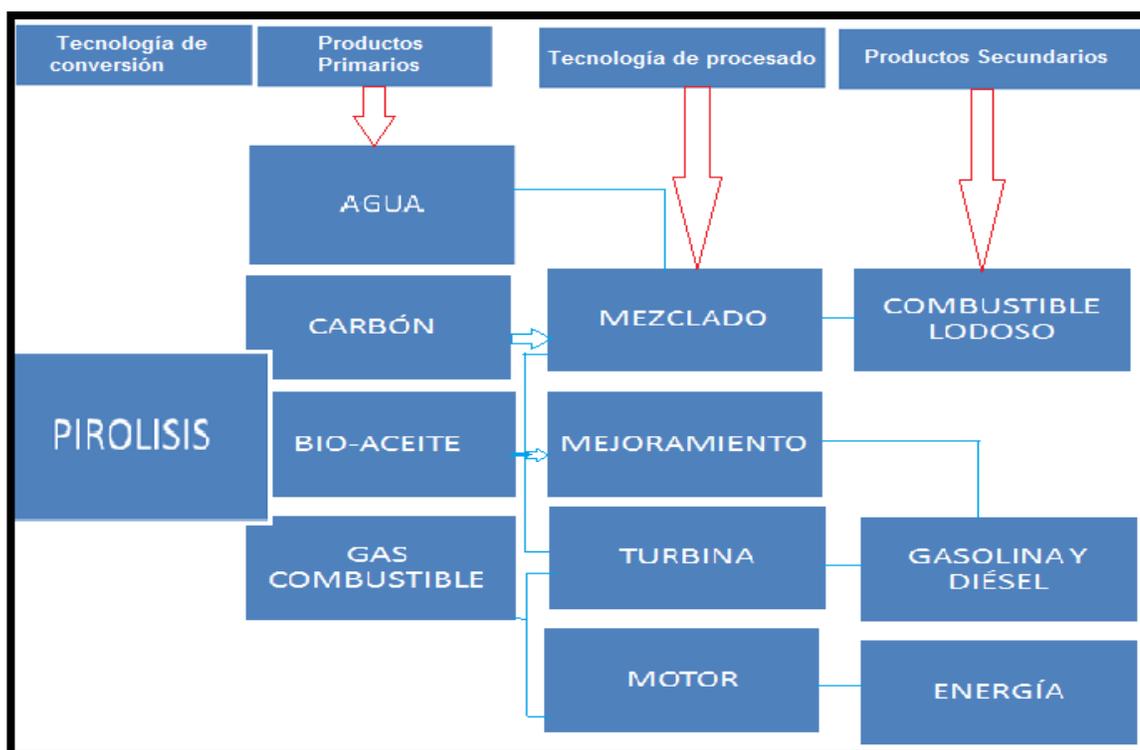


Figura No. 20 Pirólisis y sus aplicaciones.

Los productos primarios formados son los siguientes (en diferentes proporciones según el proceso empleado):

- Gases: Compuestos principalmente de CO, CO₂, CH₄, C₂H₆ y pequeñas cantidades de hidrocarburos ligeros.
- Líquidos: Compuesto por una gran mezcla de distintos productos como pueden ser: cetonas, ácido acético, compuestos aromáticos, y otras fracciones más pesadas.
- Sólidos: El producto sólido de la pirólisis es un residuo carbonoso (char) que puede ser utilizado como combustible o para la producción de carbón activo. (EcuRed R. d., 2015)

Existen diferentes tipos de Pirolisis en función de las condiciones físicas en las que se realice. Así, factores como la velocidad de calentamiento, el tiempo de residencia, la presión, etc., tienen una influencia muy grande en la distribución de productos que se obtienen.

La carbonización es quizá el proceso de pirólisis conocido desde hace más tiempo de todos los mostrados en el cuadro anterior, y el que más importancia tiene industrialmente para la producción de carbón vegetal.

Actualmente la investigación sobre la pirólisis se lleva a cabo sobre materias primas variadas, como pueden ser los residuos agrícolas y forestales, los residuos sólidos urbanos o los neumáticos.

Tabla 3 Reacción Química en la Gasificación.

Temperatura (rango °C)	Rección Química
100-120	<u>Deshidratación</u>
250	<u>Desoxigenación y desulfuración</u> , disociación molecular del agua y dióxido de carbono, comienza la liberación de sulfuro de hidrógeno
340	<u>Rotura de enlaces en compuestos alifáticos</u> , comienza la liberación de metano y otros compuestos alifáticos ligeros
380	<u>Fase de Carbonización</u> , concentración de carbón en los residuos.
400	Rotura de enlaces C-O y C-N
400-600	<u>Descomposición de los materiales bituminosos</u> , generación de aceites y alquitranes. Carbonización de baja temperatura.
600	<u>Cracking de los materiales bituminosos</u> , generación de hidrocarburos gaseosos de cadena corta o hidrocarburos aromáticos (derivados del benceno)
>600	<u>Dimerización de las olefinas (etileno)</u> a reacción de etileno a ciclohexano: generación de compuestos aromáticos volátiles

(Universidad Autónoma de Madrid UAM, 2015)

TIPOS DE PROCESOS DE PIRÓLISIS.

- **Procesos de baja temperatura** (<550°C) → producción de aceites y alquitranes.
- **Procesos de temperatura media** (550°C-800°C) → producción de metano e hidrocarburos superiores.
- **Procesos de alta temperatura** (>800°C) → producción de gas de bajo poder calórico.

La complicación de los procesos de pirólisis está originada por la necesidad de producir un calentamiento indirecto y por la condensación de los alquitranes.

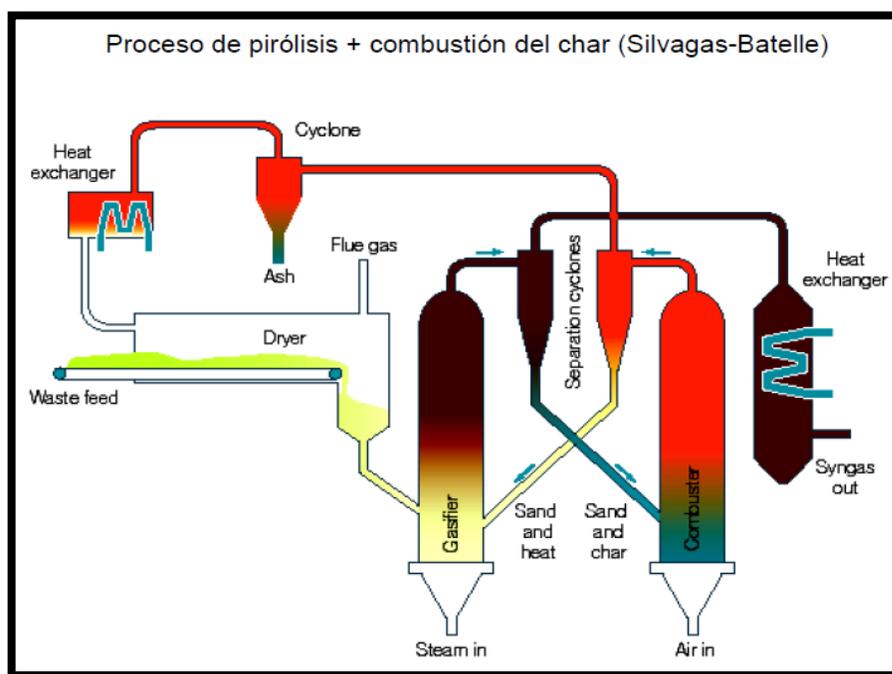


Figura No. 21 Proceso de Pirólisis + Combustión del Char ((UAM), 2015).

2.3 PROCESOS DE OXIDACIÓN EN GASIFICADORES.

ZONA DE OXIDACIÓN.

Una zona de combustión (oxidación) se forma en el nivel en que se introduce el oxígeno (aire). Las reacciones con el oxígeno son muy exotérmicas, traduciéndose en una rápida elevación de la temperatura hasta 1 200 a 1 500°C. Una función importante de la zona de oxidación, aparte de la generación de calor, es transformar y oxidar prácticamente todos los productos condensables procedentes de la zona de pirólisis. A fin de evitar puntos fríos en la zona de oxidación, hay que elegir bien las velocidades de admisión de aire y la geometría del reactor.

Generalmente se emplean dos métodos para obtener una distribución uniforme de la temperatura:

- Reducción de la superficie de la sección transversal a una cierta altura del reactor (concepto "garganta"),
- Distribución de las toberas de entrada de aire a lo largo de la circunferencia de la superficie transversal reducida, o utilización alternativa de una entrada central de aire, con un dispositivo apropiado de pulverización. (FAO D. D., 2015).

2.4 CRAQUEO TERMODINÁMICO

Desde el punto de vista termodinámico, todos los hidrocarburos saturados e insaturados pueden considerarse inestables respecto a sus elementos a las temperaturas empleadas en la industria para la escisión de los mismos. Esto significa que en una reacción de pirólisis, al alcanzar el equilibrio termodinámico se producirá la completa descomposición del hidrocarburo en carbono e hidrógeno.

El fin pues, de un proceso de Craqueo a escala industrial es proporcionar grandes cantidades de energía a un nivel elevado de temperatura dentro de un tiempo suficiente para que el producto se descomponga en sus elementos.

El óptimo de la disociación de hidrocarburos viene determinado por tres parámetros que influyen en la cinética:

- 1.- Temperatura final de disociación.
- 2.- Tiempo de permanencia.
- 3.- Presiones parciales de los hidrocarburos.

(WEISSERMEL, 1981).

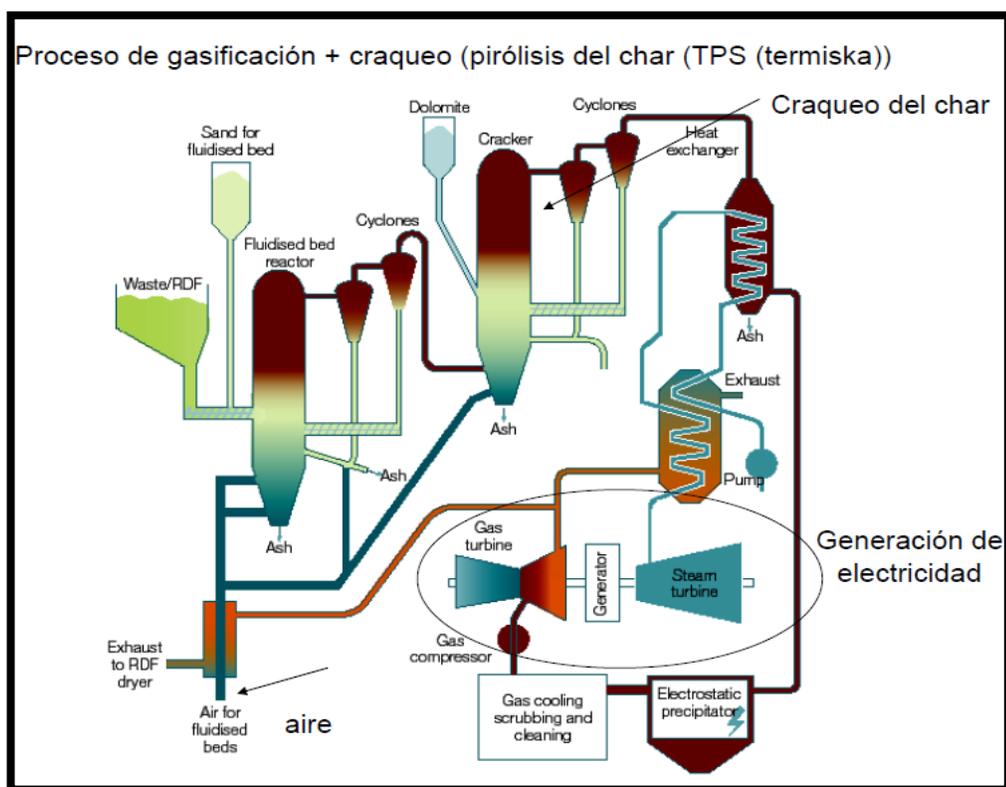


Figura No. 22 Proceso de Gasificación más Craqueo ((UAM), 2015)

CAPITULO 3

3 BALANCE ENERGÉTICO

3.1 ANÁLISIS TERMODINÁMICO.

La operación del gasificador se logra por la aplicación de una fuente de calor externa, es decir con carbón vegetal el cual es encendido por medio de la aplicación de fuego externo y aire; el gas es succionado por el efecto de vacío, el mismo que se muestra en la **Figura 23**.



Figura No. 23 Succión del gas por efecto Venturi

La carga de la biomasa al gasificador se la efectúa por la parte superior una vez que se haya encendido el carbón, los puntos de control se los encuentra en la **Figura 24**.

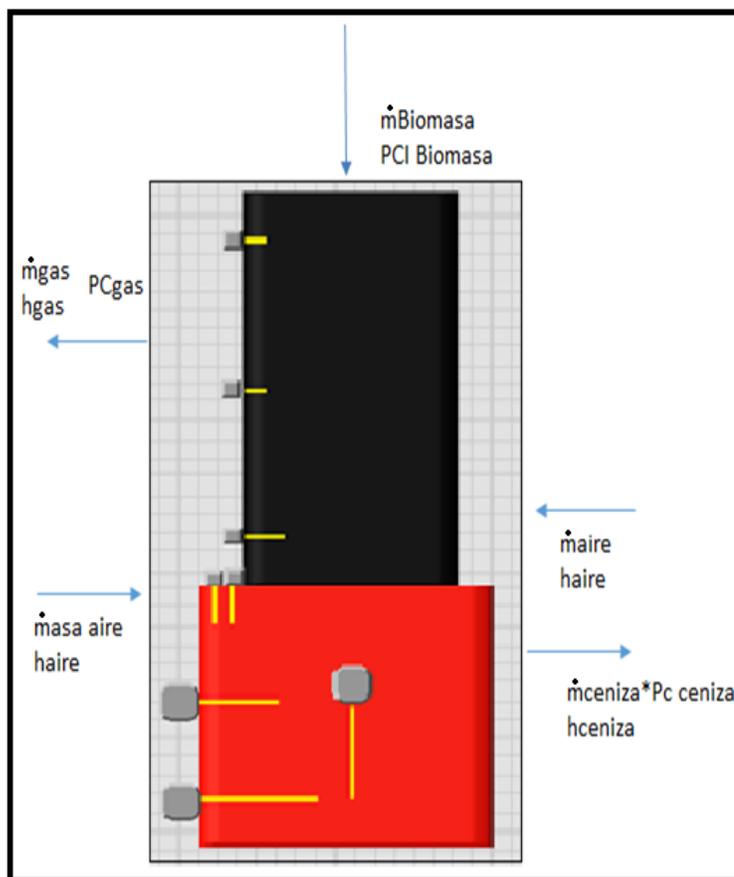


Figura No. 24 Entradas y salidas para el análisis

Los puntos de control se los eligieron tomando en cuenta las diferentes zonas de gasificación, con el propósito de realizar un perfil de temperatura superficial del gas en el reactor.

Para realizar el análisis termodinámico se realizó un diseño experimental basado en las variables de entrada para encontrar las de salida y los indicadores de eficiencia, basándose en el poder calorífico del gas. **Anexo 3**

Flujo másico, (m): El flujo másico que entra y sale del sistema funciona como un mecanismo adicional de transferencia de energía. Cuando entra masa a un

$\dot{m}_{Carga}: \dot{m}_{Ceniza}$ [Kg/s]

$$\dot{m}_{AIRE} = \dot{m}_{GAS} + \dot{m}_{CENIZA} - \dot{m}_{BIOMASA} \text{ [kg/h]}$$

CAFE:

$$\dot{m}_{AIRE} = (8,54 + 0,6 - 2,2) \text{ [kg/h]}$$

$$\dot{m}_{AIRE} = 6,94 \text{ [kg/h]}$$

CACAO:

$$\dot{m}_{AIRE} = (10,13 + 0,273 - 2,73) \text{ [kg/h]}$$

$$\dot{m}_{AIRE} = 7,673 \text{ [kg/h]}$$

MADERA-EUCALIPTO:

$$\dot{m}_{AIRE} = (4,67 + 0,046 - 1,25) \text{ [kg/h]}$$

$$\dot{m}_{AIRE} = 3,466 \text{ [kg/h]}$$

La masa de biomasa y el de carga se evaluaron de forma experimental es decir se pesó al inicio y se tomó el tiempo de consumo; para luego de este tiempo masar a la ceniza.

El flujo de aire se determina mediante las revoluciones del blower y su diámetro; aunque también se puede determinar encontrando el volumen de aire teórico con un defecto de aire del 30%. (ET.AL, 2008)

Esto se reduce a la siguiente tabla:

Tabla 4 Biomasa

Biomasa	\dot{m}Biomasa	\dot{m}Aire	\dot{m}Gas	\dot{m}Ceniza
	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]	[kg/h]
Café	2.2	6.94	8.54	0.6
Cacao	2.73	7.67	10.13	0.273
Eucalipto	1.25	3.466	4.67	0.046

La masa de aire se calculó haciendo el balance másico que se obtuvo experimentalmente con la masa de combustión y la masa de ceniza y por medio de la teoría del volumen del aire teórico se pudo obtener el flujo másico del gas pobre tomando la densidad del aire de 1.24 kg/m³. Ya que hacemos el análisis de que el mayor componente del gas tanto en peso como en moles es el N₂. Como se puede observar en la caracterización del gas ubicada en el **ANEXO 2**.

Tabla 5 Cálculo del flujo másico del gas pobre del café.

Componente	%	variacion	Volumen	Volumen	Volumen	Volumen	Volumen	Flujo volumetrico gas pobre	Flujo masico gas pobre
			aire teorico	Nitro teorico	gases tri	vapor H2O	gases prod		
			[m3/kg]	[m3/kg]	[m3/kg]	[m3/kg]	[m3/kg]	[m3/h]	[kg/h]
C	46,4	49-53	3,85775	3,0523425	0,865824	0,768374	3,143441	6,915569318	8,575306
O	46,7	40-43							
H	4,86	5,8-6,3							
N	0,59	0,2-1,1							
CENIZA	0,2								
S	0								
Humedad de café	18	15-30							
Combustible [kg/h]	2,2								

C^t : % carbono, en masa de trabajo (base humeda).

S^t : % azufre.

H^t : % hidrogeno.

O^t : % oxigeno.

Coeficiente con exceso de aire $\alpha = 0.6$ de eficiencia

Contenido de humedad del aire $d = 9.2$ g/m³

Flujo Másico de gas pobre = 4.67kg/h

Volumen de aire teórico. (V_a°)

$$V_a^\circ = 0,0889(C^t + 0,375S^t) + 0,265H^t - 0,0333O^t \left[\frac{m^3}{kg} \right] \quad [\text{Ec. 3}]$$

$$V_a^\circ = 3.857 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Volumen teórico de nitrógeno. (V_{N2}°)

$$V_{N2}^\circ = 0,79V_a^\circ + 0,8 \frac{N^t}{100} \left[\frac{m^3}{kg} \right] \quad [\text{Ec. 4}]$$

$$V_{N2}^\circ = 3.051 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Volumen de los gases triatómicos. (V_{RO2})

$$V_{RO2} = V_{CO2} + V_{SO2} = \frac{1,866(C^t + 0,375S^t)}{100} \left[\frac{m^3}{kg} \right] \quad [\text{Ec. 5}]$$

$$V_{RO2} = 0.865 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Volumen teórico del vapor de agua. (V_{H2O}°)

$$V_{H2O}^\circ = 0,111H^t + 0,0124W_i + 0,0161(d)(V_a^\circ) \left[\frac{m^3}{kg} \right] \quad [\text{Ec. 6}]$$

$$V_{H2O}^\circ = 1.33 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Volumen de los gases producidos por el gasificador. (V_g)

$$V_g = V_{RO2} + V_{N2}^{\circ} + V_{H2O}^{\circ} + (\alpha - 1)V^{\circ} \left[\frac{m^3}{kg} \right] \quad [\text{Ec. 7}]$$

$$V_g = 3.70 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Flujo volumétrico del gas pobre. (V_{gp})

$$V_{gp} = (B)(V_g) \left[\frac{m^3}{h} \right] \quad [\text{Ec. 8}]$$

$$V_{gp} = 8.14 \left[\frac{m^3}{h} \right]$$

Tabla 6 Cálculo del flujo másico del gas pobre del cacao.

Componente	%	Variación	Volumen	Volumen	Volumen	Volumen	Volumen	Flujo	Flujo
			aire	Nitro	gases	vapor	gases		
			teorico	teorico	gases	vapor	gases	volumetrico	masico
			[m3/kg]	[m3/kg]	tri	H2O	prod	gas	gas
					[m3/kg]	[m3/kg]	[m3/kg]	[m3/h]	[kg/h]
C	41,63	49-53	3,464173	2,74389667	0,776816	0,858081	2,993124	8,17122962	10,132325
O	50,48	40-43							
H	5,45	5,8-6,3							
N	0,9	0,2-1,1							
CENIZA	0,2								
S	0								
Humedad de cacao	20	15-30							
Combustible [kg/h]	2,73								

Volumen de aire teórico. (V_a°)

$$V_a^{\circ} = 0,0889(C^t + 0,375S^t) + 0,265H^t - 0,0333O^t \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

$$V_a^\circ = 3.197 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Volumen teórico de nitrógeno. ($V_{N_2}^\circ$)

$$V_{N_2}^\circ = 0,79V_a^\circ + 0,8 \frac{N^t}{100} \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

$$V_{N_2}^\circ = 2.532 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Volumen de los gases triatómicos. (V_{RO_2})

$$V_{RO_2} = V_{CO_2} + V_{SO_2} = \frac{1,866(C^t + 0,375S^t)}{100} \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

$$V_{RO_2} = 0.776 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Volumen teórico del vapor de agua. ($V_{H_2O}^\circ$)

$$V_{H_2O}^\circ = 0,111H^t + 0,0124W_i + 0,0161(d)(V_a^\circ) \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

$$V_{H_2O}^\circ = 1.326 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Volumen de los gases producidos por el gasificador. (V_g)

$$V_g = V_{RO_2} + V_{N_2}^\circ + V_{H_2O}^\circ + (\alpha - 1)V_a^\circ \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

$$V_g = 3.35 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Flujo volumétrico del gas pobre. (V_{gp})

$$V_{gp} = (B)(V_g) \left[\frac{m^3}{h} \right]$$

$$V_{gp} = 9.145 \left[\frac{m^3}{h} \right]$$

Tabla 7 Cálculo del flujo másico del gas pobre de la Madera-Eucalipto

Componente	%	Variación	Volumen	Volumen	Volumen	Volumen	Volumen	Flujo	Flujo
			aire	Nitro	Volumen	vapor	gases	volumetrico	masico gas
			teorico	teorico	gases tri	H2O	prod	gas pobre	gas pobre
			[m3/kg]	[m3/kg]	[m3/kg]	[m3/kg]	[m3/kg]	[m3/h]	[kg/h]
C	39,98	49-53	3,678119	2,90699401	0,746027	0,831028	3,012801	3,76600155	4,6698419
O	35,91	40-43							
H	4,98	5,8-6,3							
N	0,16	0,2-1,1							
CENIZA	0,2								
S	0								
Humedad de madera	22	15-30							
Combustible [kg/h]	1,25								

Volumen de aire teórico. (V_a°)

$$V_a^\circ = 0,0889(C^t + 0,375S^t) + 0,265H^t - 0,0333O^t \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

$$V_a^\circ = 3.678 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Volumen teórico de nitrógeno. ($V_{N_2}^\circ$)

$$V_{N_2}^\circ = 0,79V_a^\circ + 0,8 \frac{N^t}{100} \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

$$V_{N_2}^\circ = 2,90 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Volumen de los gases triatómicos. (V_{RO_2})

$$V_{RO_2} = V_{CO_2} + V_{SO_2} = \frac{1,866(C^t + 0,375S^t)}{100} \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

$$V_{RO_2} = 0,74 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Volumen teórico del vapor de agua. ($V_{H_2O}^\circ$)

$$V_{H_2O}^\circ = 0,111H^t + 0,0124W_i + 0,0161(d)(V_a^\circ) \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

$$V_{H_2O}^\circ = 1,358 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Volumen de los gases producidos por el gasificador. (V_g)

$$V_g = V_{RO_2} + V_{N_2}^\circ + V_{H_2O}^\circ + (\alpha - 1)V_a^\circ \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

$$V_g = 3.52 \left[\frac{m^3}{kg} \right]$$

Flujo volumétrico del gas pobre. (V_{gp})

$$V_{gp} = (B)(V_g) \left[\frac{m^3}{h} \right]$$

$$V_{gp} = 4.40 \left[\frac{m^3}{h} \right]$$

Para la caracterización del gas y del bioreactor se realizan 2 cargas por cada tipo de biomasa; tomándose lecturas en rangos de 5 minutos durante el tiempo de consumo en el programa diseñado en LabView.

La temperatura óptima se puede determinar entre 600°C y 800° C según el balance. Para determinar la energía involucrada de $1m^3$ de gas se debe realizar el balance de energía.

$$\sum \dot{E}_{entra} - \sum \dot{E}_{sale} = du/dt$$

[Ec. 9]

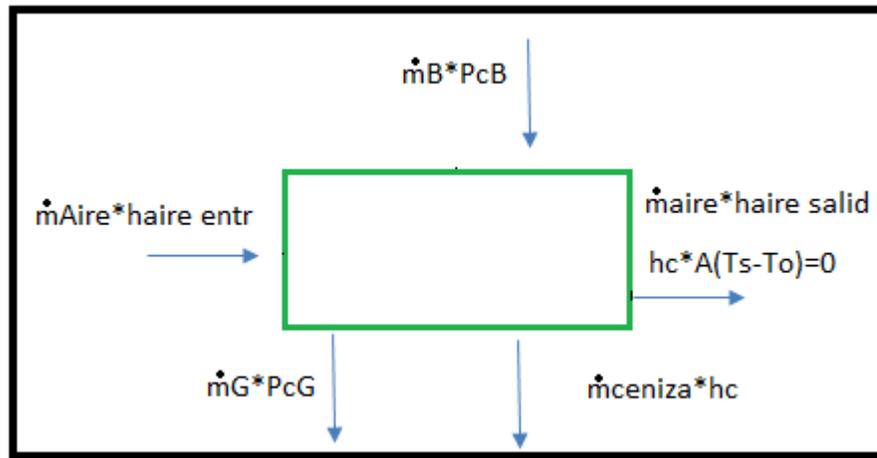


Figura No. 25 Diseño experimental

En función del modelo característico se obtiene:

$$\begin{aligned}
 & \dot{m}_B * PC_B + \dot{m}_{aire} * (h_{aire\ salid} - h_{aire\ entr}) - \dot{m}_{Gas} \\
 & \quad * [Cp_{gas} (T_{gas} - T_o)] + PC_{gas} - \dot{m}_{ceniza} \\
 & \quad * Cp_{ceniza} (T_{ceniza} - T_o) - hc * As (Ts - To) \\
 & = 0
 \end{aligned}
 \quad [Ec. 10]$$

\dot{m}_B : Masa de Biomasa

PC: Poder calórico

As: área superficial

Cp: Calor específico

h: entalpía

hc: Coeficiente combinado de transferencia de calor

Todo está a condiciones estables es decir cuando se estabiliza a temperaturas óptimas.

η = eficiencia en frio

$$\eta = \frac{\dot{m}_{gas} * PC_{gas}}{\dot{m}_B * PCB + \dot{m}_{airehaire}} \quad [\text{Ec. 11}]$$

η = eficiencia en caliente

$$\eta = \frac{\dot{m}_{gas} * PCI_{gas} + \dot{m}_{gashgas}}{\dot{m}_B * PCB + \dot{m}_{airehaire}} \quad [\text{Ec. 12}]$$

Para encontrar el calor específico se procedió a encontrar la fracción másica de los componentes gaseosos existentes en el producto final de gasificación, además del poder calórico de los siguientes gases cuyos resultados se presentan en las siguientes tablas.

Tabla 8 Poder calórico del café

CAFÉ				
Gas	Peso (g)	Fracción másica	Cp. (kJ/kg K)	Cp. mezcla (kJ/kg K)
N2	7,806	0,333020478	1,039	0,34600828
CH4	0,322	0,012585324	2,2537	0,02836355
CO2	13,035	0,556100683	0,846	0,47046118
H2O	2,277	0,097141638	1,8723	0,18187829
Total	23,44			1,02671129
Pci = 1004,04 kJ/kg				
Cp. = 1,027 kJ/kg K				

Tabla 9 Poder calórico del cacao

CACAO

Gas	Peso (g)	Fracción másica	Cp. (kJ/kg K)	Cp. mezcla (kJ/kg K)
N2	7,728	0,32336081	1,039	0,33597188
CH4	0,295	0,012343613	2,2537	0,0278188
CO2	13,77	0,576174735	0,846	0,48744383
H2O	2,106	0,088120842	1,8723	0,16498865
Total	23,899			1,01622316
Pci: = 919,23 kJ/kg				
Cp. = 1,016 kJ/kg K				

Tabla 10 Poder calórico de la Madera-Eucalipto

MADERA-EUCALIPTO

Gas	Peso (g)	Fracción másica	Cp. (kJ/kg K)	Cp. mezcla (kJ/kg K)
N2	9,497	0,460081387	1,039	0,47802456
CH4	0,396	0,014291251	2,2537	0,03220819
CO2	9,11	0,441333204	0,846	0,37336789
H2O	1,639	0,079401221	1,8723	0,14866291
Total	20,642			1,03226355
Pci: = 1234,139 kJ/kg				
Cp. = 1,032 kJ/kg K				

3.2 EVALUACIÓN DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL REACTOR.

SENSORES REQUERIDOS

Para proceder a la evaluación de la Transferencia de calor en el reactor se requirió implementar la instrumentación necesaria como son las termocuplas tipo k y las PT100.

El criterio utilizado en la colocación de esta instrumentación está basado en la importancia de cada una de las zonas identificadas en el proceso de gasificación y distribuidas de la siguiente manera:

En las zonas de oxidación y reducción **Figura 26**, consideradas como críticas se instaló termocuplas tipo K **Figura 27**.

En las zonas de secado y pirólisis **Figura 26**, la temperatura disminuye de manera significativa, lo que hace posible utilizar sensores de temperatura PT100 **Figura 27**.

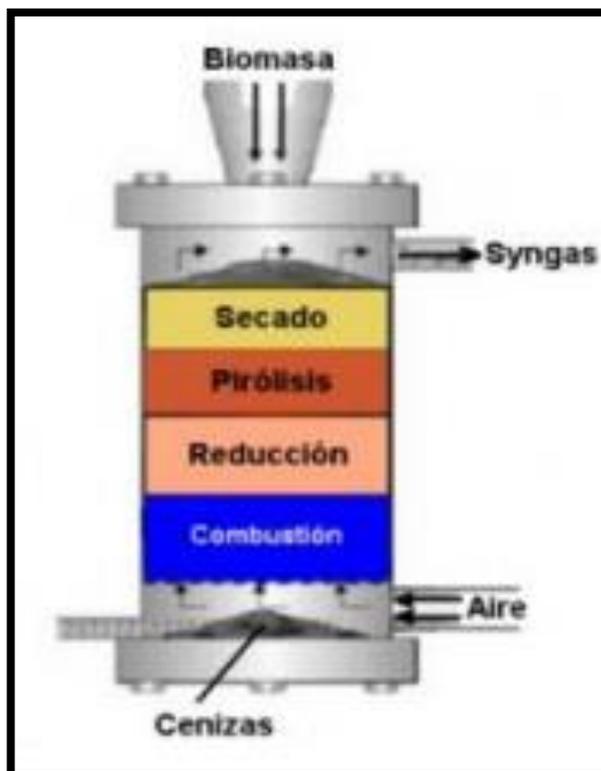


Figura No. 26 Zonas Principales de Gasificación.



Figura No. 27 Instrumentación utilizada: Termocuplas tipo K / PT100

COMUNICACIÓN Y CONTROL



Figura No. 28 NI MyRIO

Una vez instalados los sensores de temperatura la comunicación de señales se obtuvo mediante la utilización de NI MyRIO, **Figura 28**, el cual es un hardware embebido diseñado específicamente para ayudar a los estudiantes a desarrollar sistemas de ingeniería complejos y reales, de manera rápida y económica. (National Instruments, 2015). Finalmente el control se lo realizó con la ayuda del software LabView.

Tabla 12 Descripción de señales en conectores A y B

NOMBRE DE SEÑAL	REFERENCIA	DIRECCIÓN	DESCRIPCIÓN
+5V	DGND	SALIDA	+5V Salida de poder.
AI <0..3>	AGND	ENTRADA	0-5 V referenciado, entradas analógicas de terminación única.
AO <0..1>	AGND	SALIDA	0-5 V referenciado, salidas analógicas de terminación única.
AGND	N/A	N/A	Referencia para entradas y salidas analógicas.
+3.3V	DGND	SALIDA	+3.3V Salida de poder.
DIO <0..15>	DGND	ENTRADA O SALIDA	Líneas digitales de uso general, compatible con entradas de 3.3V/5V o salidas de 3.3V
UART.RX	DGND	ENTRADA	UART recibe la entrada. Líneas UART son eléctricamente idénticas a líneas DIO.
UART.TX	DGND	SALIDA	UART transmite la salida. Líneas UART son eléctricamente idénticas a líneas DIO.
DGND	N/A	N/A	Referencia para señales digitales de 5 V, y 3.3 V.

ADECUACIÓN DE SEÑALES

PT100: Es un sensor de temperatura hecho con un alambre de platino que a 0 °C tiene 100 ohms y que al aumentar la temperatura incrementa su resistencia eléctrica. Para adecuar las señales de los PT100 es necesario realizar una placa con resistencias, **Figura 31**, a través de las cuales se conectarán dichos sensores para posteriormente calibrarlos con ayuda de LabView.

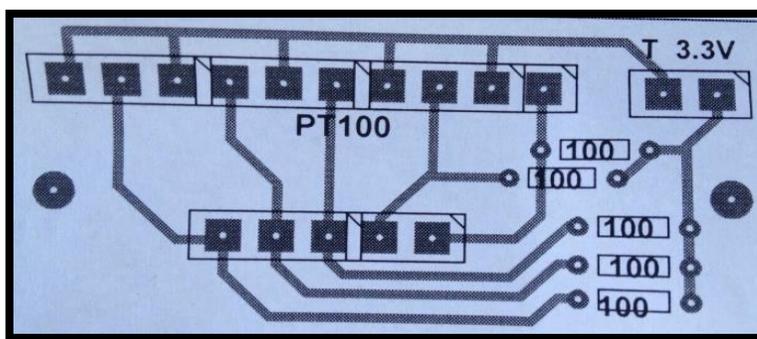


Figura No. 30 Diseño de placa

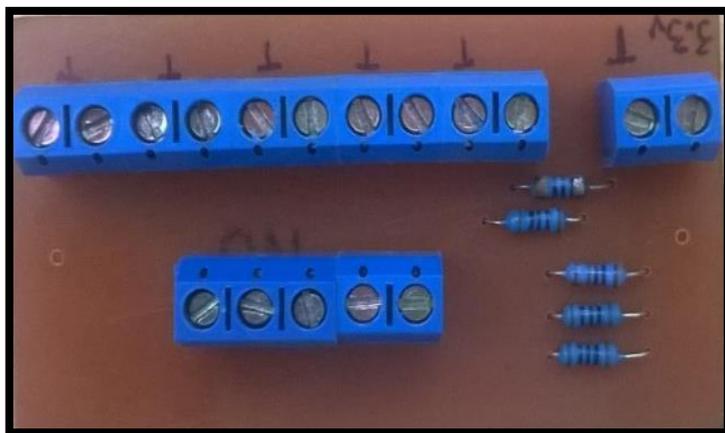


Figura No. 31 Placa de resistencias

TERMOCUPLAS: Es un transductor formado por la unión de dos metales distintos que produce una diferencia de potencial muy pequeña. Para incrementar la señal y lograr la comunicación adecuada con LabView fue necesario utilizar el circuito SEN-30004: MAX 31855, **Figura 32**.

Tabla 13 Características de las termocuplas tipo K

TERMOCUPLA	RANGO DE	LÍMITE DE	ELEMENTOS DE CABLE
TIPO	TEMPERATURA °C	ERROR	DE EXTENCIÓN
K	0-1250	+/- 2,2 °C	Chromel-Alumel

(weisz, 2015)

MAX 31855 (DESCRIPCIÓN GENERAL)

El MAX31855 realiza la compensación de unión fría y digitaliza la señal de termocuplas de distintos tipos como son K, J, N, T, S, R o E. Los datos se emiten en un código de 14-bit, compatible con SPI, el formato es sólo lectura. Este convertor lee temperaturas con 0.25 °C de precisión, permite lecturas que van desde -270 °C hasta +1800 °C, y exhibe un error de ± 2 °C para temperaturas que van desde -200 °C a +700 °C para termocuplas tipo K. (PlayingWithFusion, 2015)

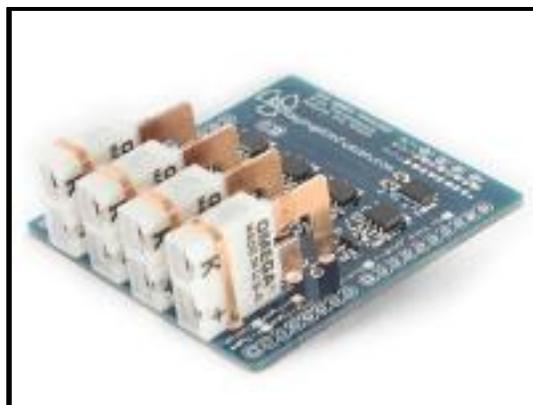


Figura No. 32 SEN-30004: MAX 31855

PROGRAMACIÓN

Este programa se lo diseño con la finalidad de poder obtener las curvas características del perfil de temperaturas en el Reactor, y a la vez los se utilizó realizar el levantamiento de las curvas características.

Para adquirir los datos de temperaturas a través del computador es necesario realizar la programación en LabView con el cual se comunicarán los sensores y posteriormente visualizaremos los datos que sean necesarios en el monitor del mismo.

NI myRIO posee su propio instalador de LabView el cual viene cargado con las librerías necesarias para su comunicación adecuada.

La programación se la realiza en el diagrama de bloques que constituye el código fuente del VI (Virtual Instruments), en el mismo son procesadas las entradas y salidas que pueden ser visualizadas en el panel frontal. El diagrama de bloques cuenta con un sin número de librerías en las cuales encontraremos todas las funciones y estructuras necesarias, las mismas que se materializan mediante los terminales con los controladores e indicadores que se colocan en el panel frontal. (labview, 2015)

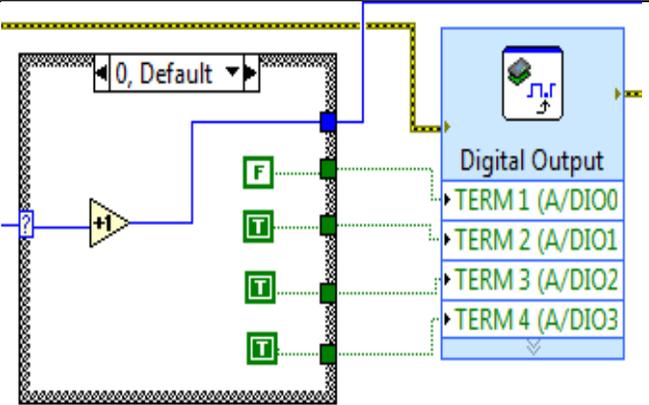
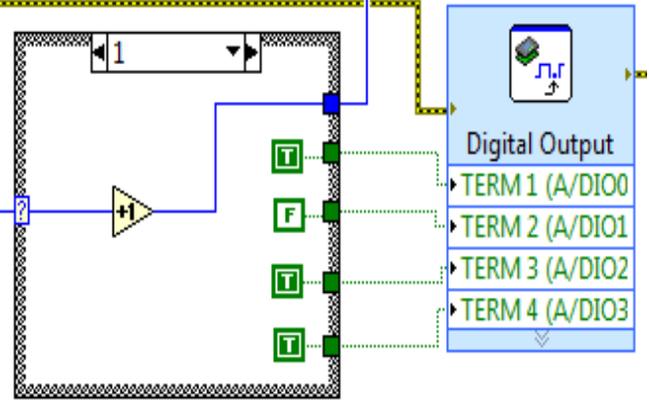
PROGRAMACIÓN TERMOCUPLAS

Paso 1: Para la adecuación de señales de las termocuplas se adquirió el circuito integrado MAX31855, el cual posee entradas para 4 termocuplas pero

tiene la capacidad de leer solo una a la vez por lo que se hace necesario en la programación colocarle un Case Structure, el cual es programado para cambiar de caso según la Termocupla que se necesite leer en ese instante.

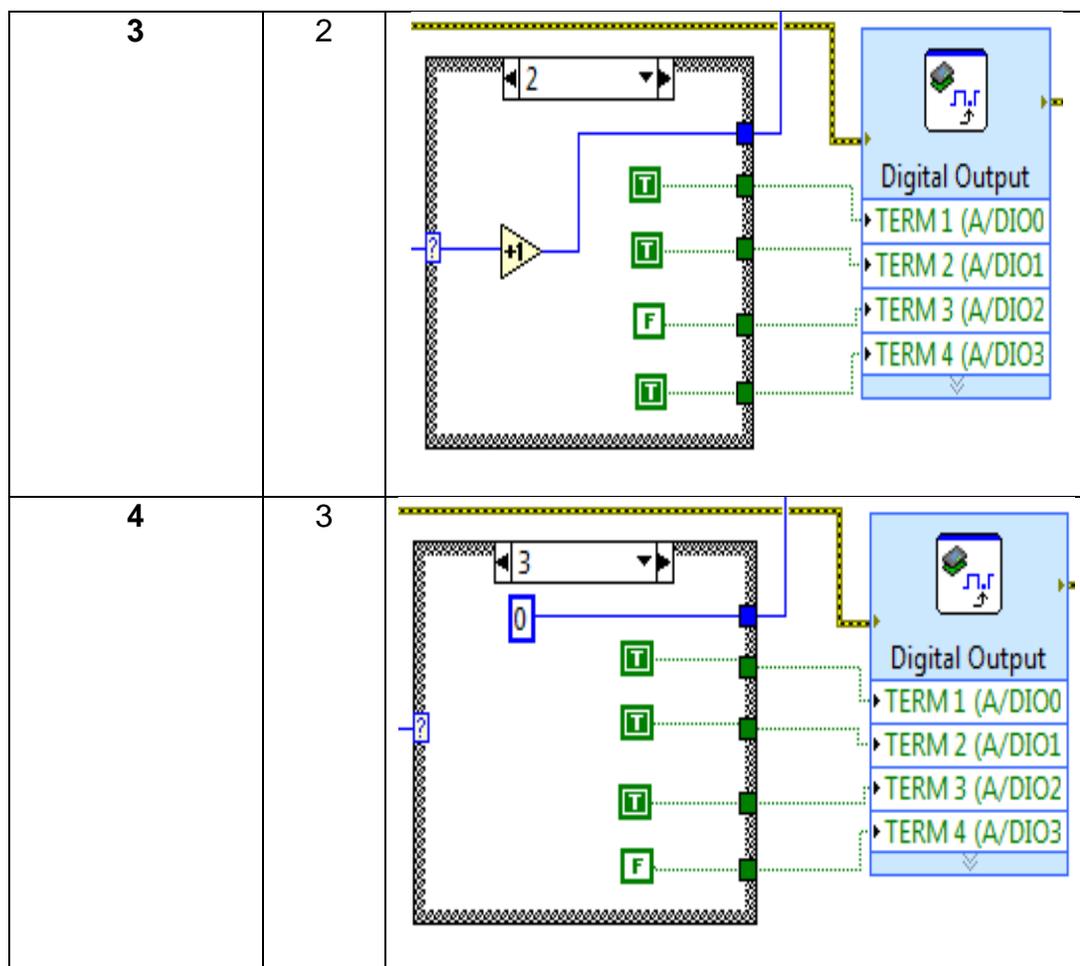
Previamente se seleccionaron los canales en los cuales van a ser colocadas las señales de las termocuplas, **Figura 29**.

Cuadro 2 Lectura de Termocuplas

TERMOCUPLA	CASO	PROGRAMACIÓN
1	0	
2	1	

CONTINÚA





Como se observa en el **Cuadro 2**, solo se envía una señal a ser procesada dependiendo del caso en el que se encuentre el Case Structure.

De la misma manera la conexión para los canales del NI myRIO tiene la siguiente distribución:

Tabla 14 Distribución de termocuplas en los canales del MyRIO

TERMOCUPLA	CANAL
1	A/DIO0
2	A/DIO1
3	A/DIO2
4	A/DIO3

Paso 2: Se debe desfragmentar la información que obtenemos del circuito integrado MAX31855 a través de comunicación SPI (Serial Peripheral Interface). La misma llega en 32 bits y se la debe descomponer en 4 fragmentos de 8 bits cada uno. En la configuración de la comunicación SPI también se cambian algunos parámetros para su adecuado funcionamiento.

Cuadro 3 Comunicación SPI

OPERACIÓN	PROGRAMACIÓN
<p><u>Frame Count:</u> Desfragmentar los 32 bits en 4 partes.</p> <p><u>Frames Read:</u> Salida de la señal.</p>	

CONTINÚA

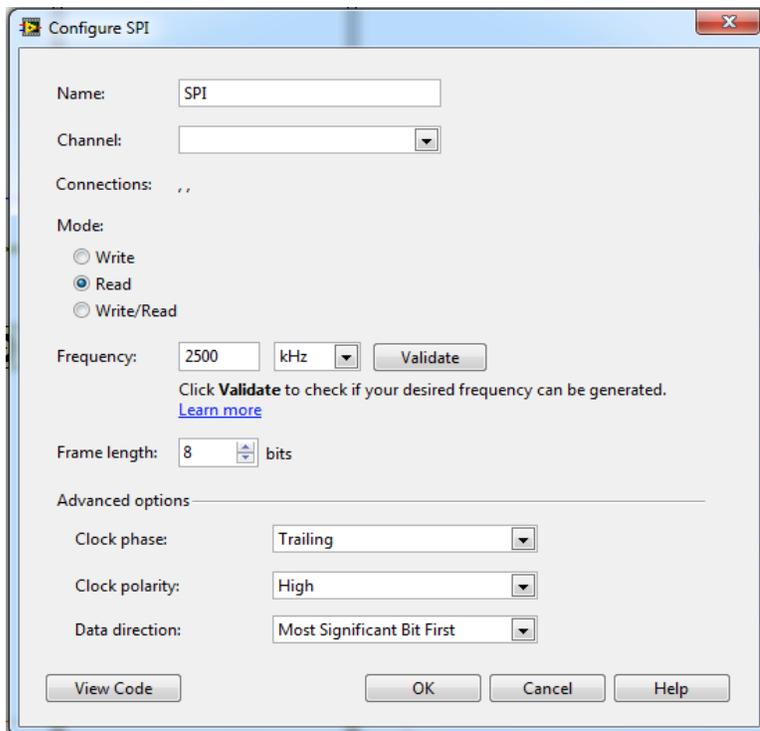


Frame Length: Indica que cada fragmento se encuentra conformado por 8 bits.

Mode: Son señales a ser leídas.

Los parámetros restantes como Frequency y Advanced options dependen de la forma de funcionamiento del módulo MAX31855 las cuales pueden ser consultadas en la página de su fabricante.

(PlayingWithFusion, 2015)



Paso 3: Los 4 fragmentos deben ser ordenados adecuadamente para que la información que envía el módulo MAX31855 sean los correctos y la lectura de las termocuplas sean las reales.

Para ordenar los datos se utiliza la información de funcionamiento del módulo, la cual presenta el fabricante y se encuentra detallada en el **Cuadro 4**. En cuanto a lo referente a calibración de las señales de temperatura, el fabricante indica

que el dato que da la Termocupla (14 bits) se multiplica por 0,25 y la temperatura interna (12 bits) se multiplica por 0,0625 **Figura 33**.

Cuadro 4 Memory Map-Descriptions

BIT	NAME	DESCRIPTION
D[31:18]	14-Bit Thermocouple Temperature Data	These bits contain the signed 14-bit thermocouple temperature value.
D17	Reserved	This bit always reads 0.
D16	Fault	This bit reads at 1 when any of the SCV, SCG, or OC faults are active. Default value is 0.
D[15:4]	12-Bit Internal Temperature Data	These bits contain the signed 12-bit value of the reference junction temperature.
D3	Reserved	This bit always reads 0.
D2	SCV Fault	This bit is a 1 when the thermocouple is short-circuited to VCC. Default value is 0.
D1	SCG Fault	This bit is a 1 when the thermocouple is short-circuited to GND. Default value is 0.
D0	OC Fault	This bit is a 1 when the thermocouple is open (no connections). Default value is 0.

(PlayingWithFusion, 2015)

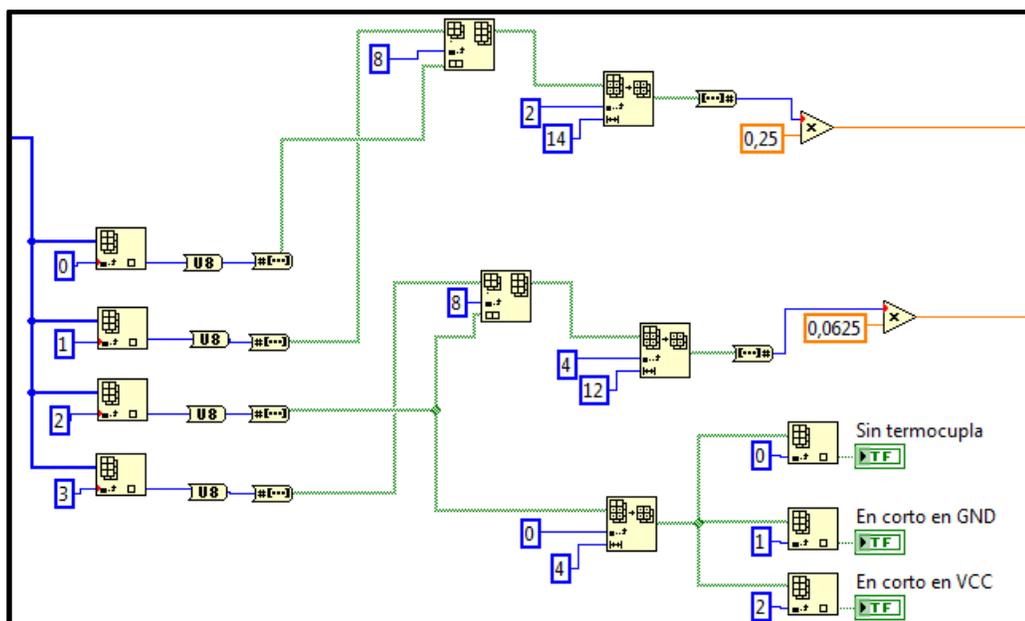
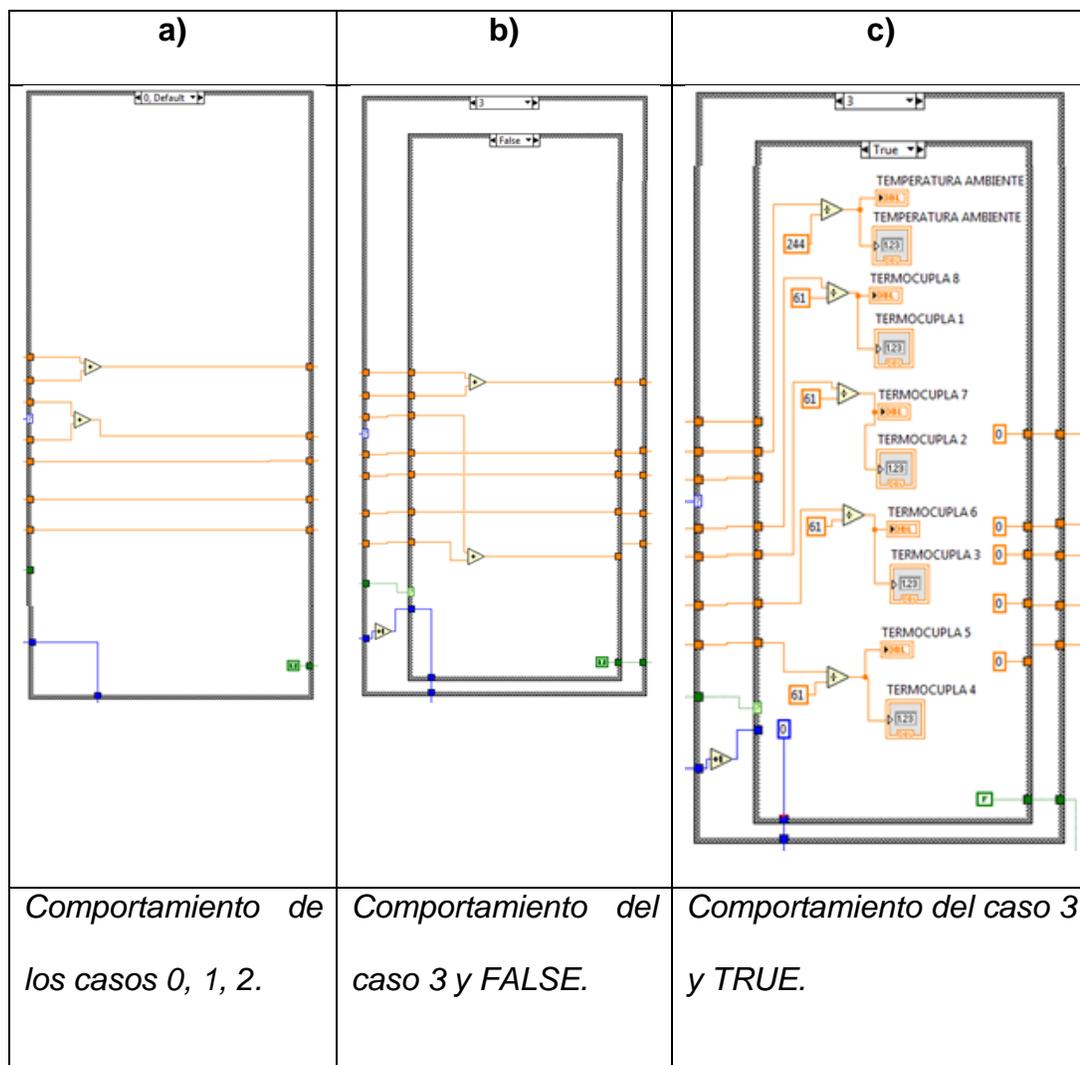


Figura No. 33 Ordenamiento de datos y calibración de temperaturas.

Paso 4: Para la obtención y respectiva grafica de las temperaturas se realiza la toma de 60 datos continuos los cuales son sumados para posteriormente obtener un valor promedio el cual ofrece una mayor confiabilidad. Para realizar dicho proceso se utilizó un Case Structure, el cual varía en función de los casos ya establecidos en Paso 1, para la programación entre el caso 0 y el caso 2 las temperaturas son sumadas continuamente **Cuadro 5-a)**, mientras que en la programación para el caso 3 por ser el último, es necesario ingresar un Case Structure interno el mismo cuenta con las opciones de TRUE o FALSE. Si el caso interno se encuentra en FALSE el caso 3 se comportará igual que en los anteriores (0, 1, 2) y la temperatura se sumarán de forma continua **Cuadro 5-b)**, el momento en que las 4 termocuplas adquirieren 60 datos cada una, se activa

el caso TRUE y automáticamente las temperaturas se dividen para 60 y se presentan en la gráfica del panel frontal **Cuadro 5-c)**. El control de los casos TRUE o FALSE se lo realiza con un comparador **Figura 34**.

Cuadro 5 Adquisición de temperaturas.



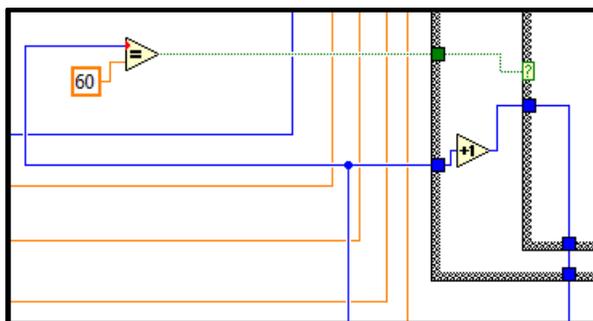


Figura No. 34 Comparador

Paso 5: Una vez que las señales hayan sido adquiridas las mismas deben ser reseteadas para que el proceso vuelva a iniciar y sea continuo.

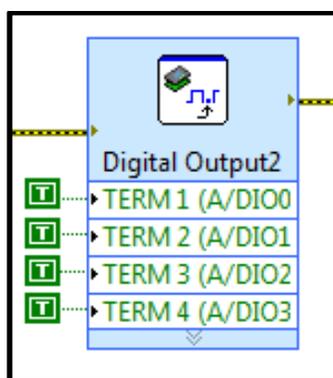


Figura No. 35 Reseteo de señales

PROGRAMACIÓN PT100

Paso 6: Para la adquisición de las temperaturas por medio de los PT100 debemos seleccionar los canales, **Figura 29**, en los cuales van a ser conectados los mismos y configurarlos en un Analog Input, **Figura 36**.

Tabla 15 Distribución de PT100 en los canales del myRIO

PT100	CANAL	Pin
1	A/AI0	3
2	A/AI1	5
3	A/AI2	7
4	A/AI3	9
5	B/AI0	3

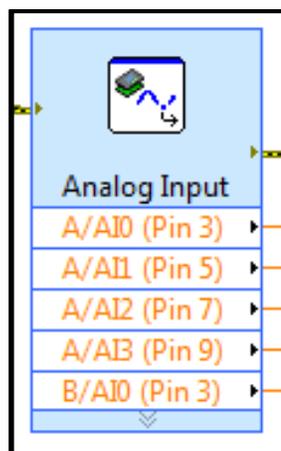
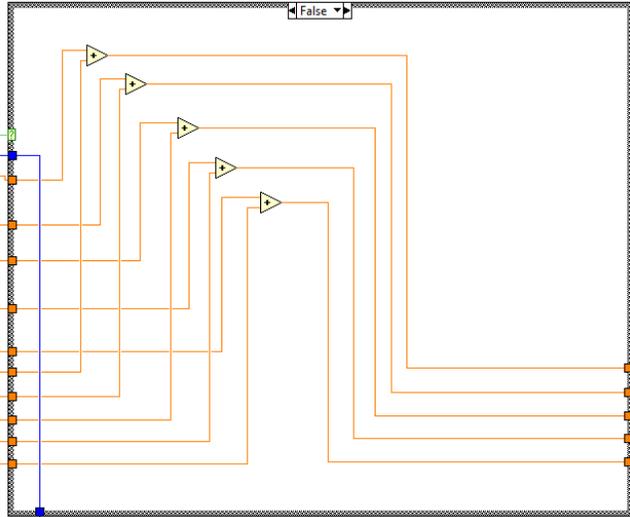
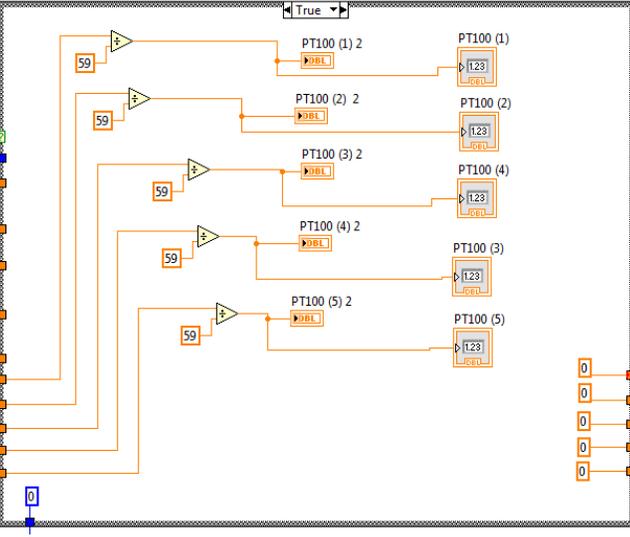


Figura No. 36 Selección de canales para PT100

Paso 7: Al igual que en la adquisición de temperaturas por medio de las termocuplas, para obtener datos con mayor confiabilidad se debe realizar la acción de acumulación y promedio para lo cual utilizamos nuevamente un Case Structure con un TRUE y un FALSE. La forma de control del “Case Structure” es la misma que se utilizó con las termocuplas (con un comparador) **Figura 37.**

Cuadro 6 Graficas de PT100

CASO	PROGRAMACIÓN	ACCIÓN
FALSE		<p>Las temperaturas de las 5 PT100 se siguen acumulando</p>
TRUE		<p>Las temperaturas son promediadas y se muestra su gráfica en el panel frontal.</p>

Paso 8: Para realizar la calibración de las PT100 fue necesario elaborar adecuaciones de multiplicación y resta a cada una de las señales antes de su

ingreso al Case Structure. Los valores por los cuales se multiplicó y restó fueron 581,43823 y 976,90313 respectivamente.

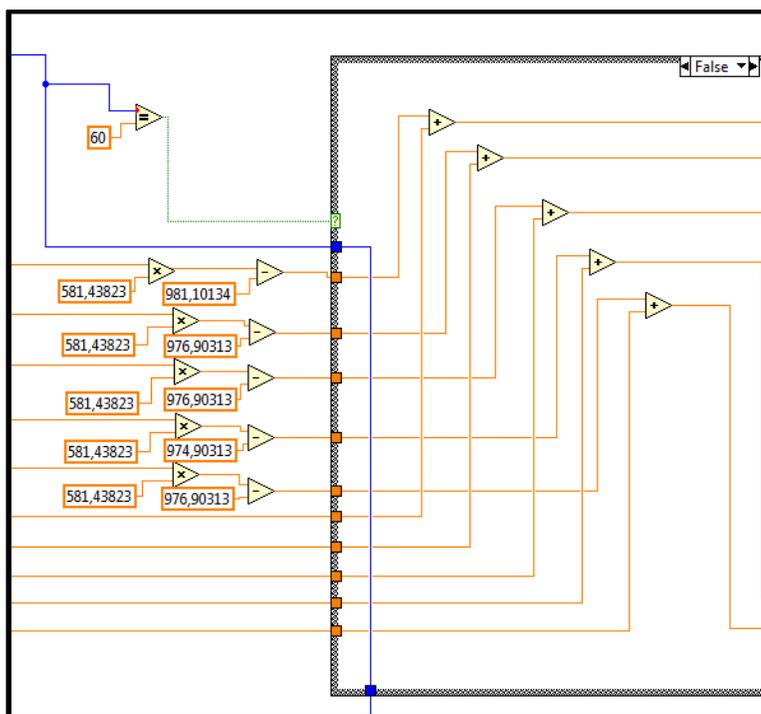


Figura No. 37 Calibración de PT100 y comparador.

Para encontrar los valores con los cuales se realizó la calibración de señales, fue necesaria la utilización de una fuente de poder, con la que se procedió a calentar una resistencia de potencia, misma que se encontraba conectada a la PT100 y un termómetro digital patrón. De ésta manera se pudo observar la temperatura que marcaba el termómetro y la señal de voltaje que enviaba la PT100, con éstos datos se llegó a determinar la ecuación de la recta e ingresar sus valores en la programación.

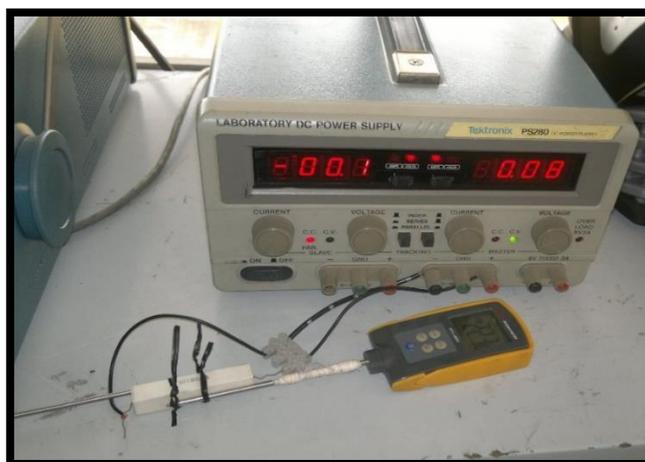


Figura No. 38 Calibración de PT100 con termómetro patrón..

Todos los pasos de programación indicados anteriormente se encontraban colocados en una Flat Sequence Structure **Figura 39** con el siguiente orden:

Tabla 16 Disposición de pasos en la Flat Sequence.

PASO	POSICIÓN EN LA SECUENCIA
1	1
2	2
3	3
4	3
5	4
6	5
7	6
8	6

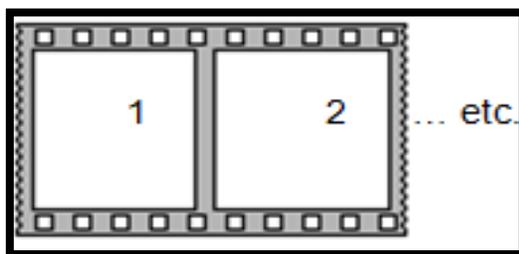


Figura No. 39 Flat Sequence Structure.

Cada instrumento posee una sensibilidad distinta y su tiempo de respuesta va a ser diferente dependiendo de la misma, en el caso de los sensores que utilizamos para la adquisición de temperaturas las PT100 brindan 4 datos por cada uno de las termocuplas.

El gasificador por ser un sistema térmico en el cual sus cambios de temperatura son de respuesta lenta es necesario poder controlar el tiempo de espera entre la toma de datos para evitar la repetición de datos innecesarios. El de espera se lo realiza en el Case Structure principal el cual contiene en su interior toda la programación necesaria para la adquisición de datos. Mientras el Case Structure se encuentra en TRUE la programación se activa y realiza la lectura de temperaturas, mientras que el momento que se cambia a FALSE la programación se encuentra oculta y espera que transcurra el tiempo establecido por el usuario.

El control del tiempo se lo realiza con la herramienta “Wait Until Next Multiple Express VI” **Figura 40**, en la cual se ingresa el tiempo (en milisegundos) que se necesita desactivar la programación.

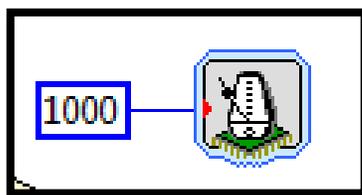


Figura No. 40 Wait Until Next Multiple Express VI.

Para evitar daños por paros indebidos en el NI myRIO es necesario utilizar un botón de START “ubicado en el panel frontal”, el cual se encuentra ligado a la programación mediante un Select Function el mismo que identifica y discrimina mediante un TRUE o FALSE si el botón se encuentra activado o no y permite el paso de información e iniciación del proceso de toma de datos.

Adicionalmente se coloca un contador y un comparador **Figura 41** para que el proceso no inicie de manera brusca y ocurran daños en la tarjeta.

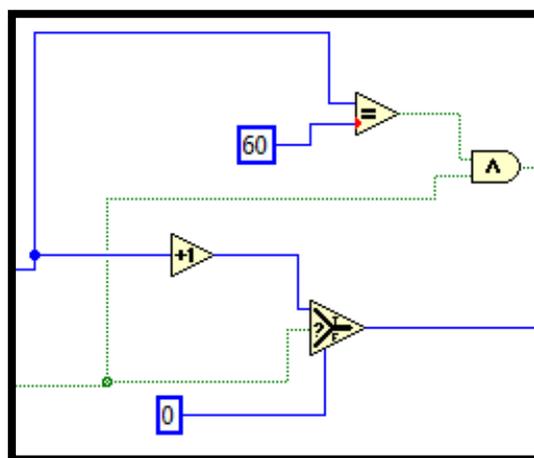


Figura No. 41 Contador y comparador para inicio de toma de datos.

PANEL FRONTAL.

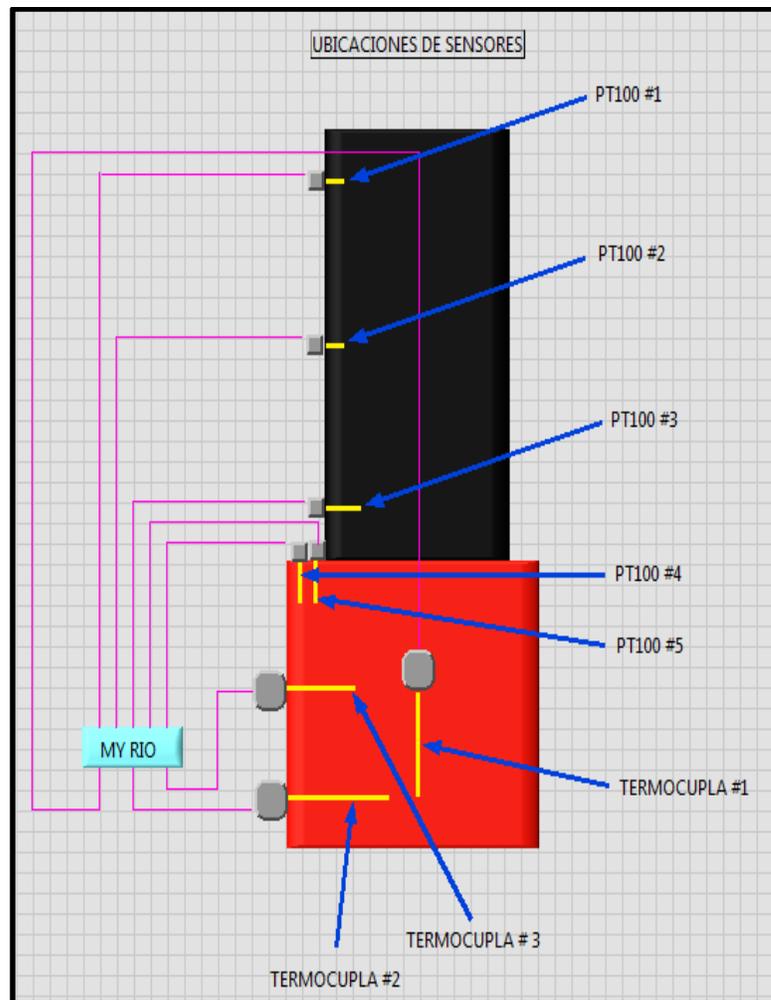


Figura No. 42 Ubicación de sensores en el gasificador.

La visualización de los datos procesados por la programación son presentados a través del panel frontal de LabView, es por ello que el mismo debe ser lo más explícito posible con el usuario y no exista el riesgo de causar errores al momento de su manipulación. Para evitar confusiones de conexión de cables

se elaboró un esquema en el cual se explica la ubicación de cada uno de los sensores dentro del equipo, **Figura 42**.

Adicional se dispone de botonería con la cual iniciamos y terminamos el proceso de toma de datos, muy cerca de la misma se puede identificar un cuadro de salida de errores, el mismo que nos informa si existe alguna anomalía en el funcionamiento de la toma de datos **Figura 43**. En caso de arrojar algún error se puede copiar el código que se nos indica en el cuadro y buscar información sobre el mismo en internet para poder determinar la forma óptima de solución.



Figura No. 43 Botonería y salida de errores

Para finalizar contamos con las gráficas de las temperaturas con las cuales se procederá a realizar el análisis de comportamiento del gasificador **Figura 44**.

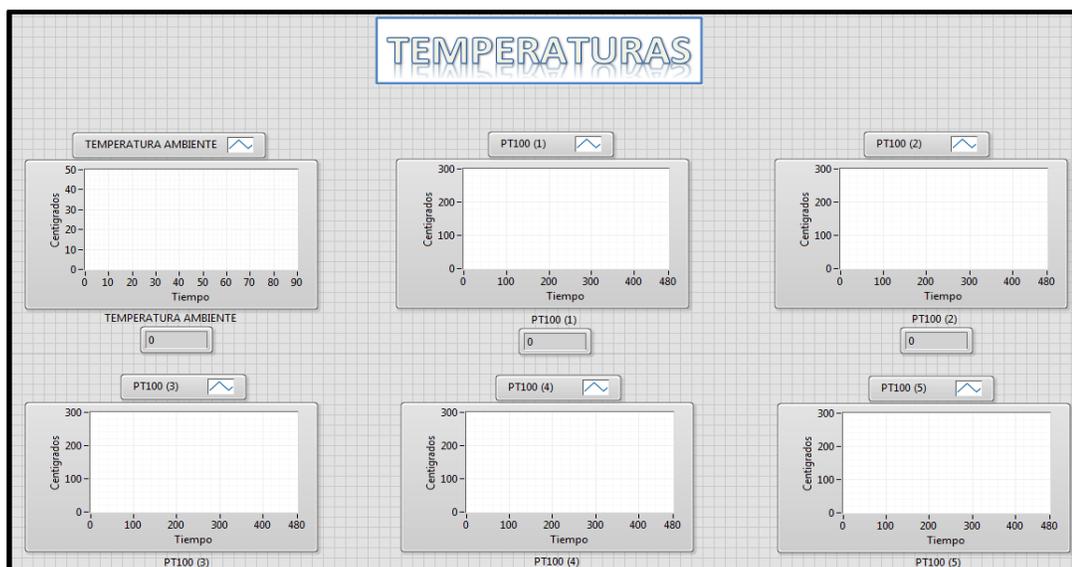


Figura No. 44 Gráficas de temperaturas.

Mediante el software de MyRio adquirido se obtuvieron datos que sirvieron para validar la simulación de la distribución de temperaturas, dicha simulación fue realizada en un software de ayuda estudiantil.

Cálculos de temperaturas en función de la altura.

Flujo de calor superficial constante.

Para flujo de calor superficial constante observamos primero que es sencillo determinar la transferencia de calor q_{conv} . Como q_s'' es independiente de x se sigue que:

$$q_{conv} = q_s''(P \cdot L) \quad [\text{Ec. 13}]$$

Esta expresión se puede utilizar con la ecuación $q_{conv} = \dot{m}C_p(T_{m,o} - T_{m,i})$ para determinar el cambio en la temperatura del fluido, $T_{m,o} - T_{m,i}$.

Para q_s'' constante se sigue también que el lado derecho de la ecuación $\frac{dT_m}{dx} = \frac{q_s'' P}{\dot{m} C_p} = \frac{P}{\dot{m} C_p} h(T_s - T_m)$ es una constante independiente de x . De aquí:

$$\frac{dT_m}{dx} = \frac{q_s'' P}{\dot{m} C_p} \neq f(X) \quad [\text{Ec. 14}]$$

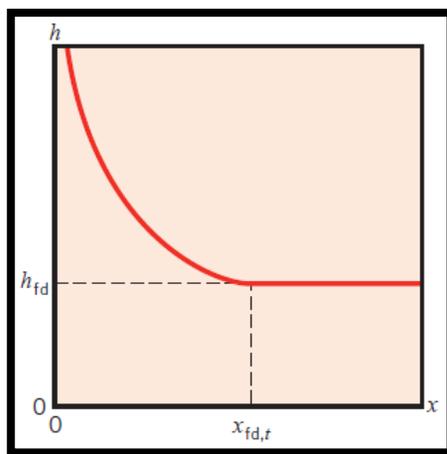


Figura No. 45 Variación axial del coeficiente de transferencia de calor por convección para el flujo en un tubo.

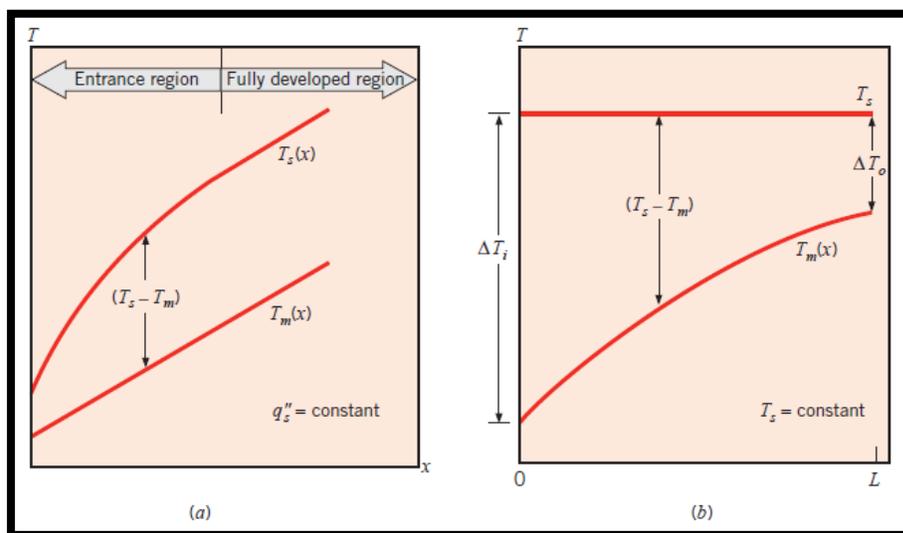


Figura No. 46 Variaciones de la temperatura axial para transferencia de calor en un tubo. (a) Flujo constante de calor superficial. (b) Temperatura superficial constante.

Al integrar desde $x = 0$, se sigue que:

$$T_m(x) = T_{m,i} + \frac{q_s'' P}{\dot{m}C_p} x \quad q_s'' = \text{constante} \quad [\text{Ec. 15}]$$

En consecuencia, la temperatura media varia de forma lineal con x a lo largo del tubo, **Figura 46a**). Además, de la ecuación $q_s'' = h(T_s - T_m)$ y de la **Figura 45** también esperamos que la diferencia de temperaturas ($T_s - T_m$) varíe con x , como se muestra en la **Figura 46a**). Esta diferencia es inicialmente pequeña (debido al valor grande de h en la entrada) pero se incrementa al aumentar x debido a la disminución en h que ocurre a medida que se desarrolla la capa límite. Sin embargo, sabemos que en la región completamente desarrollada h es independiente de x . Por ello de la ecuación $q_s'' = h(T_s - T_m)$ se sigue que ($T_s - T_m$) también debe ser independiente de x en esta región.

Se debe advertir que, si el flujo de calor no es constante, pero en lugar de eso es una función conocida de x , la ecuación $\frac{dT_m}{dx} = \frac{q_s'' P}{\dot{m}C_p} = \frac{P}{\dot{m}C_p} h(T_s - T_m)$ aún se puede integrar para obtener la variación de la temperatura media con x . De manera similar, la transferencia total de calor se puede obtener del requerimiento de que $q_{conv} = \int_0^L q_s''(x) P dx$.

Temperatura superficial constante.

Los resultados para la transferencia total de calor y la distribución axial de la temperatura media son completamente diferentes para la condición de *temperatura superficial constante*. Al definir ΔT como $T_s - T_m$, la ecuación $\frac{dT_m}{dx} = \frac{q_s'' P}{\dot{m}C_p} = \frac{P}{\dot{m}C_p} h(T_s - T_m)$ se puede expresar como:

$$\frac{dT_m}{dx} = -\frac{d(\Delta T)}{dx} = \frac{P}{\dot{m}C_p} h\Delta T \quad [\text{Ec. 16}]$$

Al separar variables e integrar desde la entrada hasta la salida del tubo,

$$\int_{\Delta T_1}^{\Delta T_0} \frac{d(\Delta T)}{\Delta T} = -\frac{P}{\dot{m}C_p} \int_0^L h dx \quad [\text{Ec. 17}]$$

ó

$$\ln \frac{\Delta T_0}{\Delta T_1} = -\frac{PL}{\dot{m}C_p} \left(\int_0^L \frac{1}{L} h dx \right) \quad [\text{Ec. 18}]$$

De la definición del coeficiente promedio de la transferencia de calor por convección, de la ecuación $\bar{h} = \frac{1}{A_s} \int_{A_s} h dA_s$ se sigue que:

$$\ln \frac{\Delta T_0}{\Delta T_i} = -\frac{PL}{\dot{m}C_p} \bar{h}_L \quad T_s = \text{constante} \quad [\text{Ec. 19}]$$

Donde \bar{h}_L , o simplemente \bar{h} , es el valor promedio de h para todo el tubo. Recomendando,

$$\frac{\Delta T_0}{\Delta T_i} = \frac{T_s - T_{m,o}}{T_s - T_{m,i}} = \exp\left(-\frac{PL}{\dot{m}C_p} \bar{h}\right) \quad T_s = \text{constante} \quad [\text{Ec. 20}]$$

Si hubiéramos integrado desde la salida del tubo hasta alguna posición axial x dentro del tubo, obtendríamos el resultado similar, pero más general.

$$\frac{T_s - T_{m(x)}}{T_s - T_{m,i}} = \exp\left(-\frac{PL}{\dot{m}C_p} \bar{h}\right) \quad T_s = \text{constante} \quad [\text{Ec. 21}]$$

Donde \bar{h} es ahora el valor promedio de h desde la entrada del tubo hasta x . Este resultado nos dice que la diferencia de temperaturas ($T_s - T_m$) disminuye exponencialmente con la distancia a lo largo del eje del tubo. Las distribuciones de las temperaturas superficial axial y media son por tanto como se muestra en la **Figura 46b**).

La determinación de una expresión para la transferencia total de calor q_{conv} se complica por la naturaleza exponencial de la disminución de la temperatura. Al expresar la ecuación $q_{conv} = \dot{m}C_p(T_{m,o} - T_{m,i})$ en la forma:

$$\begin{aligned} q_{conv} &= \dot{m}C_p[(T_s) - (T_{m,i}) - (T_s - T_{m,o})] & [\text{Ec. 22}] \\ &= \dot{m}C_p(\Delta T_1 - \Delta T_0) \end{aligned}$$

y sustituir para $\dot{m}C_p$ de la ecuación 18, obtenemos:

$$q_{conv} = \bar{h}A_s\Delta T_{ml} \quad T_s = \text{constante} \quad [\text{Ec. 23}]$$

Donde A_s es el área superficial del tubo ($A_s = P.L$) y ΔT_{ml} es la diferencia de temperaturas media logarítmica.

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_o - \Delta T_i}{\ln(\Delta T_o/\Delta T_i)} \quad [\text{Ec. 24}]$$

La ecuación 22 es una forma de la ley de enfriamiento de Newton para todo el tubo, y ΔT_{ml} es el promedio apropiado de la diferencia de temperaturas sobre la longitud del tubo. La naturaleza logarítmica de esta diferencia promedio de temperaturas [en contraste, por ejemplo, con una diferencia de temperatura media aritmética de la forma $\Delta T_{ma} = (\Delta T_i + \Delta T_o)/2$] se debe a la naturaleza exponencial de la disminución de la temperatura.

Antes de concluir esta sección, es importante notar que, en muchas aplicaciones, es la temperatura de un fluido externo, en lugar de la temperatura de la superficie del tubo, la que es fija, **Figura 47**. En tales casos, se muestra fácilmente que los resultados de esta sección aún se pueden utilizar si T_s se reemplaza por T_∞ (temperatura de flujo libre del fluido externo) y \bar{h} se reemplaza por \bar{U} (coeficiente global promedio de transferencia de calor). Para tales casos, se sigue que:

$$\frac{\Delta T_o}{\Delta T_i} = \frac{T_\infty - T_{m,o}}{T_\infty - T_{m,i}} = \exp\left(-\frac{\bar{U}A_s}{\dot{m}C_p}\right) \quad [\text{Ec. 25}]$$

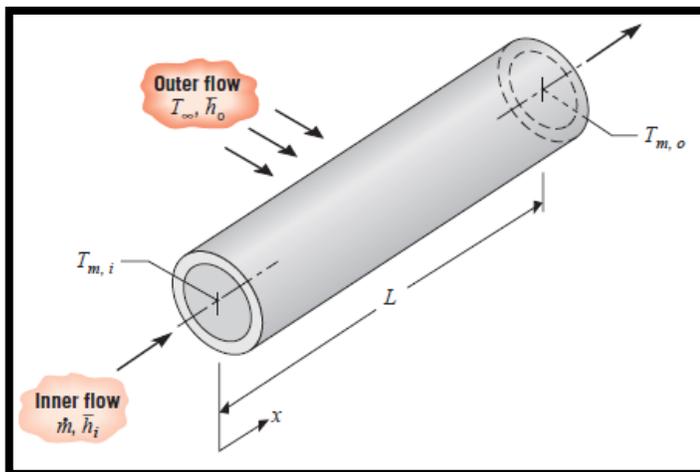


Figura No. 47 Transferencia de calor entre el fluido que corre sobre un tubo y un fluido que pasa por el tubo.

y

$$q = \bar{U}A_s\Delta T_{ml} \quad [\text{Ec. 26}]$$

El coeficiente global de transferencia de calor se define para esta aplicación incluirá contribuciones debidas a la convección en la superficie interna y externa del tubo. Para un tubo de pared delgada de conductividad térmica pequeña, también incluirá el efecto de la conducción a través de la pared del tubo.

Observe que el producto $\bar{U}A_s$ da el mismo resultado, sin importar si se define en términos de las áreas de la superficie interna ($\bar{U}_iA_{s,i}$) o externa ($\bar{U}_oA_{s,o}$) del tubo ($U_1A_1 = U_2A_2 = U_3A_3 = U_4A_4 = (\sum R_t)^{-1}$). Advierta también que $(\bar{U}A_s)^{-1}$ es equivalente a la resistencia térmica total entre los dos fluidos, en cuyo caso las ecuaciones 24 y 25 se pueden expresar como:

$$\frac{\Delta T_o}{\Delta T_i} = \frac{T_\infty - T_{m,o}}{T_\infty - T_{m,i}} = \exp\left(-\frac{1}{\dot{m}C_p R_{tot}}\right) \quad [\text{Ec. 27}]$$

y

$$q = \frac{\Delta T_{ml}}{\Delta R_{tot}} \quad [\text{Ec. 28}]$$

Una variación común de las condiciones anteriores es aquella para la que se conoce la temperatura uniforme de una superficie externa, $T_{s,o}$, en lugar de la temperatura de flujo libre de un fluido externo, T_{∞} . En las ecuaciones anteriores T_{∞} es reemplazada entonces por $T_{s,o}$, y la resistencia total expresa la resistencia de convección asociada con el flujo interno, así como la resistencia total debido a la conducción entre la superficie interna del tubo y la superficie que corresponde a $T_{s,o}$. (P.Incropera, 1999).

Coeficiente de transferencia por convección.

Se debe analizar la convección con parámetros adicionales.

Considerando la temperatura superficial para flujo interno $T_s = cte$ en la parte externa del gasificador, se puede utilizar la siguiente ecuación:

$$\frac{Tm(y) - Ts}{Tm(i) - Ts} = e^{\left(-\frac{hP}{mCp}y\right)} \quad [\text{Ec. 29}]$$

De la ecuación 28 nos interesa determinar h en función de los datos proporcionados por los sensores instalados en las distintas zonas del reactor.

Es importante resaltar que después de cierto tiempo el equipo llega al estado estable y en el mismo se puede trabajar con las temperaturas adquiridas por las termocuplas con lo cual la ecuación 28 queda:

$$\ln\left(\frac{Tm(y) - Ts}{Tm(i) - Ts}\right) = \left(-\frac{h * P}{\dot{m}Cp} * y\right) \quad [\text{Ec. 30}]$$

De la ecuación 29 se despeja h y se obtiene:

$$h = -\ln\left(\frac{Tm(y) - Ts}{Tm(i) - Ts}\right) \left[\frac{\dot{m} * Cp}{Py}\right] \quad [\text{Ec. 31}]$$

Donde:

h : Coeficiente de transferencia de calor por convección. $[W/m^2 * ^\circ K]$

$Tm(y)$: Temperatura en el punto final del cálculo. $[^\circ K]$

$Tm(i)$: Temperatura en el punto inicial del cálculo. $[^\circ K]$

Ts : Temperatura superficial del reactor. $[^\circ K]$

\dot{m} : Flujo másico del gas. $[kg/h]$

Cp : Poder calorífico del gas. $[J/kg * ^\circ K]$

P : Perímetro del reactor $[m]$

y : Altura entre $Tm(y)$ e $Tm(i)$ $[m]$

Con la ecuación 30 y los datos obtenidos gracias a los sensores de temperatura se pueden realizar los cálculos de coeficientes de transferencia por convección.

Ejemplo de cálculo para la madera:

$$h = -\ln\left(\frac{353,39 - 298}{680 - 298}\right) \text{°K} \left[\frac{1,29 \cdot 10^{-3} (\text{kg/s}) \cdot 1,39 (\text{J/kg} \cdot \text{°K})}{\pi (0,89\text{m}) (0,5\text{m})} \right]$$

$$h = -\ln\left(\frac{55,39}{382,25}\right) \left[\frac{1,33128}{1,39} \right] [\text{W/m}^2 \cdot \text{°K}]$$

$$h = -\ln(0,14)(0,95) [\text{W/m}^2 \cdot \text{°K}]$$

$$h = 1,93(0,95) [\text{W/m}^2 \cdot \text{°K}]$$

$$h = 1,84 [\text{W/m}^2 \cdot \text{°K}]$$

Resultados:

Tabla 17 Coeficientes de transferencia por convección (Café)

Coeficiente	Tm(y)	Tm,i	Ts	m gas	Cp gas	Perímetro	Altura	h
(h)	[K]	[K]	[K]	[kg/s]	[J/kg*°K]	[m]	[m]	[W/m²*°K]
1	367	1071,245	298	0,00237	1027	2,796	0,5	4,207232571
2	319,31	1071,245	298	0,00237	1027	2,796	0,99	3,158003189
3	316,04	1071,245	298	0,00237	1027	2,796	1,87	1,749432957
4	315,23	1071,245	298	0,00237	1027	2,796	2,73	1,212978431

CONTINÚA



Δh1	367	1071,245	298	0,00237	1027	2,796	0,5	4,207232571
Δh2	319,31	367	298	0,00237	1027	2,796	0,49	2,087360962
Δh3	316,04	319,31	298	0,00237	1027	2,796	0,88	0,164791446
Δh4	315,23	316,04	298	0,00237	1027	2,796	0,86	0,046501728

Tabla 18 Coeficientes de transferencia por convección (Cacao)

Coeficiente	Tm(y)	Tm,i	Ts	m gas	Cp gas	Perímetro	Altura	h
(h)	[K]	[K]	[K]	[kg/s]	[J/kg*K]	[m]	[m]	[W/m²*K]
1	395,176	1429,42	298	0,0028138	1016	2,796	0,5	5,019715086
2	321,5877	1429,42	298	0,0028138	1016	2,796	0,99	3,997440623
3	318,309	1429,42	298	0,0028138	1016	2,796	1,87	2,198123033
4	317,4584	1429,42	298	0,0028138	1016	2,796	2,73	1,52169841
Δh1	395,176	1429,42	298	0,0028138	1016	2,796	0,5	5,019715086
Δh2	321,5877	395,176	298	0,0028138	1016	2,796	0,49	2,954303415
Δh3	318,309	321,5877	298	0,0028138	1016	2,796	0,88	0,173890745
Δh4	317,4584	318,309	298	0,0028138	1016	2,796	0,86	0,050868126

Tabla 19 Coeficientes de transferencia por convección (Madera-Eucalipto).

Coeficiente	Tm(y)	Tm,i	Ts	m gas	Cp gas	Perímetro	Altura	h
(h)	[K]	[K]	[K]	[kg/s]	[J/kg*K]	[m]	[m]	[W/m2*K]
1	353,39	680,25	298	0,00129	1032	2,796	0,5	1,839485925
2	304,0713	680,25	298	0,00129	1032	2,796	0,99	1,992323156
3	301,61	680,25	298	0,00129	1032	2,796	1,87	1,187126766
4	299,6934	680,25	298	0,00129	1032	2,796	2,73	0,945182587
$\Delta h1$	353,39	680,25	298	0,00129	1032	2,796	0,5	1,839485925
$\Delta h2$	304,0713	353,39	298	0,00129	1032	2,796	0,49	2,148279514
$\Delta h3$	301,61	304,0713	298	0,00129	1032	2,796	0,88	0,281280826
$\Delta h4$	299,6934	301,61	298	0,00129	1032	2,796	0,86	0,419094663

3.3 LEVANTAMIENTO DE CURVAS CARACTERÍSTICAS

Tabla 20 Levantamiento de curvas características del café.

Tiempo	PT100 (1)	PT100 (2)	PT100 (3)	PT100 (4)	PT100 (5)	TERMOC. 1	TERMOC. 2	TERMOC. 3
[min]	[°C]							
0	38,24123	39,575705	39,815545	20,247255	24,03006	558,1248	43	38,5672
5	38,36412	39,68999	40,59274	20,407235	24,064355	558,472	43,6	38,6
10	38,47841	39,74434	40,61554	20,49872	24,19004	561,38	44,37376	39,7836
15	38,5356	39,841405	40,661235	20,52152	24,384315	567,98	45,32784	40,2
20	38,647	39,90148	40,69553	20,57871	24,590085	572,7704	47	41,4
25	38,72987	39,969975	40,8241	20,624405	24,63578	579,5472	48	42,79672
30	38,86407	40,018555	40,99269	20,715795	24,670075	581,8	49	43,2
35	38,95844	40,08142	41,106975	20,81868	24,681475	589,8232	50,6	44,73112

CONTINÚA



40	39,03843	40,115715	41,295525	20,91007	24,70437	590,5608	53,8	46,4
45	39,07835	40,272905	41,31842	20,96726	24,738665	596,4	60,85576	50,8
50	39,12698	40,384255	41,51842	20,990155	24,738665	599,22	66,94752	53,4656
55	39,28696	40,484255	41,74122	21,03585	24,77296	619,508	72,54096	55,6
60	39,39836	40,529995	42,37551	21,05865	24,78436	626,0328	79,87216	58,80328
65	39,43549	40,609985	42,70119	21,11584	24,79576	648,5512	81,82	59,37048
70	39,54121	40,795695	43,092675	21,12724	24,79576	659,2	88,1704	60,4
75	39,6984	40,98997	43,792675	21,150135	24,830055	677,9184	95,2	61
80	39,73548	41,04355	43,804075	21,470095	24,841455	700,22	103	62
85	39,82976	41,119265	43,915475	21,73296	24,95574	709,8	107,4	63,35408
90	39,75844	41,38142	44,12697	21,847245	25,047225	725,4096	116,6	64,8
95	39,83843	41,515715	44,43837	21,938635	25,150015	735,2	125,8392	65,22952
100	39,97835	41,772905	44,64977	22,007225	25,36151	744,512	140,1576	65,8492
105	40,32698	41,984255	44,972665	22,05292	25,507205	759,8	159,4	69,6
110	40,68696	42,084255	45,449805	22,075815	25,795805	766,304	177,4	72,8
115	40,89836	42,329995	45,461205	22,087215	25,975795	775,128	185	77,2984
120	41,43549	42,509985	45,529795	22,19871	27,155785	784,168	196,2816	82,2
125	42,04121	42,795695	45,781165	22,304385	27,558575	789,4	198,454	84
130	42,0984	42,98997	46,066925	22,612945	27,93866	796,992	200	90,4688
135	42,23548	43,04355	46,31262	23,21294	28,91002	798,245	203,656	94
140	42,22976	43,119265	46,18121	23,595815	29,0814	797,136	205,2816	97,7408
145	42,06694	43,08003	46,318295	23,984365	29,36716	796,664	207,6752	98,2
150	41,44698	42,42149	46,158315	24,052955	29,46995	795,072	215,4	103,108
155	40,96406	42,090035	45,87265	24,40721	29,584235	794,9	212,38	107,544
160	40,59557	41,621495	45,4955	24,441505	29,801405	776,9	208,0392	111,2
165	40,34127	41,50721	45,184005	24,452905	29,869995	762,4	206,38	113,8
170	40,02987	40,99288	45,049805	24,052955	30,018575	743,0284	196,5968	113, 0296
175	39,10982	40,67292	44,81551	24,01866	29,97288	736,7	185	113
180	38,57553	40,30717	44,461265	23,56152	29,892795	719,368	181,2264	111,2752
185	37,30133	39,57294	43,461265	23,50433	29,424255	705,0188	177,6264	111,108
190	36,83568	39,30435	43,232695	22,670135	29,275675	685,3736	171,1016	109,8656
195	35,61851	38,41296	42,83844	22,37865	29,04138	665,5552	163,1112	108,8064
200	34,5642	37,310075	41,518385	21,761585	28,984235	654,8	153,5672	106,2
205	33,96421	36,518685	40,08414	21,492995	28,801405	646,2672	148,4	102,6
210	32,72991	36,038695	39,93556	21,10151	28,469995	635,6	144,4	101,8
215	32,50711	35,501515	38,6384	20,91012	28,018575	628,9904	140,9408	100,2
220	32,28138	34,88723	38,112715	20,778665	27,97288	618,064	133,1344	98,4264
225	32,26998	34,61545	37,55279	20,687275	27,792795	600,0576	131,8	94,4456
230	32,1557	34,49868	37,01561	20,51301	27,624255	598,8	129,0424	91,7768
235	31,43569	34,144425	36,77564	20,45303	27,275675	596,6896	127,6232	87,5112
240	31,43569	33,858665	36,684155	20,212965	27,04138	595,8256	125,5376	85,8

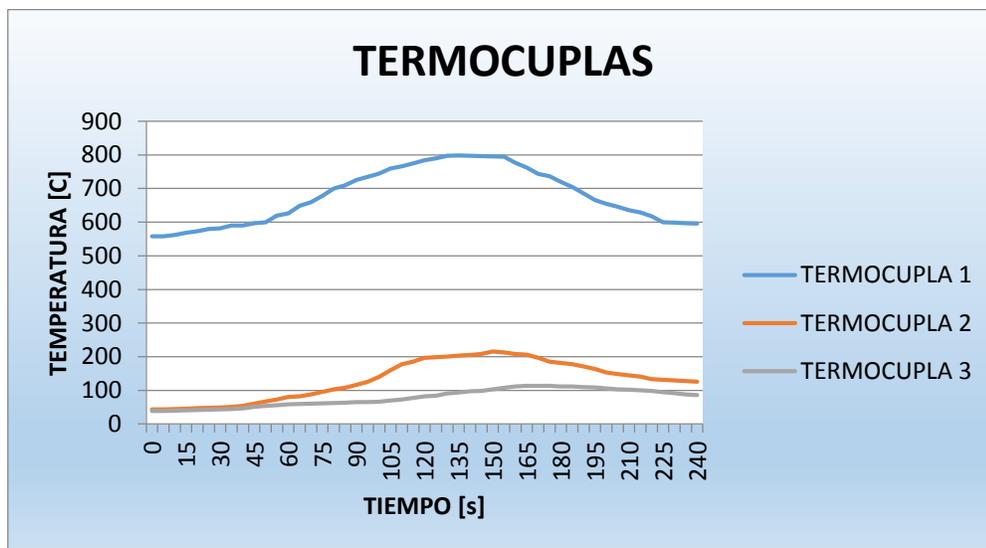


Figura No. 48 Temperaturas en termocuplas al combustionar CAFÉ

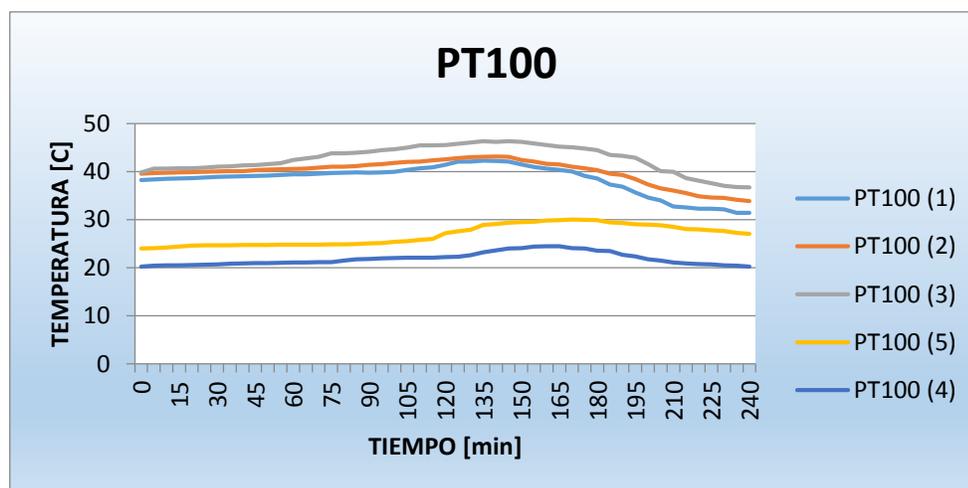


Figura No. 49 Temperaturas en PT100 al combustionar CAFE

Tabla 21 Levantamiento de curvas características del cacao.

tiempo	PT100 (1)	PT100 (2)	PT100 (3)	PT100 (4)	PT100 (5)	TERMOC. 1	TERMOC. 2	TERMOC. 3
[min]	[°C]							
0	39,2014	40,2241	41,9111	21,3129	25,2948	697,656	53,75	48,209
5	39,5382	40,7655	42,7292	21,4813	25,3309	698,09	54,5	48,25
10	39,8269	40,8858	42,9532	21,5776	25,4632	701,725	55,4672	49,7295
15	39,9472	41,3572	43,1013	21,6016	25,6677	709,975	56,6598	50,25
20	40,0194	41,597	43,5374	21,6618	25,8843	715,963	58,75	51,75
25	40,0795	41,7639	43,978	21,7099	25,9324	724,434	60	53,4959
30	40,1156	41,8842	44,1502	21,8061	25,9685	727,25	61,25	56,5
35	40,8855	42,2572	44,2705	21,9144	25,9805	737,279	63,25	62,1639
40	40,9096	42,4286	44,3795	22,0106	26,0046	738,201	67,25	66,75
45	41,0299	42,5699	44,7036	22,0708	26,0407	745,5	76,0697	69,75
50	41,0901	42,7384	45,3005	22,0949	26,0407	749,025	83,6844	70,582
55	41,1021	42,8105	45,5126	22,143	26,0768	774,385	90,6762	72
60	41,2946	42,8136	45,7246	22,167	26,0888	782,541	99,8402	73,5041
65	41,3306	42,9669	45,9366	22,2272	26,1008	810,689	102,275	74,2131
70	41,5352	43,1504	46,1877	22,2392	26,1008	824	110,213	75,5
75	41,6194	43,2436	46,5487	22,2633	26,1369	847,398	119	77,5
80	42,1367	43,2797	46,7607	22,6001	26,1489	910,275	128,75	77,5
85	42,1487	43,3399	46,8058	22,8768	26,2692	924,75	134,25	80,4426
90	42,293	43,6918	47,0419	22,9971	26,3655	969,262	145,75	81
95	42,8705	43,7729	47,1419	23,0933	26,4737	995,25	157,299	81,5369
100	42,9427	43,7729	47,3779	23,1655	26,4858	1055,64	168,947	82,3115
105	43,0148	43,8121	47,8539	23,2136	26,5339	1089,75	174,25	83,25
110	43,0389	44,2421	47,89	23,2377	26,5219	1101,63	184,25	83,5
115	43,0509	44,3053	47,9261	23,2497	27,2061	1112,66	193,75	84,123
120	43,6163	44,3263	48,1907	23,2618	27,6903	1130,21	199	102,75
125	43,6284	44,6542	48,287	23,4783	28,2391	1131,75	206,25	105
130	44,2539	45,0481	48,4915	23,8031	28,8828	1146,24	216,25	113,086
135	44,3141	45,2526	48,5396	24,6452	29,7391	1150,25	234,57	117,5
140	44,4584	45,309	48,5877	24,8377	30,3699	1156,42	245,352	122,176
145	44,6629	45,3474	48,6118	25,2467	31,4421	1149,58	259,594	122,75
150	44,8073	45,3887	48,7561	25,3189	31,5985	1126,34	269,25	125,135
155	43,9069	44,6467	48,087	25,6918	31,5504	993,625	257,975	128,18
160	43,248	44,0144	47,59	25,7279	31,4661	971,125	247,549	134
165	42,6472	43,8332	46,4779	25,7399	30,9729	953	244,75	142,25
170	42,1187	43,285	45,8419	25,3189	30,8165	916,2855	233,246	141,287
175	41,8127	42,7647	45,3058	25,2828	30,203	908,375	231,25	141,25

CONTINUÍA



180	41,4976	42,1821	44,7487	24,8016	29,8316	899,21	226,533	139,094
185	40,8014	41,4452	44,2487	24,7414	29,512	881,2735	222,033	138,885
190	40,2165	41,073	43,6081	23,8633	29,3128	856,717	213,877	137,332
195	39,5879	40,5768	43,1352	23,767	29,021	831,944	203,889	136,008
200	39,236	39,9685	42,5983	21,8543	28,9413	818,5	191,959	132,75
205	38,8939	39,2723	42,0412	21,7821	28,5699	807,834	185,5	128,25
210	38,3578	38,6881	41,7848	21,6858	28,2421	807	180,5	127,25
215	37,5338	38,0437	41,372	21,5896	28,0985	798,738	176,176	125,25
220	37,0804	37,4234	40,8397	21,2407	27,8504	797,58	166,418	123,033
225	36,5684	36,9911	40,2082	21,1445	27,4661	787,572	164,75	118,057
230	36,1481	36,3144	39,7638	20,8558	26,9729	786	161,303	114,721
235	35,4902	35,9415	39,1112	20,6874	26,3165	782,112	159,529	109,389
240	34,902	35,6407	38,6149	20,4347	25,7804	773,532	156,922	107,25

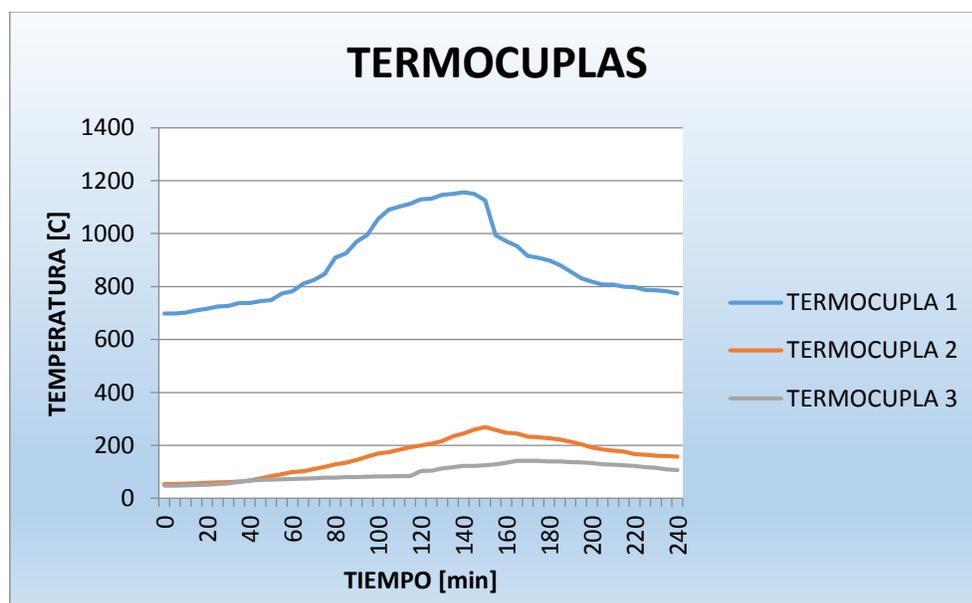


Figura No. 50 Temperaturas en termocuplas al combustionar CACAO

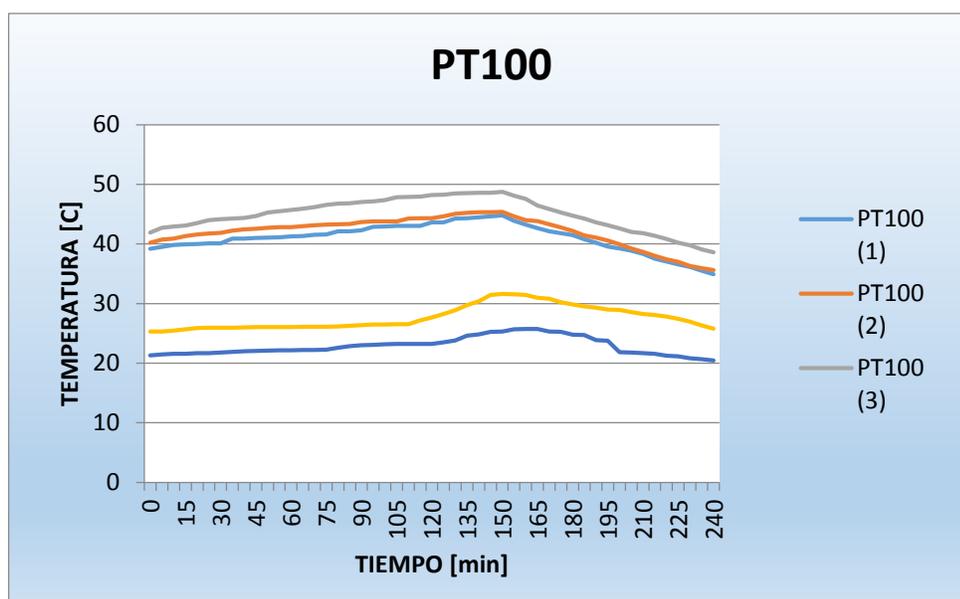


Figura No. 51 Temperaturas en PT100 al combustionar CACAO

Tabla 22 Levantamiento de curvas características de la Madera-Eucalipto

Tiempo	PT100 (1)	PT100 (2)	PT100 (3)	PT100 (4)	PT100 (5)	TERMOC. 1	TERMOC. 2	TERMOC. 3
[min]	[°C]							
0	22,9169	23,4263	24,4229	19,2385	21,3583	178,832	134,996	67,5
5	23,1732	23,4791	24,453	19,2385	21,3733	188,5	135,75	67,5
10	23,6632	23,4866	24,7771	19,246	21,4261	194,5	136,455	67,75
15	23,8968	23,562	24,8902	19,2535	21,4336	201,459	137	67,75
20	23,9798	23,5922	25,0259	19,2611	21,4638	204,475	137,68	68,6393
25	23,9948	23,6073	25,4329	19,2837	21,5166	212,414	138,5	68,75
30	24,025	23,6449	25,742	19,3289	21,5241	215,623	139,25	68,8361
35	24,0325	23,6977	26,0737	19,344	21,5769	222,246	140,25	68,9631
40	24,0551	23,7052	26,3601	19,344	21,5919	228,045	140,75	69,1803
45	24,0627	23,7731	26,6993	19,3591	21,5995	230,75	141,5	70
50	24,0702	23,7882	26,9933	19,3591	21,5995	233,381	141,75	70,1311
55	24,0702	23,9314	27,2873	19,3666	21,5995	235,25	141,984	70,25
60	24,0778	24,1877	27,6491	19,442	21,5995	237,369	142,5	70,5779
65	24,0778	24,3761	27,6717	19,5023	21,607	244,23	143,5	70,627

CONTINÚA



70	24,0853	24,5872	27,8602	19,5249	21,607	255,439	144,75	70,75
75	24,0928	24,6173	27,9808	19,5324	21,607	266,213	146,25	70,7787
80	24,1004	24,6626	28,1466	19,5626	21,607	282,25	147,5	70,8852
85	24,1079	24,753	28,4783	19,6455	21,6296	294,996	148,5	71
90	24,1154	25,0169	28,5084	19,6455	21,6522	308,795	149,25	71,4344
95	24,1154	25,1148	28,6064	19,6606	21,6673	319,5	149,75	71,5
100	24,123	25,4842	28,8326	19,6983	21,6749	322	150,5	71,6475
105	24,1305	25,5219	28,9079	19,9244	21,7955	327,098	151	71,6803
110	24,1456	25,7103	28,9305	19,9546	21,8105	337,369	151,25	71,75
115	24,1456	25,8611	28,9456	19,9696	21,8256	340,766	151,25	71,9631
120	24,1833	25,8913	28,9682	19,9696	21,8332	347	151,5	72,041
125	24,3491	25,9063	28,9909	20,0224	21,8332	352,299	151,75	72,25
130	24,3944	26,0269	29,0512	20,0224	21,8482	365	152,5	72,5
135	24,5225	26,0872	29,0888	20,03	21,8482	368,189	153,5	72,8279
140	24,5526	26,14	29,1115	20,0676	21,8708	371,898	154,5	73
145	24,5979	26,3586	29,2245	20,1355	21,8708	372,344	155,156	73,0902
150	24,8542	26,5772	29,2848	20,1506	21,901	375,619	156	73,75
155	24,8919	26,7657	29,3074	20,1656	21,9085	379,168	156,873	74,25
160	24,9295	26,8184	29,3979	20,1882	21,9161	380,5	157,75	74,4836
165	24,9974	26,8938	29,413	20,2109	21,9236	381,996	158,75	74,582
170	25,0954	26,9089	29,511	20,2335	21,9613	385,75	159,734	74,6025
175	25,3818	26,939	29,5336	20,2486	21,9688	383,434	160,283	74,8607
180	25,3894	26,9692	29,5939	20,2862	21,9688	384,348	161,168	75
185	25,4723	26,9843	29,6165	20,3465	21,9688	386,791	162	75,25
190	25,5703	27,0144	29,722	20,3465	21,9688	389,303	162,75	75,4467
195	25,7738	27,1199	29,8125	20,3616	21,9764	390,168	163,5	75,5
200	25,819	27,1878	29,8351	20,3918	21,9839	391,25	164,25	75,6516
205	25,8567	27,2858	30,2572	20,4219	21,9915	395,541	164,75	75,75
210	26,0678	27,6702	30,3628	20,4295	21,999	396,467	165,25	76
215	26,0828	27,7004	30,3929	20,4295	22,0216	397,143	165,75	76,1352
220	26,2261	27,7154	30,408	20,4521	22,0291	398,008	166	76,1475
225	26,2562	27,8285	30,4683	20,4898	22,0518	398,5	166,107	76,3156
230	26,3316	28,0471	30,8452	20,5275	22,0668	399,41	166,25	78,1311
235	26,3768	28,5898	31,011	20,535	22,0744	400,352	166,5	79,75
240	26,6934	28,6125	31,0713	20,5501	22,0819	407,25	166,5	80,3934

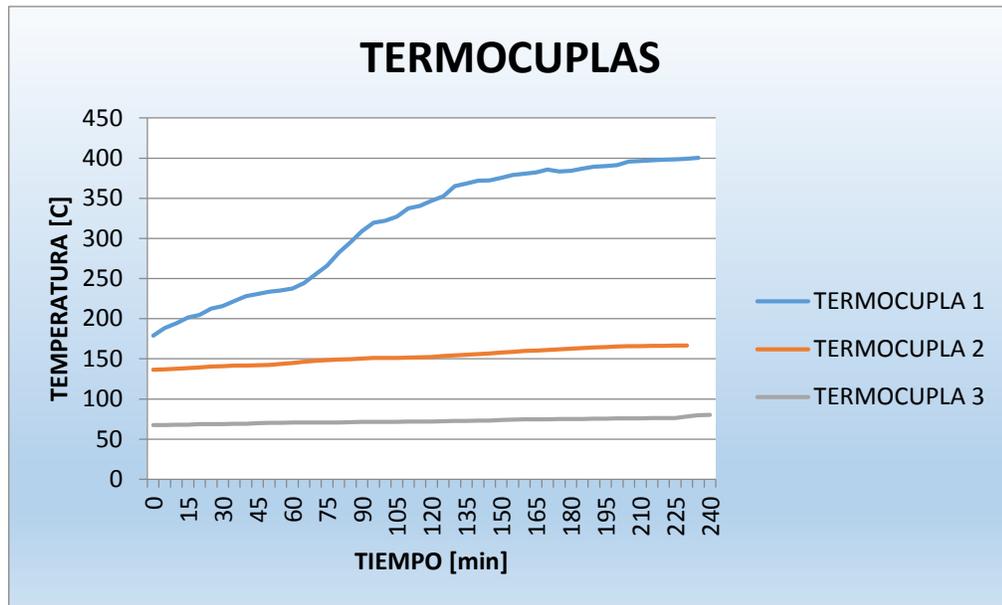


Figura No. 52 Temperaturas en termocuplas al combustionar MADERA-EUCALIPTO

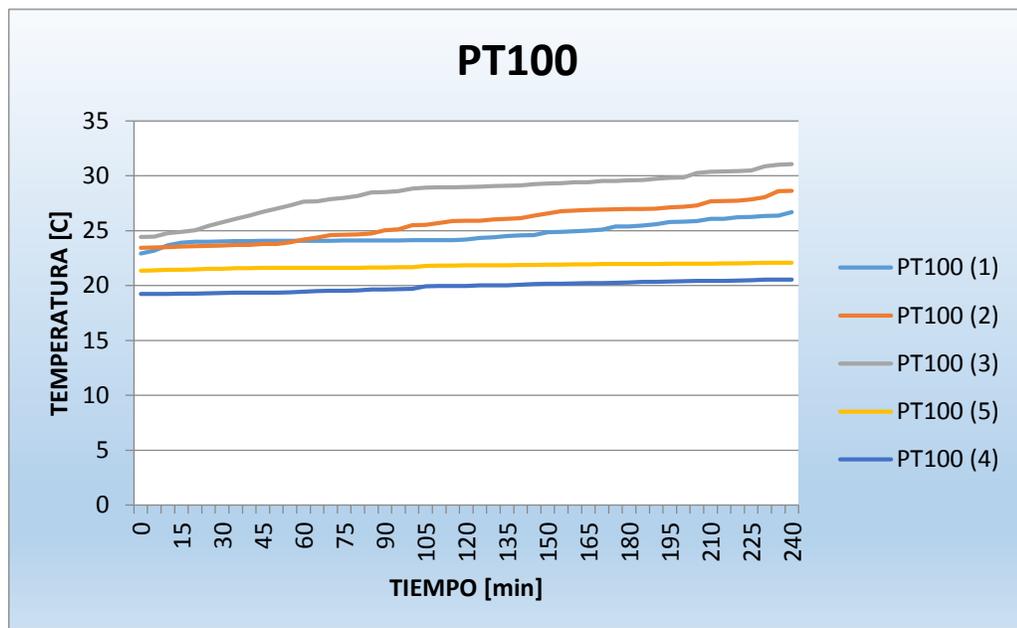


Figura No. 53 Temperaturas en PT100 al combustionar MADERA-EUCALIPTO

Después de obtener los datos con el software de MyRio se realizó la Evaluación de la Transferencia de Calor en el Reactor mediante las expresiones siguientes.

Distribución de temperaturas en base a la altura.

Partiendo de la ecuación 28 y una vez encontrado un coeficiente de transferencia de calor por convección adecuado para cada biomasa, se procederá a calcular las distintas temperaturas en función de la altura del reactor.

$$\frac{Tm(y) - Ts}{Tm(i) - Ts} = e^{\left(-\frac{hP}{\dot{m}Cp} * y\right)}$$

Debido a la necesidad de encontrar una altura en función de los valores ya conocidos la ecuación queda como:

$$Tm(y) - Ts = e^{\left(-\frac{hP}{\dot{m}Cp} * y\right)} (Tmi - Ts) \quad [\text{Ec. 32}]$$

De la ecuación 31 se despeja $Tm(y)$ con lo que se obtiene:

$$Tm(y) = e^{\left(-\frac{hP}{\dot{m}Cp} * y\right)} (Tmi - Ts) + [Ts] \quad [\text{Ec. 33}]$$

Ejemplo de cálculos para encontrar la temperatura en función de la altura:

$$Tm(y) = \left[e^{\left(\frac{(1,839485 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K})(2,796 \text{ m})(0,273 \text{ m})}{(0,00129 \text{ kg/s})(1032 \text{ J/kg} \cdot \text{K})} \right)} (680,25 - 298)^\circ \text{K} \right] + [298^\circ \text{K}]$$

$$Tm(y) = [e^{(-\frac{1,40}{1,33})} * (382,25)]^\circ \text{K} + [298]^\circ \text{K}$$

$$Tm(y) = [e^{(-1,05)} * (382,25)]^\circ \text{K} + [298]^\circ \text{K}$$

$$Tm(y) = [(0,349) * (382,25)]^\circ \text{K} + [298]^\circ \text{K}$$

$$Tm(y) = 133,41^\circ \text{K} + 298^\circ \text{K}$$

$$Tm(y) = 431,4 [^\circ \text{K}]$$

Resultados:

Tabla 23 Distribución de temperaturas (Café)

Altura	Tm,i	Ts	h	Perímetro	m gas	Cp gas	Tm(y)	Tm(y)
[m]	[K]	[K]	[W/m ² *K]	[m]	[kg/s]	[J/kg*K]	[K]	[C]
0	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	680,25	407,25
0,0546	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	652,2475517	379,25
0,1092	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	626,2964757	353,30
0,1638	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	602,2464951	329,25
0,2184	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	579,9583414	306,96
0,273	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	559,3029486	286,30
0,3276	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	540,1607058	267,16
0,3822	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	522,4207642	249,42
0,4368	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	505,9803957	232,98
0,4914	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	490,7443976	217,74

CONTINUÍA



0,546	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	476,6245414	203,62
0,6006	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	463,539062	190,54
0,6552	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	451,4121842	178,41
0,7098	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	440,1736838	167,17
0,7644	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	429,7584811	156,76
0,819	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	420,1062638	147,11
0,8736	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	411,161138	138,16
0,9282	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	402,8713043	129,87
0,9828	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	395,1887581	122,19
1,0374	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	388,0690114	115,07
1,092	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	381,4708353	108,47
1,1466	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	375,356021	102,36
1,2012	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	369,689159	96,69
1,2558	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	364,4374338	91,44
1,3104	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	359,5704337	86,57
1,365	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	355,0599748	82,06
1,4196	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	350,8799382	77,88
1,4742	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	347,0061181	74,01
1,5288	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	343,416082	70,42
1,5834	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	340,0890408	67,09
1,638	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	337,0057284	64,01
1,6926	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	334,1482898	61,15
1,7472	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	331,5001783	58,50
1,8018	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	329,0460592	56,05
1,8564	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	326,7717213	53,77
1,911	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	324,6639943	51,66
1,9656	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	322,7106729	49,71
2,0202	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	320,9004457	47,90
2,0748	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	319,2228301	46,22
2,1294	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	317,6681115	44,67
2,184	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	316,2272867	43,23
2,2386	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	314,8920123	41,89
2,2932	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	313,6545559	40,65

CONTINÚA



2,3478	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	312,5077517	39,51
2,4024	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	311,4449589	38,44
2,457	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	310,4600229	37,46
2,5116	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	309,5472403	36,55
2,5662	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	308,7013253	35,70
2,6208	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	307,9173795	34,92
2,6754	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	307,190863	34,19
2,73	680,25	298	1,21297843	2,796	0,00237	1027	306,5175689	33,52

Tabla 24 Distribución de temperaturas (Cacao)

Altura	T _{m,i}	T _s	h	Perímetro	m gas	C _p gas	T _m (y)	T _m (y)
[m]	[K]	[K]	[W/m ² *K]	[m]	[kg/s]	[J/kg*K]	[K]	[C]
0	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	1429,42	1156,42
0,0546	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	1322,447946	1049,45
0,1092	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	1225,58975	952,59
0,1638	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	1137,889178	864,89
0,2184	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	1058,480408	785,48
0,273	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	986,5794776	713,58
0,3276	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	921,4765443	648,48
0,3822	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	862,5288799	589,53
0,4368	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	809,1545241	536,15
0,4914	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	760,8265387	487,83
0,546	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	717,067806	444,07
0,6006	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	677,446318	404,45
0,6552	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	641,570912	368,57
0,7098	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	609,087408	336,09
0,7644	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	579,6751129	306,68
0,819	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	553,0436539	280,04
0,8736	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	528,9301121	255,93
0,9282	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	507,0964267	234,10
0,9828	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	487,3270447	214,33

CONTINÚA



1,0374	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	469,426793	196,43
1,092	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	453,2189514	180,22
1,1466	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	438,5435081	165,54
1,2012	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	425,25558	152,26
1,2558	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	413,2239818	140,22
1,3104	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	402,3299319	129,33
1,365	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	392,4658787	119,47
1,4196	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	383,5344394	110,53
1,4742	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	375,4474384	102,45
1,5288	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	368,1250369	95,13
1,5834	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	361,4949444	88,49
1,638	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	355,4917055	82,49
1,6926	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	350,0560531	77,06
1,7472	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	345,1343239	72,13
1,8018	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	340,677928	67,68
1,8564	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	336,6428697	63,64
1,911	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	332,989313	59,99
1,9656	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	329,6811881	56,68
2,0202	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	326,6858356	53,69
2,0748	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	323,9736838	50,97
2,1294	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	321,5179571	48,52
2,184	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	319,2944113	46,29
2,2386	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	317,2810945	44,28
2,2932	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	315,4581302	42,46
2,3478	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	313,8075212	40,81
2,4024	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	312,3129719	39,31
2,457	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	310,9597273	37,96
2,5116	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	309,7344275	36,73
2,5662	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	308,6249759	35,62
2,6208	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	307,6204192	34,62
2,6754	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	306,7108401	33,71
2,73	1429,42	298	1,85991072	2,796	0,0028138	1016	305,8872587	32,89

Tabla 25 Distribución de temperaturas (Madera-Eucalipto)

Altura	T _{m,i}	T _s	h	Perímetro	m gas	C _p gas	T _{m(y)}	T _{m(y)}
[m]	[K]	[K]	[W/m ² *K]	[m]	[kg/s]	[J/kg*K]	[K]	[C]
0	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	680,25	407,25
0,0546	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	607,5550215	334,56
0,1092	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	548,6849217	275,68
0,1638	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	501,0105332	228,01
0,2184	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	462,4026944	189,40
0,273	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	431,1371605	158,14
0,3276	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	405,8175973	132,82
0,3822	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	385,3132208	112,31
0,4368	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	368,7082955	95,71
0,4914	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	355,2612372	82,26
0,546	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	344,3714938	71,37
0,6006	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	335,6371699	62,64
0,6552	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	328,5603371	55,56
0,7098	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	322,8241348	49,82
0,7644	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	318,172717	45,17
0,819	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	314,3994189	41,40
0,8736	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	311,3372352	38,34
0,9282	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	308,8511545	35,85
0,9828	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	306,831986	33,83
1,0374	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	305,1913858	32,19
1,092	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	303,8578481	30,86
1,1466	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	302,7734725	29,77
1,2012	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	301,8913568	28,89
1,2558	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	301,1734927	28,17
1,3104	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	300,5890671	27,59
1,365	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	300,1130898	27,11
1,4196	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	299,7252855	26,73
1,4742	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	299,4091975	26,41
1,5288	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	299,1514635	26,15

CONTINÚA



1,5834	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,9412293	25,94
1,638	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,7696745	25,77
1,6926	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,6296291	25,63
1,7472	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,5152618	25,52
1,8018	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,4218288	25,42
1,8564	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,3454689	25,35
1,911	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,2830387	25,28
1,9656	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,2319778	25,23
2,0202	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,1901998	25,19
2,0748	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,1560043	25,16
2,1294	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,1280045	25,13
2,184	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,1050692	25,11
2,2386	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,0862755	25,09
2,2932	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,0708696	25,07
2,3478	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,0582362	25,06
2,4024	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,0478725	25,05
2,457	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,0393676	25,04
2,5116	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,0323855	25,03
2,5662	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,0266514	25,03
2,6208	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,0219406	25,02
2,6754	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,0180691	25,02
2,73	680,25	298	1,83948592	2,796	0,00129	1032	298,014886	25,01

Simulación de temperaturas en función de la altura.

Como parte fundamental del tema del proyecto se encuentra la simulación de comportamiento del gasificador, la misma que se la efectuó en el reactor, para posteriormente ser comprobada con el cálculo de distribución de temperaturas por medio de las ecuaciones utilizadas en transferencia de calor.

Dicho análisis se lo realizó con la ayuda de un software en el cual se ingresó condiciones iniciales como la temperatura máxima que se encontraba en el interior del gasificador, la toma de datos se inició una vez que se logró estabilizar el proceso, tomando en cuenta también los parámetros que influyen en el exterior debido a que se encuentra expuesto al ambiente sin ninguna protección ni aislamiento.

Simulación de temperaturas al combustionar madera

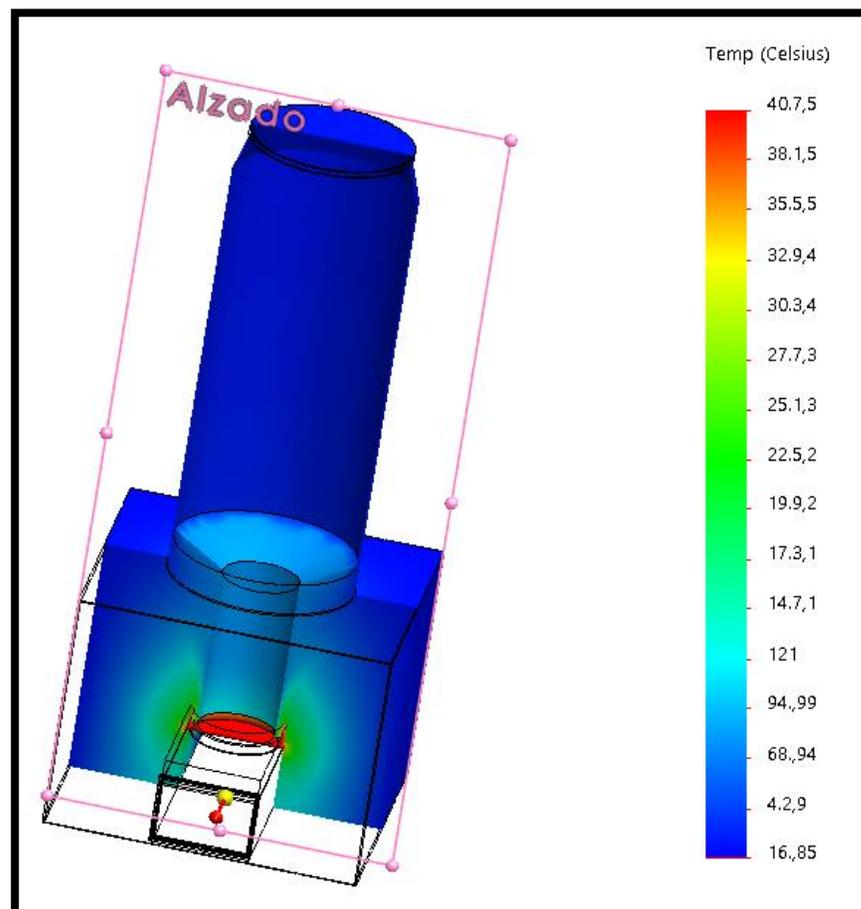


Figura No. 54 Simulación al combustionar madera.

Como se observa en la **Figura 54** la temperatura máxima en el interior del gasificador es 407,5 °C mientras que la temperatura mínima se encuentra en 16,85 °C.

La zona de mayor afectación por el calor se encuentra protegida por ladrillo refractario para evitar daños al equipo en caso de tener que soportar temperaturas elevadas.

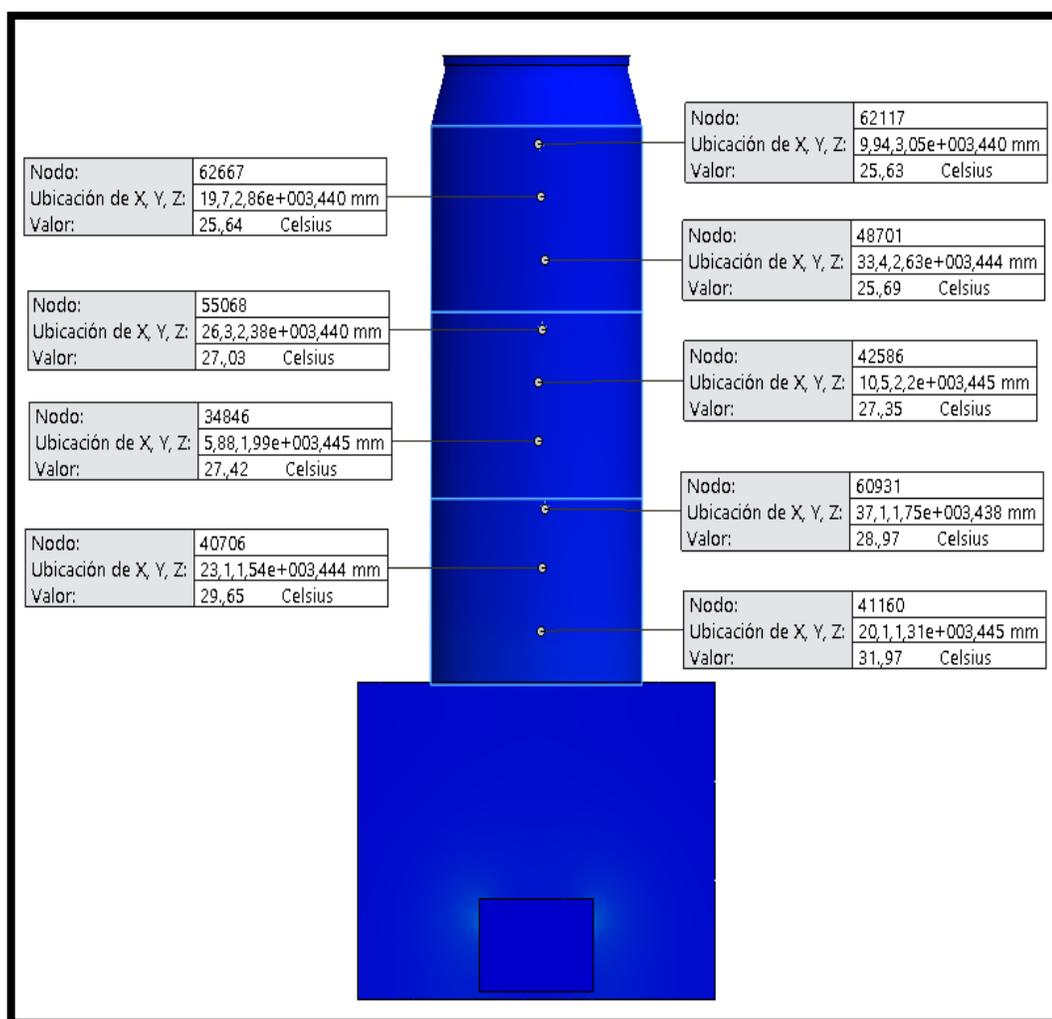


Figura No. 55 Distribución de temperaturas al combustar Madera

En la **Figura 55** se puede observar cómo se distribuye la temperatura en el reactor y va disminuyendo a medida que se aleja de la fuente de calor siendo 25,63 °C la temperatura en la parte alta del gasificador.

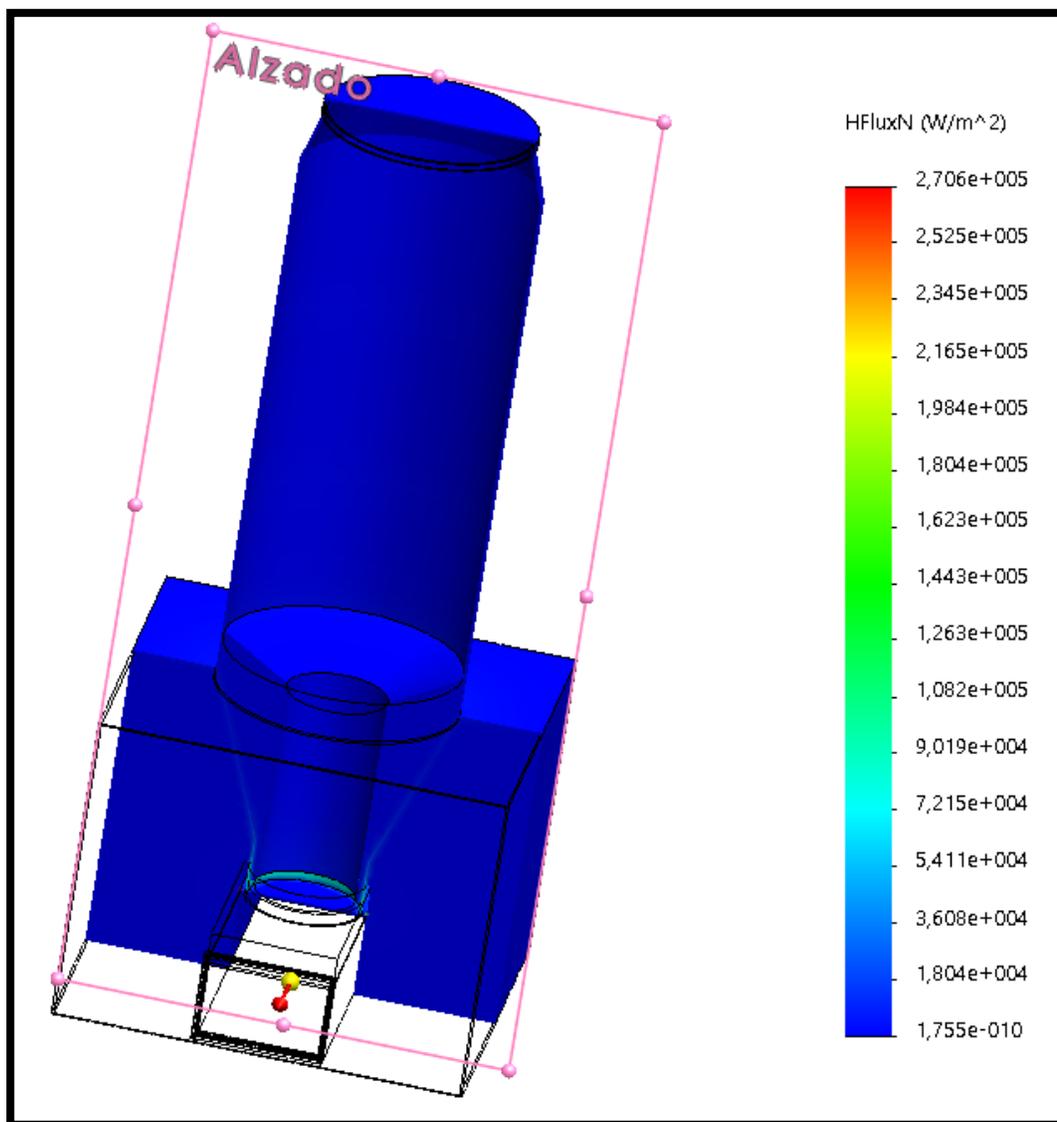


Figura No. 56 Flujo de calor al combustionar Madera.

En la **Figura 56** se puede observar que el flujo de calor en el reactor se pinta de color azul lo que indica que la misma no es elevada.

Simulación de temperaturas al combustionar cacao.

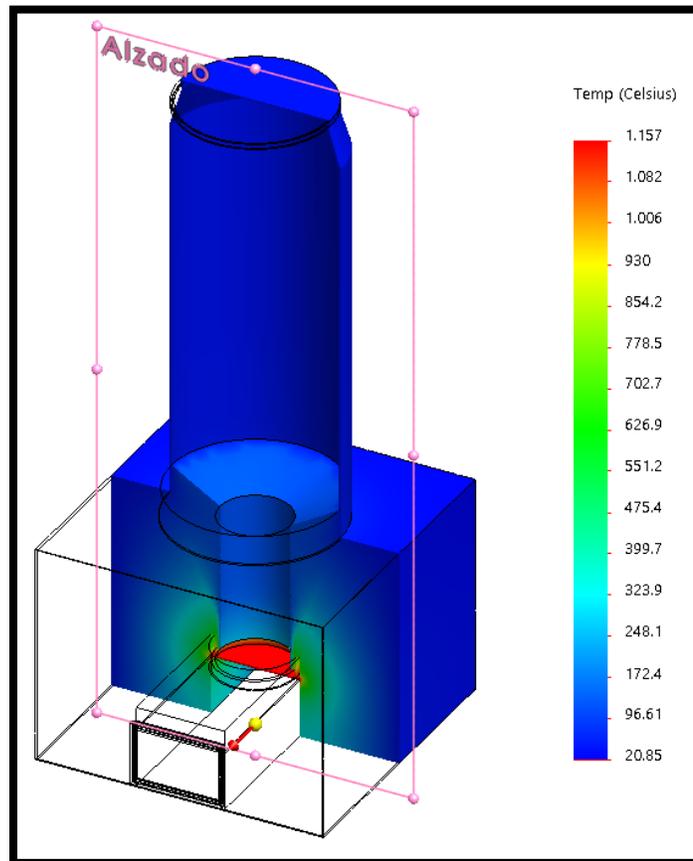


Figura No. 57 Simulación al combustionar cacao.

Como se observa en la **Figura 57** la temperatura máxima en el interior del gasificador es 1157 °C mientras que la temperatura mínima se encuentra en 20,85 °C.

La zona de mayor afectación por el calor se encuentra protegida por ladrillo refractario para evitar daños al equipo al tener que soportar los 1157 °C que se obtuvo al combustionar cacao.

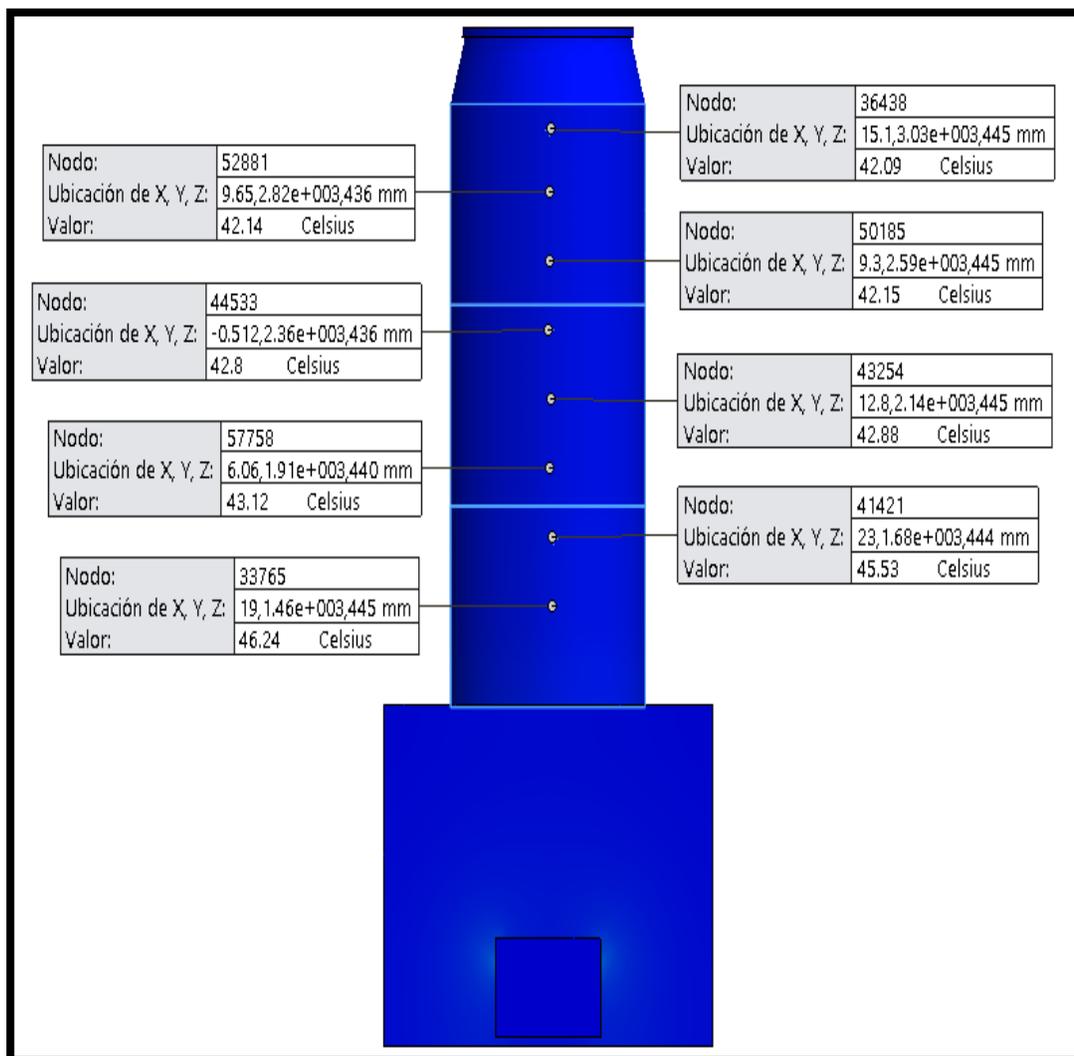


Figura No. 58 Distribución de temperaturas al combustar cacao.

En la **Figura 58** se puede observar cómo se distribuye la temperatura en el reactor y va disminuyendo a medida que se aleja de la fuente de calor siendo 42,09 °C la temperatura en la parte alta del gasificador.

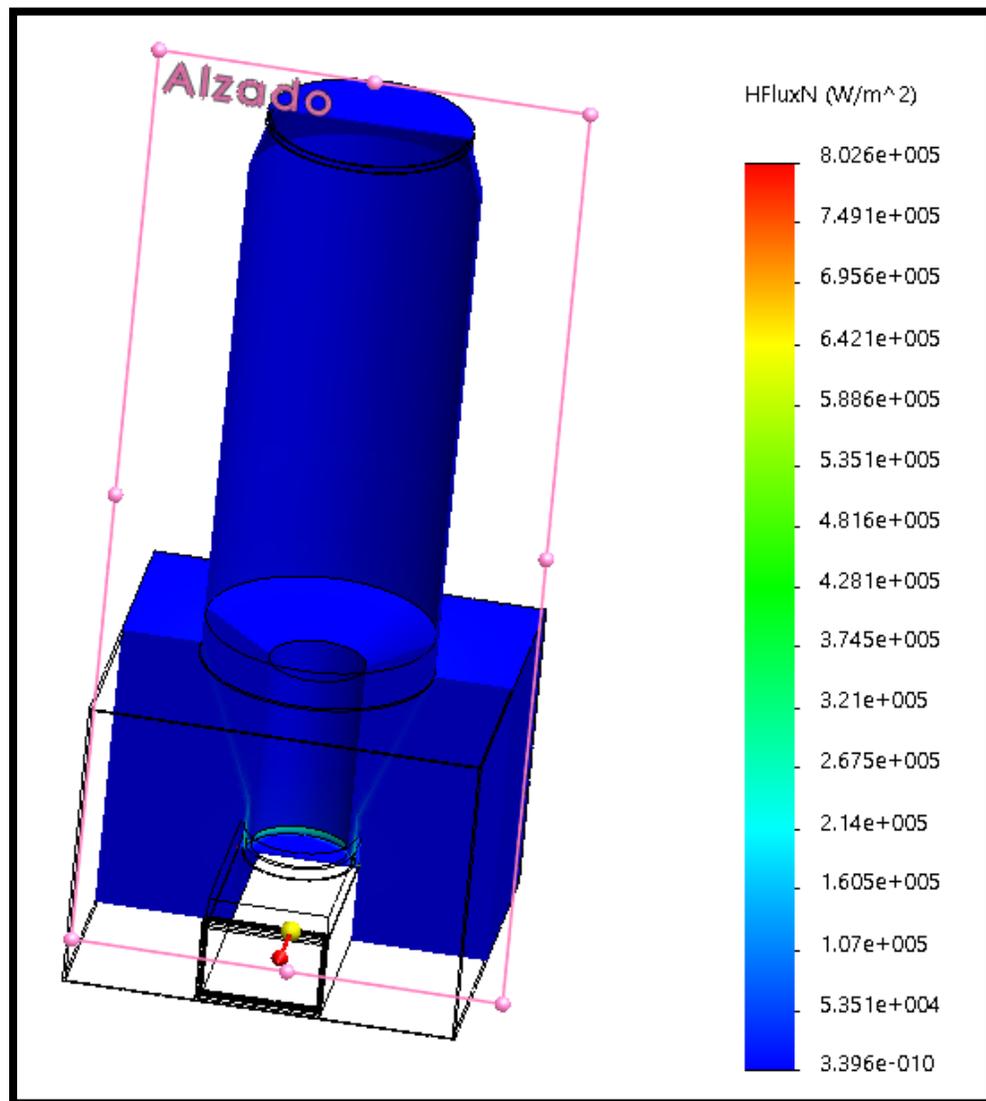


Figura No. 59 Flujo de calor al combustionar cacao.

En la **Figura 59** se puede observar que el flujo de calor en el reactor se pinta de color azul lo que indica que la misma no es elevada.

Simulación de temperaturas al combustionar café

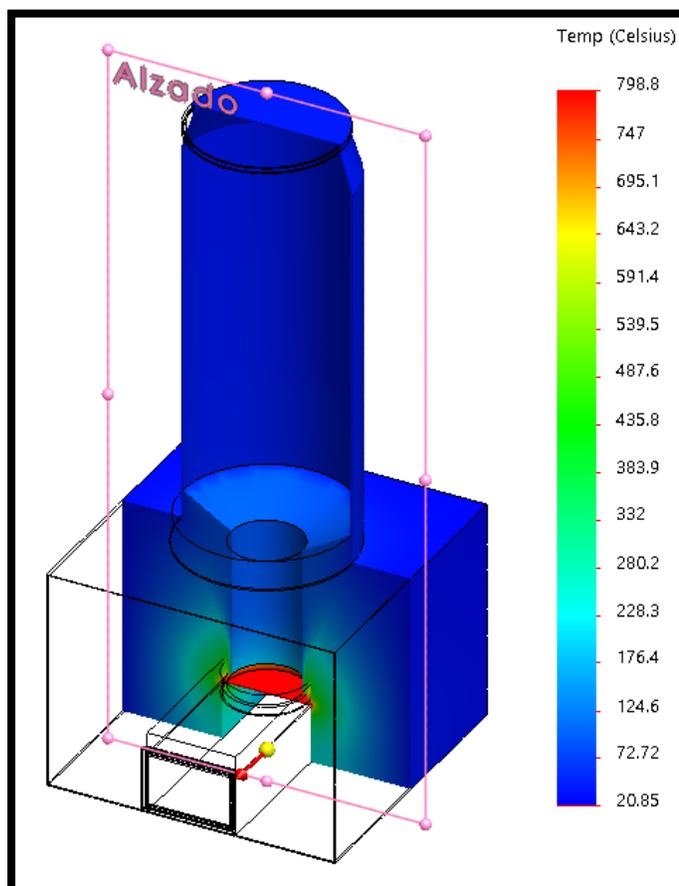


Figura No. 60 Simulación al combustionar café.

Como se observa en la **Figura 60** la temperatura máxima en el interior del gasificador es 798,8 °C mientras que la temperatura mínima se encuentra en 20,85 °C.

La zona de mayor afectación por el calor se encuentra protegida por ladrillo refractario para evitar daños al equipo en caso de tener que soportar temperaturas elevadas.

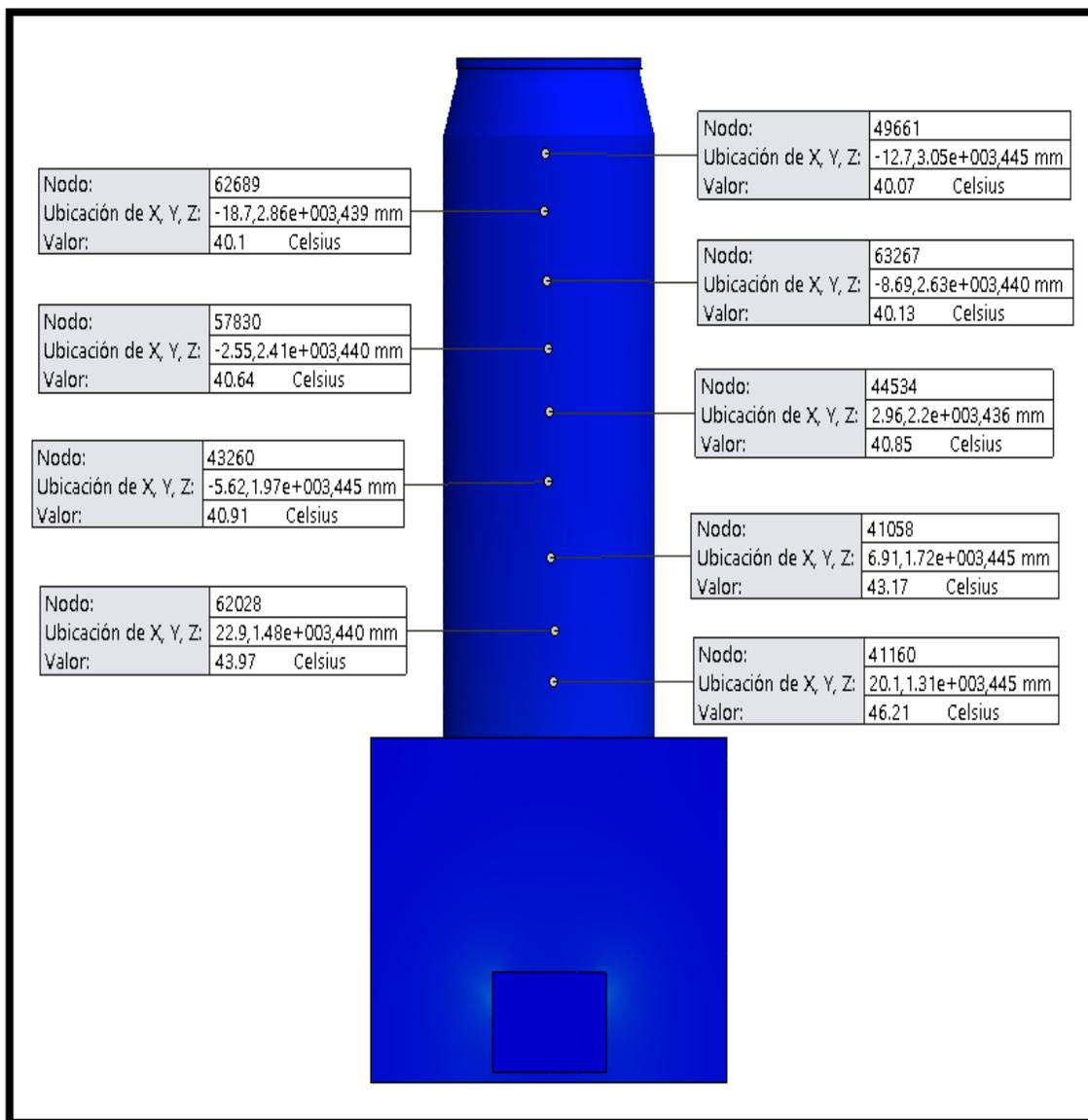


Figura No. 61 Distribución de temperaturas al combustionar café.

En la **Figura 61** se puede observar cómo se distribuye la temperatura en el reactor y va disminuyendo a medida que se aleja de la fuente de calor siendo 40,07 °C la temperatura en la parte alta del gasificador.

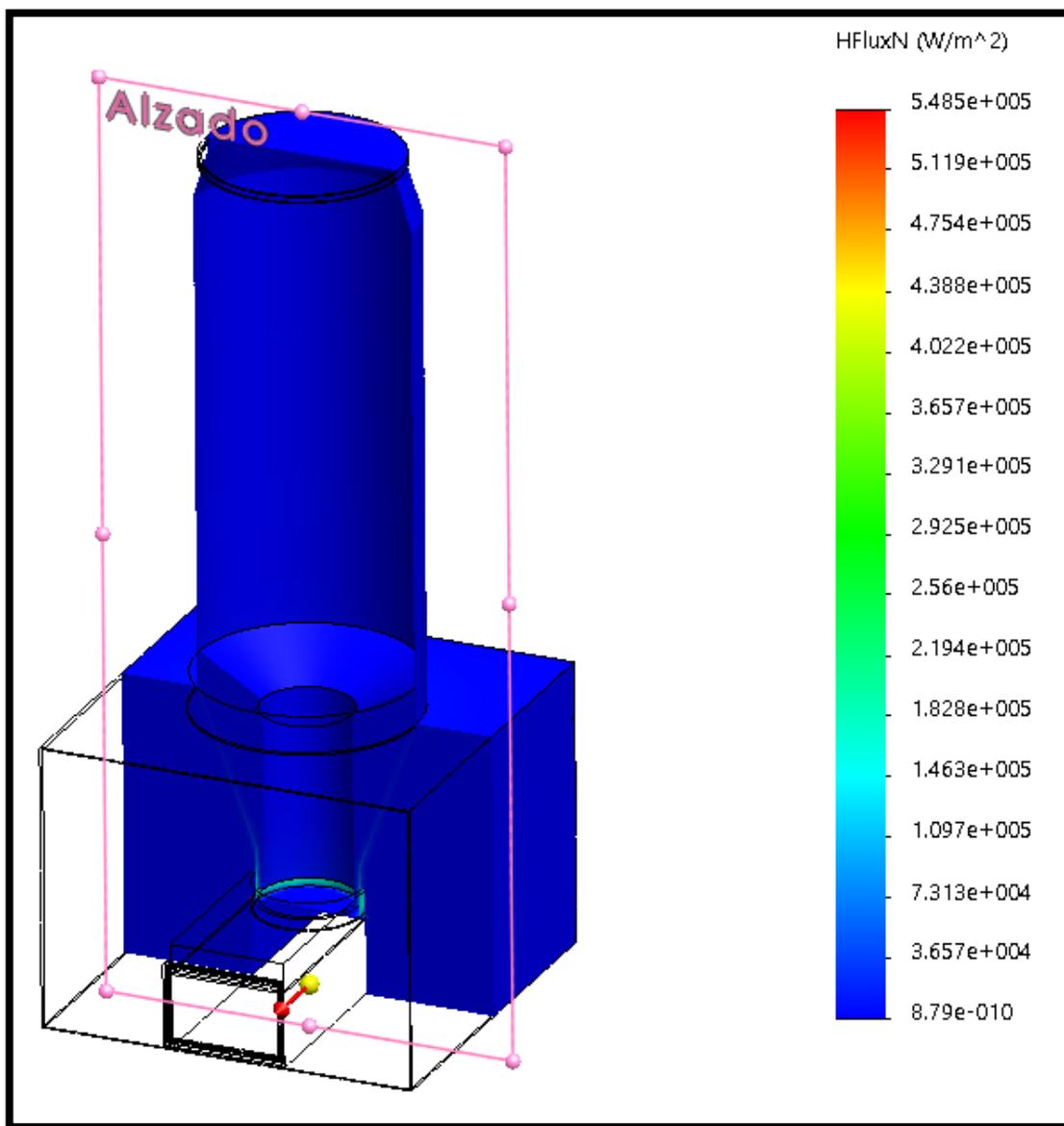


Figura No. 62 Flujo de calor al combustionar café.

En la **Figura 62** se puede observar que el flujo de calor en el reactor se pinta de color azul lo que indica que la misma no es elevada.

CAPITULO 4

4 CARACTERIZACIÓN DE CURVAS

4.1 VALIDACIÓN DE PARÁMETROS DE FUNCIONAMIENTO

Tabla 26 Resumen de cromatografías.

Norma de referencia empleada							
ASTM D 1945-03 (2010)							
CONDICIONES DE TRABAJO	TEMPERATURA [°C]						
	25						
	Biomasa	CAFÉ		CACAO		MADERA	
	COMPONENTE	% PESO	% MOLES	% PESO	% MOLES	% PESO	% MOLES
	Nitrógeno	49,96	55,73	48,86	55,17	63,03	67,77
RESULTADOS (Composición)	Metano	1,03	2,01	0,93	1,84	1,31	2,47
	Dióxido de carbono	41,71	29,62	43,53	31,29	30,22	20,68
	Agua	7,29	12,64	6,66	11,69	5,43	9,08
	Densidad relativa (20°C; 0.72 atm)	1,08		1,09		1,05	
RESULTADOS (Propiedades)	Peso molecular promedio [g/mol]	31,25		31,63		33,9	
	Poder calorífico superior a 25°C [Btu/lb]	479,44		438,56		588,9	
	Poder calorífico inferior a 25°C [Btu/lb]	432,04		395,2		530,68	

4.2 LEVANTAMIENTO DE RESULTADOS.

En la **Figura 63** se muestra la cromatografía del café, la misma que consiste en separar los distintos componentes de la mezcla, permitiendo identificar y determinar las cantidades de dichos componentes. En la cromatografía se mide la proporción de los componentes de la mezcla como finalidad analítica. En este caso, las cantidades de material empleadas son pequeñas.

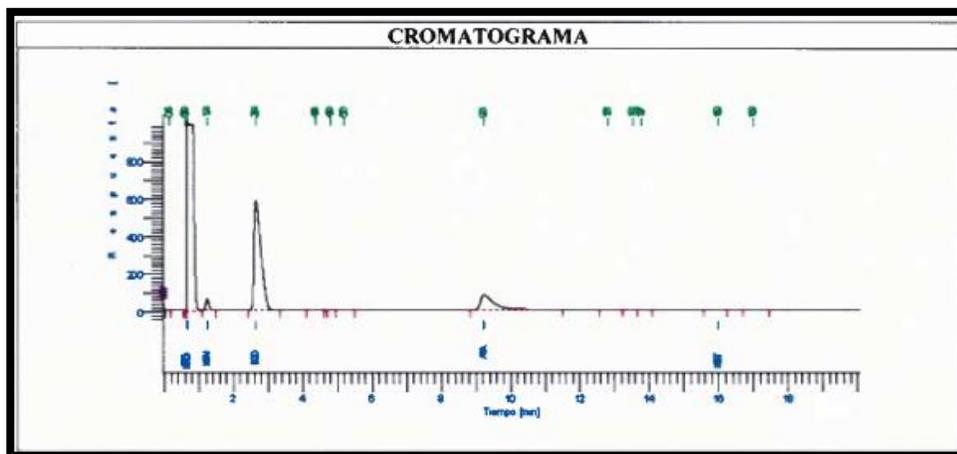


Figura No. 63 Cromatografía con café

En la **Figura 64** se muestra la cromatografía del cacao, la misma que consiste en separar los distintos componentes de la mezcla, permitiendo identificar y determinar las cantidades de dichos componentes. En la cromatografía se mide la proporción de los componentes de la mezcla como finalidad analítica. En este caso, las cantidades de material empleadas son pequeñas.

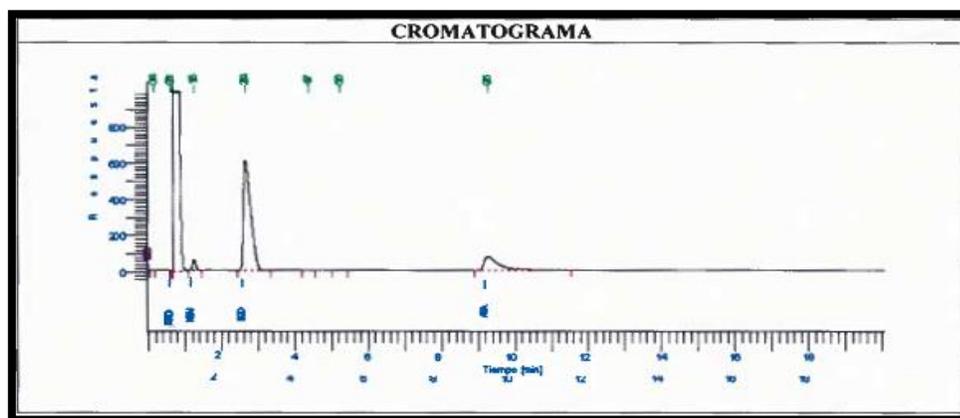


Figura No. 64 Cromatografía con cacao.

En la **Figura 65** se muestra la cromatografía de madera-eucalipto, la misma que consiste en separar los distintos componentes de la mezcla, permitiendo identificar y determinar las cantidades de dichos componentes. En la cromatografía se mide la proporción de los componentes de la mezcla como finalidad analítica. En este caso, las cantidades de material empleadas son pequeñas.

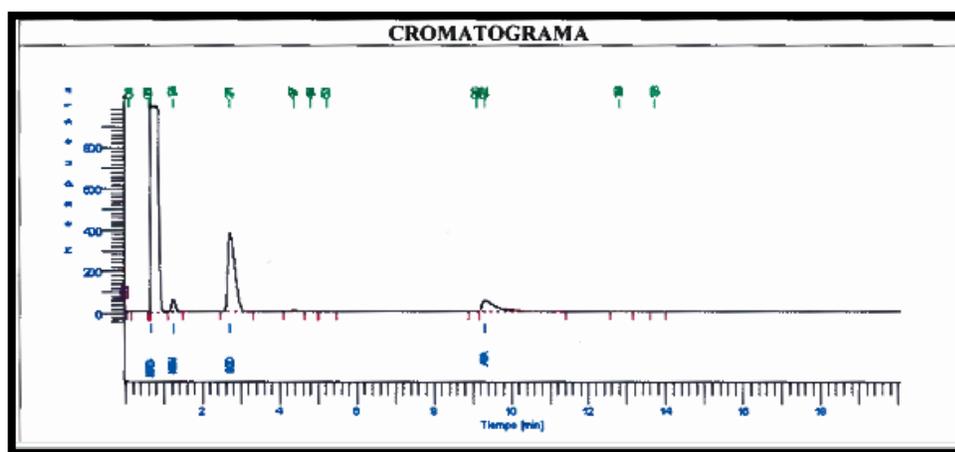


Figura No. 65 Cromatografía con madera-eucalipto.

4.3 OBTENCIÓN DE CURVAS CARACTERÍSTICAS.

CURVAS CARACTERÍSTICAS EFICIENCIA vs HUMEDAD

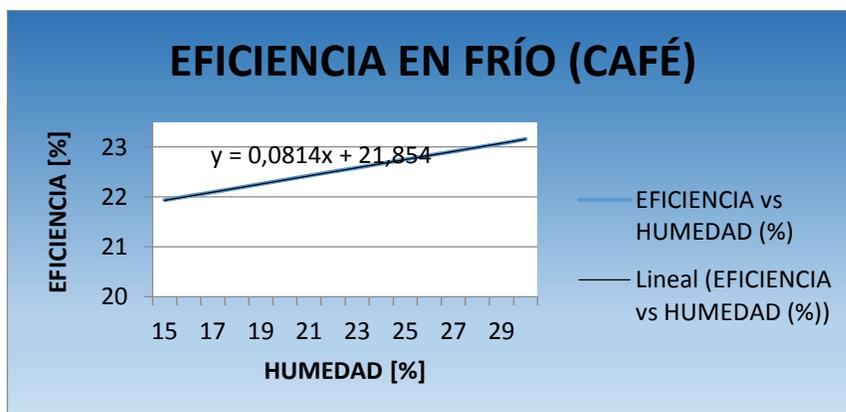


Figura No. 66 Eficiencia vs humedad (CAFÉ)

En la **Figura 66** se puede observar una recta con pendiente positiva con desplazamiento en el origen, lo que indica la tendencia de la eficiencia. Cumple con la fórmula $y=0,0814x+21,854$.

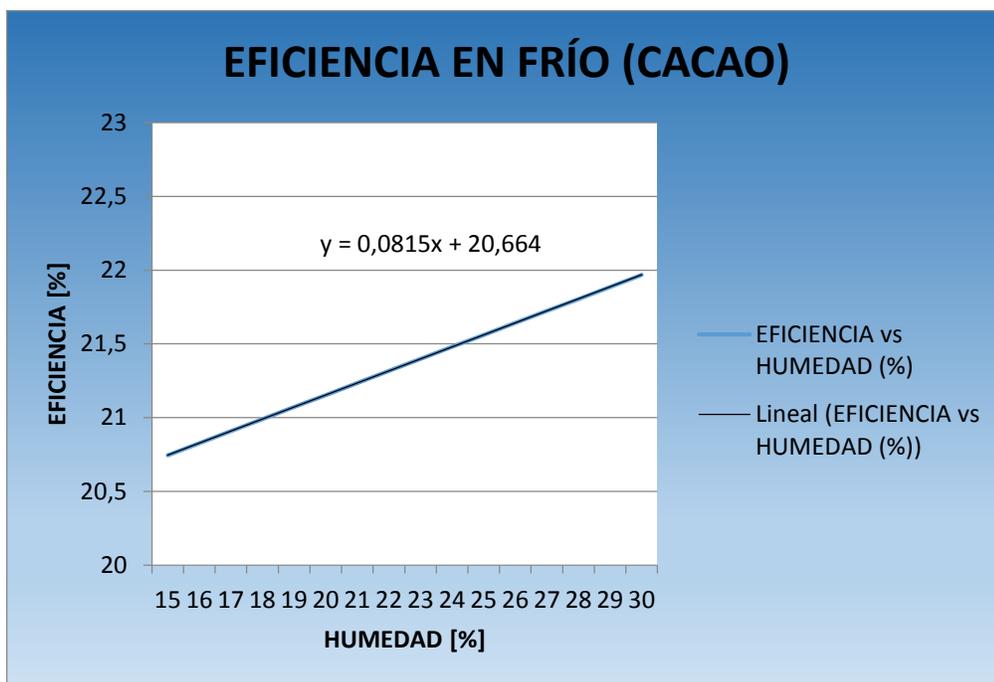


Figura No. 67 Eficiencia vs humedad (CACAO)

En la **Figura 67** se puede observar una recta con pendiente positiva con desplazamiento en el origen, lo que indica la tendencia de la eficiencia. Cumple con la fórmula $y=0,0815x+20,664$.

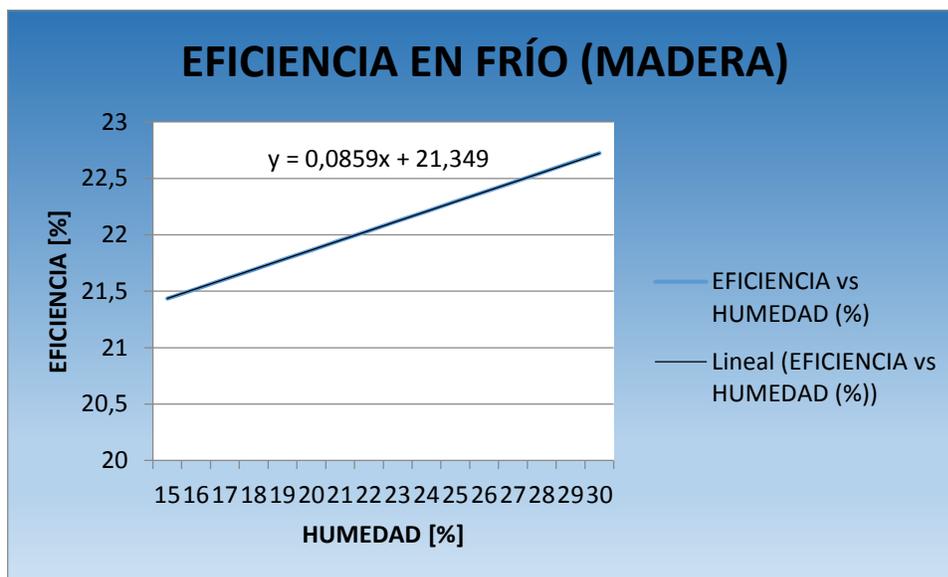


Figura No. 68 Eficiencia vs humedad (MADERA-EUCALIPTO)

En la **Figura 68** se puede observar una recta con pendiente positiva con desplazamiento en el origen, lo que indica la tendencia de la eficiencia. Cumple con la fórmula $y=0,0859x+21,349$.

CURVAS CARACTERÍSTICAS EFICIENCIA vs CONSUMO

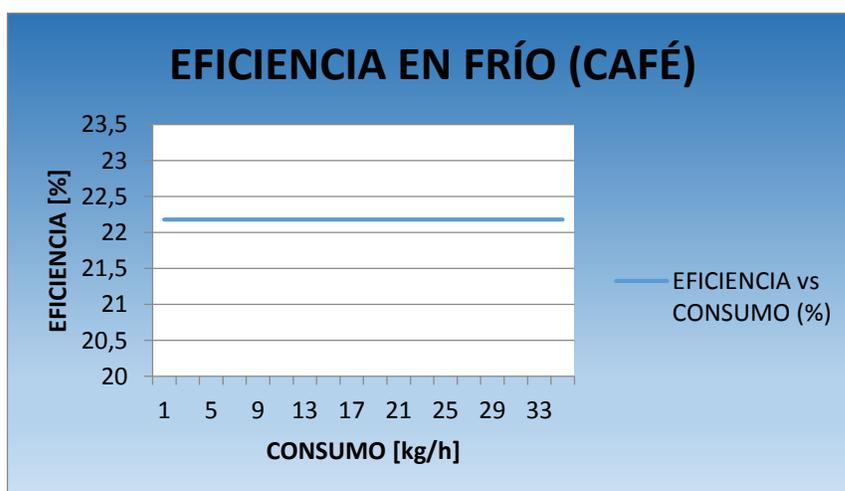


Figura No. 69 Eficiencia vs consumo (CAFÉ)

En la **Figura 69** de eficiencia vs consumo del café se observa una recta constante $y=m$, lo cual indica que independientemente de la cantidad de biomasa el flujo en el reactor es el mismo y que depende básicamente del ingreso del aire.

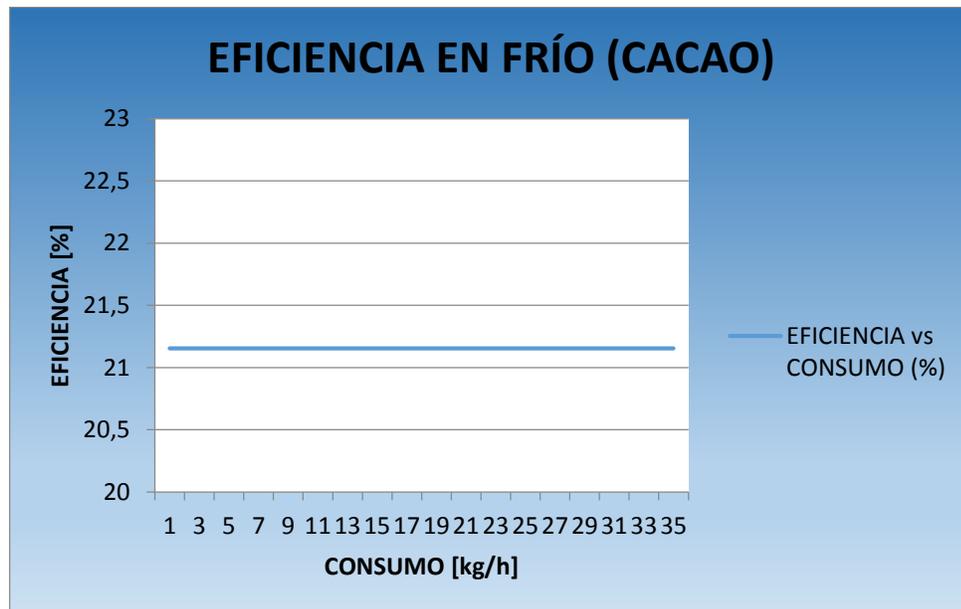


Figura No. 70 Eficiencia vs consumo (CACAO)

En la **Figura 70** de eficiencia vs consumo del cacao se observa una recta constante $y=m$, lo cual indica que independientemente de la cantidad de biomasa el flujo en el reactor es el mismo y que depende básicamente del ingreso del aire.

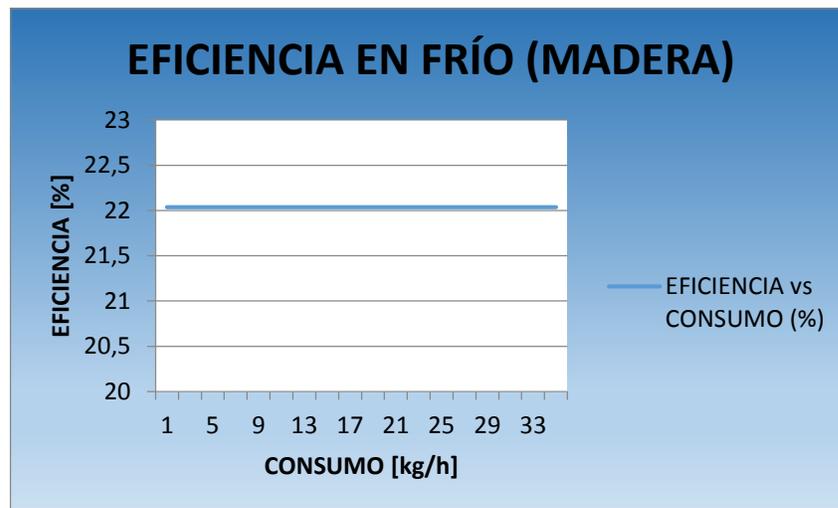


Figura No. 71 Eficiencia vs consumo (MADERA-EUCALIPTO)

En la **Figura 71** de eficiencia vs consumo del madero-eucalipto se observa una recta constante $y=m$, lo cual indica que independientemente de la cantidad de biomasa el flujo en el reactor es el mismo y que depende básicamente del ingreso del aire.

DISTRIBUCIONES DE TEMPERATURA

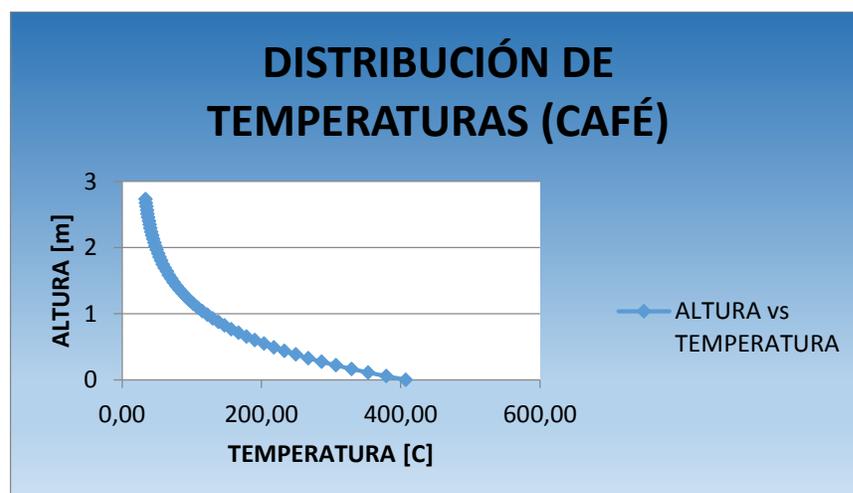


Figura No. 72 Distribución de temperaturas (CAFÉ)

En la **Figura 72** de la distribución de temperaturas se observa una curva exponencial convexa, decreciente, en la cual la temperatura máxima se la obtiene en la zona inferior del reactor. También se puede ver como a medida que la altura aumenta, la temperatura se acerca a una asíntota imaginaria y la variación de la misma se reduce significativamente.

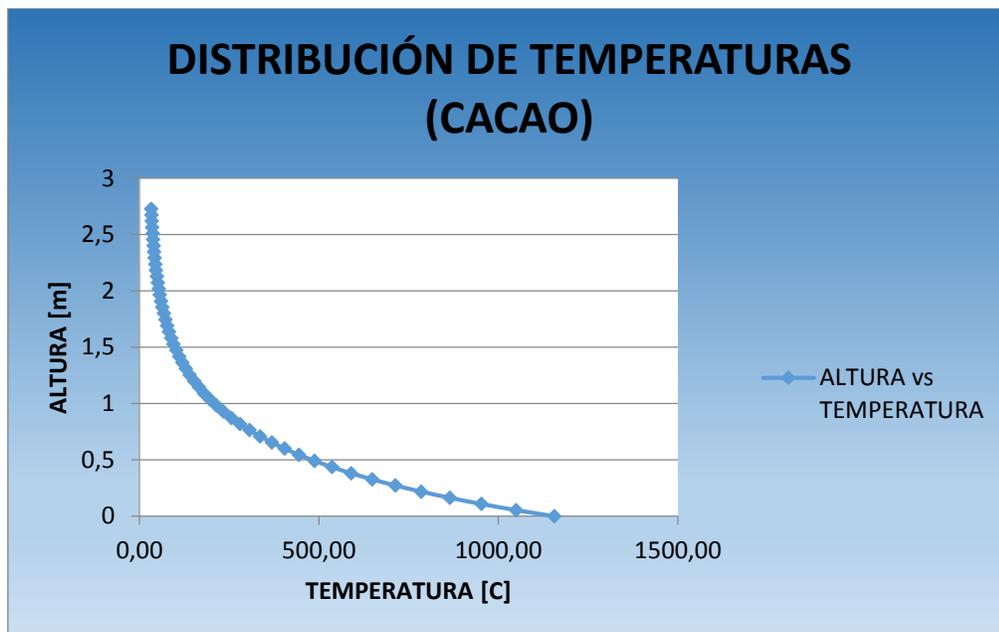


Figura No. 73 Distribución de temperaturas (CACAO)

En la **Figura 72** de la distribución de temperaturas se observa una curva exponencial convexa, decreciente, en la cual la temperatura máxima se la obtiene en la zona inferior del reactor. También se puede ver como a medida que la altura aumenta, la temperatura se acerca a una asíntota imaginaria y la variación de la misma se reduce significativamente.

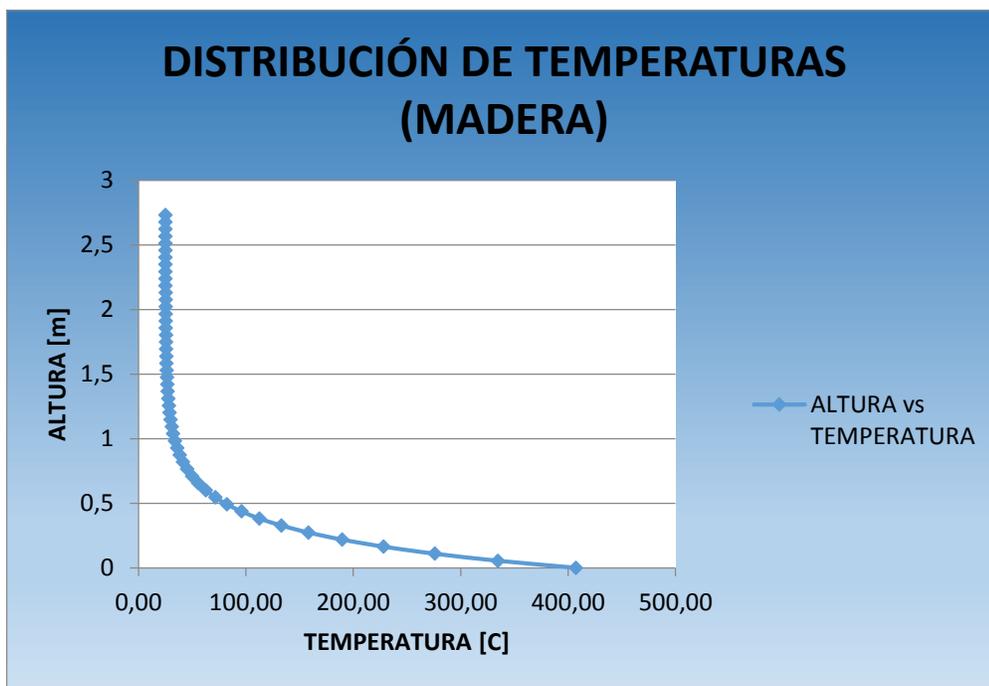


Figura No. 74 Distribución de temperaturas (MADERA-EUCALIPTO)

En la **Figura 72** de la distribución de temperaturas se observa una curva exponencial convexa, decreciente, en la cual la temperatura máxima se la obtiene en la zona inferior del reactor. También se puede ver como a medida que la altura aumenta, la temperatura se acerca a una asíntota imaginaria y la variación de la misma se reduce significativamente.

4.4 ANÁLISIS DE LAS CURVAS CARACTERÍSTICAS

- En los gráficos de **Eficiencia Vs Humedad** se puede observar la tendencia de la curva con una pendiente positiva lo que sugiere que la eficiencia tiende a aumentar en forma proporcional a la humedad de la Biomasa.

- En las gráficas que se refieren a la **Eficiencia Vs consumo** de Biomasa se obtiene una curva constante en lo referente a la producción de gas, lo que nos indica que el flujo másico dentro del Reactor será igual con cualquier cantidad de biomasa ingresada.
- En la distribución de temperaturas que se muestran en las gráficas de **Temperatura Vs Altura** se observa una tendencia que a mayor altura existe menor temperatura, lo que se puede corroborar con los datos obtenidos mediante el análisis de transferencia de calor

CAPITULO 5

5 ANÁLISIS ECONÓMICO-FINANCIERO

5.1 ANÁLISIS ECONÓMICO

Costos Directos

Están conformados por la mano de obra directa y materiales directos (materiales que se incorporan físicamente al proyecto).

Tabla 27 Costo de materiales

ORDEN	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UNIT. (USD)	VALOR TOTAL (USD)
1	NI myRIO	1	500	500
2	Termocupla tipo K	3	150	450
3	PT100	5	70	350
4	Bocines	2	40	80
5	Cable de extensión para Termocupla	10 m	3.0	30
6	Cable de extensión para PT100	10m	5	50
7	Codo galvanizado de 2"	1	6	6
8	Tubo de acero de ½"	1	12	12
9	Universal de ½"	1	1	1
10	Pintura	3 gal	6	24
11	Pernos 5/8"x5	6	2	12
12	Pletina	1m	15	15
13	Eje de ½"	1m	5	5
14	Placa de resistencias	1	30	30
16	Biomosas	3	90	90

CONTINÚA



17	Carbón	18kg	4	72
TOTAL				1727

Tabla 28 Mano de obra.

ORDEN	ESPECIALIDAD	CANTIDAD	TIEMPO MEDIO (H)	SALARIO HORA	TOTAL (USD)
1	Mecánico	1	8	12.5	100
2	Tornero	3	4	22.5	270
3	Técnico de MTTO	2	40	37.5	1500
TOTAL					1870

COSTOS INDIRECTOS.

Tabla 29 Costos indirectos.

DESCRIPCIÓN	VALOR TOTAL (USD)
Suministros de oficina	20
Internet	20
Transporte	200
Impresiones	100
Copias	40
Suministros varios	10
Asesoramiento profesional	60
Estadía	320
Transporte	200
Análisis de muestras	180
Total	1150

TOTAL COSTOS DE FABRICACIÓN.**Tabla 30 Costos de fabricación.**

Costos Directos	3597
Costos Indirectos	1150
Total	4747
Imprevistos (10%)	474,7
TOTAL PROYECTO	5221,7

El financiamiento necesario para la realización del proyecto fue cubierto en su totalidad por los alumnos a cargo del mismo.

CAPITULO 6

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones.

- Se realizó el proceso de rehabilitación del gasificador, el mismo que se dejó en condiciones operables después de colocar la instrumentación necesaria para la toma de datos como son las Termocuplas y PT100.
- Se diseñó un plan de Mantenimiento para las condiciones actuales del gasificador en el que constan los trabajos efectuados y las adecuaciones realizadas para que el equipo quede totalmente operable durante 5 años.
- Se realizó un balance termodinámico en el cual se pudo verificar el comportamiento energético del gas de síntesis producido en el gasificador con lo que se pudo simular por métodos de transferencia de calor como variar la temperatura a lo largo del reactor.
- Dentro de los cálculos y datos obtenidos se encontró la Curva Patrón para el análisis y dimensionamiento mediante transferencia de calor de la curva Altura Vs Temperatura, las mismas que sirvieron de base para encontrar el coeficiente de transferencia de calor convectivo después de la realización del experimento.

Recomendaciones

- Se recomienda utilizar los resultados y estudios realizados en este proyecto, como base para nuevas investigaciones enfocadas a la gasificación.
- Se recomienda realizar más proyectos de investigación en el equipo con el fin de que la instrumentación que se dejó implementada sea aprovechada al máximo y no se desperdicien los recursos invertidos.
- Debido a la baja presión con la cual sale la mezcla de gases, se requiere adecuar un sistema que ayude a generar mayor presión al momento de la extracción para que facilite la obtención de las muestras.
- Se recomienda cambiar la estructura de madera por una estructura metálica que proporcione mayor seguridad y facilidad de trabajo en el área para futuros proyectos que se efectúen en el equipo.
- Para mantener el equipo en óptimas condiciones de trabajo es necesario realizar un mantenimiento continuo y seguir las recomendaciones del uso y manejo del gasificador.

BIBLIOGRAFÍA

(UAM), U. A. (7 de 03 de 2015). *Universidad Autonoma de Madrid*. Obtenido de <http://www.cps.unizar.es/~proter/Gasificaci%F3n.htm>

AGVE. (18 de 02 de 2015). *BENEFICIOS DE LA TECNOLOGÍA ANKUR*. Obtenido de BENEFICIOS DE LA TECNOLOGÍA ANKUR: <http://www.agve.com.ar/biomasabeneficios.php>

Cengel, Y. (2009). *Termodinámica*. Mexico: Mc Graw Hill.

COFENAC, C. C. (18 de 02 de 2015). *COFENAC*. Obtenido de COFENAC: <http://www.cofenac.org/>

Comercio, E. (13 de 11 de 2014). *CACAO ECUATORIANO*. Obtenido de CACAO ECUATORIANO: <http://www.elcomercio.com.ec/actualidad/cacao-ecuador-negocio-ganancias-chocolate.html>

EcuRed, R. d. (19 de 02 de 2015). Obtenido de Red de Educación Cubana: <http://www.ecured.cu/index.php/Pir%C3%B3lisis>

ElComercio. (18 de 02 de 2015). *ElComercio.com*. Obtenido de ElComercio.com: http://www.myvirtualpaper.com/doc/grupo-el-comercio/energia_renovable/2013021801/3.html#2

Espinoza, J. (2011). *Google Académico*. Obtenido de Google Académico:
<http://core.ac.uk/download/pdf/11054742.pdf>

ET.AL, R. L. (2008). Análisis Termodinámico de un Gasificador "ANKUR" Modelo WBG-10 trabajando con diferentes biomásas. *Tecnología Química Vol XXVII*, 71-76.

FAO, D. D. (19 de 02 de 2015). *FAO Document Repository*. Obtenido de FAO Document Repository: <http://www.fao.org/docrep/t0512s/t0512s03.htm>

FAO, O. d. (1993). *El gas de madera como combustible para motores*. Roma: FAO.

labview, T. d. (2015). Obtenido de
<http://www.esi2.us.es/~asun/LCPC06/TutorialLabview.pdf>

LÓPEZ, J. L. (11 de 2010). *biblioteca.usac.edu.gt*. Obtenido de biblioteca.usac.edu.gt: http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/01/01_2603.pdf

Moreno, Y. B. (2015). *GOOGLE ACADÉMICO*. Obtenido de GESTIÓN Y TRATAMIENTO DE RESIDUOS:
http://tecdigital.tec.ac.cr/file/3223138/Tecnolog%C3%ADas_usadas_en_el_tratamiento_de_RS_en_Espa%C3%B1a_1.pdf.pdf

National Instruments, M. R. (2015). *National Instruments*. Obtenido de <http://www.ni.com/myrio/>

P.Incropera, F. (1999). *Fundamentos de Transferencia de Calor* . Mexico: PEARSON.

PlayingWithFusion. (2015). Obtenido de <http://playingwithfusion.com/>

Silveira, J. L. (26 de 02 de 2015). *Rev. ciênc. exatas, Taubaté, v. 12, n. 1, p. 53-62, 2006*. Obtenido de *Rev. ciênc. exatas, Taubaté, v. 12, n. 1, p. 53-62, 2006.*: <http://kth.diva-portal.org/smash/get/diva2:488645/FULLTEXT01>

Tamayo, M. V. (22 de 02 de 2012). *repositorio.espe.edu.ec*. Obtenido de repositorio.espe.edu.ec:
<http://repositorio.espe.edu.ec/bitstream/21000/5173/1/T-ESPE-033171.pdf>

Universidad Autonoma de Madrid UAM. (20 de 03 de 2015). Obtenido de http://www.uam.es/personal_pdi/ciencias/jaimefa/jaimecuevas/clase8.pdf

WEISSERMEL, A. /.-J. (1981). *QUIMICA ORGANICA INDUSTRIAL*. Obtenido de <https://books.google.com.ec/books?id=UxA3kcGM-i0C&pg=PA62&dq=Desde+el+punto+de+vista+termodin%C3%A1mico,+t+odos+los+hidrocarburos+saturados+e+insaturados+pueden+considerars+e+inestables+respecto+a+sus+elementos+a+las+temperaturas+emplead+as+en+la+industria+p>

weisz. (23 de 02 de 2015). *weisz,Instrumento,Ingeniería Control*. Obtenido de www.weisz.com