	<b>UNIVERSIDAD FRANCISCO DE PAULA SANTANDER OCAÑA</b>			
	Documento <b>FORMATO HOJA DE RESUMEN PARA TRABAJO DE GRADO</b>	Código <b>F-AC-DBL-007</b>	Fecha <b>10-04-2012</b>	Revisión <b>A</b>
Dependencia <b>DIVISIÓN DE BIBLIOTECA</b>	Aprobado <b>SUBDIRECTOR ACADEMICO</b>		Pág. <b>1(207)</b>	

## RESUMEN – TRABAJO DE GRADO

AUTORES	ANUAR MAURICIO PACHECO ARIAS		
FACULTAD	FACULTAD DE INGENIERIAS		
PLAN DE ESTUDIOS	PLAN DE ESTUDIOS DE INGENIERIA MECANICA		
DIRECTOR	JUAN GUILLERMO GARCIA RINCON		
TÍTULO DE LA TESIS	ANÁLISIS EXERGÉTICO AL USO DEL BAGAZO DE CAÑA COMO COMBUSTIBLE EN LA HORNILLA PANELERA TRADICIONAL EN EL TRAPICHE “SAN ANTONIO” DEL MUNICIPIO DE CONVENCION, NORTE DE SANTANDER.		
<b>RESUMEN</b> (70 palabras aproximadamente)			
<p>ESTE PROYECTO BUSCA REALIZAR UN BALANCE ENERGÉTICO EN LA HORNILLA TRADICIONAL EN EL TRAPICHE SAN ANTONIO DEL MUNICIPIO DE CONVENCION NORTE DE SANTANDER, BUSCANDO RECONOCER INDICADORES QUE PERMITAN CALIFICAR EL PROCESO MEDIANTE LA APLICACIÓN DE UN ANÁLISIS ENERGÉTICO Y EXERGÉTICO. ASIMISMO, CLASIFICAR LOS SUBPROCESOS DE ACUERDO CON LA MAYOR DESTRUCCIÓN DE EXERGÍA Y EVALUAR SOLUCIONES DE INCREMENTO EXERGÉTICO.</p>			
<b>CARACTERÍSTICAS</b>			
PÁGINAS: 207	PLANOS:	ILUSTRACIONES:	CD-ROM: 01



**ANÁLISIS EXERGÉTICO AL USO DEL BAGAZO DE CAÑA COMO COMBUSTIBLE  
EN LA HORNILLA PANELERA TRADICIONAL EN EL TRAPICHE “SAN ANTONIO”  
DEL MUNICIPIO DE CONVENCION, NORTE DE SANTANDER.**

**AUTOR:**

**ANUAR MAURICIO PACHECO ARIAS**

**Trabajo de Grado para Optar el Título de Ingeniero Mecánico**

**Director:**

**JUAN GUILLERMO GARCÍA RINCÓN**

**MSc (c). Sistemas Energéticos Avanzados**

**UNIVERSIDAD FRANCISCO DE PAULA SANTANDER OCAÑA**

**FACULTAD DE INGENIERÍAS**

**INGENIERÍA MECÁNICA**

**Ocaña, Colombia**

**Agosto 2016**

## DEDICATORIA

Hoy más que nunca le doy gracias a Dios por permitirme lograr este triunfo como ser Ingeniero Mecánico, a mis padres Nancy María Arias y Luis Cesar Pacheco por todo el esfuerzo y apoyo que me han brindado hasta el momento, ya sé que sin su ayuda no hubiera podido lograr esto que les estoy contando. A mi hermano ahijado (Churrusquillo) que de una u otra forma me ha brindado compañía y cariño para seguir adelante.

A mi mamá de verdad, que ha sido la persona que ha estado con migo en este largo proceso brindándome lo mejor de sí y con muchas ganas de que yo comience una nueva etapa en mi vida como es la de ser un Profesional.

A toda mi familia por parte de mamá y papá, abuelos, tíos y primos; ellos siempre los he llevado dentro de mi corazón y hoy un nuevo paso del cual me siento orgulloso de formar y tener esos apellidos

## AGRADECIMIENTOS

Un agradecimiento muy especial a la Universidad Francisco de Paula Santander Ocaña y a todos nuestros profesores, secretarios e Ingenieros de la Facultad de Ingeniería Mecánica, a ellos infinitas gracias por el aprendizaje adquirido en este proceso de formación como profesional.

Es un gusto agradecerle al Ingeniero Juan Guillermo Garcia quien fue el precursor y motivador para guiarme en la realización de trabajo de grado.

Agradezco inmensamente a todas esas personas que siempre han preguntado por todo el proceso recorrido durante mi etapa como estudiante, las cuales dieron una voz de aliento u otro consejo para salir adelante, hoy recuerdo aquellos grandes compañeros de estudio y que hoy gozan de ser ingenieros mecánicos Marcela Velásquez, Gerson Clavijo, Jose Luis Ojeda alias Nacho, a Luis Carlos Navarro (Lucho) y otros que ya ni se dónde andan pero gracias por todo sus ánimos.

A mis amig@s que me decían que yo saldría de la universidad era con abogado sí fueron 7 años, pero bueno hoy he logrado ese triunfo que muchos dudaban pero creían que era posible: Yelicsa, Andrea, a mi ex amor Keila Viviana y la suegra, los vecinos Daira y Libardo e hijos, al combo del Balcón (Huber, Kelly, Tuty, Yuli & Nía) y a los integrantes de la parroquia San Juan Pablo II mil y mil gracias.

## Índice

<b>Capítulo 1. Título</b> .....	<b>15</b>
1.1 Planteamiento del problema .....	17
1.2 Formulación del problema .....	18
1.3 Objetivos .....	18
1.3.1 Objetivo General .....	18
1.3.2 Objetivos Específicos.....	18
1.4 Justificación.....	19
1.5 Delimitaciones.....	20
1.5.1 Delimitación geográfica. ....	20
1.5.2 Delimitación conceptual.....	20
1.5.3 Delimitación operativa. ....	20
1.5.4 Delimitación temporal.....	20
<b>Capítulo 2. Marco referencial</b> .....	<b>21</b>
2.1 Marco histórico .....	21
2.1.1 Antecedentes históricos a nivel mundial. ....	21
2.1.2 Antecedentes históricos a nivel nacional. ....	23
2.1.3 Antecedentes históricos a nivel local. ....	24
2.2 Marco conceptual.....	25
2.2.1 Bagazo de caña.....	25
2.2.2 Hornilla Panelera.....	26
2.2.3 Exergía. ....	27
2.2.4 Análisis exergético. ....	28
2.2.5 Procesos de combustión Teórica y Real.....	28

2.2.6	Aire Teórico.....	29
2.2.7	Análisis de Ciclo de Vida.....	29
2.2	Marco teórico .....	30
2.2.1	Principios de combustión .....	30
2.2.1.1	Composición.....	30
2.1.3.2	Química de la combustión de los sólidos.....	33
2.1.3.3	Aire de combustión.....	35
2.1.3.4	Cálculo del Aire primario.....	37
2.1.3.5	Cálculo del Aire secundario.....	37
2.1.3.6	Productos de combustión.....	39
2.1.3.7	Temperatura de combustión.....	40
2.1.3.8	Tiempo de residencia.....	41
2.1.3.9	Turbulencia.....	42
2.1.3.10	Principios de la combustión de la biomasa.....	45
2.1.4	Sistemas de combustión.....	50
2.1.5	Termodinámica.....	51
2.1.5.1	Primera Ley de la Termodinámica: Balance de energía.....	53
2.1.5.2	La Segunda Ley de la Termodinámica.....	55
2.1.5.3	Entropía.....	58
2.1.5.4	Volumen de control.....	61
2.1.5.5	Ambiente de referencia.....	64
2.1.5.6	Exergía.....	64
2.1.5.7	Balance de exergía.....	65
2.1.5.8	Exergía química.....	67
2.1.5.9	Cambios de exergía térmica entre dos estados.....	69
2.1.5.10	Eficiencia de la segunda ley: Eficiencia exergética.....	70
2.1.5.11	Diagrama de calidad de la energía.....	72
2.3	Marco legal.....	74
2.3.1	Constitución política de Colombia.....	74

2.3.2	Universidad Francisco de Paula Santander .....	75
2.4.3	Normas Nacionales e Internacionales .....	76
2.4.3.1	ISO 14000: .....	76
2.4.3.2	Norma técnica colombiana NTC-ISO 14040:.....	77
2.4.3.3	Norma técnica colombiana NTC-ISO 14044.....	77
<b>Capítulo 3. Diseño metodológico.....</b>		<b>79</b>
3.1	Tipo de investigación .....	79
3.2	Fases del proyecto de investigación .....	80
3.2.1	Etapa 1: Realizar el Balance energético del bagazo de caña en hornillas paneleras tradicionales. ....	80
3.2.2	Etapa 2: “Determinar la eficiencia de la hornilla mediante la aplicación de un análisis exergético al usar bagazo de caña como combustible” .....	81
3.2.3	Etapa 3: “Valorar el impacto ambiental de las hornillas mediante la aplicación del análisis de ciclo de vida (ACV)” .....	81
<b>Capítulo 4. Balance energético de la hornilla .....</b>		<b>83</b>
4.1	Análisis elemental del bagazo de la caña de azúcar .....	83
4.2	Combustión de Bagazo de Caña con Aire-Combustible en base másica.....	86
4.3	Combustión completa con Aire-Combustible en base másica. ....	87
4.4	Combustión incompleta con Aire-Combustible en base másica.....	89
4.5	Balance de energía de la hornilla panelera.....	92
4.5.1	$Q_{e1}$ = Calor de entrada suministrado por el bagazo. ....	95
4.5.2	$Q_{s1}$ = Calor de salida por descomposición química de bagazo.....	96
4.5.3	$Q_{s2}$ = Calor de salida por formación de agua en la combustión. ....	98
4.5.4	$Q_{s3}$ = Calor de salida para extraer la humedad del bagazo. ....	100

4.5.5	$Q_{s4}$ = Calor de salida por humedad del aire en el combustible.....	102
4.5.6	$Q_{s5}$ = Calor de salida trasferido a las pailas. ....	105
4.5.7	$Q_{s6}$ = Calor de salida perdido en la chimenea. ....	110
4.5.8	$Q_{s7}$ = Calor de salida por inquemados en la cenizas. ....	112
4.5.9	$Q_{s8}$ = Calor de salida perdido por paredes. ....	113
4.5.10	$Q_{s9}$ = Calor de salida por perdidas intangibles. ....	116
<b>Capítulo 5. Balance exergético. ....</b>		<b>117</b>
5.1	Clasificación de la hornilla de acuerdo con la mayor destrucción de exergía. ....	117
5.2	Flujos de energía en la hornilla. ....	118
5.3	Diagrama de flujos de energía.....	120
5.4	Análisis de sistemas reactivos con base en la segunda ley .....	122
<b>Capítulo 6. Análisis de ciclo de vida .....</b>		<b>126</b>
6.1	Definición del objetivo y alcance.....	126
6.1.1	Objetivo. Obtener una visión más detallada del proceso de producción de la panela a partir de las problemáticas ambientales. ....	126
6.1.2	Alcance.....	126
6.1.2.1	Producto a estudiar. ....	126
6.1.2.2	Unidad Funcional:.....	126
6.1.3	Sistema de producto a estudiar:.....	126
6.1.4	Descripción del proceso de producción por etapas. ....	126
6.1.4.1	Recepción y Acondicionamiento de la caña: .....	126
6.1.4.2	Extracción del Jugo de Caña: .....	127
6.1.4.3	Obtención de mieles para la panela:.....	128
6.1.4.4	Calentamiento de la Hornilla.....	129
6.1.4.5	Elaboración de la panela: .....	130



6.2	Entradas y salidas del proceso de producción de la panela.....	132
6.3	Límites del Sistema. ....	132
6.3.1	Materias Primas y principales Insumos utilizados en el proceso de producción de elaboración de la panela. ....	133
6.3.2	Principales equipos de cada subproceso en la elaboración de la panela. ....	133
6.4	Análisis de inventario de ciclo de vida.....	134
6.4.1	Diagrama de flujo del proceso. ....	134
6.5	Evaluación de impacto .....	137
<b>Capítulo 7. Recomendaciones.....</b>		<b>144</b>
<b>Capítulo 8. Conclusiones.....</b>		<b>146</b>
<b>Referencias.....</b>		<b>150</b>
<b>Apéndice.....</b>		<b>155</b>

## Lista de figuras

Figura 1. Etapas de la combustión de un sólido.....	34
Figura 2. El proceso de la combustión de la biomasa. ....	49
Figura 3. Ciclo de Carnot.....	57
Figura 4. Sistema cerrado combinado con el medio ambiente.....	66
Figura 5. Análisis de un proceso en el que hay reacción química. ....	67
Figura 6. Cambio de exergía en un sistema abierto. ....	69
Figura 7. Hornilla panelera.....	93
Figura 8. Calculo de humedad absoluta con la Carta Psicrométrica. ....	104
Figura 9. Eficiencia energética de la hornilla.....	117
Figura 10. Volumen de control de la hornilla. ....	118
Figura 11. Flujos de Calor en la hornilla.....	119
Figura 12. Balance energético de la hornilla.....	120
Figura 13. Eficiencia Energética en las pailas.....	122
Figura 14. Balance Energético y Exergético de la hornilla.....	125
Figura 15. Almacenamiento de la caña.. ....	127
Figura 16. Extracción del Jugo de Caña.....	128
Figura 17. Obtención de mieles para la panela. ....	129
Figura 18. Calentamiento de la Hornilla. ....	130
Figura 19. Ciclo de producción de la panela.....	131
Figura 20. Procedimientos simplificados para el análisis del inventario.. ....	134
Figura 21. Diagrama de flujo del proceso de produccion de la panela. ....	135
Figura 22. Distribución de la caña de azúcar. ....	139

Figura 23. Generación de residuos emitidos por el combustible. ....	142
Figura 24. Carta Psicrométrica.....	168

## Lista de Tablas

Tabla 1. Análisis elemental, poder calorífico y Resultados de análisis próximo y último de los residuos de caña de azúcar. ....	84
Tabla 2. Flujo de masa dentro de la hornilla .....	85
Tabla 3. Composición Química del Bagazo de caña .....	86
Tabla 4. Análisis de gases de combustión a la salida en la chimenea. ....	90
Tabla 5. Flujo de combustibles y tiempo de operación de la hornilla .....	95
Tabla 6. Variación de Entalpia de formación.....	97
Tabla 7. Especificaciones de las pailas semiesféricas.....	107
Tabla 8. Calor de salida transferido a las pailas.....	109
Tabla 9. Parámetros para determinar el calor por inquemados en las cenizas.....	113
Tabla 10. Especificaciones técnicas de la hornilla.....	115
Tabla 11. Flujo de calor de salida por paredes.....	115
Tabla 12. Balance termodinámico de la hornilla panelera.....	116
Tabla 13. Eficiencia energética del volumen de control de la hornilla.....	119
Tabla 14. Eficiencia del flujo de calor en las pailas.....	120
Tabla 15. Valores para el cálculo de entropía.....	122
Tabla 16. Entradas y salidas del sistema.....	132
Tabla 17. Materia prima y principales insumos relacionados con la elaboración de la panela. ..	133
Tabla 18. Equipos asociados a la elaboración de la panela.....	133
Tabla 19. Recepción y Acondicionamiento de la caña.....	136
Tabla 20. Extracción del jugo de caña.....	136
Tabla 21. Obtención de mieles para la panela.....	136

Tabla 22. Calentamiento de la hornilla. ....	137
Tabla 23. Elaboración de la panela. ....	137
Tabla 24. Aspectos e impactos ambientales de la producción de la panela en una hornilla tradicional. ....	138
Tabla 25. Valores de entalpia de agua saturada. ....	156
Tabla 26. Valores de entalpia de vapor de agua saturada. ....	158
Tabla 27. Calor de salida por formación de agua en la combustión. ....	158
Tabla 28. Calor de salida para extraer la humedad del bagazo. ....	163
Tabla 29. Calor de salida por humedad del aire en el combustible. ....	169
Tabla 30. Coeficientes globales de transferencia de calor para los diferentes intercambiadores (pailas) empleados en la industria panelera. ....	173
Tabla 31. Calor de salida trasferido a las paila N° 1. ....	174
Tabla 32. Calor de salida trasferido a las paila N° 2. ....	178
Tabla 33. Calor de salida trasferido a las paila N° 3. ....	183
Tabla 34. Calor de salida trasferido a las paila N° 4. ....	188
Tabla 35. Calor de salida trasferido a las paila N° 5. ....	192
Tabla 36. Calor de salida perdido en la chimenea. ....	197
Tabla 37. Destrucción de exergía en el proceso. ....	202

## Introducción

Colombia es un importante productor de panela (el segundo en el mundo después de la India) y el mayor consumidor per cápita del mundo con 1.470.000 t/año de producción, que contribuye con 7,3% del producto interno bruto (PIB) agrícola. En toda la cadena de producción de panela se generan cerca de 25 millones de jornales al año y se emplean alrededor de 350.000 personas.

Colombia también se constituye como el primer consumidor per cápita de panela con 37,3 kg/habitante al año (Osorio, 2007). La panela se produce en casi todos los departamentos del país, sin embargo, las cuatro mayores regiones productoras son: La Hoya del Río Suárez, Cundinamarca, Antioquia y Nariño, quienes aportan el 70% de la producción nacional.

En el departamento de Norte de Santander se cuenta con los siguientes datos: 9 692,7 ha (Área sembrada); 9 382,7 ha (Área cosechada); 46 879,6 ton (Producción); 5,0 ton/ha (Rendimiento)(Secretaria de desarrollo económico, 2013).

En la mayoría de las fincas paneleras se quema el bagazo en hornos artesanales. El bagazo es el producto que queda de la caña después de ser molida en los trapiches que extraen el jugo en la elaboración de la panela (Escobar, 1997), obedece al gran poder calorífico del luego de su posterior quema dentro del horno (Alarcon et al., 2006).

El esquema básico en la producción de panela parte de un horno que consta de: una cámara de combustión de lecho fijo, un ducto de humos, un tren de pailas y una chimenea. Durante el proceso se suministra energía calórica para evaporar el agua del jugo de la caña de azúcar hasta una concentración promedio de sólidos solubles.

La cantidad de bagazo depende de su humedad, fibra de la caña, tipo de cosecha; y es aproximadamente el 30% de la caña molida (Alarcon et al., 2006). La humedad del bagazo

depende de la cantidad de agua de imbibición empleada y de la eficiencia de los molineros del trapiche. La cantidad de cenizas depende de la variedad de caña y del tipo de cosecha empleado, que en el caso de ser mecanizada aumenta considerablemente debido al mayor porcentaje de “trash”, consistentemente principalmente en la tierra (Agüero et al., 2004). No obstante, su rendimiento es bajo, ya que la tecnología que se emplea para dicho fin no aporta los rendimientos que se necesitan hoy desde el punto de vista energético (Paz & Cárdenas, 1999).

La propuesta busca: Realizar un balance energético en las hornillas paneleras tradicionales de Norte de Santander, donde se puedan reconocer los indicadores que permitan calificar el proceso para determinar la eficiencia mediante la aplicación de un análisis energético, exergético y una valoración de impacto ambiental con la aplicación del análisis de ciclo de vida (ACV).

# **Capítulo 1. Análisis exergético al uso del bagazo de caña como combustible en la hornilla panelera tradicional en el trapiche “San Antonio” del municipio de Convención, Norte de Santander.**

## **1.1 Planteamiento del problema**

En norte de Santander, los procesos que se llevan a cabo en la elaboración de productos procedentes de la caña de azúcar en nuestro caso “la panela” son procesos ineficientes ya que presentan grandes pérdidas energéticas y esto se debe a que no cuentan con la suficiente tecnificación en los procesos de producción puesto que son hornillas que son construidas artesanalmente y que su rendimiento energético no supera el 50% debido a la combustión incompleta y al material empleado como combustible que es introducido al horno.

La mayoría de las fincas productoras de panela emplean como combustible principal el bagazo de caña, que después de un tiempo de secado al aire libre, este es introducido de forma manual en la hornilla para su posterior proceso de combustión, pero en este proceso ocurre una combustión deficiente ya que el bagazo de caña no recibe ningún tratamiento y además se ven obligados a emplear otros tipos de combustibles como madera, guadua, carbón, caucho de llantas entre otros, generando así consecuencias negativas para el medio ambiente, la salud humana y por consiguiente una baja eficiencia térmica en las hornillas.

Una de las problemáticas que presenta este tipo de hornillas se debe principalmente al inadecuado suministro de combustible, ya que en el proceso de producción de panela se hace forma manual y que es alimentado de forma intermitente cuando se logra observar que la llama



producto de la combustión disminuye notoriamente, además al introducir la biomasa (bagazo de caña) la cual no ha recibido ningún tratamiento, esta lleva un gran porcentaje de contenido de humedad, haciendo que la combustión en el horno sea deficiente, consigo mismo la no regulación del aire entrante hace también que la combustión sea incompleta o que los productos en la reacción no sean quemados completamente haciendo que los gases producidos después de la quema se marchen hacia la atmosfera sin ningún control.

## **1.2 Formulación del problema**

¿Cuál será el resultado de realizar el balance exergético al uso del bagazo de caña como combustible en la hornilla tradicional de producción de panela?

## **1.3 Objetivos**

**1.3.1 Objetivo General.** Realizar el análisis exergético al uso del bagazo de caña como combustible en la hornilla panelera tradicional en el trapiche San Antonio del municipio de convención, Norte de Santander.

### **1.3.2 Objetivos Específicos.**

- Calcular el Balance energético del bagazo de caña en la hornilla panelera.
- Determinar la eficiencia de la hornilla utilizando el bagazo de caña como combustible.
- Valorar el impacto ambiental de la hornilla mediante la aplicación del análisis de ciclo de vida (ACV).

## 1.4 Justificación

La gran mayoría de los productos de generación de energía conllevan a cabo la utilización de diferentes fuentes de energía, tal es el caso de los hidrocarburos, los cuales al producirse una combustión entre el combustible y el aire producen reacciones químicas, ahora bien, la importancia del desarrollo de sistemas térmico que hagan un uso efectivo de los recursos energéticos no renovables es evidente (Moran, M y Shapiro, H, 2004) puesto que en la producción de la panela emplean como fuente principal de energía el bagazo de caña.

En norte de Santander, los procesos que se llevan a cabo en la elaboración de productos derivados de la caña de azúcar, son procesados en hornillas las cuales son construidas artesanalmente de ladrillo común y de forma rectangular, sin olvidar que son operados con mano de obra no calificada.

La amplia utilización de este tipo de hornos se debe a que gran cantidad de estos utilizan como combustible el bagazo de caña, a los bajos costos de construcción, mantenimiento y operación, además en la mayoría de los casos se hace de forma manual.

Al encontrarse en operación este tipo de horno, el funcionamiento no es el adecuado ya que en el proceso de combustión que se lleva a cabo dentro de esta, gran parte de esta energía que es utilizada no es aprovechada por las pérdidas de calor a través de las paredes del horno y por la insuficiente combustión que se presenta, por esto es importante que se realicen ciertos estudios, los cuales permitan conocer y entender el funcionamiento del horno y el proceso de combustión

que se realiza, para ello, emplear un análisis exergético donde este método es especialmente adecuado para conseguir un uso eficiente de los recursos energéticos.

## **1.5 Delimitaciones**

**1.5.1 Delimitación geográfica.** El proyecto de investigación se desarrollará en la ciudad de Ocaña, para la universidad Francisco de Paula Santander Ocaña, ubicada en la sede algodonol y la finca panelera San Antonio del municipio de Convención, Norte de Santander.

**1.5.2 Delimitación conceptual.** Los términos que se manejan como referentes primarios del proyecto son: biomasa, bagazo de caña, balance de exergía, combustión, energía, exergía, eficiencia energética, hornillas, combustible, Análisis de Ciclo de vida.

**1.5.3 Delimitación operativa.** El cumplimiento de los objetivos del siguiente estudio puede ser afectado por distintos factores. De surgir algún inconveniente que amerite modificaciones significativas, estas serán consultadas con el director del mismo modo y notificadas al Comité Curricular.

**1.5.4 Delimitación temporal.** El presente proyecto tendrá una duración aproximada de 8 semanas a partir de la aprobación del anteproyecto, como se muestra en el cronograma de actividades.

## Capítulo 2. Marco referencial

### 2.1 Marco histórico

**2.1.1 Antecedentes históricos a nivel mundial.** En lo concerniente a la investigación realizada para la recopilación de la información con respecto a los estudios hechos en distintos países sobre temas relacionados con este proyecto, se encuentran publicaciones de investigación científica.

Caracterización Energética del Bagazo de Azúcar del Ingenio Valdez, realizado por R. Díaz, Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, Facultad de Mecánica, Riobamba, Ecuador (Septiembre/2008).

Calculo de las necesidades de energía en un horno de relevo de esfuerzos, realizado por E. A. Auces y J. A. Rodríguez, Departamento de Ingeniería, Universidad de Monterrey, México.

Mejora en la gestión de las energías renovables en la micro y pequeña empresa en el Perú (MYPE), realizada por Mónica Talledo Jiménez, Facultad de Ingeniería, Universidad de Piura (Octubre de 2013).

Análisis Exergético de la gasificación del bagazo de la caña de azúcar, realizado por Luiz Felipe Pellegrini & Silvio de Olivera Jr, Artículo Científico, Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Sao Paulo, Brasil.

Análisis Exergético en la producción de la caña de azúcar en combinación con el análisis de ciclo de vida, realizado por Contreras Moya, Rosa Domínguez, Herman Van Langenhove, Santos Herrero, Casas Ledón, Jo Dewulf, Artículo Científico, Facultad de Química y Farmacia de la universidad Central de las Villas, Cuba & Grupo de Investigación “EnVoc”, Facultad de Bioingeniería, Universidad de Gante, Bélgica.

Método para el análisis de exergía de calderas de bagazo de caña, realizado por Cortez & E.O. Gómez. Artículo Científico, Facultad de Ingeniería Agrícola, Universidad Estatal de Campinas, Brasil.

Evaluación del ciclo de vida LCA de la producción de metanol a partir de bagazo de caña. Realizado por María Luiza Grillo Renó, Electo Eduardo Silva Lora, José Carlos Escobar Palacio, Osvaldo José Venturini, Jens Buchgeister, Oscar Almazan. Revista ELSEVIER (2010).

Evaluación del ciclo de vida y el ciclo de vigencia del costo de bioetanol a partir de caña de azúcar en Brasil, hecho por Lin Luo, Esther van der Voet, Gjalt Huppes Instituto de Ciencias Ambientales (CML). Universidad de Leiden, Leiden, Países Bajos Revista ELSEVIER (2008).

Evaluación del ciclo de vida de la generación de electricidad del bagazo de caña de azúcar en Brasil. Realizado por Diogo Aparecido Lopes Silva, Ivete Delai, Mary Laura Delgado Montes & Aldo Roberto Ometto. Revista ELSEVIER. Brasil (2013).

**2.1.2 Antecedentes históricos a nivel nacional.** Continuando con la recopilación de información documentada, se obtuvieron documentos de artículos publicados en revistas nacionales, repositorios, tesis de pregrado y maestría, las cuales ayudaron a la orientación de la investigación, dentro de las cuales se mencionan las siguientes.

Determinación de Pérdidas Energéticas y sus puntos críticos en hornillas paneleras WARD-CIMPA en la hoya del río Suárez, realizada por Karime Lizeth González Ariza, Facultad de Ciencias Fisicoquímicas, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga – Colombia (2010).

Diagnóstico del desempeño térmico de la hornilla piloto WARD-CIMPA utilizada en el proceso de producción de la panela en CORPOICA, realizado por Odacyr Beleño Mier & Yuli Andrea Velosa Ariza, Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas, Bucaramanga - Colombia (2011).

Diseño de quemador de biomasa para trapiches paneleros, realizado por J.A. Muñoz, Revista Científica, Universidad Tecnológica de Pereira, Pereira - Colombia (2013).

Hornillas paneleras WARD-CIMPA: validación de los modelos matemáticos de diseño CORPOICA-UIS. Realizado por Luz Esperanza Prada Forero, Zamir Sanchez Castro, Hugo Reynel Garcia Bernal, Harvey Steve Rojas Ávila. Revista Fuentes: El Reventón Energético, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga – Colombia (2012).

Diagnóstico exergético de los procesos productivos de la panela en Colombia realizado por Héctor I. Velásquez, Farid C. Janna, Andrés F. Agudelo. Artículo de Investigación, Universidad Nacional de Colombia, Bogotá DC – Colombia (2006).

Ajuste de un modelo matemático para la combustión de bagazo de caña en una cámara WARD-CIMPA, realizado por Zamir Sanchez Castro & Oscar Andrés Mendieta Menjura, Corporación Colombiana de Investigación Agropecuaria - CORPOICA (2014).

Modelación Matemática basada en análisis exergético de una caldera bagacera, realizado por Ducardo León Molina López, Maestría en Ingeniería, Universidad Autónoma de Occidente, Santiago de Cali – Colombia (2015).

Análisis de ciclo de vida (ACV) en el desarrollo sostenible: propuesta metodológica para la evaluación de la sostenibilidad de sistemas productivos, realizada por Aida Sanes Orrego Facultad de Ciencias Económicas. Universidad Nacional de Colombia. Bogotá, Colombia (2012).

**2.1.3 Antecedentes históricos a nivel local.** Siguiendo con la documentación realizada para la recopilación de información, se obtuvieron documentos de artículos publicados en revistas y repositorios dentro de los cuales orientan la investigación.

Análisis Exergético de un horno de lecho fijo en la producción de panela, realizado por Juan Guillermo Garcia Rincón, Jhon Arévalo Toscano y Gustavo Guerrero Gómez. Revista Colombiana de Tecnologías de Avanzada. Universidad de Pamplona (2014).

Caña Panelera como potencializador de la economía en convención, realizada por Juan Pablo Dolcey Nieves y Yessy Lorena Coronel Montaguth, Artículo Científico, repositorio Universidad Francisco de Paula Santander seccional Ocaña. (2014).

Balance energético en la hornilla panelera tradicional con el uso de bagazo de caña en el trapiche “San Antonio” en Convención, Norte de Santander, realizado por Jorge Andrés Quintero Manzano y Julian Andrés Vera Becerra, Facultad de Ingenierías, Ingeniería Mecánica, Universidad Francisco de Paula Santander seccional Ocaña (2015).

## **2.2 Marco conceptual.**

**2.2.1 Bagazo de caña.** Es un material fibroso y heterogéneo por su composición granulométrica y estructural, el cual presenta una densidad relativamente baja y un alto contenido de humedad después que se ha extraído gran parte del jugo donde debe secarse en cobertizos llamados bagaceras.



Por su parte el bagazo de caña es considerado como una fuente de biomasa natural, ya que se utiliza como combustible en las cámaras de combustión y está compuesto por carbono, hidrogeno, oxígeno, nitrógeno y cenizas, donde el carbono presente es la principal especie química de combustible para la generación de calor .

**2.2.2 Hornilla Panelera.** Es un horno empleado para el cual se lleva a cabo la elaboración de la panela, dentro de este horno ocurre un proceso de combustión en el cual se transforma la energía interna del bagazo en energía calórica, siendo este calor transferido a los intercambiadores de calor (pailas) para evaporar el agua que está contenida en el jugo extraído de la caña de azúcar por medio de un trapiche.

Una hornilla generalmente está constituida por tres zonas específicas en el que se lleva a cabo gran parte del proceso de la panela; en la zona de combustión (cámara de combustión) ocurren reacciones químicas entre el combustible (bagazo) y el comburente (aire) que reaccionan entre sí para liberar energía.

Generalmente una hornilla, en cuanto a su construcción física debe contener una boca de alimentación por la cual entrará el combustible de manera manual por parte de un operario, una parrilla donde es contenido el bagazo y permite el paso del aire y un cenicero que permita la entrada de aire principal y reciba las cenizas.

La zona de transferencia de calor esta principalmente constituida por el ducto del horno y los intercambiadores de calor, por donde circulan los gases calientes como producto de la combustión llevada a cabo en la cámara de combustión. Dichos gases se transfieren a los intercambiadores proporcionando así su calor sensible a los jugos presentes en cada una de las etapas del proceso.

La zona de la chimenea la cual está en la sección final del ducto cuya función principal es darle salida a los humos y que son expulsados directamente al medio ambiente.

**2.2.3 Exergía.** Es el máximo trabajo teórico que puede realizar el sistema combinado cuando el sistema cerrado evoluciona hasta su estado muerto.

Como la exergía es la parte de energía que puede convertirse en trabajo, se puede relacionar la energía con la calidad. Por ejemplo, la energía cinética, eléctrica y potencial puede ser transformada por completo en trabajo mecánico, por lo que su contenido energético es exergía pura. Caso contrario sucede con el calor ya que este no puede ser convertido por completo en el trabajo, debido a que el calor es liberado al medio ambiente ya sea por paredes u otros medios de transferencia de calor y por lo tanto su valor exergético es menor.

**2.2.4 Análisis exergético.** Es una metodología que permite analizar los mecanismos básicos de eficiencia exergética, empleando los principios de conservación de la masa y la energía junto con el segundo principio de la termodinámica para el diseño de sistemas térmicos.

Hablar de análisis exergético, es hacer un uso efectivo de los recursos energéticos no renovables como lo es el petróleo, gas natural y carbón, donde es necesario recalcar que es un método adecuado para conseguir un uso eficiente de los recursos energéticos ya que permite determinar la localización, tipo y magnitud real de su despilfarro y pérdida.

Al implementar un análisis a un sistema determinado se pueden identificar y cuantificar las irreversibilidades, dado que permite determinar que energía se tiene disponible en los diferentes flujos involucrados en el proceso.

**2.2.5 Procesos de combustión Teórica y Real.** Un proceso de combustión está completo, si todo el carbono en el combustible se transforma en dióxido de carbono, todo el hidrogeno se transforma en agua y todo el azufre (si está presente) se transforma en dióxido de azufre, es decir, se queman totalmente.

Por el contrario, si un proceso de combustión es incompleto si los productos de combustión contienen algo de combustible o partículas no quemadas completamente.

En procesos de combustión real, es una práctica común emplear más aire que la cantidad estequiometrica para así obtener una combustión completa o para controlar la temperatura de la cámara de combustión.

**2.2.6 Aire Teórico.** Es la mínima cantidad de aire capaz de suministrar el oxígeno suficiente para lograr una combustión completa de todos los componentes del combustible susceptibles a ser oxidados. En una combustión con el aire teóricos no se obtiene oxígeno en los productos, sin embargo en la realidad, debido a los problemas técnicos que implica conseguir una mezcla aire-combustible homogénea, suele emplearse más aire del teórico, para tratar de acercarse a una combustión completa. Si se suministra menos aire que el 100%, la mezcla aire-combustible es rica y es probable que la combustión sea incompleta, pero si la relación aire-combustible se aumenta a más del 100% se dice que es una mezcla pobre y existe exceso de aire.

**2.2.7 Análisis de Ciclo de Vida.** Consiste en un método analítico que permite el desarrollo de criterios y procedimientos objetivos para la evaluación del impacto ambiental de productos. Considera el ciclo de vida total, desde su concepción al término de la vida útil, pasando por la evaluación de materias primas, análisis de las etapas de la manufactura hasta la utilización final del producto. La utilización de recursos naturales escasos, la posibilidad de reciclaje y/o la recuperación parcial de la energía en la incineración de residuos/basura desempeñan papel determinante en la evaluación del ciclo de vida del producto.

## 2.2 Marco teórico

En este capítulo se presentan los elementos fundamentales necesarios para realizar un análisis termodinámico. Se muestra cómo las leyes de la termodinámica gobiernan la conversión de energía de una forma a otra; se presentan los principios de combustión el ciclo básico de Rankine, la cual modela el funcionamiento de la hornilla panelera; se introduce el concepto de volumen de control para el análisis de sistemas cuyas fronteras permiten el intercambio de materia con el ambiente; se analiza la relación de dependencia que existe entre las propiedades que definen el estado de un sistema; se exponen los fundamentos de los procesos de combustión; y finalmente, se genera un balance de energía, se elabora el concepto de exergía, haciendo especial énfasis en el concepto de eficiencia exergética.

### 2.2.1 Principios de combustión

2.2.1.1 *Composición.* La fotosíntesis en las plantas, determina la producción de carbohidratos, tanto estructurales como no estructurales que conforman los tejidos de la misma. Los componentes de la biomasa incluyen celulosa, hemicelulosas, lignina, lípidos, proteínas, azúcares simples, almidones, agua, hidrocarburos, cenizas y otros compuestos. Las concentraciones de cada componente varían en función de la especie, tipo de tejido vegetal, etapa de crecimiento y las condiciones de cultivo (Hayes, D, 2013).

Referente a lo anterior, los combustibles de biomasa pueden dividirse de forma genérica en cuatro clases de materiales:

- Maderas y leñosos.
- Herbáceos y otros materiales de crecimiento anual como pajas, pastos, hojas, subproductos.
- Agrícolas y residuos biológicos como cascaras, granos, huesos o pepitas de frutos y estiércol animal.
- Derivados de residuos combustibles y de residuos o papeles no reciclables, a menudo mezclados con plásticos.

Los agrocombustibles se clasifican según la FAO (Organización de las Naciones Unidas para la agricultura y la alimentación) en cultivos de combustible, subproductos agrícolas (paja, tallos), los subproductos animales (estiércol y otros excrementos) y subproductos agroindustriales (Raman, S & Mohr, A, 2014).

La composición de los biocombustibles es compleja; los componentes primordiales incluyen seis elementos principales *C, H, O, N, S, Cl* y al menos otros ocho elementos *Si, Al, Ca, K, Mg, Na, P y Fe*. El principal componente de la biomasa es el *C*, con un proporción del 30 a 60% en peso de materia seca según el contenido de cenizas (Rosillo-Calle, 2004). El segundo elemento en importancia, con un 30 a 40% en peso de materia seca de biocombustible es el Oxígeno. El tercer componente principal es el *H*, que comprende normalmente de 5 a 6% en peso de la materia seca. Mientras que el *N*, el *S* y el *Cl* suelen ser menos del 1% en peso de la materia seca, pero podrá exceder este valor de diferentes biocombustibles (Payne, 2010).

Los componentes de conformación de ceniza resultante de la combustión de la biomasa son metales alcalinos, metales alcalinotérreos y *Si*. En comparación con el bagazo de caña, este es un combustible rico en ceniza y contiene niveles más altos de *Si* y *K* y además contiene una mayor cantidad de *Cl*, *N* y *S* (Vassilev, S, Baxter, D & Vassileva, C , 2014).

De acuerdo con (Vassilev, S, Baxter, D & Vassileva, C , 2014), el término «calidad del combustible» define las características químicas y físicas de un combustible. Las características químicas dependen de la materia prima, las condiciones de cultivo y la gestión agrícola, las principales características químicas son:

1. Contenido de humedad
2. Contenido de ceniza
3. Las concentraciones de elementos inorgánicos
4. Las cenizas en forma de elementos.

Las características físicas describen los parámetros del combustible que se ven afectados por el tipo de proceso que la biomasa ha sufrido. Por lo tanto, se incluyen dentro de las características físicas:

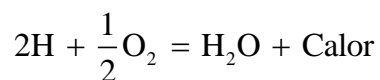
1. El tamaño de partículas
2. Las formas preponderantes de las partículas
3. Las propiedades mecánicas

Es necesario determinar las propiedades químicas y físicas de la biomasa a utilizar para diseñar un sistema de combustión eficiente y efectivo. Las biomásas más comúnmente utilizadas como combustibles, tales como corteza, paja y cereales contienen concentraciones similares de  $C$ ,  $H$  pero muestran diferencias significativas en las concentraciones de los principales constituyentes de sus cenizas (Si, Ca, Mg, K, Na, P, S, Cl, Al, Fe, Mn) y en la cantidad de metales pesados (Cu, Zn, Co, Mo, As, Ni, Cr, Pb, Cd, V, Hg) según (Hays M, Fine P, Geron C, Kleeman M & Gullett B, 2005).

Estos elementos inorgánicos influyen en el proceso de combustión en una variedad de formas:

- Definiendo la formación de las emisiones de gases y sólidos.
- Determinando significativamente el punto de fusión de la ceniza.
- El comportamiento de las incrustaciones y la corrosión en las paredes del hogar.

2.1.3.2 *Química de la combustión de los sólidos*. La combustión es la oxidación rápida de un combustible ( $C_x H_y O_z$ ) resultando en un gas no combustible:



La generación de gas ("gasificación") es la conversión de un combustible sólido ( $C_x H_y O_z$ ) en un gas combustible ( $CO$ ,  $H_2$ ,  $CH_x$ ,  $CO_2$ ,  $H_2O$ ), a través de las siguientes:

- **Secado:**



Combustible + Calor = Combustible + Vapor de H<sub>2</sub>O

- **Devolatilización:**

Combustible sólido + Calor = Gases

- **Gasificación:**

$C + CO_2 = CO - \text{Calor}$     $C + H_2O = H_2 - \text{Calor}$

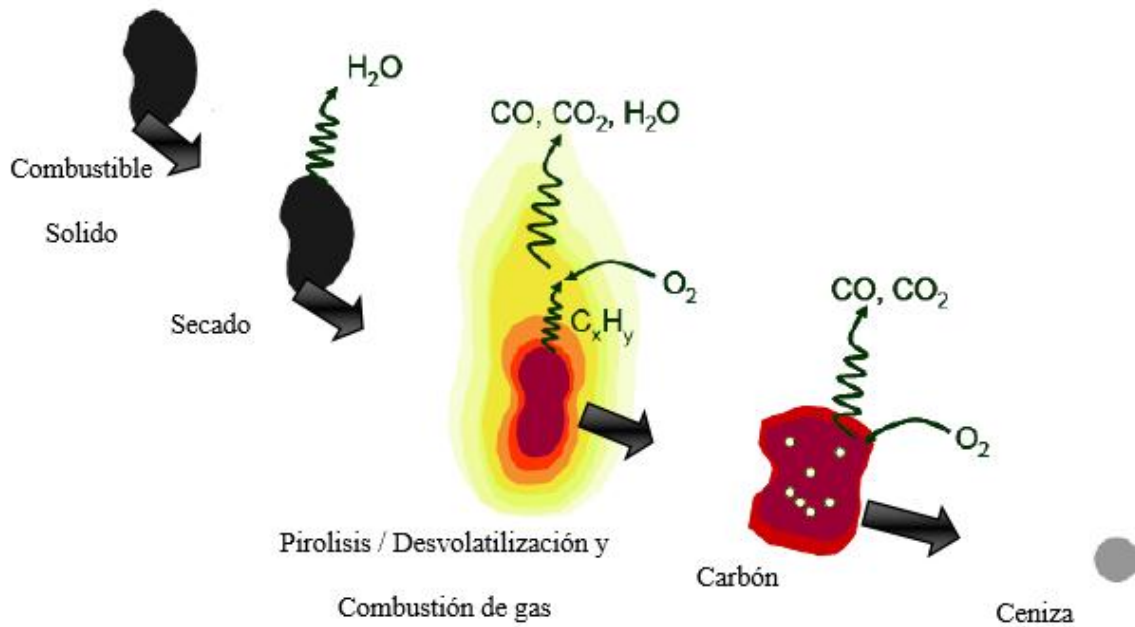


Figura 1. Etapas de la combustión de un sólido. Fuente. (Miko Hupa , Åbo Akademi, Turku & Finland, 2008)

La combustión completa de las biomásas depende del control de cinco (5) factores:

- a) Cantidad de Aire (Oxígeno).
- b) Productos de combustión.

- c) Temperatura de combustión
- d) Tiempo de residencia.
- e) Turbulencia.

La cantidad de aire que debe suministrarse al proceso de combustión se adiciona en dos etapas, denominadas aire primario y aire secundario respectivamente (Qin K, & Thunman, H, 2015), el aire primario se suministra al combustible y el secundario se adiciona a la mezcla anterior.

2.1.3.3 *Aire de combustión.* Para calcular la cantidad de aire necesario se debe conocer la composición química al menos con el siguiente detalle:

$$\text{Carbono (C)} \rightarrow [P] \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ Combustible}$$

$$\text{Hidrogeno (H)} \rightarrow [q] \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ Combustible}$$

$$\text{Oxigeno (O)} \rightarrow [r] \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ Combustible}$$

Para el suministro de aire se puede distinguir entre el suministro de aire primario y el de aire secundario. El aire primario se suministra directamente a la cama de combustible, mientras que el aire secundario se mezcla con los gases volátiles por encima de la cama de combustión.

Para calcular la cantidad de aire necesario para la combustión, se debe conocer la composición química del combustible que se necesita. En el análisis se determinan los contenidos

de, carbono, hidrógeno, oxígeno y cenizas. También se determinan, el contenido de carbón, materia volátil y ceniza.

Para el ejemplo del cálculo se asume la siguiente composición en variables algebraicas de la biomasa (en base seca):

$$\text{Carbono (C)} \rightarrow [P] \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ Combustible}$$

$$\text{Hidrogeno (H)} \rightarrow [q] \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ Combustible}$$

$$\text{Oxigeno (O)} \rightarrow [r] \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ Combustible}$$

$$\text{Ceniza} \rightarrow [s] \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ Combustible}$$

$$\text{Carbon} \rightarrow [x] \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ Combustible}$$

$$\text{Volátiles} \rightarrow [y] \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \text{ Combustible}$$

La combustión se considera completa y por lo tanto no se forman: óxidos de NO, hidrocarburos ni monóxido de carbono.

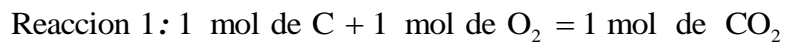
La biomasa es secada al horno, y el contenido de humedad es 0 por ciento.

La composición del aire por volumen es de 21% de  $O_2$  y 79% de  $N_2$ . La composición del aire en peso es de 23.3% de  $O_2$  y 76.7% de  $N_2$ .

Para el ejemplo se considera que se quema 1 kg de biomasa. En primer lugar se calcula, la cantidad necesaria de aire primario, luego se realiza el cálculo de suministro de aire secundario. En segundo lugar se determinan, los productos de combustión.

2.1.3.4 *Cálculo del Aire primario.* El aire primario es necesario para la combustión de los sólidos en la cama de combustión por ejemplo, la fracción no-volátil (o fijos) de carbono, o de carbón vegetal.

La siguiente reacción ocurre cuando el carbón se quema en la cama de combustión:



El aire necesario para 1 kg de combustible es:

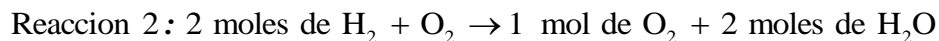
$$X * \left( \frac{32}{12} \right) \text{ kg de Aire}$$

Incluyendo el factor de exceso de aire  $\lambda_p$  para el aire primario la ecuación se convierte en:

$$\lambda_p * X * \left( \frac{8}{3} \right) * \left( \frac{100}{23,3} \right) \text{ kg de Aire}$$

2.1.3.5 *Cálculo del Aire secundario.* En la combustión de los volátiles, están implicadas dos reacciones:

Reacción 2: combustión de la fracción de hidrogeno de la biomasa:



Para la combustión de la biomasa de 1 kg, una cantidad de O<sub>2</sub> que se necesita:

$$q * \left( \frac{32}{4} \right) = 8 * q \quad \text{kg de O}_2$$

Si se supone que todo el oxígeno presente en la biomasa, se utiliza para quemar el hidrógeno de la biomasa, queda aún una demanda de oxígeno que se debe suministrar con el aire:

$$8 * q - r \quad \text{kg de O}_2$$

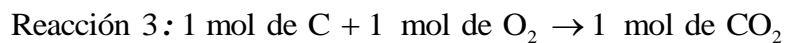
La cantidad estequiométrica de aire necesario para la combustión del hidrógeno es la siguiente:

$$\left( \frac{100}{23,3} \right) * 8 * q - r \quad [\text{kg}]$$

Incluyendo el factor de exceso de aire secundario  $\lambda_s$  el aire necesario es:

$$\lambda_s * \left( \frac{100}{23,3} \right) * 8 * q - r \quad [\text{kg}]$$

Reacción 3: combustión de la fracción de carbono volátil en la biomasa:



A partir de esta reacción se puede concluir que la cantidad de aire necesario para la combustión del carbón en los volátiles es la siguiente:

$$\lambda_s * p - x * \left( \frac{32}{12} \right) * \left( \frac{100}{23,3} \right) \quad [\text{kg}]$$

En resumen, para la combustión de 1 kg de biomasa, el aire primario y secundario se requiere:

$$\left(\frac{8}{3}\right) * \left(\frac{100}{23,3}\right) * \lambda_p * x \quad [\text{kg de aire primario}]$$

$$\left(\frac{100}{23,3}\right) * \lambda_s * \left(\frac{8}{3}\right) * p - x + 8 * q - r \quad [\text{kg de aire secundario}]$$

2.1.3.6 *Productos de combustión.* Los datos de la sección anterior suministran suficiente información para determinar la cantidad de productos de combustión, que se generan por la combustión de 1 kg de biomasa. Los productos son: CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O.

Los productos de la combustión de la reacción 1, son los siguientes:

$$\text{CO}_2 \rightarrow x * 1 + \left(\frac{32}{12}\right) \quad [\text{kg}]$$

$$\text{N}_2 \rightarrow \lambda_p * x * \left(\frac{32}{12}\right) * \left(\frac{76,7}{23,3}\right) \quad [\text{kg}]$$

$$\text{O}_2 : \lambda_p - 1 * x * \left(\frac{32}{12}\right) \quad [\text{kg}]$$

Los productos de la combustión de la reacción 2 son:

$$\text{H}_2\text{O} : 9 * q \quad [\text{kg}]$$

$$\text{N}_2 : \lambda_s * \frac{76,7}{23,3} * 8 * q - r \quad [\text{kg}]$$

$$\text{O}_2 : \lambda_s - 1 \cdot 8 \cdot q - r \quad [\text{kg}]$$

Los productos de la combustión de la reacción 3 son:

$$\text{CO}_2 : p - x \cdot \frac{44}{12} \quad [\text{kg}]$$

$$\text{N}_2 : \lambda_p \cdot p - x \cdot \left( \frac{32}{12} \right) \cdot \left( \frac{76,7}{23,3} \right) \quad [\text{kg}]$$

$$\text{O}_2 : \lambda_p - 1 \cdot p - x \cdot \frac{32}{12} \quad [\text{kg}]$$

De este modo, mediante la combinación de las tres reacciones, las cantidades de los productos de combustión se pueden calcular a partir de las siguientes ecuaciones:

$$\text{CO}_2 : \left( \frac{44}{12} \right) \cdot p \quad [\text{kg}]$$

$$\text{N}_2 : \left( \frac{8}{3} \right) \cdot \left( \frac{76,7}{23,3} \right) \cdot \lambda_p \cdot x + \left( \frac{76,7}{23,3} \right) \cdot \lambda_p + \left( \frac{8}{3} \right) \cdot p - x + 8 \cdot q - r \quad [\text{kg}]$$

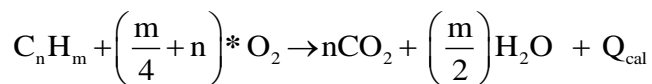
$$\text{H}_2\text{O} : 9 \cdot q \quad [\text{kg}]$$

$$\text{O}_2 : \left( \frac{8}{3} \right) \cdot \lambda_p - 1 \cdot x - \lambda_s - 1 + \left( \frac{8}{3} \right) \cdot p - x + 8 \cdot q - r \quad [\text{kg}]$$

2.1.3.7 *Temperatura de combustión.* La cantidad de calor desprendido por la combustión completa de la unidad de masa de un cuerpo no depende más que de la composición química del combustible.

Podemos definir una combustión de manera simple como una reacción exotérmica de oxidación en fase gaseosa de los componentes elementales del producto a incinerar.

Sea  $C_nH_m$  el producto a quemar. Su reacción de combustión es la siguiente:



$$\frac{Q_{cal}}{PM(C_nH_m)} = \text{PCI de } C_nH_m \text{ en kCal / kg de } C_nH_m$$

El PCI es un parámetro importante del comportamiento de un horno. Los productos con PCI superior a  $3.500 \text{ Kcal/kg}$  son autocombustibles. Además, la mayoría de los equilibrios termodinámicos de una combustión se desplazan favorablemente con temperaturas altas en el medio reactivo. Se acelera la vaporización, y la aportación de energía de activación. La única limitación para la temperatura de combustión la constituyen los materiales de la cámara de combustión. Suele ser de unos  $1.000 \text{ }^\circ\text{C}$ , pero puede variar entre  $500/600 \text{ }^\circ\text{C}$  y  $1.400 \text{ }^\circ\text{C}$ . La presencia de agua influye en la combustión modificando los equilibrios, y consumiendo calor.

2.1.3.8 *Tiempo de residencia.* En la práctica, se determina el tiempo de residencia medio según  $t = V/q$ , siendo  $V$  el volumen de la cámara de combustión y  $q$  el caudal volumétrico de gas producido por la carga incinerada, que está predeterminada por la carga térmica admisible en la cámara (de  $100.000$  a  $200.000 \text{ Kcal/h/m}^3$ ). El dimensionamiento de la instalación influye en la calidad de la combustión.

Para residuos sólidos, el tiempo de residencia en el horno oscila entre  $30$  y  $180$  minutos, con una hora de media.



Para residuos líquidos, el tiempo de residencia depende de la calidad de la pulverización, calor latente de evaporación y temperatura de autoinflamación. Se reduce a unos segundos.

Para los gases y humos, en general oscila entre 1 y 2 segundos, pero puede variar entre 0,5 s para algunos gases fáciles de quemar y 3 s para los vapores de residuos halógenos acuosos.

2.1.3.9 *Turbulencia*. La turbulencia permite la mezcla íntima de los combustibles y del aire comburente. Puede realizarse:

**En los quemadores:** Los comburentes inyectados van desde los solventes ligeros hasta los alquitranes pesados, pasando por productos de poderes caloríficos muy diferentes. La viscosidad del producto debe permitir una buena atomización y una mezcla rápida con el aire comburente soufflé a gran velocidad.

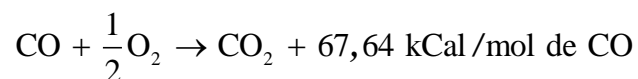
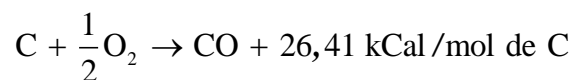
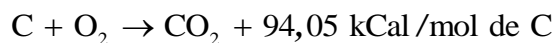
**En el horno:** mediante diferentes disposiciones, (cambios de velocidad mediante restricciones geométricas, inversiones de sentido de los humos, nidos de abeja, etcétera).

Los residuos están compuestos globalmente de materias orgánicas (combustibles), de materias minerales (“inertes”) y de agua bajo diversas formas.

En el proceso de combustión, los elementos combustibles formados esencialmente por: *C*, *H*, *Cl*, *S*, *N* sufren una degradación térmica que conduce a la formación de  $CO_2$ ,  $H_2O$  y, en menor cantidad,  $HCl$ ,  $SO_x$  y  $NO_x$  que encontramos en los efluentes gaseosos.

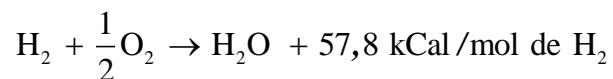
Las materias “inertes” pasan al estado fundido, en forma de óxidos, carbonatos, sales, en las escorias y cenizas volantes. El agua se vaporiza y pasa al estado de vapor de agua.

De esa manera, la combustión del carbono da lugar a las siguientes reacciones:



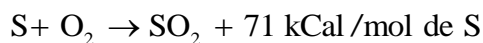
Si la combustión se efectúa con una cantidad suficiente de aire, el Carbono reacciona casi totalmente con el oxígeno del aire (si la temperatura de los gases es inferior a  $1.500\text{ }^\circ\text{C}$ ), y las reacciones anteriores son casi completas. La combustión del carbono con un exceso de aire suficiente es integral.

La reacción del Hidrógeno, da lugar a la formación del agua de la siguiente forma:

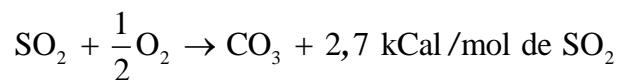


El valor del calor obtenido en la combustión tiene en cuenta que el agua producida queda en forma de vapor en los gases de combustión, y que por tanto los humos se llevan calorías.

Para el caso de contaminantes como el Azufre, a  $250\text{ }^\circ\text{C}$  se produce la siguiente reacción:



Entre  $300$  y  $500\text{ }^\circ\text{C}$ , se forma anhídrido sulfúrico:



Esta formación es despreciable por encima de los 950 °C debido a la reacción inversa.

Teniendo en cuenta el exceso de aire y las temperaturas, es de esperar que se forme  $SO_3$  en las zonas de baja temperatura del horno. La oxidación del  $SO_2$  depende de las condiciones de combustión (funcionamiento de los quemadores), y puede reducirse disminuyendo el exceso de aire de la combustión. La suma de las cantidades de  $SO_2$  y  $SO_3$  ( $SO_x$ ) contenidas en los productos de combustión es función creciente del contenido en azufre del combustible.

El Nitrógeno se combina con el oxígeno a altas temperaturas:



Se trata de una reacción endotérmica. La proporción de  $NO$  crece con la temperatura. (A 1.500 °C, tenemos un 0,18% de  $NO$ ).

Los óxidos de nitrógeno provienen de 2 reacciones distintas:

Oxidación del nitrógeno molecular del aire de combustión. Este mecanismo, llamado  $NO_x$  térmico, se produce cualquiera que sea el combustible (gas, fuel o carbón).

Oxidación de compuestos orgánicos nitrogenados contenidos en el combustible ( $NO_x$  combustible). El gas natural no contiene este tipo de compuestos orgánicos.

El  $NO_x$  térmico resulta de una cadena compleja de reacciones (mecanismo de Zeldovich). La velocidad de reacción crece con la temperatura y con la concentración de  $O_2$  y  $N_2$ . El  $NO_2$  se forma por conversión del  $NO$  a temperatura relativamente baja (600 °C) y en presencia de oxígeno.

2.1.3.10 *Principios de la combustión de la biomasa.* La combustión de la biomasa implica fenómenos dinámicos complejos donde se transfieren simultáneamente masa y calor produciéndose diversas reacciones químicas. A diferencia de los procesos de conversión bioquímicos y termoquímicos similares, la combustión reduce esencialmente toda la biomasa en productos simples.

La composición variable de los combustibles biomásicos y el contenido variado de humedad y cenizas puede causar problemas de combustión y encendido. Hay numerosas maneras de abordar estos problemas, como son la mezcla de tipos de biomasa diferentes, que podrían mejorar la estabilidad de la llama, así como disminuir los efectos de la corrosión.

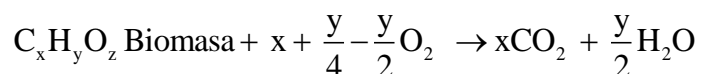
Cuando la biomasa es sometida a altas temperaturas, se producen cambios en su estructura química y sus componentes principales se degradan. Estos cambios dependen fundamentalmente de la forma de material, así como de los parámetros del proceso, como la velocidad de calentamiento. Cuando una biomasa como la madera se calienta progresivamente a temperaturas elevadas, se producen diversos productos de degradación. La pérdida de agua y de componentes volátiles tiene lugar a temperaturas por debajo de  $140\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Cuando la temperatura se eleva por encima de  $140\text{ }^{\circ}\text{C}$ , ya se puede empezar a detectar la producción de  $\text{CO}_2$  y  $\text{CO}$  (Ramajo, B; Espina, A; García, J; Sosa Arnao, J & Nebra, S, 2006).

Las Hemicelulosas son conocidas como el componente de biomasa, más térmicamente inestables. (Fernández, N, 2012) Indicó que la degradación de las hemicelulosas aumenta con la

temperatura y el tiempo de residencia de calentamiento y ocurre entre  $100$  y  $200^\circ\text{C}$ . La degradación de la celulosa, por otro lado, se produce a temperaturas considerablemente más altas, debido a la su estructura cristalina. La celulosa se degrada en un rango de temperatura de entre  $300$ - $340^\circ\text{C}$  (Girón, R , 2012).

Entre los principales componentes de la pared celular, la lignina es más térmicamente estable, aunque la degradación de la lignina se extiende sobre un rango de temperatura que empieza a partir de  $180^\circ\text{C}$  (Narbona, A, 2014). En general, toda la materia volátil es lanzada en temperaturas superiores a los  $450$ - $500^\circ\text{C}$ . El material restante es carbón vegetal (Sait, H; Hussain, A; Salema, A & Ani, F, 2012).

(Boyles, D, 1984), explica cómo el método más sencillo de extracción de energía útil de la biomasa seca es quemarla utilizando aire como el oxidante. La química de la oxidación completa de materiales que contengan principalmente  $C$ ,  $O$  y  $H$  se indica la forma siguiente:



Donde  $x$ ,  $y$ ,  $z$  representan la composición elemental media de la biomasa.

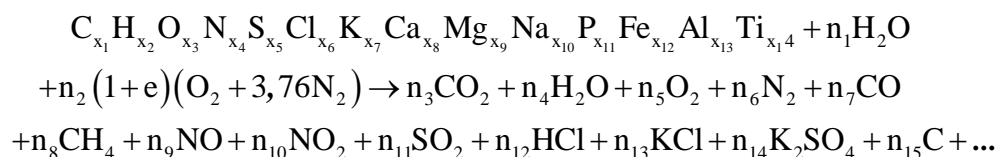
Si la combustión es incompleta debido a la insuficientes  $O_2$  entonces se liberan en los gases de combustión tanto  $C$ ,  $CO$ , hidrocarburos como otros gases y se reduce el calor de la reacción.

El rendimiento termodinámico del calor obtenido de las reacciones de combustión, no se reduce por la presencia de humedad en la biomasa. Sin embargo la eficiencia si se ve reducida debido a la exigencia añadida de calentamiento del agua contenida al evaporarse a temperaturas

de combustión, reduciendo además la temperatura de la llama, y la velocidad de combustión. Un contenido de humedad de más 30% impide la quema directa de la biomasa y es necesario entonces proceder a un secado previo, o alternativamente puede agregarse un combustible complementario (Boyles, D, 1984), manifiesta que la combustión directa puede ser uno de los métodos más eficientes de utilizar la energía potencial de la biomasa, y lograr una eficiencia térmica de hasta 85%.

Según (Jenkins, B; Baxter, L & Miles, T, 1998), la combustión de los biocombustibles es un fenómeno complejo que implica simultáneamente transferencia de calor junto con reacción química y flujo de masas. Para predecir el comportamiento de la combustión se requiere conocer tanto las propiedades del combustible como la manera en que estas propiedades influyen en el resultado del proceso de combustión.

También aporta una reacción global para la combustión de un combustible de biomasa y aire de la siguiente forma, donde el primer compuesto reactante es un combustible de biomasa:



La fórmula empírica para el combustible es incompleta ya que hay en ella 15 elementos, algunos de los cuales son importantes para la cuestión de la combustión de biomasa, por ejemplo los metales pesados, que tienen una influencia importante sobre la eliminación de cenizas. El

segundo termino de los reactantes expresa la humedad en el combustible, que varía dentro de cierto rango, pero es importante tener en cuenta que si hay demasiada humedad, el combustible no reaccionará espontáneamente. El tercer término es una simplificación y representa el aire por la simple mezcla binaria *O* y *N* en la relación de volumen de *21% a 79%*.

Los sulfuros y el cloro son componentes importantes de las emisiones contaminantes, pero también son los responsables de las reacciones que producen incrustaciones en la gasificación. En pastos y pajas, la sílice es el tercer constituyente importante: hasta *10 a 15%* de la materia seca de biomasa contienen más oxígeno y menos carbono que los combustibles fósiles, lo que conduce a un menor valor calórico (Fernández, R; García, C; Lavín, A; & Bueno de las Heras, J, 2012).

Como se ha visto en el punto anterior, la combustión ideal es aquella que produce la oxidación completa de la parte orgánica sólida del combustible en gases *CO<sub>2</sub>* y *H<sub>2</sub>O*. El proceso de conversión se realiza en tres pasos (Koppejan, J & Loo, S , 2012).

- **Secado:** Vaporización de agua.
- **Pirolisis/gasificación:** Degradación térmica en la ausencia o presencia de oxígeno suministrado externamente.
- **Oxidación del carbón:** Oxidación final de los gases de carbón y combustión.

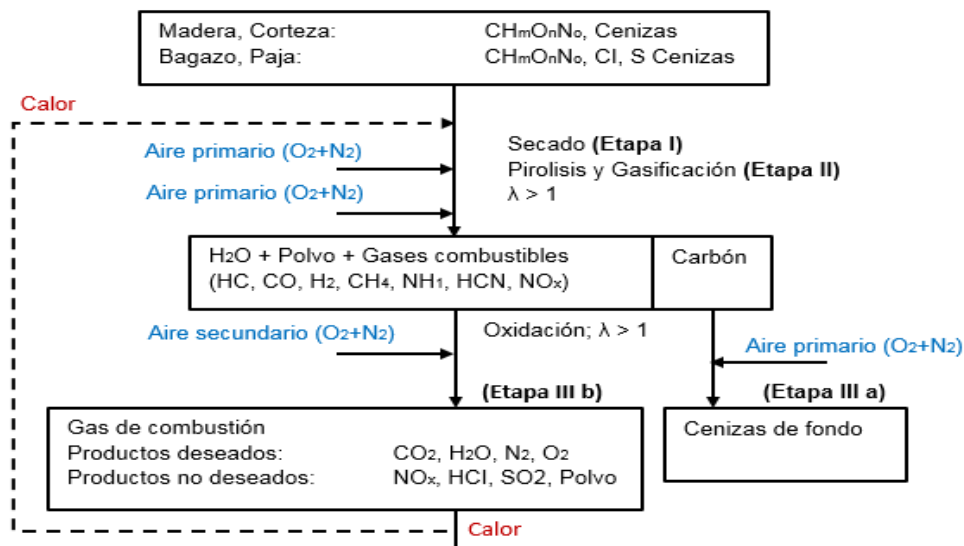


Figura 2. El proceso de la combustión de la biomasa. Fuente. (Oberberger, I & Thek, G, 2004)

La relación entre la cantidad de aire añadido y el aire necesario para la combustión completa es el parámetro de control principal del proceso de combustión y se conoce como factor lambda ( $\lambda$ , exceso de aire).

Cuando  $\lambda$  es menor que 1, se produce una oxidación incompleta y no todo el combustible se convierte en energía térmica. O bien cuando  $\lambda \gg 1$ , se agrega demasiado aire que enfría el proceso y conduce a la combustión incompleta y pérdidas térmicas.

Idealmente,  $\lambda$  debe ser igual a 1 para la combustión óptima. Realmente esto es difícil debido a las limitaciones del sistema de mezcla. Por lo tanto, a fin de lograr una combustión completa, un  $\lambda$  entre 1,1-1,8 en grandes instalaciones y un  $\lambda$  1.5-2.0 para pequeñas instalaciones es lo aconsejable, dependiendo por supuesto de la tecnología del sistema de combustión.



Al separar las etapas de combustión y aumentando así el tiempo de residencia de las reacciones, es posible disminuir el  $\lambda$  total. Este tipo de separación puede optimizar el control de la combustión. Una combustión eficiente con bajas cantidades de productos no deseados depende de la optimización de cada paso de la combustión dependiendo de la tecnología aplicada y el tipo de biocombustibles (Koppejan, J & Loo, S , 2012).

**2.1.4 Sistemas de combustión.** En la industria de la panela nos encontramos en presencia de una importante cantidad de productos residuales de proceso que pueden ser revalorizados energéticamente debido a su poder calorífico residual.

Estos productos los podemos tratar en un sistema de combustión apropiado para extraer y aprovechar su poder energético y así producir energía térmica primaria apta para generar vapor, electricidad, calefacción de fluido térmico y frío industrial.

Dentro de los sistemas tradicionales de combustión para este tipo de subproductos y dependiendo de los volúmenes involucrados, El grado de eficiencia de la combustión se complica a medida que utilizamos combustibles no homogéneos (como lo son los productos residuales y/o mezcla de diversos combustibles).

El mayor problema lo tenemos cuando el subproducto combustible es sólido, ya que este requiere un mayor aporte de oxígeno, mayor tiempo de residencia y mayor turbulencia, todo ello para garantizar una correcta termodestrucción.

Como problemas añadidos tendríamos que mencionar el contenido de humedad, la granulometría, la dificultad de manipuleo, etcétera.

Los sistemas de combustión comportan diferentes elementos funcionales agrupados en sistemas adaptados a los residuos a incinerar. Básicamente, tenemos los siguientes elementos:

- Sistema de recepción, de almacenamiento, mantenimiento y carga de los residuos.
- Sistema de alimentación, introducción o inyección de los residuos.
- Sistema de transporte de los residuos en el interior del horno.
- Sistema de encendido de los residuos, mantenimiento de la combustión y ventilación en aire de combustión y postcombustión.
- Sistema de mezcla para homogeneizar la carga y favorecer la combustión.

**2.1.5 Termodinámica.** El sistema, es la parte del mundo físico (objeto) que sometemos a estudio. La frontera delimita al sistema y puede ser tanto real como imaginaria. La parte del mundo físico que está fuera de la frontera del sistema en estudio lo denominamos Ambiente. Si la frontera permite el intercambio de materia, calor y trabajo entre el sistema y el ambiente, se dice que el sistema es abierto. Por el contrario, si no hay flujo de materia a través de la frontera, aunque exista intercambio de calor y trabajo, se dice que el sistema es cerrado. Si el sistema no intercambia materia ni calor ni trabajo con el ambiente, entonces se habla de un sistema aislado.

Cada punto en el espacio termodinámico representa un estado del sistema, El estado o propiedades de un sistema es el conjunto de magnitudes necesarias para definir su condición en

determinado momento y este queda completamente definido por dichas propiedades. Las propiedades o magnitudes termodinámicas son la característica macroscópicas del sistema, a las cuales se les puede asignar un valor numérico en determinado momento sin necesidad de conocer la historia del sistema (Dincer, I & Rosen, M , 2013). Entonces, dos estados son idénticos siempre y cuando sus propiedades sean idénticas. Cuando el valor de alguna propiedad cambia, entonces el estado del sistema cambia y se dice que ha experimentado un proceso o una transformación. Si al final del proceso o serie de procesos los valores de todas las propiedades son idénticos a los valores iniciales, y por lo tanto el estado final es idéntico al estado inicial, entonces se dice que el sistema realizó un ciclo.

Las propiedades o magnitudes termodinámicas cuyos valores no dependen de la cantidad de materia del sistema se conocen como propiedades intensivas. Por ejemplo se pueden citar: la presión  $P$  y la temperatura  $T$ . Las que propiedades que si dependen de la cantidad de materia se denominan propiedades extensivas, como ejemplo podemos citar: la energía  $E$ , el volumen  $V$  y la entropía  $S$ , sus valores son directamente proporcionales a la cantidad de materia. Si dividimos una propiedad extensiva entre la cantidad de masa que tiene esta propiedad, proporción resultante, es independiente de la cantidad de materia y se conoce como propiedad extensiva específica como la energía específica  $e$ , el volumen específico  $v$ , o la entropía específica  $s$ .

Cuando un sistema aislado no presenta cambios en sus propiedades con el tiempo y por lo tanto su estado permanece constante, no intercambia calor ni trabajo ni materia con el ambiente, entonces se dice que está en estado de equilibrio termodinámico. Un sistema se encuentra en

estado de equilibrio termodinámico cuando existe una condición de balance térmico, mecánico y químico; es decir, cuando la temperatura, la presión y el potencial químico del sistema son uniformes y permanecen constantes. Cuando un sistema mantiene sus propiedades constantes pero existe un flujo de materia o de energía se dice que el sistema está en régimen permanente o estacionario. Un proceso cuasiestático o proceso de cuasiequilibrio es aquel durante el cual la separación del estado del sistema del estado de equilibrio termodinámico es a lo sumo infinitesimal. De este modo, todos los estados a través de los cuales pasa el sistema durante un proceso cuasiestático se consideran estados de equilibrio, y pueden representarse como puntos en el espacio termodinámico. Para un proceso cuasiestático, los valores de las propiedades intensivas son uniformes en todo el sistema en cada estado. Cuando el objeto en estudio es una región dada del espacio dentro de unos límites definidos a dicha región se la denomina volumen de control, a través de la frontera del volumen de control puede fluir masa.

2.1.5.1 *Primera Ley de la Termodinámica: Balance de energía.* La primera Ley de la Termodinámica establece que: para un sistema abierto con flujo estable, la cantidad neta de energía añadida al sistema como calor y cualquier forma de trabajo es igual a la energía almacenada de la materia que sale del sistema menos la energía almacenada de la materia que entra al sistema (Cengel, Y y Boles, M, 2012). Esta Ley se utiliza para realizar los balances de energía en procesos térmicos. Para un sistema cerrado, la primera ley implica que el cambio en la energía del sistema iguala a la energía neta transferida al sistema por medio de calor y trabajo. Esto es:

$$U_2 - U_1 = Q - W$$

En la ecuación anterior, se ha utilizado la convención usual de los signos: el calor es positivo cuando es añadido al sistema, y el trabajo es positivo cuando es producido por el sistema. La mayoría de las aplicaciones de la ingeniería termodinámica realizan la base sobre un volumen de control.

En estos casos, se debe aplicar el principio de la conservación de la masa. La tasa de acumulación de masa en el volumen de control es igual a la diferencia entre el total de las tasas de flujo de masas de entrada y de salida a través de la frontera (Cengel, Y y Boles, M, 2012).

$$\frac{dm}{dt} = \sum_s m_s - \sum_e m_e$$

La tasa de equilibrio de energía para un sistema abierto se expresa como:

$$\frac{dU}{dt} = Q - W + (m_e h_e) + \frac{C_e^2}{2} + (gz_e) - (m_s h_s) + \frac{C_s^2}{2} + (gz_s)$$

En la Ecuación anterior,  $h$  es la entalpía específica de los flujos entrantes y salientes del sistema:

$$h = u + Pv$$

Para los sistemas de flujo constante, las tasas de flujo de masa y las tasas de transferencia de energía de calor y trabajo son constantes con el tiempo.

$$\sum_1 m_1 = \sum_2 m_2$$

Por lo tanto la ecuación de la Primera Ley aplicada a un volumen de control en estado estacionario es:

$$Q_{vc} + \sum_e m_e \left( h_e + \frac{C_e^2}{2} + gz_e \right) = W_{vc} + \sum_s m_s \left( h_s + \frac{C_s^2}{2} + gz_s \right)$$

Donde es  $m$  el flujo másico,  $Q_{vc}$  el calor transferido,  $W_{vc}$  el trabajo intercambiado,  $h$  son las entalpías,  $e$  son entradas y  $s$  salidas. El primer lado de la igualdad es el flujo de energía entrante y el segundo lado de la igualdad es el flujo de energía saliente.

Aunque la Primera Ley puede determinar los requerimientos de transferencia de energía en la forma de calor y trabajo útil en un proceso, por cambios específicos de las corrientes, no puede dar información para determinar si la energía es usada de forma eficiente durante el proceso (Moran, M y Shapiro, H, 2004)

En general, la eficiencia de un sistema térmico indica la relación entre la energía útil producida y la cantidad de energía usada. El rendimiento térmico de un motor térmico es la fracción del calor entrante que se convierte en de trabajo neto saliente:

$$\eta = \frac{W_{\text{ciclo}}}{Q_e}$$

2.1.5.2 *La Segunda Ley de la Termodinámica.* La segunda ley de la termodinámica nos permite saber qué tipo de transformaciones son posibles o imposibles y en qué dirección ocurrirán. Al igual que la Primera Ley, la Segunda Ley de la Termodinámica está basada en la observación de los fenómenos físicos que ocurren en la naturaleza.

Existen varias formas de expresarla y todas son fundamentalmente equivalentes. Dos formas especialmente útiles son el postulado de Clausius y el postulado de Kelvin-Planck. Según Clausius es imposible que la existencia de una máquina cíclica que haga pasar calor de una fuente fría a otra de mayor temperatura debe consumir trabajo (Ribelles, L , 1990).

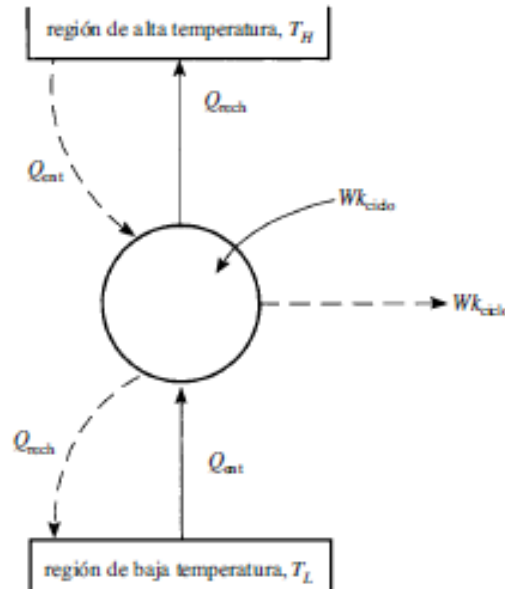
El postulado de Kelvin-Planck afirma que es imposible la existencia de una máquina térmica que genere trabajo tomando únicamente calor de una sola fuente térmica. Una máquina térmica es un sistema que, operando en ciclos, intercambia energía por transferencia de calor con otros sistemas y genera trabajo. En una máquina térmica no toda la energía que le es transferida por calor puede ser convertida en trabajo, parte de esta energía es transferida fuera del sistema a una temperatura inferior. Como hemos visto, la eficiencia térmica de una máquina se define como la proporción entre el trabajo neto generado y la energía total transferida hacia el sistema:

$$\eta = \frac{W_{\text{ciclo}}}{Q_{\text{entrante}}} = 1 - \frac{Q_s}{Q_e}$$

El valor de  $\eta$  es siempre menor que uno.

Existen dos corolarios de la Segunda Ley conocidos como Corolarios de Carnot que se pueden enunciar como: La eficiencia térmica de un ciclo termodinámico de potencia irreversible siempre es menor que la de un ciclo termodinámico de potencia reversible operando ambos entre las mismas temperaturas. Todos los ciclos termodinámicos de potencia reversible operando entre las mismas temperaturas tienen la misma eficiencia térmica.

A partir del segundo corolario se deduce que la eficiencia térmica depende únicamente de las temperaturas de las fuentes. Y por tanto la eficiencia térmica máxima de cualquier ciclo, operando entre dos fuentes es aquella que corresponde a un ciclo reversible.



**Figura 3. Ciclo de Carnot. Fuente. (Rolle, 2006)**

Como para un ciclo reversible que opera entre dos fuentes, cuyas temperaturas están expresadas en la escala Kelvin, la relación de los calores saliente y entrante del ciclo es igual a la relación entre las temperaturas de dichas fuentes, resulta (Rajput, R, 2011):

$$\eta_{\text{maximo}} = 1 - \frac{T_s}{T_e}$$

Ecuación que se conoce como del rendimiento de Carnot que es el máximo rendimiento de cualquier ciclo de potencia que opere entre dos fuentes cuyas temperaturas son  $T_e$  y  $T_s$ , de ello se evidencia que cuanto mayor es la diferencia entre ambas temperaturas mayor es la eficiencia del ciclo de potencia que opere entre ellas.



De la ecuación del rendimiento de Carnot fluye la idea de temperatura termodinámica o temperatura absoluta. La idea es que existe una propiedad de la fuente de calor, llamada su temperatura absoluta que está ligada al rendimiento termodinámico obtenible de la misma.

La Segunda Ley de la Termodinámica en definitiva, establece que en cualquier proceso térmico, la energía se degrada necesariamente. Esta ley trata de la calidad de la energía, específicamente, de la degradación de la energía, de la generación de entropía y de las pérdidas de oportunidades para realizar trabajo (Cengel, Y y Boles, M, 2012).

En la Segunda Ley de la Termodinámica se postula función de estado a la que se denomina *entropía*,  $S$ , y es la que indica el sentido en que ocurren los procesos y la manera como se emplea la energía en los mismos (Moran, M y Shapiro, H, 2004).

2.1.5.3 *Entropía*. Cuando dos estados estables de un sistema están conectados por diferentes procesos internos reversibles, nos encontramos con que la integral del calor intercambiado a más de su temperatura no depende de la trayectoria del proceso. Esto significa que existe una función que sólo depende de las propiedades de estado del sistema, esta función se llama “entropía”. La variación de entropía viene dada por (Moran, M y Shapiro, H, 2004):

$$S_2 - S_1 = \int_1^2 \left( \frac{\partial Q}{T} \right)$$

Sus unidades son en el Sistema Internacional el Joule y el Grado Kelvin (J/°K).

La entropía es una propiedad abstracta y puede ser vista como una medida de desorden, de hecho (Entropic Invariants of Two-Phase Flows, 2015), la denominaba "estropia" para darle un

sentido más cotidiano como ocurre con la palabra energía que todo el mundo conoce aunque no en su término estrictamente físico. Mediante el uso de la entropía, más formas de la segunda ley se pueden introducir:

La entropía total de un motor y de todos los componentes en torno que interactúan con el motor debe aumentar cuando motor térmico no es completamente reversible. Los únicos procesos que pueden ocurrir son aquellos para los que la entropía del sistema aislado aumenta (esta declaración se conoce como el principio de aumento de la entropía).

Un proceso se dice que es reversible si es posible volver tanto al sistema como a su entorno a sus estados iniciales. Puede ser posible volver al sistema a su estado inicial, pero si no es posible volver tanto a este como a su entorno a sus estados iniciales entonces el proceso se dice que es irreversible. Se llama irreversibilidad a un efecto que cause que un proceso resulte irreversible. Algunas irreversibilidades típicas durante un proceso son las siguientes: transferencia de calor a través de una diferencia de temperatura finita; expansión incontrolada de un gas; una reacción química espontánea, mezcla de materia de diferentes composiciones o a diferentes estados, fricción, flujo de corriente eléctrica a través de una resistencia, magnetización o polarización con histéresis, deformación inelástica. Evidentemente, los procesos reversibles son meramente hipotéticos, sin embargo, en muchos casos las irreversibilidades se pueden minimizar y el proceso aproximarse con cierta exactitud a un proceso reversible.

Cuando las irreversibilidades ocurren dentro del sistema se dice que son irreversibilidades internas; cuando ocurren en los alrededores se dice que son externas. Todas las irreversibilidades pueden considerarse internas definiéndose la frontera de tal de tal modo que incluya la parte de

los alrededores donde ocurren. Si no ocurren irreversibilidades dentro del sistema se dice que éste es internamente reversible. Un proceso internamente reversible es un proceso cuasiestático durante el cual el sistema atraviesa una serie de estados de equilibrio.

Una máquina térmica es un sistema que, operando en ciclos, intercambia energía por transferencia de calor con otros sistemas y genera trabajo. En una máquina térmica no toda la energía que le es transferida por calor puede ser convertida a trabajo, parte de esta energía es transferida fuera del sistema a una temperatura inferior.

La ecuación que define la variación de entropía expresada precedentemente sirve como base para el cálculo de la entropía para un estado que denominados *estado 1*, en función de un valor de referencia que asignamos a un estado de referencia dado estado de referencia *r*, dicho valor puede calcularse mediante:

$$S_1 = S_r + \int_r^1 \left( \frac{\partial Q}{T} \right)_{\text{int}}$$

Esta ecuación es suficiente para aplicaciones en las que la composición permanece constante. Debido a la naturaleza irreversible de casi cualquier proceso real, la entropía no es una propiedad conservativa. El balance de entropía para un sistema cerrado se expresa como:

$$\Delta S = S_2 - S_1 = \int_1^2 \left( \frac{\partial Q}{T} \right) + \sigma$$

El primer término del lado derecho de la ecuación, se asocia con la transferencia de calor hacia o desde el sistema durante el proceso y puede ser interpretado como la transferencia de

entropía que acompaña a la transferencia de calor. Un valor positivo de este término, significa que la entropía se transfiere dentro del sistema y un valor negativo significa que la entropía se transfiere fuera. El término ( $\sigma$ ), se llama producción entrópica y contabiliza las irreversibilidades generadas en el proceso. La producción entrópica es positiva siempre que se producen irreversibilidades y cero en el caso ideal, donde no tienen lugar irreversibilidades.

A partir de aquí, la cantidad de irreversibilidades a través de la producción de entropía se puede medir con un simple balance de entropía. Las irreversibilidades son la clave para comprender el proceso de degradación de la energía, el ahorro de energía y las técnicas de conservación.

Considerando que la energía no es destruida, si no que se degradada, la cuestión clave de cualquier análisis de energía es la identificación de irreversibilidades en los procesos y la propuesta de las soluciones que permitan evitarlas.

*2.1.5.4 Volumen de control.* Para el análisis de sistemas cuyas fronteras permiten el intercambio de materia con los alrededores resulta conveniente considerar al sistema como una región del espacio a través de la cual fluye materia. A esta región se le llama volumen de control.

El principio de la conservación de la masa para un volumen de control se expresa entonces de la siguiente manera: el ritmo de acumulación de materia dentro del volumen de control al tiempo  $t$  es igual a la diferencia entre los flujos másicos instantáneos que entran y salen del volumen de control al tiempo  $t$ . Toma la forma:

$$\left(\frac{dm}{dt}\right)_{vc} = \sum_s m_s - \sum_e m_e$$

Para un volumen de control, el balance de energía establece que el ritmo de acumulación de energía en el volumen de control es igual la diferencia en el ritmo de entrada de energía al volumen de control menos el ritmo de salida de energía de éste. La energía se transfiere por calor, por trabajo o acompañando a la materia que entra o sale. Es conveniente separar el trabajo  $W$  en dos componentes: uno está asociado a la presión del fluido cuando éste entra o sale del volumen de control; el otro incluye todos los demás efectos, como en una turbina o en desplazamientos de la frontera. El trabajo asociado a la presión del fluido en las entradas y salidas se denomina trabajo de flujo y está dado por  $mpv$  (Cengel, Y y Boles, M, 2012), donde es  $m$  el flujo de masa instantáneo,  $p$  la presión y  $v$  la velocidad del fluido a la entrada o salida. El balance de energía para un volumen de control viene dado por:

$$\left(\frac{dE}{dt}\right)_{vc} = Q_{vc} - W_{vc} + \sum_e m_e \left( h_e + \frac{1}{2} v_e^2 + gz_e \right) - \sum_s m_s \left( h_s + \frac{1}{2} v_s^2 + gz_s \right)$$

Que establece que el ritmo de cambio de la energía dentro del volumen de control es igual a la diferencia entre los ritmos de entrada y salida de energía de éste. La transferencia de energía ocurre por trabajo, por calor, o junto con los flujos de materia. Como se ha visto, la entropía es una propiedad extensiva que puede ser transferida hacia o desde un volumen de control junto con los flujos de materia que entran o salen.

Tomando en cuenta este modo de transferencia de entropía y siguiendo un razonamiento similar al del desarrollo del balance de energía para volumen de control, el balance de entropía para un volumen de control resulta:

$$\left(\frac{dS}{dt}\right)_{vc} = \frac{Q_i}{T_i} + \sum_e m_e S_e - \sum_s m_s S_s + S_{gen}$$

Donde  $(dS/dt)_{vc}$  representa el ritmo de cambio de entropía dentro del volumen de control, y los ritmos de transferencia de entropía asociados a los ritmos de flujo de materia que entran o salen respectivamente,  $Q_i/T_i$  el ritmo de transferencia de entropía asociado al ritmo de transferencia de calor  $Q_i$  a la temperatura  $T_i$ , y  $S_{gen}$  el ritmo de generación de entropía debido a las irreversibilidades dentro del volumen de control.

Se dice que un sistema está en estado estacionario cuando los valores de sus propiedades no cambian en el tiempo. En un volumen de control en estado estacionario entra y sale materia, pero la cantidad total permanece constante. Por lo tanto, los balances de masa, de energía y de entropía para un volumen de control en estado estacionario se vuelven respectivamente:

$$\sum_e m_e = \sum_s m_s$$

$$0 = Q_{vc} - W_{vc} + \sum_e m_e \left( h_e + \frac{1}{2} v_e^2 + g z_e \right) - \sum_s m_s \left( h_s + \frac{1}{2} v_s^2 + g z_s \right)$$

$$0 = \frac{Q_i}{T_i} + \sum_e m_e S_e - \sum_s m_s S_s + S_{gen}$$

El ritmo al que entra la materia a un volumen de control en estado estacionario es igual al ritmo en el que sale, De igual modo, el ritmo al que entra la energía a un volumen de control en estado estacionario es igual al ritmo al que sale. Sin embargo, el ritmo al que se transfiere entropía a un volumen de control excede al ritmo en que se transfiere fuera de éste, siendo la diferencia la entropía generada debido a las irreversibilidades.

2.1.5.5 *Ambiente de referencia.* Estado muerto o punto muerto. Si tenemos un sistema termodinámico genérico, que se encuentra en un estado termodinámico caracterizado por una temperatura  $T$  y una presión  $p$ , situado en un entorno con una temperatura  $T_0$  y una presión  $p_0$  que se consideran constantes a lo largo del tiempo, podemos asegurar que el sistema evolucionará espontáneamente hacia un estado de equilibrio con el entorno, en el que su temperatura y presión serán  $T_0$  y  $p_0$  (equilibrio termodinámico). Si el sistema no interactúa con otro distinto al propio entorno, el trabajo en este proceso es el asociado únicamente a la variación de volumen bajo la presión exterior.

Este trabajo no es considerado útil, ya que no es realizado sobre un sistema distinto al medio ambiente; sin embargo la evolución del sistema hasta alcanzar el equilibrio termodinámico puede ocurrir mediante procesos en los que el sistema si realice un trabajo sobre otro sistema, lo que sería un trabajo útil. El estado muerto de un sistema de masa y composición constantes es aquel estado del sistema en el que su presión y temperatura coinciden con las del medio ambiente, (Honig, 2014). Se denomina así porque al no existir desequilibrio de temperatura o presión entre el sistema y el entorno, no hay capacidad de producir trabajo útil.

2.1.5.6 *Exergía.* La exergía de un sistema termodinámico es el máximo trabajo teórico útil (trabajo de eje o trabajo eléctrico) obtenible mientras un sistema, que interactúa con un único entorno, se lleva a un completo equilibrio termodinámico con dicho entorno. Un sistema se dice que está en punto muerto cuando está en equilibrio termodinámico con su entorno. Cuando está en punto muerto, el sistema está a la temperatura y la presión de su entorno, no posee energía cinética

ni potencial y no interactúa con este. La exergía es una medida de partida del estado del sistema en el entorno.

Una vez que el entorno está especificado, se le puede asignar un valor a la exergía en términos de valor de propiedad únicamente para el sistema y la exergía puede ser considerada como una propiedad del sistema. El valor de la exergía, como se define en la ecuación siguiente, no puede tener un valor negativo y no se conserva, ya que es destruida por las irreversibilidades. La exergía específica por unidad de masa es:

$$e = (u - u_0) + p_0(v - v_0) - T_0(S - S_0) + \frac{C^2}{2} + gz$$

El subíndice  $(0)$  denota el punto muerto.

Cuando una masa fluye a través de las fronteras de un volumen de control, hay una transferencia de exergía que acompaña a los flujos de masa y trabajo. Esto recibe el nombre de flujo específico de exergía o exergía física de un flujo de material, y está dada por:

$$e = (h - h_0) - T_0(S - S_0) + \frac{C^2}{2} + gz$$

**2.1.5.7 Balance de exergía.** El balance de exergía para un sistema cerrado se obtiene como la combinación de los balances de energía y entropía.



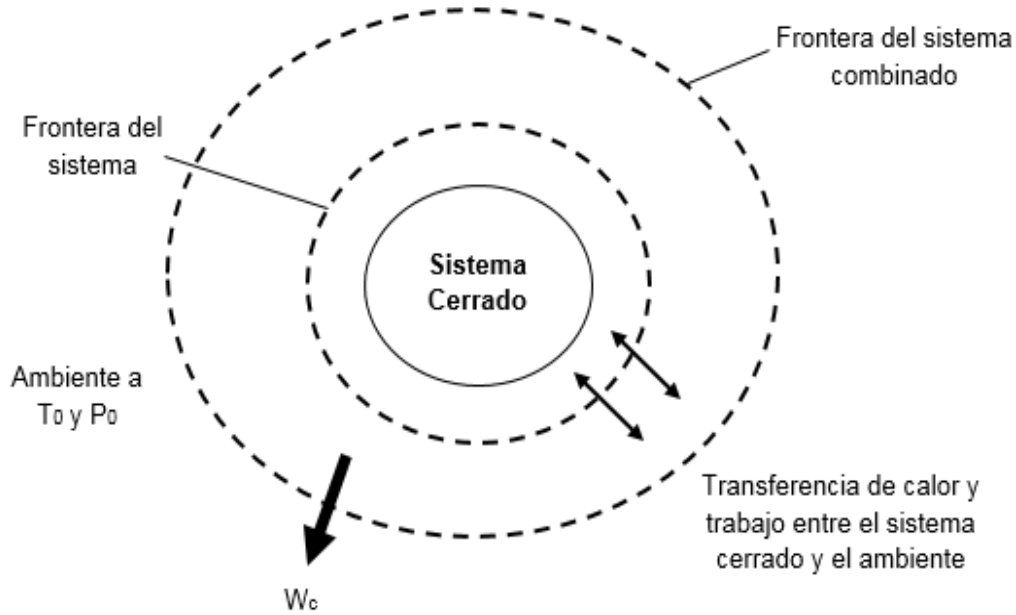


Figura 4. Sistema cerrado combinado con el medio ambiente. Fuente. (Miguez, C, 2012)

El cambio de exergía en un sistema cerrado equivale a la suma de la transferencia de exergía que corresponde al intercambio de calor más la transferencia de exergía que corresponde al intercambio de trabajo menos la destrucción de exergía. La ecuación final es:

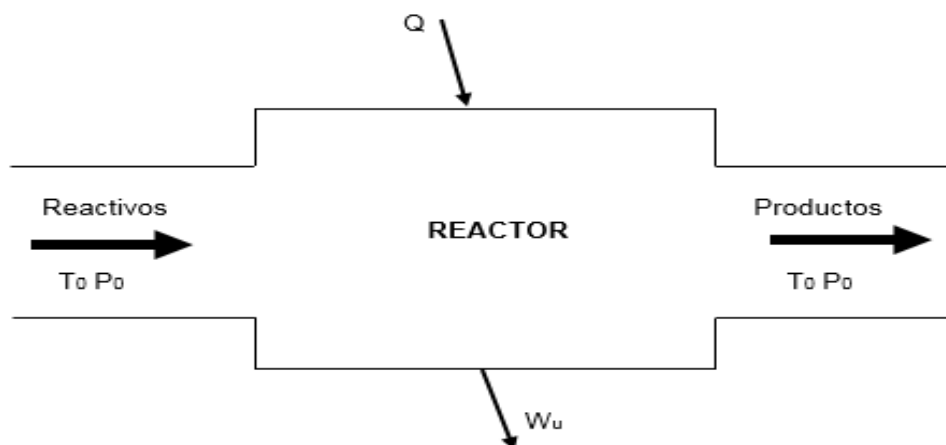
$$\Delta E = E_2 - E_1 = \int_1^2 \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) \delta Q - [W - P_0(V_2 - V_1)] - T_0 \sigma$$

$T_0$  y  $P_0$  denotan la temperatura y la presión en condiciones ambientales y  $T_j$  es la temperatura de la superficie del contorno cuando tiene lugar la transferencia de calor.

La tasa de cambio de exergía en sistemas abiertos viene dada por:

$$\left(\frac{dE}{dt}\right)_{vc} = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) Q_j - \left[ W_{cv} - P_0 \left(\frac{dV}{dt}\right)_{vc} \right] + \sum_i m_i e_i - \sum_e m_e e_e - I$$

2.1.5.8 *Exergía química.* Consideremos un proceso en el cual tiene lugar una reacción química, es decir, un proceso en el cual un flujo de reactivos R en unas condiciones de temperatura y presión  $T_0$  y  $P_0$ , sufre una reacción química para transformarse en un flujo de producto P a las mismas  $T_0$  y  $P_0$ , según se ilustra en la *Figura 5*:



**Figura 5.** Análisis de un proceso en el que hay reacción química. Fuente. (Miguez, C, 2012).

Suponiendo que el reactor es el espacio en donde se realiza esta reacción y opera reversiblemente, deseamos conocer el valor del trabajo máximo utilizable  $W_u$ , que coincidirá con la exergía asociada a ese cambio químico.

En este sistema conforme a la Primera Ley:

$$W_u = Q + hR - hP$$

Como el proceso en el reactor se realiza reversiblemente, tenemos conforme a la Segunda Ley:

$$Q = T_0 (sP - sR)$$

En donde los subíndices R y P se refieren a las propiedades de los reactivos y productos respectivamente.

Combinando ambas ecuaciones nos queda:

$$W_u = (hR - T_0 sR) - (hP - T_0 sP)$$

Si recordamos a definición de la función entalpía libre de Gibbs  $g$  que está dada por:

$$g = h - T_s$$

$$W_u = gR - gP = -\Delta g = Ex$$

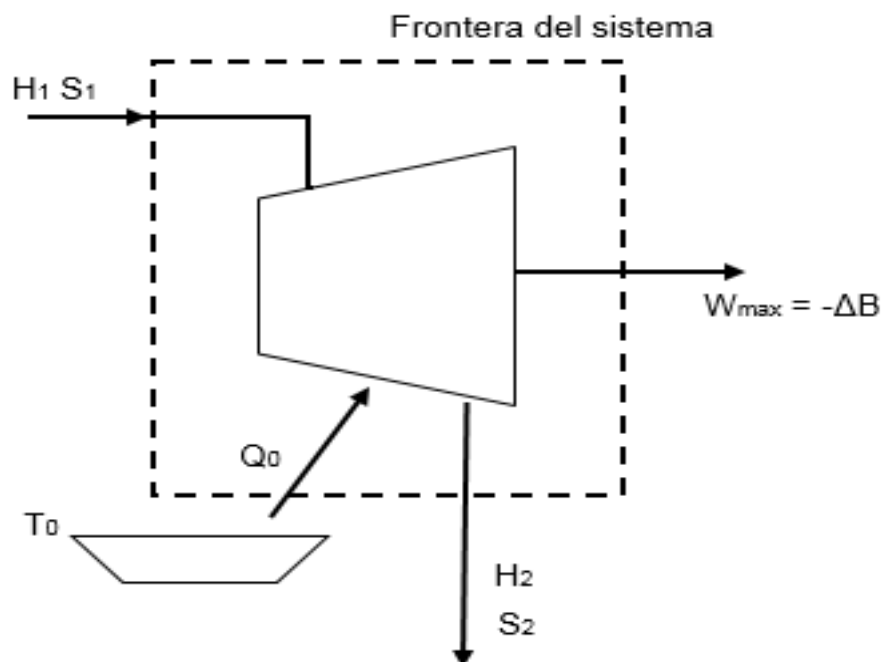
Vemos, por tanto, que en un proceso con reacción química, el trabajo útil máximo que puede obtenerse coincide con la disminución de energía libre de Gibbs que tiene lugar en el mismo. En un proceso de flujo de materia, puede llegarse al estado ambiental ( $T_o, p_o$ ) en estado metastable. Mediante un proceso químico, como el acabado de escribir, podría llevarse la materia a su estado de equilibrio, que sería el estado muerto.

El cálculo de exergía en general se apoya en este hecho, distinguiendo la exergía física y la química.

Para una sustancia que se encuentra en un estado termodinámico genérico ( $T, p$ ), su exergía física se determina respecto del estado ambiental ( $T_o, p_o$ ), que puede ser de equilibrio metaestable.

La exergía química se calcula mediante expresiones de la diferencia de las funciones de Gibbs, para las reacciones a  $T_o$  y  $P_o$  que llevan las sustancias al equilibrio final con el AER.

2.1.5.9 *Cambios de exergía térmica entre dos estados.* La diferencia de la exergía térmica de dos estados puede calcularse a partir del modelo mostrado en la *Figura 6*.



**Figura 6.** Cambio de exergía en un sistema abierto. Fuente. (Miguez, C, 2012)

La fuente de energía con entalpía  $H_1$  y entropía  $S_1$  entra en la máquina reversible. Después de someterse a cambios físicos y/o químicos, el efluente tiene una entalpía  $H_2$  y una entropía  $S_2$ . Sólo vamos a considerar la exergía térmica; por tanto, suponemos que las velocidades de los dos efluentes son similares, e igual pasa con la altura, por lo que los cambios de energía cinética y potencial son despreciables.

La máquina puede intercambiar calor con su entorno, de manera reversible. El máximo trabajo que puede realizar esta máquina viene dado por la diferencia entre la exergía de la corriente de entrada y la exergía de la corriente de salida. Esta diferencia vendrá dada por:

$$\Delta Ex = Ex_{t_2} - Ex_{t_1} = H_1 - H_2 - T_0(S_1 - S_2)$$

Si consideramos que en el proceso no hay variación de masa, la masa del flujo entrante es igual a la que sale, podemos trabajarla con las propiedades específicas con lo que se tiene que:

$$\Delta ex = ex_{t_1} - ex_{t_2} = h_1 - h_2 - T_0(S_1 - S_2)$$

Si durante el proceso no existen reacciones químicas y no existe ningún cambio en la composición molar de la sustancia, la exergía química no interviene y se anula al ser igual en ambos estados.

En el caso de gases ideales, y suponiendo que su calor específico es constante, podemos desarrollar la siguiente ecuación, utilizando las relaciones termodinámicas vistas anteriormente para el cambio de entalpía y de entropía.

$$ex_f = C_p(T - T_0) - T_0 \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) + RT_0 \ln\left(\frac{P}{P_0}\right)$$

La exergía física específica consta de dos términos: uno que depende de la temperatura y otro que depende de la presión.

2.1.5.10 *Eficiencia de la segunda ley: Eficiencia exergética.* La eficiencia energética o el coeficiente de rendimiento se basan sólo en la primera ley de la termodinámica y no hacen referencia a la obtención del mejor funcionamiento posible. Sin embargo, la eficiencia exergética o segunda ley de eficiencia supera esta deficiencia y da una referencia de la aproximación a una operación reversible.

El cálculo de La eficiencia exergética es útil para distinguir si la utilización que se hace de los medios para que los recursos energéticos sean termodinámicamente efectivos de aquella que lo es menos. Se puede utilizar también para evaluar la eficacia de las medidas de ingeniería adoptadas para mejorar el rendimiento de un sistema térmico.

La eficiencia exergética se define en una forma genérica como la relación entre la exergía recuperada o posible de utilizar, respecto de la exergía suministrada:

$$E = \frac{Ex_{recuperada}}{Ex_{suministrada}}$$

Las expresiones de eficiencia exergética pueden adoptar muchas formas diferentes en función del sistema analizado. Por ejemplo para un motor térmico, la exergía proporcionada es la disminución de la exergía del calor transferido al motor, y esta es la diferencia entre la exergía del calor suministrado y la exergía del calor rechazado. El trabajo neto resultante es la exergía recuperada.

Para un refrigerador o una bomba de calor, la exergía suministrada es el trabajo de entrada y la exergía recuperada es la exergía del calor transferido a la alta temperatura media en el caso de una bomba de calor y la exergía del calor transferido de la baja temperatura media en el caso de un refrigerador.

2.1.5.11 *Diagrama de calidad de la energía.* Al realizar un balance de energía se utiliza generalmente sólo el primer principio de la termodinámica, lo que se justifica diciendo que el fin perseguido es calcular una “eficiencia”.

Este concepto de eficiencia debe ser explicado más claramente, en efecto, podemos considerar al menos tres estadios de desarrollo del significado de “eficiencia”: El más primitivo de todos es pensar que se logra el objetivo se es eficiente; en el aspecto energético ésta manera de pensar se traduce en el suministro de la cantidad y calidad que sea menester para lograr el fin buscado sin importar los valores puestos en juego.

El segundo estado conceptual es lograr de minimizar la cantidad de energía entregada para lograr el fin propuesto, o sea tratar de aproximarse todo lo posible a que la relación Energía en el Producto / Energía Entregada tenga valores unitarios. El tercer estado o etapa más avanzada que es el meditar acerca de la corrección de la vía adoptada para la solución del problema, o sea analizar si el problema ha sido bien formulado y no sólo bien resuelto; en el aspecto energético se traduce en descubrir si se ha hecho uso de la menor calidad necesaria de energía (que implica que los caminos de proceso hayan sido también los de menor degradación) para lograr el fin propuesto.

Adicionalmente deberíamos preguntarnos la racionalidad de proponernos tal fin.

La solución de pasar por una combustión es seguramente una de las vías más irreversibles de todas las usadas por la humanidad para resolver el problema de la multiplicación del “poder hacer” del hombre, de modo que es imperativo al realizarla ser muy consciente de la extinción de oportunidades de trabajo que ella representa, y haciendo uso de las enseñanzas del “Segundo Principio de la Termodinámica” extraer todo el trabajo posible antes de llegar a la mínima calidad de energía compatible con el resultado esperado.

La primera Ley de la Termodinámica nos enseña que la energía del universo permanece constante en cantidad, o sea que toda la energía entregada al proceso es igual a la que sale del mismo.

La Primera Ley desconoce que diferentes formas de energía tienen diferencias intrínsecas de la calidad.

La Segunda Ley establece una evaluación numérica de las diferentes calidades.

La Segunda Ley puede establecerse diciendo que el flujo de energía puede hacerse solo hacia abajo en la escala de calidad en cualquier proceso espontáneo.

Como puede demostrarse empíricamente, la energía de mayor calidad posible es el trabajo mecánico, si el sumidero está a temperaturas superiores del cero absoluto.

Para visualizar más claramente el tema con un ejemplo sencillísimo vamos a calcular el calor aprovechable para calentar un cuerpo: supongamos para ello que el fluido que cede calor es una masa  $M$  de un gas perfecto de calor específico constante  $C$  (Kcal/Kg °C) a una temperatura  $T_m$ ; la energía referida al nivel ambiente será:



$$Q_0 = MC(T_m - T_0)$$

Para calentar un cuerpo que está a una temperatura  $T_a$  menor que  $T_m$  sólo puedo utilizar:

$$Q_u = MC(T_m - T_a)$$

O sea que la fracción utilizable será:

$$F_u = \frac{T_m - T_a}{T_m - T_0}$$

Se ve así que la naturaleza de los procesos térmicos hace que sólo pueda utilizar una fracción de la cantidad de energía disponible, y que ésta fracción depende de los niveles de temperatura de la fuente (fluido caliente), del sumidero (cuerpo a calentar) y del ambiente.

## 2.3 Marco legal.

Las bases legales que soportan esta investigación están contempladas principalmente en la Constitución Política de Colombia, en la Universidad francisco de Paula Santander Ocaña y las normas nacionales e internacionales que se mencionan a continuación.

### 2.3.1 Constitución política de Colombia

**Artículo 71.** La búsqueda del conocimiento y la expresión artística son libres. Los planes de desarrollo económico y social incluirán el fomento a las ciencias y, en general, a la cultura. El Estado creará incentivos para personas e instituciones que desarrollen y fomenten la ciencia y la

tecnología y la demás manifestaciones culturales y ofrecerá estímulos especiales a personas e instituciones que ejerzan estas actividades (Constitución política de Colombia., 2007).

### **2.3.2 Universidad Francisco de Paula Santander**

**Acuerdo 065 de 1996.** El cual establece el estatuto estudiantil que es el regente actual en la institución.

**Artículo 140.** El estudiante podrá optar por una de las siguientes modalidades del trabajo de grado:

1. Proyecto de Investigación.

- Monografía.
- Trabajo de Investigación: Generación o aplicación de conocimientos.
- Sistematización del conocimiento.

2. Proyecto de Extensión.

- Trabajo social.
- Labor de consultoría en aquellos proyectos en los cuales participe la Universidad.
- Pasantía.
- Trabajo dirigido.

PARÁGRAFO 1. El estudiante podrá optar como componente alterna al proyecto de grado, créditos especiales como cursos de profundización académica o exámenes preparatorios.

PARÁGRAFO 2°. Para algunos Planes de Estudio y de acuerdo a sus características el Consejo Académico podrá obviar la presentación del trabajo de grado.

**Artículo 141.** El proyecto de grado incluye las siguientes etapas:

- a. Presentación del anteproyecto o plan de trabajo según corresponda a la modalidad del proyecto seleccionado.
- b. Desarrollo de la investigación o ejecución física del proyecto.
- c. Sustentación de la investigación y/o verificación o aval de la realización del proyecto.

PARÁGRAFO. Para todas las modalidades de proyecto de grado, el estudiante deberá presentar un informe final avalado por su director.

**Artículo 142.** Las condiciones y procedimientos para la presentación, desarrollo y evaluación de cada una de las modalidades de trabajo de grado, o sus componentes alternas, harán parte de la reglamentación específica de cada facultad, para cada plan de estudios.

PARÁGRAFO. La Universidad incorporará los trabajos de grado, como componente básico de su hacer y creará bancos de proyectos en los Departamentos Académicos y en la Vicerrectoría Asistente de Investigación y Extensión.

### **2.4.3 Normas Nacionales e Internacionales**

#### *2.4.3.1 ISO 14000:*

Método analítico que permite el desarrollo de criterios y procedimientos objetivos para la evaluación del impacto ambiental de productos (Normas ISO 14000, 2002).

Esta norma contempla el ciclo de vida total desde su concepción hasta el término de la vida útil, pasando por la evaluación de materias primas, análisis de las etapas de la manufactura hasta la utilización final del producto.

#### 2.4.3.2 Norma técnica colombiana NTC-ISO 14040:

Técnica para evaluar los aspectos ambientales y los impactos ambientales potenciales asociados con un producto (Norma Técnica Colombiana NTC-ISO14040, 2007).

Para implementar esta norma se deben llevar a cabo una serie de etapas.

- Recopilación de un inventario de entradas y salidas
- Evaluación de los potenciales, impactos medio ambientales asociados con las entradas y salidas identificadas en el inventario.
- Interpretación de resultados de las fases de análisis de inventario y evaluación de impacto de acuerdo con los objetivos de estudio.

2.4.3.3 Norma técnica colombiana NTC-ISO 14044. Gestión ambiental. Análisis de ciclo de vida, requisitos y directrices. Requisitos del ciclo de La edición de la norma ISO 14044, junto con la norma ISO 14040:2006 anulan y reemplaza a las Normas ISO 14040:1998, ISO 14041:1998, ISO 1042:2000 e ISO 14043:2000 (Norma Técnica Colombiana NTC-ISO14044, 2007)

El alcance de un análisis de ciclo de vida, incluyendo los límites del sistema y el nivel de detalle, depende del tema y del uso previsto del estudio. La profundidad y amplitud del análisis de ciclo de vida puede diferir considerablemente dependiendo del objetivo de un en particular.

El análisis de ciclo de vida puede ayudar a:

La identificación de oportunidades para mejorar el desempeño ambiental de productos en las distintas etapas de su ciclo de vida,

La aportación de información a quienes toman decisiones en la industria, organizaciones gubernamentales o no gubernamentales (por ejemplo, para la planificación estratégica, el establecimiento de prioridades, el diseño y rediseño de productos o procesos),

La selección de los indicadores de desempeño ambiental pertinentes, incluyendo técnicas de medición.

El marketing (por ejemplo, implementando un esquema de etiquetado ambiental, elaborando una reivindicación ambiental, o de una declaración ambiental de producto).

## Capítulo 3. Diseño metodológico

### 3.1 Tipo de investigación

Este proyecto está fundamentado en una investigación descriptiva (Behar, D, 2008), haciendo una descripción (Calderon, H, 2003) detallada de la situación, apoyándose en una recolección de datos que fueron determinados en el trabajo de grado: BALANCE ENERGÉTICO EN LA HORNILLA PANELERA TRADICIONAL CON EL USO DEL BAGAZO DE CAÑA EN EL TRAPICHE “SAN ANTONIO” EN CONVENCION, NORTE DE SANTANDER. Buscando la aplicación de conceptos adquiridos en áreas específicas como la termodinámica y la transferencia de calor, las cuales ayudan a resolver y/o a dar solución a los objetivos específicos.

Se llevara a cabo una revisión bibliográfica del análisis de ciclo de vida del proceso de la panela, estableciendo en este un límite para su estudio; realizando un análisis exergético del uso de bagazo de caña como combustible donde se empleará un balance energético para determinar las ganancias y pérdidas de calor presentes en la hornilla como producto de la combustión y la determinación de la eficiencia térmica de la misma, por último se aplicara la norma técnica colombiana NTC 14040 Y 14044: análisis de ciclo de vida (ACV) para valorar el impacto ambiental.

### 3.2 Fases del proyecto de investigación

A continuación se presentan las fases para el desarrollo de la propuesta y así dar cumplimiento de los objetivos específicos donde se formulan cada una de las actividades para el desarrollo de la investigación.

#### 3.2.1 Etapa 1: Realizar el Balance energético del bagazo de caña en hornillas paneleras tradicionales.

Para cumplir con este objetivo se identifican dos (2) fases:

**Fase 1:** Disponibilidad y caracterización de la biomasa residual (Bagazo de caña).

Las actividades relacionadas con esta fase son:

**Actividad 1:** Definir las propiedades físicas de la biomasa. Las principales propiedades que se evalúan en un residuo son: la humedad, el carbono activo, las cenizas, los metales alcalinos, la relación celulosa/lignina y el contenido energético.

**Actividad 2:** Análisis de humedad, componentes y poder calorífico.

**Fase 2:** Evaluación energética de la hornilla panelera.

Las actividades relacionadas con esta fase son:

**Actividad 1:** Calcular el calor ganado por la biomasa residual.

**Actividad 2:** Calcular el calor perdido por las paredes de la hornilla.

**Actividad 3:** Calcular las pérdidas por las aperturas.

**Actividad 4:** Determinar el calor total requerido en la hornilla.

**Actividad 5:** Determinar las pérdidas de calor por chimenea.

### **3.2.2 Etapa 2: “Determinar la eficiencia de la hornilla mediante la aplicación de un análisis exergético al usar bagazo de caña como combustible”.**

**Fase 1:** Clasificar la hornilla en subprocesos de acuerdo con la mayor destrucción de exergía.

La actividad relacionada con esta fase es:

**Actividad 1:** Dividir en volúmenes de control la hornilla.

**Actividad 2:** Calcular los flujos de energía por medio de un análisis de la segunda ley de la termodinámica.

**Actividad 3:** Establecer regímenes de trabajo.

### **3.2.3 Etapa 3: “Valorar el impacto ambiental de las hornillas mediante la aplicación del análisis de ciclo de vida (ACV)”.**

Para cumplir con este objetivo se identifican tres (3) fases:

**Fase 1:** Definición del Objetivo y Alcance del ACV.

La actividad relacionada con esta fase es:

**Actividad 1:** Definir la amplitud, profundidad y detalle del estudio.

**Actividad 2:** Definir, medir y representar todas las entradas y salidas.

**Actividad 3:** Establecer límites del sistema.

**Fase 2:** Análisis de Inventario de Ciclo de Vida.



Las actividades asociadas son:

**Actividad 1:** Analizar un inventario es una lista cuantificada de todos los flujos entrantes y salientes del sistema durante toda su vida útil, los cuales son extraídos del ambiente natural o bien emitido en él, así como las emisiones producidas en cada uno de los procesos.

**Fase 3:** Evaluación del impacto del ciclo de vida.

Las actividades asociadas son:

**Actividad 1:** Elaboración de un inventario por categorías de impacto.

**Actividad 2:** Analizar el consumo de recursos.

## Capítulo 4. Balance energético de la hornilla

### 4.1 Análisis elemental del bagazo de la caña de azúcar

El bagazo de caña se ha convertido para los productores de panela en una prioridad energética, ya que este es un coproducto que queda de la caña cuando es extraída en los trapiches y convirtiéndose así en un combustible utilizado para la evaporación de los jugos de caña en la hornilla.

El bagazo de la caña es un material fibroso, y heterogéneo en cuanto a su composición granulométrica y estructural (García, J; Toscano, J y Guerrero, G, 2014). Además presenta una densidad baja y alto contenido de humedad debido a la extracción del jugo de caña.

Después es almacenado en lugares adecuados donde su contenido de humedad disminuye para su posterior quema en la hornilla y así aprovechar su poder calorífico unido a su composición química elemental, sin embargo dicho valor calórico varía por la variedad de la caña, la estructura del suelo, el riego, el tipo de abono empleado y la madurez de la caña (Díaz, R, 2008).

En Colombia, el bagazo se ha utilizado siempre como combustible, incluso fundamental, en la mayoría de las fincas paneleras, donde se ha quemado en sustitución del petróleo. No obstante, su rendimiento es bajo, ya que la tecnología que se emplea para dicho fin no aporta los rendimientos que se necesitan hoy desde el punto de vista energético (García, et al., G, 2014).

**Tabla 1**

*Análisis elemental, poder calorífico y Resultados de análisis próximo y último de los residuos de caña de azúcar.*

<b>Parámetro</b>	<b>Residuos</b>		<b>Bagazo</b>	
	<b>Fresco (%)</b>	<b>Seco (%)</b>	<b>Fresco (%)</b>	<b>Seco (%)</b>
<b>Humedad</b>	<b>65.8</b>	<b>0</b>	<b>59.2</b>	<b>0</b>
<b>Volatilidad</b>	<b>25.2</b>	<b>73.4</b>	<b>35.6</b>	<b>87.3</b>
<b>Ceniza</b>	<b>2.6</b>	<b>75</b>	<b>0.3</b>	<b>0.8</b>
<b>Fijación de Carbono</b>	<b>6.4</b>	<b>19.1</b>	<b>4.9</b>	<b>11.9</b>
<b>Total</b>	<b>100</b>	<b>100</b>	<b>100</b>	<b>100</b>
<b>Poder Calorífico (kJ/kg)</b>	<b>6521</b>	<b>19069</b>	<b>7925</b>	<b>19423</b>

<b>Análisis último</b>		
<b>Parámetro</b>	<b>Residuo seco (%)</b>	<b>Bagazo seco (%)</b>
<b>Carbono (C)</b>	<b>47.6</b>	<b>49.9</b>
<b>Hidrogeno (H2)</b>	<b>5.61</b>	<b>5.80</b>
<b>Oxígeno (O2)</b>	<b>38.55</b>	<b>42</b>
<b>Nitrógeno (N2)</b>	<b>0.91</b>	<b>1.33</b>
<b>Azufre (S)</b>	<b>0.70</b>	<b>0.17</b>
<b>Ceniza</b>	<b>7.55</b>	<b>0.8</b>
<b>Total</b>	<b>100</b>	<b>100</b>

**Nota.** Análisis elemental, poder calorífico y Resultados de análisis próximo y último de los residuos de caña de azúcar. Fuente. Autor del proyecto.

Una vez se han extraído el jugo de la caña, la hornilla panelera entra en función, ya que esta se le introduce el bagazo de caña ya sea seco o en algunos casos húmedo como combustible en la cámara de combustión para su posterior incineración.

En la Finca, el bagazo de caña se introduce en la cámara de manera manual por una puerta pequeña que presenta en la parte frontal de la hornilla, donde primero se coloca una gran cantidad de este bagazo y es quemado para calentar los intercambiadores de calor (pailas), después a medida que se va consumiendo el combustible, este se alimenta en periodos de tiempo con cierta cantidad de combustible.

En la Tabla 2 se muestra el flujo de masa del combustible que fue introducido a la cámara de combustión de donde se obtuvo que aproximadamente se emplean 2,8 kg de bagazo por minuto. Además, la quema del bagazo de caña de azúcar tiene un tiempo aproximado de 588 minutos, tiempo en el cual dura encendida la hornilla para un día de producción.

**Tabla 2**

*Flujo de masa dentro de la hornilla.*

	<b>Masa Combustible (kg)</b>	<b>Tiempo (Min)</b>
	6	2,4
	7	2,4
	6,5	2,5
	6,2	2,56
	7,3	2,37
	6,9	2,78
	7,5	2,52
	7	2,6
	7,4	2,3
	7,6	2,34
	7,5	2,4
	7,2	3
	6,7	2,2
	6	2,45
	7,2	2,9
	7,5	2,05
	7,2	2,87
	7,6	3
	7,5	2,2
<b>Promedios</b>	<b>7,04</b>	<b>2,51</b>
<b>Flujo másico</b>	<b>2,8 kg/min</b>	

**Nota.** Flujo de masa dentro de la hornilla. Fuente. Autor del proyecto.

Cualquier material que pueda quemarse para liberar energía recibe el nombre de combustible. A la reacción química durante la cual un combustible se oxida y se libera una gran cantidad de energía se le conoce como combustión. El oxidante empleado con mayor frecuencia

en los procesos de combustión es el aire. El aire seco se modela como una mezcla de 21 por ciento de oxígeno y 79 por ciento de nitrógeno, a base molar. Por lo tanto:



#### 4.2 Combustión de Bagazo de Caña con Aire-Combustible en base másica.

Se emplea bagazo de caña, con un análisis elemental (en masa) de 49.9 por ciento Carbono (C); 5.8 por ciento Hidrogeno (H<sub>2</sub>); 42 por ciento Oxigeno (O<sub>2</sub>), 1.33 por ciento Nitrógeno (N<sub>2</sub>), 0.17 por ciento Azufre (S) y 0.8 por ciento cenizas (no combustibles) ver, se quema con la cantidad teórica de aire. Haciendo caso omiso del contenido de cenizas, se determinan las fracciones molares y la masa molar aparente de los gases producto de combustión. También se determinó la relación aire-combustible necesaria para el proceso de combustión.

**Tabla 3**

*Composición Química del Bagazo de caña.*

Sustancia	%	Decimal
C	49,90	0,4990
H <sub>2</sub>	5,80	0,0580
O <sub>2</sub>	42,00	0,4200
N <sub>2</sub>	1,33	0,0133
S	0,17	0,0017
Ceniza	0,80	0,0080

**Nota.** Composición Química del Bagazo de caña. Fuente. Autor del proyecto.

### 4.3 Combustión completa con Aire-Combustible en base másica.

La combustión es estequiométrica y, por lo tanto, completa. Los productos de combustión contienen  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{SO}_2$  y  $\text{N}_2$  solamente (la ceniza se ignora). Los gases de combustión son gases ideales.

El análisis de las masas molares del C,  $\text{H}_2$ ,  $\text{O}_2$ , S y aire son 12, 2, 32, 32 y 29 kg/kmol, respectivamente. Ahora se consideran 100 kg de bagazo seco por simplicidad. Observando que los porcentajes másicos en este caso corresponden a las masas de los constituyentes, los números de moles de los constituyentes del carbón se determinan como:

$$N_{\text{C}} = \frac{m_{\text{C}}}{M_{\text{C}}} = \frac{49.9 \text{ kg}}{12 \text{ kg / kmol}} = 4.16 \text{ kmol}$$

$$N_{\text{H}_2} = \frac{m_{\text{H}_2}}{M_{\text{H}_2}} = \frac{5.8 \text{ kg}}{2 \text{ kg / kmol}} = 2.9 \text{ kmol}$$

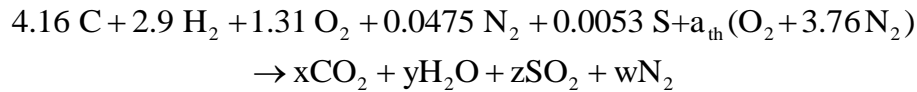
$$N_{\text{O}_2} = \frac{m_{\text{O}_2}}{M_{\text{O}_2}} = \frac{42 \text{ kg}}{32 \text{ kg / kmol}} = 1.31 \text{ kmol}$$

$$N_{\text{N}_2} = \frac{m_{\text{N}_2}}{M_{\text{N}_2}} = \frac{1.33 \text{ kg}}{28 \text{ kg / kmol}} = 0.0475 \text{ kmol}$$

$$N_{\text{S}} = \frac{m_{\text{S}}}{M_{\text{S}}} = \frac{0.17 \text{ kg}}{32 \text{ kg / kmol}} = 0.0053 \text{ kmol}$$

La ceniza consiste en el material no combustible en el bagazo de caña. Por lo tanto, la masa del contenido de ceniza que entra a la cámara de combustión es igual al contenido másico que

sale. Haciendo caso omiso, por simplicidad, de este componente no reactivo, la ecuación de combustión se puede escribir como:



Realizando el balance de masa para los constituyentes, se obtiene:

$$\text{Balance C: } x = 4.16$$

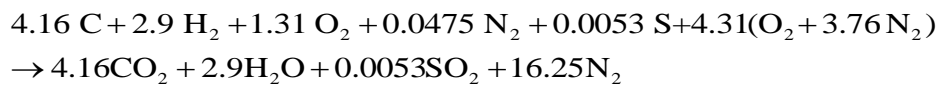
$$\text{Balance H}_2: y = 2.9$$

$$\text{Balance S: } z = 0.0053$$

$$\text{Balance O}_2: 1.31 + a_{\text{th}} = x + 0.5y + z \rightarrow a_{\text{th}} = 4.31$$

$$\text{Balance N}_2: w = 0.0475 + 3.76a_{\text{th}} = 0.0475 + (3.76 \times 4.31) = 16.25$$

Sustituyendo, la ecuación balanceada de combustión sin la ceniza resulta:



Las fracciones molares de los gases producto se determinan como sigue:

$$N_{\text{prod}} = 4.16 + 2.9 + 0.0053 + 16.25 = 23.32 \text{ kmol}$$

$$y_{\text{CO}_2} = \frac{N_{\text{CO}_2}}{N_{\text{prod}}} = \frac{4.16 \text{ kmol}}{23.32 \text{ kmol}} = 0.1783$$

$$y_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{N_{\text{H}_2\text{O}}}{N_{\text{prod}}} = \frac{2.9 \text{ kmol}}{23.32 \text{ kmol}} = 0.1243$$

$$y_{\text{SO}_2} = \frac{N_{\text{SO}_2}}{N_{\text{prod}}} = \frac{0.0053 \text{ kmol}}{23.32 \text{ kmol}} = 0.000228$$

$$y_{\text{N}_2} = \frac{N_{\text{N}_2}}{N_{\text{prod}}} = \frac{16.25 \text{ kmol}}{23.32 \text{ kmol}} = 0.6968$$

Entonces, la masa molar aparente de los gases producto resulta:

$$M_{\text{prod}} = \frac{m_{\text{prod}}}{N_{\text{prod}}} = \frac{[(4.16 \times 44) + (2.9 \times 18) + (0.0053 \times 64) + (27.82 \times 28)] \text{ kg}}{23.32 \text{ kmol}} = 43.51 \text{ kg / kmol}$$

Finalmente, la relación másica aire-combustible se determina por definición como:

$$AC = \frac{m_{\text{aire}}}{m_{\text{combustible}}} = \frac{(NM)_{\text{aire}}}{m_{\text{combustible}}} = \frac{(4.31 \times 4.76 \text{ kmol})(28.97 \text{ kg/kmol})}{100 \text{ kg}}$$

$$AC = 5.94 \text{ kg aire/kg combustible}$$

Es decir, se emplean 5.94 kg de aire para quemar cada kilogramo de combustible en combustión completa durante el proceso de combustión en la hornilla.

$$\dot{m}_{\text{aire}} = (AC)(\dot{m}_{\text{combustible}}) = (5.94 \text{ kg aire/kg combustible})(2.8 \text{ kg combustible/min})$$

$$\dot{m}_{\text{aire}} = 16,632 \text{ kg aire/min}$$

#### 4.4 Combustión incompleta con Aire-Combustible en base másica.

Un análisis de los gases de combustión revela que existe: 9,65 % de O<sub>2</sub>; 12,4 % de CO<sub>2</sub>; 3,33 % CO; 74,62 % N<sub>2</sub> y una temperatura a la salida de los gases 532,18°C.



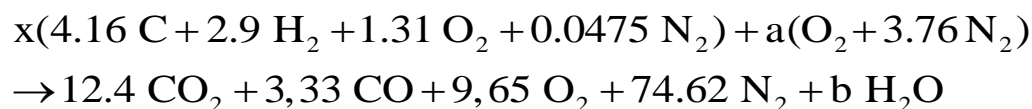
**Tabla 4**

*Análisis de gases de combustión a la salida en la chimenea.*

Sustancia	%	Decimal
CO <sub>2</sub>	12,4	0,1240
CO	3,33	0,0333
O <sub>2</sub>	9,65	0,0965
N <sub>2</sub>	74,62	0,7462

**Nota.** Gases de combustión emitidos al ambiente y medidos con el Equipo UEi EAGLE. Fuente. Autor del proyecto.

Luego, se escribe la ecuación de combustión de la siguiente manera:



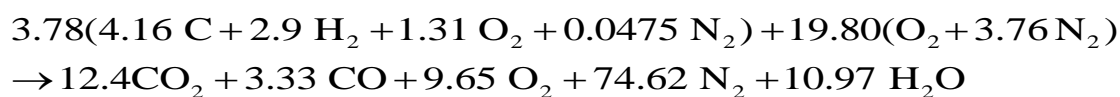
Realizando el balance de masa para los constituyentes, se obtiene:

$$\text{Balance C: } 4.16x = 12.4 + 3.33 \rightarrow x = 3.78$$

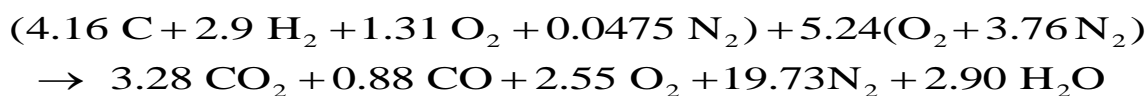
$$\text{Balance N}_2: \quad 0.0475x + 3.76a_{\text{th}} = 74.62 \rightarrow 0.0475(3.78) + 3.76a_{\text{th}} = 74.62 \rightarrow \\ a_{\text{th}} = 19.80$$

$$\text{Balance H}_2: \quad 2.9x = b \rightarrow 2.9(3.78) = b \rightarrow b = 10.97$$

Sustituyendo, la ecuación balanceada de combustión



Reduciendo los productos por 3.54



Las fracciones molares de los gases producto se determinan como sigue:

$$N_{\text{prod}} = 4.16 + 2.9 + 6.55 + 0.0475 + 19.69 = 33.34 \text{ kmol}$$

$$y_{\text{CO}_2} = \frac{N_{\text{CO}_2}}{N_{\text{prod}}} = \frac{3.28 \text{ kmol}}{33.34 \text{ kmol}} = 0,09836$$

$$y_{\text{CO}} = \frac{N_{\text{CO}}}{N_{\text{prod}}} = \frac{0.88 \text{ kmol}}{33.34 \text{ kmol}} = 0,02641$$

$$y_{\text{O}_2} = \frac{N_{\text{O}_2}}{N_{\text{prod}}} = \frac{2.55 \text{ kmol}}{33.34 \text{ kmol}} = 0.07655$$

$$y_{\text{N}_2} = \frac{N_{\text{N}_2}}{N_{\text{prod}}} = \frac{19.73 \text{ kmol}}{33.34 \text{ kmol}} = 0.68049$$

$$y_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{N_{\text{H}_2\text{O}}}{N_{\text{prod}}} = \frac{2.90 \text{ kmol}}{33.34 \text{ kmol}} = 0.08698$$

Entonces, la masa molar aparente de los gases producto resulta:

$$M_{\text{prod}} = \frac{m_{\text{prod}}}{N_{\text{prod}}} = \frac{[(4.16 \times 44) + (2.9 \times 18) + (6.55 \times 32) + (19.73 \times 28)] \text{ kg}}{33.34 \text{ kmol}} = 29.91 \text{ kg / kmol}$$

Finalmente, la relación másica aire-combustible se determina por definición como:

$$AC = \frac{m_{\text{aire}}}{m_{\text{combustible}}} = \frac{(NM)_{\text{aire}}}{m_{\text{combustible}}} = \frac{(5.24 \times 4.76 \text{ kmol})(29.91 \text{ kg/kmol})}{100 \text{ kg}}$$

$$AC = 7.45 \text{ kg aire/kg combustible}$$

Es decir, se emplean 7.46 kg de aire para quemar cada kilogramo de combustible en combustión incompleta durante el proceso de combustión en la hornilla.

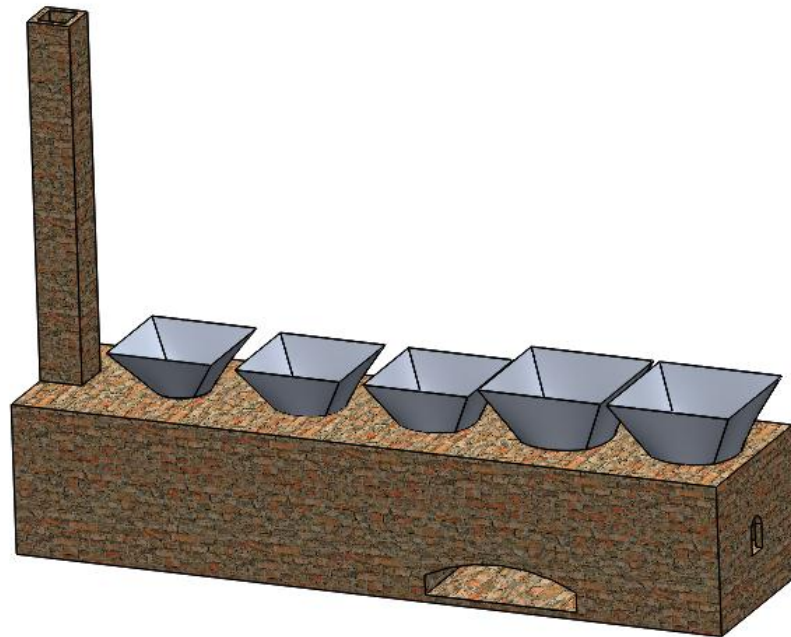
$$\dot{m}_{\text{aire}} = (AC)(\dot{m}_{\text{combustible}}) = (7,46 \text{ kg aire/kg combustible})(2.8 \text{ kg combustible/min})$$

$$\dot{m}_{\text{aire}} = 20.87 \text{ kg aire/min}$$

#### **4.5 Balance de energía de la hornilla panelera.**

El balance energético en la hornilla panelera, consiste en determinar si la energía suministrada al proceso de cocción del jugo de caña es igual a la que sale del horno. El proceso de producción es artesanal desde la entrada de la materia prima hasta la salida de los desechos de bagazo en la cámara del horno.

La hornilla (Figura 7) principalmente está dedicada a la producción de panela. La combustión es realizada a través de bagazo de caña, donde cada panela en producción tiene un consumo promedio de 1646,4 Kg de bagazo, la hornilla tiene una capacidad de producción en cada quema de 1404,48 kg de panela aproximadamente empacadas en 84 cajas, donde el calor generado por el combustible es distribuido por conducción y convección a cinco (5) pailas que son las encargadas de mezclar el jugo de caña para producir cada panela.



**Figura 7. Hornilla panelera. Fuente. (García J, 2016).**

Durante un proceso de flujo estacionario, el contenido de energía total de un volumen de control permanece constante ( $E_{VC} = \text{constante}$ ); por lo tanto, el cambio en la energía total del volumen de control es cero ( $\dot{E}_{VC} = 0$ ). En consecuencia, la cantidad de energía que entra a un volumen de control en todas las formas (calor, trabajo y masa) debe ser igual a la cantidad de energía que sale. Entonces, la forma de tasa del balance de energía general se reduce para un proceso de flujo estacionario a:

$$\dot{E}_{\text{entrada}} - \dot{E}_{\text{salida}} = \cancel{\frac{dE_{\text{sistema}}}{dt}} = 0$$

$$\dot{E}_{\text{entrada}} = \dot{E}_{\text{salida}}$$

$$\Delta E_{\text{sistema}} = \dot{E}_{\text{entrada}} - \dot{E}_{\text{salida}}$$

A continuación, se presentan las expresiones que permitan determinar las pérdidas de calor en la etapa de combustión del bagazo en las hornillas paneleras:

$$\Delta Q = Q_{\text{entrada}} - Q_{\text{salida}}$$

$$Q_{\text{salida}} = Q_{s_1} + Q_{s_2} + Q_{s_3} + Q_{s_4} + Q_{s_5} + Q_{s_6} + Q_{s_7} + Q_{s_8} + Q_{s_9}$$

Donde:

$\Delta Q$  = Tasa de transferencia de energía por calor

$Q_{\text{entrada}}$  = Calor de entrada total.

$Q_{\text{salida}}$  = Calor de salida total.

$Q_{E1}$  = Calor de entrada suministrado por el bagazo.

$Q_{s1}$  = Calor de salida por descomposición química de bagazo.

$Q_{s2}$  = Calor de salida por formación de agua en la combustión.

$Q_{s3}$  = Calor de salida para extraer la humedad del bagazo.

$Q_{s4}$  = Calor de salida por humedad del aire en el combustible.

$Q_{s5}$  = Calor de salida transferido a las pailas.

$Q_{s6}$  = Calor de salida perdido en la chimenea.

$Q_{s7}$  = Calor de salida por inquemados en la cenizas.

$Q_{s8}$  = Calor de salida perdido por paredes.

$Q_{s9}$  = Calor de salida por pérdidas intangibles.

**4.5.1  $Q_{e1}$  = Calor de entrada suministrado por el bagazo.** Este es el calor liberado por la combustión del bagazo en el proceso de cocción del material, el cual es igual al poder calorífico del combustible multiplicado por toda la cantidad de bagazo consumida en la hornilla.

$$Q_{E1} = m_{bc} * PCI$$

Donde:

$m_{bc}$  = Masa de bagazo de caña.

PCI = Poder Calorífico inferior.

Variedad (POJ 28-78) de la caña de azúcar, con un poder calorífico inferior del bagazo es:

$$PCI = 19,069 \text{ kJ / kg}$$

**Tabla 5**

*Flujo de combustibles y tiempo de operación de la hornilla.*

<b>Operación de la Hornilla.</b>		
Masa combustible	2,8	kg/min
Tiempo encendida la hornilla	588,0	Min

**Nota.** Flujo de combustibles y tiempo de operación de la hornilla. Fuente. Autor del proyecto.

Luego, para hallar el calor de entrada suministrado por el bagazo se multiplica la cantidad de masa que ingresa como combustible, el tiempo de encendido junto con el poder calorífico inferior del bagazo de caña.

$$Q_{E1} = m_{bc} * t * PCI$$

$$Q_{E1} = 2,8 \frac{\text{kg}}{\text{min}} * 588 \text{ min} * 19069 \text{ kJ}$$

$$Q_{E1} = 31.395.201,6 \text{ kJ}$$

**4.5.2  $Q_{s1}$  = Calor de salida por descomposición química de bagazo.** La transferencia de calor para este proceso de combustión de flujo estacionario se determina a partir del balance de energía de flujo estacionario  $E_{salida} = E_{entrada}$  aplicado sobre la cámara de combustión por unidad de mol de combustible,

$$Q_{sal} + \sum N_p (\overline{h^o_f} + \overline{h} - \overline{h^o})_p = \sum N_r (\overline{h^o_f} + \overline{h} - \overline{h^o})_r$$

Despejando Q sal, obtenemos:

$$Q_{sal} = \sum N_r (\overline{h^o_f} + \overline{h} - \overline{h^o})_r - \sum N_p (\overline{h^o_f} + \overline{h} - \overline{h^o})_p$$

Si se supone que el aire y los productos de combustión serán gases ideales, se tiene que  $h = h(T)$ , y empleando datos de las tablas de propiedades se forma la

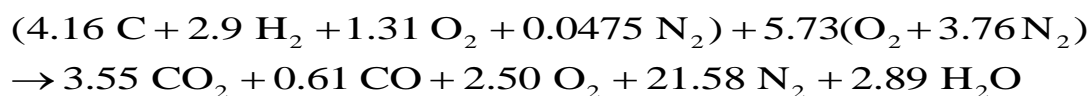
Tabla 6.

**Tabla 6***Variación de Entalpia de formación.*

Sustancia	$\overline{h}_f^o$	$\overline{h}_{300K}$	$\overline{h}_{800K}$
	<i>kJ / kmol</i>	<i>kJ / kmol</i>	<i>kJ / kmol</i>
C	0	0	0
H <sub>2</sub>	0	8522	23171
O <sub>2</sub>	0	8736	24523
N <sub>2</sub>	0	8723	23714
H <sub>2</sub> O	-241820	9966	27896
CO <sub>2</sub>	-393520	9431	32179
CO	-110530	8723	23844

**Nota.** Datos encontrados de la variación de entalpia de formación de las tablas de propiedades A18 – A19 – A20 – A21 – A22 – A23 – y A26 para encontrar el calor de salida por descomposición química del bagazo de caña. Fuente: (Cengel, Y y Boles, M, 2012, págs. 936 - 948).

De acuerdo con la ecuación de combustión se tiene:



$$-Q_{\text{sal}} = [(2.90)(8522) + (1,31 + 5,24)(8736) + (0,05 + 19,69)(8723)] \\ -[(3.28)(-393520 + 32179 - 9431) + (0,88)(-110530 + 23844 - 8723) \\ + (2.55)(24523 - 8736) + (19,73)(23714 - 8723) \\ + (2.90)(-241820 + 27896 - 9966)] / 1000$$

$$Q_{\text{sal}} = 255.652,78 \text{ kJ / kmol}$$



De este modo, 255.652,78 kJ de calor se transfieren desde la cámara de combustión por cada kmol (33,34 kg) de bagazo. Esto corresponde a:

$$Q_{s_1} = 255.652,78 \frac{\text{kJ}}{\text{Kmol}} * 33,34 \text{kmol}$$

$$Q_{s_1} = 8.523.474,74 \text{kJ}$$

**4.5.3  $Q_{s_2}$  = Calor de salida por formación de agua en la combustión.** Es un calor perdido en el agua formada como producto de la combustión del hidrogeno del combustible. Se debe considerar ya que representa una pérdida importante donde el agua que se forma por la combustión del hidrogeno del combustible, esta se vaporiza y se lleva una buena parte de la energía (Soto, J, 1996).

Una expresión para determinar la energía de salida por la formación de agua en la combustión en función de la masa es:

$$q_{s_2} = 8,936 * H_2 (h_{vg} - h_f)$$

Dónde:  $H_2$  = Fracción del Hidrogeno en el combustible.

$h_{vg}$  = Entalpia de vapor de agua en los gases a la temperatura de la chimenea ( $^{\circ}\text{C}$ ).

$h_f$  = Entalpia del líquido saturado a la temperatura ambiente ( $^{\circ}\text{C}$ ).

Para hallar el calor de salida por formación de agua en la combustión se utilizan respectivamente las temperaturas promedios registradas a temperatura de la chimenea ( $T_7$ ) y a la temperatura ambiente ( $T_8$ ) a manera de ejemplo. Con estos valores de temperatura se encuentran los valores de entalpia de vapor de agua y entalpia de líquido saturado que son presentados en la Tabla 25 y Tabla 26 respectivamente.

De acuerdo con lo anterior se tiene que la temperatura promedio a la chimenea  $T_7 = 608,67$  °C y la temperatura ambiente  $T_8 = 25,66$  °C, se interpolan estas temperaturas con la Tabla 25 y Tabla 26, se obtiene entalpia de vapor de agua = 3725 kJ/kg y entalpia de líquido saturado = 107,59 kJ/kg, mientras tanto la fracción de hidrogeno presente en combustible corresponde %  $H_2 = 0,0580$ ; valor que se toma de la Tabla 3.

Remplazando los valores se tiene:

$$q_{s2} = 8,936 * H_2 (h_{vg} - h_f)$$

$$q_{s2} = 8,936 * (0,0580)(3.725 - 107,59)$$

$$q_{s2} = 1874,86 \text{ kJ/ kg}$$

De acuerdo con la Tabla 27 se presenta el calor de salida por formación de agua en el combustible para cada intervalo de tiempo de 3 minutos, donde se aprecia el flujo de calor que es liberado durante toda la quema del combustible. Para hallar el valor total de la energía liberada se toma la sumatoria promedio del calor por formación de agua y se multiplica por el tiempo de duración de la quema del bagazo y el flujo másico de entrada del bagazo.

Luego el calor total liberado por la formación de agua en el combustible es:

$$Q_{S2} = m_{bc} * t * q_{S2}$$

Donde:

$m_{bc}$  = Masa de bagazo de caña.

$t$  = Tiempo de encendido de la hornilla.

$$Q_{S2} = 2,8 * 588 * 1877,93$$

$$Q_{S2} = 3.091.820,60 \text{kJ}$$

**4.5.4  $Q_{S3}$  = Calor de salida para extraer la humedad del bagazo.** Es un calor necesario para eliminar el contenido de humedad que está presente en el combustible; como se utiliza bagazo de caña, el agua que contiene dentro de este necesita ser calentada y evaporada a la temperatura de ebullición.

$$q_{S3} = \text{Humedad} * (h_{vg} - h_f)$$

Dónde:

Humedad = Humedad del bagazo de caña (%).

$h_{vg}$  = Entalpia de vapor de agua en los gases a la temperatura de la chimenea (°C).

$h_f$  = Entalpia del líquido saturado a la temperatura ambiente ( $^{\circ}\text{C}$ ).

Conforme al calor necesario para eliminar el contenido de humedad del bagazo se tiene un porcentaje de humedad del 19 % según su caracterización. Sin embargo, para determinar la energía necesaria para eliminar este contenido se emplean las mismas temperaturas promedios de temperatura en la chimenea a  $T_7 = 608,67^{\circ}\text{C}$  y temperatura ambiente  $T_8 = 25,66^{\circ}\text{C}$ , así mismo se interpolan estas temperaturas con la Tabla 25 y Tabla 26, donde se obtienen los valores de entalpia de vapor de agua = 3725 kJ/kg y entalpia de líquido saturado = 107,59 kJ/kg respectivamente; remplazando:

$$q_{S3} = \text{Humedad} * (h_{vg} - h_f)$$

$$q_{S3} = 0.19 * (3.725 - 107,59)$$

$$q_{S3} = 687,31 \text{ kJ/kg}$$

Se tiene de la Tabla 28 se presenta el calor de salida para extraer la humedad del bagazo de caña para un intervalo de tiempo de cada 3 minutos, donde se logra apreciar la cantidad de flujo de calor que es liberado durante toda la quema del bagazo de caña. Ahora bien para encontrar el valor total de la energía liberada se toma la sumatoria promedio del calor de salida para extraer la humedad que contiene el bagazo de la Tabla 28 y se multiplica por el tiempo de quema del bagazo y el flujo de masa de entrada del bagazo en la hornilla teniendo como resultado el calor de salida total liberado para extraer la humedad del bagazo:

$$Q_{S3} = m_{bc} * t * q_{S3}$$

Donde:

$m_{bc}$  = Masa de bagazo de caña.

$t$  = Tiempo de encendido de la hornilla.

Reemplazando valores, se tiene:

$$Q_{S3} = 2,8 \frac{\text{kg}}{\text{min}} * 588 \text{ min} * 688,43 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q_{S3} = 1.133.435,30\text{kJ}$$

**4.5.5  $Q_{S4}$  = Calor de salida por humedad del aire en el combustible.** De acuerdo con las condiciones atmosféricas del lugar, el aire presenta una humedad natural donde se necesita una pequeña cantidad de calor para extraer la máxima cantidad de agua que está contenida en el aire, ya que este tomará la energía necesaria del combustible para vaporizar dicho contenido de agua que se encuentra en el aire. Una expresión para determinar dicha humedad se sigue a continuación:

$$q_{S4} = W_a * W_A * (h_{vg} - h_{vsa})$$

Donde:

$W_a$  = Humedad absoluta.

$W_A$  = Peso del aire seco por kg de combustible (Aire Real).

$h_{vg}$  = Entalpia de vapor de agua en los gases a la temperatura de la chimenea ( $^{\circ}\text{C}$ ).

$h_{vsa}$  = Entalpia de vapor saturado a la temperatura ambiente.

Las condiciones atmosféricas de la zona donde se encuentra ubicada la hornilla panelera, presenta para el aire atmosférico una humedad relativa aproximada del 55 % y una temperatura ambiente promedio de 25,66 °C.

Para encontrar la humedad absoluta  $W_a$  se utiliza la tabla psicométrica Figura 24, donde se traza primero una línea vertical correspondiente a la temperatura de bulbo seco, la cual representa la temperatura ambiente promedio, luego se traza la línea de humedad relativa aproximada del 55 %, donde se interceptan estas dos líneas es el punto de relación.

Ahora teniendo como referencia esta intercepción se traza una línea diagonal para encontrar el valor de la temperatura de bulbo húmedo, donde se logra apreciar una temperatura aproximada de 19,5 °C.

Para determinar el valor de la humedad absoluta se traza nuevamente una línea horizontal hacia la derecha para encontrar el valor numérico correspondiente a  $W_a = 0,0125$  kg de agua/ kg de aire Figura 8.

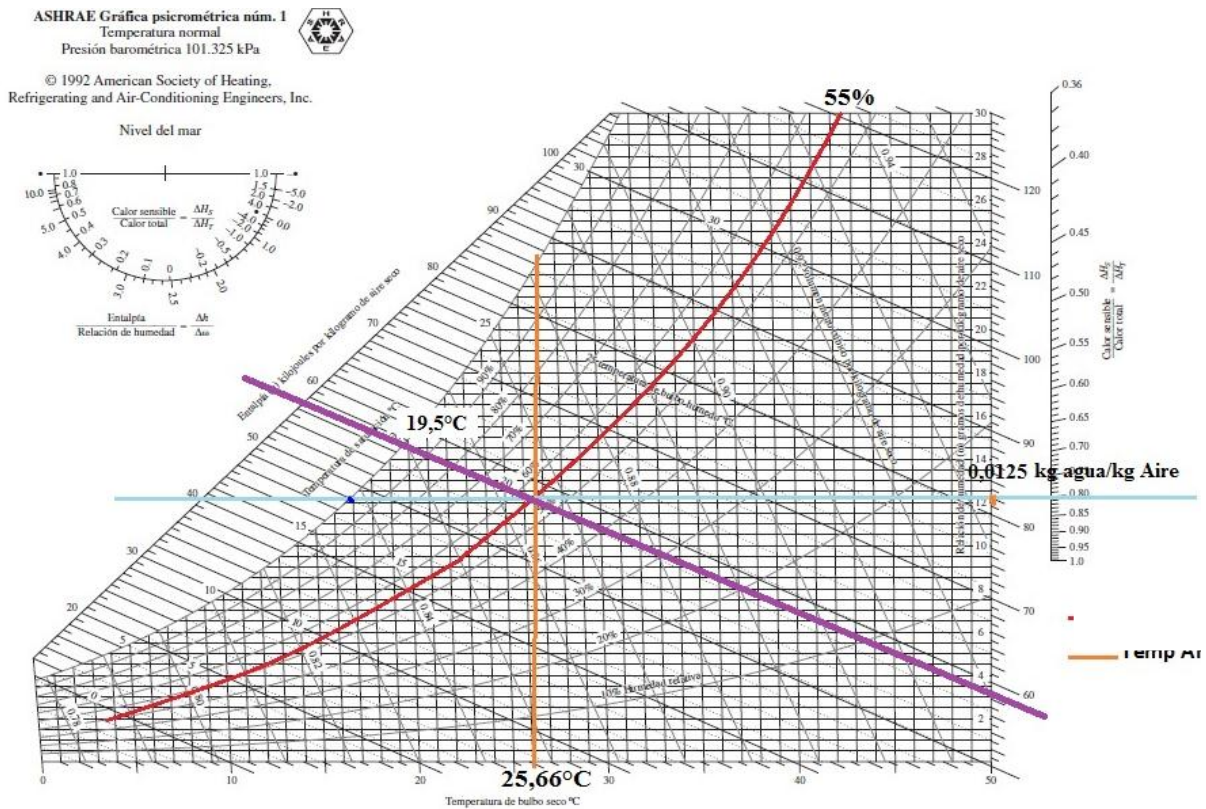


Figura 8. Cálculo de humedad absoluta con la Carta Psicrométrica.

**Nota:** Temperatura bulbo seco =  $25,66^\circ\text{C}$ ; Temperatura bulbo húmedo =  $19,5^\circ\text{C}$ ; Humedad relativa  $\phi = 55\%$  y  $W_a = 0,0125$  kg de agua/ kg de aire. Fuente: (Cengel, Y y Boles, M, 2012, pág. 953).

Hay que mencionar que el peso del aire seco por kilogramo (kg) de combustible se determinó anteriormente de la relación másica aire-combustible con un valor aproximado de 7,45 kg de aire/ kg de combustible.

Por otra parte la entalpía de vapor en los gases y la entalpía de vapor saturado se determinan a la temperatura promedio de los gases y temperatura ambiente respectivamente. Por

consiguiente la temperatura promedio de los gases en la chimenea es  $T_7 = 608,67^\circ\text{C}$  y la temperatura ambiente promedio  $T_8 = 25,66^\circ\text{C}$ . Estos valores de temperatura se interpolan en la Tabla 25 y Tabla 26, donde se obtienen los valores de entalpia de vapor de agua  $h_{vg} = 3725 \text{ kJ/kg}$  y la entalpia de vapor saturado  $h_{vsa} = 2548,88 \text{ kJ/kg}$ .

Reemplazando los valores en la ecuación se obtiene:

$$q_{S4} = W_a * W_A * (h_{vg} - h_{vsa})$$

$$q_{S4} = (0,0125) * (7,45) * [3.735 - 2.545,88]$$

$$q_{S4} = 109,8055 \text{ kJ/kg}$$

Luego, el calor total de salida para extraer totalmente la humedad del aire en el combustible es Tabla 29

$$Q_{S4} = m_{bc} * t * q_{S4}$$

$$Q_{S4} = \left(2,8 \frac{\text{kg}}{\text{min}}\right) * (588 \text{ min}) \left(110,26 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right)$$

$$Q_{S4} = 181.528,31 \text{ kJ}$$

**4.5.6 Qs5 = Calor de salida trasferido a las pailas.** Es el calor útil que es transferido por los gases de la combustión a los intercambiadores (pailas) donde es aprovechado por los jugos para el calentamiento y la evaporación del agua en la obtención de la panela.



Para hallar el calor el cual es transferido a las pailas se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$Q_p = A_{\text{Transferencia}} * U * LMTD$$

Donde:

$Q_p$  = Calor transferido a las pailas [W].

$A_{\text{Transferencia}}$  = Área de transferencia de calor [m<sup>2</sup>].

$U$  = Coeficiente global de transferencia de calor [W/m<sup>2</sup> \*°C].

$LMTD$  = Temperatura media logarítmica.

Por otro lado, para determinar el área de transferencia de calor, donde los gases secos productos de la combustión se adhieren a los intercambiadores, a continuación, se emplea la siguiente ecuación.

$$A_{\text{Transferencia}} = \frac{\pi}{4} (D^2 + 4h^2)$$

Donde D = Diámetro del segmento esférico.

h = Altura del segmento esférico.

Como la hornilla consta de 5 pailas ubicadas de forma lineal, en la Tabla 7 se muestran las especificaciones de cada paila

**Tabla 7***Especificaciones de las pailas semiesféricas.*

<b>Especificaciones</b>	<b>Paila 1</b>	<b>Paila 2</b>	<b>Paila 3</b>	<b>Paila 4</b>	<b>Paila 5</b>
Altura del segmento esférico (m)	0,4	0,48	0,35	0,33	0,33
Diámetro del segmento esférico (m)	1,3	1,16	1,1	1,1	1,1
Área de transferencia de calor (m <sup>2</sup> )	1,83	1,78	1,34	1,29	1,29

**Nota.** Especificaciones de las pailas semiesféricas. Fuente. Autor del proyecto.

Según (Gonzales, K, 2010) para encontrar el valor del coeficiente global de transferencia de calor (U) y la temperatura media logarítmica (LMTD), se determina para cada tipo de intercambiador

**Nota.** Calor de salida por humedad del aire en el combustible. Fuente: Autor del proyecto.

**Tabla 30.** En nuestro caso, la hornilla panelera presenta pailas tipo semiesféricas de donde se extrae que coeficiente global de transferencia de calor  $U = 74,50 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$  (Gonzales, K, 2010) y la expresión para hallar la temperatura media logarítmica (LMTD) es:

$$\text{LMTD} = -61,887 + 0,911 \cdot T_e$$

Siendo  $T_e$  = La temperatura de entrada de los gases a la paila.

A manera de ejemplo se determina el calor transferido a la paila N° 1 de donde se obtiene que la temperatura promedio de entrada de los gases es  $T_e = 932,67 \text{ }^\circ\text{C}$ . Remplazando en la ecuación anterior Se te obtiene:

$$\text{LMTD} = -61,887 + 0,911 * T_e$$

$$\text{LMTD} = -61,887 + 0,911 * (932,67^\circ\text{C})$$

$$\text{LMTD} = 787,78^\circ\text{C}$$

De la Tabla 7 se sabe que el área de transferencia de calor es  $A = 1,83 \text{ m}^2$  y el coeficiente global de transferencia de calor es:  $U = 74,50 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ ; haciendo uso de la ecuación para calcular el calor transferido a la paila es el siguiente:

$$Q_{P1} = A_{\text{Transferencia}} * U * \text{LMTD}$$

$$Q_{P1} = (1,83\text{m}^2) * (74,50 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}) (787,78^\circ\text{C})$$

$$Q_{P1} = 107.400,05 \text{ W}$$

Para encontrar el calor total suministrado a la paila durante toda la quema, este calor  $Q_{P1}$  se multiplica por el flujo de masa.

$$Q_{\text{TP1}} = m_{\text{bc}} * Q_{P1}$$

$$Q_{\text{TP1}} = 2,8 * 107.400,05 * \frac{60}{1000}$$

$$Q_{\text{TP1}} = 3.789.073,90 \text{ kJ}$$

En la Tabla 31,

Nota. Calor de salida transferido a la paila 1 durante todo el proceso de producción de la panela Fuente:

Autor del Proyecto. Fuente: Autor del proyecto.

**Tabla 32,**

Tabla 33,

Nota. Calor de salida transferido a la paila 3 durante todo el proceso de producción de la panela Fuente:

Autor del Proyecto. Fuente: Autor del proyecto.

**Tabla 34 y**

Nota. Calor de salida transferido a la paila 4 durante todo el proceso de producción de la panela Fuente:

Autor del Proyecto. Fuente: Autor del proyecto.

**Tabla 35,** se muestran todos los calores que son transferidos a las pailas 1, 2, 3, 4, 5 respectivamente para un instante de tiempo de cada 3 minutos.

Luego, el calor total liberado hacia las pailas Tabla 8, es la sumatoria de cada uno de los calores transferidos a las 5 pailas:  $Q_{S5} = Q_{TP1} + Q_{TP2} + Q_{TP3} + Q_{TP4} + Q_{TP5}$

**Tabla 8**

*Calor de salida transferido a las pailas.*

Paila	Transferencia de calor en las pailas		Flujo de calor (kJ)
	Q <sub>TP</sub>	Calor transferido	
1	Q <sub>TP1</sub>	Calor transferido a la paila 1	3.789.073,90
2	Q <sub>TP2</sub>	Calor transferido a la paila 2	2.806.192,39
3	Q <sub>TP3</sub>	Calor transferido a la paila 3	2.059.084,38
4	Q <sub>TP4</sub>	Calor transferido a la paila 4	1.848.221,04
5	Q <sub>TP5</sub>	Calor transferido a la paila 5	1.793.382,17
<b>Calor total de salida transferido a las pailas</b>			<b>12.295.953,88</b>

**Nota.** Calor de salida transferido a las diferentes pailas de la hornilla durante el proceso de producción. Fuente.

Autor del proyecto.

**4.5.7  $Q_{s6}$  = Calor de salida perdido en la chimenea.** Es el calor perdido por los gases secos que salen por la chimenea. Esta pérdida es generalmente la más importante debido a que los gases que son expulsados hacia el ambiente llevan una gran parte de la energía del combustible. Se debe agregar que a mayor temperatura y flujo de gases de salida, mayores serán las pérdidas.

Una expresión para determinar el calor de salida en la chimenea según (Soto, J, 1996) es:

$$q_{s6} = W_g * C_p * (T_g - T_a)$$

Donde:

$W_g$  = Peso o masa de los gases secos/kg de combustible.

$C_p$  = Calor específico de los gases secos.

$T_g$  = Temperatura de los gases en la chimenea.

$T_a$  = Temperatura ambiente.

De acuerdo con la ASME; una forma para hallar el peso o masa de los gases secos/kg de combustible es:

$$W_g = (44,01[CO_2] + 28,01[CO] + 32,00[O_2] + 28,02[N_2]) / 12,01[CO_2 + CO] * [C_b + \frac{12.01}{32}S]$$

Donde los valores de CO<sub>2</sub>, CO, N<sub>2</sub> son los porcentajes del análisis de gases de la Tabla 4, además, C<sub>b</sub> y S son fracciones del carbono y azufre respectivamente en el combustible obtenidas en la Tabla 3.

Una vez obtenido los porcentajes del análisis de gases y las fracciones de C y S en el combustible se reemplazan en la ecuación.

$$W_g = (44,01[CO_2] + 28,01[CO] + 32,00[O_2] + 28,02[N_2]) / 12,01[CO_2 + CO] * [C_b + \frac{12,01}{32}S]$$

$$W_g = \frac{(44,01[12,4] + 28,01[3,33] + 32,00[9,65] + 28,02[74,62])}{12,01[12,4 + 3,33]} * [0,499 + \frac{12,01}{32}(0,0017)]$$

$$W_g = 8,040 \text{ kg de gases secos/kg de combustible.}$$

Para encontrar el valor del calor específico de los gases secos se emplea la siguiente expresión según (Meneses, J, 2003):

$$C_p = (0,23 + 0,00005 * T_{\text{chimenea}}) * 4,187$$

Finalmente, para hallar el calor de salida en la chimenea, de la

Nota. Calor de salida transferido a la paila 5 durante todo el proceso de producción de la panela Fuente: Autor del Proyecto. Fuente: Autor del proyecto.

**Tabla 36** se toma la temperatura promedio de los gases a la salida de la chimenea  $T_{g \text{ Prom}} = 608,67$  °C y la temperatura promedio ambiente  $T_{a \text{ Prom}} = 25,66$  °C, además, se determina el calor específico con la temperatura promedio de los gases  $C_p = 0,3574$  kJ/kg\*°C.

Reemplazando se tiene:

$$q_{s6} = W_g * C_p * (T_g - T_a)$$

$$q_{s6} = 8,040 * 0,3574 * (608,67 - 25,66)$$

$$q_{s6} = 1.675,276 \text{kJ/kg}$$

Para encontrar toda la energía perdida en la salida de la chimenea, al calor total de salida  $q_{s6}$  se multiplica por el flujo másico de entrada del combustible y el tiempo en el que estuvo en operación la hornilla

$$Q_{s6} = m_{bc} * t * q_{s6}$$

$$Q_{s6} = \left(2,8 \frac{\text{kg}}{\text{min}}\right) * (588 \text{ min}) \left(1.714,98 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right)$$

$$Q_{s6} = 2.823.546 \text{kJ}$$

**4.5.8 Qs7 = Calor de salida por inquemados en las cenizas.** Es el bagazo de caña que queda sin quemar en las cenizas, debido a la mala distribución de este dentro de la hornilla; por consiguiente al no quemarse la totalidad del bagazo se genera una combustión incompleta haciendo que este no libere toda la energía necesaria.

Para encontrar la energía perdida en el combustible sin quemar en las cenizas se utiliza la siguiente expresión:

$$Q_{s7} = m_{bc} * t * PCI * C_e * P_f$$

**Tabla 9**

*Parámetros para determinar el calor por inquemados en las cenizas.*

<b>Características</b>	
m combustible	2,8 kg/min
Tiempo encendida la hornilla	588 min
Poder Calorífico Inferior	19.069 kJ/kg
Ce: Cenizas residuales	0,2 %
Pf: Pérdida al fuego	0,15 %

**Nota.** Parámetros para determinar el calor de salida por inquemados presentes en las cenizas. Fuente: Autor del proyecto.

Reemplazando se tiene:

$$Q_{S7} = m_{bc} * t * PCI * C_e * P_f$$

$$Q_{S7} = 2,8 \frac{\text{kg}}{\text{min}} * 588 \text{ min} * 19.069 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} * 0,2 * 0,15$$

$$Q_{S7} = 941.856 \text{ kJ}$$

**4.5.9  $Q_{S8}$  = Calor de salida perdido por paredes.** Una parte de la energía que suministra el combustible es perdida a través de las paredes que conforman la hornilla, el calor se transmite desde la región de mayor temperatura a la de menor temperatura siendo el calor transferido por conducción, donde el flujo real de calor solo depende de la conductividad térmica  $k$  del material (Díez, P).

Para el cálculo de calor perdido a través de las paredes se sigue con la siguiente ecuación de transferencia de calor por conducción.



$$Q_p = \frac{(T_{pi} - T_{pe})}{R}$$

Donde:

$Q_p$  = Flujo de calor que atraviesa la pared.

$T_{pi}$  = Temperatura pared exterior.

$T_{pe}$  = Temperatura pared interior.

$R$  = Resistencia al flujo de calor del material.

Sin embargo, para determinar la resistencia al flujo de calor, es importante conocer la geometría de la hornilla panelera y así mismo del material de la cual está fabricada, además, se necesita establecer por cuales paredes hay transferencia de calor.

Para calcular el valor de la resistencia al flujo se hacen las mediciones correspondientes de la hornilla en donde se debe calcular el área de la superficie por la cual se transfiere el calor, el espesor de la pared.

La relación existente para hallar dicha resistencia térmica  $R$  es:

$$R = \frac{e}{A * k}$$

En la Tabla 10 se presenta las especificaciones de la hornilla y la resistencia térmica al flujo de calor por parte del material, donde se la hornilla se subdivide por secciones, es decir se determinó por cuales paredes existía mayor transferencia del calor hacia el exterior.

**Tabla 10***Especificaciones técnicas de la hornilla.*

Sección	Área transversal (m <sup>2</sup> )	Espesor (m)	Conductividad térmica <i>k</i>	Resistencia térmica R
Pared chimenea	3,87	0,12	0,72	0,7178
Pared entrada bagazo	1,11	0,12	0,72	2,5025
		0,12	0,12	0,4831
Pared superior (pailas)	5,75	0,04	0,81	0,1431

**Nota.** Especificaciones geométricas y conductividad térmica de los materiales que está construida la hornilla. Fuente. Autor del proyecto.

Después de haber determinado la resistencia térmica del material, esta se reemplaza en la ecuación de calor para encontrar la transferencia térmica a través de las paredes.

En la Tabla 11 se observa el flujo de calor de salida perdido en todas las paredes de la hornilla hacia el medio exterior y la sumatoria de estos calores perdidos por paredes es el flujo calor total de salida durante el tiempo de operación de la hornilla.

**Tabla 11***Flujo de calor de salida por paredes.*

Sección	N° de Paredes	Temperatura interior °C	Temperatura exterior °C	Resistencia térmica R	Calor transferido (kJ)	Calor total perdido (kJ)
Chimenea	4	602,36	171	0,7178	357.470,01	1.429.880
Pared entrada bagazo	1	674,24	187	2,5025	114.483,56	114.483,56
Pared superior (pailas)	1	726,27	79	0,6262	607.752,04	607.752,04

**Nota.** Flujo de calor de salida por paredes de la hornilla. Fuente. Autor del proyecto.

**4.5.10  $Q_{S9}$  = Calor de salida por pérdidas intangibles.** Es la energía perdida por fenómenos que presentan dificultades para determinarse, es decir, se determina a partir de la diferencia de la energía disponible menos la sumatoria de calores perdidos y utilizados en el tiempo de operación de la hornilla.

$$Q_{S9} = Q_{e1} - Q_{TP}$$

De la Tabla 12 se obtiene el calor de entrada y el calor total perdido. La diferencia entre el calor de entrada suministrado por el bagazo y la sumatoria de los calores de salida representan el calor de salida por pérdidas intangibles; siendo este de:

$$Q_{S9} = 251.471 \text{ kJ}$$

En la Tabla 12 se aprecian todos los flujos de energía durante el proceso de elaboración de la panela, en el que también se determinó la eficiencia de cada flujo de calor ya sea perdido o aprovechado y en la Figura 9 se aprecia la eficiencia energética de los flujos de calor de salida dentro de la hornilla durante el proceso de producción de la panela.

**Tabla 12**

*Balance termodinámico de la hornilla panelera.*

<b>Descripción</b>	<b>Hornilla N°1</b>	<b>Unidad</b>	<b>Eficiencia</b>
Qe1 = Calor de entrada por suministrado de bagazo	31.395.202	kJ	100,00%
Qs1 = Calor de salida por descomposición química de bagazo	8.523.475	kJ	27,15%
Qs2 = Calor de salida por formación de agua en la combustión	3.091.821	kJ	9,85%
Qs3 = Calor de salida para extraer la humedad del bagazo.	1.133.435	kJ	3,61%
Qs4 = Calor de salida por humedad del aire.	181.528	kJ	0,58%
Qs5 = Calor de salida trasferido a las pailas.	12.295.954	kJ	39,17%
Qs6 = Calor de salida perdido en la chimenea.	2.823.546	kJ	8,99%

Qs7 = Calor de salida por inquemados en la cenizas.	941.856	kJ	3,00%
Qs8 = Calor de salida perdido por paredes.	2.152.116	kJ	6,85%
Qs9 = Calor de salida por pérdidas intangibles	251.471	kJ	0,80%

**Nota.** Balance termodinámico de la hornilla panelera. Fuente. Autor del proyecto.

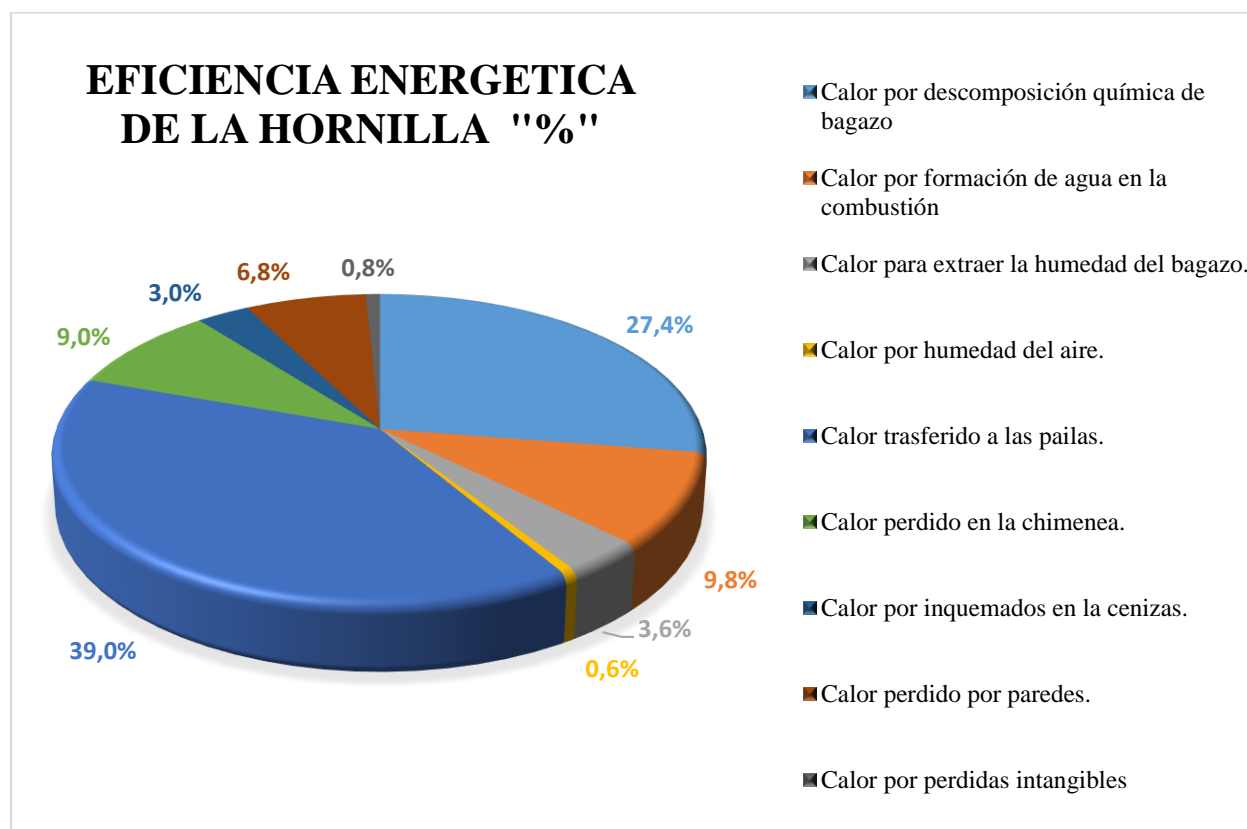
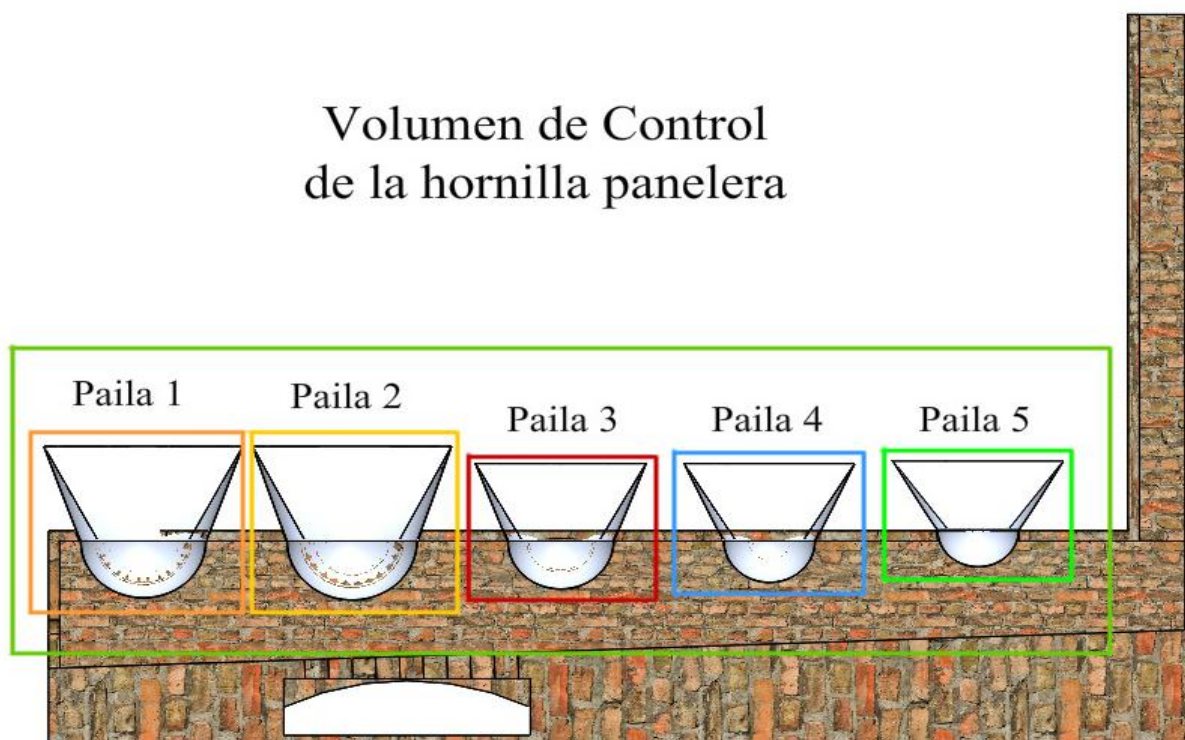


Figura 9. Eficiencia energética de la hornilla. Fuente. Autor del proyecto

## Capítulo 5. Balance exergético.

### 5.1 Clasificación de la hornilla de acuerdo con la mayor destrucción de exergía.

En la hornilla, la energía química almacenada en el combustible es quemada para generar un flujo de calor, en el cual se transforma para elevar la entalpía de los gases producto de la combustión, donde son transferidos a las pailas por métodos de transferencia de calor por convección a los intercambiadores de calor (pailas) y a su vez por conducción cuando es suministrado al jugo de la caña. Con el fin de aplicar el método de análisis exergético, la hornilla se divide en volúmenes de control Figura 10, donde el principal componente a estudiarse son los intercambiadores de calor.



**Figura 10. Volumen de control de la hornilla. Fuente. (Garcia J, 2016).**

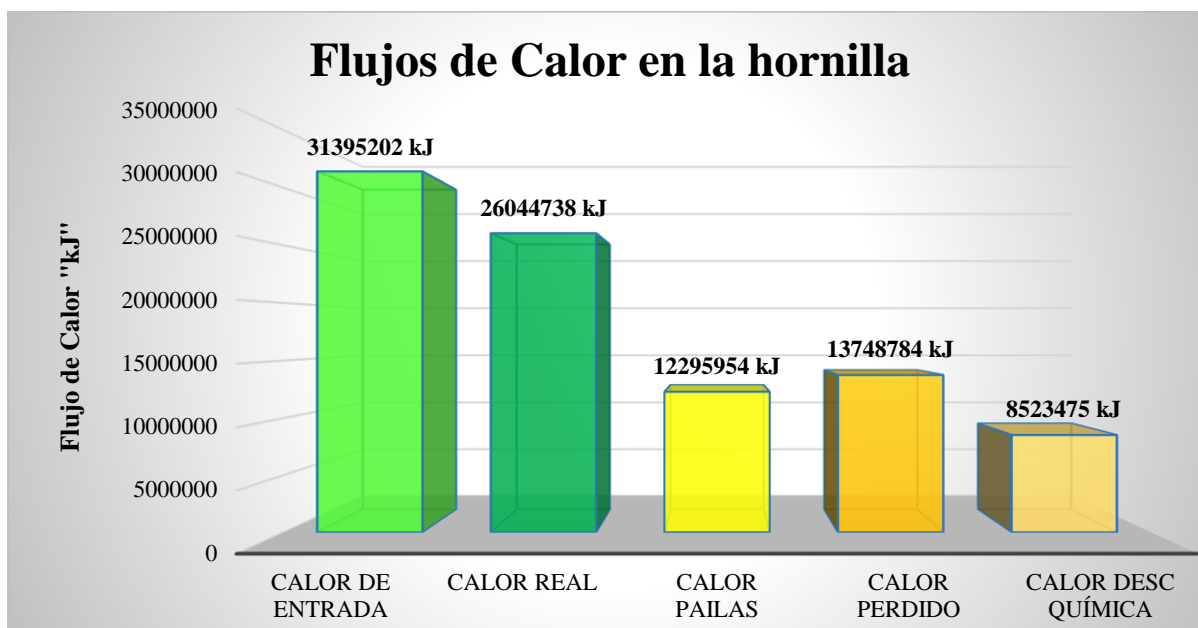
El ambiente del sistema se define por medio de valores estándar, donde la temperatura ambiente promedio es de 25,66 °C y la presión atmosférica igual a 1 Bar.

## **5.2 Flujos de energía en la hornilla.**

De acuerdo con el análisis realizado en el balance energético, se determinan las pérdidas energéticas de la hornilla, se tiene de la Tabla 12 que para encontrar el calor real suministrado es la diferencia entre el calor suministrado de y las perdidas por humedad del aire, por formación de agua en la combustión, por la humedad del bagazo y por los inquemados en las cenizas.

Para hallar la eficiencia de la hornilla se tiene:

$$\eta = \frac{Q_{\text{Transferido}}}{Q_{\text{Su ministrado}}}$$



**Figura 11. Flujos de Calor en la hornilla. Fuente. Autor del proyecto.**

Luego, la eficiencia energética dentro del volumen de control a tener en cuenta es:

**Tabla 13**

*Eficiencia energética del volumen de control de la hornilla.*

Descripción	Eficiencia
Calor de entrada suministrado por el bagazo	100 %
Calor real suministrado	83 %
Calor transferido a las pailas	39,2 %

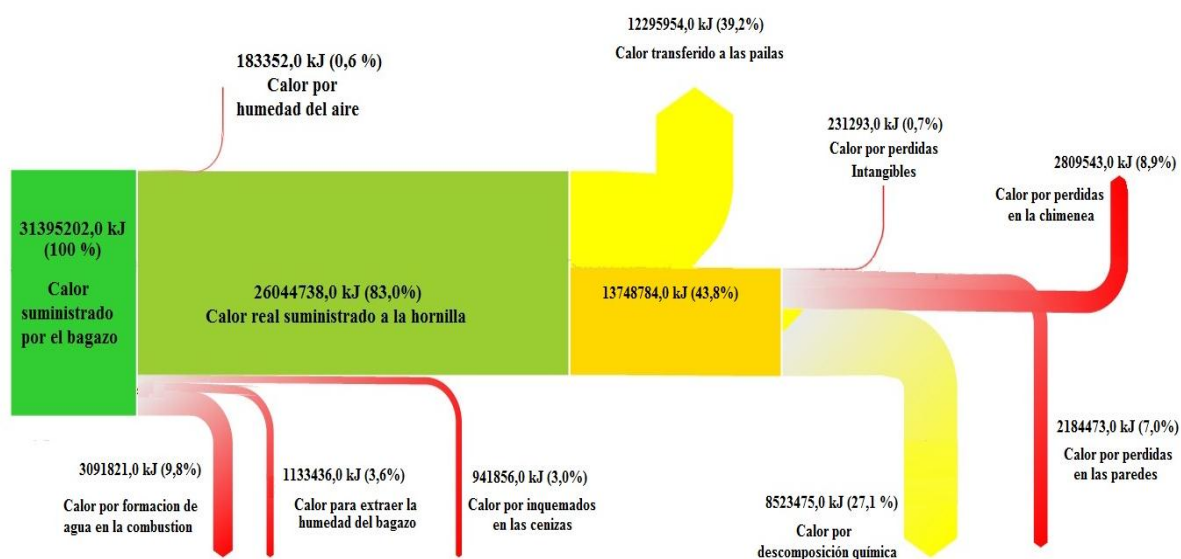
Calor Perdido	43,8 %
Calor por descomposición química	27,1 %

**Nota.** Eficiencia energética del volumen de control de la hornilla. Fuente. Autor del proyecto.

### 5.3 Diagrama de flujos de energía.

Se establece un diagrama de e-Sankey para definir el flujo total de la energía liberada por el combustible utilizado en la hornilla.

#### Balance Energetico en Hornilla



**Figura 12. Balance energético de la hornilla. Fuente. Autor del proyecto.**

Para determinar la eficiencia energética de las pails en el volumen de control, se toma de la Tabla 8 el flujo de calor que fue transferido a su respectiva paila y se divide por el flujo de calor suministrado por el bagazo.

**Tabla 14**

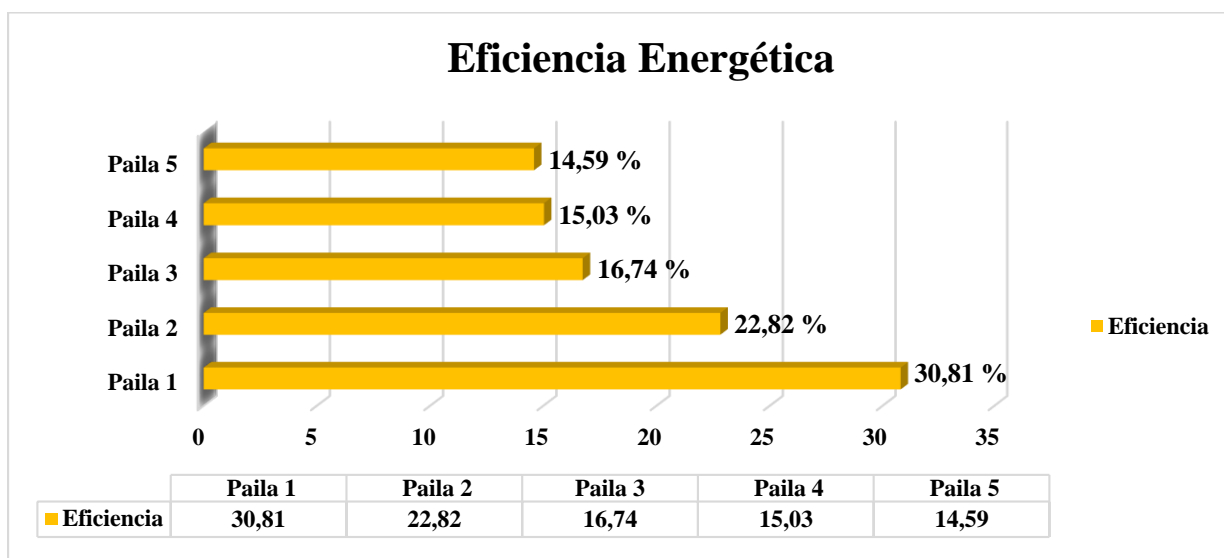
*Eficiencia del flujo de calor en las pails.*

QTP	Calor transferido	Flujo de calor (kJ)	Rendimiento calor de entrada
Q <sub>TP1</sub>	Calor transferido a la paila 1	3.789.073,90	12,06
Q <sub>TP2</sub>	Calor transferido a la paila 2	2.806.192,39	8,94
Q <sub>TP3</sub>	Calor transferido a la paila 3	2.059.084,38	6,55
Q <sub>TP4</sub>	Calor transferido a la paila 4	1.848.221,04	5,88
Q <sub>TP5</sub>	Calor transferido a la paila 5	1.793.382,17	5,71

**Nota.** Eficiencia del flujo de calor en las pailas. Fuente. Autor del proyecto

La eficiencia de las pailas de acuerdo con el flujo de calor total transferido a las pailas va disminuyendo a medida que los gases de combustión son emitidos a la atmósfera, es decir la paila 1 y 2 aprovechan el mayor calor suministrado para evaporar rápidamente el agua contenida en el judo de la caña.

Mientras tanto las pailas 3, 4 y 5 solo aprovechan aproximadamente la mitad del flujo de calor suministrado para terminar de evaporar el contenido de agua, en el cual la panela llega a su punto para su posterior batido en el proceso de producción.





**Figura 13. Eficiencia Energética en las pailas. Fuente. Autor del proyecto.**

### 5.4 Análisis de sistemas reactivos con base en la segunda ley

Tomando en cuenta que la combustión es adiabática, la generación de entropía durante este proceso se obtiene a partir:

$$S_{\text{gen}} = S_P - S_R + \frac{Q_{\text{sal}}}{T_o} \rightarrow S_{\text{gen}} = \sum N_P \bar{S}_P - \sum N_R \bar{S}_R + \frac{Q_{\text{sal}}}{T_o}$$

Los valores de la entropía que figuran en las tablas de gas ideal son para 1 atm de presión. Tanto el aire y los gases de productos son a una presión total de 1 atm, pero las entropías han de ser calculado a la presión parcial de los componentes que es igual a  $P_i = y_i P_{\text{total}}$ , donde  $y_i$  es la fracción molar del componente i. Además:

$$S_i = N_i \bar{S}_i(T, P_i) = N_i (\bar{S}_i(T, P_o) - R_u \ln(y_i P_m))$$

Los cálculos de entropía se pueden presentar en forma de tabla como:

**Tabla 15**

*Valores para el cálculo de entropía.*

	$N_i$	$y_i$	$\bar{S}_i(T, 1atm)$	$R_u \ln(y_i P_m)$	$N_i \bar{S}_i$
C	4,16	0,499	5,74	5,78	-0,17
H <sub>2</sub>	2,90	0,058	130,68	23,67	310,32
O <sub>2</sub>	1,31	0,42	205,04	7,21	259,15
N <sub>2</sub>	0,05	0,0133	191,61	35,92	7,40
O <sub>2</sub>	5,24	0,21	205,04	12,98	1005,61
N <sub>2</sub>	19,69	0,79	191,61	1,96	3733,59
<b><math>S_{\text{Reactivos}}</math></b>					<b>5315,90kJ/K</b>
CO <sub>2</sub>	3,28	0,124	213,8	17,36	644,21
CO	0,88	0,0333	197,65	28,29	149,15
O <sub>2</sub>	2,55	0,0965	205,04	19,44	473,66
N <sub>2</sub>	19,73	0,7462	191,61	-2,43	3829,31

H <sub>2</sub> O	2,90	0	69,92	0	202,77
<i>S</i> <sub>Productos</sub>					<b>5299,09kJ/K</b>

**Nota.** Datos tomados del análisis de las masas molares del C, H<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, de la Tabla 4 y de las tablas de propiedades A18 – A19 – A20 – A21 – A22 – A23 – y A26. Fuente. (Cengel, Y y Boles, M, 2012, págs. 936 - 948).

Por lo tanto, los valores en entropía de productos y reacción en la ecuación; además, el calor de salida por descomposición química por unidad de kmol de bagazo de caña es de 255.652,78 kJ/kmol se reemplazan en la siguiente ecuación.

$$S_{\text{gen}} = S_{\text{P}} - S_{\text{R}} + \frac{Q_{\text{sal}}}{T_o} = 5299,09\text{kJ} / \text{K} - 5315,90\text{kJ} / \text{K} + \frac{255.652,78}{300}$$

$$S_{\text{gen}} = 835,37 \text{ kJ} / \text{kmol.K}$$

El bagazo es quemado a:

$$\dot{N} = \frac{\dot{m}}{M} = \frac{2.80\text{kg} / \text{min}}{[(12) + (2) + (32) + (28)] \text{ kg} / \text{kmol}} = 0.038\text{kmol} / \text{min}$$

$$\dot{S}_{\text{gen}} = \dot{N} S_{\text{gen}} = (0.038\text{kmol} / \text{min})(835,37\text{kJ} / \text{kmol.K})$$

$$\dot{S}_{\text{gen}} = 31,61\text{kJ} / \text{min.K}$$

La tasa de destrucción de exergía asociada a este proceso se determina a partir de:

$$\dot{X}_{\text{destrucción}} = T_o \dot{S}_{\text{gen}} = (300\text{K})(31,61\text{kJ} / \text{min.K}) = 9483\text{kJ} / \text{min}$$

Ahora, para todo el proceso la destrucción de exergía total es

**Nota.** Calor de salida perdido en la chimenea durante todo el proceso de producción de la panela Fuente: Autor del Proyecto. Fuente: Autor del proyecto.

**Tabla 37 :**

$$\dot{X}_{\text{destrucción}} = T_o \dot{S}_{\text{gen}} t = (300\text{K})(31,61\text{kJ} / \text{min} \cdot \text{K})(588\text{min}) = 5.549.544\text{kJ}$$

Se tiene de la Tabla 12, que el calor de salida por descomposición química es de 8.523.475 kJ de los cuales a través del cálculo de exergía de destrucción se obtuvo un valor de 5.549.544 kJ. Esta energía de salida se desperdicia durante todo el proceso de combustión, es decir que esta cantidad de energía liberada pudo ser aprovechada por la combustión del bagazo durante el proceso como trabajo, lo que mejoraría aún más la eficiencia de la hornilla.

De acuerdo con la Figura 14, se observa que la energía liberada por la descomposición química del bagazo, al realizar el balance exergético se pudo comprobar que el 17,5 % de esa energía puede convertirse en trabajo, pero como los gases de combustión se dirigen al ambiente por la chimenea, su potencial para producir trabajo cuantificado por la exergía calculada se desperdicia, mientras tanto el otro 9,5 % de la energía suministrada no puede ser recuperada y transformarla en trabajo.

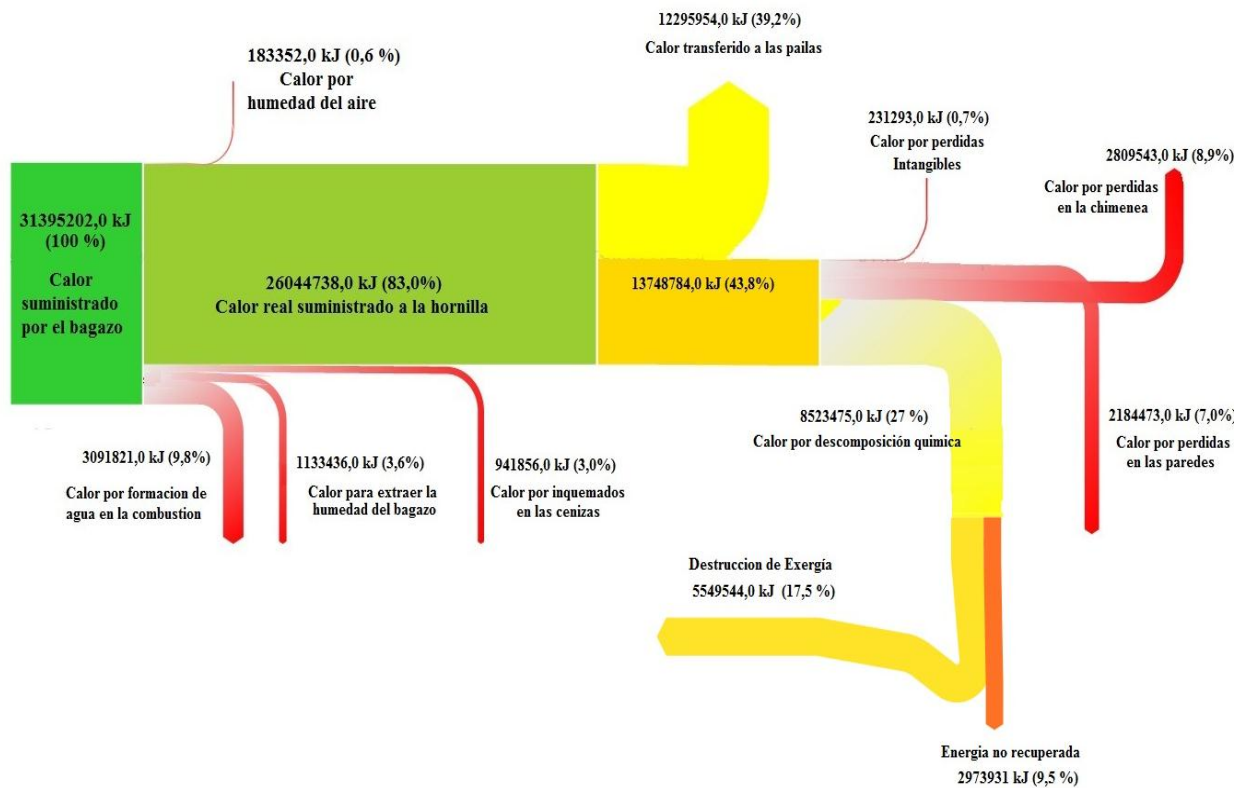


Figura 14. Balance Energético y Exergético de la hornilla. Fuente. Autor del proyecto.

## Capítulo 6. Análisis de ciclo de vida

### 6.1 Definición del objetivo y alcance.

**6.1.1 Objetivo.** Obtener una visión más detallada del proceso de producción de la panela a partir de las problemáticas ambientales.

#### 6.1.2 Alcance.

6.1.2.1 *Producto a estudiar.* El producto a estudiar es la panela, la cual hace parte del sector panelero y que es distribuido como un alimento de altos valores nutricionales a la población humana para su consumo.

6.1.2.2 *Unidad Funcional:* Como unidad funcional se utiliza una producción de panela, en donde se generan 1404,48 kg de panela, empacadas en 84 cajas con un contenido de 40 panelas por caja para su distribución.

**6.1.3 Sistema de producto a estudiar:** El proceso de producción de la panela se divide en cinco etapas.

#### 6.1.4 Descripción del proceso de producción por etapas.

6.1.4.1 *Recepción y Acondicionamiento de la caña:* Una vez la caña de azúcar se encuentra en su punto de maduración, es cortada y limpiada para su posterior traslado al apronte (cañatero) donde se emplea animales (caballos y mulas) como medio de transporte para su almacenamiento Figura 15.



**Figura 15. Almacenamiento de la caña. Fuente. (Garcia J, 2016).**

6.1.4.2 *Extracción del Jugo de Caña:* En este proceso se emplea la extracción del jugo de caña mediante un trapiche, el cual es accionado por un motor eléctrico, donde la caña de azúcar pasa a través del molino. Obteniendo así dos productos; uno es el jugo de caña el cual pasa a un proceso de filtrado de impurezas y otro producto residual es el bagazo de caña el cual es almacenado en bagaceras para su posterior secado y ser llevado a la hornilla donde es utilizado como combustible Figura 16.



**Figura 16. Extracción del Jugo de Caña. Fuente. (García J, 2016).**

6.1.4.3 *Obtención de mieles para la panela:* Después de haber realizado el proceso de filtración del jugo de caña, este es transportado a las pailas donde

La paila Numero 1 se conoce con el nombre de recibidora ya que esta recibe el jugo y se le adicionan aglutinantes generando así cachaza y que es retirada hacia otra paila para elaborar melaza generando así un coproducto de la producción de la panela el cual es utilizado como alimento para los animales que transportan la caña.

En la paila Numero 2 se lleva a cabo el proceso de clarificación del jugo en el que se adiciona cal para controlar su acidez (pH).

En las pailas Numero 3, 4 y 5 respectivamente se realizan el proceso de evaporación y concentración de las mieles Figura 17.



**Figura 17. Obtención de mieles para la panela. Fuente. (García J, 2016).**

6.1.4.4 *Calentamiento de la Hornilla:* Existe un coproceso para realizar la obtención de mieles donde el bagazo que está seco y almacenado en la bagazera es transportado a la hornilla para su incineración y combustión en el cual se genera un flujo de calor que es transferido a las pailas. Como consecuencia de esto se generan residuos de proceso donde los gases de combustión y material particulado son expulsados al ambiente, mientras que en el cenicero es almacenada las partículas más pesadas como producto de la combustión.





**Figura 18. Calentamiento de la Hornilla. Fuente. (Garcia J, 2016).**

6.1.4.5 *Elaboración de la panela:* Una vez la miel está en su punto, es depositada en una batea para su posterior batido y bajar su temperatura formando así una pasta homogénea que es depositada en gaveras donde es moldeada. Después de que la panela se ha formado es empacada en bolsas plásticas y cajas de cartón son distribuidas para su consumo.

En la Figura 19, se observa el ciclo completo de la producción de la panela, para el análisis de ciclo de vida se empieza desde que es cortada en el cultivo y almacenada en el apronte hasta la formación de la panela.



Figura 19. Ciclo de producción de la panela. Fuente. (García J, 2016).

**Nota.** 1. Cultivo, 2. Almacenamiento de la caña, 3. Molienda, 4. Evaporación y concentración de la miel, 5. Batido, 6. Moldeado y empaque de la panela. 7. Producto final (panela); además, se lleva a cabo un proceso de almacenamiento y calentamiento de la hornilla.

## 6.2 Entradas y salidas del proceso de producción de la panela.

**Tabla 16**

*Entradas y salidas del sistema.*

<b>ENTRADAS</b>	<b>SALIDAS</b>
Caña de azúcar	Semillas de caña de azúcar
Aire (combustión)	Compost
Energía Eléctrica	Gases de Combustión
Agua Potable	Cenizas
Aglutinantes	Panela
Bolsas Plásticas	-
Cajas de cartón	-

**Nota.** Entradas y salidas del sistema. Fuente. Autor del proyecto.

## 6.3 Límites del Sistema.

Es útil describir el sistema utilizando un diagrama de flujo que muestre los procesos unitarios y sus interrelaciones, para el sistema se consideran los siguientes aspectos.

- Donde comienza el proceso unitario en términos de la recepción de materias primas o productos intermedios.
- La naturaleza de las transformaciones y operaciones que se dan como parte del sistema unitario.
- Dónde termina el proceso unitario en término del destino de los productos intermedios o finales.

### 6.3.1 Materias Primas y principales Insumos utilizados en el proceso de producción de elaboración de la panela.

**Tabla 17**

*Materia prima y principales insumos relacionados con la elaboración de la panela.*

PROCESO	MATERIA PRIMA E INSUMOS
Recepción y Acondicionamiento de la caña	Caña de azúcar
Extracción de jugos	No aplica
Obtención de mieles para la panela	Soluciones aglutinantes Cal desmineralizada
Calentamiento de la hornilla	Bagazo de caña
Elaboración de la panela	Bolsas plásticas Cajas de cartón

**Nota.** Materia prima y principales insumos relacionados con la elaboración de la panela. Fuente. Autor del proyecto.

### 6.3.2 Principales equipos de cada subproceso en la elaboración de la panela.

**Tabla 18**

*Equipos asociados a la elaboración de la panela.*

PROCESO	EQUIPOS
Recepción y Acondicionamiento de la caña	No aplica
Extracción de jugos	Trapiche Motor eléctrico
Obtención de mieles para la panela	Pailas
Calentamiento de la hornilla	No aplica
Elaboración de la panela	Gaveras

**Nota.** Equipos asociados con el proceso de la elaboración de la panela. Fuente. Autor del proyecto.

## 6.4 Análisis de inventario de ciclo de vida.

Para llevar a cabo el inventario, se recogen todas las entradas y salidas posibles en cada uno de los procesos de producción de la panela, es decir se hace un recorrido por la hornilla y se registran las actividades con sus respectivas cantidades.

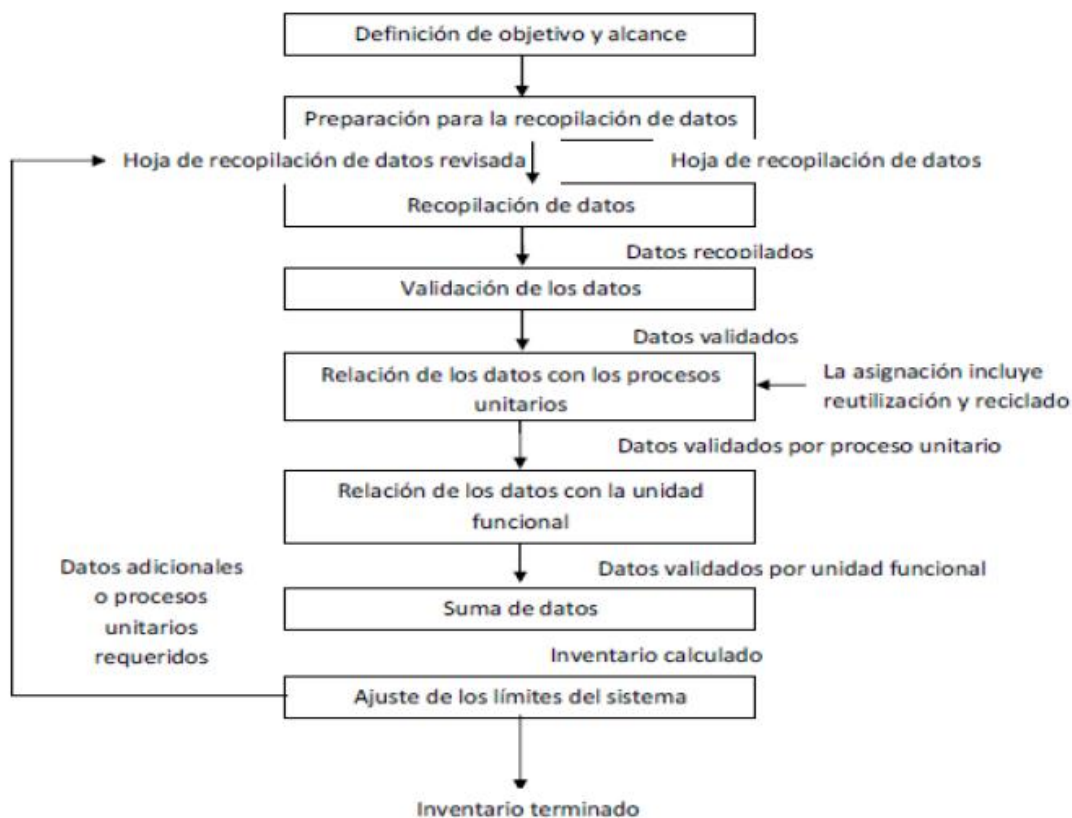


Figura 20. Procedimientos simplificados para el análisis del inventario. Fuente. (Norma Técnica Colombiana NTC-ISO14044, 2007).

**6.4.1 Diagrama de flujo del proceso.** Con base en el cálculo de los datos, se realiza un diagrama de flujo representando las entradas y salidas del proceso de producción de la panela Figura 21.

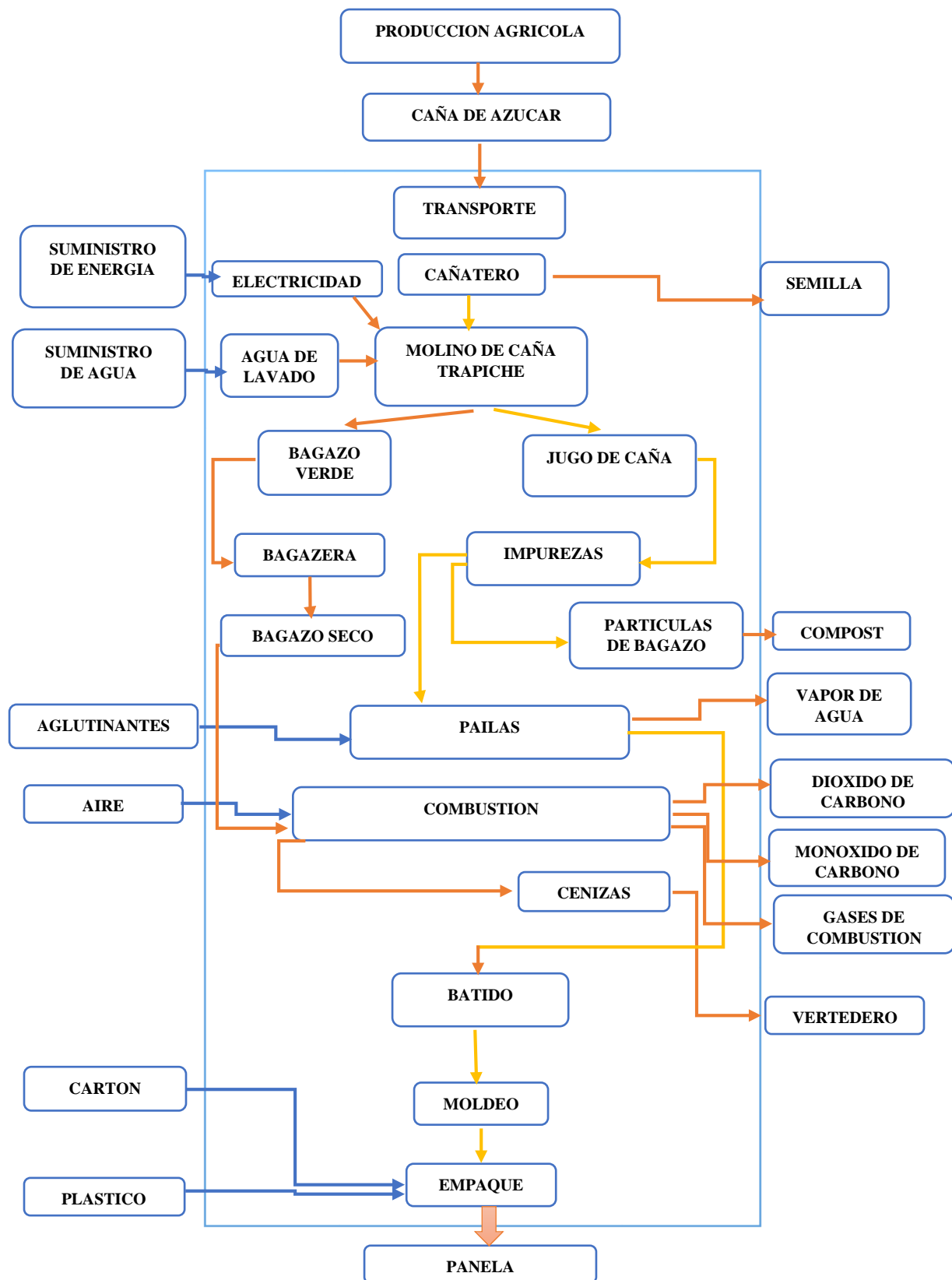


Figura 21. Diagrama de flujo del proceso de producción de la panela. Fuente. Autor del proyecto.

A continuación se puede observar las entradas y salidas de cada uno de los procesos en la producción de la panela.

**Tabla 19**

*Recepción y Acondicionamiento de la caña.*

<b>ENTRADA MATERIALES E INSUMOS</b>		<b>SALIDA PRODUCTOS Y DESECHOS</b>	
	<b>CANTIDAD</b>		<b>CANTIDAD</b>
Caña de azúcar	3500 kg	Semillas de caña de azúcar	250 kg

**Nota.** Recepción y Acondicionamiento de la caña. Fuente: Autor del proyecto.

**Tabla 20**

*Extracción del jugo de caña.*

<b>ENTRADA MATERIALES E INSUMOS</b>		<b>SALIDA PRODUCTOS Y DESECHOS</b>	
	<b>CANTIDAD</b>		<b>CANTIDAD</b>
Caña de azúcar	1750 Kg	Jugo de caña	21000 Litros
Energía eléctrica	7,5 kW-h	Bagazo de caña	875 kg
Agua de lavado	3000 – 4000 Litros	Cachaza	2100 Litros

**Nota.** Extracción del jugo de la caña. Fuente. Autor del proyecto.

**Tabla 21**

*Obtención de mieles para la panela.*

<b>ENTRADA MATERIALES E INSUMOS</b>		<b>SALIDA PRODUCTOS Y DESECHOS</b>	
	<b>CANTIDAD</b>		<b>CANTIDAD</b>
Jugo de caña	18900 litros	Miel para la panela	449,43 litros
Aglutinantes (Balso)	225 litros	Vapor de agua	133,77 litros
Cal desmineralizada	0,250 kg	Melaza	145,8 litros

**Nota.** Relación de Insumos utilizados en la obtención de mieles para la panela. Fuente. Autor del proyecto.

**Tabla 22***Calentamiento de la hornilla.*

<b>ENTRADA MATERIALES E INSUMOS</b>		<b>SALIDA PRODUCTOS Y DESECHOS</b>	
	<b>CANTIDAD</b>		<b>CANTIDAD</b>
Bagazo de caña seco	1646,4 kg	Cenizas	49,38 kg
Aire combustión	12395,04 kg	Dióxido de Carbono	1641,39 kg
		Monóxido de carbono	440,79 kg
		Dióxido de Nitrógeno	987,49 kg
		Oxígeno	1277,37 kg

**Nota.** Cantidad de insumos utilizados en el calentamiento de la hornilla y generación de residuos. Fuente. Autor del proyecto.

**Tabla 23***Elaboración de la panela.*

<b>ENTRADA MATERIALES E INSUMOS</b>		<b>SALIDA PRODUCTOS Y DESECHOS</b>	
	<b>CANTIDAD</b>		<b>CANTIDAD</b>
Miel para la panela	449,43 litros	Panela	1404,48 kg
Bolsas plásticas	4000 bolsas		3360 bolsas
Cajas de cartón	100 cajas		84 cajas

**Nota.** Cantidad de materiales e insumos utilizados para elaboración y empaque de la panela. Fuente. Autor del proyecto.

## 6.5 Evaluación de impacto.

Para llevar a cabo la evaluación, se realiza una clasificación y evaluación de los resultados del inventario, donde se relacionan los resultados con los efectos ambientales que se pueden observar alrededor de la hornilla.



En esta fase se determinan los parámetros obtenidos en el análisis de inventario y se relacionan de acuerdo con el impacto ambiental, el cual se origina mientras se encuentra en operación la hornilla, para ello se elabora un inventario de categorías de impacto

Tabla 24 con las que puede dar lugar a las diversas cargas ambientales generadas por el sistema en donde se evalúa el consumo de recursos, el uso del suelo, la generación de residuos y la conservación de los recursos naturales.

**Tabla 24**

*Aspectos e impactos ambientales de la producción de la panela en una hornilla tradicional.*

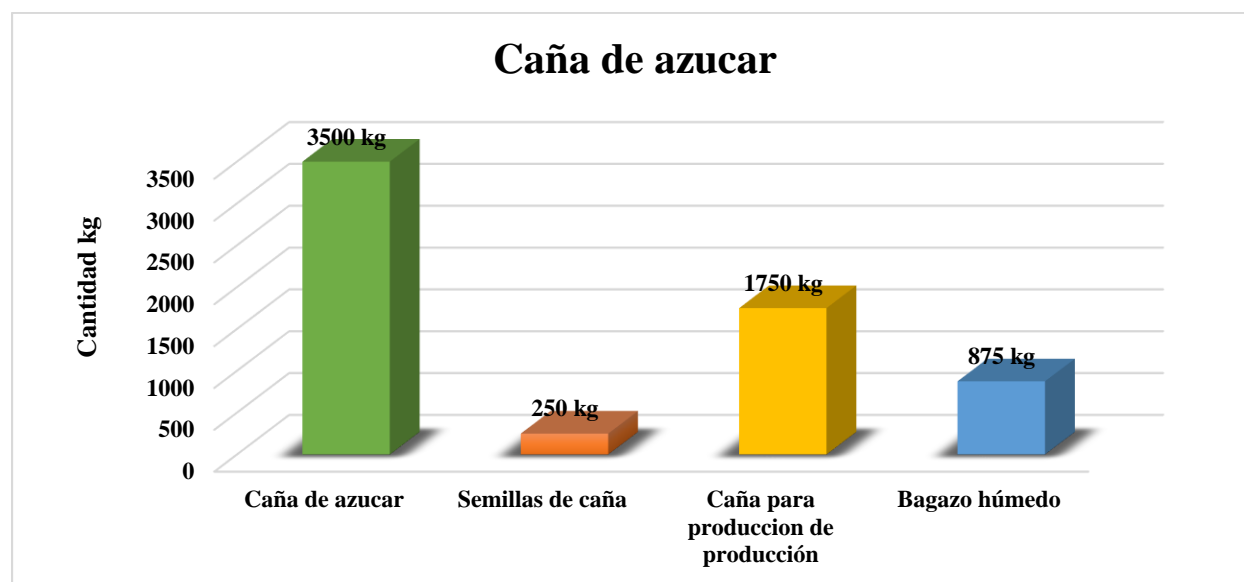
Proceso	Actividad	Aspecto Ambiental	Impacto ambiental
Extracción de jugos	Funcionamiento del motor eléctrico	Consumo de energía eléctrica	Agotamiento de recursos naturales
	Limpieza del trapiche	Consumo de agua	
	Limpieza de los jugos de caña	Generación de residuos	Contribución al medio ambiente
Obtención de mieles para la panela	Adicionamiento de aglutinantes	Destrucción de la naturaleza	Agotamiento de recursos naturales
	Extracción de la cachaza	Generación de residuos	Contribución con el hábitat de especies
	Ingreso del bagazo de caña a la cámara de combustión	Reciclaje de residuos orgánicos	Ahorro de combustible
Calentamiento de la hornilla		Emisión de material particulado	
	Generación de humos	Dióxido de azufre. Dióxido de carbono. Monóxido de carbono	Contaminación del aire
	Extracción de cenizas	Dióxido de nitrógeno Generación de residuos	Contaminación del suelo

**Nota.** Principales aspectos e impactos ambientales de la producción de la panela en una hornilla tradicional. Fuente. Autor del proyecto.

Generalmente para la producción de la panela de la finca se hacen a la semana 2 producciones de las cuales se extraen del terreno aproximadamente unos 3500 kg de caña de

azúcar y que son almacenados en el apronten donde se clasifica la caña de las cuales 250 kg más o menos se seleccionan como semilla para ser nuevamente sembradas en el terreno.

Este estudio está basado en una sola producción por lo que hay que mencionar que del apronte se seleccionaron 1750 kg de caña de azúcar para elaborar de 1404,48 kg de panela aproximadamente y se lograron producir 875 kg de bagazo húmedo Figura 22, el cual es almacenado en la bagazera para su posterior secado, el cual dura unos días mientras su contenido de humedad disminuye para ser llevado a la hormilla.



**Figura 22. Distribución de la caña de azúcar. Fuente. Autor del proyecto.**

Al emplear bagazo de caña como combustible, se genera un impacto positivo puesto que es un residuo que queda de la extracción del jugo de la caña y que es aprovechado en la hornilla como combustible ya que no se necesita de otro combustible para el funcionamiento (leña, caucho o algún hidrocarburo), además estudios han comprobado que el empleo de este tipo de

combustible representan bajos costos en la producción y la generación de residuos emitidos a la atmosfera no son tan significantes como si los son los hidrocarburos.

En proceso de la extracción de jugos, la caña pasa a través del trapiche el cual es accionado por un motor eléctrico de 10 HP el cual tiene una potencia nominal de 7,4 kW-h, ahora bien el proceso de la molienda duró 6 horas y 30 minutos. Con esta información en una molienda el consumo promedio es de 48,1 kW-h, con un valor de kW-h de (\$404). Lo que resulta con valor aproximado de \$19,432.4 pesos día de producción.

Haciendo referencia al consumo de energía eléctrica, se genera un impacto de agotamiento de los recursos naturales, pero la incidencia de la producción de la panela es baja ya que casi todo el proceso es artesanalmente y no se cuenta con maquinaria tecnificada los cual hace que el consumo energético sea bajo y no incida mucho sobre el medio ambiente.

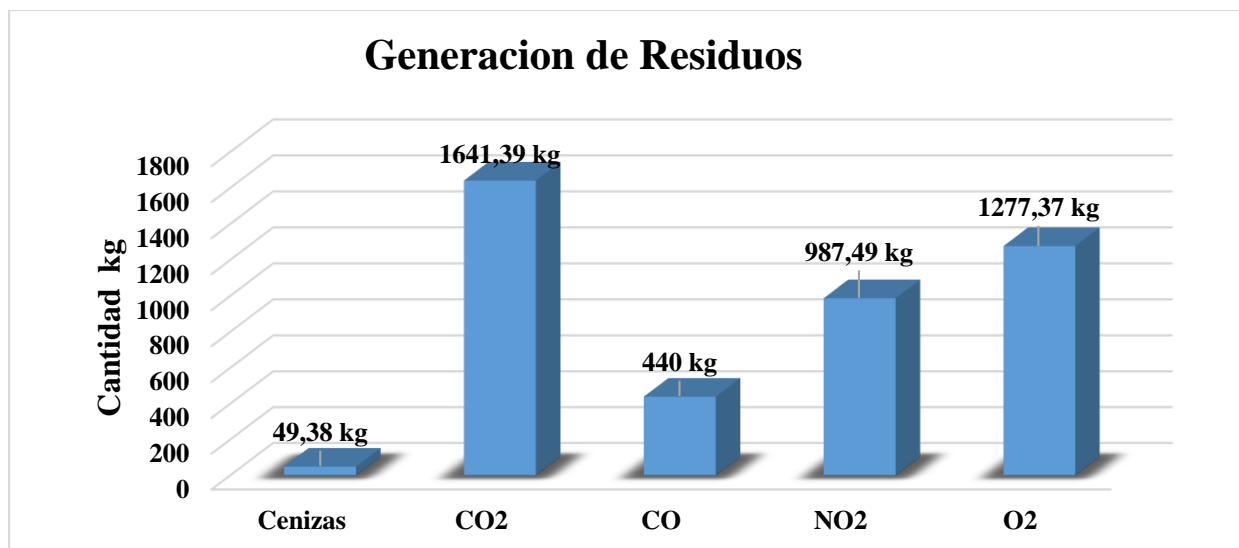
En cuanto a la limpieza del trapiche y demás utensilios no se tiene un control de consumo hídrico debido a que no se cuenta con agua potable sino que por encontrarse en zona rural, el agua es suministrada por fuentes hídricas de la región, se puede constatar que alrededor de unos 3000 – 4000 litros se emplean para llevar a cabo las respectivas tareas de limpieza.

En este proceso, el bagazo cuando es molido genera pequeñas partículas que son separadas en los prelimpiadores que se tienen en la hornilla, este material es recolectado y utilizado como abono orgánico contribuyendo así mismo con el medio ambiente fertilizando aún más la tierra. El proceso de la obtención de la panela tiene dos impactos ambientales, uno positivo y otro

negativo, como el jugo de caña presenta muchos elementos no deseables, se emplean aglutinantes naturales como lo es el balso, el cual se usa para recoger las sustancias presentes en los jugos y así mejorar la calidad del producto.

Emplear estos aglutinantes naturales sin ningún control, hace que esta especie de árboles se encuentren en vía de extinción ya que en la práctica común, de dicho árbol se extrae la corteza y este queda susceptible a las plagas e incendios (EL TIEMPO, 2015). Ahora bien, al emplear este aglutinante natural como lo es el balso genera una cachaza o melaza en grandes proporciones el cual sirve como alimento para los animales que transportan la caña de azúcar desde la zona de cultivo hasta el apronte.

El impacto ambiental más relevante es el de la generación de residuos puesto que estos son emitidos al ambiente o al suelo. La Figura 23 muestra la cantidad en kg de sustancias químicas que fueron emitidas a la atmosfera durante la producción de 10 horas que estuvo en funcionamiento la hornilla.



**Figura 23.** Generación de residuos emitidos por el combustible. Fuente. Autor del proyecto.

A pesar del efecto invernadero que causa el Dióxido de Carbono “CO<sub>2</sub>”, no se encuentran normas para controlar su emisión a la atmosfera, como se logra observar en la Figura 23 este es el principal producto de la combustión. Como el tamaño de estas hornillas son relativamente pequeñas, también generan pequeñas cantidades de gases contaminantes comparándolos con el de otras industrias.

A su vez estas cantidades de gases emitidas pueden sin embargo, estar transportando gases tóxicos en altas concentraciones como lo es el monóxido de Carbono “CO” como se ve en la Figura 23 se presenta un gran contenido de este gas el cual representa un riesgo para la salud de los trabajadores y del área local.

Cabe resaltar también, que la concentración emitida de Oxígeno “O<sub>2</sub>” es demasiado alta, aunque este gas no represente peligro para el medio ambiente y la salud humana, si hay que mirar el funcionamiento de la hornilla debido a la combustión incompleta que presenta, es decir si se

mejora este proceso el oxígeno liberado se combina con el monóxido de Carbono y forma Dióxido de Carbono, disminuyendo así el contenido de emisiones de monóxido de Carbono.

El contenido de cenizas es mínimo durante la quema del bagazo, esto se debe a que todo el material se quema completamente convirtiéndose prácticamente en polvo. Este contenido de cenizas genera contaminación del suelo debido a que no se tiene ningún control, es decir se aplica directamente en el suelo.

## Recomendaciones

Aumentar la capacidad térmica de la hornilla y disminuir la utilización de materiales para la combustión es uno de los retos de hoy en día, para ello, lograr hacer un uso eficiente de la energía, un aumento de la productividad y la automatización de algunos procesos es necesario.

Hay que tener en cuenta que la humedad del bagazo de caña demostró contenidos del 19 % de humedad, lo que hace necesario aún más disminuir dicho contenido debido a que al momento de ser quemado las pérdidas de energía por contenido de humedad y de formación de agua en la combustión sean menores, para ello se puede implementar sistema de pre secado o ya sea aprovechando los gases calientes de salida de la combustión en la hornilla o utilizar otra fuente de energía alternativa para lograr una disminución del tiempo de secado del bagazo de caña incrementando la tasa de combustión y el rendimiento de la biomasa.

Implementar un sistema para la recuperación de calor que es desperdiciado por los gases calientes en la chimenea mediante la utilización de un ventilador que tome esos gases de salida y los haga retornar nuevamente a la cámara de combustión por medio de una tubería, logrando así un calentamiento de suministro de aire secundario, con el fin de optimizar la combustión obteniendo un menor consumo del bagazo de caña, leña u otros combustibles y aumentando la productividad de la hornilla.

Instalar un control de tiraje de la chimenea el cual consiste en un dispositivo que controla dicho tiraje de la chimenea de manera automática y continua, logrando así una disminución de la velocidad de los gases calientes producto de la combustión, además permite que los gases permanezcan más tiempo dentro de la hornilla para un mejor aprovechamiento de la energía.

Se debe prestar atención a las partículas emitidas como el monóxido de carbono CO, ya que se logró determinar gran contenido de estas partículas emitidas al ambiente, consigo mismo se está liberando también partículas libres de oxígeno O<sub>2</sub>, esto se debe principalmente a la mala combustión presente en la hornilla ya que la relación de aire-combustible no se está quemando de manera apropiada, se hace necesario controlar aun la alimentación del combustible en la hornilla.

Implementar en el trapiche un sistema mecánico de pre secado y suministro del bagazo de caña, operado a control remoto el cual permite utilizarlo fresco y seco, sin los problemas que ocasiona su almacenamiento el cual consiste en triturar aún más el bagazo de caña y sacarle el mayor contenido de humedad presente en el combustible para luego ser dosificado y transportado mediante un tornillo sin fin o banda transportadora donde se logra alimentar la hornilla de manera automática y continua.



## Conclusiones

Al momento de extraer el jugo presente en la caña de azúcar, el residuo que queda (bagazo de caña) salen con una humedad aproximadamente del 80 %, pero en el trapiche “San Antonio” cuentan con bagazeras donde es almacenado durante un periodo de tiempo, logrando así una reducción del contenido de humedad hasta el 19 %; favoreciendo así un aprovechamiento energético durante la combustión ya que solo se necesita un 3,61 % de la energía suministrada para extraer el contenido de humedad presente en el combustible.

Con el balance energético realizado en la hornilla, se obtuvo que se suministra el 100 % de energía por parte del bagazo, pero solo el 83 % de esa energía es aprovechada por la hornilla ya que el 14 % de esa energía se pierde debido a que se necesita calores para extraer la humedad contenida en el aire, para extraer la humedad presente en el bagazo y para eliminar el contenido de agua que se forma en la combustión. Otro 3 % de la energía se pierde por los inquemados en las cenizas puesto que quedan residuos de bagazo sin quemar desaprovechando así parte de la energía suministrada.

La eficiencia energética de la hornilla solo alcanza un 39,2 % de la energía suministrada por el bagazo, es decir que 12.295.954,0 kJ de calor en forma de gases son aprovechados para transferirlos a las pailas y se repartan a los jugos de caña en las diferentes pailas para la evaporación y concentración de la miel. El otro 43,8 % de la energía disponible es desaprovechado por la chimenea ya que esta cantidad de energía es liberada al ambiente ya sea

por pérdidas de calor en la chimenea (8,9 %), por pérdidas a través de las paredes de la hornilla (7,0 %), o por otros factores que no se pueden determinar (pérdidas intangibles 0,7 %).

Del 43,8 % de la energía disponible, el 27,1% de la energía liberada por la descomposición química del bagazo no es aprovechada por la hornilla sino que toda esta energía es liberada por la chimenea al ambiente. Ahora bien, de acuerdo con el análisis exergético que se realizó el 17,5% de esta energía puede convertirse en trabajo útil pero como los gases de combustión son emitidos directamente al ambiente esta energía disponible se desperdicia.

Realmente, la eficiencia de la hornilla oscila entre el 40 %, comparando estos datos con otros tipos de hornillas se encuentra en el rango promedio lo cual se puede decir que por la forma de la hornilla es eficiente, pero si se lograra utilizar la energía que se desperdicia de acuerdo con la destrucción de exergía, la hornilla pasaría de una eficiencia del 40 % al 57,5 % mejorando así el proceso de producción de la panela, haciendo uso de toda la energía liberada por el combustible.

El calor total transferido a las pailas representa el 39,2 % de la energía liberada por el combustible, como la distribución de las pailas es lineal y la cámara de combustión de la hornilla se encuentra entre las pailas 1 y 2, la eficiencia de estas pailas es alta referente a las otras tres, ya que prácticamente para las pailas 1 y 2 necesitan el mayor suministro de calor para evaporar el contenido de agua presente en el jugo consumiendo asimismo el 53,63 % de la energía suministrada y el otro 46,37 % de energía restante se utiliza para la concentración de la mieles.

Con el análisis de ciclo de vida de la elaboración de la panela, se concluye que la producción de la panela no constituye ningún impacto ambiental de gran escala que implique la toma de medidas ambientales debido a que su grado de influencia sobre el ambiente se considera mínimo, de acuerdo con su composición y proceso de producción.

De acuerdo con el análisis de ciclo de vida implementado con la norma técnica colombiana NTC 14044 se establecieron los aspectos e impactos ambientales a lo largo de la elaboración de la producción de la panela hasta su producto ya terminado, pasando por la adquisición de materia donde se realizó el respectivo análisis de inventario y la evaluación de impactos en la hornilla panelera.

Se tiene del análisis de ciclo de vida de la elaboración de la panela mediante la valoración que se hace en la evaluación de aspectos e impactos ambientales es la generación de residuos emitidos al ambiente, ya que se utiliza bagazo de caña como combustible y este al ser quemado libera grandes contenidos de dióxido de carbono  $\text{CO}_2$  y de óxidos de nitrógeno  $\text{NO}_2$ , incluso existen grandes emisiones de monóxido de carbono  $\text{CO}$ . Ahora bien, los contaminantes emitidos a la atmosfera debido a la combustión del bagazo de caña pueden llegar a altas concentraciones, ocasionando así perjuicios a la salud pública y medio ambiente, actualmente para esta industria las emisiones no tienen una legislación que permita cuantificar y cualificar el nivel de impacto ocasionado al medio ambiente, en caso más particular, las emisiones de  $\text{CO}_2$  no están reglamentadas y las que existen son de industrias de grandes magnitudes.

Con base en la evaluación del impacto ambiental debido a la emisión de los gases de combustión hacia la atmosfera, se puede observar que de acuerdo al tamaño de estas industrias es relativamente pequeña, por consiguiente la generación de contaminantes es baja si se compara con otro tipo de industria ya que por semana se realizan dos quemas del combustible, lo que nos hace entender que anualmente se realizan 80 quemas en 40 semanas de producción, emitiendo así aproximadamente 120 toneladas de dióxido de carbono y otras sustancias. Según datos de la federación de paneleros en Colombia “FEDEPANELA” en la producción de estas hornillas se emiten aproximados 200 toneladas anualmente de dióxido de carbono al ambiente sin ningún control ambiental.

Otro factor a considerar en el proceso de la elaboración da la panela, al momento de utilizar aglutinantes naturales como lo es el balso, se está generando un agotamiento de los recursos naturales y la creciente deforestación de bosque debido a que es utilizado en grades proporciones para la clarificación de los jugos de la panela, lo cual ha generado una disminución notoria de la población del balso según artículo publicado por la revista El Tiempo, en el trapiche “San Antonio” ni en los alrededores se cultiva esta especie de árboles lo cual genera para la producción un costo económico ya que es transportado de otras regiones del país principalmente del municipio de Cundinamarca Colombia.

## Referencias

- Behar, D. (2008). *Metodología de la Investigación*. Shalom. doi:978-959-212-783-7
- Boyles, D. (1984). *Bio-energy: Technology, Thermodynamics, and Costs*.
- Calderon, H. (2003). *Lecturas básicas de metodología de la investigación*. México: McGraw-Hill.
- Cengel, Y y Boles, M. (2012). *Termodinámica* (07 ed.). Mexico: McGraw-Hill.  
doi:9786071507433
- Chemical energy storage. (2012).
- Constitución política de Colombia. (2007). En *Constitución política de Colombia* (pág. 535).  
Bogota D.C.: Universidad del Rosario. doi:978-958-8298-65-8
- Diaz, R. (8 - 12 de Septiembre de 2008). Caracterización Energética del Bagazo de Caña de Azúcar del Ingenio Valdez. Ecuador. *Produccion y aprovechamiento energético de biomasa*.  
Riobamba - Ecuador: Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.
- Díez, P. (s.f.). *Ingeniería Térmica y de Fluidos*. Santander (España): Universidad de Cantabria.
- Dincer, I & Rosen, M . (2013). *Exergy*. doi:10.1016/B978-0-08-097089-9.00009-7
- EL TIEMPO. (11 de Marzo de 2015). (E. Tiempo, Ed.) *Proyecto va tras el rescate de árboles que la panela puso en peligro*, pág. 1. Recuperado el 26 de Mayo de 2016, de  
<http://www.eltiempo.com/bogota/arboles-en-extincion-por-produccion-de-panela/15380975>

Entropic Invariants of Two-Phase Flows. (2015). *Elsevier*. doi:10.1016/B978-0-12-801458-5.00001-0

Fernández, N. (2012). Estudio de la degradación térmica de los pelets de madera.

Fernández, R; García, C; Lavín, A; & Bueno de las Heras, J. (2012). *Study of main combustion characteristics for biomass fuels used in boilers. Fuel Processing Technology* (Vol. 103). doi:10.1016/j.fuproc.2011.12.032

García J. (24 de Marzo de 2016). Hornilla Panelera.

García, J; Toscano, J y Guerrero, G. (16 de Octubre de 2014). Analisis exergetico de un horno de lecho fijo en la produccion de panela. (U. d. Pamplona, Ed.) *Revista Colombiana de Tecnologías de Avanzadas*, 1(25), 39.

Girón, R . (2012). *Cenizas volantes de la combustión de biomasa forestal. Caracterización y aprovechamiento*.

Gonzales, K. (2010). *Determinación de las perdidas energéticas y sus puntos criticos, en hornillas paneleras WARD-CIMPA Een la hoya del río suárez*. Bucaramanga, Colombia.

Hayes, D. (2013). *The Role of Catalysis for the Sustainable Production of Bio-fuels and Bio-chemicals*. Elsevier. doi:10.1016/B978-0-444-56330-9.00002-4

Hays M, Fine P, Geron C, Kleeman M & Gullett B. (2005). *Open burning of agricultural biomass: Physical and chemical properties of particle-phase emissions. Atmospheric Environment*,. doi:10.1016/j.atmosenv.2005.07

Jenkins, B; Baxter, L & Miles, T. (1998). *Combustion properties of biomass. Fuel Processing Technology*.

- Koppejan, J & Loo, S . (2012). *The handbook of biomass combustion and co-firing*.
- Meneses, J. (2003). *Evaluación de las Perdidas de Energía en los Hornos tipo Colmena de Tiro Invertido*. San José de Cúcuta: Universidad Francisco de Paula Santander. Facultad de Ingeniería. Plan de estudios de Ingeniería Mecánica.
- Miguez, C. (2012). La eficiencia energética en el uso de la biomasa para la generación de energia electrica: Optimizacion energética y exergetica. Madrid, España: Instituto Universitario de Ciencias Ambientales.
- Miko Hupa , Åbo Akademi, Turku & Finland. (Abril de 2008). Chemical aspects of industrial utilization of biofuels. Madrid: Universidad Carlos III de Madrid.
- Moran, M y Shapiro, H. (2004). *Fundamentos de termodinámica técnica* (2 ed.). Barcelona, España: Reverte. doi:84-291-1313-0
- Narbona, A. (2014). *Hidrodinámica y Combustión de Biomasa Vegetal Residual en Spouted Bed Cónico*.
- Norma Técnica Colombiana NTC-ISO14040. (2007). En V. Autores, *Normas del sistema de gestión ambiental y auditorías ambientales* (pág. 24). Bogota D.C.: ICONTEC.
- Norma Técnica Colombiana NTC-ISO14044. (2007). En V. Autores, *Gestión ambiental. Análisis de ciclo de vida. Requisitos y Directrices. Requisitos del ciclo de vida*. (pág. 50). Bogota D.C.: ICONTEC.
- Normas ISO 14000. (2002). En *Sistemas de gestión medio ambiental*. IICA. doi:92-9039-530-3

- Obernberger, I & Thek, G. (2004). Physical characterization and chemical composition of densified biomass fuels with regard to their combustion behavior. *Biomass and Bioenergy*, 653-669. Recuperado el 27 de Febrero de 2016
- Payne, W. (2010). *Chapter 1 – Are Biofuels Antithetic to Long-Term Sustainability of Soil and Water Resources? In Advances in Agronomy* (Vol. 105). doi:10.1016/S0065-2113(10)05001-7.
- Qin K, & Thunman, H. (2015). *Diversity of chemical composition and combustion reactivity of various biomass fuels. Fuel*. doi:10.1016/j.fuel.2015.01.047
- Rajput, R. (2011). *Ingeniería Termodinámica* (3ra ed.). Mexico. doi:6074816093
- Ramajo, B; Espina, A; García, J; Sosa Arnao, J & Nebra, S. (2006). *Model-free kinetics applied to sugarcane bagasse combustion. Thermochemica Acta*. doi:10.1016/j.tca.2006.07.001
- Raman, S & Mohr, A. (2014). *Biofuels and the role of space in sustainable innovation journeys. Journal of Cleaner Production*. doi:10.1016/j.jclepro.2013.07.057
- Ribelles, L . (1990). *Termodinámica: análisis exergético*. Reverte.
- Rolle, K. C. (2006). Máquinas térmicas y la segunda ley. En K. C. Rolle, *Termodinámica* (6 ed., pág. 768). Mexico: PEARSON EDUCACIÓN. doi:970-26-0757-4
- Rosillo-Calle, F. (2004). *Survey of Energy Resources*. . Elsevier. doi:10.1016/B978-008044410-9/50015-2.
- Sait, H; Hussain, A; Salema, A & Ani, F. (2012). *Pyrolysis and combustion kinetics of date palm biomass using thermogravimetric analysis. Bioresource Technology*.



Soto, J. (1996). *Fundamentos sobre ahorro de energía*. Merida, Mexico: Universidad Autonoma de Yucatan. doi:968-7556-26-9

Vassilev, S, Baxter, D & Vassileva, C . (2014). *An overview of the behaviour of biomass during combustion: Part II. Ash fusion and ash formation mechanisms of biomass types*. *Fuel*. doi:10.1016/j.fuel.2013.09.024

## **Apéndices**

**Tabla 25***Valores de entalpia de agua saturada.*

<b>Agua Saturada</b>			
<b>T °C</b>	<b>Entalpia h_f</b>	<b>Entalpia h_g</b>	<b>Entalpia h_fg</b>
5	21,02	2.510,10	2.489,08
10	42,02	2.519,20	2.477,18
15	62,98	2.528,30	2.465,32
20	83,92	2.537,40	2.453,49
25	104,83	2.546,50	2.441,67
30	125,74	2.555,60	2.429,86
35	146,64	2.564,60	2.417,96
40	167,53	2.573,50	2.405,97
45	188,44	2.582,40	2.393,96
50	209,34	2.591,30	2.381,96
55	230,26	2.600,10	2.369,84
60	251,18	2.608,80	2.357,62
65	272,12	2.617,50	2.345,38
70	293,07	2.626,10	2.333,03
75	314,03	2.634,60	2.320,57
80	335,02	2.643,00	2.307,98
85	356,02	2.651,40	2.295,38
90	377,04	2.659,60	2.282,56
95	398,09	2.667,60	2.269,51
100	419,17	2.675,60	2.256,43
105	440,28	2.683,40	2.243,12
110	461,42	2.691,10	2.229,68
115	482,59	2.698,60	2.216,01
120	503,81	2.706,00	2.202,19
125	525,07	2.713,10	2.188,03
130	546,38	2.720,10	2.173,72
135	567,75	2.726,90	2.159,15
140	589,16	2.733,50	2.144,34
145	610,64	2.739,80	2.129,16
150	632,18	2.745,90	2.113,72
155	653,79	2.751,80	2.098,01
160	675,47	2.757,50	2.082,03
165	697,24	2.762,80	2.065,56
170	719,08	2.767,90	2.048,82
175	741,02	2.772,70	2.031,68
180	763,05	2.777,20	2.014,15
185	785,19	2.781,40	1.996,21
190	807,43	2.785,30	1.977,87
195	829,78	2.788,80	1.959,02
200	852,26	2.792,00	1.939,74

205	874,87	2.794,80	1.919,93
210	897,61	2.797,30	1.899,69
215	920,50	2.799,30	1.878,80
220	943,55	2.801,00	1.857,45
225	966,76	2.802,20	1.835,44
230	990,14	2.802,90	1.812,76
235	1.013,70	2.803,20	1.789,50
240	1.037,50	2.803,00	1.765,50
245	1.061,50	2.802,20	1.740,70
250	1.085,70	2.801,00	1.715,30
255	1.110,10	2.799,10	1.689,00
260	1.134,80	2.796,60	1.661,80
265	1.159,80	2.793,50	1.633,70
270	1.185,10	2.789,70	1.604,60
275	1.210,70	2.785,20	1.574,50
280	1.236,70	2.779,90	1.543,20
285	1.263,10	2.773,30	1.510,20
290	1.289,80	2.766,60	1.476,80
295	1.317,10	2.758,70	1.441,60
300	1.344,80	2.749,60	1.404,80
305	1.373,10	2.739,40	1.366,30
310	1.402,00	2.727,90	1.325,90
315	1.431,60	2.715,00	1.283,40
320	1.462,00	2.700,60	1.238,60
325	1.493,40	2.684,30	1.190,90
330	1.525,80	2.666,00	1.140,20
335	1.559,40	2.765,40	1.206,00
340	1.594,60	2.622,00	1.027,40
345	1.631,70	2.595,10	963,40
350	1.671,20	2.563,90	892,70
355	1.714,00	2.526,90	812,90
360	1.761,50	2.481,60	720,10
365	1.817,20	2.422,70	605,50
370	1.891,20	2.334,30	443,10
374	2.084,30	2.084,30	0,00

---

**Nota.** Valores de entalpia de agua saturada tomados de: (Cengel, Y y Boles, M, 2012, págs. 914 - 915).

**Tabla 26***Valores de entalpia de vapor de agua saturada.*

<b>Vapor de agua saturada</b>	
<b>T_ °C</b>	<b>Entalpia "h"</b>
100	2.675,80
150	2.776,60
200	2.875,50
250	2.974,50
300	3.074,50
400	3.278,60
500	3.488,70
600	3.705,60
700	3.929,40
800	4.160,20
900	4.398,00
1000	4.642,60
1100	4.893,60
1200	5.150,60
1300	5.413,30

**Nota.** Valores de entalpia de vapor de agua Saturada o sobrecalentada a una presión de 0,10 MPa y temperatura de saturación 99,61 °C, tomados de (Cengel, Y y Boles, M, 2012, pág. 918).

**Tabla 27***Calor de salida por formación de agua en la combustión.*

<b>Tiempo (min)</b>	<b>T_7Chimenea °C</b>	<b>T_8 Ambiente</b>	<b>hr a T8</b>	<b>h<sub>vg</sub> a T7</b>	<b>Qs<sub>2</sub></b>
0	26,00	25,44	106,67	2.526,62	1.254,23
3	25,99	25,38	106,42	2.526,60	1.254,35
6	26,08	25,81	108,22	2.526,78	1.253,51
9	26,20	25,31	106,13	2.527,02	1.254,72
12	26,18	25,66	107,59	2.526,98	1.253,94
15	332,45	25,78	108,09	3.140,73	1.571,78
18	413,48	25,54	107,09	3.306,92	1.658,44
21	413,15	25,77	108,05	3.306,23	1.657,58
24	409,67	26,34	110,43	3.298,92	1.652,55
27	418,85	25,67	107,63	3.318,20	1.664,00
30	512,41	25,48	106,84	3.515,62	1.766,73
33	435,61	25,81	108,22	3.353,42	1.681,95

36	445,65	26,29	110,22	3.374,51	1.691,84
39	453,55	26,82	112,44	3.391,11	1.699,29
42	421,77	26,88	112,69	3.324,34	1.664,56
45	437,85	26,87	112,65	3.358,12	1.682,09
48	445,87	26,90	112,78	3.374,97	1.690,76
51	551,00	27,59	115,66	3.599,32	1.805,54
54	584,69	27,09	113,57	3.672,39	1.844,49
57	602,03	27,11	113,65	3.710,14	1.864,02
60	573,64	28,47	119,34	3.648,43	1.829,08
63	572,39	28,16	118,05	3.645,71	1.828,35
66	612,82	27,98	117,29	3.734,29	1.874,65
69	598,51	27,88	116,87	3.702,37	1.858,32
72	555,78	26,84	112,52	3.609,69	1.812,54
75	549,03	27,17	113,90	3.595,05	1.804,23
78	573,14	27,35	114,66	3.647,34	1.830,95
81	581,70	27,46	115,12	3.665,91	1.840,33
84	551,63	26,81	112,40	3.600,69	1.807,94
87	527,12	26,68	111,86	3.547,52	1.780,67
90	545,18	26,90	112,78	3.586,70	1.800,49
93	605,14	26,75	112,15	3.717,10	1.868,40
96	570,93	26,17	109,72	3.642,55	1.831,02
99	597,15	26,80	112,36	3.699,42	1.859,13
102	610,07	25,98	108,93	3.728,14	1.875,79
105	591,22	26,98	113,11	3.686,56	1.852,07
108	578,94	26,57	111,40	3.659,92	1.839,16
111	606,85	26,91	112,82	3.720,93	1.870,04
114	611,31	26,36	110,52	3.730,91	1.876,41
117	618,36	26,38	110,60	3.746,69	1.884,54
120	627,67	26,61	111,56	3.767,53	1.894,84
123	628,88	26,43	110,81	3.770,23	1.896,64
126	666,71	25,63	107,46	3.854,90	1.942,25
129	668,67	26,63	111,65	3.859,28	1.942,36
132	650,10	26,29	110,22	3.817,72	1.921,55
135	651,27	26,45	110,89	3.820,34	1.922,56
138	658,58	26,86	112,61	3.836,70	1.930,15
141	630,87	27,25	114,24	3.774,69	1.897,17
144	624,49	26,39	110,64	3.760,41	1.891,63
147	661,30	26,04	109,18	3.842,79	1.935,09
150	673,20	26,69	111,90	3.869,42	1.947,48
153	661,02	25,62	107,42	3.842,16	1.935,67
156	630,73	26,17	109,72	3.774,37	1.899,34
159	613,34	26,64	111,69	3.735,45	1.878,15
162	592,63	26,34	110,43	3.689,61	1.855,05
165	647,48	26,65	111,73	3.811,86	1.917,73
168	636,96	26,38	110,60	3.788,32	1.906,12

171	611,91	26,48	111,02	3.732,25	1.876,84
174	605,17	26,34	110,43	3.717,17	1.869,33
177	667,24	26,60	111,52	3.856,08	1.940,76
180	663,42	26,43	110,81	3.847,53	1.936,70
183	699,82	25,76	108,01	3.929,00	1.980,37
186	650,13	26,52	111,19	3.817,79	1.921,09
189	671,97	26,27	110,14	3.866,67	1.946,96
192	674,88	26,24	110,02	3.873,18	1.950,40
195	652,11	26,30	110,27	3.822,22	1.923,86
198	637,63	26,18	109,76	3.789,82	1.907,33
201	643,93	26,46	110,94	3.803,92	1.914,03
204	638,80	26,87	112,65	3.792,43	1.907,19
207	639,66	26,18	109,76	3.794,36	1.909,68
210	639,72	26,29	110,22	3.794,49	1.909,51
213	616,78	26,28	110,18	3.743,15	1.882,93
216	644,89	26,48	111,02	3.806,06	1.915,10
219	650,31	26,39	110,64	3.818,19	1.921,58
222	629,04	26,32	110,35	3.770,59	1.897,06
225	606,74	26,53	111,23	3.720,68	1.870,74
228	604,81	26,70	111,94	3.716,36	1.868,13
231	665,34	26,32	110,35	3.851,83	1.939,16
234	662,77	26,06	109,26	3.846,08	1.936,75
237	657,85	26,73	112,06	3.835,07	1.929,59
240	645,24	26,64	111,69	3.806,85	1.915,16
243	647,16	26,36	110,52	3.811,14	1.917,99
246	659,30	26,37	110,56	3.838,31	1.932,05
249	664,84	26,16	109,68	3.850,71	1.938,93
252	655,43	26,67	111,81	3.829,65	1.926,91
255	657,96	25,98	108,93	3.835,31	1.931,34
258	640,97	25,51	106,96	3.797,29	1.912,65
261	613,01	25,84	108,34	3.734,72	1.879,51
264	596,79	25,89	108,55	3.698,64	1.860,70
267	616,22	26,03	109,14	3.741,90	1.882,82
270	657,55	26,37	110,56	3.834,40	1.930,02
273	645,68	26,04	109,18	3.807,83	1.916,97
276	626,65	26,20	109,85	3.765,24	1.894,55
279	627,82	26,56	111,35	3.767,86	1.895,12
282	645,52	26,07	109,30	3.807,47	1.916,72
285	722,28	26,75	112,15	3.980,82	2.005,09
288	711,91	26,21	109,89	3.956,89	1.993,85
291	709,67	26,18	109,76	3.951,72	1.991,24
294	698,96	26,43	110,81	3.927,07	1.977,92
297	718,46	26,86	112,61	3.972,01	2.000,28
300	717,22	27,19	113,99	3.969,14	1.998,08
303	715,41	26,46	110,94	3.964,97	1.997,50

306	689,20	26,46	110,94	3.905,23	1.966,54
309	684,07	26,57	111,40	3.893,75	1.960,35
312	699,36	26,00	109,01	3.927,97	1.979,32
315	714,23	26,45	110,89	3.962,24	1.996,11
318	683,88	25,66	107,59	3.893,32	1.962,10
321	668,02	26,14	109,60	3.857,83	1.942,66
324	706,92	25,66	107,59	3.945,37	1.989,08
327	775,46	25,59	107,30	4.103,56	2.071,22
330	751,46	25,75	107,97	4.048,17	2.042,16
333	717,83	25,95	108,80	3.970,55	2.001,50
336	686,58	26,24	110,02	3.899,37	1.963,97
339	685,07	26,30	110,27	3.895,99	1.962,09
342	708,75	25,90	108,59	3.949,60	1.990,74
345	723,61	26,26	110,10	3.983,89	2.007,74
348	710,15	26,33	110,39	3.952,83	1.991,49
351	724,47	26,14	109,60	3.985,88	2.009,03
354	727,82	26,22	109,93	3.993,61	2.012,86
357	700,95	25,99	108,97	3.931,59	1.981,22
360	669,61	25,63	107,46	3.861,39	1.945,61
363	687,40	25,51	106,96	3.901,20	1.966,51
366	726,17	25,82	108,26	3.989,80	2.011,76
369	741,25	25,52	107,00	4.024,61	2.030,45
372	718,33	26,03	109,14	3.971,71	2.001,92
375	674,78	25,41	106,54	3.872,96	1.952,09
378	703,91	25,34	106,25	3.938,42	1.986,17
381	726,93	25,32	106,17	3.991,55	2.013,75
384	716,39	25,19	105,62	3.967,23	2.001,42
387	720,58	25,42	106,59	3.976,90	2.005,94
390	737,14	25,70	107,76	4.015,12	2.025,14
393	721,11	25,45	106,71	3.978,12	2.006,51
396	679,65	25,66	107,59	3.883,86	1.957,19
399	667,17	25,19	105,62	3.855,93	1.943,74
402	686,29	26,14	109,60	3.898,72	1.963,86
405	664,84	25,90	108,59	3.850,71	1.939,49
408	647,98	25,26	105,92	3.812,98	1.921,33
411	642,13	25,47	106,80	3.799,89	1.914,08
414	668,52	25,58	107,26	3.858,95	1.944,46
417	641,47	24,82	104,08	3.798,41	1.914,73
420	717,62	24,90	104,41	3.970,07	2.003,52
423	731,54	24,56	102,99	4.002,19	2.020,91
426	717,77	24,52	102,82	3.970,41	2.004,53
429	704,03	24,34	102,07	3.938,70	1.988,48
432	715,37	24,42	102,40	3.964,87	2.001,87
435	717,24	24,67	103,45	3.969,19	2.003,57
438	689,33	24,52	102,82	3.905,52	1.970,89



441	641,17	24,24	101,65	3.797,74	1.915,64
444	650,64	24,94	104,58	3.818,93	1.925,10
447	686,80	24,79	103,95	3.899,86	1.967,37
450	703,16	24,53	102,86	3.936,69	1.987,03
453	689,97	24,50	102,74	3.906,95	1.971,68
456	691,74	24,25	101,69	3.910,91	1.974,27
459	715,06	24,06	100,90	3.964,16	2.002,28
462	721,09	23,73	99,52	3.978,08	2.010,21
465	701,97	24,16	101,32	3.933,95	1.986,41
468	684,87	24,05	100,86	3.895,54	1.966,74
471	659,86	24,16	101,32	3.839,57	1.937,49
474	632,74	24,39	102,28	3.778,87	1.905,53
477	612,75	24,02	100,73	3.734,13	1.883,15
480	666,97	24,09	101,02	3.855,48	1.945,89
483	711,31	23,84	99,98	3.955,50	1.998,27
486	712,50	23,79	99,77	3.958,25	1.999,80
489	724,61	23,94	100,40	3.986,20	2.013,97
492	727,21	24,27	101,78	3.992,20	2.016,36
495	700,62	24,18	101,40	3.930,83	1.984,75
498	686,90	24,20	101,48	3.900,08	1.968,77
501	662,80	24,62	103,24	3.846,15	1.939,90
504	654,25	24,80	103,99	3.827,01	1.929,60
507	627,69	24,87	104,29	3.767,57	1.898,64
510	584,96	24,58	103,07	3.672,98	1.850,24
513	660,28	24,32	101,99	3.840,51	1.937,63
516	620,43	24,94	104,58	3.751,32	1.890,06
519	619,93	24,12	101,15	3.750,20	1.891,26
522	637,41	24,74	103,74	3.789,32	1.910,19
525	633,41	23,74	99,56	3.780,37	1.907,72
528	618,12	23,94	100,40	3.746,15	1.889,55
531	628,00	23,66	99,22	3.768,26	1.901,62
534	624,51	23,90	100,23	3.760,45	1.897,05
537	607,31	23,53	98,68	3.721,96	1.877,90
540	612,09	23,33	97,84	3.732,66	1.883,88
543	576,77	23,76	99,64	3.655,21	1.842,81
546	592,35	24,12	101,15	3.689,01	1.859,54
549	650,65	23,91	100,27	3.818,95	1.927,35
552	565,25	23,90	100,23	3.630,23	1.829,56
555	519,14	24,23	101,61	3.530,21	1.777,01
558	444,79	23,55	98,76	3.372,70	1.696,84
561	412,77	24,07	100,94	3.305,43	1.660,85
564	386,27	24,06	100,90	3.250,58	1.632,44
567	386,66	23,57	98,85	3.251,37	1.633,92
570	365,86	23,77	99,68	3.208,92	1.611,48
573	351,24	23,21	97,34	3.179,08	1.597,23

576	335,65	23,99	100,61	3.147,26	1.579,05
579	321,95	23,66	99,22	3.119,30	1.565,27
582	310,05	23,53	98,68	3.095,01	1.552,96
585	300,05	23,42	98,22	3.074,60	1.542,62
588	291,00	23,93	100,35	3.056,50	1.532,13
<b>Calor de salida por formación de agua</b>					<b>1.877,93 kJ/kg</b>

**Nota.** Calor de salida por formación de agua en la combustión durante todo el proceso de producción de la panela

Fuente. Autor del Proyecto.

**Tabla 28**

*Calor de salida para extraer la humedad del bagazo.*

Tiempo (min)	T_7Chimenea(°C)	T_8 Ambiente	h <sub>f</sub> a T8	h <sub>vg</sub> a T7	Qs <sub>3</sub>
0	26,00	25,44	106,67	2.526,62	459,79
3	25,99	25,38	106,42	2.526,60	459,83
6	26,08	25,81	108,22	2.526,78	459,53
9	26,20	25,31	106,13	2.527,02	459,97
12	26,18	25,66	107,59	2.526,98	459,68
15	332,45	25,78	108,09	3.140,73	576,20
18	413,48	25,54	107,09	3.306,92	607,97
21	413,15	25,77	108,05	3.306,23	607,65
24	409,67	26,34	110,43	3.298,92	605,81
27	418,85	25,67	107,63	3.318,20	610,01
30	512,41	25,48	106,84	3.515,62	647,67
33	435,61	25,81	108,22	3.353,42	616,59
36	445,65	26,29	110,22	3.374,51	620,21
39	453,55	26,82	112,44	3.391,11	622,95
42	421,77	26,88	112,69	3.324,34	610,21
45	437,85	26,87	112,65	3.358,12	616,64
48	445,87	26,90	112,78	3.374,97	619,82
51	551,00	27,59	115,66	3.599,32	661,89
54	584,69	27,09	113,57	3.672,39	676,18
57	602,03	27,11	113,65	3.710,14	683,33
60	573,64	28,47	119,34	3.648,43	670,53
63	572,39	28,16	118,05	3.645,71	670,26
66	612,82	27,98	117,29	3.734,29	687,23
69	598,51	27,88	116,87	3.702,37	681,24
72	555,78	26,84	112,52	3.609,69	664,46
75	549,03	27,17	113,90	3.595,05	661,42

78	573,14	27,35	114,66	3.647,34	671,21
81	581,70	27,46	115,12	3.665,91	674,65
84	551,63	26,81	112,40	3.600,69	662,77
87	527,12	26,68	111,86	3.547,52	652,78
90	545,18	26,90	112,78	3.586,70	660,04
93	605,14	26,75	112,15	3.717,10	684,94
96	570,93	26,17	109,72	3.642,55	671,24
99	597,15	26,80	112,36	3.699,42	681,54
102	610,07	25,98	108,93	3.728,14	687,65
105	591,22	26,98	113,11	3.686,56	678,95
108	578,94	26,57	111,40	3.659,92	674,22
111	606,85	26,91	112,82	3.720,93	685,54
114	611,31	26,36	110,52	3.730,91	687,87
117	618,36	26,38	110,60	3.746,69	690,86
120	627,67	26,61	111,56	3.767,53	694,63
123	628,88	26,43	110,81	3.770,23	695,29
126	666,71	25,63	107,46	3.854,90	712,01
129	668,67	26,63	111,65	3.859,28	712,05
132	650,10	26,29	110,22	3.817,72	704,42
135	651,27	26,45	110,89	3.820,34	704,80
138	658,58	26,86	112,61	3.836,70	707,58
141	630,87	27,25	114,24	3.774,69	695,49
144	624,49	26,39	110,64	3.760,41	693,46
147	661,30	26,04	109,18	3.842,79	709,39
150	673,20	26,69	111,90	3.869,42	713,93
153	661,02	25,62	107,42	3.842,16	709,60
156	630,73	26,17	109,72	3.774,37	696,28
159	613,34	26,64	111,69	3.735,45	688,52
162	592,63	26,34	110,43	3.689,61	680,04
165	647,48	26,65	111,73	3.811,86	703,02
168	636,96	26,38	110,60	3.788,32	698,77
171	611,91	26,48	111,02	3.732,25	688,03
174	605,17	26,34	110,43	3.717,17	685,28
177	667,24	26,60	111,52	3.856,08	711,47
180	663,42	26,43	110,81	3.847,53	709,98
183	699,82	25,76	108,01	3.929,00	725,99
186	650,13	26,52	111,19	3.817,79	704,25
189	671,97	26,27	110,14	3.866,67	713,74
192	674,88	26,24	110,02	3.873,18	715,00
195	652,11	26,30	110,27	3.822,22	705,27
198	637,63	26,18	109,76	3.789,82	699,21
201	643,93	26,46	110,94	3.803,92	701,67
204	638,80	26,87	112,65	3.792,43	699,16
207	639,66	26,18	109,76	3.794,36	700,07
210	639,72	26,29	110,22	3.794,49	700,01

213	616,78	26,28	110,18	3.743,15	690,26
216	644,89	26,48	111,02	3.806,06	702,06
219	650,31	26,39	110,64	3.818,19	704,43
222	629,04	26,32	110,35	3.770,59	695,45
225	606,74	26,53	111,23	3.720,68	685,80
228	604,81	26,70	111,94	3.716,36	684,84
231	665,34	26,32	110,35	3.851,83	710,88
234	662,77	26,06	109,26	3.846,08	710,00
237	657,85	26,73	112,06	3.835,07	707,37
240	645,24	26,64	111,69	3.806,85	702,08
243	647,16	26,36	110,52	3.811,14	703,12
246	659,30	26,37	110,56	3.838,31	708,27
249	664,84	26,16	109,68	3.850,71	710,80
252	655,43	26,67	111,81	3.829,65	706,39
255	657,96	25,98	108,93	3.835,31	708,01
258	640,97	25,51	106,96	3.797,29	701,16
261	613,01	25,84	108,34	3.734,72	689,01
264	596,79	25,89	108,55	3.698,64	682,12
267	616,22	26,03	109,14	3.741,90	690,22
270	657,55	26,37	110,56	3.834,40	707,53
273	645,68	26,04	109,18	3.807,83	702,74
276	626,65	26,20	109,85	3.765,24	694,52
279	627,82	26,56	111,35	3.767,86	694,74
282	645,52	26,07	109,30	3.807,47	702,65
285	722,28	26,75	112,15	3.980,82	735,05
288	711,91	26,21	109,89	3.956,89	730,93
291	709,67	26,18	109,76	3.951,72	729,97
294	698,96	26,43	110,81	3.927,07	725,09
297	718,46	26,86	112,61	3.972,01	733,29
300	717,22	27,19	113,99	3.969,14	732,48
303	715,41	26,46	110,94	3.964,97	732,27
306	689,20	26,46	110,94	3.905,23	720,92
309	684,07	26,57	111,40	3.893,75	718,65
312	699,36	26,00	109,01	3.927,97	725,60
315	714,23	26,45	110,89	3.962,24	731,76
318	683,88	25,66	107,59	3.893,32	719,29
321	668,02	26,14	109,60	3.857,83	712,16
324	706,92	25,66	107,59	3.945,37	729,18
327	775,46	25,59	107,30	4.103,56	759,29
330	751,46	25,75	107,97	4.048,17	748,64
333	717,83	25,95	108,80	3.970,55	733,73
336	686,58	26,24	110,02	3.899,37	719,98
339	685,07	26,30	110,27	3.895,99	719,29
342	708,75	25,90	108,59	3.949,60	729,79
345	723,61	26,26	110,10	3.983,89	736,02

348	710,15	26,33	110,39	3.952,83	730,06
351	724,47	26,14	109,60	3.985,88	736,49
354	727,82	26,22	109,93	3.993,61	737,90
357	700,95	25,99	108,97	3.931,59	726,30
360	669,61	25,63	107,46	3.861,39	713,25
363	687,40	25,51	106,96	3.901,20	720,91
366	726,17	25,82	108,26	3.989,80	737,49
369	741,25	25,52	107,00	4.024,61	744,34
372	718,33	26,03	109,14	3.971,71	733,89
375	674,78	25,41	106,54	3.872,96	715,62
378	703,91	25,34	106,25	3.938,42	728,11
381	726,93	25,32	106,17	3.991,55	738,22
384	716,39	25,19	105,62	3.967,23	733,70
387	720,58	25,42	106,59	3.976,90	735,36
390	737,14	25,70	107,76	4.015,12	742,40
393	721,11	25,45	106,71	3.978,12	735,57
396	679,65	25,66	107,59	3.883,86	717,49
399	667,17	25,19	105,62	3.855,93	712,56
402	686,29	26,14	109,60	3.898,72	719,93
405	664,84	25,90	108,59	3.850,71	711,00
408	647,98	25,26	105,92	3.812,98	704,34
411	642,13	25,47	106,80	3.799,89	701,69
414	668,52	25,58	107,26	3.858,95	712,82
417	641,47	24,82	104,08	3.798,41	701,92
420	717,62	24,90	104,41	3.970,07	734,47
423	731,54	24,56	102,99	4.002,19	740,85
426	717,77	24,52	102,82	3.970,41	734,84
429	704,03	24,34	102,07	3.938,70	728,96
432	715,37	24,42	102,40	3.964,87	733,87
435	717,24	24,67	103,45	3.969,19	734,49
438	689,33	24,52	102,82	3.905,52	722,51
441	641,17	24,24	101,65	3.797,74	702,26
444	650,64	24,94	104,58	3.818,93	705,73
447	686,80	24,79	103,95	3.899,86	721,22
450	703,16	24,53	102,86	3.936,69	728,43
453	689,97	24,50	102,74	3.906,95	722,80
456	691,74	24,25	101,69	3.910,91	723,75
459	715,06	24,06	100,90	3.964,16	734,02
462	721,09	23,73	99,52	3.978,08	736,93
465	701,97	24,16	101,32	3.933,95	728,20
468	684,87	24,05	100,86	3.895,54	720,99
471	659,86	24,16	101,32	3.839,57	710,27
474	632,74	24,39	102,28	3.778,87	698,55
477	612,75	24,02	100,73	3.734,13	690,35
480	666,97	24,09	101,02	3.855,48	713,35

483	711,31	23,84	99,98	3.955,50	732,55
486	712,50	23,79	99,77	3.958,25	733,11
489	724,61	23,94	100,40	3.986,20	738,30
492	727,21	24,27	101,78	3.992,20	739,18
495	700,62	24,18	101,40	3.930,83	727,59
498	686,90	24,20	101,48	3.900,08	721,73
501	662,80	24,62	103,24	3.846,15	711,15
504	654,25	24,80	103,99	3.827,01	707,37
507	627,69	24,87	104,29	3.767,57	696,02
510	584,96	24,58	103,07	3.672,98	678,28
513	660,28	24,32	101,99	3.840,51	710,32
516	620,43	24,94	104,58	3.751,32	692,88
519	619,93	24,12	101,15	3.750,20	693,32
522	637,41	24,74	103,74	3.789,32	700,26
525	633,41	23,74	99,56	3.780,37	699,35
528	618,12	23,94	100,40	3.746,15	692,69
531	628,00	23,66	99,22	3.768,26	697,12
534	624,51	23,90	100,23	3.760,45	695,44
537	607,31	23,53	98,68	3.721,96	688,42
540	612,09	23,33	97,84	3.732,66	690,61
543	576,77	23,76	99,64	3.655,21	675,56
546	592,35	24,12	101,15	3.689,01	681,69
549	650,65	23,91	100,27	3.818,95	706,55
552	565,25	23,90	100,23	3.630,23	670,70
555	519,14	24,23	101,61	3.530,21	651,44
558	444,79	23,55	98,76	3.372,70	622,05
561	412,77	24,07	100,94	3.305,43	608,85
564	386,27	24,06	100,90	3.250,58	598,44
567	386,66	23,57	98,85	3.251,37	598,98
570	365,86	23,77	99,68	3.208,92	590,75
573	351,24	23,21	97,34	3.179,08	585,53
576	335,65	23,99	100,61	3.147,26	578,86
579	321,95	23,66	99,22	3.119,30	573,81
582	310,05	23,53	98,68	3.095,01	569,30
585	300,05	23,42	98,22	3.074,60	565,51
588	291,00	23,93	100,35	3.056,50	561,67

---

**Calor de salida para extraer la humedad del bagazo** **688,43kJ/kg**

**Nota.** Calor de salida para extraer la humedad del bagazo durante todo el proceso de producción de la panela Fuente:

Autor del Proyecto. Fuente: Autor del proyecto.



ASHRAE Gráfica psicrométrica núm. 1  
 Temperatura normal  
 Presión barométrica 101.325 kPa

© 1992 American Society of Heating,  
 Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, Inc.

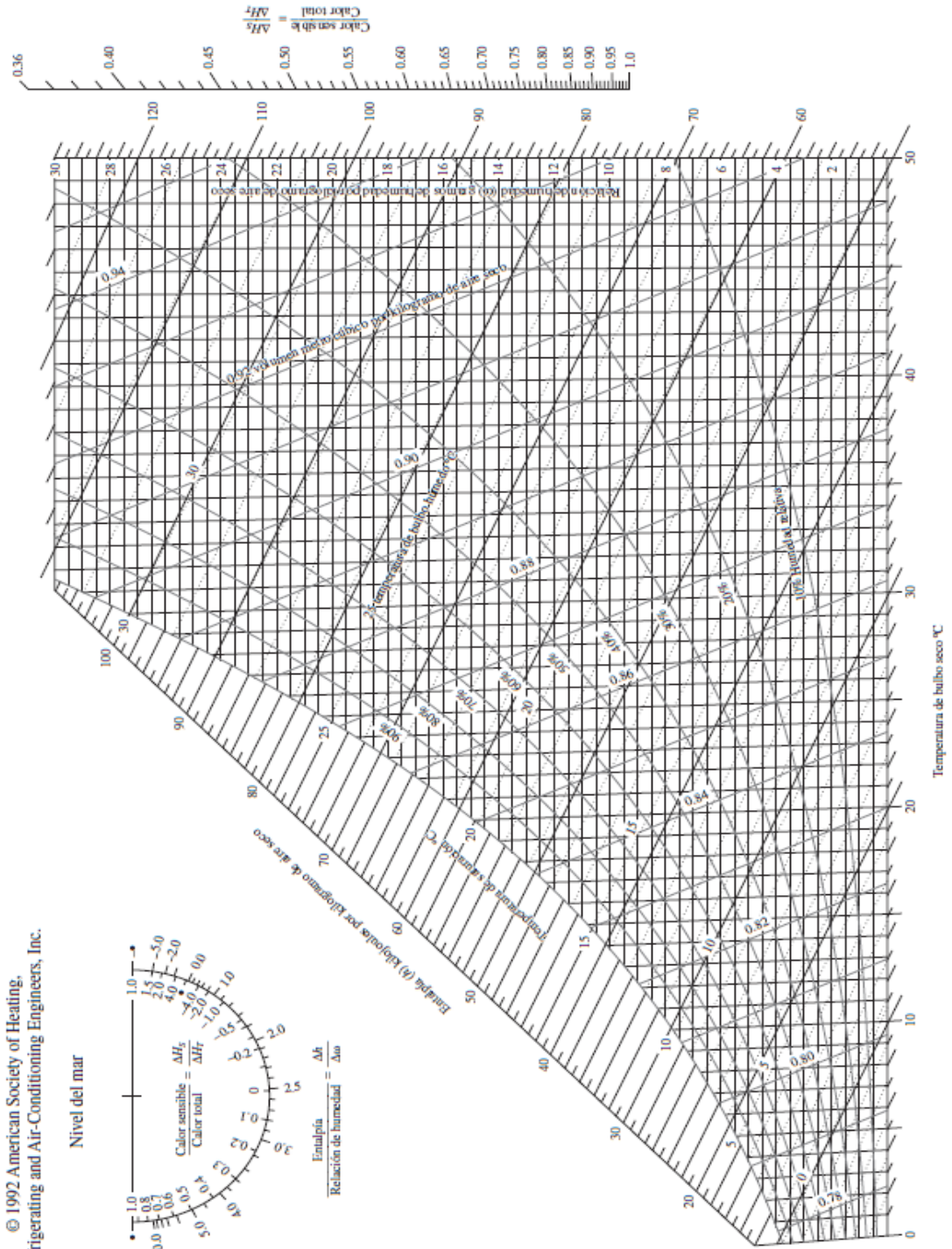


Figura 24. Carta Psicrométrica. Fuente: (Cengel, Y y Boles, M, 2012, pág. 953).

**Tabla 29***Calor de salida por humedad del aire en el combustible.*

<b>Tiempo (min)</b>	<b>T_7Chimenea(°C)</b>	<b>T_8 Ambiente</b>	<b>h<sub>g</sub> a T_8</b>	<b>h<sub>vg</sub> a T_7</b>	<b>Qs<sub>4</sub></b>
0	26,00	25,44	2.547,30	2.526,62	-1,95
3	25,99	25,38	2.547,19	2.526,60	-1,94
6	26,08	25,81	2.547,97	2.526,78	-2,00
9	26,20	25,31	2.547,06	2.527,02	-1,89
12	26,18	25,66	2.547,70	2.526,98	-1,95
15	332,45	25,78	2.547,92	3.140,73	55,80
18	413,48	25,54	2.547,48	3.306,92	71,48
21	413,15	25,77	2.547,90	3.306,23	71,37
24	409,67	26,34	2.548,94	3.298,92	70,59
27	418,85	25,67	2.547,72	3.318,20	72,52
30	512,41	25,48	2.547,37	3.515,62	91,13
33	435,61	25,81	2.547,97	3.353,42	75,81
36	445,65	26,29	2.548,85	3.374,51	77,71
39	453,55	26,82	2.549,81	3.391,11	79,18
42	421,77	26,88	2.549,92	3.324,34	72,89
45	437,85	26,87	2.549,90	3.358,12	76,07
48	445,87	26,90	2.549,96	3.374,97	77,65
51	551,00	27,59	2.551,21	3.599,32	98,65
54	584,69	27,09	2.550,30	3.672,39	105,61
57	602,03	27,11	2.550,34	3.710,14	109,16
60	573,64	28,47	2.552,82	3.648,43	103,12
63	572,39	28,16	2.552,25	3.645,71	102,92
66	612,82	27,98	2.551,92	3.734,29	111,29
69	598,51	27,88	2.551,74	3.702,37	108,30
72	555,78	26,84	2.549,85	3.609,69	99,75
75	549,03	27,17	2.550,45	3.595,05	98,32
78	573,14	27,35	2.550,78	3.647,34	103,21
81	581,70	27,46	2.550,98	3.665,91	104,94
84	551,63	26,81	2.549,79	3.600,69	98,91
87	527,12	26,68	2.549,56	3.547,52	93,93
90	545,18	26,90	2.549,96	3.586,70	97,58
93	605,14	26,75	2.549,69	3.717,10	109,88
96	570,93	26,17	2.548,63	3.642,55	102,96
99	597,15	26,80	2.549,78	3.699,42	108,21
102	610,07	25,98	2.548,28	3.728,14	111,05
105	591,22	26,98	2.550,10	3.686,56	106,96
108	578,94	26,57	2.549,36	3.659,92	104,53
111	606,85	26,91	2.549,98	3.720,93	110,21
114	611,31	26,36	2.548,98	3.730,91	111,25
117	618,36	26,38	2.549,01	3.746,69	112,73
120	627,67	26,61	2.549,43	3.767,53	114,65



123	628,88	26,43	2.549,10	3.770,23	114,93
126	666,71	25,63	2.547,65	3.854,90	123,04
129	668,67	26,63	2.549,47	3.859,28	123,28
132	650,10	26,29	2.548,85	3.817,72	119,43
135	651,27	26,45	2.549,14	3.820,34	119,65
138	658,58	26,86	2.549,89	3.836,70	121,12
141	630,87	27,25	2.550,60	3.774,69	115,21
144	624,49	26,39	2.549,03	3.760,41	114,02
147	661,30	26,04	2.548,39	3.842,79	121,83
150	673,20	26,69	2.549,58	3.869,42	124,23
153	661,02	25,62	2.547,63	3.842,16	121,84
156	630,73	26,17	2.548,63	3.774,37	115,37
159	613,34	26,64	2.549,48	3.735,45	111,63
162	592,63	26,34	2.548,94	3.689,61	107,36
165	647,48	26,65	2.549,50	3.811,86	118,81
168	636,96	26,38	2.549,01	3.788,32	116,65
171	611,91	26,48	2.549,19	3.732,25	111,35
174	605,17	26,34	2.548,94	3.717,17	109,96
177	667,24	26,60	2.549,41	3.856,08	122,99
180	663,42	26,43	2.549,10	3.847,53	122,21
183	699,82	25,76	2.547,88	3.929,00	129,99
186	650,13	26,52	2.549,27	3.817,79	119,40
189	671,97	26,27	2.548,81	3.866,67	124,04
192	674,88	26,24	2.548,76	3.873,18	124,66
195	652,11	26,30	2.548,87	3.822,22	119,85
198	637,63	26,18	2.548,65	3.789,82	116,82
201	643,93	26,46	2.549,16	3.803,92	118,10
204	638,80	26,87	2.549,90	3.792,43	116,95
207	639,66	26,18	2.548,65	3.794,36	117,25
210	639,72	26,29	2.548,85	3.794,49	117,24
213	616,78	26,28	2.548,83	3.743,15	112,41
216	644,89	26,48	2.549,19	3.806,06	118,30
219	650,31	26,39	2.549,03	3.818,19	119,46
222	629,04	26,32	2.548,90	3.770,59	114,99
225	606,74	26,53	2.549,28	3.720,68	110,25
228	604,81	26,70	2.549,59	3.716,36	109,82
231	665,34	26,32	2.548,90	3.851,83	122,63
234	662,77	26,06	2.548,43	3.846,08	122,14
237	657,85	26,73	2.549,65	3.835,07	120,99
240	645,24	26,64	2.549,48	3.806,85	118,34
243	647,16	26,36	2.548,98	3.811,14	118,80
246	659,30	26,37	2.548,99	3.838,31	121,35
249	664,84	26,16	2.548,61	3.850,71	122,56
252	655,43	26,67	2.549,54	3.829,65	120,49
255	657,96	25,98	2.548,28	3.835,31	121,14

258	640,97	25,51	2.547,43	3.797,29	117,64
261	613,01	25,84	2.548,03	3.734,72	111,69
264	596,79	25,89	2.548,12	3.698,64	108,29
267	616,22	26,03	2.548,37	3.741,90	112,34
270	657,55	26,37	2.548,99	3.834,40	120,98
273	645,68	26,04	2.548,39	3.807,83	118,54
276	626,65	26,20	2.548,68	3.765,24	114,50
279	627,82	26,56	2.549,34	3.767,86	114,69
282	645,52	26,07	2.548,45	3.807,47	118,50
285	722,28	26,75	2.549,69	3.980,82	134,70
288	711,91	26,21	2.548,70	3.956,89	132,54
291	709,67	26,18	2.548,65	3.951,72	132,06
294	698,96	26,43	2.549,10	3.927,07	129,70
297	718,46	26,86	2.549,89	3.972,01	133,85
300	717,22	27,19	2.550,49	3.969,14	133,53
303	715,41	26,46	2.549,16	3.964,97	133,26
306	689,20	26,46	2.549,16	3.905,23	127,64
309	684,07	26,57	2.549,36	3.893,75	126,54
312	699,36	26,00	2.548,32	3.927,97	129,85
315	714,23	26,45	2.549,14	3.962,24	133,00
318	683,88	25,66	2.547,70	3.893,32	126,65
321	668,02	26,14	2.548,57	3.857,83	123,23
324	706,92	25,66	2.547,70	3.945,37	131,55
327	775,46	25,59	2.547,57	4.103,56	146,45
330	751,46	25,75	2.547,87	4.048,17	141,21
333	717,83	25,95	2.548,23	3.970,55	133,87
336	686,58	26,24	2.548,76	3.899,37	127,12
339	685,07	26,30	2.548,87	3.895,99	126,79
342	708,75	25,90	2.548,14	3.949,60	131,91
345	723,61	26,26	2.548,79	3.983,89	135,07
348	710,15	26,33	2.548,92	3.952,83	132,14
351	724,47	26,14	2.548,57	3.985,88	135,28
354	727,82	26,22	2.548,72	3.993,61	135,99
357	700,95	25,99	2.548,30	3.931,59	130,20
360	669,61	25,63	2.547,65	3.861,39	123,65
363	687,40	25,51	2.547,43	3.901,20	127,42
366	726,17	25,82	2.547,99	3.989,80	135,70
369	741,25	25,52	2.547,45	4.024,61	139,03
372	718,33	26,03	2.548,37	3.971,71	133,97
375	674,78	25,41	2.547,25	3.872,96	124,78
378	703,91	25,34	2.547,12	3.938,42	130,95
381	726,93	25,32	2.547,08	3.991,55	135,96
384	716,39	25,19	2.546,85	3.967,23	133,69
387	720,58	25,42	2.547,26	3.976,90	134,56
390	737,14	25,70	2.547,77	4.015,12	138,11

393	721,11	25,45	2.547,32	3.978,12	134,67
396	679,65	25,66	2.547,70	3.883,86	125,76
399	667,17	25,19	2.546,85	3.855,93	123,21
402	686,29	26,14	2.548,57	3.898,72	127,08
405	664,84	25,90	2.548,14	3.850,71	122,60
408	647,98	25,26	2.546,97	3.812,98	119,16
411	642,13	25,47	2.547,36	3.799,89	117,89
414	668,52	25,58	2.547,56	3.858,95	123,43
417	641,47	24,82	2.546,17	3.798,41	117,86
420	717,62	24,90	2.546,32	3.970,07	134,01
423	731,54	24,56	2.545,70	4.002,19	137,09
426	717,77	24,52	2.545,63	3.970,41	134,10
429	704,03	24,34	2.545,30	3.938,70	131,15
432	715,37	24,42	2.545,44	3.964,87	133,60
435	717,24	24,67	2.545,90	3.969,19	133,96
438	689,33	24,52	2.545,63	3.905,52	128,00
441	641,17	24,24	2.545,12	3.797,74	117,90
444	650,64	24,94	2.546,39	3.818,93	119,77
447	686,80	24,79	2.546,12	3.899,86	127,42
450	703,16	24,53	2.545,64	3.936,69	130,93
453	689,97	24,50	2.545,59	3.906,95	128,13
456	691,74	24,25	2.545,14	3.910,91	128,55
459	715,06	24,06	2.544,79	3.964,16	133,59
462	721,09	23,73	2.544,19	3.978,08	134,96
465	701,97	24,16	2.544,97	3.933,95	130,73
468	684,87	24,05	2.544,77	3.895,54	127,14
471	659,86	24,16	2.544,97	3.839,57	121,85
474	632,74	24,39	2.545,39	3.778,87	116,10
477	612,75	24,02	2.544,72	3.734,13	111,95
480	666,97	24,09	2.544,84	3.855,48	123,36
483	711,31	23,84	2.544,39	3.955,50	132,82
486	712,50	23,79	2.544,30	3.958,25	133,08
489	724,61	23,94	2.544,57	3.986,20	135,69
492	727,21	24,27	2.545,17	3.992,20	136,20
495	700,62	24,18	2.545,01	3.930,83	130,44
498	686,90	24,20	2.545,04	3.900,08	127,54
501	662,80	24,62	2.545,81	3.846,15	122,39
504	654,25	24,80	2.546,14	3.827,01	120,56
507	627,69	24,87	2.546,26	3.767,57	114,95
510	584,96	24,58	2.545,74	3.672,98	106,10
513	660,28	24,32	2.545,26	3.840,51	121,91
516	620,43	24,94	2.546,39	3.751,32	113,41
519	619,93	24,12	2.544,90	3.750,20	113,44
522	637,41	24,74	2.546,03	3.789,32	117,02
525	633,41	23,74	2.544,21	3.780,37	116,35

528	618,12	23,94	2.544,57	3.746,15	113,09
531	628,00	23,66	2.544,06	3.768,26	115,22
534	624,51	23,90	2.544,50	3.760,45	114,45
537	607,31	23,53	2.543,82	3.721,96	110,89
540	612,09	23,33	2.543,46	3.732,66	111,93
543	576,77	23,76	2.544,24	3.655,21	104,57
546	592,35	24,12	2.544,90	3.689,01	107,69
549	650,65	23,91	2.544,52	3.818,95	119,95
552	565,25	23,90	2.544,50	3.630,23	102,19
555	519,14	24,23	2.545,10	3.530,21	92,72
558	444,79	23,55	2.543,86	3.372,70	78,01
561	412,77	24,07	2.544,81	3.305,43	71,59
564	386,27	24,06	2.544,79	3.250,58	66,43
567	386,66	23,57	2.543,90	3.251,37	66,59
570	365,86	23,77	2.544,26	3.208,92	62,56
573	351,24	23,21	2.543,24	3.179,08	59,85
576	335,65	23,99	2.544,66	3.147,26	56,72
579	321,95	23,66	2.544,06	3.119,30	54,14
582	310,05	23,53	2.543,82	3.095,01	51,88
585	300,05	23,42	2.543,62	3.074,60	49,98
588	291,00	23,93	2.544,55	3.056,50	48,19

**Calor de salida por humedad del aire en el combustible. 111,37 kJ/kg**

**Nota.** Calor de salida por humedad del aire en el combustible. Fuente: Autor del proyecto.

**Tabla 30**

*Coefficientes globales de transferencia de calor para los diferentes intercambiadores (pailas) empleados en la industria panelera.*

Tipo de intercambiador	Coefficiente global de transferencia de calor	Intervalo de temperatura	DMLT “°C”	Intervalo de temperatura
Semiesférica	$74,5 \pm 6$	$730 < T_{prom} < 970$	$-61,887 + 0,911T_e$	$780 < T_e < 1020$
Semicilíndrica	$25,1 \pm 4,6$ $200,94 \pm \frac{85831}{T_{prom}}$	$350 < T_{prom} < 500$ $350 < T_{prom} < 500$	$-2339,98 + 437,147 + \ln(T_e)$	$370 < T_e < 760$
Plana aleteada	$17,1 \pm 2,1$	$500 < T_{prom} < 600$	$-54,057 + 0,886T_e$	$370 < T_e < 760$

**Nota.**  $T_e$ : Temperatura de entrada de los gases a la paila (°C). Fuente: (Gonzales, K, 2010, pág. 10).

**Tabla 31***Calor de salida transferido a las paila N° 1.*

<b>Tiempo (min)</b>	<b>T_2 Paila N°1</b>	<b>DMLT</b>	<b>U</b>	<b>A_TC</b>	<b>q Paila N°1</b>
0	25,65	-38,52	74,50	1,83	-5.251,54
3	25,68	-38,49	74,50	1,83	-5.247,81
6	25,81	-38,37	74,50	1,83	-5.231,67
9	25,85	-38,34	74,50	1,83	-5.226,70
12	25,98	-38,22	74,50	1,83	-5.210,55
15	768,36	638,09	74,50	1,83	86.992,80
18	839,89	703,25	74,50	1,83	95.876,80
21	861,64	723,07	74,50	1,83	98.578,14
24	850,48	712,90	74,50	1,83	97.192,08
27	825,89	690,50	74,50	1,83	94.138,01
30	821,13	686,16	74,50	1,83	93.546,82
33	772,88	642,21	74,50	1,83	87.554,18
36	502,09	395,52	74,50	1,83	53.922,15
39	894,86	753,33	74,50	1,83	102.704,06
42	879,38	739,23	74,50	1,83	100.781,45
45	743,69	615,61	74,50	1,83	83.928,79
48	839,80	703,17	74,50	1,83	95.865,62
51	884,37	743,77	74,50	1,83	101.401,20
54	919,22	775,52	74,50	1,83	105.729,56
57	949,81	803,39	74,50	1,83	109.528,83
60	963,69	816,03	74,50	1,83	111.252,72
63	934,72	789,64	74,50	1,83	107.654,66
66	963,77	816,11	74,50	1,83	111.262,66
69	962,89	815,31	74,50	1,83	111.153,36
72	954,12	807,32	74,50	1,83	110.064,13
75	904,39	762,01	74,50	1,83	103.887,68
78	908,82	766,05	74,50	1,83	104.437,89
81	954,24	807,43	74,50	1,83	110.079,03
84	942,94	797,13	74,50	1,83	108.675,58
87	897,67	755,89	74,50	1,83	103.053,06
90	846,87	709,61	74,50	1,83	96.743,72
93	970,25	822,01	74,50	1,83	112.067,47
96	957,26	810,18	74,50	1,83	110.454,12
99	960,53	813,16	74,50	1,83	110.860,25
102	958,95	811,72	74,50	1,83	110.664,01
105	961,76	814,28	74,50	1,83	111.013,02
108	957,79	810,66	74,50	1,83	110.519,94
111	978,23	829,28	74,50	1,83	113.058,58
114	996,48	845,91	74,50	1,83	115.325,23
117	993,72	843,39	74,50	1,83	114.982,44
120	996,40	845,83	74,50	1,83	115.315,29

123	933,56	788,59	74,50	1,83	107.510,59
126	906,42	763,86	74,50	1,83	104.139,81
129	949,92	803,49	74,50	1,83	109.542,49
132	1.006,71	855,23	74,50	1,83	116.595,79
135	974,29	825,69	74,50	1,83	112.569,24
138	1.025,46	872,31	74,50	1,83	118.924,54
141	1.029,77	876,23	74,50	1,83	119.459,84
144	976,07	827,31	74,50	1,83	112.790,31
147	920,21	776,42	74,50	1,83	105.852,52
150	1.004,84	853,52	74,50	1,83	116.363,54
153	1.017,17	864,75	74,50	1,83	117.894,92
156	1.006,46	855,00	74,50	1,83	116.564,74
159	979,92	830,82	74,50	1,83	113.268,48
162	970,58	822,31	74,50	1,83	112.108,46
165	1.015,62	863,34	74,50	1,83	117.702,41
168	1.056,03	900,16	74,50	1,83	122.721,32
171	997,78	847,09	74,50	1,83	115.486,69
174	935,01	789,91	74,50	1,83	107.690,67
177	996,20	845,65	74,50	1,83	115.290,45
180	997,99	847,28	74,50	1,83	115.512,77
183	1.004,55	853,26	74,50	1,83	116.327,52
186	1.054,74	898,98	74,50	1,83	122.561,10
189	1.019,46	866,84	74,50	1,83	118.179,34
192	1.018,06	865,57	74,50	1,83	118.005,46
195	1.041,33	886,76	74,50	1,83	120.895,58
198	970,81	822,52	74,50	1,83	112.137,02
201	1.030,69	877,07	74,50	1,83	119.574,10
204	1.026,12	872,91	74,50	1,83	119.006,51
207	1.002,36	851,26	74,50	1,83	116.055,52
210	1.023,87	870,86	74,50	1,83	118.727,06
213	974,69	826,06	74,50	1,83	112.618,92
216	1.028,27	874,87	74,50	1,83	119.273,54
219	1.027,67	874,32	74,50	1,83	119.199,02
222	967,30	819,32	74,50	1,83	111.701,08
225	934,82	789,73	74,50	1,83	107.667,08
228	889,57	748,51	74,50	1,83	102.047,04
231	1.034,19	880,26	74,50	1,83	120.008,80
234	1.037,48	883,26	74,50	1,83	120.417,42
237	1.025,97	872,77	74,50	1,83	118.987,88
240	977,54	828,65	74,50	1,83	112.972,89
243	978,35	829,39	74,50	1,83	113.073,49
246	1.041,80	887,19	74,50	1,83	120.953,96
249	1.017,11	864,70	74,50	1,83	117.887,47
252	1.028,34	874,93	74,50	1,83	119.282,23
255	1.033,97	880,06	74,50	1,83	119.981,47

258	1.002,10	851,03	74,50	1,83	116.023,23
261	912,03	768,97	74,50	1,83	104.836,57
264	892,23	750,93	74,50	1,83	102.377,41
267	944,29	798,36	74,50	1,83	108.843,25
270	1.007,53	855,97	74,50	1,83	116.697,64
273	1.010,63	858,80	74,50	1,83	117.082,65
276	998,43	847,68	74,50	1,83	115.567,42
279	983,77	834,33	74,50	1,83	113.746,65
282	951,85	805,25	74,50	1,83	109.782,20
285	1.021,91	869,07	74,50	1,83	118.483,63
288	1.016,07	863,75	74,50	1,83	117.758,30
291	1.045,41	890,48	74,50	1,83	121.402,32
294	1.068,43	911,45	74,50	1,83	124.261,40
297	1.048,81	893,58	74,50	1,83	121.824,60
300	1.054,97	899,19	74,50	1,83	122.589,67
303	1.065,61	908,88	74,50	1,83	123.911,15
306	1.060,89	904,58	74,50	1,83	123.324,93
309	965,36	817,56	74,50	1,83	111.460,13
312	1.062,29	905,86	74,50	1,83	123.498,81
315	1.085,20	926,73	74,50	1,83	126.344,22
318	1.043,53	888,77	74,50	1,83	121.168,82
321	992,23	842,03	74,50	1,83	114.797,38
324	1.090,59	931,64	74,50	1,83	127.013,66
327	1.034,86	880,87	74,50	1,83	120.092,01
330	1.036,56	882,42	74,50	1,83	120.303,15
333	1.072,58	915,23	74,50	1,83	124.776,82
336	1.072,86	915,49	74,50	1,83	124.811,60
339	973,55	825,02	74,50	1,83	112.477,33
342	1.023,59	870,60	74,50	1,83	118.692,28
345	1.022,63	869,73	74,50	1,83	118.573,05
348	1.062,72	906,25	74,50	1,83	123.552,21
351	1.017,05	864,65	74,50	1,83	117.880,02
354	1.012,86	860,83	74,50	1,83	117.359,62
357	1.065,25	908,56	74,50	1,83	123.866,44
360	1.037,17	882,97	74,50	1,83	120.378,91
363	994,37	843,98	74,50	1,83	115.063,17
366	1.090,74	931,78	74,50	1,83	127.032,29
369	1.135,80	972,83	74,50	1,83	132.628,73
372	1.100,14	940,34	74,50	1,83	128.199,77
375	998,62	847,86	74,50	1,83	115.591,02
378	1.063,38	906,85	74,50	1,83	123.634,19
381	1.102,93	942,88	74,50	1,83	128.546,28
384	1.120,30	958,71	74,50	1,83	130.703,63
387	1.115,02	953,90	74,50	1,83	130.047,86
390	1.079,33	921,38	74,50	1,83	125.615,17

393	1.087,13	928,49	74,50	1,83	126.583,93
396	1.071,44	914,19	74,50	1,83	124.635,24
399	1.026,79	873,52	74,50	1,83	119.089,72
402	1.042,29	887,64	74,50	1,83	121.014,82
405	1.036,57	882,43	74,50	1,83	120.304,39
408	994,85	844,42	74,50	1,83	115.122,78
411	948,72	802,40	74,50	1,83	109.393,45
414	1.043,85	889,06	74,50	1,83	121.208,57
417	881,26	740,94	74,50	1,83	101.014,94
420	993,62	843,30	74,50	1,83	114.970,02
423	1.052,09	896,57	74,50	1,83	122.231,97
426	1.057,95	901,91	74,50	1,83	122.959,78
429	1.056,29	900,39	74,50	1,83	122.753,61
432	1.051,57	896,09	74,50	1,83	122.167,39
435	1.046,35	891,34	74,50	1,83	121.519,07
438	1.041,40	886,83	74,50	1,83	120.904,28
441	964,33	816,62	74,50	1,83	111.332,21
444	1.002,81	851,67	74,50	1,83	116.111,41
447	1.022,70	869,79	74,50	1,83	118.581,74
450	1.025,08	871,96	74,50	1,83	118.877,34
453	1.061,02	904,70	74,50	1,83	123.341,08
456	1.037,89	883,63	74,50	1,83	120.468,34
459	1.027,86	874,49	74,50	1,83	119.222,61
462	1.057,41	901,41	74,50	1,83	122.892,71
465	1.065,44	908,73	74,50	1,83	123.890,04
468	1.055,98	900,11	74,50	1,83	122.715,11
471	1.006,77	855,28	74,50	1,83	116.603,24
474	950,61	804,12	74,50	1,83	109.628,19
477	874,54	734,82	74,50	1,83	100.180,32
480	985,62	836,01	74,50	1,83	113.976,42
483	1.051,73	896,24	74,50	1,83	122.187,26
486	1.086,09	927,54	74,50	1,83	126.454,76
489	1.093,55	934,34	74,50	1,83	127.381,29
492	1.109,19	948,59	74,50	1,83	129.323,77
495	1.094,06	934,80	74,50	1,83	127.444,63
498	1.064,00	907,42	74,50	1,83	123.711,19
501	1.007,07	855,55	74,50	1,83	116.640,50
504	986,38	836,71	74,50	1,83	114.070,81
507	922,77	778,76	74,50	1,83	106.170,47
510	839,52	702,92	74,50	1,83	95.830,85
513	1.009,09	857,39	74,50	1,83	116.891,39
516	927,95	783,48	74,50	1,83	106.813,83
519	946,19	800,09	74,50	1,83	109.079,23
522	962,62	815,06	74,50	1,83	111.119,83
525	957,34	810,25	74,50	1,83	110.464,05



528	946,47	800,35	74,50	1,83	109.114,00
531	988,04	838,22	74,50	1,83	114.276,98
534	986,33	836,66	74,50	1,83	114.064,60
537	914,70	771,40	74,50	1,83	105.168,18
540	928,03	783,55	74,50	1,83	106.823,76
543	870,80	731,41	74,50	1,83	99.715,81
546	886,55	745,76	74,50	1,83	101.671,96
549	989,16	839,24	74,50	1,83	114.416,09
552	841,94	705,12	74,50	1,83	96.131,41
555	749,10	620,54	74,50	1,83	84.600,71
558	602,32	486,83	74,50	1,83	66.370,69
561	543,82	433,53	74,50	1,83	59.105,00
564	508,09	400,98	74,50	1,83	54.667,35
567	509,44	402,21	74,50	1,83	54.835,02
570	479,86	375,27	74,50	1,83	51.161,19
573	456,49	353,98	74,50	1,83	48.258,65
576	435,20	334,58	74,50	1,83	45.614,44
579	417,43	318,39	74,50	1,83	43.407,41
582	399,98	302,49	74,50	1,83	41.240,12
585	387,06	290,72	74,50	1,83	39.635,46
588	373,92	278,75	74,50	1,83	38.003,48
<b>Promedio del calor transferido</b>			<b>Q<sub>P1</sub></b>		<b>107.400,05 W</b>
<b>Calor total suministrado para el proceso</b>			<b>Q<sub>TP1</sub></b>		<b>3.789.953,90 kJ</b>

**Nota.** Calor de salida transferido a la paila 1 durante todo el proceso de producción de la panela Fuente: Autor del Proyecto. Fuente: Autor del proyecto.

**Tabla 32**

*Calor de salida transferido a las paila N° 2.*

<b>Tiempo (min)</b>	<b>T_3 Paila N°2</b>	<b>DMLT</b>	<b>U</b>	<b>A_TC</b>	<b>q Paila N°2</b>
0	25,75	-38,43	74,50	1,78	-5.097,91
3	25,76	-38,42	74,50	1,78	-5.096,70
6	25,92	-38,27	74,50	1,78	-5.077,37
9	25,97	-38,23	74,50	1,78	-5.071,32
12	26,05	-38,16	74,50	1,78	-5.061,66
15	230,86	148,43	74,50	1,78	19.690,07
18	422,29	322,82	74,50	1,78	42.824,80
21	398,58	301,22	74,50	1,78	39.959,39
24	431,64	331,34	74,50	1,78	43.954,77
27	509,98	402,70	74,50	1,78	53.422,32
30	589,79	475,41	74,50	1,78	63.067,53

33	530,24	421,16	74,50	1,78	55.870,79
36	268,36	182,59	74,50	1,78	24.222,03
39	561,90	450,00	74,50	1,78	59.696,97
42	499,57	393,22	74,50	1,78	52.164,25
45	388,14	291,71	74,50	1,78	38.697,70
48	551,22	440,27	74,50	1,78	58.406,27
51	670,59	549,02	74,50	1,78	72.832,39
54	738,22	610,63	74,50	1,78	81.005,62
57	818,31	683,59	74,50	1,78	90.684,67
60	765,91	635,86	74,50	1,78	84.352,01
63	761,98	632,28	74,50	1,78	83.877,06
66	902,81	760,57	74,50	1,78	100.896,67
69	772,97	642,29	74,50	1,78	85.205,23
72	708,93	583,95	74,50	1,78	77.465,86
75	722,15	595,99	74,50	1,78	79.063,52
78	757,65	628,33	74,50	1,78	83.353,77
81	744,24	616,12	74,50	1,78	81.733,15
84	684,08	561,31	74,50	1,78	74.462,68
87	654,03	533,93	74,50	1,78	70.831,07
90	703,19	578,72	74,50	1,78	76.772,17
93	822,50	687,41	74,50	1,78	91.191,04
96	724,11	597,78	74,50	1,78	79.300,39
99	771,34	640,80	74,50	1,78	85.008,24
102	809,50	675,57	74,50	1,78	89.619,96
105	749,17	620,61	74,50	1,78	82.328,95
108	713,81	588,39	74,50	1,78	78.055,62
111	813,06	678,81	74,50	1,78	90.050,19
114	828,80	693,15	74,50	1,78	91.952,40
117	836,44	700,11	74,50	1,78	92.875,71
120	840,87	704,15	74,50	1,78	93.411,09
123	782,45	650,92	74,50	1,78	86.350,91
126	909,60	766,76	74,50	1,78	101.717,26
129	863,13	724,42	74,50	1,78	96.101,26
132	871,31	731,88	74,50	1,78	97.089,83
135	848,07	710,70	74,50	1,78	94.281,23
138	795,87	663,15	74,50	1,78	87.972,74
141	803,70	670,28	74,50	1,78	88.919,02
144	777,92	646,80	74,50	1,78	85.803,45
147	879,87	739,67	74,50	1,78	98.124,32
150	818,56	683,82	74,50	1,78	90.714,88
153	831,16	695,30	74,50	1,78	92.237,62
156	791,79	659,43	74,50	1,78	87.479,67
159	770,90	640,40	74,50	1,78	84.955,07
162	703,11	578,65	74,50	1,78	76.762,50
165	834,48	698,32	74,50	1,78	92.638,84

168	790,82	658,55	74,50	1,78	87.362,44
171	761,57	631,90	74,50	1,78	83.827,51
174	737,00	609,52	74,50	1,78	80.858,18
177	765,74	635,70	74,50	1,78	84.331,47
180	779,70	648,42	74,50	1,78	86.018,56
183	832,66	696,67	74,50	1,78	92.418,89
186	742,52	614,55	74,50	1,78	81.525,28
189	750,70	622,00	74,50	1,78	82.513,85
192	801,27	668,07	74,50	1,78	88.625,34
195	780,74	649,37	74,50	1,78	86.144,25
198	807,35	673,61	74,50	1,78	89.360,13
201	815,21	680,77	74,50	1,78	90.310,02
204	811,73	677,60	74,50	1,78	89.889,46
207	772,53	641,89	74,50	1,78	85.152,05
210	747,63	619,20	74,50	1,78	82.142,84
213	764,33	634,42	74,50	1,78	84.161,07
216	717,25	591,53	74,50	1,78	78.471,35
219	786,56	654,67	74,50	1,78	86.847,61
222	744,69	616,53	74,50	1,78	81.787,53
225	751,56	622,78	74,50	1,78	82.617,78
228	736,94	609,47	74,50	1,78	80.850,93
231	645,81	526,45	74,50	1,78	69.837,67
234	654,09	533,99	74,50	1,78	70.838,33
237	783,72	652,08	74,50	1,78	86.504,39
240	801,13	667,94	74,50	1,78	88.608,43
243	811,65	677,53	74,50	1,78	89.879,79
246	721,23	595,15	74,50	1,78	78.952,34
249	876,08	736,22	74,50	1,78	97.666,29
252	783,32	651,72	74,50	1,78	86.456,05
255	754,15	625,14	74,50	1,78	82.930,79
258	788,15	656,12	74,50	1,78	87.039,76
261	751,96	623,15	74,50	1,78	82.666,13
264	731,16	604,20	74,50	1,78	80.152,40
267	782,83	651,27	74,50	1,78	86.396,83
270	658,11	537,65	74,50	1,78	71.324,15
273	834,47	698,32	74,50	1,78	92.637,64
276	771,79	641,21	74,50	1,78	85.062,62
279	801,06	667,88	74,50	1,78	88.599,97
282	617,54	500,69	74,50	1,78	66.421,18
285	765,27	635,27	74,50	1,78	84.274,67
288	879,93	739,73	74,50	1,78	98.131,57
291	917,10	773,59	74,50	1,78	102.623,65
294	922,83	778,81	74,50	1,78	103.316,13
297	885,05	744,39	74,50	1,78	98.750,34
300	839,60	702,99	74,50	1,78	93.257,61

303	957,01	809,95	74,50	1,78	107.446,86
306	833,16	697,12	74,50	1,78	92.479,32
309	891,96	750,69	74,50	1,78	99.585,43
312	900,52	758,49	74,50	1,78	100.619,92
315	948,60	802,29	74,50	1,78	106.430,49
318	692,59	569,06	74,50	1,78	75.491,13
321	883,27	742,77	74,50	1,78	98.535,22
324	939,07	793,61	74,50	1,78	105.278,77
327	817,34	682,71	74,50	1,78	90.567,44
330	847,92	710,57	74,50	1,78	94.263,10
333	896,48	754,81	74,50	1,78	100.131,68
336	883,51	742,99	74,50	1,78	98.564,23
339	922,43	778,45	74,50	1,78	103.267,79
342	932,54	787,66	74,50	1,78	104.489,61
345	869,77	730,47	74,50	1,78	96.903,72
348	811,72	677,59	74,50	1,78	89.888,25
351	858,12	719,86	74,50	1,78	95.495,79
354	826,36	690,93	74,50	1,78	91.657,53
357	863,07	724,37	74,50	1,78	96.094,01
360	816,48	681,93	74,50	1,78	90.463,51
363	910,96	768,00	74,50	1,78	101.881,62
366	867,32	728,24	74,50	1,78	96.607,63
369	891,49	750,26	74,50	1,78	99.528,63
372	814,76	680,36	74,50	1,78	90.255,64
375	872,54	733,00	74,50	1,78	97.238,48
378	877,55	737,56	74,50	1,78	97.843,95
381	852,81	715,02	74,50	1,78	94.854,06
384	776,60	645,60	74,50	1,78	85.643,92
387	944,43	798,49	74,50	1,78	105.926,54
390	631,53	513,44	74,50	1,78	68.111,90
393	758,60	629,20	74,50	1,78	83.468,58
396	831,62	695,72	74,50	1,78	92.293,21
399	798,19	665,26	74,50	1,78	88.253,12
402	868,92	729,70	74,50	1,78	96.800,99
405	820,28	685,39	74,50	1,78	90.922,74
408	803,40	670,01	74,50	1,78	88.882,76
411	818,98	684,20	74,50	1,78	90.765,64
414	851,03	713,40	74,50	1,78	94.638,95
417	825,01	689,70	74,50	1,78	91.494,37
420	929,22	784,63	74,50	1,78	104.088,38
423	839,70	703,08	74,50	1,78	93.269,69
426	746,79	618,44	74,50	1,78	82.041,32
429	905,65	763,16	74,50	1,78	101.239,89
432	713,94	588,51	74,50	1,78	78.071,33
435	745,89	617,62	74,50	1,78	81.932,55

438	880,30	740,07	74,50	1,78	98.176,29
441	787,89	655,88	74,50	1,78	87.008,34
444	740,69	612,88	74,50	1,78	81.304,12
447	771,08	640,57	74,50	1,78	84.976,82
450	872,47	732,93	74,50	1,78	97.230,02
453	861,80	723,21	74,50	1,78	95.940,53
456	820,45	685,54	74,50	1,78	90.943,29
459	896,28	754,62	74,50	1,78	100.107,51
462	795,74	663,03	74,50	1,78	87.957,03
465	848,21	710,83	74,50	1,78	94.298,14
468	856,18	718,09	74,50	1,78	95.261,34
471	801,49	668,27	74,50	1,78	88.651,93
474	750,37	621,70	74,50	1,78	82.473,97
477	722,32	596,15	74,50	1,78	79.084,07
480	839,05	702,49	74,50	1,78	93.191,14
483	944,77	798,80	74,50	1,78	105.967,63
486	934,65	789,58	74,50	1,78	104.744,60
489	658,57	538,07	74,50	1,78	71.379,74
492	804,92	671,40	74,50	1,78	89.066,46
495	740,96	613,13	74,50	1,78	81.336,75
498	834,78	698,60	74,50	1,78	92.675,10
501	801,77	668,53	74,50	1,78	88.685,77
504	705,76	581,06	74,50	1,78	77.082,76
507	720,27	594,28	74,50	1,78	78.836,32
510	655,00	534,82	74,50	1,78	70.948,30
513	700,35	576,13	74,50	1,78	76.428,95
516	626,07	508,46	74,50	1,78	67.452,05
519	627,77	510,01	74,50	1,78	67.657,50
522	638,78	520,04	74,50	1,78	68.988,08
525	645,43	526,10	74,50	1,78	69.791,75
528	721,77	595,65	74,50	1,78	79.017,60
531	746,01	617,73	74,50	1,78	81.947,06
534	676,88	554,75	74,50	1,78	73.592,55
537	624,94	507,43	74,50	1,78	67.315,49
540	695,95	572,12	74,50	1,78	75.897,20
543	606,99	491,08	74,50	1,78	65.146,19
546	613,74	497,23	74,50	1,78	65.961,94
549	715,91	590,31	74,50	1,78	78.309,41
552	638,98	520,22	74,50	1,78	69.012,25
555	563,95	451,87	74,50	1,78	59.944,71
558	476,34	372,06	74,50	1,78	49.356,86
561	428,93	328,87	74,50	1,78	43.627,26
564	392,48	295,66	74,50	1,78	39.222,20
567	387,19	290,84	74,50	1,78	38.582,89
570	368,43	273,75	74,50	1,78	36.315,70

573	352,97	259,67	74,50	1,78	34.447,33
576	338,24	246,25	74,50	1,78	32.667,18
579	325,94	235,04	74,50	1,78	31.180,69
582	313,55	223,76	74,50	1,78	29.683,34
585	301,95	213,19	74,50	1,78	28.281,45
588	291,66	203,82	74,50	1,78	27.037,88
<b>Promedio del calor transferido</b>			<b>QP2</b>		<b>79.540.60 W</b>
<b>Calor total suministrado para el proceso</b>			<b>QTP2</b>		<b>2.806.192,39 kJ</b>

**Nota.** Calor de salida transferido a la paila 2 durante todo el proceso de producción de la panela Fuente: Autor del Proyecto. Fuente: Autor del proyecto.

**Tabla 33**

*Calor de salida transferido a las paila N° 3.*

<b>Tiempo (min)</b>	<b>T_4 Paila N°3</b>	<b>DMLT</b>	<b>U</b>	<b>A_TC</b>	<b>q Paila N°3</b>
0	26,28	-37,95	74,50	1,34	-3.774,51
3	26,28	-37,95	74,50	1,34	-3.774,51
6	26,35	-37,88	74,50	1,34	-3.768,16
9	26,39	-37,85	74,50	1,34	-3.764,54
12	26,37	-37,86	74,50	1,34	-3.766,35
15	407,92	309,73	74,50	1,34	30.808,87
18	573,68	460,74	74,50	1,34	45.829,67
21	559,59	447,90	74,50	1,34	44.552,87
24	568,75	456,24	74,50	1,34	45.382,92
27	544,15	433,83	74,50	1,34	43.153,73
30	638,93	520,18	74,50	1,34	51.742,48
33	536,00	426,41	74,50	1,34	42.415,19
36	295,48	207,30	74,50	1,34	20.619,80
39	586,62	472,52	74,50	1,34	47.002,26
42	535,66	426,10	74,50	1,34	42.384,38
45	433,37	332,91	74,50	1,34	33.115,09
48	565,13	452,95	74,50	1,34	45.054,89
51	725,08	598,66	74,50	1,34	59.549,20
54	756,37	627,17	74,50	1,34	62.384,63
57	797,03	664,21	74,50	1,34	66.069,15
60	738,29	610,70	74,50	1,34	60.746,26
63	741,44	613,56	74,50	1,34	61.031,71
66	807,95	674,16	74,50	1,34	67.058,70
69	752,88	623,99	74,50	1,34	62.068,38
72	672,33	550,61	74,50	1,34	54.769,11
75	678,95	556,64	74,50	1,34	55.369,00

78	727,24	600,63	74,50	1,34	59.744,94
81	716,23	590,60	74,50	1,34	58.747,24
84	659,48	538,90	74,50	1,34	53.604,68
87	623,02	505,68	74,50	1,34	50.300,75
90	679,83	557,44	74,50	1,34	55.448,75
93	771,85	641,27	74,50	1,34	63.787,40
96	691,26	567,85	74,50	1,34	56.484,51
99	736,64	609,19	74,50	1,34	60.596,74
102	763,86	633,99	74,50	1,34	63.063,36
105	719,03	593,15	74,50	1,34	59.000,97
108	696,46	572,59	74,50	1,34	56.955,72
111	753,77	624,80	74,50	1,34	62.149,03
114	760,91	631,30	74,50	1,34	62.796,04
117	773,47	642,74	74,50	1,34	63.934,20
120	773,29	642,58	74,50	1,34	63.917,89
123	780,56	649,20	74,50	1,34	64.576,68
126	842,40	705,54	74,50	1,34	70.180,48
129	836,24	699,93	74,50	1,34	69.622,28
132	804,02	670,58	74,50	1,34	66.702,57
135	809,11	675,21	74,50	1,34	67.163,82
138	802,92	669,57	74,50	1,34	66.602,89
141	752,73	623,85	74,50	1,34	62.054,79
144	749,68	621,07	74,50	1,34	61.778,40
147	818,02	683,33	74,50	1,34	67.971,22
150	823,36	688,19	74,50	1,34	68.455,12
153	800,87	667,71	74,50	1,34	66.417,13
156	741,57	613,68	74,50	1,34	61.043,49
159	713,86	588,44	74,50	1,34	58.532,47
162	687,51	564,43	74,50	1,34	56.144,69
165	781,66	650,21	74,50	1,34	64.676,36
168	756,14	626,96	74,50	1,34	62.363,79
171	708,48	583,54	74,50	1,34	58.044,95
174	709,77	584,71	74,50	1,34	58.161,84
177	799,80	666,73	74,50	1,34	66.320,16
180	796,18	663,43	74,50	1,34	65.992,13
183	816,61	682,04	74,50	1,34	67.843,45
186	765,22	635,23	74,50	1,34	63.186,60
189	824,81	689,51	74,50	1,34	68.586,52
192	814,95	680,53	74,50	1,34	67.693,02
195	767,67	637,46	74,50	1,34	63.408,61
198	751,52	622,75	74,50	1,34	61.945,14
201	765,32	635,32	74,50	1,34	63.195,66
204	748,67	620,15	74,50	1,34	61.686,88
207	759,47	629,99	74,50	1,34	62.665,55
210	751,03	622,30	74,50	1,34	61.900,73

213	708,90	583,92	74,50	1,34	58.083,01
216	774,71	643,87	74,50	1,34	64.046,56
219	774,17	643,38	74,50	1,34	63.997,63
222	727,77	601,11	74,50	1,34	59.792,97
225	692,71	569,17	74,50	1,34	56.615,91
228	696,58	572,70	74,50	1,34	56.966,60
231	804,39	670,91	74,50	1,34	66.736,10
234	795,74	663,03	74,50	1,34	65.952,26
237	784,50	652,79	74,50	1,34	64.933,71
240	757,49	628,19	74,50	1,34	62.486,13
243	766,13	636,06	74,50	1,34	63.269,06
246	793,21	660,73	74,50	1,34	65.722,99
249	794,15	661,58	74,50	1,34	65.808,17
252	780,68	649,31	74,50	1,34	64.587,55
255	780,94	649,55	74,50	1,34	64.611,11
258	744,38	616,24	74,50	1,34	61.298,13
261	693,53	569,92	74,50	1,34	56.690,21
264	666,37	545,18	74,50	1,34	54.229,03
267	709,30	584,29	74,50	1,34	58.119,25
270	780,43	649,08	74,50	1,34	64.564,90
273	757,64	628,32	74,50	1,34	62.499,72
276	717,52	591,77	74,50	1,34	58.864,13
279	722,95	596,72	74,50	1,34	59.356,19
282	755,74	626,59	74,50	1,34	62.327,54
285	838,55	702,03	74,50	1,34	69.831,60
288	857,68	719,46	74,50	1,34	71.565,12
291	850,04	712,50	74,50	1,34	70.872,80
294	835,90	699,62	74,50	1,34	69.591,47
297	864,50	725,67	74,50	1,34	72.183,14
300	867,96	728,82	74,50	1,34	72.496,67
303	852,54	714,78	74,50	1,34	71.099,35
306	804,33	670,86	74,50	1,34	66.730,66
309	805,69	672,10	74,50	1,34	66.853,90
312	838,66	702,13	74,50	1,34	69.841,57
315	858,53	720,23	74,50	1,34	71.642,15
318	793,51	661,00	74,50	1,34	65.750,18
321	771,32	640,79	74,50	1,34	63.739,37
324	844,80	707,73	74,50	1,34	70.397,96
327	863,10	724,40	74,50	1,34	72.056,27
330	870,53	731,17	74,50	1,34	72.729,56
333	840,66	703,95	74,50	1,34	70.022,81
336	786,33	654,46	74,50	1,34	65.099,54
339	795,98	663,25	74,50	1,34	65.974,00
342	841,70	704,90	74,50	1,34	70.117,05
345	866,11	727,14	74,50	1,34	72.329,03



348	836,31	699,99	74,50	1,34	69.628,62
351	860,11	721,67	74,50	1,34	71.785,32
354	854,23	716,32	74,50	1,34	71.252,49
357	805,31	671,75	74,50	1,34	66.819,47
360	752,68	623,80	74,50	1,34	62.050,25
363	792,82	660,37	74,50	1,34	65.687,65
366	869,28	730,03	74,50	1,34	72.616,29
369	887,98	747,06	74,50	1,34	74.310,84
372	843,80	706,81	74,50	1,34	70.307,35
375	762,25	632,52	74,50	1,34	62.917,47
378	832,53	696,55	74,50	1,34	69.286,08
381	868,70	729,50	74,50	1,34	72.563,73
384	840,16	703,50	74,50	1,34	69.977,50
387	849,64	712,14	74,50	1,34	70.836,55
390	854,86	716,89	74,50	1,34	71.309,58
393	824,97	689,66	74,50	1,34	68.601,01
396	764,56	634,63	74,50	1,34	63.126,79
399	752,93	624,03	74,50	1,34	62.072,91
402	789,51	657,36	74,50	1,34	65.387,71
405	746,52	618,19	74,50	1,34	61.492,05
408	721,62	595,51	74,50	1,34	59.235,67
411	717,54	591,79	74,50	1,34	58.865,95
414	762,50	632,75	74,50	1,34	62.940,12
417	715,65	590,07	74,50	1,34	58.694,68
420	836,72	700,36	74,50	1,34	69.665,77
423	866,00	727,04	74,50	1,34	72.319,06
426	844,38	707,34	74,50	1,34	70.359,91
429	820,09	685,21	74,50	1,34	68.158,80
432	843,35	706,40	74,50	1,34	70.266,57
435	843,70	706,72	74,50	1,34	70.298,29
438	787,75	655,75	74,50	1,34	65.228,22
441	703,75	579,23	74,50	1,34	57.616,33
444	728,11	601,42	74,50	1,34	59.823,78
447	798,65	665,68	74,50	1,34	66.215,95
450	814,51	680,13	74,50	1,34	67.653,15
453	795,21	662,55	74,50	1,34	65.904,23
456	808,47	674,63	74,50	1,34	67.105,82
459	838,58	702,06	74,50	1,34	69.834,32
462	842,57	705,69	74,50	1,34	70.195,89
465	812,84	678,61	74,50	1,34	67.501,82
468	777,48	646,40	74,50	1,34	64.297,58
471	735,44	608,10	74,50	1,34	60.488,00
474	688,85	565,66	74,50	1,34	56.266,12
477	662,20	541,38	74,50	1,34	53.851,16
480	763,56	633,72	74,50	1,34	63.036,18

483	846,55	709,32	74,50	1,34	70.556,55
486	840,91	704,18	74,50	1,34	70.045,46
489	860,55	722,07	74,50	1,34	71.825,19
492	848,70	711,28	74,50	1,34	70.751,37
495	806,47	672,81	74,50	1,34	66.924,58
498	784,17	652,49	74,50	1,34	64.903,81
501	736,80	609,34	74,50	1,34	60.611,24
504	720,46	594,45	74,50	1,34	59.130,55
507	681,46	558,92	74,50	1,34	55.596,46
510	613,41	496,93	74,50	1,34	49.429,91
513	741,73	613,83	74,50	1,34	61.057,99
516	668,87	547,45	74,50	1,34	54.455,58
519	669,75	548,26	74,50	1,34	54.535,32
522	703,92	579,38	74,50	1,34	57.631,73
525	693,07	569,50	74,50	1,34	56.648,53
528	677,87	555,65	74,50	1,34	55.271,14
531	696,07	572,23	74,50	1,34	56.920,38
534	689,02	565,81	74,50	1,34	56.281,53
537	665,98	544,82	74,50	1,34	54.193,69
540	675,76	553,73	74,50	1,34	55.079,93
543	615,72	499,03	74,50	1,34	49.639,24
546	639,59	520,78	74,50	1,34	51.802,29
549	739,06	611,40	74,50	1,34	60.816,04
552	597,37	482,32	74,50	1,34	47.976,41
555	539,10	429,23	74,50	1,34	42.696,11
558	448,01	346,25	74,50	1,34	34.441,73
561	410,84	312,39	74,50	1,34	31.073,47
564	383,84	287,79	74,50	1,34	28.626,79
567	384,80	288,67	74,50	1,34	28.713,78
570	364,36	270,04	74,50	1,34	26.861,56
573	349,09	256,13	74,50	1,34	25.477,82
576	333,15	241,61	74,50	1,34	24.033,37
579	320,37	229,97	74,50	1,34	22.875,28
582	308,84	219,47	74,50	1,34	21.830,46
585	298,47	210,02	74,50	1,34	20.890,75
588	289,41	201,77	74,50	1,34	20.069,75
<b>Promedio del calor transferido</b>			<b>Q<sub>P3</sub></b>		<b>58.364,04 W</b>
<b>Calor total suministrado para el proceso</b>			<b>Q<sub>TP3</sub></b>		<b>2.059.084,28 kJ</b>

**Nota.** Calor de salida transferido a la paila 3 durante todo el proceso de producción de la panela Fuente: Autor del Proyecto. Fuente: Autor del proyecto.

**Tabla 34***Calor de salida trasferido a las paila N° 4.*

<b>Tiempo (min)</b>	<b>T_5 Paila N°4</b>	<b>DMLT</b>	<b>U</b>	<b>A_TC</b>	<b>q Paila N°4</b>
0	26,49	-37,75	74,50	1,29	-3.635,30
3	26,49	-37,75	74,50	1,29	-3.635,30
6	26,54	-37,71	74,50	1,29	-3.630,92
9	26,57	-37,68	74,50	1,29	-3.628,28
12	26,55	-37,70	74,50	1,29	-3.630,04
15	282,56	195,53	74,50	1,29	18.826,65
18	448,64	346,82	74,50	1,29	33.394,86
21	418,81	319,65	74,50	1,29	30.778,23
24	458,59	355,89	74,50	1,29	34.267,65
27	484,70	379,67	74,50	1,29	36.557,97
30	586,43	472,35	74,50	1,29	45.481,53
33	494,28	388,40	74,50	1,29	37.398,31
36	255,32	170,71	74,50	1,29	16.437,21
39	537,82	428,07	74,50	1,29	41.217,55
42	496,63	390,54	74,50	1,29	37.604,45
45	378,06	282,53	74,50	1,29	27.203,72
48	518,61	410,57	74,50	1,29	39.532,49
51	678,98	556,66	74,50	1,29	53.599,83
54	710,62	585,49	74,50	1,29	56.375,23
57	729,57	602,75	74,50	1,29	58.037,48
60	674,04	552,16	74,50	1,29	53.166,50
63	676,39	554,30	74,50	1,29	53.372,64
66	744,53	616,38	74,50	1,29	59.349,74
69	700,12	575,92	74,50	1,29	55.454,19
72	633,07	514,84	74,50	1,29	49.572,69
75	631,98	513,85	74,50	1,29	49.477,08
78	672,05	550,35	74,50	1,29	52.991,94
81	669,80	548,30	74,50	1,29	52.794,58
84	626,58	508,93	74,50	1,29	49.003,40
87	592,16	477,57	74,50	1,29	45.984,15
90	623,58	506,19	74,50	1,29	48.740,25
93	705,44	580,77	74,50	1,29	55.920,85
96	645,78	526,42	74,50	1,29	50.687,59
99	686,79	563,78	74,50	1,29	54.284,91
102	695,15	571,39	74,50	1,29	55.018,23
105	670,07	548,55	74,50	1,29	52.818,26
108	655,99	535,72	74,50	1,29	51.583,19
111	701,11	576,82	74,50	1,29	55.541,03
114	705,98	581,26	74,50	1,29	55.968,21
117	720,67	594,64	74,50	1,29	57.256,79
120	716,70	591,03	74,50	1,29	56.908,55

123	727,66	601,01	74,50	1,29	57.869,94
126	775,96	645,01	74,50	1,29	62.106,72
129	771,42	640,88	74,50	1,29	61.708,48
132	739,44	611,74	74,50	1,29	58.903,26
135	745,33	617,11	74,50	1,29	59.419,92
138	752,41	623,56	74,50	1,29	60.040,96
141	706,78	581,99	74,50	1,29	56.038,39
144	699,27	575,15	74,50	1,29	55.379,63
147	751,33	622,57	74,50	1,29	59.946,23
150	768,67	638,37	74,50	1,29	61.467,26
153	746,02	617,74	74,50	1,29	59.480,44
156	697,66	573,68	74,50	1,29	55.238,40
159	668,38	547,01	74,50	1,29	52.670,02
162	646,77	527,32	74,50	1,29	50.774,43
165	726,50	599,95	74,50	1,29	57.768,19
168	711,74	586,51	74,50	1,29	56.473,47
171	671,50	549,85	74,50	1,29	52.943,70
174	672,38	550,65	74,50	1,29	53.020,89
177	758,42	629,03	74,50	1,29	60.568,15
180	747,45	619,04	74,50	1,29	59.605,88
183	780,03	648,72	74,50	1,29	62.463,73
186	720,42	594,42	74,50	1,29	57.234,86
189	758,58	629,18	74,50	1,29	60.582,18
192	760,85	631,25	74,50	1,29	60.781,30
195	723,25	596,99	74,50	1,29	57.483,10
198	706,24	581,50	74,50	1,29	55.991,02
201	718,42	592,59	74,50	1,29	57.059,43
204	707,51	582,65	74,50	1,29	56.102,42
207	713,27	587,90	74,50	1,29	56.607,68
210	710,39	585,28	74,50	1,29	56.355,05
213	677,53	555,34	74,50	1,29	53.472,64
216	728,65	601,91	74,50	1,29	57.956,78
219	731,12	604,16	74,50	1,29	58.173,45
222	693,36	569,76	74,50	1,29	54.861,21
225	657,82	537,39	74,50	1,29	51.743,71
228	665,54	544,42	74,50	1,29	52.420,90
231	750,33	621,66	74,50	1,29	59.858,51
234	746,48	618,16	74,50	1,29	59.520,79
237	733,65	606,47	74,50	1,29	58.395,37
240	712,99	587,65	74,50	1,29	56.583,12
243	722,86	596,64	74,50	1,29	57.448,89
246	744,13	616,02	74,50	1,29	59.314,66
249	743,13	615,10	74,50	1,29	59.226,94
252	722,93	596,70	74,50	1,29	57.455,04
255	725,84	599,35	74,50	1,29	57.710,29

258	699,70	575,54	74,50	1,29	55.417,35
261	659,18	538,63	74,50	1,29	51.863,01
264	636,59	518,05	74,50	1,29	49.881,46
267	671,50	549,85	74,50	1,29	52.943,70
270	725,22	598,79	74,50	1,29	57.655,91
273	706,80	582,01	74,50	1,29	56.040,14
276	673,35	551,53	74,50	1,29	53.105,98
279	682,27	559,66	74,50	1,29	53.888,42
282	715,21	589,67	74,50	1,29	56.777,85
285	788,27	656,23	74,50	1,29	63.186,53
288	806,43	672,77	74,50	1,29	64.779,49
291	803,83	670,40	74,50	1,29	64.551,42
294	781,37	649,94	74,50	1,29	62.581,28
297	813,71	679,40	74,50	1,29	65.418,08
300	806,42	672,76	74,50	1,29	64.778,61
303	797,31	664,46	74,50	1,29	63.979,50
306	754,31	625,29	74,50	1,29	60.207,63
309	752,45	623,59	74,50	1,29	60.044,47
312	781,44	650,00	74,50	1,29	62.587,42
315	802,64	669,32	74,50	1,29	64.447,04
318	748,37	619,88	74,50	1,29	59.686,58
321	723,29	597,03	74,50	1,29	57.486,61
324	786,64	654,74	74,50	1,29	63.043,55
327	807,97	674,17	74,50	1,29	64.914,58
330	813,72	679,41	74,50	1,29	65.418,95
333	778,61	647,43	74,50	1,29	62.339,17
336	731,57	604,57	74,50	1,29	58.212,92
339	741,34	613,47	74,50	1,29	59.069,92
342	778,85	647,65	74,50	1,29	62.360,23
345	800,72	667,57	74,50	1,29	64.278,62
348	772,84	642,17	74,50	1,29	61.833,04
351	792,66	660,23	74,50	1,29	63.571,61
354	792,87	660,42	74,50	1,29	63.590,03
357	750,53	621,85	74,50	1,29	59.876,05
360	706,28	581,53	74,50	1,29	55.994,53
363	742,82	614,82	74,50	1,29	59.199,75
366	803,76	670,34	74,50	1,29	64.545,28
369	825,73	690,35	74,50	1,29	66.472,45
372	788,47	656,41	74,50	1,29	63.204,07
375	722,64	596,44	74,50	1,29	57.429,60
378	771,92	641,33	74,50	1,29	61.752,34
381	803,39	670,00	74,50	1,29	64.512,83
384	780,49	649,14	74,50	1,29	62.504,08
387	788,64	656,56	74,50	1,29	63.218,99
390	798,87	665,88	74,50	1,29	64.116,34

393	776,17	645,20	74,50	1,29	62.125,14
396	721,63	595,52	74,50	1,29	57.341,00
399	709,79	584,73	74,50	1,29	56.302,42
402	742,25	614,30	74,50	1,29	59.149,75
405	705,51	580,83	74,50	1,29	55.926,99
408	684,57	561,76	74,50	1,29	54.090,17
411	674,89	552,94	74,50	1,29	53.241,06
414	715,69	590,11	74,50	1,29	56.819,96
417	676,29	554,21	74,50	1,29	53.363,87
420	775,83	644,89	74,50	1,29	62.095,32
423	800,73	667,58	74,50	1,29	64.279,50
426	791,36	659,04	74,50	1,29	63.457,58
429	767,43	637,24	74,50	1,29	61.358,49
432	788,32	656,27	74,50	1,29	63.190,92
435	786,49	654,61	74,50	1,29	63.030,39
438	740,05	612,30	74,50	1,29	58.956,77
441	660,64	539,96	74,50	1,29	51.991,08
444	682,38	559,76	74,50	1,29	53.898,07
447	742,89	614,89	74,50	1,29	59.205,89
450	763,30	633,48	74,50	1,29	60.996,21
453	741,51	613,63	74,50	1,29	59.084,84
456	747,48	619,07	74,50	1,29	59.608,51
459	778,71	647,52	74,50	1,29	62.347,95
462	786,28	654,41	74,50	1,29	63.011,97
465	755,96	626,79	74,50	1,29	60.352,36
468	728,13	601,44	74,50	1,29	57.911,17
471	693,26	569,67	74,50	1,29	54.852,44
474	655,83	535,57	74,50	1,29	51.569,16
477	635,33	516,90	74,50	1,29	49.770,94
480	716,35	590,71	74,50	1,29	56.877,85
483	786,06	654,21	74,50	1,29	62.992,67
486	780,61	649,25	74,50	1,29	62.514,61
489	795,34	662,67	74,50	1,29	63.806,70
492	792,18	659,79	74,50	1,29	63.529,51
495	755,83	626,67	74,50	1,29	60.340,96
498	735,23	607,91	74,50	1,29	58.533,97
501	696,99	573,07	74,50	1,29	55.179,63
504	683,50	560,78	74,50	1,29	53.996,31
507	648,39	528,80	74,50	1,29	50.916,53
510	590,94	476,46	74,50	1,29	45.877,13
513	700,63	576,39	74,50	1,29	55.498,92
516	640,98	522,05	74,50	1,29	50.266,54
519	640,97	522,04	74,50	1,29	50.265,67
522	667,69	546,38	74,50	1,29	52.609,49
525	656,97	536,61	74,50	1,29	51.669,15

528	642,28	523,23	74,50	1,29	50.380,58
531	655,61	535,37	74,50	1,29	51.549,86
534	652,44	532,49	74,50	1,29	51.271,79
537	633,11	514,88	74,50	1,29	49.576,20
540	643,39	524,24	74,50	1,29	50.477,94
543	592,27	477,67	74,50	1,29	45.993,80
546	612,31	495,93	74,50	1,29	47.751,67
549	693,54	569,93	74,50	1,29	54.877,00
552	575,59	462,48	74,50	1,29	44.530,66
555	523,13	414,68	74,50	1,29	39.928,98
558	435,29	334,66	74,50	1,29	32.223,82
561	400,53	303,00	74,50	1,29	29.174,75
564	373,88	278,72	74,50	1,29	26.837,06
567	375,22	279,94	74,50	1,29	26.954,60
570	354,63	261,18	74,50	1,29	25.148,49
573	339,02	246,96	74,50	1,29	23.779,21
576	323,68	232,99	74,50	1,29	22.433,62
579	310,91	221,35	74,50	1,29	21.313,46
582	299,53	210,98	74,50	1,29	20.315,23
585	289,62	201,96	74,50	1,29	19.445,94
588	280,76	193,89	74,50	1,29	18.668,76
<b>Promedio del calor transferido</b>				<b>Q<sub>P4</sub></b>	<b>52.837,22 W</b>
<b>Calor total suministrado para el proceso</b>				<b>Q<sub>TP4</sub></b>	<b>1.848.221,04 kJ</b>

**Nota.** Calor de salida transferido a la paila 4 durante todo el proceso de producción de la panela Fuente: Autor del Proyecto. Fuente: Autor del proyecto.

**Tabla 35**

*Calor de salida transferido a las paila N° 5.*

Tiempo (min)	T_6 Paila N°5	DMLT	U	A_TC	q Paila N°5
0	26,16	-38,06	74,50	1,29	-3.664,25
3	26,17	-38,05	74,50	1,29	-3.663,37
6	26,20	-38,02	74,50	1,29	-3.660,74
9	26,27	-37,96	74,50	1,29	-3.654,60
12	26,26	-37,96	74,50	1,29	-3.655,48
15	375,07	279,80	74,50	1,29	26.941,45
18	452,15	350,02	74,50	1,29	33.702,75
21	452,22	350,09	74,50	1,29	33.708,89
24	454,57	352,23	74,50	1,29	33.915,03
27	469,47	365,80	74,50	1,29	35.222,03

30	572,08	459,28	74,50	1,29	44.222,77
33	460,33	357,47	74,50	1,29	34.420,28
36	272,93	186,75	74,50	1,29	17.981,93
39	488,27	382,93	74,50	1,29	36.871,12
42	464,50	361,27	74,50	1,29	34.786,07
45	377,10	281,65	74,50	1,29	27.119,51
48	488,82	383,43	74,50	1,29	36.919,37
51	610,18	493,99	74,50	1,29	47.564,83
54	644,41	525,17	74,50	1,29	50.567,42
57	659,53	538,94	74,50	1,29	51.893,71
60	626,08	508,47	74,50	1,29	48.959,54
63	625,06	507,54	74,50	1,29	48.870,07
66	673,61	551,77	74,50	1,29	53.128,78
69	650,79	530,98	74,50	1,29	51.127,06
72	596,24	481,29	74,50	1,29	46.342,04
75	592,70	478,06	74,50	1,29	46.031,52
78	625,64	508,07	74,50	1,29	48.920,95
81	629,68	511,75	74,50	1,29	49.275,33
84	594,24	479,47	74,50	1,29	46.166,60
87	566,46	454,16	74,50	1,29	43.729,80
90	590,33	475,90	74,50	1,29	45.823,63
93	659,84	539,23	74,50	1,29	51.920,91
96	614,04	497,50	74,50	1,29	47.903,42
99	650,85	531,04	74,50	1,29	51.132,32
102	660,68	539,99	74,50	1,29	51.994,59
105	638,15	519,47	74,50	1,29	50.018,30
108	624,64	507,16	74,50	1,29	48.833,23
111	656,10	535,82	74,50	1,29	51.592,84
114	659,74	539,14	74,50	1,29	51.912,13
117	670,57	549,00	74,50	1,29	52.862,12
120	679,26	556,92	74,50	1,29	53.624,39
123	682,53	559,90	74,50	1,29	53.911,23
126	725,69	599,22	74,50	1,29	57.697,14
129	726,21	599,69	74,50	1,29	57.742,75
132	701,62	577,29	74,50	1,29	55.585,76
135	704,36	579,78	74,50	1,29	55.826,11
138	711,28	586,09	74,50	1,29	56.433,12
141	676,18	554,11	74,50	1,29	53.354,22
144	670,62	549,05	74,50	1,29	52.866,51
147	715,85	590,25	74,50	1,29	56.833,99
150	727,50	600,87	74,50	1,29	57.855,91
153	710,30	585,20	74,50	1,29	56.347,16
156	673,69	551,84	74,50	1,29	53.135,80
159	654,37	534,24	74,50	1,29	51.441,09
162	632,57	514,38	74,50	1,29	49.528,83



165	698,84	574,76	74,50	1,29	55.341,91
168	681,97	559,39	74,50	1,29	53.862,11
171	650,96	531,14	74,50	1,29	51.141,97
174	645,97	526,59	74,50	1,29	50.704,26
177	721,85	595,72	74,50	1,29	57.360,30
180	712,01	586,75	74,50	1,29	56.497,15
183	751,47	622,70	74,50	1,29	59.958,51
186	693,02	569,45	74,50	1,29	54.831,39
189	725,48	599,03	74,50	1,29	57.678,72
192	725,75	599,27	74,50	1,29	57.702,40
195	696,62	572,73	74,50	1,29	55.147,17
198	680,89	558,40	74,50	1,29	53.767,37
201	689,15	565,93	74,50	1,29	54.491,92
204	683,09	560,41	74,50	1,29	53.960,35
207	687,07	564,03	74,50	1,29	54.309,47
210	684,05	561,28	74,50	1,29	54.044,56
213	654,80	534,64	74,50	1,29	51.478,81
216	694,70	570,98	74,50	1,29	54.978,76
219	698,61	574,55	74,50	1,29	55.321,73
222	669,59	548,11	74,50	1,29	52.776,16
225	641,89	522,87	74,50	1,29	50.346,37
228	644,64	525,38	74,50	1,29	50.587,59
231	716,35	590,71	74,50	1,29	56.877,85
234	713,14	587,78	74,50	1,29	56.596,28
237	705,48	580,81	74,50	1,29	55.924,36
240	688,99	565,78	74,50	1,29	54.477,89
243	692,74	569,20	74,50	1,29	54.806,83
246	708,12	583,21	74,50	1,29	56.155,93
249	712,72	587,40	74,50	1,29	56.559,43
252	702,41	578,01	74,50	1,29	55.655,06
255	703,34	578,86	74,50	1,29	55.736,64
258	682,23	559,62	74,50	1,29	53.884,91
261	646,80	527,35	74,50	1,29	50.777,06
264	631,71	513,60	74,50	1,29	49.453,40
267	656,20	535,91	74,50	1,29	51.601,61
270	706,06	581,33	74,50	1,29	55.975,23
273	689,42	566,17	74,50	1,29	54.515,60
276	664,93	543,86	74,50	1,29	52.367,39
279	667,36	546,08	74,50	1,29	52.580,54
282	692,08	568,60	74,50	1,29	54.748,93
285	766,30	636,21	74,50	1,29	61.259,37
288	763,35	633,52	74,50	1,29	61.000,60
291	763,14	633,33	74,50	1,29	60.982,18
294	751,31	622,56	74,50	1,29	59.944,47
297	775,27	644,38	74,50	1,29	62.046,20

300	772,06	641,46	74,50	1,29	61.764,62
303	769,09	638,75	74,50	1,29	61.504,10
306	735,74	608,37	74,50	1,29	58.578,70
309	731,87	604,85	74,50	1,29	58.239,23
312	751,57	622,79	74,50	1,29	59.967,28
315	768,11	637,86	74,50	1,29	61.418,14
318	729,30	602,51	74,50	1,29	58.013,80
321	710,35	585,24	74,50	1,29	56.351,54
324	758,43	629,04	74,50	1,29	60.569,02
327	796,78	663,98	74,50	1,29	63.933,01
330	792,67	660,24	74,50	1,29	63.572,49
333	766,28	636,19	74,50	1,29	61.257,61
336	729,78	602,94	74,50	1,29	58.055,90
339	729,69	602,86	74,50	1,29	58.048,01
342	760,01	630,48	74,50	1,29	60.707,62
345	777,58	646,49	74,50	1,29	62.248,82
348	761,15	631,52	74,50	1,29	60.807,62
351	777,76	646,65	74,50	1,29	62.264,61
354	780,51	649,16	74,50	1,29	62.505,84
357	747,32	618,92	74,50	1,29	59.594,48
360	709,08	584,08	74,50	1,29	56.240,14
363	733,39	606,23	74,50	1,29	58.372,57
366	780,15	648,83	74,50	1,29	62.474,26
369	800,38	667,26	74,50	1,29	64.248,80
372	769,11	638,77	74,50	1,29	61.505,85
375	713,61	588,21	74,50	1,29	56.637,50
378	752,31	623,47	74,50	1,29	60.032,19
381	779,43	648,17	74,50	1,29	62.411,10
384	764,17	634,27	74,50	1,29	61.072,53
387	772,38	641,75	74,50	1,29	61.792,69
390	785,92	654,09	74,50	1,29	62.980,39
393	766,93	636,79	74,50	1,29	61.314,63
396	718,78	592,92	74,50	1,29	57.091,01
399	706,03	581,31	74,50	1,29	55.972,60
402	729,24	602,45	74,50	1,29	58.008,54
405	701,74	577,40	74,50	1,29	55.596,29
408	681,02	558,52	74,50	1,29	53.778,77
411	677,72	555,52	74,50	1,29	53.489,30
414	710,01	584,93	74,50	1,29	56.321,72
417	675,59	553,58	74,50	1,29	53.302,46
420	764,94	634,97	74,50	1,29	61.140,07
423	779,64	648,37	74,50	1,29	62.429,52
426	767,59	637,39	74,50	1,29	61.372,52
429	751,10	622,37	74,50	1,29	59.926,05
432	765,67	635,64	74,50	1,29	61.204,10

435	767,34	637,16	74,50	1,29	61.350,59
438	731,63	604,63	74,50	1,29	58.218,18
441	671,86	550,18	74,50	1,29	52.975,28
444	687,44	564,37	74,50	1,29	54.341,92
447	732,55	605,47	74,50	1,29	58.298,88
450	750,07	621,43	74,50	1,29	59.835,70
453	733,19	606,05	74,50	1,29	58.355,02
456	736,30	608,88	74,50	1,29	58.627,82
459	763,64	633,79	74,50	1,29	61.026,04
462	770,01	639,59	74,50	1,29	61.584,80
465	746,50	618,17	74,50	1,29	59.522,55
468	725,95	599,45	74,50	1,29	57.719,94
471	695,29	571,52	74,50	1,29	55.030,51
474	662,28	541,45	74,50	1,29	52.134,94
477	638,20	519,51	74,50	1,29	50.022,69
480	707,94	583,05	74,50	1,29	56.140,14
483	760,55	630,97	74,50	1,29	60.754,99
486	761,49	631,83	74,50	1,29	60.837,44
489	774,36	643,55	74,50	1,29	61.966,37
492	776,66	645,65	74,50	1,29	62.168,12
495	744,07	615,96	74,50	1,29	59.309,39
498	727,80	601,14	74,50	1,29	57.882,22
501	697,98	573,97	74,50	1,29	55.266,47
504	689,16	565,94	74,50	1,29	54.492,80
507	654,97	534,79	74,50	1,29	51.493,72
510	604,37	488,69	74,50	1,29	47.055,19
513	699,13	575,02	74,50	1,29	55.367,35
516	649,60	529,90	74,50	1,29	51.022,67
519	650,65	530,86	74,50	1,29	51.114,78
522	673,12	551,33	74,50	1,29	53.085,80
525	669,61	548,13	74,50	1,29	52.777,91
528	646,93	527,47	74,50	1,29	50.788,47
531	659,47	538,89	74,50	1,29	51.888,45
534	657,24	536,86	74,50	1,29	51.692,84
537	635,06	516,65	74,50	1,29	49.747,25
540	643,89	524,70	74,50	1,29	50.521,80
543	600,05	484,76	74,50	1,29	46.676,24
546	622,66	505,36	74,50	1,29	48.659,55
549	694,56	570,86	74,50	1,29	54.966,47
552	585,54	471,54	74,50	1,29	45.403,46
555	531,50	422,31	74,50	1,29	40.663,17
558	442,03	340,80	74,50	1,29	32.815,04
561	406,88	308,78	74,50	1,29	29.731,76
564	378,19	282,64	74,50	1,29	27.215,13
567	381,38	285,55	74,50	1,29	27.494,95

570	357,89	264,15	74,50	1,29	25.434,45
573	342,50	250,13	74,50	1,29	24.084,47
576	325,56	234,70	74,50	1,29	22.598,53
579	310,77	221,22	74,50	1,29	21.301,18
582	298,39	209,95	74,50	1,29	20.215,23
585	287,92	200,41	74,50	1,29	19.296,82
588	278,71	192,02	74,50	1,29	18.488,94
<b>Promedio del calor transferido</b>		<b>Q<sub>PS</sub></b>			<b>50.832,83 W</b>
<b>Calor total suministrado para el proceso</b>		<b>Q<sub>TP5</sub></b>			<b>1.793.832,17 kJ</b>

**Nota.** Calor de salida transferido a la paila 5 durante todo el proceso de producción de la panela Fuente: Autor del Proyecto. Fuente: Autor del proyecto.

**Tabla 36**

*Calor de salida perdido en la chimenea.*

<b>Tiempo (min)</b>	<b>T_7Chimenea(°C)</b>	<b>T_8 Ambiente</b>	<b>Calor esp. Gases</b>	<b>q_6</b>
0	26,00	25,44	0,2354	1,06
3	25,99	25,38	0,2354	1,15
6	26,08	25,81	0,2355	0,51
9	26,20	25,31	0,2355	1,69
12	26,18	25,66	0,2355	0,98
15	332,45	25,78	0,2996	738,73
18	413,48	25,54	0,3166	987,42
21	413,15	25,77	0,3165	985,78
24	409,67	26,34	0,3158	973,23
27	418,85	25,67	0,3177	1.004,31
30	512,41	25,48	0,3373	1.320,46
33	435,61	25,81	0,3212	1.058,32
36	445,65	26,29	0,3233	1.090,10
39	453,55	26,82	0,3250	1.114,93
42	421,77	26,88	0,3183	1.010,62
45	437,85	26,87	0,3217	1.062,92
48	445,87	26,90	0,3233	1.089,24
51	551,00	27,59	0,3454	1.453,39
54	584,69	27,09	0,3524	1.579,95
57	602,03	27,11	0,3560	1.645,80
60	573,64	28,47	0,3501	1.534,59
63	572,39	28,16	0,3498	1.530,79
66	612,82	27,98	0,3583	1.684,82
69	598,51	27,88	0,3553	1.630,14

72	555,78	26,84	0,3464	1.473,00
75	549,03	27,17	0,3449	1.447,35
78	573,14	27,35	0,3500	1.535,87
81	581,70	27,46	0,3518	1.567,64
84	551,63	26,81	0,3455	1.457,86
87	527,12	26,68	0,3404	1.369,49
90	545,18	26,90	0,3441	1.434,07
93	605,14	26,75	0,3567	1.658,76
96	570,93	26,17	0,3495	1.530,95
99	597,15	26,80	0,3550	1.628,04
102	610,07	25,98	0,3577	1.679,96
105	591,22	26,98	0,3538	1.604,96
108	578,94	26,57	0,3512	1.559,78
111	606,85	26,91	0,3570	1.664,88
114	611,31	26,36	0,3580	1.683,65
117	618,36	26,38	0,3595	1.710,91
120	627,67	26,61	0,3614	1.746,57
123	628,88	26,43	0,3617	1.751,84
126	666,71	25,63	0,3696	1.904,99
129	668,67	26,63	0,3700	1.909,96
132	650,10	26,29	0,3661	1.836,23
135	651,27	26,45	0,3663	1.840,44
138	658,58	26,86	0,3679	1.868,53
141	630,87	27,25	0,3621	1.757,26
144	624,49	26,39	0,3607	1.734,77
147	661,30	26,04	0,3684	1.881,91
150	673,20	26,69	0,3709	1.928,19
153	661,02	25,62	0,3684	1.882,03
156	630,73	26,17	0,3620	1.759,86
159	613,34	26,64	0,3584	1.690,69
162	592,63	26,34	0,3541	1.612,14
165	647,48	26,65	0,3655	1.824,72
168	636,96	26,38	0,3633	1.783,78
171	611,91	26,48	0,3581	1.685,63
174	605,17	26,34	0,3567	1.660,05
177	667,24	26,60	0,3697	1.904,26
180	663,42	26,43	0,3689	1.889,31
183	699,82	25,76	0,3765	2.040,56
186	650,13	26,52	0,3661	1.835,68
189	671,97	26,27	0,3707	1.924,44
192	674,88	26,24	0,3713	1.936,38
195	652,11	26,30	0,3665	1.844,24
198	637,63	26,18	0,3635	1.787,02
201	643,93	26,46	0,3648	1.811,16
204	638,80	26,87	0,3637	1.789,62

207	639,66	26,18	0,3639	1.795,05
210	639,72	26,29	0,3639	1.794,96
213	616,78	26,28	0,3591	1.705,06
216	644,89	26,48	0,3650	1.814,91
219	650,31	26,39	0,3661	1.836,78
222	629,04	26,32	0,3617	1.752,79
225	606,74	26,53	0,3570	1.665,55
228	604,81	26,70	0,3566	1.657,64
231	665,34	26,32	0,3693	1.897,40
234	662,77	26,06	0,3688	1.887,78
237	657,85	26,73	0,3677	1.865,98
240	645,24	26,64	0,3651	1.815,84
243	647,16	26,36	0,3655	1.824,30
246	659,30	26,37	0,3680	1.872,88
249	664,84	26,16	0,3692	1.895,85
252	655,43	26,67	0,3672	1.856,45
255	657,96	25,98	0,3677	1.868,64
258	640,97	25,51	0,3642	1.802,20
261	613,01	25,84	0,3583	1.691,72
264	596,79	25,89	0,3549	1.629,26
267	616,22	26,03	0,3590	1.703,61
270	657,55	26,37	0,3677	1.865,84
273	645,68	26,04	0,3652	1.819,35
276	626,65	26,20	0,3612	1.743,77
279	627,82	26,56	0,3614	1.747,31
282	645,52	26,07	0,3651	1.818,62
285	722,28	26,75	0,3812	2.131,85
288	711,91	26,21	0,3790	2.089,75
291	709,67	26,18	0,3786	2.080,44
294	698,96	26,43	0,3763	2.034,96
297	718,46	26,86	0,3804	2.115,36
300	717,22	27,19	0,3802	2.109,12
303	715,41	26,46	0,3798	2.103,72
306	689,20	26,46	0,3743	1.994,45
309	684,07	26,57	0,3732	1.973,00
312	699,36	26,00	0,3764	2.037,92
315	714,23	26,45	0,3795	2.098,78
318	683,88	25,66	0,3732	1.974,95
321	668,02	26,14	0,3698	1.908,79
324	706,92	25,66	0,3780	2.070,50
327	775,46	25,59	0,3923	2.365,53
330	751,46	25,75	0,3873	2.260,00
333	717,83	25,95	0,3803	2.115,48
336	686,58	26,24	0,3737	1.984,31
339	685,07	26,30	0,3734	1.977,92

342	708,75	25,90	0,3784	2.077,44
345	723,61	26,26	0,3815	2.138,99
348	710,15	26,33	0,3787	2.082,00
351	724,47	26,14	0,3817	2.143,01
354	727,82	26,22	0,3824	2.157,00
357	700,95	25,99	0,3767	2.044,57
360	669,61	25,63	0,3702	1.916,75
363	687,40	25,51	0,3739	1.989,88
366	726,17	25,82	0,3820	2.151,21
369	741,25	25,52	0,3852	2.216,62
372	718,33	26,03	0,3804	2.117,35
375	674,78	25,41	0,3713	1.938,45
378	703,91	25,34	0,3774	2.058,89
381	726,93	25,32	0,3822	2.155,98
384	716,39	25,19	0,3800	2.111,73
387	720,58	25,42	0,3809	2.128,73
390	737,14	25,70	0,3843	2.198,41
393	721,11	25,45	0,3810	2.130,88
396	679,65	25,66	0,3723	1.957,60
399	667,17	25,19	0,3697	1.908,16
402	686,29	26,14	0,3737	1.983,42
405	664,84	25,90	0,3692	1.896,62
408	647,98	25,26	0,3657	1.830,80
411	642,13	25,47	0,3644	1.806,91
414	668,52	25,58	0,3700	1.912,48
417	641,47	24,82	0,3643	1.806,20
420	717,62	24,90	0,3802	2.117,81
423	731,54	24,56	0,3831	2.177,97
426	717,77	24,52	0,3803	2.119,60
429	704,03	24,34	0,3774	2.062,42
432	715,37	24,42	0,3798	2.109,78
435	717,24	24,67	0,3802	2.116,90
438	689,33	24,52	0,3743	2.000,82
441	641,17	24,24	0,3642	1.806,71
444	650,64	24,94	0,3662	1.842,37
447	686,80	24,79	0,3738	1.989,57
450	703,16	24,53	0,3772	2.058,21
453	689,97	24,50	0,3744	2.003,52
456	691,74	24,25	0,3748	2.011,59
459	715,06	24,06	0,3797	2.109,57
462	721,09	23,73	0,3810	2.136,06
465	701,97	24,16	0,3770	2.054,37
468	684,87	24,05	0,3734	1.983,85
471	659,86	24,16	0,3681	1.881,68
474	632,74	24,39	0,3625	1.772,95

477	612,75	24,02	0,3583	1.695,96
480	666,97	24,09	0,3696	1.910,62
483	711,31	23,84	0,3789	2.094,45
486	712,50	23,79	0,3792	2.099,61
489	724,61	23,94	0,3817	2.150,35
492	727,21	24,27	0,3822	2.160,40
495	700,62	24,18	0,3767	2.048,68
498	686,90	24,20	0,3738	1.991,76
501	662,80	24,62	0,3688	1.892,18
504	654,25	24,80	0,3670	1.857,23
507	627,69	24,87	0,3614	1.751,71
510	584,96	24,58	0,3525	1.588,08
513	660,28	24,32	0,3682	1.882,90
516	620,43	24,94	0,3599	1.723,13
519	619,93	24,12	0,3598	1.723,56
522	637,41	24,74	0,3634	1.790,35
525	633,41	23,74	0,3626	1.777,48
528	618,12	23,94	0,3594	1.717,03
531	628,00	23,66	0,3615	1.756,44
534	624,51	23,90	0,3607	1.742,07
537	607,31	23,53	0,3571	1.676,35
540	612,09	23,33	0,3581	1.695,39
543	576,77	23,76	0,3507	1.559,57
546	592,35	24,12	0,3540	1.617,39
549	650,65	23,91	0,3662	1.845,44
552	565,25	23,90	0,3483	1.516,19
555	519,14	24,23	0,3387	1.347,71
558	444,79	23,55	0,3231	1.094,38
561	412,77	24,07	0,3164	988,89
564	386,27	24,06	0,3109	905,34
567	386,66	23,57	0,3109	907,78
570	365,86	23,77	0,3066	843,30
573	351,24	23,21	0,3035	800,56
576	335,65	23,99	0,3003	752,43
579	321,95	23,66	0,2974	713,28
582	310,05	23,53	0,2949	679,39
585	300,05	23,42	0,2928	651,28
588	291,00	23,93	0,2909	624,71
<b>Calor de salida perdido en la chimenea</b>				<b>1.706,48kJ/kg</b>

**Nota.** Calor de salida perdido en la chimenea durante todo el proceso de producción de la panela Fuente: Autor del Proyecto. Fuente: Autor del proyecto.



**Tabla 37***Destrucción de exergía en el proceso.*

<b>Tiempo (min)</b>	<b>T_7 Chimenea (°C)</b>	<b>T_7 Chimenea (°K)</b>	<b>X. destrucción (kJ/min)</b>
0	26	299,15	9455,69
3	25,99	299,14	9455,37
6	26,08	299,23	9458,21
9	26,2	299,35	9462,01
12	26,18	299,33	9461,38
15	332,45	605,6	19142,11
18	413,48	686,63	21703,35
21	413,15	686,3	21692,92
24	409,67	682,82	21582,92
27	418,85	692	21873,09
30	512,41	785,56	24830,38
33	435,61	708,76	22402,85
36	445,65	718,8	22720,20
39	453,55	726,7	22969,91
42	421,77	694,92	21965,39
45	437,85	711	22473,65
48	445,87	719,02	22727,15
51	551	824,15	26050,15
54	584,69	857,84	27115,05
57	602,03	875,18	27663,14
60	573,64	846,79	26765,77
63	572,39	845,54	26726,26
66	612,82	885,97	28004,19
69	598,51	871,66	27551,88
72	555,78	828,93	26201,24
75	549,03	822,18	25987,89
78	573,14	846,29	26749,97
81	581,7	854,85	27020,54
84	551,63	824,78	26070,07
87	527,12	800,27	25295,34
90	545,18	818,33	25866,19
93	605,14	878,29	27761,44
96	570,93	844,08	26680,11
99	597,15	870,3	27508,89
102	610,07	883,22	27917,27
105	591,22	864,37	27321,45
108	578,94	852,09	26933,30
111	606,85	880	27815,49
114	611,31	884,46	27956,46

117	618,36	891,51	28179,30
120	627,67	900,82	28473,58
123	628,88	902,03	28511,83
126	666,71	939,86	29707,58
129	668,67	941,82	29769,53
132	650,1	923,25	29182,56
135	651,27	924,42	29219,54
138	658,58	931,73	29450,60
141	630,87	904,02	28574,73
144	624,49	897,64	28373,06
147	661,3	934,45	29536,57
150	673,2	946,35	29912,72
153	661,02	934,17	29527,72
156	630,73	903,88	28570,30
159	613,34	886,49	28020,63
162	592,63	865,78	27366,02
165	647,48	920,63	29099,74
168	636,96	910,11	28767,22
171	611,91	885,06	27975,43
174	605,17	878,32	27762,39
177	667,24	940,39	29724,33
180	663,42	936,57	29603,58
183	699,82	972,97	30754,13
186	650,13	923,28	29183,51
189	671,97	945,12	29873,84
192	674,88	948,03	29965,82
195	652,11	925,26	29246,09
198	637,63	910,78	28788,40
201	643,93	917,08	28987,53
204	638,8	911,95	28825,38
207	639,66	912,81	28852,57
210	639,72	912,87	28854,46
213	616,78	889,93	28129,36
216	644,89	918,04	29017,88
219	650,31	923,46	29189,20
222	629,04	902,19	28516,88
225	606,74	879,89	27812,01
228	604,81	877,96	27751,01
231	665,34	938,49	29664,27
234	662,77	935,92	29583,04
237	657,85	931	29427,52
240	645,24	918,39	29028,94
243	647,16	920,31	29089,63

246	659,3	932,45	29473,36
249	664,84	937,99	29648,47
252	655,43	928,58	29351,03
255	657,96	931,11	29431,00
258	640,97	914,12	28893,97
261	613,01	886,16	28010,20
264	596,79	869,94	27497,51
267	616,22	889,37	28111,66
270	657,55	930,7	29418,04
273	645,68	918,83	29042,85
276	626,65	899,8	28441,34
279	627,82	900,97	28478,32
282	645,52	918,67	29037,79
285	722,28	995,43	31464,06
288	711,91	985,06	31136,28
291	709,67	982,82	31065,48
294	698,96	972,11	30726,95
297	718,46	991,61	31343,32
300	717,22	990,37	31304,12
303	715,41	988,56	31246,91
306	689,2	962,35	30418,45
309	684,07	957,22	30256,30
312	699,36	972,51	30739,59
315	714,23	987,38	31209,61
318	683,88	957,03	30250,29
321	668,02	941,17	29748,98
324	706,92	980,07	30978,55
327	775,46	1048,61	33145,00
330	751,46	1024,61	32386,40
333	717,83	990,98	31323,40
336	686,58	959,73	30335,64
339	685,07	958,22	30287,91
342	708,75	981,9	31036,40
345	723,61	996,76	31506,10
348	710,15	983,3	31080,65
351	724,47	997,62	31533,28
354	727,82	1000,97	31639,17
357	700,95	974,1	30789,85
360	669,61	942,76	29799,24
363	687,4	960,55	30361,56
366	726,17	999,32	31587,02
369	741,25	1014,4	32063,67
372	718,33	991,48	31339,21

375	674,78	947,93	29962,66
378	703,91	977,06	30883,41
381	726,93	1000,08	31611,04
384	716,39	989,54	31277,89
387	720,58	993,73	31410,33
390	737,14	1010,29	31933,76
393	721,11	994,26	31427,08
396	679,65	952,8	30116,59
399	667,17	940,32	29722,12
402	686,29	959,44	30326,47
405	664,84	937,99	29648,47
408	647,98	921,13	29115,55
411	642,13	915,28	28930,64
414	668,52	941,67	29764,79
417	641,47	914,62	28909,78
420	717,62	990,77	31316,77
423	731,54	1004,69	31756,76
426	717,77	990,92	31321,51
429	704,03	977,18	30887,21
432	715,37	988,52	31245,65
435	717,24	990,39	31304,75
438	689,33	962,48	30422,56
441	641,17	914,32	28900,29
444	650,64	923,79	29199,63
447	686,8	959,95	30342,59
450	703,16	976,31	30859,71
453	689,97	963,12	30442,79
456	691,74	964,89	30498,74
459	715,06	988,21	31235,85
462	721,09	994,24	31426,45
465	701,97	975,12	30822,09
468	684,87	958,02	30281,59
471	659,86	933,01	29491,06
474	632,74	905,89	28633,83
477	612,75	885,9	28001,98
480	666,97	940,12	29715,79
483	711,31	984,46	31117,32
486	712,5	985,65	31154,93
489	724,61	997,76	31537,71
492	727,21	1000,36	31619,89
495	700,62	973,77	30779,42
498	686,9	960,05	30345,75
501	662,8	935,95	29583,99

504	654,25	927,4	29313,73
507	627,69	900,84	28474,21
510	584,96	858,11	27123,58
513	660,28	933,43	29504,33
516	620,43	893,58	28244,73
519	619,93	893,08	28228,93
522	637,41	910,56	28781,45
525	633,41	906,56	28655,01
528	618,12	891,27	28171,72
531	628	901,15	28484,01
534	624,51	897,66	28373,70
537	607,31	880,46	27830,03
540	612,09	885,24	27981,12
543	576,77	849,92	26864,71
546	592,35	865,5	27357,17
549	650,65	923,8	29199,94
552	565,25	838,4	26500,58
555	519,14	792,29	25043,11
558	444,79	717,94	22693,01
561	412,77	685,92	21680,91
564	386,27	659,42	20843,28
567	386,66	659,81	20855,61
570	365,86	639,01	20198,16
573	351,24	624,39	19736,04
576	335,65	608,8	19243,26
579	321,95	595,1	18810,23
582	310,05	583,2	18434,08
585	300,05	573,2	18118,00
588	291	564,15	17831,94
<b>Destrucción de exergía total en el proceso</b>			<b>5.490.991,78 kJ/min</b>

**Nota.** Destrucción de Exergía durante todo el proceso de producción de la panela Fuente: Autor del Proyecto.

Fuente: Autor del proyecto.