

UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO

ESCUELA DE POSGRADO

**Doctorado en Ciencias de la Ingeniería Mecánica y Eléctrica con
mención en Energía**



TESIS

**Estudio del proceso de recuperación de energía en calderas acuotubulares
bagaceras en la Empresa Agroindustrial Casa Grande S.A.C.**

**Presentada para obtener el grado académico de: Doctor en Ciencias de la Ingeniería
Mecánica y Eléctrica con mención en Energía**

autor:

Mg. Enrique Alfredo Villarreal Alvitres

<https://orcid.org/0000-0002-1178-3894>

Asesor:

Dr. Luis Jaime Collantes Santisteban.

<https://orcid.org/0000-0001-9262-9399>

Lambayeque, Perú

2025

Estudio del proceso de recuperación de energía en calderas acuotubulares bagaceras en la
Empresa Agroindustria Casa Grande S.A.C.



Mg. Enrique Alfredo Villarreal Alvitres
Autor



Dr. Luis Jaime Collantes Santisteban
Asesor

Tesis presentada a la Escuela de Posgrado de la Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo
para obtener el grado académico de: Doctor en Ciencias de la Ingeniería Mecánica y
Eléctrica con mención en Energía.

Aprobado por:



Dr. Fredy Dávila Hurtado
Presidente de jurado



Dr. Oscar Méndez Cruz
Secretario de jurado



Dr. Arnulfo Cieza Ramos
Vocal de jurado

Lambayeque – Perú
2026

ACTA DE SUSTENTACIÓN DE TESIS

116

Siendo las 11:45 horas del día QUINCE de JULIO del año Dos Mil VEINTISEIS, en la Sala de Sustentación de la Escuela de Posgrado de la Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo de Lambayeque, se reunieron los miembros del Jurado, designados mediante Resolución N° 269-2026-EP6-I de fecha 05/04/2026, conformado por:

<u>Dr. FREDY JAVILA HURTADO</u>	PRESIDENTE (A)
<u>Dr. OSCAR MENDOZA CRUZ</u>	SECRETARIO (A)
<u>Dr. ARNOLFO CIEZA RAMOS</u>	VOCAL
<u>Dr. LUIS JOINE COLLANTES SANTISTEBAN</u>	ASESOR (A)

Con la finalidad de evaluar la tesis titulada "ESTUDIO DEL PROCESO DE RECUPERACION DE ENERGIA EN CALDERAS ACUOTUBULARES BAGACERAS EN LA E.A.I. CASA GRANDE SAC."

presentado por el (la) Tesista ENRIQUE ALFREDO VILLARREAL ALVAREZ sustentación que es autorizada mediante Resolución N° 295-2026-EP6-I de fecha 10 DE JULIO DE 2026

El Presidente del jurado autorizó del acto académico y después de la sustentación, los señores miembros del jurado formularon las observaciones y preguntas correspondientes, las mismas que fueron absueltas por el (la) sustentante, quien obtuvo 17 puntos que equivale al calificativo de BUENO

En consecuencia el (la) sustentante queda apto (a) para obtener el Grado Académico de: DOCTOR EN CIENCIAS DE LA INGENIERIA MECANICA Y ELECTRICA CON MENCIÓN EN ENERGIA

Siendo las 12:30 horas del mismo día, se da por concluido el acto académico, firmando la presente acta.



PRESIDENTE
Dr. Fredy Javila Hurtado



SECRETARIO
Dr. Oscar Mendoza Cruz



VOCAL
Dr. Arnolfo Cieza Ramos

ASESOR

Dr. Luis Jaime Collantes Santisteban

CONSTANCIA DE VERIFICACIÓN DE ORIGINALIDAD

Yo, Dr. Luis Jaime Collantes Santisteban, usuario revisor de tesis ☒ Trabajo de suficiencia profesional ☐ y/o Trabajo académico ☐ Titulado: ESTUDIO DEL PROCESO DE RECUPERACION DE ENERGIA EN CALDERAS CUOTUBULARES BAGACERAS EN LA E.A.I. CASA GRANDE SAC. Cuyo autor es: Enrique Alfredo Villarreal Alvitres; con DNI N°16654922; declaro que la evaluación por el programa informático, ha arrojado un porcentaje de similitud 19% verificables en el resumen del reporte automatizado de similitudes que se acompaña.

El suscrito analizó el reporte y concluyo que cada una de las coincidencias dentro del porcentaje de similitud no constituyen plagio y que el documento cumple con la integridad científica y con las normas para el uso de citas y referencias establecidas en los protocolos respectivos,

Se cumple con adjuntar el recibo digital a efectos de la trazabilidad respectiva del proceso.

Lambayeque, 18 de marzo de 2026



Dr. Luis Jaime Collantes Santisteban
DNI: 16654135
Asesor

Defina modalidad con (X)

Adjunta:

Resumen de Reporte automatizado de similitudes

Recibo digital

Estudio del proceso de recuperación de energía en calderas acuotubulares bagaceras en la Empresa Agroindustrial Casa Grande S.A.C.

INFORME DE ORIGINALIDAD

19%	19%	4%	3%
INDICE DE SIMILITUD	FUENTES DE INTERNET	PUBLICACIONES	TRABAJOS DEL ESTUDIANTE

FUENTES PRIMARIAS

1	www.repositorio.unicamp.br Fuente de Internet	4%
2	repositorio.uns.edu.pe Fuente de Internet	3%
3	hdl.handle.net Fuente de Internet	1%
4	www.proceedings.scielo.br Fuente de Internet	1%
5	qdoc.tips Fuente de Internet	1%
6	c1189c71-76d9-442d-9e45-7a82d36993cf.filesusr.com Fuente de Internet	<1%
7	dokumen.pub Fuente de Internet	<1%
8	doczz.es Fuente de Internet	<1%
9	www.researchgate.net Fuente de Internet	<1%
10	doku.pub Fuente de Internet	<1%
11	zaguan.unizar.es Fuente de Internet	<1%


 Dr. Luis Jaime Collantes Santisteban
 Asesor
 DNI: 16654135



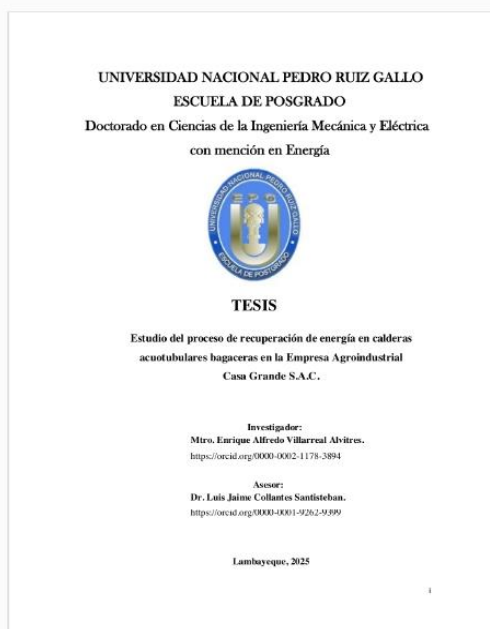
Recibo digital

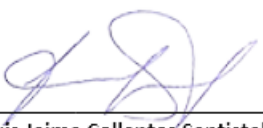

Dr. Luis Jaime Collantes Santisteban
Asesor

Este recibo confirma que su trabajo ha sido recibido por **Turnitin**. A continuación podrá ver la información del recibo con respecto a su entrega.

La primera página de tus entregas se muestra abajo.

Autor de la entrega: Enrique Alfredo Villarreal Alvitres
Título del ejercicio: Quick Submit
Título de la entrega: Estudio del proceso de recuperación de energía en calderas ac...
Nombre del archivo: Tesis_Doctoral_Villarreal_02-03-2026.pdf
Tamaño del archivo: 5.36M
Total páginas: 286
Total de palabras: 62,356
Total de caracteres: 282,196
Fecha de entrega: 17-mar-2026 11:30a. m. (UTC-0500)
Identificador de la entrega: 2905761228




Dr. Luis Jaime Collantes Santisteban
Asesor
DNI: 16654135

Dedicatoria

A LA MEMORIA

Este trabajo de Tesis Doctoral va dedicado especialmente a la memoria de mis Queridos Padres: Wenceslao Lizardo Villarreal Urbina e Hilda Victoria Alvitres Portolatino, en forma muy especial a la memoria de mis inolvidables hermanos y hermanas

A mi esposa Carmen Rosa e hijos: Denis Federico y Sonia por su gran apoyo y aliento que sirvieron para culminar y obtener el anhelado grado académico en Doctor en Ciencias.

Enrique

Agradecimiento

El eterno agradecimiento a Dios por todas las bendiciones que he recibido, una más es el feliz término de esta etapa de posgrado.

El autor desea expresar su sentimiento de agradecimiento y reconocimiento a las siguientes personas por su ayuda valiosa y la cooperación que me han dado durante el presente trabajo de investigación.

A nuestros familiares en especial a mi hermano William por su apoyo incondicional a lo largo de esta etapa, quien con su sabiduría y profesionalismo ha sabido guiar durante todo el curso de la investigación.

A mi asesor, el Doctor Luis Jaime Collantes Santisteban, de la Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo, por compartir el tema de mi investigación y su apoyo incesante y orientación durante todo el curso de mi investigación.

Al Doctor Jaime Héctor Sotero Solís, cuyas ideas y sugerencias acerca de la aplicación del software Octave en el procesamiento de datos experimentales, me llevo a tener éxito en este proyecto de investigación.

Al Doctor Carlos L. Oblitas Vera, por su ayuda incondicional y aportes recibidos

A todos y cada uno de nuestros profesores, quienes impartieron sus conocimientos en las aulas y con su apoyo hicieron posible la realización de esta tesis.

A nuestros amigos Dr. Jorge Calderón B. y Dr. Wilson Rodríguez quienes en todo momento estuvieron brindándome su apoyo desinteresado.

Enrique

INDICE GENERAL

CAPITULO I

1. INTRODUCCION

1.1.	Realidad problemática	1
1.2.	Problema de la investigación	3
1.3.	Formulación del problema	4
1.4.	Justificación e importancia de la investigación	5
1.4.1.	Justificación científica	5
1.4.2.	Justificación económica	5
1.4.3.	Justificación social	5
1.5.	Objetivos	6
1.5.1.	Objetivos generales	6
1.5.2.	Objetivos específicos	7
1.6.	Estructura de la investigación	7
1.7.	Limitaciones de la investigación	9

CAPITULO II

2.	DISEÑO TEORICO	10
2.1.	Antecedentes del problema	10
2.2.	Base teórica	12
2.2.1.	Calderas supercríticas	12
2.2.2.	Calderas de bagazo en el sector azucarero peruano	15
2.2.3.	Diseño de la caldera	16
2.2.4.	Equipos recuperadores de calor que conforman la caldera	19
2.2.4.1.	Precalentadores de aire	20
2.2.4.2.	Economizador	25
2.2.4.3.	Secadores de bagazo de caña: Estado de la técnica	27
2.2.5.	Combustion de bagazo: Parrillas y sistemas de Combustion	29
2.2.5.1.	Parrillas basculantes	31
2.2.5.2.	Parrillas pinhol	31
2.2.5.3.	Parrillas rotativas	31
2.2.5.4.	Parrillas vibro-fluidizadas	32
2.2.5.5.	Combustion en lecho fluidizado (FBC)	32
2.3.	Hipótesis	37
2.4.	Variables	38
2.4.1.	Sistemas variables	39
2.4.2.	Operacionalización de variables	39

CAPITULO III

3.	DISEÑO METODOLOGICO	44
3.1.	Diseño de contrastación de hipótesis	44
3.1.1.	Hipótesis de Investigación	44
3.1.1.1.	Hipótesis general	44
3.1.1.2.	Hipótesis específica	44
3.1.2.	Diseño de Contrastación de Hipótesis	44
3.1.2.1.	Enfoque metodológico	44
3.1.2.2.	Variables de estudio	45

3.1.2.3.	Procedimiento de contratación estadística.....	45
3.1.2.4.	Validación técnica	46
3.1.2.5.	Criterios de decisión.....	46
3.1.2.6.	Presentación de resultados.....	46
3.1.3.	Consideraciones Éticas y de Validez.....	46
3.2.	Población y muestra	47
3.2.1.	Población de estudio	47
3.2.2.	Muestra de estudio.....	47
3.3.	Materiales, Técnicas e Instrumentos de Recolección de datos	48
3.3.1.	Técnicas de recolección de datos.....	48
3.3.2.	Instrumentos de recolección de datos	49
3.4.	Métodos y Procedimientos para la Recolección de datos	49
3.5.	Caracterización del bagazo de caña	50
3.5.1.	Composición del bagazo de caña	55
3.5.2.	Caracterización de las partículas de bagazo	56
3.5.3.	Análisis por tamizado	61
3.5.3.1.	Procedimiento experimental	61
3.5.3.2.	Resultados del análisis de tamaño por tamizado	62
3.5.3.3.	Cuidados importantes durante un análisis de tamizado de partículas de bagazo	68
3.5.3.4.	Comparación de los tamaños de las partículas obtenidas por molienda o por el difusor	68
3.5.3.6.	Determinación del porcentaje de fibra y polvillo en el bagazo.....	72
3.5.3.7.	Determinación de las características geométricas de las partículas del bagazo	78
3.5.4.	Velocidad terminal y Coeficiente de arrastre	89
3.5.4.1.	Modelamiento de la velocidad terminal y el coeficiente de arrastre	90
3.5.5.	Poder calorífico del bagazo de caña	94
3.5.6.	Exergía del bagazo de caña	95
3.5.6.1.	Exergía física.....	95
3.5.6.2.	Exergía química	96
3.5.6.2.1.	Propuesta por Szargut	97
3.5.6.2.2.	Propuesta por Wittwer	100
3.5.7.	Temperatura de ignición espontanea del bagazo de caña	106
3.5.7.1.	Materiales y Métodos	109
3.5.7.2.	Resultados.....	110
3.5.8.	Conclusiones de esta sección.....	110
3.5.8.1.	Caracterización de las partículas del bagazo	111
3.5.8.2.	Velocidad terminal y Coeficiente de arrastre	111
3.5.8.3.	Exergía del bagazo de caña	111
3.5.8.4.	Temperatura de auto-ignición del bagazo	112
3.6.	Balance de Masa, Energía, Exergía y transferencia de calor.....	112
3.6.1.	Descripción del sistema de generación de vapor.....	112
3.6.2.	Caso I	113
3.6.3.	Caso II	116
3.6.4.	Caso III.....	119

3.6.5.	Caso IV	123
3.7.	Análisis termodinámico de la caldera de Vapor.....	124
3.7.1.	Generador de vapor	128
3.7.1.1.	Combustion adiabática del bagazo seco con aire estequiométrico	128
3.7.1.2.	Mezclado y evaporización de la humedad del bagazo.....	132
3.7.1.3.	Proceso de trasferencia de calor	135
3.7.2.	Sistemas de recuperación de enrga de los gases de escape.....	139
3.7.2.1.	Economizador.....	141
3.7.2.2.	Pre calentador de aire	147
3.7.2.3.	Secador de bagazo	151
3.8.	Cálculo del Costo del Sistema de Recuperación de Energía de los gases de escape (SREG)	161
3.8.1.	Costo del Economizador y Precalentador de aire.....	161
3.8.2.	Costo del secador Neumático de bagazo.....	162
CAPITULO IV		
4.	RESULTADOS DE LA CALDERA DE BAGAZO	164
4.1.	Eficiencia de la caldera	164
4.1.1.	Eficiencia de la caldera: Primera Ley	165
4.1.1.1.	Método de las entradas y salidas	166
4.1.1.2.	Método del balance de energía	166
4.2.	Eficiencia de las calderas de bagazo: Primera Ley.....	169
4.2.1.	Eficiencia de las calderas: Método de las entradas y salidas.....	169
4.2.1.1.	Eficiencia: Base PCI y PCS	170
4.2.2.	Eficiencia de las calderas de bagazo: Método del balance de energía	171
4.2.2.1.	Base PCI.....	172
4.2.2.2.	Base PCS	175
4.2.3.	Otras metodologías para calcular la eficiencia de las calderas	181
4.3.	Eficiencia de las calderas de bagazo: Análisis de la Segunda Ley.....	181
4.3.1.	Método de los insumos y productos.....	182
4.3.2.	Método del balance de energía	183
4.4.	Discusión del capítulo.....	185
CAPITULO V		
5.	PRESENTACION Y DISCUSION DE RESULTADOS	187
5.1.	Validación del programa de cálculo	188
5.2.	Sistemas de generación de vapor analizados.....	191
5.3.	Datos termodinámicos de los sistemas de generación de vapor.....	194
5.4.	Formación de gases de Combustion en función de la temp del lecho.....	196
5.5.	Influencia del % de inquemados en la energía generada y eficiencia del sistema	197
5.6.	Influencia de la temperatura del lecho en la energía generada y eficiencia del sistema	199
5.7.	Influencia de la temperatura de los gases de escape en la energía generada y eficiencia del sistema	201
5.8.	Eficiencia del % de aire en la energía generada y eficiencia del sistema	203
5.9.	Analisis de la Primera y Segunda Ley de los sistemas de generación de vapor	205

5.10.	Costo del SREG de los gases de escape	207
5.11.	Reducción de costos del SREG.....	209
5.12.	Discusión del capítulo	209
CAPITULO VI		
6.	PROPUESTA DE INTERVENSION Y CONCLUSIONES.....	211
6.1.	Sugerencias para trabajos futuros.....	211
6.2.	Conclusiones.....	212
6.3.	REFERENCIAS	216

ANEXOS

Anexo 1: Medición de las partículas de bagazo de bagazo y determinación de sus principales parámetros	224
Anexo 2: Condiciones de diseño de la caldera TSXG	237
Anexo 3: Esquema del sistema de cogeneración de Papelera Trupal S.A – Cartavio	241
Anexo 4: Condiciones reales de la caldera TSXG	243
Anexo 5: Programa de cálculo del Coeficiente de Arrastre y de la Velocidad terminal de las partículas de bagazo	245
Anexo 6: Programa de cálculo del balance de energía y eficiencia de la caldera TSXG	248

INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Diagrama de bloques simplificado de una caldera bagacera	4
Figura 2.1. Evolución del desarrollo de las calderas de vapor por Mitsubishi	12
Figura 2.2. Chubu Electric Co., Kawagoe Thermal Power Station N° 1-2 Boilers.....	14
Figura 2.3. Chubu Electric Co., Misumi Power Station N° 1 Boiler	14
Figura 2.4. Caldera Supercritical de una tabulación o un solo paso	18
Figura 2.5. Caldera bagacera con dos tabulaciones o dos pasos	19
Figura 2.6. Ubicación de los pre calentadores de aire en caldera TSXG – C.G	21
Figura 2.7. Disposición de los pre calentadores de aire en caldera TSXG – CG	22
Figura 2.8. Pre calentador de aire tubular	24
Figura 2.9. Economizador de caldera de bagazo TSXG – Casa Grande	26
Figura 2.10. Caldera de combustión en lecho fluidizado atmosférica AFBC	33
Figura 2.11. Tendencias de capacidad y numero de calderas FBC	34
Figura 2.12. Caldera combustión en lecho fluido burbujeante	35
Figura 2.13. Diagrama esquemático de una caldera CFBC	37
Figura 3.1. Caldera Tangshan Xinde XD – 130/6.86 – M8, 130 ton vapor/h	48
Figura 3.2. Diagrama de bloques del análisis energético	50
Figura 3.3. Difusor anular Silver 840	53
Figura 3.4. Trapiche B	54
Figura 3.5. Trapiche C	54
Figura 3.6. Bagazo de caña de azúcar	58
Figura 3.7. Fibra	58
Figura 3.8. Medula	58
Figura 3.9. Análisis de tamizado con una abertura media del tamiz para muestras I y II con molienda	65
Figura 3.10. Comportamiento de la fracción de masa retenida con una abertura media de tamiz para muestras I y II obtenidas del difusor	67
Figura 3.11. Comportamiento de la fracción en peso retenida con una abertura media del tamiz para muestras de molienda y difusor	71
Figura 3.12. Comportamiento del peso porcentual de la fibra y del polvillo en la difusión	75
Figura 3.13. Comportamiento del peso porcentual de la fibra y el polvillo en la molienda	75
Figura 3.14. Comportamiento del peso porcentual de la fibra con el $\ln(dp)$	77
Figura 3.15. Comportamiento del peso porcentual de la fibra con el $\ln(dp)$ – molienda	78
Figura 3.16. Características geométricas de la fibra y de la medula del bagazo.....	79
Figura 3.17. Longitud mayor y menor de la partícula	80
Figura 3.18. Muestra de medida usada como el diametro de la partícula (DP)	81
Figura 3.19. Componentes del bagazo de caña: A Fracción de fibra y B fracción de medula o polvillo	83
Figura 3.20. Diferentes tamaños de fibras de bagazo de caña de azúcar	84
Figura 3.21. Exergía del bagazo para diferentes composiciones másicas	106
Figura 3.22. Bagazo de caña, curvas DTG a diferentes flujos calóricos	108
Figura 3.23. Curvas TG y DTG para el bagazo de caña de azúcar en una dinámica atmósfera de (a) nitrógeno y (b) oxígeno	109

Figura 3.24. Caldera compuesta por el generador de vapor – Caso I	113
Figura 3.25. Volumen de control del sistema de generación de vapor – Caso I.....	114
Figura 3.26. Domos y banco de tubos curvos del generador de vapor – Caso I	114
Figura 3.27. Generador de vapor saturado – Caso I	115
Figura 3.28. Caída de temperatura en una caldera de vapor saturado	116
Figura 3.29. Caldera compuesta por el generador de vapor y pre calentador de aire Caso II	117
Figura 3.30. Volúmenes de control en generación de vapor Caso II	117
Figura 3.31. Vista lateral caldera Distral E.A.I. Andahuasi S.A. – Caso II	118
Figura 3.32. Caldera compuesta por generador de vapor, economizador y ... precalentador de aire – Caso III	120
Figura 3.33. Volumen de control del sistema de generación de vapor–Caso III.....	120
Figura 3.34. Vista lateral caldera Babcock & Wilcox, E.A.I Pomalca–Caso III	121
Figura 3.35. Caída de temperatura de los gases de combustión	122
Figura 3.36. Caída de temperatura de los gases de combustión en una caldera de alta temperatura y presión	122
Figura 3.37. Caldera compuesta por el generador de vapor, economizador, pre calentador de aire y secador de bagazo – Caso IV	123
Figura 3.38. Volúmenes de control sistema de generación de vapor–Caso IV	124
Figura 3.39. V.C. en el proceso de combustión adiabática del bagazo seco	128
Figura 3.40. V.C. en la mezcla y evaporación de la humedad del bagazo	132
Figura 3.41. V.C. en el proceso de transferencia de calor en el generador	136
Figura 3.42. Economizador tipo serpentín utilizado en calderas bagaceras	141
Figura 3.43. Volumen de control del economizador	142
Figura 3.44. Pre calentador de aire de tubos horizontales de calderas bagazo.	148
Figura 3.45. Volumen de control en el pre calentador de aire	149
Figura 3.46. Volumen de control del secador de bagazo de caña	152
Figura 4.1. Volumen de control de la caldera	168
Figura 4.2. Carta de pérdidas de energía por radiación ABMA	177
Figura 5.1. Sistema compuesto por el generador de vapor, economizador, pre calentador de aire y secador. Caso IV	191
Figura 5.2. Secador neumático en operación	192
Figura 5.3. Caldera compuesta por el generador de vapor – Caso I	193
Figura 5.4. Caldera compuesta por el generador de vapor y pre calentador de aire – Caso II	193
Figura 5.5. Caldera compuesta por el generador de vapor, economizador y pre calentador de aire – Caso III	194
Figura 5.6 Gases de escape en función de la temperatura del lecho	196
Figura 5.7. Energía de reactivos y productos en función del % inquemados	197
Figura 5.8. Eficiencia de la caldera y de la combustión en función del % de inquemados.....	198
Figura 5.9. Energía de reactivos y productos en función de la temperatura del lecho	199
Figura 5.10. Eficiencia de la caldera y de la combustión	200
Figura 5.11. Energía de reactivos y productos en función de la temperatura de los gases de escape.	201
Figura 5.12. Eficiencia de la caldera y de la combustión en función de la temperatura	

de los gases de escape	202
Figura 5.13. Energías de reactivos y productos en función del aire	203
Figura 5.14. Eficiencia de la caldera y de la combustión en función del aire	204
Figura 5.15. Diagrama de Sankey del balance de energía Caso IV–base PCI	205
Figura 5.16. Diagrama de Sankey del balance de energía Caso IV–base PCS	205
Figura 5.17. Diagrama de Grassman – Caso IV	207

INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1 Recientes Unidades Supercríticas en Europa con condiciones modernas de Vapor	15
Tabla 2.2 Áreas de Transferencias de calor utilizadas en las calderas de bagazo	26
Tabla 2.3 Operacionalización de la variable.....	36
Tabla 2.4 Variables Independientes vs Niveles de estudio.....	37
Tabla 2.5 Diseño Factorial 25 con 32 corridas, dos niveles y una réplica.....	38
Tabla 2.6 Diseño Factorial 25 con 32 corridas, dos niveles y una réplica y sus efectos $k = 5$	39
Tabla 2.7 Orden de Muestreo para Diseño de Parcela Partida en la Caldera TSXG	40
Tabla 2.8 Orden de Muestreo para Diseño de Parcela Partida en la Caldera TSXG	41
Tabla 3.1 Condición actual de las calderas disponibles.....	45
Tabla 3.2 Características del sistema de preparación de las muestras de bagazo analizadas	50
Tabla 3.3 Composición química del bagazo seco.....	53
Tabla 3.4 Contenido de fibra y medula del bagazo integral.....	55
Tabla 3.5 Características del sistema de preparación de las muestras de bagazo analizadas.....	56
Tabla 3.6 Parámetros de trabajo usados por diversos autores en la caracterización de la caña de azúcar.....	57
Tabla 3.7 Análisis de malla de la muestra I, obtenida a través de molienda.....	60
Tabla 3.8 Análisis de malla de la muestra II obtenida a través de molienda.....	61
Tabla 3.9 Análisis de malla de la muestra I, obtenida a través de difusión.....	62
Tabla 3.10 Análisis de mallas de la muestra II obtenida a través de difusión.....	62
Tabla 3.11 Diámetro medio del bagazo, $\overline{d_p}$, para las muestras I y II de molienda y difusor.....	63
Tabla 3.12 Tamizado de las muestras representativas obtenidas a través de molienda y difusor.....	65
Tabla 3.13 Análisis por tamizado de las partículas del bagazo gruesas del difusor. Tyler 3.5	67
Tabla 3.14 Porcentaje de la fibra y el polvillo de la muestra obtenida por difusión.....	69
Tabla 3.15 Porcentaje de la fibra y del polvillo de la muestra obtenida a través de la molienda.....	70
Tabla 3.16 Comparación del peso porcentual de fibra con datos encontrados en la literatura.....	72

Tabla 3.17 Valores medios, máximos y mínimos de fibras largas de bagazo obtenidas a través del difusor y de molienda, para cada fracción separada por tamizado	81
Tabla 3.18 Valores medios, máximos y mínimos de fibras cortas de bagazo obtenidas a través del difusor y de molienda, para cada fracción separada por tamizado	82
Tabla 3.19 Diámetros representativos (DP) de las fibras largas y cortas obtenidas por la molienda y por el difusor, para cada fracción separada por tamizado.....	83
Tabla 3.20 Diámetro representativo (D_p) y medio (d_p) para las partículas de molienda y difusor	83
Tabla 3.21 Densidades aparentes de las fibras de bagazo seco para diferentes mallas Tyler.....	84
Tabla 3.22 Dependencia entre el poder calorífico del bagazo y el tipo de corte de la caña.....	90
Tabla 3.23 Composición del aire de reacción saturado de vapor de agua.....	97
Tabla 3.24 Composición elemental (% en peso sobre la base orgánica) y análisis proximal (% en peso base anhidro) de materia prima bagazo	105
Tabla 3.25 Composición química del bagazo seco en porcentaje.....	123
Tabla 5.1 Especificaciones técnicas de la caldera TSXG (CFB) – CASA GRANDE	189
Tabla 5.2 Datos industriales y simulados de la Caldera (130 ton/h, 6.86 MPa y 490°C).....	190
Tabla 5.3 Datos termodinámicos de los sistemas de generación de vapor, Casos I, II, III y IV, de la caldera de 130 ton/h de vapor 6.3 MPa y 490°C	195
Tabla 5.4.1 Formación de los gases de combustión	196
Tabla 5.5.1 Energía de reactivos y productos en función del % de inquemados.....	197
Tabla 5.2.2 Eficiencia de la caldera y de la combustión en función del % de inquemados.....	198
Tabla 5.6.1 Energía de reactivos y productos en función del % de inquemados.....	199
Tabla 5.6.2 Eficiencia de la caldera y de la combustión en función de la temperatura del lecho.....	200
Tabla 5.7.1 Energía de reactivos y productos en función de la temperatura de los gases de combustión	201
Tabla 5.7.2 Eficiencia de la caldera y de la combustión en función de la temp de los gases de escape.....	202
Tabla 5.8.1 Energías de Reactantes y Productos en función del exceso de aire de combustión	203
Tabla 5.8.2 Eficiencia de la caldera y de la combustión en función de eaire.....	204
Tabla 5.9 Costo del sistema de recuperación de energía de los gases de escape de los sistemas de generación de vapor, casos III y IV.....	208
Tabla 5.10 Coeficientes de transferencia de calor global en pre-calentador y en el Economizador.....	209

INFORMACION GENERAL

- Titulo:

Estudio del Proceso de Recuperación de Energía en Calderas Acuotubulares Bagaceras en la E.A.I. Casa Grande SAC.

- Autor:

Maestro Enrique Alfredo Villarreal Alvitres.

- Asesor de especialidad:

Doctor Luis Jaime Collantes Santisteban.

- Línea de investigación:

Energía

- Lugar:

Empresa Agroindustrial Casa Grande SAC – La Libertad

RESUMEN

El objetivo de este trabajo fue avalar el desempeño termodinámico de la caldera bagacera y reducir el costo de su sistema de recuperación de energía de los gases de combustión. Para eso, fue realizada la caracterización del bagazo después que se determinó la velocidad terminal y el coeficiente de arrastre. Asimismo, las propiedades del bagazo como el poder calorífico superior, la exergía, la temperatura de inicio y la temperatura de auto – ignición fueron determinadas. El rendimiento de la caldera fue determinada a través de la aplicación de la Primera y Segunda Ley de Termodinámica en el Análisis de la primera Ley, la eficiencia de la caldera fue determinada a través de los métodos (I) las entradas y salidas y (II) el balance de energía, ambos calculados en la base del poder calorífico inferior (PCI) y superior (PCS). En el análisis de la segunda ley, el método de los insumos y productos y del balance de exergía fueron aplicados. Una metodología del balance de exergía, específica para calderas de combustible húmedo, fue desarrollada y aplicada en este trabajo. A través de estos análisis, se desarrolló cuatro sistemas de generación de vapor fueron estudiados. Estos sistemas consistieron en: (I) generador de vapor, economizador de alta temperatura, precalentador de aire y economizador de baja temperatura; (II) generador de vapor, precalentador de aire y economizador; (III) generador de vapor, precalentador de aire y secador de bagazo y (IV) generador de vapor, economizador, precalentador de aire y secador de bagazo. Los resultados mostraron que el efecto de la humedad del bagazo es el factor más importante en el rendimiento de la caldera, el cual puede ser mejorado con una inserción de secadores. Además, el sistema de generación de vapor, compuesto por el generador de vapor, economizador, precalentador de aire y secador de bagazo representa el mejor rendimiento termodinámico y también el menor costo del sistema de recuperación de los gases de escape.

Palabras Clave: Caldera Acuotubular, Rendimiento termodinamico, Vapor Sobrecalentado, Sobrecalentador, Eficiencia Exergetica

ABSTRACT

Research Project Title: "STUDY OF THE ENERGY RECOVERY PROCESS IN WATER-TUBE BOILERS AT E.A.I. CASA GRANDE SAC."

Abstract:

The objective of this work was to validate the thermodynamic performance of the bagasse-fired boiler and reduce the cost of its flue gas energy recovery system. For this purpose, the characterization of the bagasse was carried out after determining the terminal velocity and drag coefficient. Likewise, bagasse properties such as higher heating value, exergy, ignition temperature, and auto-ignition temperature were determined. The boiler efficiency was determined through the application of the First and Second Laws of Thermodynamics. In the First Law analysis, boiler efficiency was determined using two methods: (I) input-output method and (II) energy balance method, both calculated on the basis of lower heating value (LHV) and higher heating value (HHV). In the Second Law analysis, the input-output method and exergy balance method were applied. A specific exergy balance methodology for wet-fuel boilers was developed and applied in this work. Through these analyses, four steam generation systems were studied. These systems consisted of: (I) steam generator, high-temperature economizer, air preheater, and low-temperature economizer; (II) steam generator, air preheater, and economizer; (III) steam generator, air preheater, and bagasse dryer; and (IV) steam generator, economizer, air preheater, and bagasse dryer. The results showed that the effect of bagasse moisture is the most important factor in boiler performance, which can be improved by incorporating dryers. Furthermore, the steam generation system composed of the steam generator, economizer, air preheater, and bagasse dryer represent the best thermodynamic performance and also the lowest cost of the flue gas recovery system.

Keywords: Water-tube boiler, Thermodynamic performance, Superheated steam, Superheater, Exergetic efficiency.

CAPITULO I: INTRODUCCION

1.1. Realidad Problemática.

EL Perú presenta una sociedad basada en la energía obtenida de productos fósiles no renovables, cuya extracción será cada vez más costosa desde el punto de vista económico y energético, sin embargo, aun cuando las alternativas de combustibles parecen prometedoras, no son una solución rápida. Se necesitan años, quizás décadas para sustituir los combustibles actuales, además es muy probable que las fuentes alternativas de combustibles no reduzcan, el consumo de energía, de hecho, si bien los combustibles alternativos pueden incrementar la disponibilidad de energía en el futuro, es probable que sean más costosos que los combustibles actuales debido a los procesos técnicos que se necesitan para extraerlos y procesarlos.

En la actualidad, el requerimiento de una mejor utilización de la energía entrante en un proceso, se ha convertido en una meta para todo el sector industrial a nivel mundial. Para cumplir con este requerimiento, es necesario un análisis de la integración, manejo y uso eficiente de la energía que conduzcan a una optimización energética en los procesos industriales (Cortez 2008) y a una máxima reducción de los impactos al medio ambiente.

La industria azucarera nacional, sigue siendo fiel a las normas de América del Norte, la tasa de evaporación del orden de 29 kg/m², produciendo calderas de cuatro pases de 20 a 35 y últimamente de 100 t/h de vapor, y la temperatura de salida del gas de esta caldera de cuatro pases de alrededor de 180°C, que no causa problemas significativos de corrosión, incluso con aceites combustibles.

En el Perú, la fuente, que se ha destacado, para la producción de energía es la biomasa de la caña de azúcar. Actualmente parte del residuo, 85% del bagazo producido, es utilizada para la generación de energía térmica y eléctrica en sistemas de cogeneración en las fábricas de

azúcar y alcohol. Una tonelada de caña produce aproximadamente 350 kg de bagazo con 50 % de humedad. Un porcentaje se deriva a las fábricas de papel y a los ganaderos.

La operación de una unidad de producción de azúcar-alcohol requiere el uso de tres tipos de energía: energía térmica, que se utiliza en la cocción de azúcar y / o para la destilación de alcohol de etílico; mecánica, que se utiliza en la mayoría de unidades para mover los molinos que es un proceso de trituración y compresión, quitar el jugo de la caña, sacarosa presente en ella; y electricidad para la iluminación, el funcionamiento de los motores y las bombas de agua que mover todo sistema de fábrica.

El elevado contenido de humedad de la biomasa agrícola residual es la gran limitante que presenta este tipo de material, por ello es necesario reducir al máximo este contenido de humedad. Lo anterior implica la realización de un proceso de secado previo a la combustión de la biomasa. La selección del proceso de secado depende de las características del material a secar, siendo el secado por transporte neumático el más adecuado para el caso del bagazo de caña de azúcar, debido a la heterogeneidad del material, además de su elevada higroscopicidad. Este tipo de material presenta una alternativa interesante, debido a que permite un ahorro considerable de combustibles fósiles, es un combustible menos contaminante y es una fuente energética renovable y constante.

El balance energético y energético de las calderas en la industria azucarera es de particular importancia. Con una buena exploración de energía, y equipamiento una fábrica azúcar es autosuficiente en términos de energía, es decir, a partir del bagazo puede producir suficiente energía para hacer funcionar todos los equipos de la fábrica y también producir energía sobrante y el bagazo para su comercialización.

Sin embargo, hay que señalar que la evaluación del rendimiento de una caldera se puede hacer en relación con el valor calorífico bruto (PCS) o inferior (PCI).

1.2. Problema de la Investigación

Las calderas acuotubulares bagaceras de la Empresa agroindustrial Casa Grande SAC, son de baja eficiencia, porque la temperatura de los gases de escape es de 200°C (alta) que se

disipan al medio ambiente. La utilización de esta energía en secar el bagazo conducirá a bajar su humedad, y por lo tanto aumentar su poder calorífico, minimizando el consumo del petróleo adicional y aumentando la eficiencia del caldero.

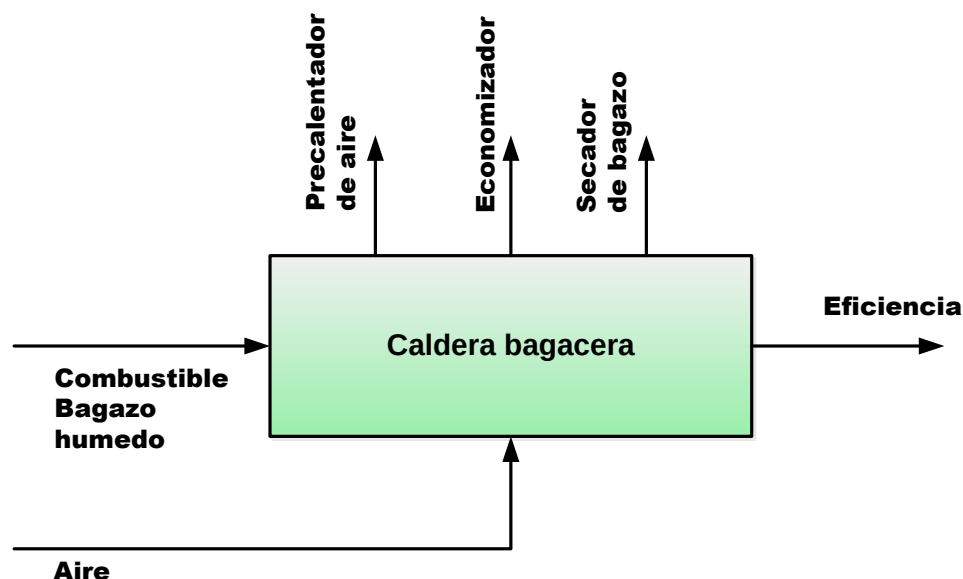
Este problema motivó, realizar el presente proyecto de investigación para encontrar una solución viable tanto técnica como económica que optimizará y mejorará los procesos existentes de combustión y emisión de gases en la caldera del ingenio azucarero para cumplir los requerimientos de la Normatividad vigente en el Perú con respecto a la contaminación del medio ambiente por la emisión de gases.

Además, hay calderas construidas con o sin precalentador de aire, economizador (precalentador de agua), y secadores que son elementos ahorradores.

1.3. Formulación del Problema.

Figura 1.1.

Diagrama de bloques simplificado de una caldera bagacera



Nota. Cortez, L.A.B. & Gomez, E.G. (1998). A Method for Exergy Analysis of Sugarcane Bagasse Boilers. Braz. J. Chem. Eng. Vol. 15 no. 1 São Paulo. Este diagrama nos permite formular el problema de investigación.

https://www.researchgate.net/profile/Edgardo-Gomez/publication/26368687_Method_for_exergy_analysis_of_sugarcane_bagasse_boilers/links/5a47ee63458515f6b0569e1b/Method-for-exergy-analysis-of-sugarcane-bagasse-boilers.pdf

¿Cuáles son las condiciones de operación para hacer más eficiente a las calderas acuotubulares bagaceras cuando se adiciona una unidad recuperadora de calor?

¿Cuál es el efecto de la temperatura de los gases de escape sobre la eficiencia de la caldera acuotubular bagacera?

1.3.1. Justificación e Importancia de la investigación

1.3.2. Justificación Científica.

La exhaustiva búsqueda de teorías, criterios e ideas consultadas, relacionadas con calderas acuotubulares bagaceras, su funcionamiento, y la eficiencia en el proceso de fabricación de azúcar y alcohol en la Empresa agroindustrial Casa Grande SAC, justificaron el valor teórico de este estudio, que, además, se constituye en una referencia para futuros investigadores.

La utilidad metodológica es relevante, por el uso de técnicas, métodos y procedimientos durante el desarrollo de la investigación; como también la elaboración de instrumentos para analizar los datos, pudieran ser utilizados para apoyar otras investigaciones con variables similares.

En cuanto a las implicaciones prácticas, se desarrollará una herramienta, a partir de la termodinámica, para el cálculo de eficiencia de las calderas generadoras de vapor, lo cual será algo fundamental e imprescindible para el buen funcionamiento de calderas, ya que todo aquello que asegure un correcto funcionamiento permitirá mejorar el rendimiento y durabilidad de las mismas. Además, mejoraría la seguridad de los trabajadores en Planta.

1.3.3. Justificación Económica.

El bagazo de la caña de azúcar es un subproducto de la industria azucarera. Estas industrias pueden generar su propio combustible a partir del bagazo de caña de azúcar y obtener, por cogeneración, energía eléctrica por sí mismo y el mercado. Bagazo de caña de azúcar se puede utilizar como materia prima para la producción de tableros aglomerados, de partículas de papel, furfural, y otros productos, pero es más comúnmente utilizado como combustible para la producción de vapor y la energía eléctrica en las fábricas de azúcar. También se utiliza actualmente para la producción de bioetanol. (Leticia y col 2011).

1.3.4. Justificación Social.

Como fuente de energía, la biomasa (bagazo), es una alternativa a los combustibles fósiles. Reducción de gases contaminantes, renovabilidad de los recursos, y la disminución de gases de efecto invernadero son las ventajas del uso de biomasa como combustible. Por otra parte, además de la mejora tecnológica, también trae beneficios sociales, como directos, y la generación de empleo indirecto, especialmente en países como Perú, que tiene una gran producción y utilización de la caña de azúcar. En un futuro cercano, la biomasa será un elemento esencial recursos para la demanda mundial de energía. (Leticia y col 2011)

1.4. Objetivos.

1.4.1. Objetivos Generales

Este estudio tiene como objetivo evaluar el proceso de recuperación de energía en de una caldera acuotubular para la quema de bagazo. La caldera se puede dividir en seis volúmenes de control, de la siguiente manera: la cámara de combustión, sobrecalentador, evaporador, pre-aire secundaria, primaria y economizador de pre-aire. Se llevará a cabo un análisis de energía y exergía el objetivo de obtener las eficiencias de la primera y segunda ley de Termodinámica de cada uno de los equipos y la eficiencia general de la caldera.

Como se verá en la revisión de la bibliografía, la mayor irreversibilidad del generador en una planta de cogeneración es por lo general la caldera, pero se compone de varias partes, por lo que es necesario tener en cuenta cada una de las partes para identificar el carácter irreversible y por lo tanto permitir que los proyectos de calderas más eficientes. El análisis energético está muy extendido para evaluar las calderas, sin embargo, será realizado este trabajo para efectos de comparación con otros estudios y con el manual de la caldera analizada. El análisis de exergía de las calderas es aún poco difundido para analizar la eficiencia de la caldera, sin embargo, es una herramienta eficaz que permite identificar el carácter irreversible

del proceso. Los resultados del análisis de energía y exergía se presentarán a través de los diagramas de Sankey y Grassman, respectivamente.

1.5.2. Objetivos Específicos

Los objetivos específicos de este trabajo son:

- Dividir la caldera en seis volúmenes de control
- Hacer un análisis de energía y exergía de cada volumen de control de la caldera
- Obtener la eficiencia energética y exergética de cada volumen de control de la caldera
- Representar los resultados del análisis de energía a través de un diagrama de Sankey
- Representar los resultados del análisis exergético a través de un diagrama de Grassman.
- Obtener la eficiencia energética y energética global de la caldera.

1.6. Estructura de la Investigación.

CAPITULO I. **Introducción:** Se presentan los antecedentes, objetivos, la motivación, el estado del arte relacionado con el contexto de la tesis, las contribuciones y aportaciones de esta tesis.

CAPITULO II. **Diseño Teórico:** Se presenta el estado del arte de las calderas de bagazo utilizadas en nuestro país, así como la evolución de las mismas. Se describen los equipos recuperadores de calor utilizados en las calderas de bagazo: economizador, pre-calentador de aire y secador de bagazo. En este capítulo también es presentado el estado del arte de los secadores de bagazo de caña de azúcar

CAPITULO III. Diseño Metodológico: Fueron estudiadas, las propiedades del bagazo, tamaño y forma de las muestras obtenidas por la molienda y difusión la determinación experimental del coeficiente de arrastre y velocidad terminal. También se determinó el poder calorífico, la exergía, la temperatura de ignición espontánea y la temperatura en la cual se inicia la pérdida de masa, con la liberación de volátiles, del bagazo de la caña de azúcar. Asi mismo se consignan los sistemas de generación de vapor como son: caso I, II, II y IV. Para eso los sistemas fueron divididos en volumen de control, a los que fueron aplicados el balance de masa, de energía y exergía. Los equipos que constituyen el sistema recuperador de energía de los gases de escape SREG. Asi mismo, el costo de SREG, para el sistema de generación de vapor, fue determinado y minimizado.

CAPITULO IV. Resultados de la Caldera de Bagazo. En este capítulo son descritas y aplicadas las metodologías de cálculo del desempeño termodinámico de bagazo. Considerando la Primera Ley de Termodinámica, la eficiencia de la caldera se determinó a través de dos métodos; (i) Entradas y Salidas y (ii) Balance de Energía. La eficiencia se determinó usando dos bases de cálculo: PCS y PCI.

En el caso de la Segunda Ley de Termodinámica, fue desarrollada la metodología de cálculo de balance de exergía aplicadas a a las calderas de bagazo. A través de estas metodologías, las pérdidas de exergía pueden ser observadas a lo largo del proceso identificando claramente las causas que originan las mismas. También, fue aplicada la metodología de los insumos y productos en la determinación de la eficiencia de la caldera.

CAPITULO V. Presentación y Discusión de Resultados: En este capítulo fue validado el programa usado para los cálculos, desarrollado en el software EES, con datos obtenidos de un fabricante internacional de calderas. El desempeño termodinámico de la caldera asi como el costo de su SREG es analizado y discutido.

CAPITULO VI. **Propuestas de Intervención y Conclusiones.** En este capítulo se presentan las conclusiones y recomendaciones. De acuerdo a los objetivos propuestos, se revisan las líneas de investigación abiertas y se hacen recomendaciones para trabajar con otras fuentes de energía y con una tasa de bps variable.

En un Anexo se presentan algunos detalles sobre las caracteres, diseño y lenguaje máquina de software aplicados, en esta tesis doctoral, en los balances de energía de la caldera TSXG.

1.7. Limitaciones de la investigación

Dentro de las limitaciones encontradas para el desarrollo del presente proyecto, se puede mencionar la no disponibilidad de una caldera bagacera con la que se pueda trabajar de forma experimental; un aspecto que sería útil para realizar comparaciones directas en el mismo entorno de trabajo. En su lugar, se utilizan estudios previos realizados en Brasil, Cuba, España y a nivel internacional, la información disponible por parte de los fabricantes, cálculos y aproximaciones ingenieriles y de otras fuentes de comparación similares.

Por último, se encuentra la limitación sobre la disponibilidad del tiempo de realización del estudio experimental, donde se dispone de escasos instrumentos de medición y un periodo de 3 meses para la recopilación y análisis de la información requerida para el cumplimiento de cada uno de los objetivos específicos; debido a esto, es posible que no se puedan abordar todas las aristas de conocimiento con la profundidad deseada.

CAPITULO II. DISEÑO TEORICO

2.1. Antecedentes del Problema.

En el contexto mundial, las calderas que han tenido un mayor desarrollo son aquellas donde el combustible es fósil; básicamente carbón, gas y petróleo pesado; en la Fig. 2.1 se puede observar, el desarrollo de las calderas de acuerdo a Mitsubishi a lo largo del tiempo. En esta figura se han insertado dos líneas verdes continuas que representan la situación actual de las calderas bagaceras peruana de mayores parámetros en el mercado (6.7 MPa y 510°C). El tipo de caldera usado en este nivel de presión y temperatura del vapor es denominado de 1 tabulación o simplemente “Monodrum” (un domo). Este tipo de caldera es producido por la Empresa Mitsubishi desde el año 1940. Esto muestra el largo camino que aún necesita ser recorrido logrando la obtención de la máxima eficiencia de este equipo, el cual es el principal elemento en sistemas de cogeneración en fábricas de azúcar de azúcar y alcohol.

Ante esta situación surge la pregunta: ¿Por qué las calderas de bagazo de caña de azúcar han desarrollado tan poco con el tiempo?

Para responder a esta pregunta, primero fijaremos el tiempo de desarrollo de la tecnología relacionada con la combustión industrial no es corto. Por ejemplo, la primera instalación comercial de la caldera de vapor supercrítica que uso el carbón como combustible se realizó en 1957; treinta años más tarde que la investigación en este tipo de caldera, se había iniciado (Smith, 1998). Sin embargo, la gasificación de la biomasa ha sido objeto de estudios experimentales, al menos en los últimos años y aún no hay instalaciones a escala industrial (Joyce y Dixon, 2006). Por otro lado, menos del 1% de calderos de vapor en el mundo, por capacidad, son calderos de Biomasa de los cuales una mayor proporción corresponden a los calderos de bagazo (Wade, 2005 citado por Joyce y Dixon, 2006).

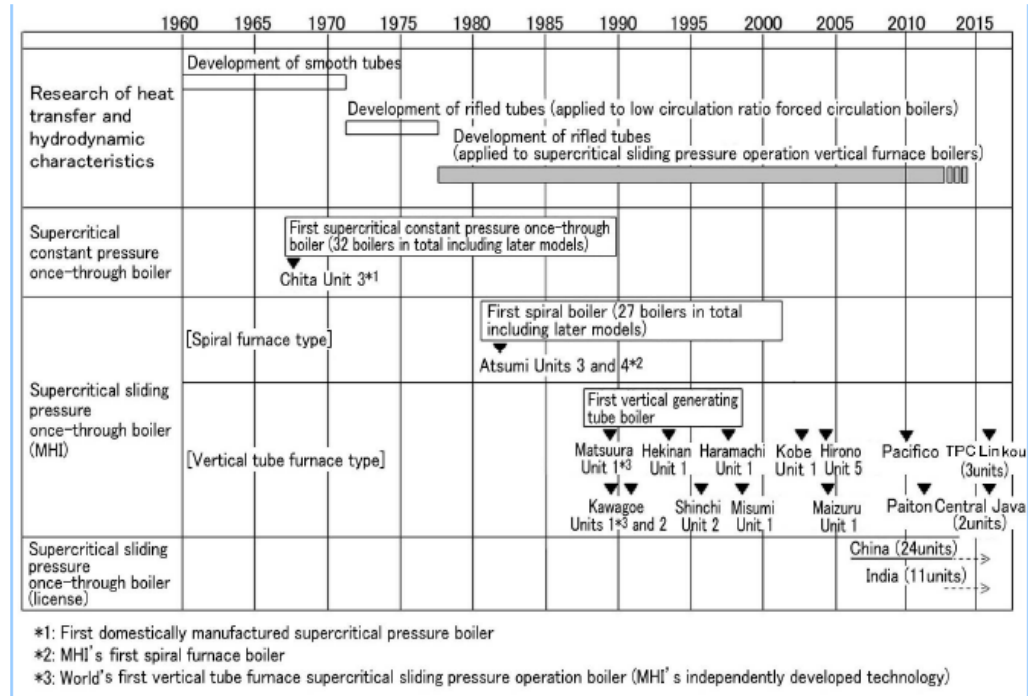
Por lo tanto, las calderas de bagazo representan un pequeño sector para los grandes fabricantes, aquellos que son capaces de producir innovaciones; por lo que es difícil justificar el desarrollo de tecnología dirigida específicamente a este combustible.

En los sistemas de cogeneración de azúcar y alcohol, la eficiencia de la caldera es el parámetro más influyente. Además, cuando se evalúa el rendimiento del sistema de cogeneración, se observa que el factor más importante para mejorar el rendimiento es incrementar la presión y la temperatura de los parámetros de vapor (Upadhiaya, 1991; Sánchez y Nevra, 2002; Natu SC 2005; y Sosa-Arno et al. 2005a).

De esta manera, calderas para altos niveles de presión y temperatura del vapor son aquellos que permiten la máxima eficiencia del sistema de cogeneración. Estas calderas normalmente son denominadas Supercrítica debido a que operan a presiones y temperatura más alta que el punto crítico 22.06 MPa y 374°C, se discuten a continuación.

Figura 2.1

Evolución del desarrollo de las calderas de vapor por la empresa Mitsubishi.



Nota. Adaptado de Mitsubishi Heavy Industries Technical Review Vol. 50 No. 3 (September 2013) la tendencia de las condiciones de presión de vapor de la empresa Mitsubishi. Historia y desarrollo.

<https://www.mhi.com/technology/review/sites/g/files/jwhtju2326/files/tr/pdf/e503/e503059.pdf>

2.2. Base Teórica

2.2.1. Calderas supercríticas

La razón principal para el desarrollo de las calderas con un pase en inglés "una vez caldera artesa" fue sin duda el deseo de mejorar la seguridad de los productos debido a fallas asociadas con recipientes a presión de calderas de tubos de fuego y calderas de tubos de agua. En los Estados Unidos, patentes, informan para las calderas de un pase desde 1824. Sin embargo, la primera aplicación comercial significativa de este tipo de caldera se hizo por Mark Benson, un inventor de

Checoslovaquia que desarrolló un sistema para proporcionar 4 ton/h de vapor para Inglés Electric Company Ltda. en Rugby, Inglaterra en 1923.

Esta unidad está diseñada para operar en presiones críticas con la intención de que estas presiones de operación, sería evitar el sobrecalentamiento de los tubos y la deposición de sólidos. Marcos Benson continuó su trabajo de desarrollo que incluyó la instalación de una unidad de 113 ton/h de vapor en Bélgica 1930; Esta unidad también está diseñado para funcionar en presiones supercríticas. La esperanza para superar los problemas en la presión de funcionamiento crítico, no está satisfecha siendo necesario reducir la presión de funcionamiento de la caldera para superar los problemas de fallas de los tubos. En este caso la visión del inventor se extiende la tecnología disponible en el momento para los tubos y el material para el control químico de las aguas.

Babcock & Wilcox después de aproximadamente 30 años de investigación y desarrollo han logrado la operación del primer sistema de vapor ultra-supercrítico a La Compañía de Energía Eléctrica de América (AEP), en el año 1957. Esta caldera tiene una capacidad nominal de 125 MW, 31.4 MPa de presión y una temperatura de 621/566/538°C en el sobrecalentador, re-calentador 1, y el re-calentador 2; respectivamente. En 1980, después de casi dos décadas, la caldera supercrítica Babcock & Wilcox se puso en marcha en la estación de Appalachian Power / AEP Mountaineer. Esta caldera tenía una capacidad de 1300 MW, presión de 26.5 MPa y una temperatura de vapor de 543 a 538°C en el sobrecalentador y el recalentador, respectivamente, según Smith (1998).

Una característica importante de las calderas supercríticas es su confiabilidad. Un ejemplo es la Planta AEP Mountaineer, la cual representa un récord mundial con 607 días consecutivos de funcionamiento sin parar. En las Fig. 2.2 y 2.3, son presentadas dos calderas supercríticas fabricadas por la Empresa Misubichi, la Compañía de potencia eléctrica Chubu y Chogoku, respectivamente.

Figura 2.2

Chubu Electric Power Co., Kawagoe Thermal Power Station Nº 1 – 2 Boilers



Nota. Adaptado de Mitsubishi Heavy Industries.Ltd.

(http://www.mhi.co.jp/power/e_power/product/index.html)

(<http://www.mhi-global.com/products/detail/chubu-epco-kawagoe.html>)

Figura 2.3

Chugoku Electric Power Co., Misumi Power Station No.1 Boiler.



Nota. Adaptado de Mitsubishi Heavy Industries.Ltd.

(http://www.mhi.co.jp/power/e_power/product/index.html)

La Tabla 2.1, presenta algunas de las instalaciones de calderas supercríticas de los principales fabricantes en el mundo. Tenga en cuenta que la Compañía Foster

Wheeler desarrolló una caldera supercrítica que utiliza combustible de carbón y biomasa.

Tabla 2.1

Recientes Unidades supercríticas en Europa con Condiciones Modernas de Vapor

Planta de Fuerza	Tipo de Combustible	Salida (MW)	Condiciones Vapor (MPa/°C/°C/°C)	Inicio de Operación
Skaerback 3	gas	411	29/582/580/580	1997
Nordjylland 3	Carbón	411	29/582/580/580	1998
Avedore	Oil, biomasa	530	30/580/600	2000
Schopau A, B	Lignito	450	28.5/545/560	1995-1996
Schwarze Pumpe A, B	Lignito	800	26.8/545/560	1997-1998
Boxberg QR	Lignito	818	26.8/545/583	1999-2000
Lippendorf R, S	Lignito	900	26.8/554/584	1999-2000
Bexbach II	Carbón	750	25/575/595	1999
Niedeaussen K	Lignito	1000	26.5/576/599	2002

Nota: Esta tabla muestra la evolución de las calderas supercríticas en Europa. Adaptado de la Tabla 8.6.4, de The CRC Handbook of Mechanical Engineering, Second Edition [2ed.], pág. 125. Frank Kreith & D. Yogi Goswami. (2005). Disponible en:

<https://dokumen.pub/qdownload/the-crc-handbook-of-mechanical-engineering-second-edition-2ed-8123918135-9780849308666-0-8493-0866-6.html>

2.2.2. Calderas de bagazo en el sector azucarero peruano.

A principios de la década de 1870, los ingenios azucareros eran muy ineficientes desde el punto de vista energético. En ese momento las calderas de producción de

vapor saturado a presiones de $10 - 15 \text{ kg/cm}^2$ ($1 - 1.4 \text{ MPa}$), que al pasar por los turbogeneradores generan la energía mecánica y/o eléctrica que demanda la fábrica y tenía un consumo de vapor muy por encima del promedio actual de $500 \text{ kg vapor / ton de caña de azúcar molida}$.

2.2.3. Diseño de la caldera

En la década de 1950, se puede encontrar modelos como la caldera Babcock & Wilcox, cuyos parámetros de funcionamiento son: $2.1 - 4 \text{ MPa}$ y $300 - 350^\circ\text{C}$, se caracterizan por presentar tres grandes domos sin economizador. En esta caldera, el aire suministrado era aire primario y el bagazo se quemaba en pila. Los tres grandes domos fueron apoyados por estructuras metálicas protegidas con ladrillos refractarios y básicamente presentaba diseño de hornos tipo herradura (Sánchez-Prieto y Barata, 2006).

Seguidamente surgieron las calderas de dos domos. Uno de los avances más importantes en su desarrollo fue la evolución de las calderas de múltiples pases en el eje convectivo (lado de los gases) de un solo pase, Fig. 2.4. El haz de convección de múltiples pases garantiza una alta tasa de transferencia de calor; pero el alto contenido de no quemado en los gases, en las velocidades de operación de gas, produce problemas de erosión en las tuberías. Este hecho ha restringido la capacidad de aceptación hasta 100 ton/h presiones por encima de 4.2 MPa , donde la pérdida de presión en el flujo de gas es más significativa. El diseño de calderas de dos tubulaciones, Fig. 2.5, de paso simples fue desarrollado específicamente para superar los problemas de erosión que tiene lugar en calderas de múltiples pasos y alineadas con el refractario estructural (Stark, 2006 citado Sánchez-Prieto y Barata, 2006).

A fines de los años 90, próximo al año 2000, las calderas de bagazo de Brasil, doble domo, de un pase en los gases han alcanzado su máxima expresión constructivas

como las calderas soportadas inferior y superiormente algunas de estas características son:

El aire secundario, introducido a altas temperaturas, mejora las condiciones de combustión produciendo la quema parcial en suspensión;

La presencia del economizador ha reducido la temperatura de los gases que salen de la caldera, los valores de alrededor de 160°C fueron conseguidos.

El uso de las parrillas como la rotativa, "Pin Hole" y vibro-fluidizado ha permitido cumplir con mayores tasas de flujo de combustible y el volumen de los hornos más grandes.

Una de las mayores calderas de dos domos construidos hasta el momento se instaló en el ingenio azucarero Invicta CSR. Esta caldera fue diseñado y construido por la empresa, John Thompson Engineering a mediados de los años 90 y sus parámetros de funcionamiento fueron: 320 ton/h de vapor, 4.3 MPa y 350°C. En Australia se han instalado nuevos proyectos de calderas, con parámetros 7.2 MPa, 510°C y 170 ton / h de vapor, según Stark (2006) cita a Sánchez-Prieto y Barata (2006).

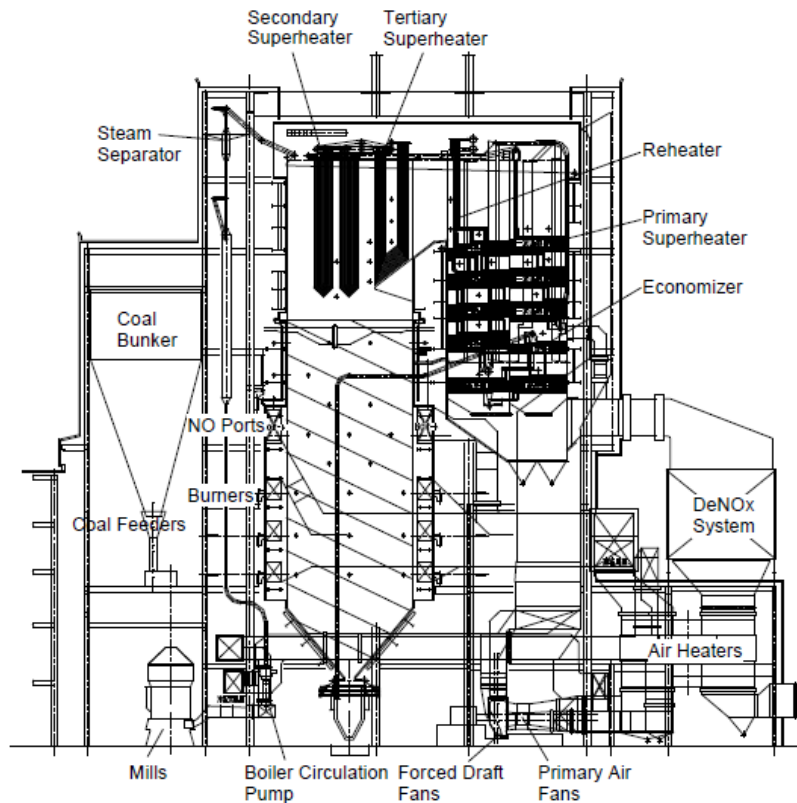
El problema limitante de las calderas de dos domos surge cuando se requieren parámetros de alta presión y temperatura y flujos de vapor. Así como de una presión de 6.7 MPa, temperaturas 480°C y caudales de vapor por encima de 250 ton/h, en el sector sucro alcoholero, se ha adoptado el proyecto de la caldera de un domo (Dalmazo, 2007).

En otros sectores, industriales, el uso de calderas de una tubulación es muy común como, en el sector del papel y celulosa, por ejemplo, la empresa CBC Heavy Industries Ltd., subsidiaria de Mitsubishi Compañía en Brasil y proveedor líder de calderas de este sector, produce sólo calderas de un domo.

Sin embargo, en la industria de la caña de azúcar esta tecnología se ha introducido recientemente. La primera caldera de bagazo de caña de un solo domo, instalada por la compañía Caldema que inició su operación en 2005 en la planta de Santa Teresita. Tapejara PR/Brasil. Según Barata (2006), esta empresa fue el primer fabricante en producir calderas de una tubulación utilizando bagazo de caña como combustible. En el Perú y otros países como Australia por ejemplo no existen calderas de un solo domo.

Figura 2.4

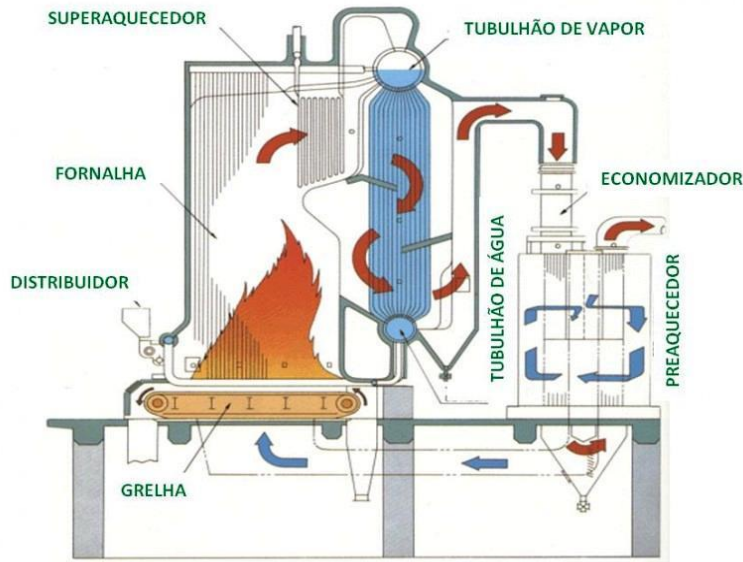
Caldera supercrítica de una tabulación o un solo paso



Nota: adaptada de Supercritical Boiler Technology Matures. Disponible en: https://www.idconline.com/technical_references/pdfs/electrical_engineering/Supercritical_Boiler_Technology_Matures.pdf

Figura 2.5

Caldera bagacera con dos tabulaciones o dos pasos



Nota. En las calderas supercríticas de dos pases los componentes principales de transmisión de calor son el economizador, las paredes de agua y los sobrecalentadores. Nota: adaptado de Caldeiras - GB Técnica.

<https://www.gbtecnica.com.br/index.php/novidades/caldeiras/>

2.2.4. Equipos recuperadores de calor que conforman la caldera

Las calderas bagaceras de que operan a nivel nacional presentan tres equipos cuya función es recuperar el calor de los gases de combustión: El precalentador de aire comúnmente llamado pre-aire, el pre-calentador de agua, llamada economizador y el secador de bagazo de la caña de azúcar. Típicamente, las calderas tienen una disposición en serie, dependiendo de la ruta de los gases de combustión (economizador y precalentador de aire). Sin embargo, los cuerpos también están en paralelo (precalentador de aire y secador de bagazo de caña) en la caldera de vapor de baja presión. En el Perú, es muy común encontrar caldera de bagazo con un arreglo secuencial economizador / precalentador de aire o pre-aire / ahorro, especialmente en calderas de alta presión y temperatura del vapor (Dalmazo, 2006). En Australia, cuerpos similares se observan en las calderas de alta presión y

temperatura del vapor (Mann, 2007). En Brasil, cuando se trata de calderas de baja presión normalmente 2.1 MPa y 300°C a veces se observan pre formaciones paralelas / secador de aire orujo; en países como Argentina también pasa esta situación (Sosa-Arnan, et al. 2006). En el último caso, la disposición en paralelo, a menudo es el resultado de la modificación de una caldera que tenía sólo precalentador de aire, que se inserta en el bagazo de la caña de azúcar secador.

2.2.4.1. Precalentador de aire

Los equipos precalentadores de aire se utilizan en la mayoría de los dispositivos de calderas de bagazo para el calentamiento del aire primario y, a veces, el aire secundario para lograr una combustión completa ver Fig. 2.6 y 2.7. Muy a menudo, el agente de energía, para el precalentamiento del aire, son los mismos gases de escape de la caldera. Esta estrategia se dirige a la recuperación de calor de los gases de combustión de la caldera antes de salir a través de la chimenea.

Estas unidades se utilizan generalmente para aprovechar la energía contenida en los gases de escape en la salida de la caldera y elevar la temperatura del aire a la entrada de la misma.

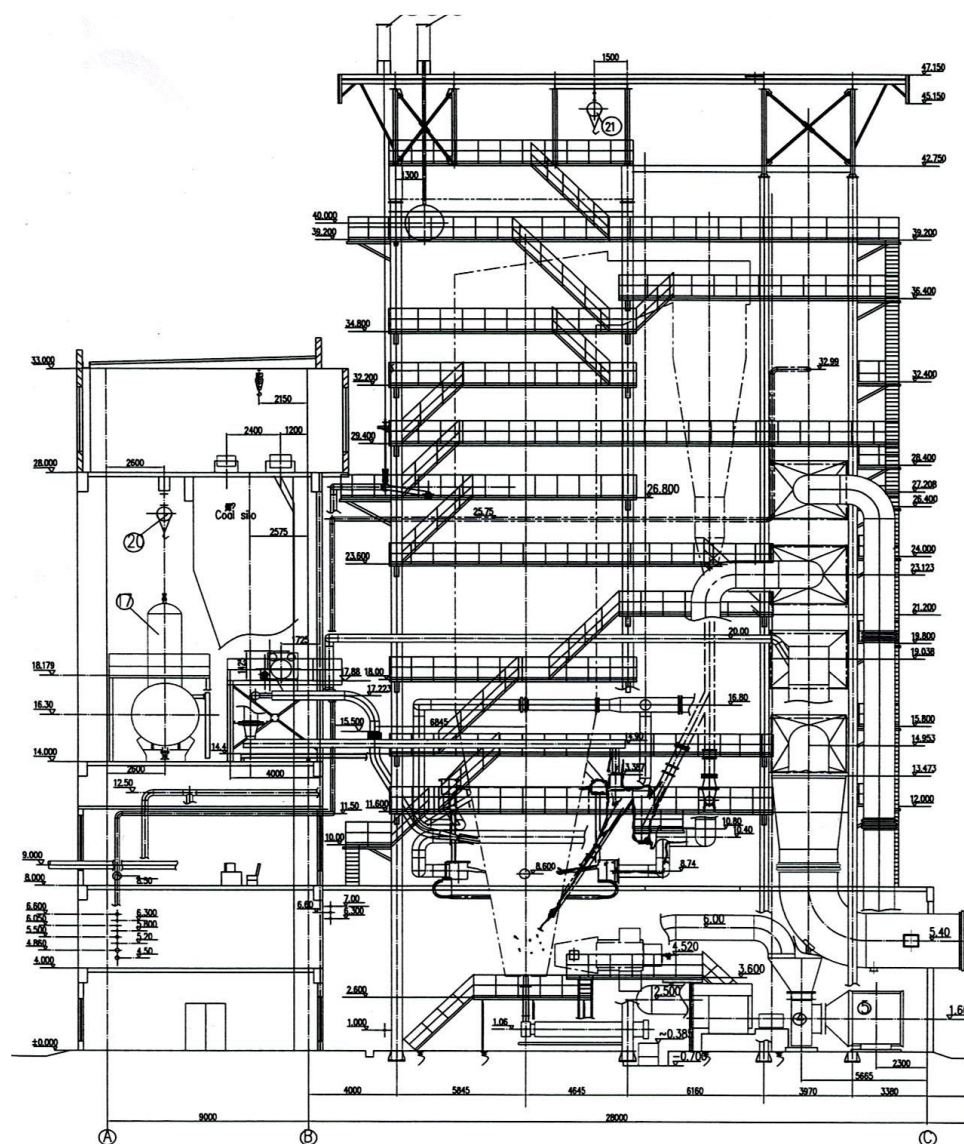
En Brasil, la caldera de bagazo de caña comenzó a mostrar pre-calentadores de aire desde el año 1973, Macedo (1983).

El propósito del precalentador de aire, como su nombre indica, es pre-calentar el aire para usarlo en la combustión primaria. A menudo, la caldera bagacera también tiene un pre calentador de aire secundario que calienta el aire utilizado en la combustión secundaria "sobre combustión". En este punto, hay algunas diferencias entre los fabricantes de calderas de bagazo de Brasil; algunos de los cuales prefieren utilizar el aire secundario calentado, Dedini & Caldema, y los que prefieren usar el aire secundario a temperatura ambiente, tales como Sistemas Equipalcool. Según los técnicos de este último, la diferencia de densidad entre el aire frío y los

gases calientes produce una mayor turbulencia, que la mezcla y combustión secundaria (Dalmazo, 2007).

Figura 2.6

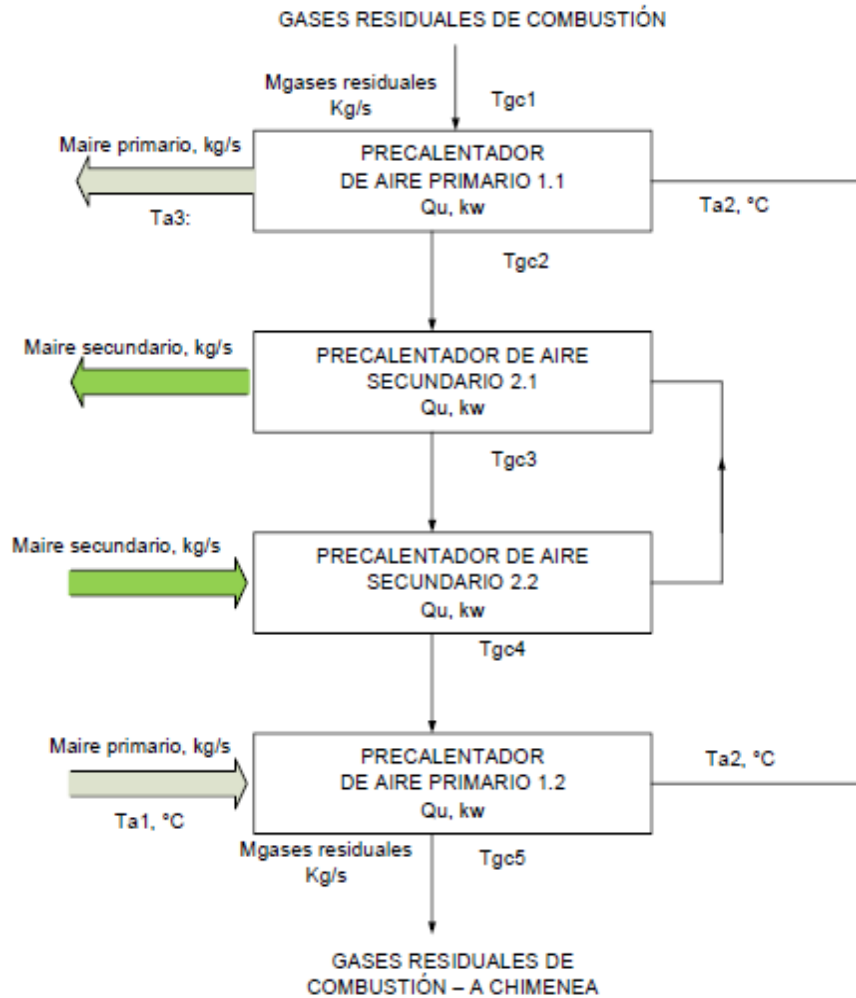
Ubicación de los pre calentadores de aire primario y secundario,
caldera TSXG Casa Grande



Nota: Sistema de combustión CFB: adaptado de
<https://es.scribd.com/document/833575101/Retrofit-TSXG-PresentationMontadores>

Figura 2.7

Disposición de los pre calentadores de aire, caldera TSXG Casa Grande.



Nota: Elaborado por el autor. 2025

Sin embargo, Golato et al (2005), Colombres et al (2011) sostienen que la inyección de aire secundario frío en el interior del hogar de la caldera, y en grandes proporciones, provoca una disminución de la eficiencia térmica de la caldera debido a un enfriamiento del horno. Esquerre (2013), indica que es importante mencionar que el efecto favorable de la inyección de aire secundario caliente se manifiesta significativamente cuando se aplica en calderas bagaceras de alta presión.

El precalentador de aire es clasificado de acuerdo a su principio de funcionamiento en: regenerativo y de recuperación.

El precalentador de aire recuperativo se caracteriza por la transferencia de calor continua a través de las superficies sólidas y estáticas, las cuales separan las corrientes calientes y frías.

Entre los principales intercambiadores de calor recuperativo tenemos: El de casco y tubo y el de placas.

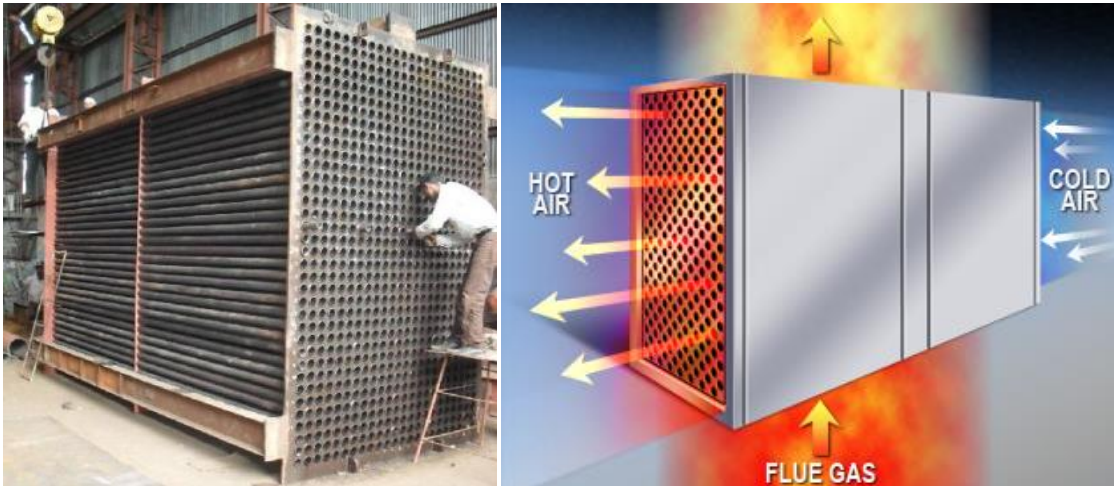
El precalentador de aire de Casco y tubo: en este equipo la energía se transfiere típicamente de los gases de combustión que fluyen dentro del interior de muchos tubos de pared delgada hacia el aire de combustión, que fluye por la parte externa de los tubos. Los tubos pueden presentar un arreglo alineado o una disposición escalonada (este último es más eficiente y es el más utilizado).

Este tipo de pre-aire se utiliza en calderas de bagazo debido a su facilidad constructiva y operativa. Tabla 2.2 muestra datos de las áreas de precalentadores de aire industriales, tipo casco y tubo, que se utiliza en calderas de bagazo. Se observa que el área del pre-aire depende de dos parámetros de la (presión de vapor y la temperatura del vapor, y más fuertemente el flujo de vapor) de la caldera.

La Fig. 2.8, muestra una imagen del casco y los tubos del pre-calentador de aire, que tiene un pase del lado de gas caliente y un pase del lado del aire

Figura 2.8

Precalentador de aire tubular.



Nota: adaptada de

<https://www.pushpaksteel.com/bs-6323-v-erw-air-pre-heater-tube-8135529.html>

En el caso de placas pre-aire, se transfiere calor desde los gases de combustión calientes que fluyen en un lado de la placa para el aire frío que fluye a través de la tarjeta generalmente en flujo cruzado. Este equipo se compone de muchas placas paralelas. Este tipo con placas de acero fue uno de los primeros tipos de intercambiadores de calor para ser utilizados; pero debido a problemas de sellado se tuvo que reducir su uso.

2.2.4.2. Economizador.

Los economizadores son, básicamente, las superficies de intercambio de calor tubular utilizados para precalentar el agua de alimentación a la caldera antes de que ingrese a la tubulación o domo (unidades de recirculación), o superficies del horno (caldera un pase). Su uso, así como aprovechar la energía de los gases permite potencialmente reducir el choque térmico y fuertes fluctuaciones de la temperatura del agua cuando la alimentación en la entrada de la caldera o en las paredes de agua (Kitto y Stultz 1992).

El término "economizador" viene desde el principio del uso de tales intercambiadores de calor, que se caracterizan por la reducción del costo de operación o economizar combustible mediante la recuperación de la energía adicional de los gases de combustión.

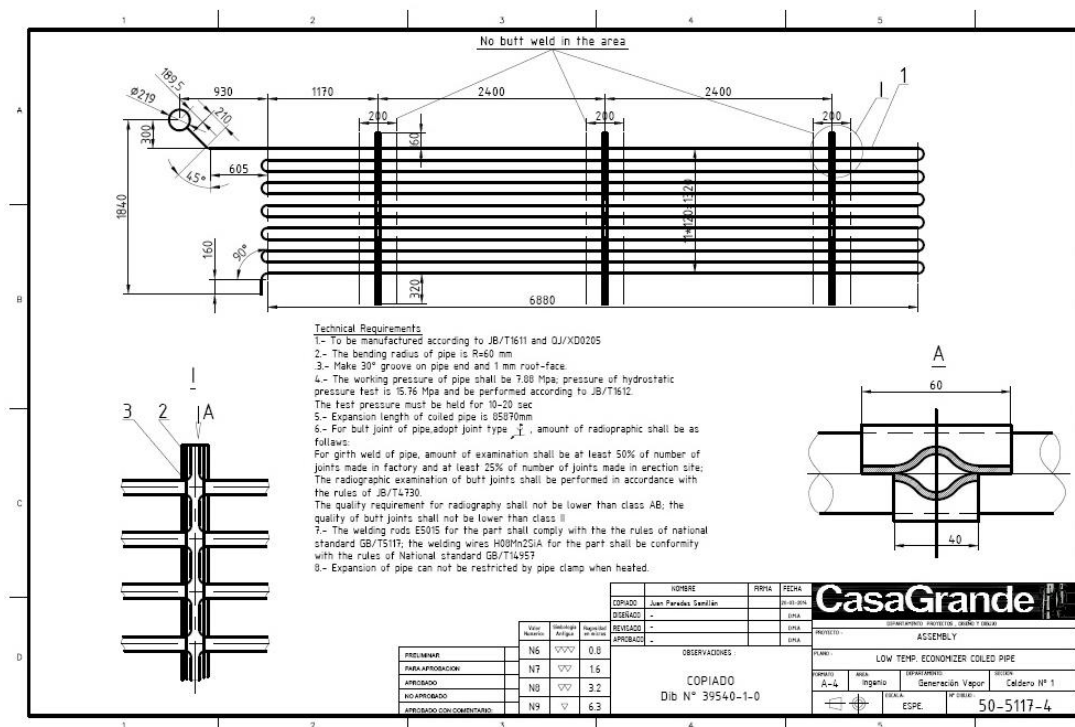
Naturalmente, la presencia del economizador es ventajosa, ya que aumenta la eficiencia térmica de la unidad generadora de vapor. Sin embargo, por cuestiones técnicas y / o económicas, su aplicación suele estar restringida a unidades más grandes (Bazzo, 1995).

El diseño de economizador más común y confiable es el tipo de flujo cruzado, en línea de tubos simples. Este tipo de arreglo minimiza los problemas de erosión y el hollín producido por determinados combustibles como el carbón y bagazo. Cuando el arreglo del intercambiador se cambia a la disposición en tresbolillo ocurren los problemas mencionados anteriormente.

Algunos fabricantes de calderas, entre ellos el azúcar y el sector del alcohol, para mejorar el ahorro de eficiencia del economizador, han cambiado el diseño simple tubo para tubos con aletas (Ferreira, 2006). Hay un problema debido a la instalación de aletas en el economizador: la acumulación de suciedad en las superficies de intercambio térmico. En la Fig. 2.9, presenta una instalación comercial del economizador.

Figura 2.9

Economizador de caldera de bagazo de caña Casa Grande, caldera TSXG



Nota: Adaptado del dibujo N° 39540-1-0, de la E.A.I. Casa Grande S.A.C.

La Tabla 2.2, presenta las áreas de la superficie de intercambio de calor utilizado en los economizadores de las fábricas de azúcar de caña en función de los parámetros de la caldera. Nótese, también en este caso una mayor dependencia del área con el flujo de vapor de la caldera a la presión y temperatura del vapor.

Tabla 2.2

Áreas de transferencia de calor utilizadas en las calderas de bagazo

Vapor de la Caldera			Economizador
Presión	Temperatura	Flujo	Área
MPa	°C	Ton/h	m ²
6.86*	490	130	808.8 (B.T) 966.3 (A.T)

Nota: elaborado por el autor. *C.G., Caldera Tangshan Xinde XD-130/6.86-M8

2.2.4.3. Secadores de bagazo de caña: El estado de la técnica.

Arrascaeta A., y Friedman P. (1984 y 1987), presentan el estado del arte del bagazo de caña de azúcar hasta 1987. Estos trabajos muestran los tipos de secadores y sus características. Sin embargo, la reciente importancia de secado del bagazo de la caña de azúcar no estaba suficientemente discutida en la literatura. El objetivo de este trabajo es la presentación de una revisión de los principales sistemas de secado publicado hasta ahora y de un estudio de la energía y la maximización de la eficiencia de generación de vapor mediante el uso de dos tipos de calentador de aire - Disposición de secador en serie y paralelo. Según Boulet, W.P (1975).

El profesor E. W. Kerr, mencionado por Sosa-Arno et al (2006), fue el primero en reportar el secado de bagazo de caña utilizando gases de escape de la caldera en 1910. El secador, hecho de acero, tenía las siguientes dimensiones: 1.2 m x 1.8 m sección transversal y 6 m de altura; y trabajó con flujo en contacto a contracorriente y con deflectores para mejorar la transferencia de calor. El contenido de humedad residual se redujo de 54.3% a 46.4% (b.h). La temperatura del gas de entrada fue de 245°C y la de salida fue de 104°C. Entre 1910 y 1970, se publicaron algunos artículos que se refiere al secado de bagazo. La razón de la falta de interés en el secado de bagazo durante este período fue el bajo costo de los combustibles fósiles. El bagazo no era muy atractivo como una alternativa y, aun en los casos en que era un residuo, también se utilizó aceite barato. Debido a la crisis de la energía en los 1970's, los esfuerzos han sido concentrado en reducir aún más la humedad del bagazo por secado con el calor residual de los gases de combustión, con las ventajas de obtener una mayor eficiencia de la caldera de aproximadamente 65% a 70%, con la disminución de la emisión de partículas y CO₂ en la chimenea ahorrando bagazo para otros usos.

Debido a la crisis de la energía de la década de 1970, los esfuerzos se han centrado en reducir aún más el contenido de humedad del bagazo mediante el secado de la misma, el aumento de eficiencia de la caldera de aproximadamente 65% a 70%

(base PCI) mediante la reducción de la cantidad de partículas, las emisiones de CO₂ y el ahorro de bagazo para otros usos.

Entre 1910 y 1970, se publicaron algunos artículos que se refiere al secado de bagazo. Fuentes alternativas, como el bagazo de caña de azúcar, no se consideraron importantes en Brasil debido al bajo precio de los combustibles fósiles.

Durante la crisis del petróleo de 1972-1973, Furines, J.H., (1976), citado por Sosa-Arnao et al (2004), preparo un estudio de viabilidad del bagazo pre-secado con los gases de escape de la chimenea. Él trabajo con tres secadores de tipo tambor rotatorio de máxima capacidad para operar con las actuales calderas, en base a la temperatura gases de combustión de 218°C. Estos tres secadores procesaron todo el bagazo producido para una tasa de molienda diaria de 8,000 toneladas de caña de azúcar y reducir el contenido de humedad de 54% a 46% (b.h.), proporcionando los gases de salida a una temperatura de 218°C o más. El consumo total de petróleo combustible para 1976 fue 1.01 galones por tonelada de caña, el cual comparado con un promedio de 1.62 durante los dos años anteriores, mostró un ahorro medio de 0.61 gal / tonelada de caña.

Kinoshita, C.M., (1991) publicó cuatro sistemas que utilizan gas de combustión de la caldera instalada en Hawai para secar el bagazo. Tres de las cuatro instalaciones eran secadores rotatorios y la otra, un secador flash. Correia, J.L.G., et al. (1983) describió el uso de un secador de transporte neumático y sus ventajas sobre el secador rotativo. Este secador se desarrolló en la fábrica de San Antonio, en Alagoas, Brasil. Se reportó de un aumento en la producción de vapor de 16% por el secado del bagazo de 52% a 40% de humedad (b.h.). Después de esto, la industria de la caña de azúcar Cruz Alta consiguió nuevas instalaciones en la ciudad de Olimpia, Sao Paulo, Brasil. Los datos utilizados en la segunda parte de este trabajo se incorporaron en esta industria y fue reportado por Sosa-Arnao et al (2004).

Massarani, G., y Valença, G.C., (1981 y 1983) estudiaron intensivamente el secado de bagazo en un secador de lecho móvil. Ellos desarrollaron un estudio a escala de

laboratorio y a escala piloto. La instalación piloto se compone de un secador de 0.40x0.50x2 m. Estos dos pasos llevaron a resultados satisfactorios.

Nebra y Macedo (1989) publicaron un equipo industrial. Este secador fue diseñado y construido de acuerdo con un proyecto desarrollado por el Centro de Tecnología Copersucar, Brasil. Era un secador flash que podría trabajar con 25 toneladas de bagazo/h. Este es el secador flash más grande reportado hasta ahora.

Arrascaeta et al. (1987) tiene una patente de un secador de bagazo, que separa las partículas de diferentes tamaños. Este secador podría trabajar con 7 ton / h. Fue diseñado, construido y luego operado desde 1983 a 1985. Se utilizó los conceptos de lecho fluidizado y conductos neumáticos.

Salermo, M. y Santana, O. (1986) trabajaron con un secador compuesto por un lecho fluidizado, un conducto neumático y un ciclón. Es importante tener en cuenta que utilizaron el ciclón para separar las fases. Este sistema funcionó con 10 ton / h de bagazo con 47% de humedad (b.h.). El contenido de humedad final fue de 35% (b.h.) y gas de entrada a una temperatura, 250°C.

Cárdenas, G y colaboradores (1994) describieron un secador neumático de un tamaño industrial. Estudiaron la eficiencia energética y exergética de un sistema caldera – secador de bagazo. Llegaron a la conclusión de que el uso de un secador de mejorar la eficiencia de la caldera. Citado por Sosa - Arnao (2013), Abdel – Rahman (2015), Sosa – Arnao (2009).

2.2.5. Combustión de bagazo: Parrillas y sistemas de combustión

Varios dispositivos participan en la combustión de combustibles sólidos, como el bagazo. Uno de estos dispositivos es la parrilla, que generalmente se encarga de la combustión de las partículas más grandes, mientras que las partículas más pequeñas se incineran en estado suspendido.

Las primeras calderas de bagazo se caracterizaron por presentar la quema de bagazo en una pila. Con este sistema de quemado, grandes cantidades de no quemado se eliminan de la caldera. Esto afecta al rendimiento de la caldera en sí, que tiene bajos niveles de eficiencia en el gas de salida con un alto contenido de no quemado, y considerables problemas de funcionamiento. Con el desarrollo de los sistemas de quema de combustible sólido han surgido los sistemas de quema de bagazo en suspensión. Que consiste en la formación de una capa de bagazo que se quema en suspensión debido a la inyección de aire caliente. En este tipo de combustión, se quema una cantidad reducida de bagazo sobre la parrilla, lo que genera un bajo volumen de material no quemado que es retirado a través del mismo; además, se observa una mejora en el rendimiento de la caldera y una disminución en los problemas operativos (Rodríguez et al. 2005). Por su parte, Soler et al. (1999) expusieron los resultados obtenidos tras modificar el sistema de combustión del bagazo mediante la técnica de quemado en suspensión. Estos autores indicaron un aumento del 40% en la generación de vapor y un aumento del 2% en la eficiencia de la combustión. Actualmente, la quema de bagazo se hace en pila (Pomalca), en suspensión (Casa Grande y Cartavio) y una fracción de bagazo se quema en la parrilla (Andahuasi, Cayaltí). Las modificaciones incluyen la reducción de 50% en el área de la parrilla que permitió que el bagazo sea quemado en un remolino horizontal.

Entre los sistemas de quema de biomasa se destaca el sistema diseñado por el *Sugar Research Institute SRI* (Australia), el cual inyecta el combustible en el horno en forma de remolino aumentando así el tiempo de quema en suspensión y eficiencia de combustión.

La parrilla se utiliza en la quema de combustibles sólidos y puede presentar diversos diseños por tipo de combustible procesado. Entre las principales parrillas, utilizados para la combustión de bagazo, son las siguientes: Basculantes, Pin Hole, Rotaria y Vibro-fluidizado.

Además, se pueden hallar sistemas de combustión, tales como el lecho fluidizado atmosférico y el lecho fluidizado circulante.

2.2.5.1. Parrillas basculantes

Estas parrillas no están disponibles para muchos combustibles sólidos como el carbón y la lignina, que tienen alta densidad aparente y alto contenido de ceniza. Ellos se limitan a las capacidades de hasta 100 ton/h, y la presión de vapor de 6.6 MPa; su eficiencia térmica es baja.

2.2.5.2. Parrillas pinhole (estenopeico)

Estas parrillas están disponibles para la quema de bagazo y de combustible con bajo contenido en cenizas, como astillas de madera mezcladas con bagazo de caña de azúcar. Hay pocas plantas que han utilizado el carbón, de bajo contenido de cenizas de 3 a 4%, mezclado con bagazo. Este tipo de parrillas no son recomendables cuando el combustible tiene una alta densidad aparente.

2.2.5.3. Parrillas rotativas

Pueden ser utilizados para la quema de varios tipos de biomasa como: bagazo, paja, cáscara de arroz, virutas de madera, tallos de tomate, entre otros. Combustibles como el carbón y otros como la lignina también se pueden quemar de manera satisfactoria. Se ha utilizado en las calderas de plantas en la india que operan a alto flujo, presión y temperatura de vapor, 250 ton/h, 8.7 MPa y 515°C; quemando bagazo, y otros combustibles de biomasa, combustibles fósiles tales como el carbón, así como la lignina. Actualmente ISGEC John Thompson está proporcionando una caldera con el flujo, presión y temperatura de 170 ton/h, 105 MPa y 540°C; utilizando bagazo, cáscara de arroz y carbón como combustible para una planta de caña india (Marwaha y Subramanian, 2006).

2.2.5.4. Parrillas vibro – fluidizadas

La Empresa Equipalcool, fabricante brasileño de calderas, patentó este tipo de parrilla. Se ha obtenido buenos resultados en la quema del bagazo de la caña de azúcar, de acuerdo con Dalmazo (2007).

2.2.5.5. Combustión en lecho fluidizado (FBC)

Dos tipos básicos de combustión de lecho fluidizado están en operación: combustión en lecho fluidizado atmosférico (AFBC) y combustión en lecho presurizado (PFBC) y dos subgrupos menores como el lecho fluidizante burbujeante (BFB) y el lecho fluidizado circulante (CFB). Los cuales se resumen a continuación:

a) Combustión en lecho fluidizado atmosférico (AFBC)

Los calderos de combustión en lecho fluidizado para la generación de vapor o electricidad están ganando popularidad por su habilidad para quemar una gran variedad de combustibles con bajas emisiones atmosféricas. Este tipo de caldero se muestra en la Fig.2.10. Comparados con los calderos que queman carbón pulverizado, los calderos AFBC operan a presión y son más susceptibles a la erosión a lo largo de la fase del lado del fuego operan a presión atmosférica, Vaidhya et al. (2013). Las unidades atmosféricas son similares a las convencionales sin los filtros de eliminación de dióxido de azufre. Pueden acomodar combustibles de baja calidad con máxima flexibilidad y son particularmente útiles para quemar carbones de bajo rango y de bajo contenido de azufre, que presenten necesidades moderadas de reducción del azufre. Se caracterizan por su baja emisión de NO_x, debido a su baja temperatura de operación, pueden controlar las emisiones de SO₂ sin el costoso lavador de gases (scrubber), Arcate (1998)

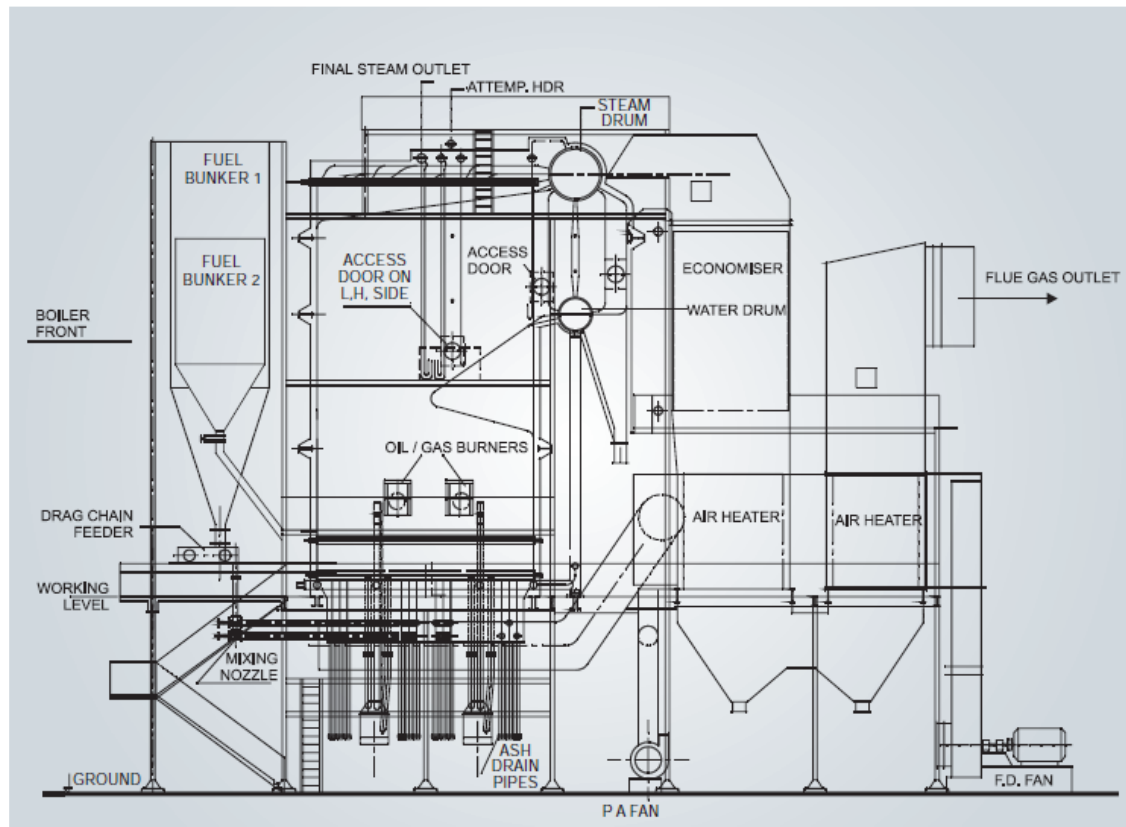
El proceso genérico de combustión con la tecnología de lecho fluidizado a presión atmosférica se encuentra ampliamente comercializado en el mundo, con más de 10000 unidades en operación y con una capacidad total instalada de 30,000 MW,

reportados en 1991. Su crecimiento histórico según el número de instalaciones y su capacidad a nivel mundial se muestran en la Fig. 2.10 – 2.11,

respectivamente, Wheeldon (2002). El combustible más utilizado es el carbón, pero este proceso de combustión también se ha usado con otros combustibles de bajo poder calorífico y productos de desechos.

Figura 2.10

Caldera de Combustion en lecho fluidizado atmosférica AFBC

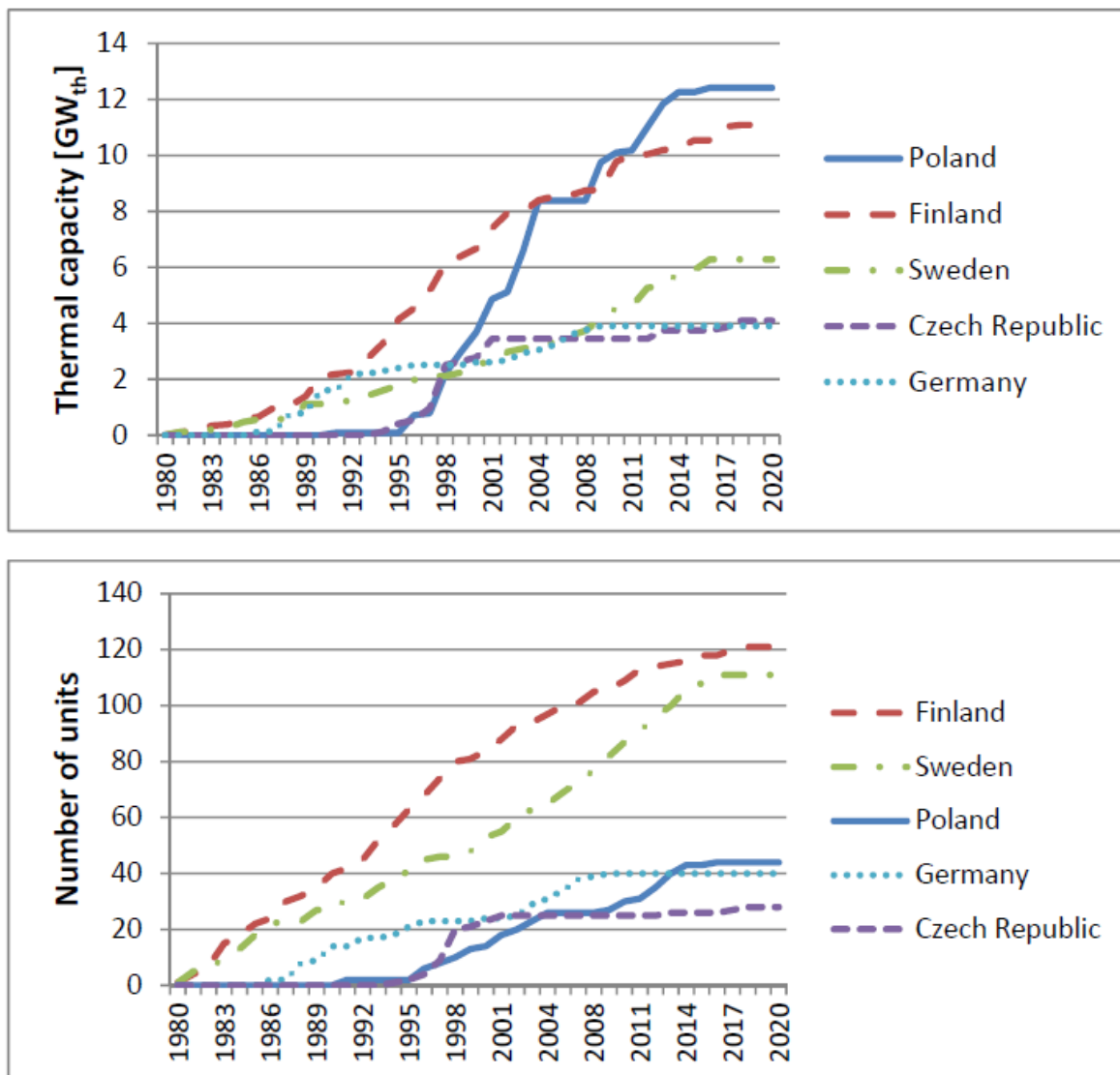


Nota: adaptado de TB & W, Atmospheric Fluidised Bed Combustion Boilers for Firing Solid Fuels. Disponible en:

https://www.thermaxglobal.com/wp-content/uploads/2020/03/AFBC_Brochure-2019.pdf

Figura 2.11

Tendencias de capacidad y número de unidades en los países europeos con más calderas FBC



Nota: adaptado de: Developments in Fluidized Bed Conversion 2011 to 2016. Utilization of fluidized bed boilers ---a worldwide overview. Disponible en:

https://www.processeng.biz/iea-fbc.org/upload/Country_Report_2011-2016.pdf

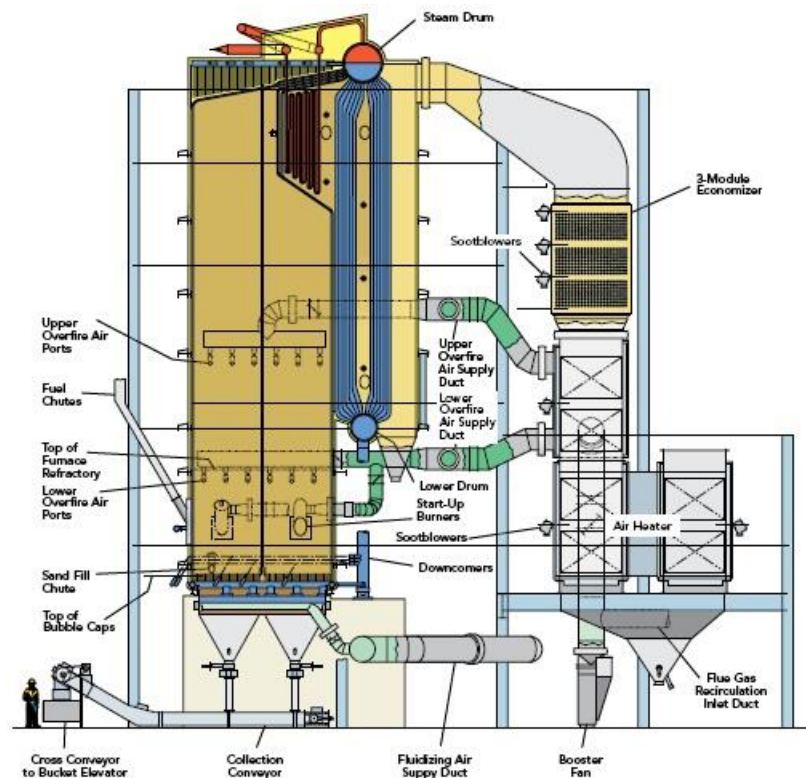
b) Combustión de lecho fluidizado presurizado (PFBC)

Los calderos operan a elevadas presiones y producen corrientes de gas a alta presión y temperatura que pueden accionar una turbina de gas. El vapor generado del calor en el lecho fluidizado es enviado a una turbina de vapor, creando una alta eficiencia en el ciclo combinado

c) Combustión de lecho fluidizado burbujeante (BFB), Fig. 2.12

Figura 2.12

Caldera combustión en lecho fluido burbujeante.



Nota: adaptada de B & W, Bubbling Fluidized-Bed Boilers

Disponible en:

<https://www.babcock.com/assets/PDF-Downloads/Steam-Generation/E101-3161-BFB-Boilers-Babcock-Wilcox.pdf>

d) Combustión de lecho fluidizado circulante (CFBC)

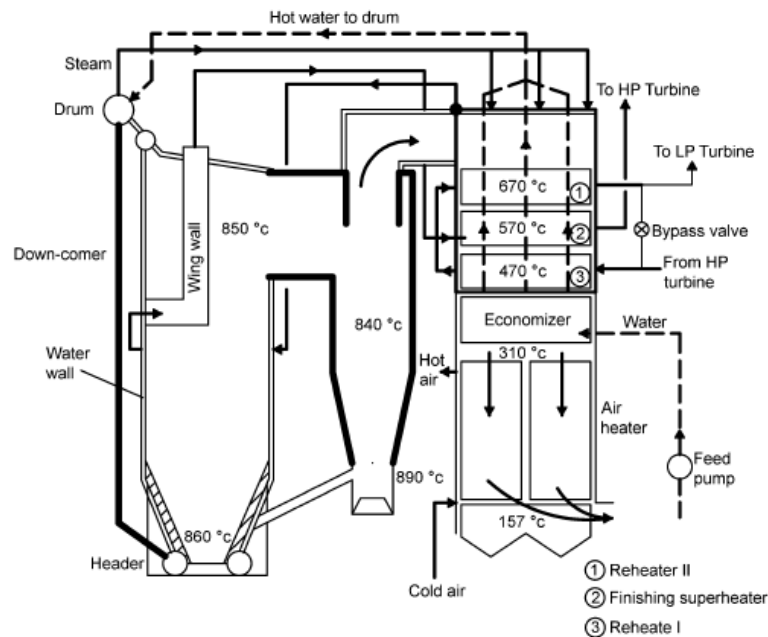
La caldera CFB (Circulating Fluidized Bed) fue construido en 1982, en Alemania para la generación de vapor mediante el quemado de combustibles fósiles en un horno operados bajo una condición hidrodinámica especial: dónde sólidos finos (Grupo A: 30 – 100 μm o B: 100 – 500 μm), se transportan a través del horno a una velocidad superior a la velocidad terminal de las partículas promedio, sin embargo, hay un grado de reflujo adecuados de sólidos para asegurar la uniformidad de temperatura en el horno.

El horno o la cámara de combustión de una caldera CFB tiene un gran inventario de sólidos no combustibles que se levantan y arrastradas por la alta velocidad del gas de combustión que pasa a través del horno. La mayor fracción de los sólidos que salen del horno es capturada por un separador de gas-sólido y es recirculado cerca de la base del horno a una velocidad suficientemente alta como para causar un grado mínimo de reflujo de sólidos en el horno.

La Fig. 2.13, muestran el esquema de una caldera CFB típico. Quema combustible en una suspensión densa de sólidos manteniendo en una condición especial hidrodinámica en el horno. Una fracción del calor de combustión es absorbido por superficies de agua / vapor refrigerado situados en ella, y el resto se absorbe en la sección convectiva situada mayormente más aguas abajo del horno conocido como back pass (Basu, 2015).

Figura 2.13

Diagrama esquemático de una caldera CFBC



Nota: adaptado de Basu, P. Circulating Fluidized Bed Boilers Design, Operation and Maintenance (2015), disponible en:

<https://pdfcoffee.com/prabir-basu-auth-circulating-fluidized-bed-bo-pdf-free.html>

2.3. Hipótesis

A mayor temperatura en los gases de chimenea disminuye la eficiencia global de la caldera.

Las mermas en la eficiencia de una caldera acuatubular de bagazo son reducidas al integrar unidades recuperadoras de calor ya sea en el interior o exterior de la caldera, así como al reducir la humedad del bagazo.

2.4. VARIABLES

Tabla 2.3

Operacionabilidad de la variable

VARIABLES	INDICADORES	SUBINDICADORES	INDICE	TECNICAS
V. Independiente Temperatura de gases	Gases calientes Gases fríos	Satisfacción de la data Efectos de la aplicación Supervisión Se realizará tomas de temperatura	Menor de 250°C	Observación y registro directo de datos Revisión bibliográfica
V.I. Humedad del combustible	Se controlará que la humedad del combustible sea menor de 50% Indicadores de humedad Estufas	Características operaciones en el trapiche Se realizará toma de muestras durante el proceso de molienda	Menor de 50%	Observación directa y registro de datos Comparación de técnicas empleadas.
V.I. Velocidad del combustible	Variables de la combustión bagazo Flujo de gas de chimenea Humos de gas de chimenea	Temperatura de entrada y salida Flujo del gas de combustión	2.5 – 3.0 m/seg	Observación directa Revisión bibliográfica Comparación técnica de variables
V.I. Diámetro de la partícula bagazo	Presencia de gruesos y finos en el bagazo. Mediciones de partículas Tecnología de molienda de caña	Características operacionales para la implementación de un sistema de medición	0.6 – 0.8 mm	Contaje y medición de fibras Comparación técnica de variables correlacionadas.
V.I. Fibra				
V.D. Eficiencia de la caldera	Menor flujo de gases de chimenea Humos de chimenea más claros Menor cantidad de cenizas voladoras	Satisfacción en la data Se realizará análisis de gases Se efectuarán cálculos térmicos	Mayor de 60%	Observación a los resultados analíticos. Balance de materia & energía

Nota: esta tabla nos muestra las variables dependientes e independientes. Referencia: elaborada por el autor. 2024

2.4.1. Sistemas de Variables

Se utilizarán cinco variables independientes: $X_{1,5}$, T, H, V, D y F, con dos niveles de estudio respectivamente y una variable dependiente: Y, tal como se indica en la Tabla 2.4.

Tabla 2.4

Variables Independientes vs Niveles de Estudio

Variables Independientes	Niveles de Estudio
Factor T:	t ₁ : 175 (°C)
Temperatura de los Gases	t ₂ : 190 (°C)
Factor H:	h ₁ : 50 %
Humedad del Combustible	h ₂ : 55 %
Factor V:	v ₁ : 5 m/s
Velocidad del Combustible	v ₂ : 10 m/s
Factor D:	d ₁ : 1 mm
Diámetro de la partícula de bagazo	d ₂ : 6 mm
Factor F:	f ₁ : 14%, valor mínimo
Fibra del Combustible	f ₂ : 16% valor máximo
Variables Dependientes: Y	Eficiencia de la caldera: %
Extracción: E₁ = molienda con trapiche y E₂ = molienda con difusor	

Nota: esta tabla nos indica las variables independientes y niveles de estudio

2.4.2. Operacionalización de Variables

Se usará un diseño multifactorial, con 02 niveles para la temperatura, humedad, velocidad, diámetro y fibra, lo que se resume en la Tabla 2.5

N_m = número de muestras = 2^5

$N_m = 2 \cdot T \cdot 2H \cdot 2V \cdot 2D \cdot 2F = 32$ combinaciones

N_P = número de pruebas

N_r = número de réplicas: 1 réplicas o repeticiones

$N_P = N_r \cdot N_m$

$N_P = 1 \cdot 32 = 32$

$N_{TP} = N_P +$ muestra de control.

Tabla 2.5 Diseño Factorial 2⁵ con treinta y dos corridas, dos niveles y una réplica

Nro. de corrida	Nivel de cada factor o variable independiente					Factor o Variable Independiente				
	1	2	3	4	5	T	H	V	D	F
1	1	1	1	1	1	T ₁	H ₁	V ₁	D1	F1
2	1	1	1	1	2	T ₁	H ₁	V ₁	D1	F2
3	1	1	1	2	1	T ₁	H ₁	V ₁	D2	F1
4	1	1	1	2	2	T ₁	H ₁	V ₁	D2	F2
5	1	1	2	1	1	T ₁	H ₁	V ₂	D1	F1
6	1	1	2	1	2	T ₁	H ₁	V ₂	D1	F2
7	1	1	2	2	1	T ₁	H ₁	V ₂	D2	F1
8	1	1	2	2	2	T ₁	H ₁	V ₂	D2	F2
9	1	2	1	1	1	T ₁	H ₂	V ₁	D1	F1
10	1	2	1	1	2	T ₁	H ₂	V ₁	D1	F2
11	1	2	1	2	1	T ₁	H ₂	V ₁	D2	F1
12	1	2	1	2	2	T ₁	H ₂	V ₁	D2	F2
13	1	2	2	1	1	T ₁	H ₂	V ₂	D1	F1
14	1	2	2	1	2	T ₁	H ₂	V ₂	D1	F2
15	1	2	2	2	1	T ₁	H ₂	V ₂	D2	F1
16	1	2	2	2	2	T ₁	H ₂	V ₂	D2	F2
17	2	1	1	1	1	T ₂	H ₁	V ₁	D1	F1
18	2	1	1	1	2	T ₂	H ₁	V ₁	D1	F2
19	2	1	1	2	1	T ₂	H ₁	V ₁	D2	F1
20	2	1	1	2	2	T ₂	H ₁	V ₁	D2	F2
21	2	1	2	1	1	T ₂	H ₁	V ₂	D1	F1
22	2	1	2	1	2	T ₂	H ₁	V ₂	D1	F2
23	2	1	2	2	1	T ₂	H ₁	V ₂	D2	F1
24	2	1	2	2	2	T ₂	H ₂	V ₂	D2	F2
25	2	2	1	1	1	T ₂	H ₂	V ₁	D1	F1
26	2	2	1	1	2	T ₂	H ₂	V ₁	D1	F2
27	2	2	1	2	1	T ₂	H ₂	V ₁	D2	F1
28	2	2	1	2	2	T ₂	H ₂	V ₁	D2	F2
29	2	2	2	1	1	T ₂	H ₂	V ₂	D1	F1
30	2	2	2	1	2	T ₂	H ₂	V ₂	D1	F2
31	2	2	2	2	1	T ₂	H ₂	V ₂	D2	F1
32	2	2	2	2	2	T ₂	H ₂	V ₂	D2	F2

Nota: Elaborada por el autor. 2025

Tabla 2.6 Diseño Factorial 2^5 con treinta y dos corridas, dos niveles y una réplica y sus Efectos $k = 5$

Nro. de corrida	Nivel de cada factor o variable independiente					Factor o Variable Independiente				
	A	B	C	D	E	T	H	V	D	F
1	-	-	-	-	-	T ₁	H ₁	V ₁	D1	F1
2	+	-	-	-	-	T ₂	H ₁	V ₁	D1	F1
3	-	+	-	-	-	T ₁	H ₂	V ₁	D1	F1
4	+	+	-	-	-	T ₂	H ₂	V ₁	D2	F1
5	-	-	+	-	-	T ₁	H ₁	V ₂	D1	F1
6	+	-	+	-	-	T ₂	H ₁	V ₂	D1	F1
7	-	+	+	-	-	T ₁	H ₂	V ₂	D1	F1
8	+	+	+	-	-	T ₂	H ₂	V ₂	D1	F1
9	-	-	-	+	-	T ₁	H ₁	V ₁	D2	F1
10	+	-	-	+	-	T ₂	H ₁	V ₁	D2	F1
11	-	+	-	+	-	T ₁	H ₂	V ₁	D2	F1
12	+	+	-	+	-	T ₂	H ₂	V ₁	D2	F1
13	-	-	+	+	-	T ₁	H ₁	V ₂	D2	F1
14	+	-	+	+	-	T ₂	H ₁	V ₂	D2	F1
15	-	+	+	+	-	T ₁	H ₂	V ₂	D2	F1
16	+	+	+	+	-	T ₂	H ₂	V ₂	D2	F1
17	-	-	-	-	+	T ₁	H ₁	V ₁	D1	F2
18	+	-	-	-	+	T ₂	H ₁	V ₁	D1	F2
19	-	+	-	-	+	T ₁	H ₂	V ₁	D1	F2
20	+	+	-	-	+	T ₂	H ₂	V ₁	D1	F2
21	-	-	+	-	+	T ₁	H ₁	V ₂	D1	F2
22	+	-	+	-	+	T ₂	H ₁	V ₂	D1	F2
23	-	+	+	-	+	T ₁	H ₂	V ₂	D1	F2
24	+	+	+	-	+	T ₂	H ₂	V ₂	D1	F2
25	-	-	-	+	+	T ₁	H ₁	V ₁	D2	F2
26	+	-	-	+	+	T ₂	H ₁	V ₁	D2	F2
27	-	+	-	+	+	T ₁	H ₂	V ₁	D2	F2
28	+	+	-	+	+	T ₂	H ₂	V ₁	D2	F2
29	-	-	+	+	+	T ₁	H ₁	V ₂	D2	F2
30	+	-	+	+	+	T ₂	H ₁	V ₂	D2	F2
31	-	+	+	+	+	T ₁	H ₂	V ₂	D2	F2
32	+	+	+	+	+	T ₂	H ₂	V ₂	D2	F2

Nota: Elaborada por el autor. 2025

Tabla 2.7*Orden de Muestreo para Diseño de Parcela Partida en la Cadera TSXG*

Bloque	Velocidad (m/s)			V ₁		V ₂	
	Humedad (%)			H ₁	H ₂	H ₁	H ₂
	Diámetro (mm)	Temperatura (°C)	Fibra (%)				
I	D ₁	T ₁	F ₁	1	2	3	4
			F ₂	5	6	7	8
		T ₂	F ₁	9	10	11	12
			F ₂	13	14	15	16
II	D ₂	T ₁	F ₁	17	18	19	20
			F ₂	21	22	23	24
		T ₂	F ₁	25	26	27	28
			F ₂	29	30	31	32

Nota: Esta Tabla nos indica el diseño de la parcela aplicada. Elaborada por el autor. 2025

Tabla 2.8
Orden de Muestreo para Diseño de Parcela Partida en la Caldera TSXG

Bloque	Velocidad (m/s)			V ₁		V ₂	
	Humedad (%)			H ₁	H ₂	H ₁	H ₂
	Diámetro (mm)	Temperatura (°C)	Fibra (%)				
I	D ₁	T ₁	F ₁	1	2	3	4
			F ₂	5	6	7	8
		T ₂	F ₁	9	10	11	12
			F ₂	13	14	15	16
II	D ₂	T ₁	F ₁	17	18	19	20
			F ₂	21	22	23	24
		T ₂	F ₁	25	26	27	28
			F ₂	29	30	31	32

Nota: Elaborada por el autor. 2025

Ejemplo:

D₁ = 2 mm

T₂ = 180°C

F₂ = 16%

H₁ = 52%

V₂ = 7.8 m/s

}

Y₁₅ = 84% Eficiencia

CAPITULO III: DISEÑO METODOLOGICO.

Este capítulo describe el método, técnicas y procedimiento empleado en el estudio a los fines a responder al ¿cómo?, ¿cuánto? y ¿cuándo? y ¿con quién? del estudio; así como selección y tamaño de muestra.

3.1. Diseño de contrastación de hipótesis.

3.1.1. Hipótesis de Investigación.

3.1.1.1. Hipótesis general

La implementación de un sistema de generación de vapor que integre un secador de bagazo, junto con el economizador y el precalentador de aire, incrementa significativamente la eficiencia termodinámica global y reduce el costo del sistema de recuperación de energía en calderas acuotubulares que operan con bagazo como combustible principal.

3.1.1.2. Hipótesis específica.

- La cantidad de humedad presente en el bagazo es el elemento que afecta de manera más significativa la eficiencia tanto energética como exergética de la caldera.
- El análisis exergético (Segunda Ley de la Termodinámica) identifica con mayor precisión las irreversibilidades del sistema en comparación con el análisis energético (Primera Ley).
- La configuración del sistema del caso IV (generador de vapor, economizador, precalentador de aire y secador de bagazo) presenta la mayor eficiencia global y el menor costo de recuperación de calor entre las cuatro configuraciones estudiadas.

3.1.2. Diseño de Contrastación de Hipótesis.

3.1.2.1. Enfoque metodológico

Se empleará un diseño experimental comparativo entre los cuatro sistemas de generación de vapor descritos en el resumen. Cada sistema será evaluado bajo las

mismas condiciones operativas y de carga térmica, utilizando bagazo con humedad controlada.

3.1.2.2. Variables de estudio.

- Variable independiente: Configuración del sistema de recuperación de calor (4 niveles).
- Variables dependientes:
 - Eficiencia energética (η_1)
 - Eficiencia exergética (η_2)
 - Costo estimado del sistema de recuperación
- Variables controladas: Humedad del bagazo, caudal de gases, temperatura de entrada del agua, carga térmica.

3.1.2.3. Procedimiento de Contrastación Estadística.

- Recolección de datos: Se medirán las eficiencias energética y exergética para cada volumen de control en cada configuración.
- Análisis comparativo:
 - Se aplicará ANOVA de un factor para comparar las eficiencias entre los cuatro sistemas.
 - Se utilizarán pruebas de Tukey para identificar diferencias significativas entre pares de configuraciones.
- Hipótesis estadísticas:
 - H_0 : No existen diferencias significativas en la eficiencia entre los sistemas.
 - H_1 : Al menos un sistema difiere significativamente en eficiencia.
- Nivel de significancia: $\alpha = 0.05$.
- Software de análisis: Se empleará R o SPSS para el procesamiento estadístico.

3.1.2.4. Validación Técnica.

- Los resultados del análisis energético se representarán mediante **diagramas de Sankey**.
- Los resultados del análisis exergético se representarán mediante **diagramas de Grassman**
- Se realizará un análisis de costo-beneficio para cada configuración, considerando inversión inicial y ahorro energético.

3.1.2.5. Criterios de Decisión

- Se rechazará H_0 si $p < 0.05$ en las pruebas ANOVA.
- Se aceptarán las hipótesis específicas si:
La humedad del bagazo muestra una correlación inversa y significativa con la eficiencia.
Las irreversibilidades identificadas por el análisis exergético explican más del 80% de las pérdidas totales. El caso IV muestra la mayor eficiencia y el menor costo con diferencia estadísticamente significativa.

3.1.2.6. Presentación de Resultados. Los resultados se presentarán en:

- Tablas comparativas con medias, desviaciones estándar y valores pp .
- Gráficos de barras con intervalos de confianza al 95%.
- Diagramas de flujo de energía y exergía para cada configuración.
- Un informe de viabilidad económica que justifique la selección del sistema óptimo.

3.1.3. Consideraciones Éticas y de Validez

- 3.1.3.1.** Se garantizará la repetibilidad del experimento mediante protocolos estandarizados.
- 3.1.3.2.** Los datos serán validados con el manual del fabricante y estudios previos en la literatura.
- 3.1.3.3.** No se manipularán variables externas que comprometan la integridad de los resultados.

3.2. Población y Muestra.

3.2.1. Población de estudio

La población objeto materia de estudio está conformada por los calderos del ingenio azucarero de la E.A.I. Casa Grande SAC, que son un total de 12 unidades, de las cuales 5 están operativas, incluyendo la caldera a estudiar, tal como se indica.

Tabla 3.1

Condición actual de las calderas disponibles

Fabricante	Caldera #	Capacidad (Ton/h)		Año de Adquisición
		Nominal	Real	
TSXG	13	130	80	2009
EVT	12	100	90	1981
Buckau Wilcox	11	50	50	1967
Buckau Wilcox	10	50	40	1965
Buckau Wilcox	9	20	20	1958
Combustion E.	5	20	20	1946

Nota: Esta Tabla elaborado por el autor, indica las calderas operativas en el Ingenio Casa Grande. 2025.

3.2.2. Muestra de estudio.

Según Hernández (2010), para el proceso cuantitativo la muestra es un subgrupo de la población de interés sobre el cual se recolectarán datos, y que tiene que definirse o delimitarse de antemano con precisión, éste deberá ser representativo de dicha población.

La muestra de estudio corresponde a la caldera de fabricación china y de patente sueca, Caldera Tangshan Xinde XD-130/6.86-M8, de 130 ton de vapor por hora, adquirida el 2008 y puesta en funcionamiento el 2009, Fig. 3.1, la misma que presenta problemas de baja eficiencia.

Figura 3.1

Caldera Tangshan Xinde XD-130/6.86-M8, 130 ton vapor/h



Nota: adaptado de:

<https://es.scribd.com/document/833575101/Retrofit-TSXG-PresentationMontadores>

3.3. Materiales, Técnicas e Instrumentos de Recolección de Datos.

Los procedimientos o actividades que se llevan a cabo con el fin de obtener la información requerida para alcanzar los objetivos.

Se relacionan con la manera de recopilar datos y están vinculados a la operacionalización de variables.

3.3.1. Técnicas de recolección de datos

Las metodologías para la recopilación de datos que se emplearán en este proyecto incluirán la observación directa. Así mismo será necesario utilizar algunas técnicas que dependen de la unidad generadora de vapor, materia de estudio, tales como los análisis de fallas, pruebas de rendimiento de equipos y máquinas, monitoreo de equipos, medición de presión, temperatura, cálculos, balances de materia y energía, fotografía, etc.

3.3.2. Instrumentos de recolección de datos

En cuanto a los instrumentos, medios materiales, de registros que permitirá almacenar la información de modo que nos facilite tener acceso a ella en diversos momentos del tiempo tales como: fichas, cámara fotográfica, vernier, tamices, termómetros digitales y laser, registradores de flujos, etc.

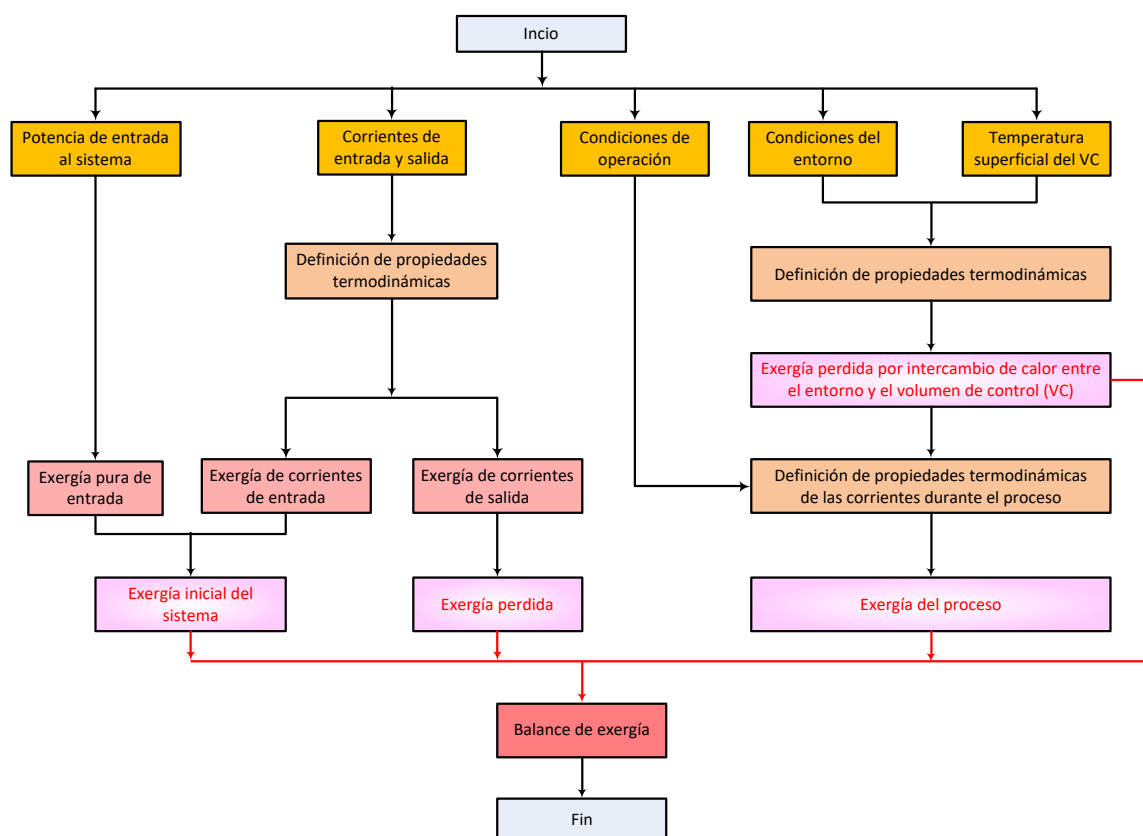
3.4. Métodos y procedimientos para la Recolección de Datos.

El propósito de este procedimiento es definir la secuencia de eventos, acciones, interfaces y responsabilidades involucradas para la toma de datos en la prueba experimental. El alcance de este procedimiento abarca desde la toma de datos del combustible sólido (bagazo) que sale del trapiche hasta los análisis y emisión de los resultados (Fig. 3.2).

Durante la realización de las experiencias, que se llevan a cabo con el sistema de generación de vapor, combustión del bagazo, se tomaran datos relativos al tamaño de fibra del bagazo, la granulometría del bagazo, gradiente térmico desde la cámara de combustión hasta la salida de los gases (chimenea), recogiendo los datos relativos a la temperatura y presión de los gases que se encuentra en el desarrollo del proceso. Simultáneamente, se monitorizan las variables estudiadas. Para realizar esta última tarea se utilizaron tarjetas o ficheros de adquisición de datos para su posterior análisis.

Figura 3.2

Diagrama de bloques del análisis energético



Nota: elaborado por el autor

3.5. Caracterización del bagazo de caña

Todo proyecto de equipamientos industriales (calderas, precalentador de aire, economizador, secador de bagazo y gasificador), requiere el conocimiento de las propiedades y características del material que será usado en el proceso. Por eso, este apartado considera el estudio de la caracterización del bagazo de la caña de azúcar que servirá de base para los siguientes apartados de esta tesis.

En esta sección se tratan los siguientes temas relacionados con el bagazo de la caña de azúcar: (i) su composición, (ii) la velocidad terminal y el coeficiente de arrastre, (iii) el poder calorífico, (iv) la exergía y (v) la temperatura de autoignición espontánea, así

como la temperatura máxima o step. En esta sección son abordados los siguientes tópicos referentes al bagazo de la caña de azúcar: (i) composición, (ii) velocidad terminal y coeficiente de arrastre, (iii) poder calorífico, (iv) exergía, y (v) temperatura de auto-ignición y la temperatura la temperatura que sufre cambio repentino y discontinuo de un valor a otra, en lugar de un cambio gradual, a la cual llamaremos IPT.

En la caracterización del bagazo de la caña de azúcar fueron usadas muestras obtenidas a través de dos procesos de extracción de jugo: Molienda (trapiche) y Difusor a fin de determinar la influencia de estos procesos en las características de las partículas del bagazo

Los coeficientes de arrastre y las velocidades terminales del bagazo obtenido a través de la molienda y del difusor son parámetros necesarios a ser determinados para realizar el proyecto del secador presentado en la siguiente sección. El poder calorífico y la exergía del bagazo también son descritos y analizados puntualizando la determinación adecuada de los parámetros de desempeño termodinámico de la caldera, presentado en la siguiente sección.

La temperatura de autoignición espontanea así mismo como la temperatura en que se inicia el proceso de la pérdida de masa (volatilización), también fueron determinados por ser considerados parámetros fundamentales en la selección de los preparativos de los sistemas o arreglos considerados en la generación de vapor y aprovechamiento energético de los gases de combustión (escape) de la caldera así como en el proyecto del secador.

En la Empresa Azucarera Casa Grande se encuentran dos procesos de extracción diferentes: tal como se indican a continuación: en el difusor Fig. 3.3 y la molienda (trapiche), las Figs. 3.4 y 3.5. Con el fin de determinar las características de las partículas, obtenidas a través de estos procesos, fue realizado un estudio de caracterización de las mismas seguida de un análisis comparativo entre las muestras obtenidas a través de estos procesos.

El sistema de preparación para las dos muestras analizadas, dos líneas de procesos, se presenta seguidamente en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2.

Características del sistema de preparación de las muestras de bagazo analizadas

Proceso de Preparación	Características de los Equipos	
	Machetes	Desfibrador
Difusión	Modelo	Modelo Fiberizer
Difusor Silver 840	Potencia	Potencia 1200 HP
Volumen 645 m ³		
6000 ton caña/día		
Molienda	Modelo	Modelo Gruendler
Trapiche B marca Krupp	Potencia	Potencia 1200 HP
Capacidad 4200 TCD		
19 mazas de 37" x 78"		
Trapiche C marca Halle		
Capacidad 2400 TCD		
17 mazas 36" x 78"		

Nota: elaborado por el autor. 2025

Figura 3.3

Difusor anular Silver 840, instala 1967



Nota: elaborado por el autor. 2024

Figura 3.4

Trapiche B, Marca Krupp, instalado 1929



Nota: elaborado por el autor. 2024

Figura 3.5

Trapiche C, instalado 1921



Nota: elaborado por el autor. 2024

3.5.1. Composición del bagazo de caña de azúcar

Bagazo es un término usado para describir un residuo fibroso de la caña de azúcar después del proceso de extracción (molienda o difusión).

El bagazo es un recurso valioso, un subproducto que puede ser empleado de diversas maneras, como en la producción de gas, papel, plástico, alimento para animales o material para compost. Sin embargo, en la industria del azúcar y alcohol, su uso principal radica en su función como fuente de energía para generar vapor. El bagazo es un material muy importante, un sub producto de alto valor, el cual puede ser usado en diferentes formas: para producir gas, papel, plástico, alimento **para ganado**, material para compost, etc. pero en la industria sucro – alcoholera es fundamentalmente usado como fuente de generación de energía en la producción de vapor.

Las propiedades físicas del bagazo dependen, también, en cierta medida, de otros aspectos no menos importantes, como son: variedad de la caña, duración del ciclo vegetativo, periodo de zafra, método de recolección, grado de mecanización y otros, sin excluir los factores climatológicos. Por lo tanto, se puede afirmar que el bagazo no constituye un material homogéneo.

La composición química del bagazo es mucho más variada; así mismo, cuando es requerido proyectar sistemas que lo incluyan, este deberá ser caracterizado “in situ”, ya que adicionalmente al tipo de caña molida, sus características dependen también del tipo de sistema de preparación de la caña y de la extracción del jugo. En la Tabla 3.3, son presentados los valores medios de la composición del bagazo de la caña de azúcar, los mismos que serán utilizados únicamente como guías. Esto significa, por lo tanto, que en todos los casos son necesarios datos válidos actualizados, ejemplo: para el diseño de ciertas plantas que procesan bagazo, estos datos deben ser representativos, determinados por análisis físicos o químicos.

3.5.2. Caracterización de las partículas de bagazo.

Tabla 3.3

Composición química del bagazo seco en (%)

Elemento	Valor			Número de Datos
	Medio	Máximo	Mínimo	
C	47.2	49.1	44.0	9
H	6.3	7.4	5.8	9
N	0.3	0.4	0.2	2
O	44.5	48.0	41.5	9
S	0.1			1
Cenizas	2.5	3.1	1.0	8

Nota: adaptado de Van der Poel et al. (1998) pág. 453

Considerando el azúcar como el principal producto de una fábrica de azúcar de caña se puede decir que esta industria genera otros subproductos que se obtienen en el proceso industrial, entre los cuales se encuentran principalmente el bagazo, las mieles finales y la cachaza. Entre ellos, el de mayor volumen y que tiene un uso inmediato en la propia fábrica es el bagazo, el cual puede alcanzar entre un 26 % a un 29 % del peso de la caña molida. Este bagazo está constituido por agua, sólidos particulados y cantidades más pequeñas de sólidos solubles. Los valores más representativos son los siguientes: Humedad: 46-52%; sólidos particulados: 40-46 %; y sólidos solubles: 6-8 %.

Por otro lado, los sólidos particulados están formados por dos tipos de estructuras bien diferenciadas: las fibras y la médula o meollo. Las fibras están formadas por células cilíndricas y tejidos vasculares de paredes duras, las cuales se encuentran en la corteza y en la parte interior. Por su parte el meollo está formado por células parenquimatosas de forma irregular y de paredes finas con poca fuerza estructural, que se encuentran en la zona central de la caña y son de carácter esponjoso pudiendo absorber hasta 20 veces su propio peso en agua. La parte fibrosa es muy apropiada para la obtención de pulpa para la fabricación de papel y la producción de elementos aglomerados en forma de tableros, sin embargo, suele venir acompañada de una parte de la médula que es

preciso separar en equipos conocidos como desmeduladores. Los sólidos particulados también están acompañados de algunas cantidades de elementos finos y otros elementos extraños o suciedades que acompañan a la caña durante la cosecha y el transporte a la industria. Las proporciones de estos componentes son: fibra: 60 – 65%; médula: 18 – 20 %; finos y suciedades: 10 – 12%.

La distribución granulométrica del bagazo integral es muy variada, desde un fino polvo hasta partículas irregulares de gran tamaño, siendo reportado por [1,2]

Partículas grandes: 0 a 8 % partículas grandes retenidas e la malla N°1, Partículas pequeñas: 10 a 25 % de partículas pequeñas pasando por la malla N°16.

Como se puede apreciar el bagazo no constituye un material homogéneo y su peso volumétrico o densidad aparente es muy bajo, reportándose valores entre 50 kg/m³ hasta 96 kg/m³ en base seca y condiciones naturales, es decir, sin ningún grado de compactación. La fibra y médula del bagazo a la salida de un trapiche o difusor se presenta en la Tabla 3.4.

Tabla 3.4

Contenido de fibra y médula del bagazo integral

Fracción	Rango (%)
Fibra	55.0 – 60.0
Médula (Polvillo)	30.0 – 35.0
Finos, tierra y solubles	10.0 – 15.0

Nota: adaptado de: **ICIDCA** La Industria de los derivados de la Caña de Azúcar pág. 111 -129

La caracterización de las partículas de bagazo en un proceso es muy importante la determinación de los parámetros necesarios para el desarrollo del proyecto de equipamiento, tales como el sistema de alimentación, transporte neumático y secador.

Este tipo de equipo se utiliza frecuentemente en la generación de vapor (calderas) y también en los procesos de gasificación.

En la Fig. 3.6, es presentada una muestra de bagazo seco y en la Fig. 3.7 y 3.8 es representada la fibra y meollo (medula) de bagazo de caña respectivamente.

Figura 3.6

Bagazo de caña de azúcar



Nota: elaborado por el autor, 2024

Figura 3.7 Fibra



Nota: elaborado por el autor

Figura 3.8 Medula



Nota: elaborado por el autor

En el sector sucroalcoholero nacional pueden ser encontrados dos procesos de extracción diferentes: la molienda y la difusión. Con la finalidad de determinar las características de las partículas, obtenidas a través de estos procesos, fue realizado un estudio de caracterización de las mismas y seguidamente un análisis comparativo entre las muestras obtenidas a través de estos dos procesos. El sistema de preparación para las dos muestras analizadas se presenta en la Tabla 3.5.

Tabla 3.5

Características del sistema de preparación de las muestras de bagazo analizados

Proceso de preparación	Características de los equipos	
	Machetes	Desfibrador
Difusor 02 machetes y 01 desfibrador Procedencia: Casa Grande	Modelo: Silver Potencia: xx kW cada uno	Modelo: Potencia: xx kW
Trapiche 02 machetes y 01 desfibrador Procedencia: Tumán	Modelo: Fulton Potencia: XX kW Velocidad: xx y yy RPM respectivamente	Modelo: Potencia:

Nota: elaborado por el autor. 2024

El sistema de extracción del Ingenio Casa Grande está compuesto por dos líneas: una de trapiche y otra un difusor anular. Las etapas consideradas en el proceso de caracterización geométrica de las partículas, fueron definidas en base a los trabajos previos de otros autores, tales como se presenta en la Tabla 3.6:

Tabla 3.6

Parámetros de trabajo usados por diversos autores en la caracterización del bagazo de la caña de azúcar

Autores	Tiempo de secado de la muestra (horas)	Temperatura de secado (°C)	Mallas Tyler usadas	Tiempo de contacto entre la muestra y el medio	Humedad final del bagazo (% B.H)	Peso de Muestra a ser Tamizada (gramos)	Tiempo de Tamizado de la muestra (minutos)
Arrascaeta y Friedman, 1984	(--)	(--)	(--)	(--)	2.76	50	(--)
Nevra & Macedo, 1988	04	(--)	8; 14; 28; 48; 65 y fondo	Varios días	8.4	30	30
Barbosa y Menegalli, 1986	24	70	4;6;8;10;14;16;20; 28;35;48;65;100; y fondo	(--)	10, 30, 50	60	20
Meirelles, 1984	24	70	3.5;10;14;20;28 35;48;65;100; 150;200;250 y fondo	(--)	(--)	60	20
Corrêa, 2003	03	105	3.5;14;28;48:200 y fondo	(--)	2.76	(--)	15
Neiva, 1998	(--)	(--)	9;14;65;100 y fondo	(15 min)	(--)	(--)	15
En este Trabajo	03	105	3.5;7;14;28;48; 100 y fondo	14 horas	8.4	50	30

Nota: elaborado por el autor

3.5.3. Análisis por tamizado.

De acuerdo con Rasul et al (1999), la distribución del tamaño de partículas de polvos es generalmente descrito por análisis de mallas. Para el bagazo, este análisis puede ser llevado a cabo para las partículas de bagacillo únicamente, porque estas tienen aproximadamente la forma esférica. El análisis de malla puede ser usado con razonable confianza para diseñar sistemas de procesos tales como: secado, combustión, transporte neumático, etc. Los otros dos componentes, partículas de fibra y corteza, son difícil su caracterización por tamizado y el tamaño de la malla no suministra un dimensionamiento significativo del tamaño (diámetro) debido a su extraña morfología y no esférica.

En la Tabla 3.6, se puede observar algunos parámetros de trabajo usados por varios autores y también los considerados en esta investigación, en la caracterización del bagazo de caña de azúcar.

3.5.3.1. Procedimiento Experimental.

Después de realizar múltiples divisiones de las muestras obtenidas a partir de los procesos de extracción de jugo mediante difusión y molienda, se colocó una muestra de cada tipo en un contenedor sellado para prevenir cualquier posible contaminación. Estas muestras fueron secadas en un horno a 105°C durante tres horas. El contenido final de humedad del bagazo resultante fue del 8,4% (b.h). La totalidad del bagazo de caña se tamizó durante un periodo de 30 minutos. Es relevante señalar que esta muestra alcanzó un equilibrio con la humedad ambiental. Para obtener datos más precisos, se analizaron dos muestras por cada uno de los procesos, es decir, dos correspondientes al difusor y dos a la molienda.

3.5.3.2. Resultados del análisis de tamaños por tamizado.

Los resultados obtenidos en el tamizado de la muestra I y II provenientes de la molienda son representados en la Tabla 3.7 y 3.9. El comportamiento del peso retenido en las mallas en función de la abertura media de la malla, para ambas las muestras obtenidas a través de la molienda, es mostrado en la Fig. 3.9. En este caso la abertura media de la malla reportada corresponde a la media aritmética de las aberturas de las mallas, como es recomendada por Kunii y Levenspiel (1991) pág. 63

$$d_p = (e_s + e_i)/2 \quad (3.1a)$$

$$\ln d_p = \frac{\ln e_s + \ln e_i}{2} \quad (3.1b)$$

Dónde:

d_p = diámetro medio aritmético de partículas retenidas entre dos tamices consecutivos.

e_s = espaciado o abertura de la malla superior (deja pasar la partícula)

e_i = espaciado o abertura de la malla inferior (retiene la partícula)

Para cada malla fue determinado el diámetro medio de las partículas (d_p), de acuerdo a las dimensiones de los tamices, siguiendo la recomendación de Foust (2006) pág. 700 y McCabe (1998) pág.875, Ecus. (3.1a y 3.1b). Estos valores son representados en las Tablas 3.7 a 3.10.

$$d_p = ((d_p)_s + (d_p)_i) / 2 \quad (3.2)$$

$$\ln d_p = \ln e_s + \ln e_i / 2 \quad (3.3)$$

Las Ecu. (3.1) y (3.2), se utilizarán para representar los resultados como curva de distribución fraccionada o acumulada en coordenadas polares y la Ecu. 3.3, es apropiada para la representación de las curvas de distribución en coordenadas semilogarítmicas.

$$\overline{d_p} = 1 / \sum_{i=1}^n \left(\frac{x}{d_p} \right)_i \quad (3.4)$$

Donde:

x = fracción en peso en el intervalo

d_p = diámetro medio de la partícula para cada tamiz (mm)

A partir del d_p y de la distribución de las fracciones del peso de cada tamiz es posible determinar el diámetro medio del bagazo, el cual es representativo de toda la población de partículas, la Ecu. (3.4), siguiendo la recomendación por Kunii y Levenspiel (1991).

Tabla 3.7

Análisis de mallas de la muestra I obtenida a través de molienda

ASTM	Malla TYLER	Intervalo Malla Tyler	Abertura Tyler (mm)	Abertura media de la malla (mm)	Diámetro medio de las partículas d_p (mm)	Peso retenido por la malla (gramos)	Distribución de la muestra I (%)
3 1/2	3 1/2	3.5	5.660	5.660	3.350	3.350	6.860
7	7	(-3.5 + 7)	2.830	4.245	4.002	5.260	10.770
16	14	(-7 + 14)	1.190	2.010	1.835	5.756	11.780
30	28	(-14 + 28)	0.590	0.890	0.838	16.565	33.910
50	48	(-28 + 48)	0.297	0.444	0.419	11.273	23.080
100	100	(-48 + 100)	0.149	0.223	0.210	5.588	11.440
Fondo		(-100)	0.000	0.075		1.053	2.160
TOTAL						48.843	100

Nota: elaborado por el autor. * La abertura media de la malla corresponde a la media aritmética de las aberturas de las mallas. 2024.

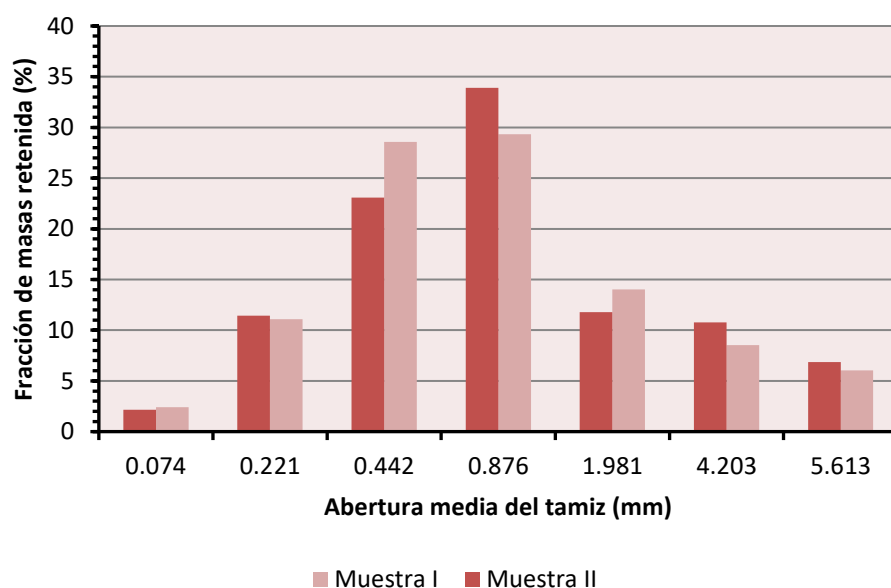
Tabla 3.8*Análisis de mallas de la muestra II obtenida a través de molienda*

ASTM	Malla TYLER	Intervalo Malla Tyler	Abertura Tyler (mm)	Abertura media de la malla (mm)	Diámetro medio de las partículas d_p (mm)	Peso retenido por la malla (gramos)	Distribución de la muestra II (%)
3 1/2	3 1/2	3.5	5.660	5.660	5.660	3.011	6.050
7	7	(-3.5 + 7)	4.245	2.830	4.002	4.249	8.540
16	14	(-7 + 14)	2.010	1.190	1.835	6.965	14.010
30	28	(-14 + 28)	0.890	0.590	0.838	14.587	29.340
50	48	(-28 + 48)	0.444	0.297	0.419	14.206	28.570
100	100	(-48 + 100)	0.223	0.149	0.210	5.504	11.070
Fondo		(-100)	0.075	0.000		1.203	2.420
TOTAL						49.725	100

Nota: elaborado por el autor. 2024

Figura 3.9

Análisis de Tamizado con una abertura media el tamiz para muestras I y II con molienda.



Nota: elaborado por el autor. 2025

Los análisis de las mallas de las muestras I y II, obtenidas a través del difusor, son representados en la Tabla 3.9 y 3.10. Se usaron en estos análisis las mismas mallas del caso anterior.

Tabla 3.9
Análisis de mallas de la muestra I obtenida a través de difusión

ASTM	Malla TYLER	Intervalo Malla Tyler	Abertura Tyler (mm)	Abertura media de la malla (mm)	Diámetro medio de las partículas d_p (mm)	Peso retenido por la malla (gramos)	Distribución de la muestra I (%)
3 1/2	3 1/2	3.5	5.660	5.660	5.660	16.999	39.850
7	7	(-3.5 + 7)	2.830	4.245	4.002	1.002	2.350
16	14	(-7 + 14)	1.190	2.010	1.835	3.456	8.100
30	28	(-14 + 28)	0.590	0.890	0.838	7.399	17.350
50	48	(-28 + 48)	0.297	0.444	0.419	10.653	25.680
100	100	(-48 +100)	0.149	0.223	0.210	1.440	3.380
Fondo		(-100)	0.000	0.075		1.403	3.290
TOTAL						42.653	100

Nota: elaborado por el autor. 2024

Tabla 3.10
Análisis de mallas de la muestra II obtenida a través de difusión

ASTM	Malla TYLER	Intervalo Malla Tyler	Abertura Tyler (mm)	Abertura media de la malla (mm)	Diámetro medio de las partículas d_p (mm)	Peso retenido por la malla (gramos)	Distribución de la Muestra II (%)
3 1/2	3 1/2	3.5	5.660	5.660	5.660	10.725	29.820
7	7	(-3.5 + 7)	2.830	4.245	4.902	0.870	2.420
16	14	(-7 + 14)	1.190	2.010	2.921	0.885	2.460
30	28	(-14 + 28)	0.590	0.890	1.337	8.424	23.420
50	48	(-28 + 48)	0.297	0.444	0.625	8.854	24.620
100	100	(-48 +100)	0.147	0.223	0.314	4.806	13.360
Fondo		(-100)	0.000	0.075		1.403	3.900
TOTAL						35.966	100

Nota: elaborado por el autor. 2024

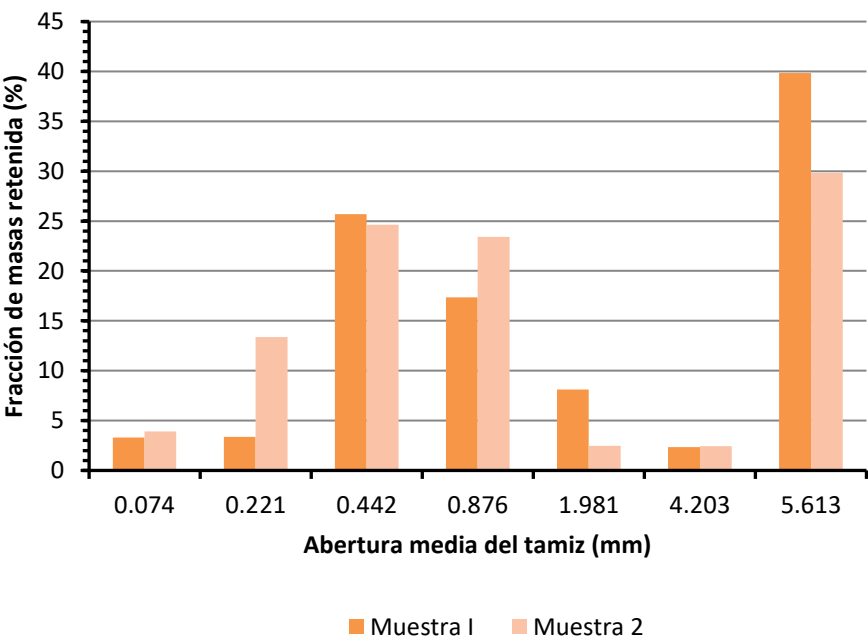
La Tabla 3.11, muestra los diámetros medios del bagazo ($\overline{d_p}$), para cada muestra obtenida a través de molienda o difusor. Este parámetro fue calculado a través de la Ecu. (3.4).

Tabla 3.11.
Diámetro medio del bagazo, $\overline{d_p}$, para las muestras I y II de molienda y difusor

Molienda		Difusor	
Muestra I (mm)	Muestra II (mm)	Muestra I (mm)	Muestra II (mm)
0.61	0.59	0.88	0.61

Nota: elaborado por el autor. 2024

Figura 3.10
Comportamiento de la fracción de masa retenida con una abertura media de tamiz para las muestras I y II, obtenida a través del difusor.



Nota: Elaborado por el autor. 2025

3.5.3.3. Cuidados importantes durante un análisis de tamizado de partículas de bagazo de caña.

El desarrollo de los análisis fue experimental debido a las diferentes velocidades de agitación. Ambos resultados mostrados en histogramas con comportamientos semejantes; por las cantidades de bagazo retenidas en los tamices fueron diferentes. En el caso de la velocidad menor, fue observada una mayor humedad entre las partículas grandes y pequeñas en el material retenido en la malla del tamiz, una vez que las partículas menores fueron retenidas en las partículas mayores de los primeros tamices. Una mayor velocidad de agitación permite obtener una mejor separación de las partículas, mostrándose más adecuada para un análisis de este tipo de partículas. Así mismo las partículas menores que normalmente permanecieron localizadas en los tamices mayores consiguieron pasar a través de los orificios y se localizaron en los tamices al cual correspondían.

También fueron probadas tamices mayores como: T-3/8" y T-5/8", en busca de una mejor distribución, más los resultados no presentaron cambios considerables. Así mismo se mantuvo la configuración inicial seleccionada.

Este comportamiento fue observado en los dos tipos de muestras analizadas.

3.5.3.4. Comparación de los tamaños de las partículas obtenidas por la Molienda o por el Difusor.

Para la comparación de los tamaños de partículas generados mediante el proceso de molienda (trapiche) y el uso del difusor, se tomó en cuenta una muestra representativa para cada método. Esta muestra fue determinada a partir del valor promedio de las muestras I y II que se analizaron previamente. En la Tabla 3.12 y en la Fig. 3.11, se está presentando el comportamiento de la fracción en peso retenido con la abertura media del tamiz para las muestras representativas obtenidos por la molienda y por el difusor.

Tabla 3.12

Tamizado de las muestras representativas obtenidas a través de molienda y difusor

ASTM	Malla TYLER	Intervalo Malla (Tyler)	Abertura Tyler (mm)	Abertura media del tamiz (mm)	Diámetro medio de partículas d_p (mm)	Peso medio retenido Molienda (g)	Peso medio retenido Difusor (g)	Distribución Molienda (%)	Distribución Difusor (%)
3 1/2	3 1/2	3.5	5.660	5.660	5.660	3.180	13.862	6.450	35.260
7	7	(-3.5 + 7)	2.830	4.245	4.902	4.755	0.936	9.650	2.380
16	14	(-7 + 14)	1.190	2.010	2.921	6.360	2.171	12.910	5.520
30	28	(-14 + 28)	0.590	0.890	1.337	15.576	7.912	31.600	20.130
50	48	(-28 + 48)	0.297	0.444	0.628	12.739	9.903	25.850	25.190
100	100	(-48 + 100)	0.149	0.223	0.314	5.546	3.123	11.250	7.940
Fondo		(-100)	0.000	0.075		1.128	1.403	2.290	3.570
TOTAL						49.285	39.310	100	100

Nota: elaborado por el autor. 2024

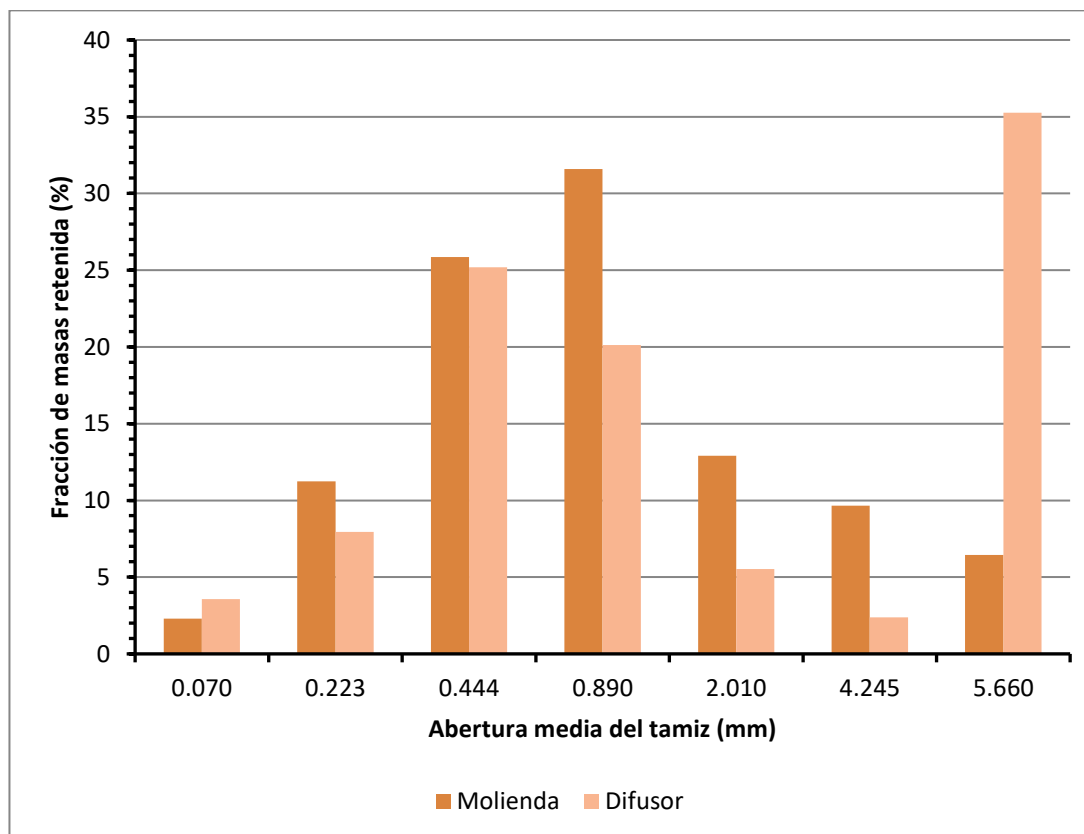
El diámetro medio de las partículas de bagazo $\overline{dp}$, para las partículas obtenidas a través de la molienda y el difusor fue de 0.597 mm y 0.731 mm respectivamente.

A mayor concentración de partículas, obtenidas del difusor, son representadas por las partículas mayores ($d_p = 05.66$ mm). En el caso de la molienda, lo anterior no es válido, ya que a mayor concentración es registrada en el tamiz central, o sea, aquella que representa diámetro medio de partícula, $d_p = 1.337$ mm.

Una menor concentración de material sólido, como el caso de la molienda y del difusor, se encuentra en el fondo y en el segundo tamiz mayor ($d_p = 4.902$ mm) respectivamente.

Figura 3.11

Comportamiento de la fracción en peso retenida con una abertura media del tamiz para las muestras obtenidas por la molienda y difusor



Nota: elaborado por el autor. 2025

Una vez que en el caso del difusor la mayor parte del bagazo es concentrada en el primer tamiz (35.26%), se decide considerar la muestra contenida en este tamiz como un nuevo universo, es estudiar su distribución de partículas. Así mismo, en el nuevo análisis se usarán los siguientes tamices: 5/8", 3/8", 3.5, 7, 14 y el fondo (Tyler), para analizar la muestra correspondiente a Tyler 3.5.

Los resultados obtenidos, para las partículas gruesas, son presentados en la siguiente Tabla 3.13

Tabla 3.13

Análisis por tamizado de las partículas del bagazo gruesas del difusor, Tyler 3.5

ASTM	Malla TYLER	Intervalo Malla Tyler	Abertura Tyler (mm)	Abertura media de la malla (mm)	Diámetro medio de las partículas d_p (mm)	Peso retenido por la malla (gramos)	Distribución de la muestra (%)
5/8"	5/8"	5/8"	15.900	15.900	15.900	5.558	52.650
3/8"	3/8"	(-5.8" 3/8")	9.520	12.710	14.216	0.091	0.860
3.5"	3.5	(-3/8" +3.5)	5.660	7.590	9.822	0.542	5.130
7	7	(-3.5 + 7)	2.830	4.245	5.676	1.988	18.830
14	16	(-7+ 14)	1.190	2.010	2.921	1.489	14.110
Fondo						0.889	8.420
TOTAL						10.557	100

Nota: elaborado por el autor. 2024

En este nuevo análisis, el tamiz mayormente usado es, 5/8" Tyler, presentando una mayor cantidad de partículas retenidas, con esto se verifica que el tipo de tratamiento del bagazo no usado en el difusor tiende a producir partículas más largas; este efecto también fue observado por Paturau (1982).

La distribución observada en los tamices muestra un patrón irregular, similar al que se presenta en la Fig. 3.6, para toda la población de partículas del difusor. Este comportamiento podría atribuirse a la significativa cantidad de partículas con forma de fibras largas.

El diámetro medio del bagazo ($\overline{dp}$), para esta muestra fue de 5.56 mm.

3.5.3.5. Determinación del porcentaje de fibra y polvillo en el bagazo (Difusor y Molienda)

Al examinar la geometría de las partículas, se concluye que un análisis de tamizado convencional, que calcula el diámetro promedio de las partículas, no resulta representativo. Por lo tanto, se optó por una metodología propuesta por Corrêa (2003). En este análisis, una muestra de bagazo fue sometida al análisis de tamizado y posteriormente y posteriormente a la selección de fibra y de polvillo de cada tamiz.

La separación de la fibra y del polvillo fue realizada manualmente con la ayuda de una pinza y de una lupa, en los casos de los tamices (3.5, 7, 14 y 28 Tyler), se trabajó con todas las muestras, y en los casos de los tamices (48 y 100 Tyler), la muestra total fue cuarteada para seguidamente ser separada.

La caracterización de las fibras y del polvillo, en los tamices que contienen las partículas menores fue muy complicada, así mismo se decidió seguir el criterio usado por Nebra (1985), para dicha clasificación, o sea, dividir la muestra consecutivamente y considerar una pequeña muestra como representativa de la total. El pesaje de las muestras fue realizado con la ayuda de la balanza analítica marca OHAUS, con una precisión de 0.0001 g.

Las Tablas 3.14 y 3.15, mostradas a continuación, se consignan la distribución del porcentaje en peso entre la fibra y el polvillo de las muestras obtenidas por difusión (43.63 g) y por molienda (46.85 g) respectivamente.

Tabla 3.14

Por ciento de la fibra y del polvillo de la muestra obtenida por difusión

Malla Tyler	Abertura media de la malla (mm)	Diámetro medio de las partículas d _p (mm)	Tipo	Peso retenido por la malla (g)	Peso Porcentual (%)
3 1/2	5.66	5.66	Fibra	14.4668	99.12
			Polvillo	0.1283	0.88
7	4.25	4.90	Fibra	0.392	98.05
			Polvillo	0.0078	1.95
14	2.01	2.92	Fibra	2.7143	88.20
			Polvillo	0.363	11.80
28	0.89	1.34	Fibra	7.1779	68.19
			Polvillo	3.3478	31.81
48	0.25	0.47	Fibra	4.7776	46.17
			Polvillo	5.5703	53.83
100	0.22	0.23	Fibra	2.1079	45.01
			Polvillo	2.5753	54.99
TOTAL, de la MUESTRA					43.63

Nota: elaborado por el autor. 2024

En el caso de las partículas obtenidas por la difusión como las fibras y el polvillo representaron el 72.51% y 27.49%, respectivamente de la muestra total. Entonces, en la molienda las fibras representaron 72.89% y el polvillo 27.11%, respectivamente.

Las Figs. 3.12 y 3.13, que se muestran a continuación, permiten observar el comportamiento del peso porcentual de las partículas tipo fibra y polvillo, obtenidas a través del proceso de la difusión y de la molienda, respectivamente.

Tabla 3.15

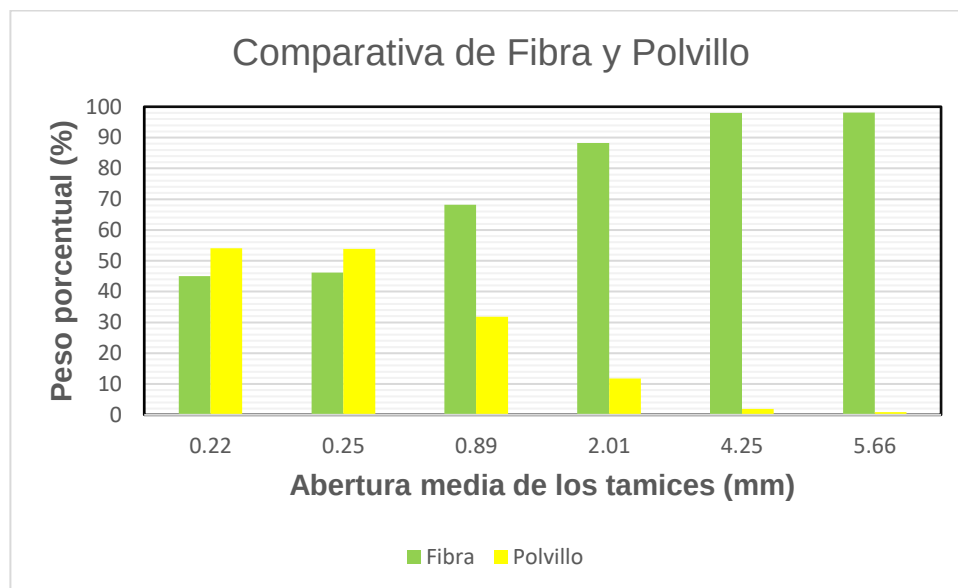
Porcentaje de la fibra y del polvillo de la muestra obtenida a través de la molienda

Malla Tyler	Abertura media de la malla (mm)	Diámetro medio de las partículas d_p (mm)	Tipo	Peso retenido por la malla (g)	Peso Porcentual (%)
3 1/2	5.66	5.66	Fibra Polvillo	3.3093 0.028	99.16 0.84
7	4.25	4.90	Fibra Polvillo	5.176 0.079	98.50 1.50
14	2.01	2.92	Fibra Polvillo	5.0694 0.6221	89.07 10.93
28	0.89	1.34	Fibra Polvillo	12.5448 3.7429	77.02 22.98
48	0.25	0.47	Fibra Polvillo	5.4428 5.5218	49.64 50.36
100	0.22	0.23	Fibra Polvillo	2.6029 2.7070	49.02 50.98
TOTAL, de la MUESTRA				46.85	

Nota: elaborado por el autor. 2024

Figura 3.12

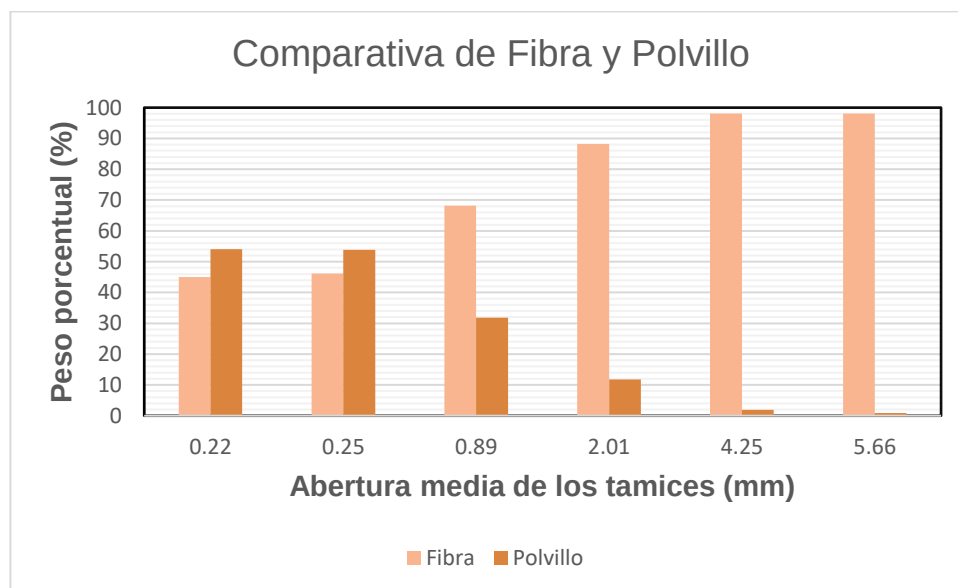
Comportamiento del Peso porcentual de la Fibra y del Polvillo en la Difusión.



Nota: elaborado por el autor. 2025

Figura 3.13

Comportamiento del Peso porcentual de la Fibra y el Polvillo en la Molienda.



Nota: elaborado por el autor. 2025

En ambas Figuras, a medida que la abertura media del tamiz disminuye el peso porcentual de las fibras disminuyen hasta presentar un valor casi constante en los dos primeros tamices a partir de los cuales disminuye en la medida que la abertura media del tamiz aumenta.

Los resultados de las Tablas 3.14 y 3.15, presentados en las Tablas 3.15, presentan una buena concordancia con los obtenidos por Nebra y Côrrea (2003) y por Côrrea (2003), tal como se puede observar en la Tabla 3.16.

Tabla 3.16:

Comparación del peso porcentual de fibra con datos encontrados en la literatura

Tyler	Abertura Del Tamiz (mm)	Ln(d _d) (mm)	Nebra y Macedo (1988) (%)	Côrrea (2003) (%)	Molienda (%)	Difusor (%)
1/4"	6.35	1.848		99		
3.5	5.66	1.791			99.1	99.2
7	2.83	1.387			98.1	98.5
8	2.38	0.954	100	99		
14	1.19	0.521	89	89	88.2	89.0
28	0.59	-0.177	76	70	68.2	77.0
48	0.30	-0.866	40.4	40	46.2	49.6
65	0.21	-1.382	40.4	42		
100	0.15	-1.729	40.3	41	45.0	49.0

Nota: elaborado por el autor. 2024

A partir del comportamiento del peso porcentual de las fibras retenidas en los tamices fueron determinadas dos correlaciones, Ecu. (3.5) y (3.6), para la difusión y para la molienda respectivamente:

$$\% \text{ Fibra} = 0.446 + 0.556 \exp \{ - \exp [- 0.469 - 1.906 \ln(d_p)] \} \quad (3.5)$$

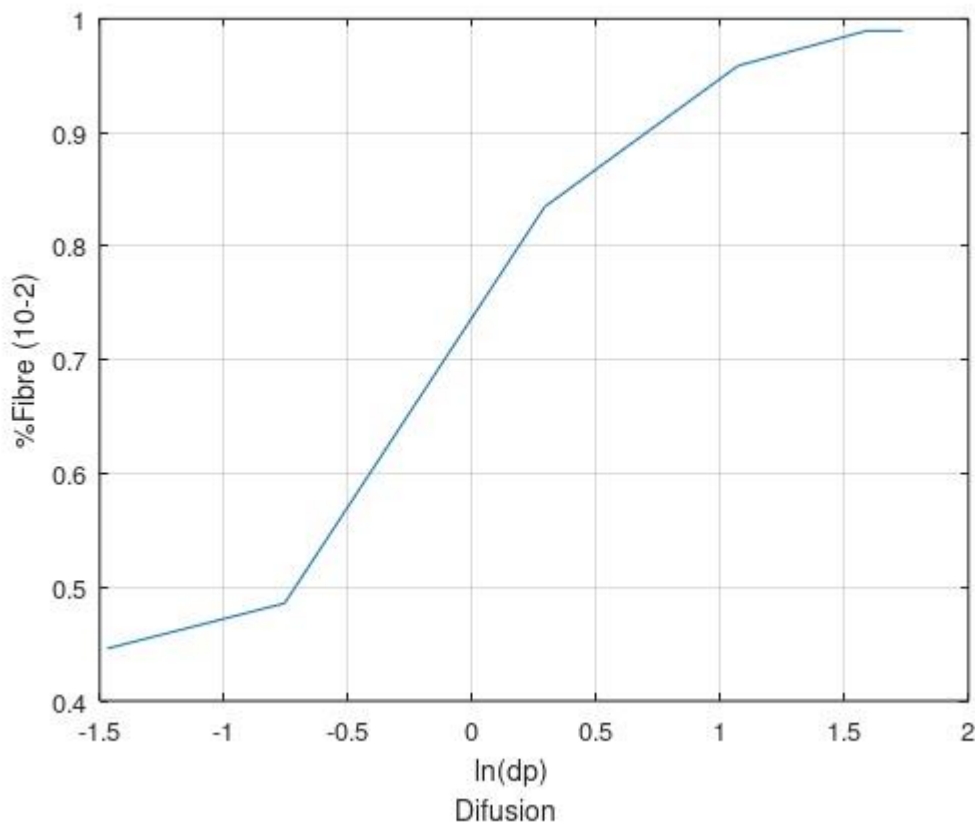
$$\% \text{ Fibra} = 0.479 + 0.509 \exp \{ - \exp [- 0.836 - 2.114 \ln(d_p)] \} \quad (3.6)$$

Donde:

d_p = diámetro medio del bagazo para cada tamiz, determinado por la Ecu. 4.1b.

Figura 3.14

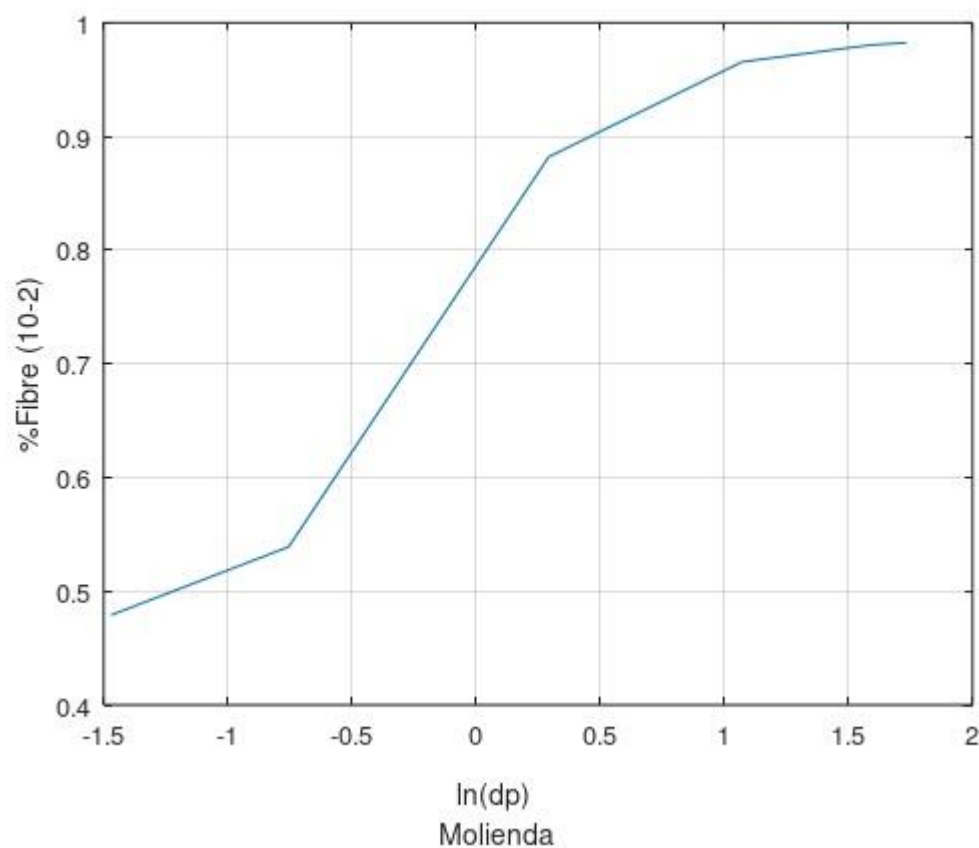
Comportamiento del peso porcentual de la Fibra con el $\ln(d_p)$



Nota: elaborado por el autor. 2025

Figura 3.15

Comportamiento del Peso porcentual de la Fibra con el $\ln(d_p)$ – Molienda.



Nota: elaborado por el autor. 2025

3.5.3.6. Determinación de las características geométricas de las partículas del bagazo.

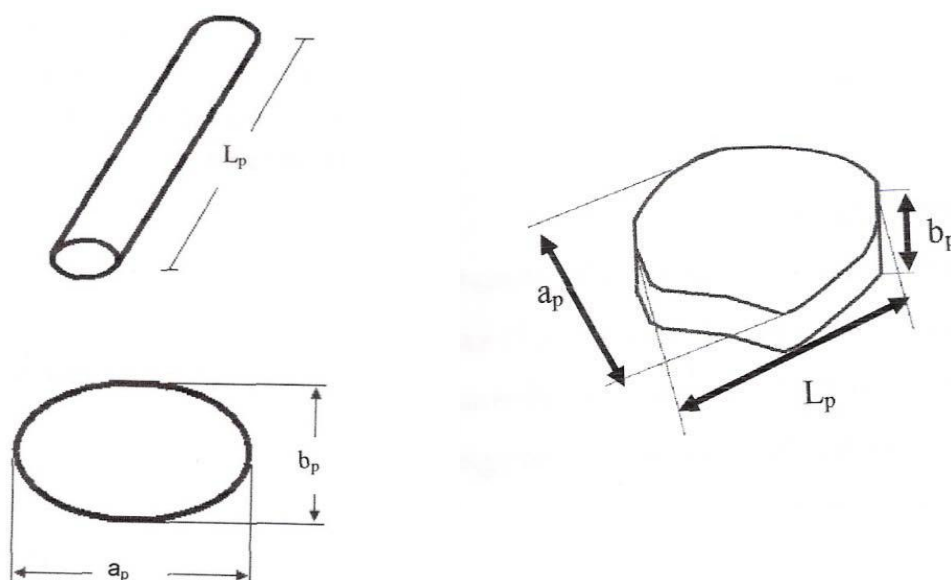
Como ya se ha afirmado anteriormente, un análisis de tamices no es suficiente para estudiar las características como la del bagazo de la caña de azúcar, la cual presenta una diversidad mucho más grande como el tamaño y la forma. Asimismo, la caracterización de la geometría de las partículas del bagazo, se torna mucho más importante con el objetivo de obtener mayor información del material estudiado.

La caracterización de la geometría de las partículas de bagazo, tipo fibra y polvillo (medula), fue realizado en aplicación del criterio sugerido por Nebra y Macedo (1988). En esa dirección las fibras fueron divididas en dos grupos: fibras largas y fibras cortas (considerándose alrededor de 10 fibras largas y 10 fibras cortas para cada una de los tamices)

La determinación de los tamaños de las fibras y del polvillo se usaron diversas herramientas. En el caso de las fibras desde un tamiz de 3.5" hasta 28" (Tyler) fue usado el micrómetro para realizar las mediciones de la longitud " l_p " y de los parámetros " a_p " y " b_p ", tal como se muestra en la siguiente ilustración:

Figura 3.16

Características geométricas de la fibra (derecha) y características de la medula o polvillo (derecha), del bagazo de la caña de azúcar.



Nota: adaptado de Lenco, P.C., Caracterização do bagaço de cana-de-açúcar para geração de energia. Tesis doctoral. Campinas/SP, Brasil. 2010. P. 34. Disponible en: <https://files01.core.ac.uk/download/pdf/296859615.pdf>

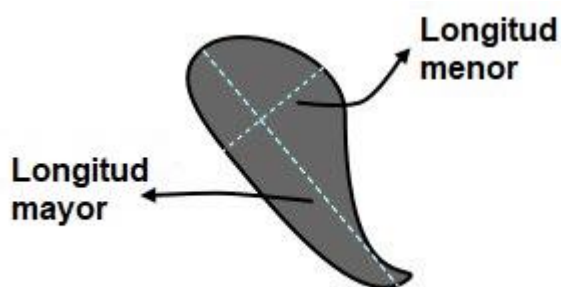
Para el caso de las fibras menores de 48 – 100 Tyler, las mediciones a través el micrómetro fue imposible. Para salvar este inconveniente se utilizó la metodología de la microscopia.

El criterio usado en la determinación de los parámetros, fue considerar el fenómeno en el cual las partículas del bagazo están participando. En el caso de la determinación del coeficiente de arrastre fue considerada una menor área que enfrenta a la corriente del fluido (A_p). en el caso de la transferencia de calor, se consideró el área lateral de la partícula.

A través de las mediciones de las dimensiones: a_p y b_p de las partículas del bagazo fue calculado el parámetro D_p (Ecu. 3.7). Este parámetro es definido como el diámetro representativo de las partículas de acuerdo con Nebra y Macedo (1988), mencionado por Lenco (2010), tal como se muestran en las Figs. 3.16 – 3.18

La dimensión del diámetro de la partícula: D_p necesaria para el cálculo del número de Reynolds de la partícula (Re_p), será dado por la dimensión de la longitud menor, porque fue considerada que las partículas estudiadas son cilindros determinadas por la mayor y la menor longitud conforme se muestra en la siguiente ilustración.

Figura 3.17 Longitud mayor y menor de la partícula

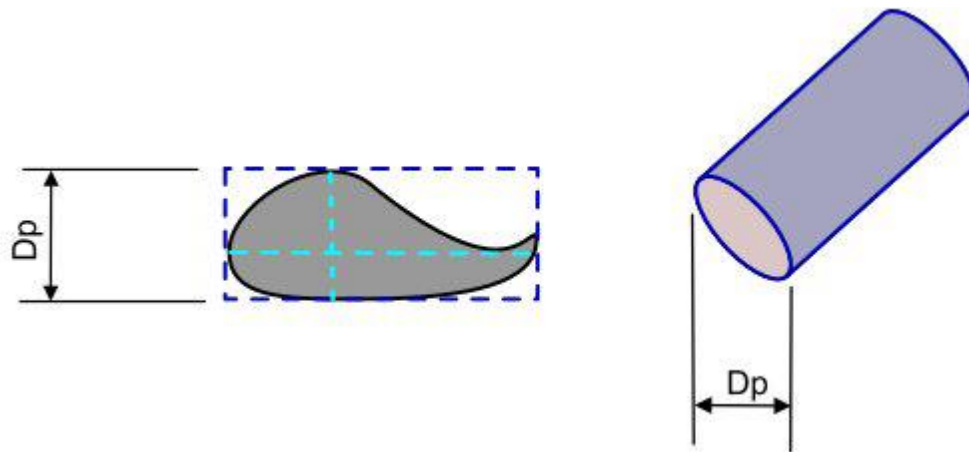


Nota: adaptado de Lenco, P.C., Caracterização do bagaço de cana-de-açúcar para geração de energia. Tesis doctoral. Campinas/SP, Brasil. 2010. P. 87.

Disponible en: <https://files01.core.ac.uk/download/pdf/296859615.pdf>

Figura 3.18

Muestra la medida usada como el diámetro de la partícula (D_p)



Nota: adaptado de Lenco, P.C., Caracterização do bagaço de cana-de-açúcar para geração de energia. Tesis doctoral. Campinas/SP, Brasil. 2010. P. 87. Disponible en: <https://files01.core.ac.uk/download/pdf/296859615.pdf>

$$D_p = \sqrt{\frac{a_p^2 + b_p^2}{2}} \quad (3.7)$$

El área proyectada máxima (A_p)

$$A_p = a_p * l_p \quad (3.8)$$

La sección (S_p)

$$S_p = \frac{\pi a_p b_p}{4} \quad (3.9)$$

El volumen (Vol_p)

$$Vol_p = S_p * l_p \quad (3.10)$$

Área lateral (A_l)

$$A_l = \pi D_p L \quad (3.11)$$

Y la densidad aparente para cada malla (ρ)

$$\rho = \frac{\sum m_p}{\sum Vol_p} \quad (3.12)$$

Esta relación fue corregida posteriormente para obtener la densidad aparente del bagazo seco (ρ_o):

$$\rho_o = \rho * [l - u * (b.u)] \quad (3.13)$$

La Ecu. (3.13), fue asumida que el bagazo no vario de volumen con el aumento de la humedad, para bajos valores de esta.

En caso de partículas tipo medula, de forma irregular se calcula de la siguiente forma:

$$A_p = a_p * l_p \quad (3.14)$$

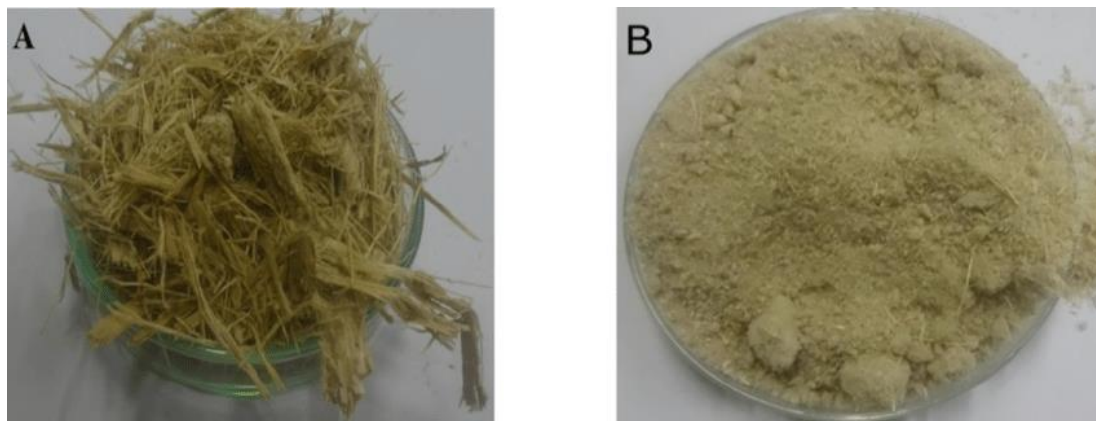
$$D_p = \sqrt{\frac{4 * A_p}{\pi}} \quad (3.15)$$

En el caso de las partículas de polvillo fue considerada a la forma geométrica representada en la Fig. 3.16. las dimensiones medias del bagazo tipo polvillo para la muestra del difusor y la molienda fueron de 0.23 mm de ancho (a_p) y 1.44 mm de longitud (l_p) y 0.17 mm de ancho (a_p) y 0.88 mm de longitud, respectivamente, para los tamices Tyler 100, de acuerdo a la clasificación hecha por Nebra y Macedo (1988).

Figura 3.19

Componentes de Bagazo de caña

A) Fracción de fibra **B)** Fracción de medula o polvillo



Nota: elaborado por el autor. 2024

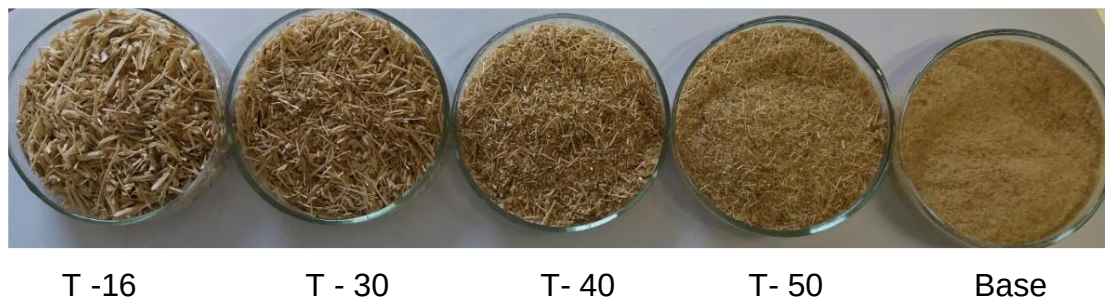
La muestra de la fracción de polvillo del bagazo de caña de azúcar obtenida a través del microscópico electrónico es presentada en la Fig. 3.19 B.

Fue observada en el bagazo tipo fibra la presencia de fibras largas y cortas. Asimismo, con el objetivo de obtener una mayor información de los tamaños de las partículas fue realizada una clasificación de las fibras largas y cortas en cada tamiz de las muestras obtenidas del difusor y de la molienda (Tabla 3.16), tal como se presenta en la Fig. 3.20.

El criterio usado para separar las fibras largas y cortas fue el mismo seguido por Nebra y Macedo (1988). Estos autores consideraron como partículas cortas aquellas cuya relación L_p/a_p fue menor de 5, en tanto que las fibras largas fueron aquellas cuya relación fue mayor de 5. En este trabajo, sin embargo, en algunos casos, fueron consideradas como fibras cortas aquellas cuya relación L_p/a_p fue menor de 8.4, siendo consideradas como fibras largas las mayores de 8.4.

Figura 3.20

Diferentes tamaños de fibras de bagazo de caña de azúcar.



Nota: elaborado por el autor. 2024

Los resultados del estudio de los tamaños de las partículas de bagazo tipo fibra: largas y cortas es presentada en la Tabla 3.17 y 3.18, respectivamente. El detalle de los valores obtenidos en las mediciones realizadas puede localizarse en el apéndice 1. En la Tabla 3.18, son presentados los diámetros representativos de las fibras largas y cortas, obtenidas por la molienda y por la difusión, para cada fracción separada por tamizado.

Tabla 3.17

Valores medios, máximos y mínimos de fibras largas de bagazo obtenidas a través del difusor y de molienda, para cada fracción separada por tamizado.

Tamiz	Fibras largas											
	Difusor						Molienda					
	a _p		b _p		L _p		a _p		b _p		L _p	
	medio	máx/min	medio	máx/min	medio	máx/min	medio	máx/min	medio	máx/min	medio	máx/min
	Tyler	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)
		8.77		2.48		148.97		6.22		2.86		66.01
3.5	3.92	2.35	1.40	0.7	100.99	69.69	4.05	2.41	1.75	0.80	45.57	33.18
		4.32		2.74		43.30		4.02		2.27		41.11
7	2.58	1.46	1.37	0.41	24.28	15.67	2.93	2.13	1.33	0.80	33.06	28.66
		3.16		1.36		62.93		1.88		0.81		39.31
14	1.55	0.95	0.70	0.35	28.03	16.56	1.65	1.24	0.6	0.51	31.75	27.37
		1.52		0.66		36.62		1.09		0.67		33.94
28	1.03	0.52	0.51	0.38	26.49	16.89	0.88	0.56	0.41	0.17	27.57	19.97
		0.66				10.81		0.46				12.74
48	0.41	0.26			7.89	6.29	0.37	0.23			8.21	5.44

Nota: elaborado por el autor. 2024

Tabla 3.18

Valores medios, máximos y mínimos de las fibras cortas de bagazo obtenidas a través del difusor y de la molienda, para cada fracción separada por tamizado.

Tamiz	Fibras Cortas											
	Difusor						Molienda					
	a _p		b _p		L _p		a _p		b _p		L _p	
	medio	máx/min	medio	máx/min	medio	máx/min	medio	máx/min	medio	máx/min	medio	máx/min
Tyler	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)
		5.69		4.03		38.63		7.02		6.28		28.29
3.5	4.22	3.20	1.63	0.74	29.65	20.09	4.33	1.75	2.27	0.44	20.36	15.47
		4.48		2.45		15.67		4.47		2.58		18.87
7	3.42	2.27	1.99	1.27	10.25	6.72	3.47	2.33	1.59	0.89	13.15	5.76
		2.85		1.17		13.06		2.52		1.49		17.98
14	1.95	1.12	0.83	0.63	10.92	5.60	1.943	1.66	0.97	0.63	12.27	9.28
		1.30		0.78		10.88		1.84		0.54		11.14
28	1.13	0.87	0.59	0.38	8.71	7.28	1.34	1.03	0.47	0.42	9.43	7.06
		0.71				3.91		0.63				4.23
48	0.47	0.26			2.62	1.33	0.41	0.21			3.21	1.9
		0.32				2.59		0.34				1.21
100	0.23	0.17			1.44	0.70	0.17	0.09			0.88	0.39

Nota: elaborado por el autor. 2024

Tabla 3.19

Diámetros representativos (D_p) de las fibras largas y cortas obtenidas por la molienda y por el difusor, para cada fracción separada por tamizado.

Tamiz		Intervalo	Difusor		Molienda	
Tyler	ABNT	(Tyler)	Largas	Cortas	Largas	Cortas
3.5	3.5	3.5	2.94	3.20	3.12	3.46
7	7	[-3.5 +7]	2.07	2.80	2.28	2.70
14	16	[-7 +14]	1.20	1.50	1.24	1.53
28	30	[-14 +28]	0.81	0.90	0.69	0.98
48	50	[-28 +48]	0.41	0.47	0.37	0.41
100	100	[-48 +100]		0.23		0.17

Nota: elaborado por el autor. 2024

El diámetro representativo (D_p), al ser una medida directa de cada partícula fue usado como parámetro de análisis, dejando de lado el diámetro medio del bagazo ($\overline{d_p}$). Pero los resultados obtenidos para los valores medios de ambos los parámetros, en el análisis de la muestra de bagazo obtenida por la molienda y el difusor, se muestran mucho más próximos. Estos resultados son presentados en la Tabla 3.19

Tabla 3.20

Diámetro representativo (D_p) y medio ($\overline{d_p}$) para las partículas de molienda y difusor.

Proceso	$(\overline{d_p})$	D_p
	(mm)	(mm)
Molienda	0.597	0.527
Difusor	0.732	0.729

Nota: elaborado por el autor. 2024

El cálculo de D_p de la muestra total fue calculado considerando el peso retenido en cada tamiz de acuerdo a la Ecu. (3.4), pero, considerando ahora al D_p de cada tamiz en lugar de $\overline{d_p}$.

La densidad aparente del bagazo fue calculada para los tamices TYLER 3.5; 7; 14 y 28, según la Ecu. (3.13) y comparado con los reportados por Nebra (1985), Tabla 3.21.

Tabla 3.21

Densidades aparentes de las fibras de bagazo seco, para diferentes mallas Tyler.

Tamiz	Difusor (kg/m ³)	Molienda (kg/m ³)	Nebra (kg/m ³)
T-3.5	215.167	159.439	
T-7	204.504	211.413	
T- 8			210
T-14	244.032	281.435	340
T- 28	303.594	264.838	600

Nota: elaborado por el autor. 2024

Los valores obtenidos para las propiedades calculadas según las Ecu. (3.5) a (3.12)., se encuentran en el apéndice 1.

Del análisis de la Tabla 3.20, se puede observar que las mallas TYLER 7 y 8, la densidad es muy próxima, en cuanto en la malla TYLER 28. La diferencia es grande. Probablemente esta diferencia sea debida a la forma en que fue hecha la determinación de las dimensiones de las partículas, con recursos de laboratorio diferentes en los dos trabajos.

En la literatura se señala que la densidad a granel está influenciada por el contenido de humedad del bagazo y la altura de la pila de almacenamiento. Por ejemplo, para el bagazo seco a una altura de 2 m, la densidad es de 100 kg/m³, mientras que a 14 m alcanza los 180 kg/m³ (Rein, 2007).

3.5.4. Velocidad terminal y Coeficiente de Arrastre.

Uno de los primeros estudios sobre la medición de las velocidades de arrastre del bagazo fue llevado a cabo por Grobart en 1973. Posteriormente, Nebra y Macedo en 1988 calcularon la velocidad terminal del bagazo al dejar caer partículas fibrosas desde una altura considerable, registrando el tiempo que tardaban en caer. Estos autores asumieron que la altura era suficiente para que la partícula pudiese alcanzar su velocidad terminal, el periodo de velocidad variable fue tomado en cuenta en los cálculos, la suposición inicial fue posteriormente corroborada por los resultados de la velocidad terminal y el coeficiente de arrastre. Ellos determinaron la dependencia del Coeficiente de arrastre mediante el número de Reynolds. Barbosa y Menegalli (1986), determinaron la velocidad terminal usando un equipo experimental, para la medición directa de la velocidad de la corriente de aire necesario para equilibrar, fluctuando, un conjunto de partículas. El equipamiento estuvo constituido básicamente por una columna de dos metros de altura para fluidez del aire, de sección rectangular variable, siendo parámetro de variación la velocidad del aire. El aire fue insuflado a través de un ventilador centrífugo y el material fue alimentado por la parte inferior de la columna. Los autores arriba mencionados demostraron que la velocidad terminal varia con las características de las partículas (geometría, forma) y con la humedad del bagazo.

Aralde et al (1991), determinaron la velocidad de arrastre de las partículas del bagazo de caña de azúcar. Estos autores determinaron que la velocidad de arrastre del bagazo está en función del tamaño de la partícula y de su factor de forma, de su contenido de humedad y de la temperatura del gas para el transporte. La velocidad de arrastre se examinó a diversas temperaturas del gas, oscilando entre 30 y 150 °C, para tres tamaños de partículas (0.45; 1.015 y 1.77 mm) y con una humedad inicial del 55% (b.h). Se observó que un incremento en la temperatura del gas dentro del rango mencionado resultó en un aumento del 18% en la velocidad de arrastre. La metodología para la determinación de la velocidad terminal y el coeficiente de arrastre empleada en este trabajo fue la misma utilizada por Nebra (1985).

3.5.4.1. Modelamiento de la Velocidad terminal y del Coeficiente de Arrastre.

La velocidad terminal y el coeficiente de arrastre fueron determinados justo para las partículas del bagazo tipo fibra.

Se desarrollo un algoritmo en el software Matlab 6.0 (R8), con el propósito de llevar a cabo los cálculos (ver en el apéndice II)

El primer paso fue calcular el coeficiente de arrastre, con esa correlación en manos, la velocidad terminal fue determinada. El procedimiento de cálculo es presentado, a continuación, paso a paso:

La ecuación del movimiento, despreciando la fuerza de empuje es dada por la Ecu. (3.16)

$$m \frac{dV_p}{dt} = mg - C_d \frac{A_p \rho_{ar} V_p^2}{2} \quad (3.16)$$

Donde:

El término de la izquierda representa la fuerza resultante;

El primer término de la derecha es el peso de la partícula;

El segundo término de la derecha es la fuerza de arrastre.

A través del análisis de la literatura, se eligió el tipo de ecuación que más adecuadamente describe la relación entre el coeficiente de arrastre y el número de Reynolds. La ecuación (3.17) también fue empleada por Becker (1959) y Nebra y Macedo (1988).

$$C_d = k_1 Re^{k_2} \quad (3.17)$$

Donde: k_1 y k_2 son constantes y serán determinadas.

El número de Reynolds fue obtenido a través de la Ecu. (3.18).

$$Re = \frac{\rho V_p D_p}{\mu} \quad (3.18)$$

Donde:

V_p : Velocidad de la partícula del bagazo (m/s)

D_p : Diámetro representativo de la partícula (m);

ρ y μ : Densidad y viscosidad del aire (kg/m^3 , kg/m-s)

el área de la partícula fue calculada a través de la Ecu. (3.8), o sea, se consideró la mayor área frontal al escurrimiento.

Para ello las dimensiones de las partículas: a_p , b_p y l_p , fueron medidas, en triplicado, estas pueden ser ubicadas en el apéndice I.

Las partículas de bagazo fueron liberadas desde una altura de 6 metros (Z_m), y se registró el tiempo que tardó cada partícula en caer (t_m). Posteriormente, la altura (H) se calculó numéricamente conforme a la Ecu. (3.19), utilizando la velocidad de la partícula determinada por la Ecu. (3.16) y el coeficiente de arrastre aplicado según la Ecu. (3.17). Este cálculo se llevó a cabo teniendo en cuenta las dimensiones medidas de cada partícula de bagazo.

$$H = \int_0^{t_m} m \cdot V_p \cdot dt \quad (3.19)$$

Finalmente, el término S_h fue obtenido mediante la Ecu. (3.20). Este término simboliza la suma de los cuadrados de las diferencias entre las alturas, tanto medidas como calculadas, de todas las partículas del bagazo de caña de azúcar, dividida por la cantidad de determinaciones realizadas. Esto se considera una medida del error en la evaluación.

$$S_h = \frac{\sum_{i=1}^n (Z_m - H)^2}{n} \quad (3.20)$$

Las constantes k_1 y k_2 (Ecu. 3.17), fueron determinadas por la minimización de el valor de S_h en la Ecu. (3.20)

Una vez dada la correlación para el coeficiente de arrastre fue determinada la velocidad terminal de las partículas.

Las correlaciones de velocidad terminal, propuestas para cada muestra de partículas: molienda y difusión fueron determinadas por método de mínimos cuadrados según Navidi (2020).

El coeficiente de arrastre (C_d), de las partículas de bagazo tipo fibras, del proceso de molienda y del difusor obtenidas en este trabajo son presentadas en las Ecu. (3.21) y (3.22), respectivamente.

$$C_d = 1.3Re^{-0.1} \quad (3.21)$$

$$C_d = 2Re^{-0.15} \quad (3.22)$$

El valor de $\sqrt{S_h}$, para las partículas de la molienda y del difusor, se determinadas mediante las Ecu. (3.21) y (3.22), fueron 0.87 m y 1.021 m, respectivamente.

La velocidad terminal (V_t), de las partículas obtenidas por la molienda y por el difusor, en aplicación de las Ecu. (3.23) y (3.24), respectivamente, fueron determinadas a partir de las Ecu. (3.21) y (3.22), a través del método de los mínimos cuadrados.

$$V_t = 1.71D_p^{0.34} \quad (3.23)$$

$$V_t = 1.646D_p^{0.345} \quad (3.24)$$

Donde:

D_p : Diámetro representativo efectivamente medido (mm);

V_t : Velocidad terminal (m/s)

Estas expresiones son válidas para partículas tipo fibras, con $0.5 < D_p < 4$ mm, con coeficientes de correlación de $R_2 = 0.45$ y 0.52 , para las partículas de la molienda y del difusor, respectivamente.

Una vez que los resultados de las correlaciones para el coeficiente de arrastre, para las muestras de la molienda y del difusor, fueron muy similares, se decidió obtener una correlación para las partículas de bagazo, tipo fibras, en general. Para eso fueron consideradas las dos muestras como una única población.

El coeficiente de arrastre (C_d) y la velocidad terminal (V_t) para las muestras combinadas (molienda y difusor), son presentadas en las Ecu. (3.25) y (3.26), respectivamente.

$$C_d = 1.40 Re^{-0.10} \quad (3.25)$$

Donde, Re está definido por la Ecu. (3.18)

$$V_t = 1.669 D_p^{0.324} \quad (3.26)$$

Donde, V_t en m/s y D_p en mm.

El coeficiente de correlación para la velocidad terminal, Ecu. (3.26), fue 0.46 .

3.5.5. Poder calorífico del bagazo de caña.

El poder calorífico superior del bagazo seco de caña de azúcar (PCS), específicamente del tipo médula, fue evaluado mediante el uso de una bomba calorimétrica. El promedio obtenido en dichas pruebas fue de 17,250 kJ/kg. Estas evaluaciones se llevaron a cabo en el Laboratorio Control Fabrica de la Empresa Azucarera Casa Grande SAC, siguiendo la norma ASTM D5865 – 03 para su desarrollo. Van der Poel et al. (1998) reportaron un valor para el PCS de 17,319 kJ/kg, lo que muestra una buena concordancia con el resultado experimental alcanzado en este estudio.

A partir del calor específico del bagazo, se puede determinar su calor inferior. Autores como Beaton y Lora (1991) informaron, basándose en resultados obtenidos en Cuba para el bagazo con un 40% de humedad (b.h), que el método de cosecha influye en el poder calorífico inferior del bagazo, como se ilustra en la Tabla 3.22.

Tabla 3.22

Dependencia entre el poder calorífico del bagazo y el tipo de corte de la caña (40% bh)

Tipo de Corte de la caña	Poder calorífico inferior (kJ/kg)
Corte Manual	8645
Centro de Acopio	8520
Corte Mecanizado	8359

Nota: elaborado por el autor. 2024

Por otro lado, existen algunas ecuaciones que permiten determinar el poder calorífico inferior, entre ellas, una comúnmente usada, es la propuesta por Hugot (1986).

$$PCI = 17790 - 50.2ss - 203hb \quad (3.27)$$

Donde:

PCI = Poder calorífico inferior del combustible (KJ/kg)

ss = Solidos solubles en el bagazo (principalmente sacarosa), (%)

hb = Contenido de humedad del bagazo en base húmeda (bh), (%)

z_a = Contenido de cenizas (%)

En la literatura son encontradas otras correlaciones para determinar el poder calorífico inferior del bagazo, entre ellas se puede mencionar la correlación recomendada por Wienese (2001) y Rein (2007), que se presenta en la Ecu. (3.28).

$$PCI = 18260 - 207.01 * hb - 182.6 * z_a - 31.14 * ss \quad (3.28)$$

La diferencia entre los valores el poder calorífico inferior obtenido a través de las Ecu. (3.27) y (3.28), es pequeña, alrededor de 3.8%. Así mismo en este trabajo se decidió a usar la Ecu. (3.27), toda vez que la misma es ampliamente usada.

3.5.6. Exergía del bagazo de caña.

El cálculo de la exergía del bagazo está compuesto por dos componentes principales: la física y la química, que a continuación se abordara el cálculo de las mismas.

3.5.6.1. Exergía Física.

La exergía física, está asociada al incremento de la temperatura del bagazo, el cual puede acontecer en procesos como el secado del mismo. Esta exergía puede ser determinada a través de la Ecu. (3.29), de acuerdo a Moran y Shapiro (1995).

$$b_b^f = Cp_b \left[(T_b - T_o) - T_o \ln \left(\frac{T_b}{T_o} \right) \right] \quad (3.29)$$

Donde:

b_b^f : Exergía física específica del bagazo (kJ/kg);

T_b : Temperatura del bagazo (K)

T_o : Temperatura referencial (K)

$C_{p,b}$: correspondiente al Calor específico del bagazo (kJ/Kg.K)

3.5.6.2. Exergía Química

En la literatura se identifican dos enfoques para determinar la exergía química del bagazo de caña de azúcar: (i) el método sugerido por Szargut et al. (1988) y (ii) el propuesto por Wittwer (1993).

Wittwer (1993) propone una metodología particular para calcular la exergía del bagazo de caña de azúcar. Por otro lado, Szargut et al. (1988) establecen una correlación para el cálculo de la madera, la cual puede adaptarse al bagazo debido a las similitudes en sus características y composición. Una vez que la madera presenta aproximadamente la misma composición que el bagazo, algunos investigadores aplicaran dicha correlación para obtener el bagazo de caña de azúcar (Sanchez- Prieto, 2003; Sosa-Arno et al. 2006a y b).

Sosa-Arno, et al (2005b) analizaron las propuestas para la determinación de la exergía del bagazo de la caña de azúcar. La descripción de las metodologías de acuerdo a estos autores se presenta a continuación.

3.5.6.2.1. Propuesta de Szargut et al. (1988)

El estado de referencia se definió a una presión de 101.325 kPa y una temperatura de 298.15 K. Esta propuesta incluyó sustancias de referencia que se encuentran en la naturaleza, como CO₂, H₂O, O₂ y N₂, correspondientes a los elementos carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno, respectivamente. Se tomó en cuenta la concentración de estas sustancias en condiciones estándar o normales del aire, tal como se detalla en la Tabla 2.2 en la página 29 del trabajo de Szargut (2005). En lo que respecta al azufre, se utilizó un ion de sal disuelto en agua de mar como referencia: $[\text{SO}]_{-4^{(2-)}}$, cuyo valor considerado para el cálculo está reportado en la Tabla 2.2 en la página 32 del mismo libro mencionado anteriormente.

Una vez que, el bagazo de la caña de azúcar es una mezcla de especies químicas muy diferentes, el cálculo de su exergía química ya que su composición individual es muy complicada.

La metodología propuesta por Szargut et al (1988) y Szargut (2005), resuelve este problema desarrollando correlaciones a partir de propiedades conocidas de compuesto orgánicos puros, y extendiendo esto para combustibles técnicos como la madera.

Este cálculo requiere, como mínimo, conocer la composición masiva del combustible. Además, se han establecido correlaciones para componentes orgánicos puros a partir de la exergía química, como se indica en la Ecu. (3.30).

$$\beta = \frac{b_f}{PCI} = F * \left(\frac{H}{C}, \frac{O}{C}, \frac{N}{C}, \frac{S}{C} \right) \quad (3.30)$$

Donde: β representa la relación entre la exergía del combustible y su poder calorífico y (H/C, O/C, N/C y S/C), representan las relaciones atómicas.

El contenido de nitrógeno en los combustibles técnicos es menor que en los compuestos orgánicos usados en la determinación de las ecuaciones de regresión.

Asimismo, los datos correspondientes al contenido de nitrógeno en los compuestos han sido introducidos en los cálculos con un peso estadístico menor que la unidad. El factor de peso estadístico (p_i) siguiente ha sido adoptado, de acuerdo a la Ecu. (3.31).

$$p_i = \frac{(N/C)_m}{(N/C)_i} \quad (3.31)$$

Donde:

$(N/C)_m$: Relación atómica media N/C de combustibles bajo consideración

$(N/C)_i$: Relación atómica N/C en el compuesto usado para los cálculos.

Como fue mencionado, esta metodología no define una correlación específica para la evolución de la exergía del bagazo de la caña de azúcar, a pesar que, una vez que la composición del bagazo de la caña de azúcar es semejante a de la madera, esta propuesta viene siendo adoptada por varios investigadores.

En 1964, la primera correlación entre la composición másica de la madera y el parámetro β , fue propuesta por: Szargut y Styrylska (1964), Ecu. (3.30).

$$\beta_{1964} = \frac{1.0438 + 0.1882\left(\frac{z_{H_2}}{z_C}\right) - 0.2509\left(\frac{z_{O_2}}{z_C}\right) \left[1 + 0.7256\left(\frac{z_{H_2}}{z_C}\right)\right] - 0.0383\left(\frac{z_{N_2}}{z_C}\right)}{1 - 0.3035\left(\frac{z_{O_2}}{z_C}\right)} \quad (3.32)$$

Donde:

z_{H_2} , z_C , z_{O_2} , z_{N_2} : Factores masicos del hidrogeno, carbono, oxígeno y nitrógeno respectivamente.

En 1988, otra correlación para evaluar el parámetro β , fue propuesta. Esta presenta una precisión promedio de $\pm 1.5\%$, según Szargut et al (1988); Ecu. (3.33).

Las Ecs. (3.32) y (3.33) representan características muy similares, a pesar que existen algunas diferencias en los coeficientes. Sin duda que los valores de la segunda están aproximados, ya que se trata de una revisión del propio autor Szargut (2005).

$$\beta_{2005} = \frac{1.0412 + 0.2160\left(\frac{z_{H_2}}{z_C}\right) + 0.2499\left(\frac{z_{O_2}}{z_C}\right)\left[1 + 0.7884\left(\frac{z_{H_2}}{z_C}\right)\right] + 0.0450\left(\frac{z_{N_2}}{z_C}\right)}{1 + 0.3035\left(\frac{z_{O_2}}{z_C}\right)} \quad (3.33)$$

La dependencia del parámetro β , sobre la relación S/C, podría no ser determinada para compuestos sólidos orgánicos debido a lagunas en los datos termodinámicos. Así mismo, estos autores asumieron que el cambio de exergía referida a formación de enlaces químicos de azufre puede ser despreciable, y el contenido de azufre puede ser considerado a través de la correlación resultante desde la diferencia de exergía química (b_{azu}) y el poder calorífico del azufre (PCI_{azu}), Ecu. (3.36). Así mismo, la ecuación para la exergía química de la madera es obtenida a través de la Ecu. (3.34), de acuerdo a Szargut y Styrylska y por la Ecu. (3.35), de acuerdo a Szargut et al., (1988).

$$b_b^C = \beta_{1964}(PCI + \lambda z_W) + 9710z_{azu} \quad (3.34)$$

$$b_b^C = \beta_{1988}(PCI + \lambda z_W) + 9686z_{azu} + b_a^C z_a + b_W^C z_W \quad (3.35)$$

Donde:

b_b^C : La exergía química específica del bagazo de caña de azúcar kJ/kg

λ : es el calor latente de vaporización (kJ/kg)

z_W, z_{azu}, z_a : Fracción másica de agua, de azufre y de las cenizas contenidos en el combustible.

b_a^C, b_W^C : Exergía química específica del aire y del agua, respectivamente (kJ/kg)

En la Ecu. (3.35), en el lado derecho, el primer término es mayor que los otros; el coeficiente en el segundo término es calculado a partir de los valores patrones, correspondiente al azufre, en kJ/kg, Ecu. (3.36).

$$b_{azu} - PCI_{azu} = \frac{607300 - 296830}{32.064} = 9683 \quad (3.36)$$

El tercer término representa la exergía química de las cenizas, la cual puede generalmente ser despreciada, debido a su pequeño valor. El cuarto término representa la exergía química del agua líquida.

Las correlaciones para determinar la exergía química de la madera, son las Ecu. (3.34) y (3.35), y presentan algunas diferencias.

En la Ecu. (3.35), el primer término representa el parámetro: $\beta_{1988} \neq \beta_{1964}$, el coeficiente del segundo término es $9683 \neq 9710$; el cuarto término considera la exergía del agua líquida. La exergía de las cenizas fue considerada, como la diferencia de la Ecu. (3.34); este valor puede ser considerada despreciable (Szargut, 1988).

3.5.6.2.2. Propuesta de Wittwer

El estado de referencia considerado por Wittwer fue el aire atmosférico que se encuentra saturado con vapor de agua, definido a una presión de $P_o = 100$ kPa y una temperatura $T_o = 298.15$ K, lo cual sugiere un equilibrio con el agua en estado líquido. Asimismo, la exergía del vapor de agua en la presión en el aire saturado, P_o y T_o , es cero. Esto también es válido para la exergía del agua líquida a P_o y T_o . así mismo no es preciso saber el estado del agua producida en la reacción de la combustión

En la Tabla 3.22 se muestra la composición del aire de reacción, el cual se encuentra completamente saturado de vapor de agua, con una presión $P_o = 100$ kPa y una temperatura $T_o = 298.15$ K.

Al realizar una comparación entre esta composición estándar y la que fue propuesta por Szargut et al. (1988), se nota que existen ligeras diferencias entre ambas.

Tabla 3.23

Composición del aire de reacción saturado de vapor de agua.

Elementos	Composición	
	Volumen (l/l)	Másica (kg/kg)
N ₂	0.7557	0.7394
O ₂	0.2033	0.2273
Ar	0.0090	0.0125
H ₂ O	0.0317	0.0203
CO ₂	0.0003	0.0005

Nota: adaptado de la fuente: Wittwer (1993)

Una distinción clave entre las metodologías analizadas es que Baloh y Wittwer (1995) utilizaron los valores de exergía para el agua y el vapor, considerando como referencia nula la exergía de la solución de agua y sacarosa en el punto donde se alcanza la máxima solubilidad, la mínima energía libre, a una temperatura ambiente de 20°C.

En los ingenios azucareros, el agua actúa como disolvente de la sacarosa, formando un sistema binario (o ternario en ciertos casos); a partir del referente seleccionado, estos autores estimaron que la exergía del agua pura a temperatura ambiente es de 27.52 kJ/kg.

Cálculo de la exergía del bagazo (b_b)

$$b_b^c = h_b + m_{ar}h_{ar} - \sum m_p h_p - T_o(s_b + m_{ar}s_{ar} - \sum m_p s_p) \quad (3.37)$$

Donde:

b_b^c : Exergía específica del combustible en (kJ/kg)

h_b, h_{ar}, h_p : Entalpías específicas del combustible, del aire de reacción y del producto respectivamente en (kJ/kg)

s_b, s_{ar}, s_p : Entropías específicas del combustible, del aire de reacción y del producto respectivamente en (kJ/kg)

m_{ar}, m_p : masas del aire de reacción y del producto respectivamente en Kg, (por cada kg de combustible).

Considerando únicamente los elementos que participan en la combustión:

$$b_b^c = h_b + m_{O_2 min} h_{O_2} - \sum m_p h_p - T_o (s_b + m_{O_2 min} s_{O_2} - \sum m_p s_p) \quad (3.38)$$

Donde:

$m_{O_2, min}$: Masa de oxígeno para oxidar 1 kg de combustible. (mínima cantidad de oxígeno, kg)

m_p : Masa del producto de la reacción en kg referente a 1 kg de combustible.

h_{O_2}, h_p : Entalpía específica del oxígeno y del producto de la reacción, respectivamente, en kJ/kg

s_{O_2}, s_p : Entropía absoluta específica de oxígeno y del producto de la reacción, respectivamente en kJ/kg-K.

Los productos de la reacción considerados por este autor fueron el dióxido de carbono (CO_2) y el agua (H_2O).

La variación de la Energía Libre de Gibbs (Δg), en la reacción. de combustión y calculada por la Ecu. (4.37).

$$-\Delta g(T_o, P_o) = g_b(T_o, P_o) + m_{O_2, min} g(T_o, P_o) - \sum m_p g_p(T_o, P_o) \quad (3.39)$$

Donde:

$$g(T_o, P_o) = h(T_o, P_o) - T_o s(T_o, P_o) \quad (3.40)$$

$$PCS_b = h_b(P_o, T_o) + m_{O_2, min} h(P_o, T_o) - \sum m_p h(P_o, T_o) \quad (3.41)$$

Sustituyendo la Ecu. (3.40) en y la Ecu. (3.41), en la Ecu. (3.39), se tiene:

$$-\Delta g(T_o, P_o) = PCS_b(T_o, P_o) - T_o [s_b(T_o, P_o) + m_{O_2, min} s_{O_2}(T_o, P_o) - \sum m_p s_p(T_o, P_o)] \quad (3.42)$$

La entropía de un gas ideal, la temperatura constante, varia con la presión a través de la Ecu. (3.43), de acuerdo a Moran y Shapiro (2004).

$$s_p(T, P) - s_p(T, P_o) = R_p \ln \left(\frac{P}{P_o} \right) \quad (3.43)$$

Donde:

R_p : Constante del gas, P en kJ/kg K;

R: constante universal de los gases.

M_p : masa molar relativa de la sustancia p.

Para calcular la variación de energía libre de Gibbs (Δg) es necesario conocer el valor de la entropía del bagazo de la caña de azúcar. Entretanto, las entropías absolutas son apenas bien conocidas para las sustancias químicas puras y para sus mezclas. En el caso del bagazo de la caña de azúcar (y otros combustibles técnicos como la madera, pajilla de arroz, carbón y petróleo), sus componentes son bien conocidos; a pesar que su estructura no, asimismo no es posible calcular en forma directa la entropía y consecuentemente la exergía del bagazo de la caña de azúcar.

Para abordar este problema, Wittwer (1993) aplicó la evaluación de la entropía absoluta para combustibles químicamente heterogéneos, desarrollada por Baehr (1981). De acuerdo con esta metodología, se utiliza la Ecu. (3.44) para determinar la entropía específica de combustibles como el bagazo, que incluye agua y cenizas y está compuesto por una combinación de sustancias inflamables.

$$s_b = (1 - Z_w - Z_a)s' * b + Z_w * s_w + Z_a * s_a \quad (3.44)$$

Donde:

Z_w, Z_s : Fracción másica de agua y cenizas, respectivamente (-);

S_b : Entropía específica patrón del combustible (kJ/kg-K), valor obtenido desde Baehr (1981);

S_w, S_a : entropía específica del agua y cenizas (kJ/kg-K)

Sustituyendo valores en la Ecu. (3.44), la entropía específica del bagazo resulto aproximadamente ($s_b = 1$ kJ/kg-K), esto es el valor asumido para combustibles técnicos por Wittwer (1993). Con este valor, la variación de energía libre en la Ecu. (3.42), puede ser calculada.

Asumiendo la exergía del bagazo de la caña de azúcar por la Ecu. (3.45)

$$b_b^c = -\Delta g(T_o, P_o) + T_o \left[\sum_p R_p m_p \ln \left(\frac{P_o}{P_p} \right) - R_{O_2} m_{O_2, min} \ln \left(\frac{P_o}{P_{O_2}} \right) \right] \quad (3.45)$$

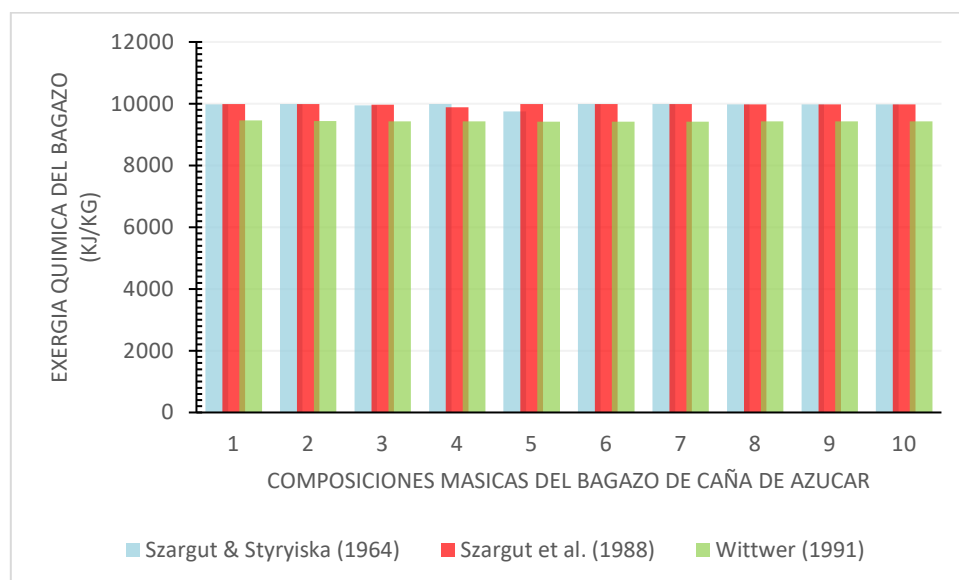
Donde:

P_{O_2} , P_p : Presión parcial del oxígeno y del producto en el estado de equilibrio.

La Fig. 3.21, muestra las exergías obtenidas a través de los métodos anteriormente descritos para diferentes composiciones másicas de bagazo de caña de azúcar. Las composiciones másicas, en el eje de las X, fueron citadas desde Baloh & Wittwer, 1995 (las nueve primeras) y la última desde Hugot (1964).

Figura 3.21

Exergía del bagazo de la caña de azúcar para diferentes composiciones másicas



Nota: elaborado por el autor. 2025

Los resultados obtenidos por ambas metodologías son muy aproximados, alrededor del 5% de diferencia. Este desfase es explicable en base a que los sistemas de referencias adoptadas representan pequeñas discrepancias.

Finalmente, la exergía total del bagazo de la caña de azúcar b_b , la cual incluye las porciones físicas y químicas, puede ser determinada a través de la Ecu. (3.46).

$$b_b = b_b^f + b_b^c \quad (3.46)$$

3.5.7. Temperatura de ignición espontánea del bagazo.

La temperatura de ignición espontánea del bagazo de caña de azúcar representa un aspecto crítico en términos de seguridad para el diseño de distintos equipos, incluyendo secadores de bagazo, gasificadores, almacenes y combustores. Este parámetro es fundamental y relevante también en la simulación de procesos de combustión dentro de las calderas que utilizan bagazo.

Otro aspecto relevante, aunque a menudo se pasa por alto en el diseño del equipamiento, es la temperatura en la que comienza el pico o "step" (IPT). En este punto se produce el inicio de la pérdida de masa del combustible.

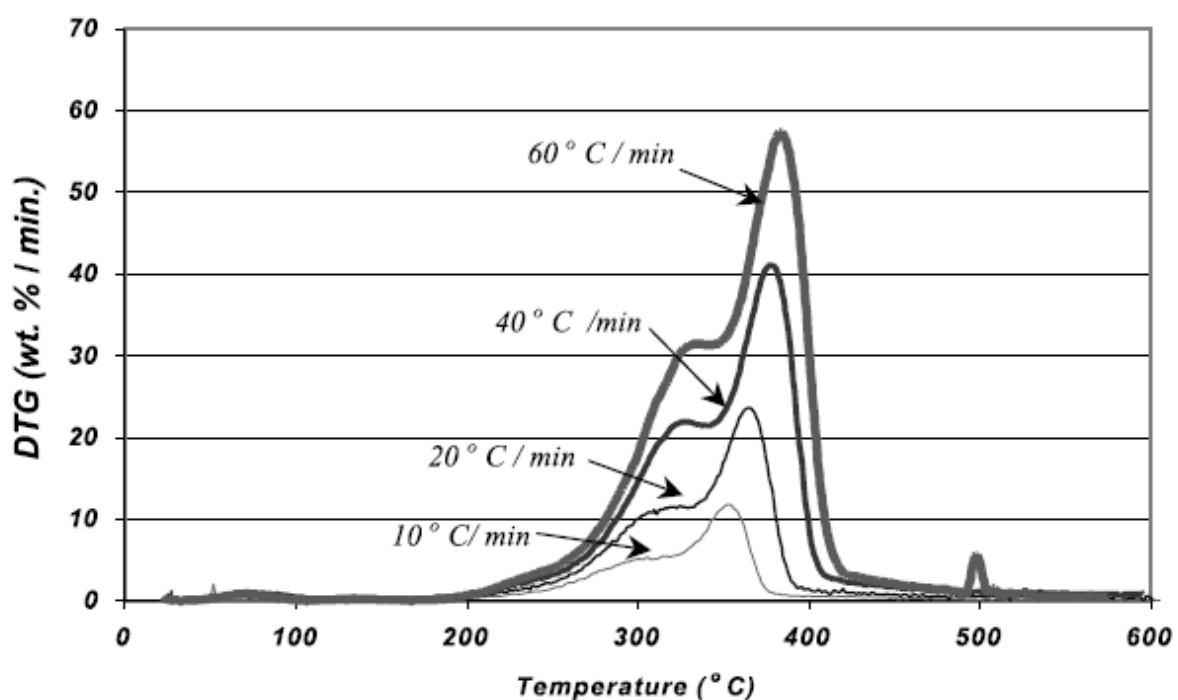
Bilba K, Quensanga A (1996), en su trabajo de investigación compararon las reacciones químicas que tienen lugar durante la degradación térmica del bagazo de la caña de azúcar con las de los carbohidratos y la lignina entre 200 y 800°C. Para este estudio se utilizó el analizador FTIR sobre el residuo sólido resultante de la pirólisis del bagazo. Los datos sugieren que la estructura del bagazo se modifica a los 200°C y se intensifica entre 300 y 400°C. se ha encontrado que a la temperatura intermedia (300 y 320°C) la deshidratación de los carbohidratos se ve favorecida cuando la temperatura aumenta (340 – 380°C), facilita la deshidratación de la lignina. La caña de azúcar utilizada contenía 12.3 % (p/p) de fibras. Tras la molienda, el bagazo se tamizó. Solo se conservaron partículas de 0.16 a 0.20 mm de diámetro para análisis y experimentos. La composición química, en % (p/p), obtenida mediante análisis elemental clásico, es la siguiente: H: 5.6; O: 45.2; C: 45.5; y N: 0.3. La muestra se calentó desde temperatura ambiente hasta la temperatura de operación bajo un flujo de gas nitrógeno durante

2 l/h. Se estudiaron varios parámetros del tratamiento térmico realizado en un rango de temperatura de 200 a 800 °C. donde se estudió:

- temperatura máxima de pirólisis (200-800 °C);
- duración del tratamiento a temperatura constante (180 min);
- velocidad de calentamiento para alcanzar la temperatura de mantenimiento (10-30 °C min⁻¹).

Figura 3.22

Bagazo de caña de azúcar($d > 0.45$ mm), curvas DTG a diferentes flujos calóricos. García-Perez (2000)



Nota: adaptada de García – Pérez M. (2000). Co-pyrolysis of sugarcane bagasse with petroleum residue. Part I: thermogravimetric analysis. Pag 52. Disponible en:

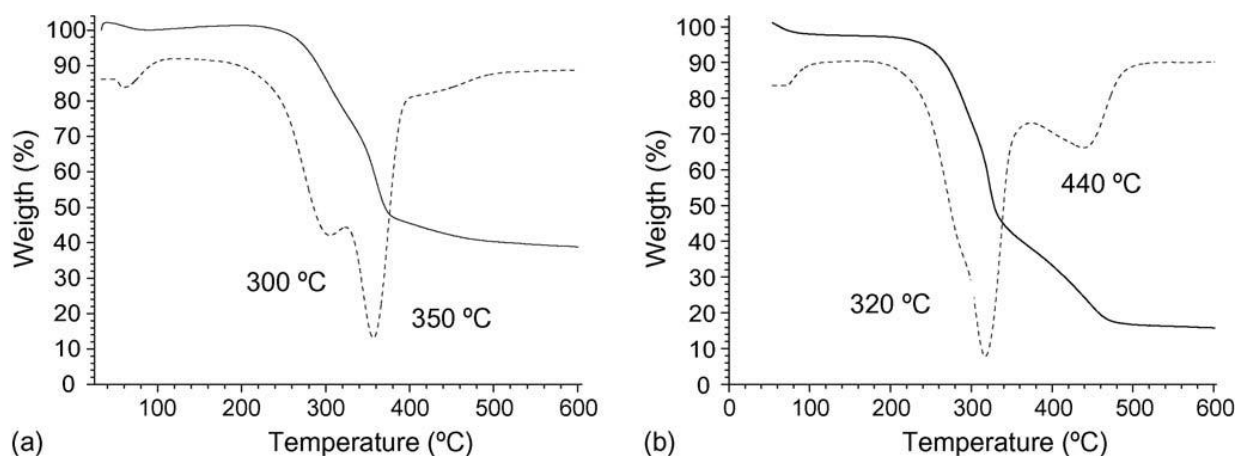
<https://www.nlc->

[bnc.ca/obj/s4/f2/dsk1/tape3/PQDD_0012/MQ56745.pdf?oclc_number=1006999093](https://www.nlc-bnc.ca/obj/s4/f2/dsk1/tape3/PQDD_0012/MQ56745.pdf?oclc_number=1006999093)

Ramajo–Escalera et al. (2006), utilizo la técnica de las curvas de TG (Termogravimetría o Análisis Termogravimétrico) y DTG (Termogravimetría Diferencial) del bagazo de caña de azúcar en polvo (polvillo o medula), tanto en atmósferas de nitrógeno, N_2 , como de oxígeno, O_2 , que se presentan en la Fig. 3.23. El proceso de secado se lleva a cabo inicialmente a una temperatura inferior a $100\text{ }^{\circ}\text{C}$. Posteriormente, a $T = 210^{\circ}\text{C}$ para el nitrógeno y 200°C para el oxígeno, la muestra comienza a perder masa. En el caso de la atmósfera de nitrógeno, la tasa máxima de pérdida de masa se produce aproximadamente a $T = 350^{\circ}\text{C}$. Finalmente, a $T = 600^{\circ}\text{C}$, finalmente se obtiene un residuo negro de aproximadamente un 35% de toda la masa.

Figura 3.23

Curva TG (—) y DTG (...) para el bagazo de la caña de azúcar en una dinámica atmosfera de (a) nitrógeno y (b) oxígeno.



Nota: Fuente Ramajo–Escalera et al. (2006). Study of Operation Parameter of Power Generation Systems on Sugar Cane Mills; Proceedings of the 18th International Congress of Mechanical Engineering. Disponible en:

https://www.researchgate.net/publication/232379196_Model-free_kinetics_applied_to_sugarcane_bagasse_combustion

Ramajo-Escalera et al. (2006) concluye que el primer paso (conversión del 2 al 5%) está relacionado únicamente con la liberación de agua. Posteriormente, con una conversión del 15 al 60% ($T = 200\text{--}350^{\circ}\text{C}$), se produce la combustión y la carbonización de la materia orgánica, con la formación de agua y óxido de carbono (y nitrógeno). Finalmente, en la tercera etapa (conversión del 70 al 95 %), $T = 400\text{--}600^{\circ}\text{C}$, se observa la combustión de los productos de pirólisis, sin detectarse la formación de cantidades apreciables de agua en los gases evacuados.

3.5.7.1. Materiales y Métodos.

La muestra analizada fue preparada en forma semejante a la usada en la determinación del coeficiente de arrastre y de la velocidad terminal.

Fueron seleccionadas las partículas de bagazo tipo medula (polvillo) para esta experiencia, una vez que las cantidades requeridas por los equipos experimentales, a usar, son muy pequeñas se empleó de 1 – 2 mg. La composición química del bagazo tipo medula, por triplicado, cuyo análisis elemental, según García-Pérez et al. (2001), se presenta en la Tabla (3.23).

Tabla 3.24

Composición elemental (% en peso sobre la base orgánica) y análisis proximal (% en peso base anhidro) de materia prima bagazo.

C	H	N	O*	Materia volátil	Carbón fijo	Cenizas
49.6	6.0	0.5	43.9	82.1	16.3	1.6

* Por diferencia simple

Nota: elaborado por el autor. 2024

3.5.7.2. Resultados.

Las curvas de TG y DTG, para la medula del bagazo de la caña de azúcar, en atmosferas de N_2 y O_2 , son presentadas, en las Figs. 3.22 y 3.23. en la primera etapa, $T < 100^\circ C$, acontece el proceso de secado de la muestra. Seguidamente, a la temperatura de $210^\circ C$ y $200^\circ C$, para una atmosfera de N_2 y O_2 respectivamente, se produce la pérdida de masa. Cuando es usado N_2 (Fig. 3.22), la velocidad máxima de pérdida de masa acontece en $T = 350^\circ C$, y una nueva pérdida de masa es detectada entre $600^\circ C$ y $700^\circ C$, finalmente en $T = 900^\circ C$, se obtiene un residuo negro de aproximadamente 35% de la masa inicial de la muestra.

3.5.8. Conclusiones de esta sección.

Las conclusiones de este capítulo fueron organizadas según los temas abordados.

3.5.8.1. Caracterización de las partículas del bagazo de la caña de azúcar.

En el análisis de las partículas provenientes del difusor, el mayor porcentaje de las partículas retenidas fueron representadas por las mayores. Estas partículas representaron una longitud (l_p), mayor que las partículas obtenidas a través de la molienda. Así mismo, el diámetro representativo (D_p) de la muestra proveniente del difusor, fue mayor que el correspondiente a la molienda, los datos de la Tabla 3.19, permite mostrar esto.

3.5.8.2. Velocidad terminal y coeficiente de arrastre.

Los coeficientes de arrastre y las velocidades terminales de las partículas obtenidas a través de la molienda, del difusor y las totales (molienda + difusor), fueron obtenidas y comparadas con los datos reportados en la literatura.

El coeficiente de arrastre (C_d) determinado presentan una buena concordancia con los reportados en la literatura como: Knudsen & Katz (1958), Barbosa & Menegalli (1986), Nebra y Macedo (1988). Estas correlaciones fueron usadas seguidamente en la determinación de la velocidad terminal de las partículas.

La velocidad terminal (V_t), presentaron una buena concordancia con los datos correspondientes obtenidos por Barbosa & Menegalli (1986),

3.5.8.3. Exergía del bagazo de la caña de azúcar.

A pesar de los resultados de determinación de la exergía del bagazo por las dos metodologías semejan muy cerca, alrededor de 5% de diferencia. La propuesta de Szargut et al. (1988), se muestra la más adecuada, una vez que se presenta un sistema de referencia más “robusto” de el que propone Wittwer (1993). Tal propuesta permite un análisis más integral del sistema de producción de azúcar y alcohol, así como cogeneración.

3.5.8.4. Temperatura de auto-ignición del bagazo de la caña de azúcar

La temperatura máxima inicial o step: la IPT (1990), sostiene que es la temperatura de ignición espontánea de la medula del bagazo de la caña de azúcar (SIT), pueden ser satisfactoriamente obtenidas a través de las técnicas térmicas (DSC y TGA) y del análisis de espectrometría de masas. Estos valores dependen de la cantidad de oxígeno en la atmósfera de la muestra.

Valores de 210°C, 330°C, 200°C y 316°C fueron obtenidos para la IPT (1990) y SIT, cuando atmósferas de aire y oxígeno fueron usadas, respectivamente.

El balance de caña es muy complejo y diverso en forma y tamaño. Las partículas de bagazo de la caña de azúcar tipo medula son más susceptibles de quemar y de participar en otras reacciones químicas, tales como la pirólisis. Asimismo, se puede considerar que los resultados obtenidos en este análisis son válidos para la muestra de bagazo completa.

A pesar de que la IPT (1990), frecuentemente no es considerado en los proyectos de equipamientos, este parámetro es muy importante en el caso de equipamientos de secado, debido a que en este valor de temperatura se inicia la pérdida de masa del combustible.

3.6. Balance de Masa, Energía, Exergía y Transferencia de calor.

3.6.1. Descripción del Sistema de generación de vapor.

El sistema de generación de vapor, estudiado en este trabajo, consiste en una caldera que quema carbón mineral y bagazo, de una tubulación, con una capacidad de producción nominal de 130 ton vapor/h y con una producción de 110 ton/h de vapor sobrecalentado en condiciones normales. Esta caldera fue seleccionada en razón de disponer de datos detallados de la misma, fortalecidos por el fabricante.

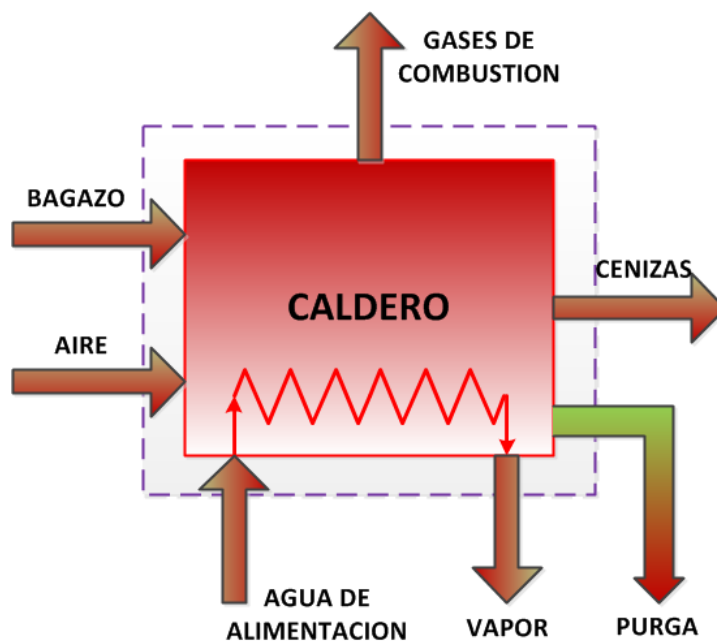
Con el fin de evaluar el rendimiento termodinámico de la caldera de bagazo y el costo asociado a su sistema de recuperación de energía de los gases de escape (SREG) en diversas configuraciones, se analizaron cuatro casos de sistemas para la generación de vapor, tal como se ha señalado anteriormente.

3.6.2. Caso I

Esta caldera está formada por el generador de vapor y no tiene el SREG (sistema de recuperación de energía de los gases de escape), se caracteriza por la ausencia de los elementos de recuperación de calor y producir vapor saturado, operando a bajos niveles de presión y temperatura (45 psi, 180°C), como el ingenio azucarero ANORSAC (Ferreñafe, Lambayeque). Las Figs. 3.24 – 3.28, presenta el sistema de generación de vapor, caso I

Figura 3.24

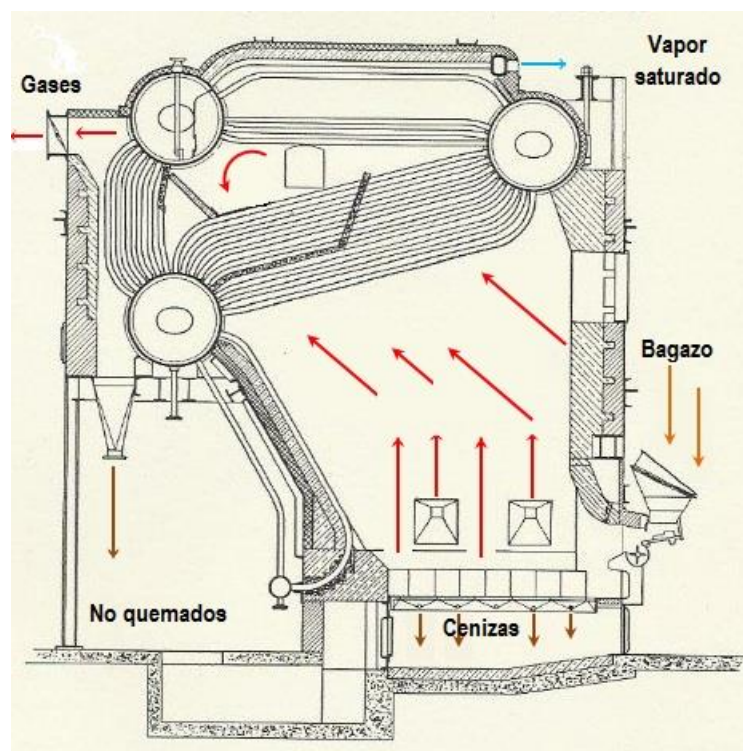
Caldera compuesta por el generador de vapor – Caso I



Nota: elaborado por el autor. 2024

Figura 3.27

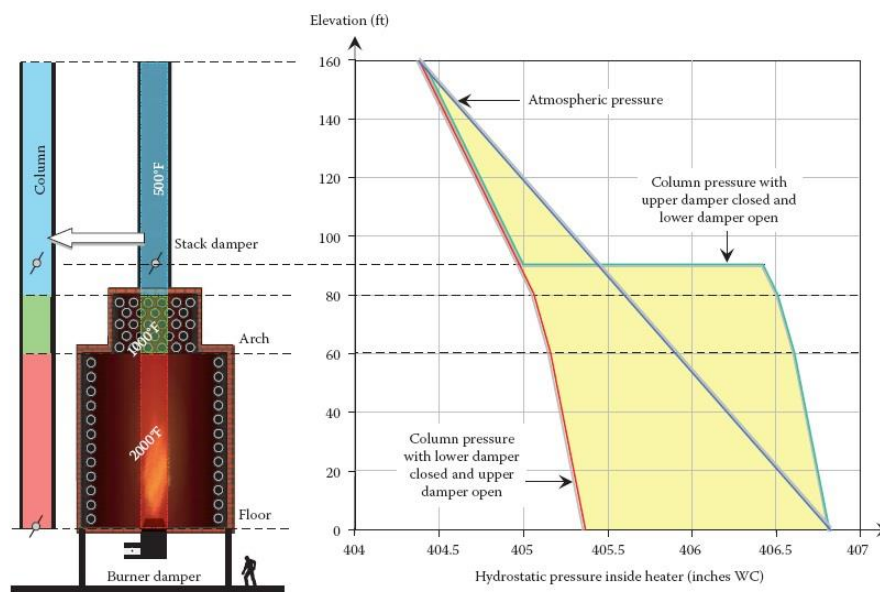
Generador de vapor saturado – Caso I



Nota: archivos del ingenio azucarero empresa ANORSAC.

Figura 3.28

Caída de temperatura en una caldera de vapor saturado – Caso I.



Nota: adaptado de Sebastian Teir A.J., Heat Exchangers in Boiler. Pág. 4, 2002. Disponible en:

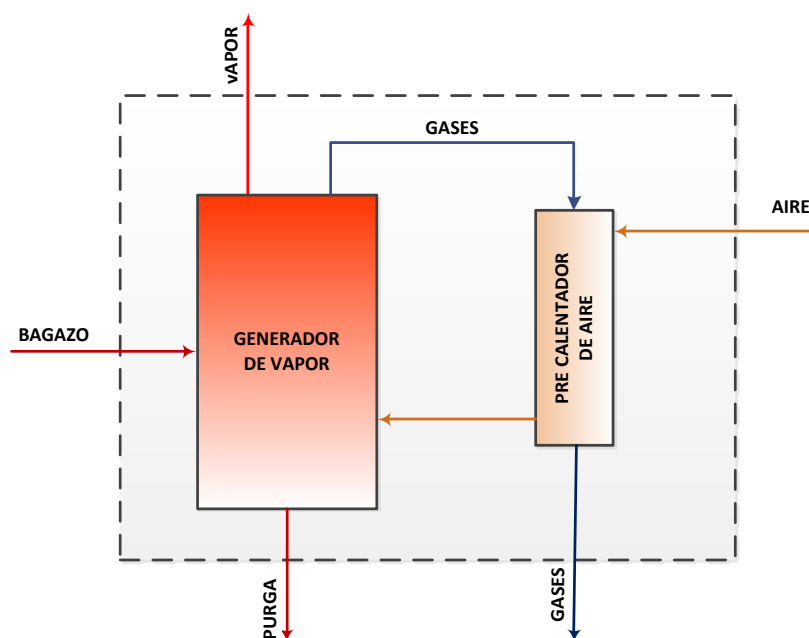
<https://es.scribd.com/document/849627392/heat-exchangers-in-boilers-1>

Caso II

Esta caldera, formada por el generador de vapor y por el SREG, se caracteriza por el uso de un precalentador de aire. Son calderas de bajo nivel de presión y temperatura (450 – 600 psi y 750°F). El ingenio Pucalá, (Chiclayo - Lambayeque) y el ingenio Andahuasi (Huacho – Lima), son ejemplos. Las Figs. 3.29, 3.30 y 3.31, presenta el sistema de generación de vapor, caso II.

Figura 3.29

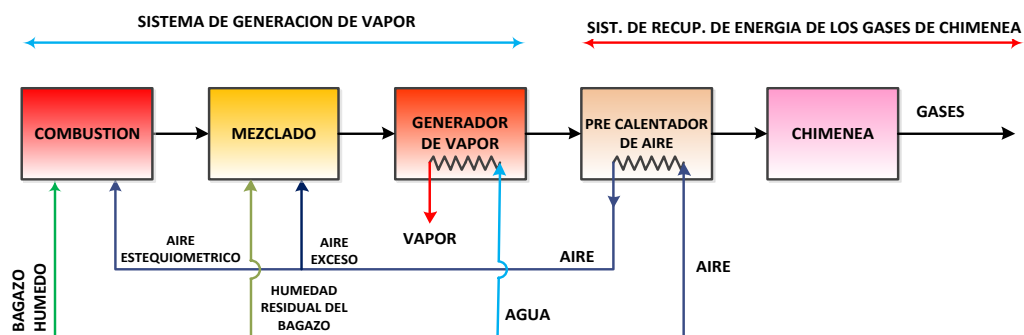
Caldera compuesta por el Generador de vapor y Pre calentador de aire – Caso II



Nota: elaborado por el autor. 2024.

Figura 3.30

Volúmenes de control del sistema de generación de vapor Caso – II



Nota: elaborado por el autor. 2024

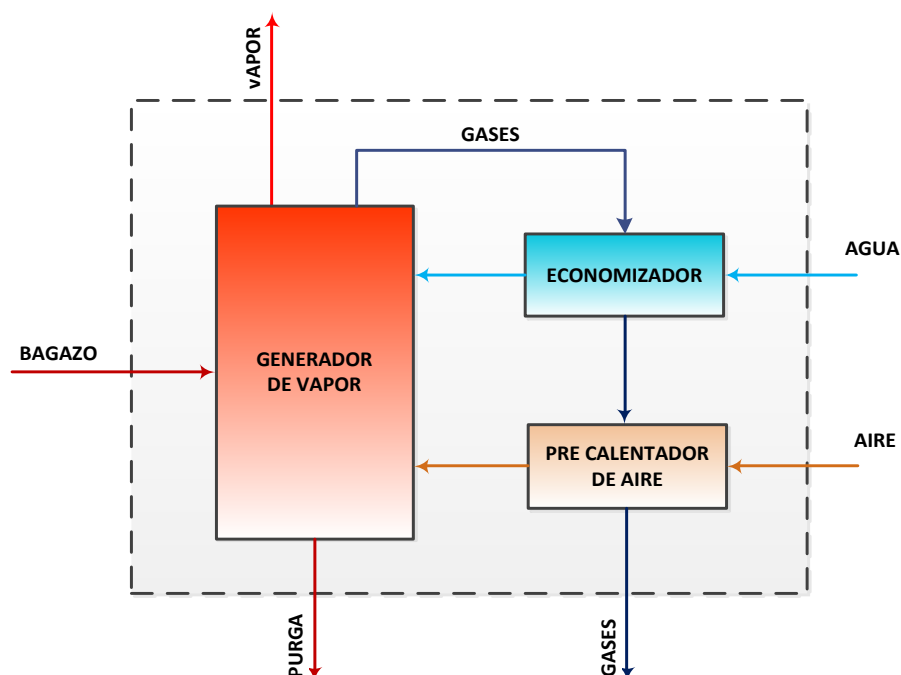
3.6.3. Caso III

Esta caldera, formada por el generador de vapor y por el SREG presenta un economizador y un precalentador de aire, como elementos recuperadores de energía. La superficie del economizador representa el 6% de la superficie total de la unidad, pero en él se absorbe el 6% del calor total y la superficie relativa del precalentador de aire representa el 43% de la superficie total de la unidad, pero en él se absorbe solamente el 10% del calor total y la superficie relativa de haz convectivo representa el 33% de la superficie total de la unidad, pero en él se absorbe solamente el 20% del calor total. (AADECA, N° 2, vol. 1, 1993).

En la industria de sucroalcoholera en Perú, este tipo de configuración es habitual. En la Fig. 3.30, se puede observar que el precalentador de aire se encuentra posicionado como el último dispositivo destinado a la recuperación de energía. La temperatura del aire al ingreso es aproximadamente 28 °C, notablemente inferior a la temperatura del agua al entrar al economizador, que oscila entre 90 y 105 °C (tanto sin como con economizador). En este tipo de arreglo de los elementos recuperadores de calor, es decir, cuando el pre calentador de aire es utilizado como último equipo pueden ocurrir puntos de condensación de los gases de escape lo que podrían producir problemas de corrosión. El ingenio de la empresa Agroindustrial Pomalca S.A (Pomalca – Lambayeque) es un típico ejemplo. Las Figs. 3.32 - 3.34, presenta el sistema de generación de vapor, caso III. Una práctica común es colocar el precalentador de aire antes del economizador. La Fig. 3.33, presenta el sistema de generación de vapor y el de recuperación de energía, caso III.

Figura 3.32

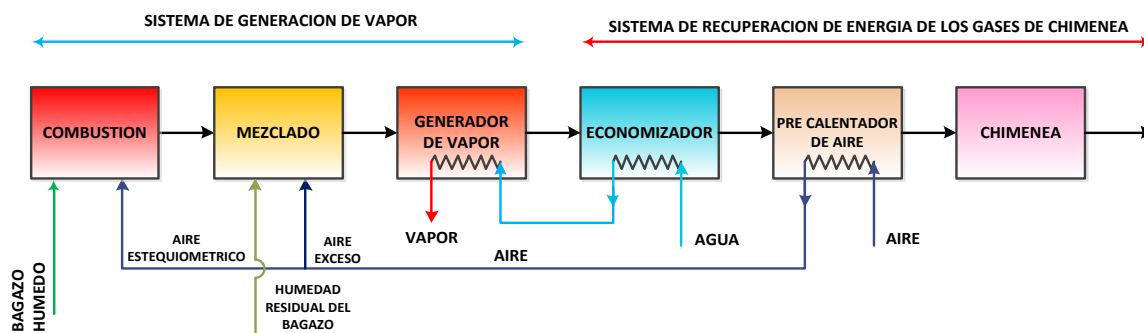
Caldera compuesta por el generador de vapor, Economizador y precalentador de aire – Caso III.



Nota: elaborado por el autor. 2024

Figura 3.33

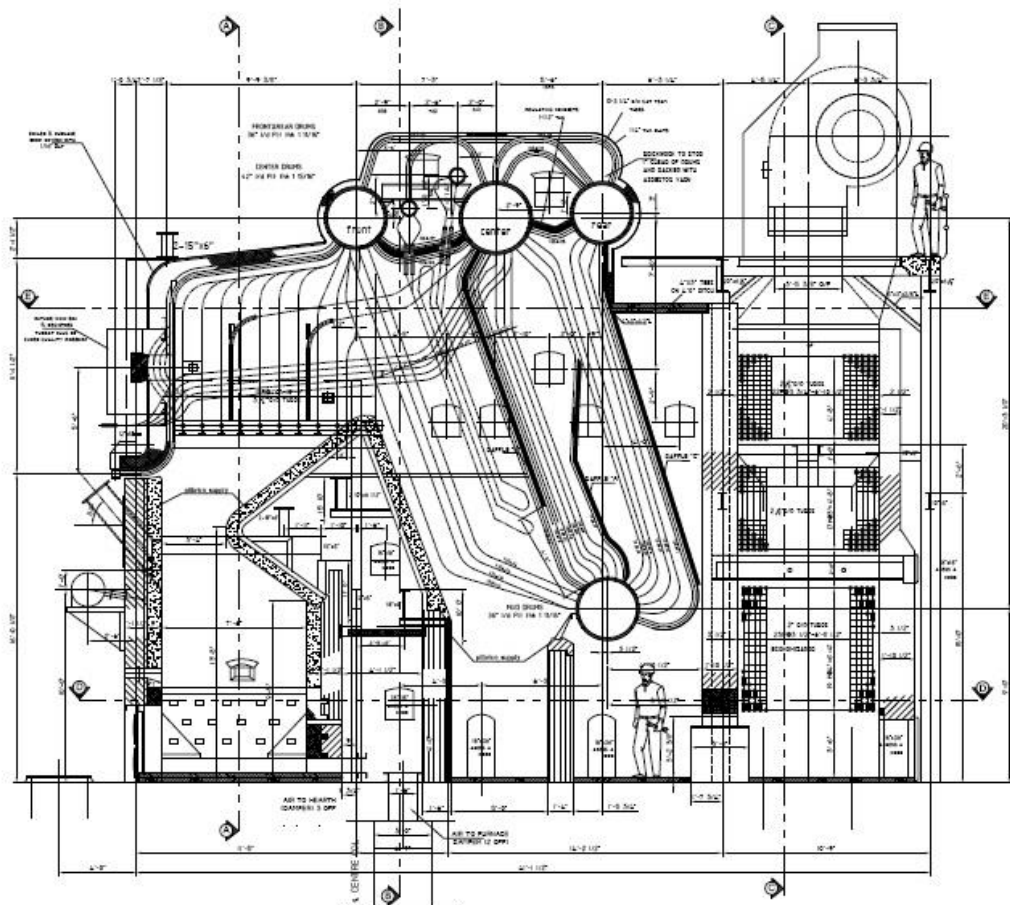
Volúmenes de control del sistema de generación de vapor – Caso III



Nota: elaborado por el autor. 2024

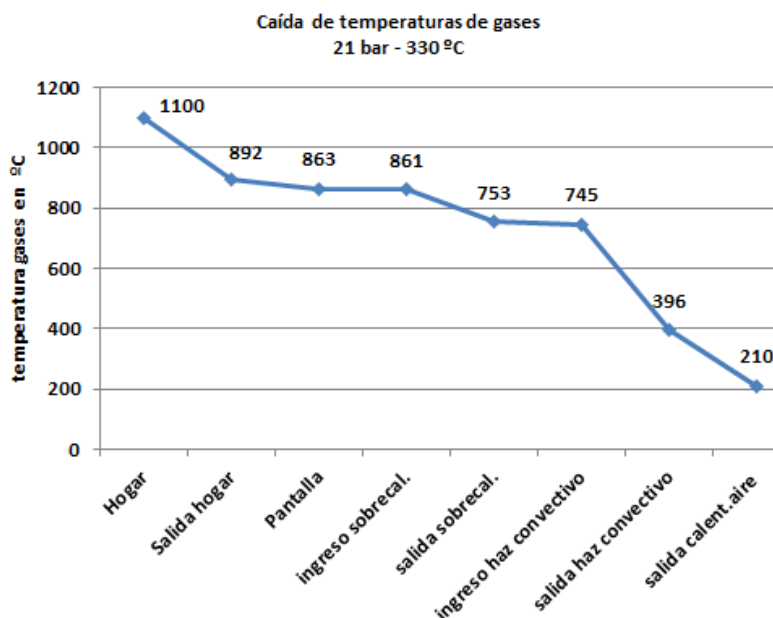
Figura 3.34

Vista Elevación Lateral Caldera Babcock & Wilcox, E.A.I Pomalca SAA
Caso III



Nota: adaptado de los archivos de la Empresa Azucarera Pomalca SAA.
2020. Pomalca – Perú.

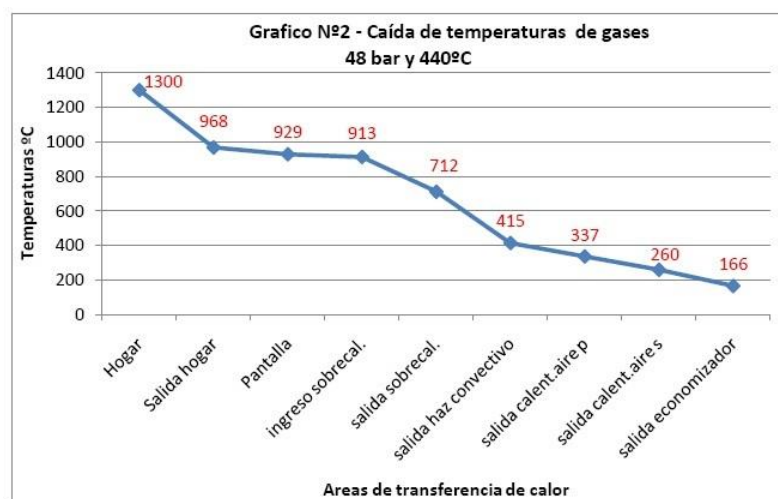
Figura 3.35. Caída de temperatura de los Gases de combustión



Nota: adaptada de Alderetes, Carlos. O. Calderas a Bagazo, Proyecto, Operación y Mantenimiento. Pág. 224. Disponible en:

<https://es.scribd.com/document/357777887/Calderas-a-Bagazo-Tomo-I>

Figura 3.36. Caída de temperatura de los gases de combustión en una caldera de alta temperatura 440°C y presión de 48 bar



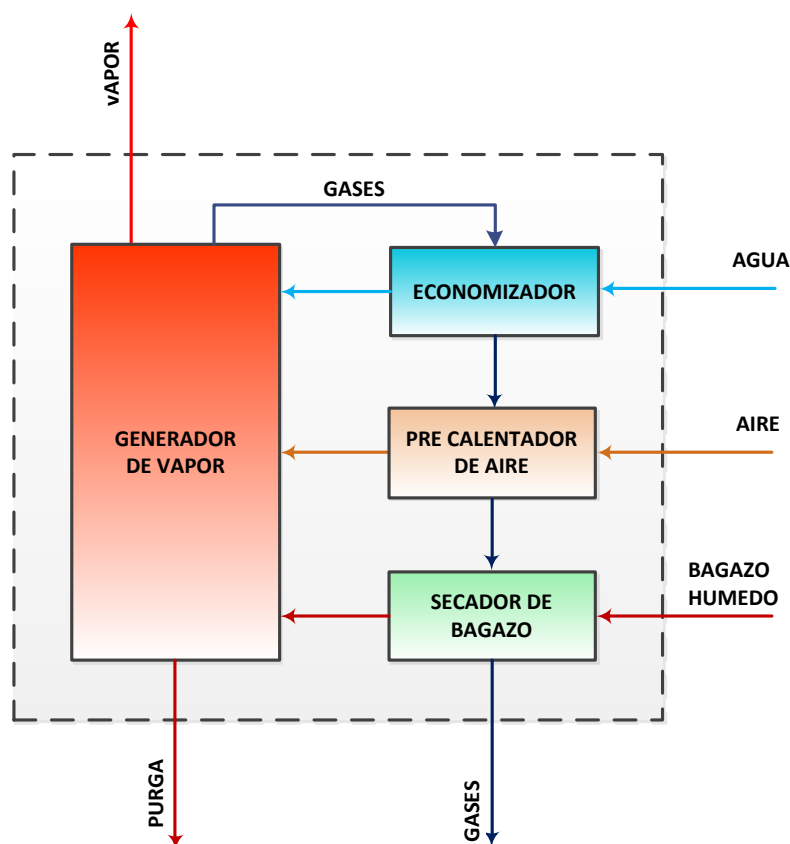
Nota: adaptado de Alderetes, Carlos. O. Análisis energético y exergético de calderas industriales. 3er Congreso de la Sección ASME. Bolivia. Octubre 6 y 7. 2011.

3.6.4. Caso IV

El sistema IV, compuesto por el generador de vapor y el sistema de SREG, se diferencia del caso III en que un secador de bagazo no incluye el SREG. Esta característica permite que el sistema sea adecuado para calderas que operan a altos niveles de presión y temperatura, así como para flujos significativos de vapor. Actualmente, este método de generación de vapor no se utiliza en la industria sucroalcoholera en Perú. La Fig. 3.37 ilustra el sistema de generación de vapor correspondiente al caso IV.

Figura 3.37

Composición de una caldera: generador de vapor, Economizador, precalentador de aire y Secador de bagazo.



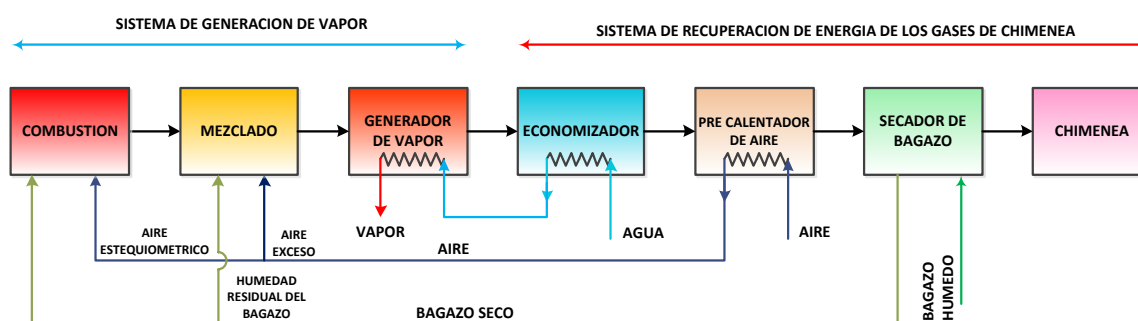
Nota: elaborado por el autor. 2024

3.7. Análisis Termodinámico de la Caldera de Vapor

El sistema de cogeneración de vapor considerado para la descripción de los cálculos fue el caso IV, ya que el posee todos los equipos recuperadores de calor de SREG. La Fig. 3.38, muestra los volúmenes de control considerados en el análisis termodinámico

Figura 3.38

Volúmenes de control del sistema de generación de vapor – Caso IV



Nota: elaborado por el autor. 2024

Haciendo una descripción más detallada del análisis termodinámico presentado en este capítulo, la caldera, correspondiente al caso IV, se segmentó en dos principales volúmenes de control: (i) el generador de vapor y (ii) el sistema de recuperación de energía a partir de los gases de escape (SREG). A continuación, se detalla el estado de referencia y se explica el cálculo de la exergía física y química de los gases de combustión que se utiliza a lo largo del capítulo.

Estado de referencia y cálculo de exergía

Los siguientes cálculos se consideran según Kotas (2012), siendo: $P^0 = 1.01325 \text{ bar}$ (101.325 kPa) y $T^0 = 208.15^\circ\text{K}$, la P^0 y T^0 pueden ser observados como parámetros estandarizados del medio ambiente. Los valores estándar son generalmente citados en tablas para una fase la cual existe en una forma estable bajo P^0 y T^0 .

En la determinación de la exergía de los gases de combustión fueron consideradas la porción física y química, de acuerdo a la Ecu. (3.47).

$$b_g = b_g^f + b_g^c \quad (3.47)$$

Dónde:

b_g^f = Exergía física específica de los gases de combustión (kJ/kg)

b_g^c = Exergía química específica de los gases de combustión (kJ/kg)

Los cálculos de la exergía física de los gases de combustión (b_g^f) fueron realizados a través de la Ecu. (3.48).

$$b_g^f = h_g(T_g, P_g) - h_g(T_o, P_o) - T_o (S_g(T_g, P_g) - S_o(T_o, P_o)) \quad (3.48)$$

Dónde:

$h_g(T_g, P_g), h_g(T_o, P_o)$ = Entalpía específica de los gases, en la temperatura de los gases y en el estado de referencia, respectivamente (kJ/kg)

$S_g(T_g, P_g), S_g(T_o, P_o)$ = Entropía específica de los gases, la temperatura de los gases y el estado de referencia, respectivamente (kJ/kg.k)

La entalpía (h_g) y entropía (S_g) específica de los gases, en kJ/kg y kJ/kg°K, son determinadas a través de las Ecs. (3.49) y (3.50), respectivamente.

$$h_g = \frac{\sum_{i=1}^n f_i h_i}{MM_g} \quad (3.49)$$

$$S_g = \frac{\sum_{i=1}^n f_i S_i}{MM_g} \quad (3.50)$$

Dónde:

$f_{(i)}$ =Fracción molar, de cada componente de los gases

$h_i S_i$ =Entalpía y entropía específica molar (kJ/kmol, kJ/kmol°K), respectivamente

MM_g =Masa molar de los gases (kg/kmol)

La exergía química de los gases de combustión (b_g^c), se calcula considerando la composición de los gases, de las fracciones molares de los componentes, con sus respectivos valores de exergía química, los cuales se presentan los siguientes valores, de acuerdo a Szargut (2005).

Exergía química específica de:

$$CO_2(b_{CO_2}^c) = 19.87 \text{ kJ/mol (estado gas)}$$

$$H_2O(b_{H_2O}^c) = 9.50 \text{ kJ/mol (estado gas)}$$

$$O_2(b_{O_2}^c) = 3.97 \text{ kJ/mol (estado gas)}$$

$$N_2(b_{N_2}^c) = 0.72 \text{ kJ/mol (estado gas)}$$

Así mismo, la exergía química específica de los gases fue determinada a través de la Ecu. (3.51).

$$b_g^c = \frac{\sum_{i=1}^n f_i b_i^c}{MM_g} \quad (3.51)$$

Dónde:

b_i^c =Exergía química específica molar de los componentes de los gases de combustión (kJ/kmol).

b_g^c = Exergía química específica de los gases de combustión (Kj/kg)

Las propiedades termodinámicas de los fluidos que participan en la simulación de la caldera fueron extraídas del software EES®, (versión 8.4), con lo cual fue desarrollado un programa que permite la simulación de los componentes de la caldera, estudiadas en este trabajo. En el cálculo de la entalpía y la entropía de los gases fueron utilizadas las tablas de Janaf que el software proporciona, en razón de eso que fue utilizado el valor de la exergía química del agua correspondiente al estado gaseoso, como líneas arriba se indica.

La exergía específica del agua fue determinada a través de la Ecu. (3.52), la cual incluye la parte física y química.

$$b_w = b_w^f + b_w^c \quad (3.52)$$

Dónde:

b_w^f : Exergía física específica del agua (kJ/kg)

b_w^c : Exergía química específica del agua (kJ/kg)

La determinación de la exergía física específica del agua (b_w^f), está basada en la Ecu. (3.48), en el caso de la exergía química específica del agua se usó el valor reportado en la Tabla I, pág. 132, en el libro del mismo autor citado anteriormente.

$$H_2O(b_{(H_2O)}^c) = 0.90 \text{ kJ/kmol} = 50.00 \text{ kJ/kg (estado líquido)}$$

3.7.1. Generador de vapor de agua

El generador de vapor está, en su forma física, se compone de las paredes de tubos de agua del horno, por el haz convectivo y por los sobrecalentadores de vapor.

En condiciones reales, en este equipo, los procesos de combustión de bagazo húmedo y la transferencia de calor entre los gases de combustión y el vapor, ocurren simultáneamente. Sin embargo, para evaluar la destrucción de la exergía en este equipo fue considerado que estos procesos acontecen en las siguientes etapas:

- i. Combustión adiabática del bagazo seco con aire estequiométrico.
- ii. Mezcla de los gases de combustión con la humedad del bagazo y el exceso de aire.
- iii. Transferencia de calor entre los gases de combustión y el vapor, siguiendo las recomendaciones de Szargut (2005) y Kotas (2012). Esta aproximación teórica de los procesos nos permitirá medir los efectos de los mismos en el desempeño del generador de vapor. Lo cual representa quemar un combustible altamente húmedo.

3.7.1.1. Combustión adiabática del bagazo seco con aire estequiométrico.

Este proceso consiste en la combustión adiabática del bagazo seco con aire en condiciones estequiométricas. Este aire ingresa al precalentador en la combustión, ya que fue transferida energía a este en el precalentador de aire. El volumen de control de proceso de combustión adiabática es representado en la Fig. 3.39

Figura 3.39

V.C en el proceso de combustión adiabática del bagazo seco



Nota: elaborado por el autor. 2024.

El primer paso fue establecer la composición elemental, en base másica, de bagazo seco P.W. van der Poel (1998):

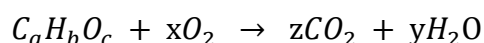
Tabla 3.25

Composición química del bagazo seco en porcentaje

Elemento	Valor Medio %	Máximo %	Mínimo %
C	47,20	49,10	44,00
H	6,30	7,40	5,80
N	0,30	0,40	0,20
O	44,50	44,50	41,50
S	0,10		
Cenizas	2,50	3,10	1,0

Nota:

La reacción general de la combustión se muestra a continuación, donde todos los valores incógnitos en la ecuación dependerán de la composición química del bagazo.



Al conocer los porcentajes de cada elemento en el combustible se pueden conocer los subíndices de la fórmula empírica de la ecuación anterior con la cual se puede balancear la ecuación anterior, permitiendo conocer de esta forma los moles de oxígeno necesarios para la combustión completa. Luego se puede obtener el aire en exceso que se está introduciendo en la caldera.

Seguidamente fue calculada la ecuación estequiométrica, la cual es representada en la Ecu. (4.51)

$$C\left(\frac{47.2}{12 \cdot 100}\right) \cdot H\left(\frac{6.3}{1.008 \cdot 100}\right) \cdot O\left(\frac{44.5}{16 \cdot 100}\right) + a_{est}O_2 + \frac{79}{12}N_2 = b_{est}(CO_2) + c_{est}(H_2O) + d_{est}(N_2)$$

$$C_{0.03913}H_{0.06468}O_{0.0275} + a_{est}(O_2 + 3.76N_2) = b_{est}CO_2 + c_{est}H_2O + d_{est}N_2 \quad (3.53)$$

Donde:

a_{est} : moles de aire estequiométrico (kmol/s)

b_{est} : moles de CO_2 (kmol/s)

c_{est} : moles de H_2O (kmol/s)

d_{est} : moles de N_2 (kmol/s)

Balance de energía en el proceso de combustión

A partir de la Ecu. (3.53), fueron determinadas las fracciones molares y la entalpía de los gases de salida de la cámara de combustión, con estos valores se establecen el balance de energía en el proceso de combustión adiabático, de acuerdo a la Fig. 3.38, y a la Ecu. (3.54), el balance de energía permitirá determinar la temperatura de la llama adiabática de los gases en la cámara de combustión ($T_{g, ocom}$).

$$n_p h_{g,ocom} = n_b PCI_{bd} + n_{ar} h_{ar,icom} \quad (3.54)$$

Dónde:

n_p, n_b, n_{air} : Número de moles de los productos, del combustible y del aire, respectivamente (kmol/s).

$h_{g,ocom}$: Diferencia de entalpía de los gases de combustión en la salida de la cámara de combustión (kJ/kmol) y los mismos gases a 25°C.

$h_{ar,icom}$: Diferencia de entalpía del aire en la entrada de la cámara de combustión (kJ/kmol), a 25°C.

PCI_{bd} : Poder calorífico inferior del bagazo seco (kJ/kmol).

Balance de exergía

La Ecu. (3.55), representa el balance de exergía en el proceso de combustión adiabática del bagazo seco con aire estequiométrico. Aquí fue considerado, más allá de la exergía química del bagazo seco, su exergía física, ya que este es calentado en el precalentador. La simulación de este proceso, aunque teórica, es importante porque permitirá cuantificar el efecto de la humedad del bagazo en el desempeño de la caldera.

$$I_{com} = m_{(bd,icom)}(b_{bd}^f + b_{bd}^c) + m_{(ar,icom)}b_{ar} - m_{(g,ocom)}(b_{(g,ocom)}^f + b_{(g,ocom)}^c) \quad (3.55)$$

Dónde:

I_{com} : Irreversibilidad del proceso de combustión (kW)

$m_{g,ocom}$: Flujo de los gases en la salida de la cámara de combustión (kg/s)

$m_{bd,icom}, m_{ar,icom}$: Flujos de bagazo seco y aire estequiométrico en la entrada de la cámara de combustión, respectivamente (kg/s).

b_{bd}^f, b_{bd}^c : Exergía específica física y química del bagazo seco, respectivamente (kJ/kg)

$b_{(g,ocom)}^f, b_{(g,ocom)}^c$: Exergía física y química de los gases de combustión, respectivamente (kJ/kg).

La exergía química del bagazo seco se determinó utilizando la Ecu. (3.30), en conformidad con las sugerencias de Sosa – Arnao (2005b), mientras que la exergía física se calculó como se explicó anteriormente. A continuación, se establece la porción de pérdida de exergía asociada a la combustión adiabática del bagazo seco (b_2) mediante la aplicación de la Ecu. (3.56).

$$b_2 = I_{com}/B_b * 100 \quad (3.56)$$

dónde:

B_b : Exergía del bagazo de la caña (kW).

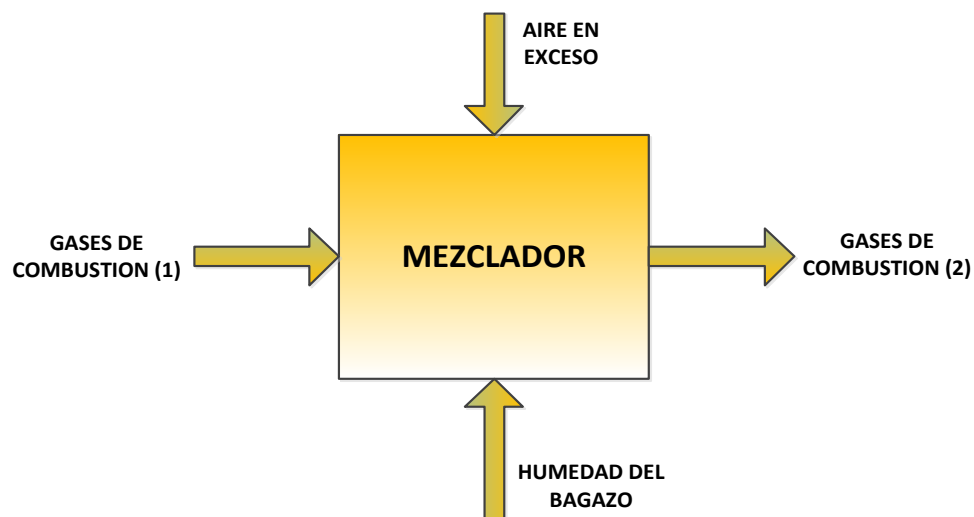
3.7.1.2. Mezclado y evaporación de la humedad del bagazo.

Este proceso consiste en la evaporación del agua contenida por el bagazo de la caña (humedad del bagazo) y su mezcla con el aire en exceso y los gases de combustión derivado del proceso de la combustión adiabática del bagazo seco, considerado en el proceso anterior.

Este proceso es considerado adiabático

En la Fig. 3.40, puede observarse el volumen de control considerado para este proceso.

Figura 3.40. Volumen de control en el proceso de mezcla y evaporación de la humedad del bagazo.



Nota: elaborado por el autor. 2024

Balance de masa

La humedad presente en el bagazo de la caña provoca un incremento directo en la cantidad de aire que entra a la caldera; además, una mayor humedad del bagazo se traduce en un aumento proporcional del aire adicional. En la literatura, se ha identificado de manera limitada una relación entre estas variables, que se expresa en la Ecu. (3.57). Esta relación es aplicable a calderas equipadas con parrillas basculantes, según lo indicado por Beatón y Lora (1991), y será utilizada en ausencia de datos más exactos.

$$\phi = -2.5 + 75ubc \quad (3.57)$$

Dónde:

ϕ : Coeficiente de exceso de aire

ubc: Contenido de humedad del bagazo (b.h)

Este coeficiente (ϕ) relaciona el aire en exceso con el estequiométrico a través de la Ecu. (4.53). Así mismo, a partir de estos valores es posible determinar la relación aire/combustible en exceso y consecuentemente el flujo de aire en exceso.

$$1 + \phi/100 = AF_{mol,exc} / AF_{molar,est} \quad (3.58)$$

Dónde:

$AF_{molar, exc}$: Relación aire/combustible con aire en exceso

$AF_{molar, est}$: Relación aire/combustible en condiciones estequiométricas.

Así mismo el flujo de los gases húmedos en la salida del mezclador ($m_{wg,omez}$) será determinada a través de la Ecu. (3.59).

$$m_{(wg,mez)} = m_{(g,ocom)} + m_{(air,mez)} + m_{(ubc,imez)} \quad (3.59)$$

Dónde:

$m_{g,ocom}$: Flujo de los gases, en la salida de la cámara de combustión o en la entrada del “mezclador” (kg/s).

$m_{air,imez}$: Flujo de aire en exceso, en la entrada del “mezclador” (kg/s)

$m_{ubc,imez}$: Flujo de agua contenida por el bagazo, en la entrada del “mezclador” (kg/s).

Balance de energía

A través de la Ecu. (3.60), se establece la temperatura de los gases en la salida del mezclador. Este valor es menor que la temperatura de los gases generados durante el proceso de combustión del bagazo seco utilizando aire estequiométrico. Esto sugiere un costo energético asociado a la humedad presente en el bagazo de caña y al exceso de aire utilizado. Esta situación es común en combustibles húmedos como el bagazo de caña.

Es relevante destacar que las temperaturas derivadas de estos cálculos son teóricas y sirven para evaluar la eficiencia del sistema de generación de vapor. En la práctica, dentro de la caldera, se presenta un rango de temperaturas que pueden fluctuar dependiendo de factores como la turbulencia y las zonas con alta concentración de oxígeno, entre otros.

$$m_{(g,ocom)}h_{(g,ocom)} + m_{(air,imez)}h_{(air,imez)} + m_{(ubc,imez)}h_{(ubc,imez)} = m_{(wg,omez)}h_{(wg,omez)} \quad (3.60)$$

Dónde:

$h_{(air,imez)}h_{(ubc,imez)}$: Entalpía del aire en exceso y del agua en el bagazo, en la entrada del “mezclador” (kJ/kg)

$h_{(wg,omez)}$: Entalpía de los gases húmedos, en la salida del “mezclador” (kJ/kg)

$m_{(wg,omez)}$: Flujo de los gases húmedos en la salida del “mezclador” (kg/s).

Balance de exergía.

La Ecu. (3.61), representa el balance de exergía en el proceso de mezclado. La exergía de los gases, tanto física (f) como química (c), fue calculada de acuerdo a la secuencia de cálculos presentado en las Ecs. (3.48) y (3.51).

$$I_{mez} = m_{(g,ocom)} \left(b_{(g,ocom)}^f + b_{(g,ocom)}^c \right) + m_{(ubc,imez)} \left(b_{(ubc,mez)}^f + b_{(ubc,mez)}^c \right) + m_{(air,imez)} - m_{(wg,omez)} \left(b_{(wg,omez)}^f + b_{(wg,mez)}^c \right) \quad (3.61)$$

Dónde:

I_{mez} : Irreversibilidad del proceso de “mezclado” (kW).

$m_{(air,imez)}$: Flujo de aire en exceso, en la entrada del “mezclador” (kg/s).

$b_{(ubc,mez)}^f, b_{(ubc,mez)}^c$: Exergía específica física y química del agua contenida por el bagazo, respectivamente (kJ/kg).

$b_{(wg,omez)}^f, b_{(wg,omez)}^c$: Exergía específica física y química de los gases de combustión húmedos, en la salida del “mezclador”, respectivamente (kJ/kg).

Seguidamente la parte de pérdida de exergía del proceso de mezclado (b_3) y determinada a través de la Ecu. (3.62).

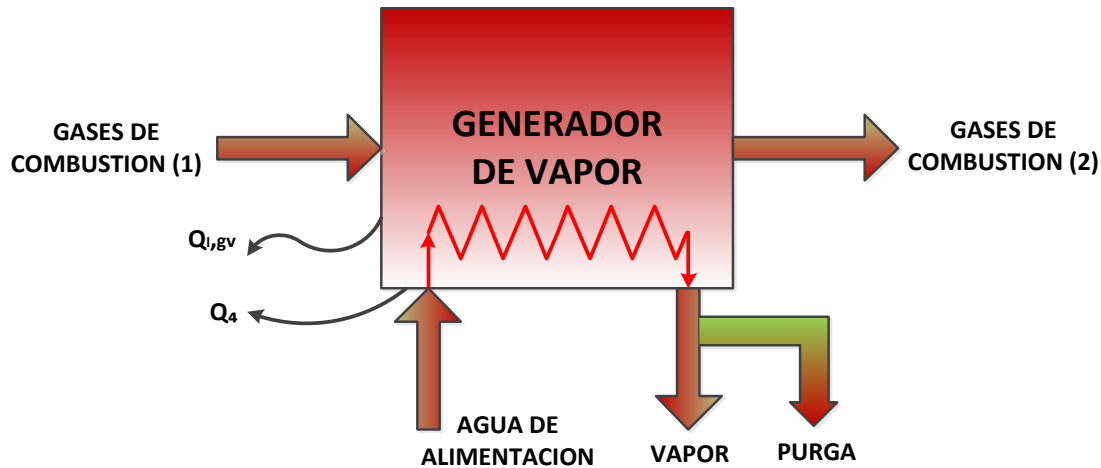
$$b_3 = (I_{mez}/B_b) * 100 \quad (3.62)$$

3.7.1.3. Mecanismo de transferencia de calor.

Este procedimiento implica la transferencia de calor que se realiza en el generador de vapor, entre los gases de combustión generados durante el proceso de mezcla y el agua de alimentación, la cual se convertirá en vapor. La Fig. 3.41 ilustra el volumen de control del generador de vapor, así como los flujos de agua analizados. Es fundamental destacar que se tuvieron en cuenta las pérdidas de calor al entorno y aquellas atribuibles a fallos mecánicos que impiden la combustión durante este proceso.

Figura 3.41

Volumen de control en proceso de transferencia de calor en el Generador de Vapor.



Nota: elaborado por el autor. 2024

Balance de masa.

Este proceso de transferencia de calor implica dos fluidos, los gases de combustión, cuyo flujo másico es constante a lo largo del generador de vapor, y el agua de alimentación la cual se divide en vapor vivo sobrecalentado y la purga de agua en la salida de la caldera, de acuerdo a la Ecu. (3.63).

$$m_{(w,igv)} = m_{(s,ogv)} + m_{(pw,ogv)} \quad (3.63)$$

Dónde:

$m_{(w,igv)}$: Flujo de agua de alimentación que entra al generador de vapor (kg/s)

$m_{(s,ogv)}$: Flujo de vapor vivo en la salida del generador de vapor (kg/s).

$m_{(pw,ogv)}$: Flujo de la purga de agua en la salida del generador de vapor (kg/s)

El flujo másico de la purga de agua del generador de vapor es obtenido a través de la Ecu. (3.64), referida a la pérdida de calor por la purga de agua de la caldera (q_7 : 2%), que será estudiada en el capítulo V

$$q_7 = \frac{m_{pw,ogv}(h_{pw,ogv} - h_{w,igv})}{m_b PCI_b} \quad (3.64)$$

Dónde:

$h_{(pw,ogv)}$: Entalpía de la purga de agua que sale del generador de vapor, como purga (kJ/s).

$h_{(w,igv)}$: Entalpía del agua que entra en el generador de vapor (kJ/kg).

PCI_b : Poder calorífico inferior del bagazo.

Balance de energía

Como se ha mencionado anteriormente, en este proceso se tomaron en cuenta las pérdidas de energía que afectan al medio ambiente ($Q_{l,gv}$) y la pérdida de energía ocasionada por residuos no quemados debido a factores mecánicos (Q_4). La pérdida de energía en el generador de vapor ($Q_{l,gv}$) se calcula a partir del análisis de la pérdida de energía en la caldera (q_5), la cual será explicada en el Cap. V. Este valor se determina utilizando un ábaco según lo establecido en la norma ASME PTC 4.1.

Por la manera en que esta pérdida de calor (Q_5) es determinada, ella comprende las pérdidas de calor de toda la caldera al medio ambiente, luego fue descontada del valor obtenido la pérdida de calor tanto en el precalentador de aire como en el economizador, obteniéndose así mismo la pérdida de energía al medio ambiente sólo en el generador de vapor, de acuerdo a la Ecu. (3.65).

$$Q_5 = Q_{(l,ah)} + Q_{(l,eco)} + Q_{(l,gv)} \quad (3.65)$$

Dónde:

$Q_{(l,ah)}, Q_{(l,eco)}, Q_{(l,gv)}$: Pérdida de energía (l) al medio ambiente, en el precalentador de aire (ah), en el economizador (eco) y en el generador de vapor (gv), respectivamente (kW).

Es importante señalar que en la ecuación (4.63) no se tomó en cuenta la pérdida de calor que ocurre en el secador, dado que este opera a temperaturas bastante bajas (entre 215 y 75 °C), las cuales son distintas del rango de temperatura para el cual la carta de pérdidas de energía establece los lineamientos según la norma ASME. En el caso de las pérdidas de calor por los no quemados debido a las causas mecánicas (Q_4), este valor fue calculado siguiendo la metodología que será descrita en el capítulo IV.

La temperatura de los gases en la salida del generador de vapor ($T_{g,ogv}$) fue determinada a través de la Ecu. (3.66), la cual fue obtenida a través del levantamiento de datos industriales (Sosa-Arno y Nevra, 2007). la entalpía de los gases en la salida del generador de vapor ($h_{g,ogv}$), se determinada a partir de dicho valor.

$$T_{(g,ogv)} = 42.94T_{sal}^{0.3962} \quad (3.66)$$

Dónde:

T_{sat} : Temperatura del vapor saturado a la presión de la caldera (°C)

Finalmente, el balance de energía en el generador de vapor es representada en la Ecu. (3.67), en un flujo de vapor producido por el generador de vapor ($m_{s,ogv}$) determinada.

$$m_{(s,ogv)}(h_{(s,ogv)} - h_{(w,igv)}) + m_p w(h_{(pw,ogv)} - h_{(w,igv)}) + Q_4 + Q_{(l,gv)} + m_{(g,ogv)}h_{(g,ogv)} = m_{(wg,omez)}h_{(wg,omez)} \quad (3.67)$$

Dónde:

$h_{(s,ogv)}; h_{(g,ogv)}$: Entalpía específica del vapor y de los gases, en la salida del generador de vapor (kJ/kg).

Q₄: Energía perdida al medio ambiente debido a los no quemados por causas mecánicas (kW)

Balance de exergía.

el proceso de transferencia de calor, representado por la Ecu. (3.68), es el balance de exergía en el generador de vapor. Así mismo, la irreversibilidad en este proceso será igual a la diferencia entre la variación de exergía de los gases, en la entrada y en la salida del generador de vapor, y la exergía ganada por el vapor vivo de la caldera.

$$I_{gv} = m_{(wg,ogv)}(b_{(g,igv)} - b_{(g,ogv)}) - m_{(s,ogv)}(b_{(s,ogv)} - b_{(w,igv)}) \quad (3.68)$$

Dónde:

I_{gv} : Irreversibilidad del proceso de transferencia de calor, en el generador de vapor (kW).

$m_{(s,ogv)}$: Flujo de vapor, en la salida del generador de vapor (kg/s)

$b_{(g,igv)}, b_{(g,ogv)}$: Exergía específica de los gases en la entrada y en la salida del generador de vapor respectivamente (kJ/kg).

$b_{(s,ogv)}, b_{(w,igv)}$: Exergía específica del vapor y del agua, en la salida y entrada del generador de vapor, respectivamente (kJ/kg).

La pérdida de exergía del proceso de transferencia de calor perdida en el generador de vapor (b_4) es determinada a través de la Ecu. (3.69).

$$b_4 = \frac{I_{gv}}{B_b} 100 \quad (3.69)$$

3.7.2. Sistema de recuperación de energía de los gases de escape (SREG)

Este sistema es compuesto por los siguientes equipos:

- i. Economizador
- ii. Precalentador de aire
- iii. Secador de bagazo.

En los equipos antes mencionados fueron considerados los siguientes procesos: transferencia de calor entre los gases y el agua, en el economizador; transferencia de calor entre los gases y el aire, en el precalentador de aire y finalmente el secado del bagazo de caña.

En este trabajo, la metodología del cálculo térmico seguida, en el caso del precalentador de aire y del economizador, fue la recomendada por Kitto y Stulz (2005).

Dicha metodología es la usada por Babcock & Wilcox la cual es una de las principales fabricantes de calderas en el mundo.

3.7.2.1. Economizador.

El haz convectivo del intercambiador de calor empleado en las calderas de bagazo se ilustra en la Fig. 3.42. Los diseños de los economizadores pueden variar; por ejemplo, compañías como Dedini utilizan tubos con aletas o de superficie extendida, que están destinados a optimizar la eficiencia del equipo.

Figura 3.42

Economizador tipo serpentín utilizado en calderas de bagazo

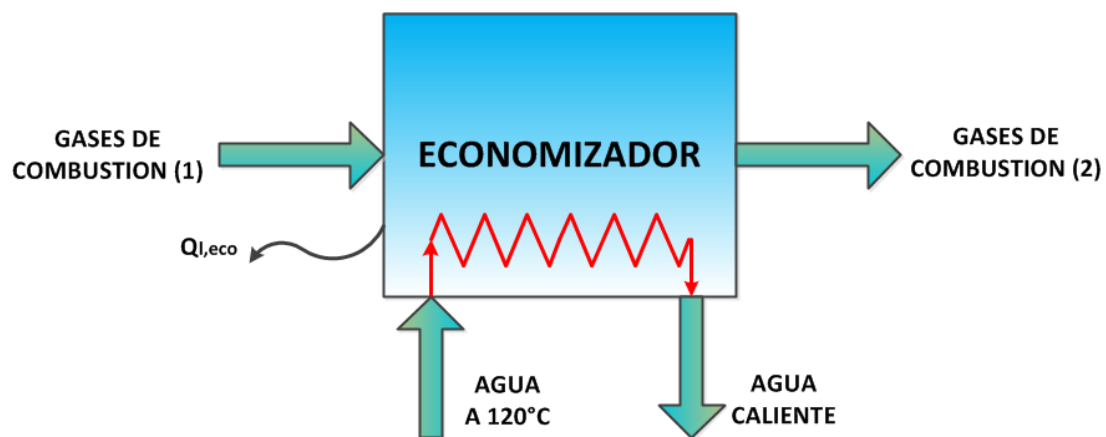


Nota: adaptado de <http://3.imimg.com/data3/WF/GA/MY-2991335/boilereconomizer-coil-250x250.jpg>

Como ya fue comentado anteriormente, el objetivo de este equipo es recuperar la energía de los gases de escape para precalentar el agua que entra en el generador de vapor; lo cual se refleja en economía de energía y mejora en el desempeño de la misma. Las calderas de bagazo pueden utilizar uno o dos economizadores, algunos proyectos usan un economizador antes y otro después del pre-calentador de aire, en cuanto otras usan apenas uno. En la Fig. 3.43, es presentado el esquema del volumen de control considerado en el análisis del economizador.

Figura 3.43

Volumen de control del economizador



Nota: elaborado por el autor. 2024

a) Hipótesis en el cálculo térmico del Economizador.

- La temperatura del agua en la entrada del economizador ($T_{w,ieco}$), retorno de condensado de la planta fue considerado igual a 120°C, de acuerdo a los datos industriales suministrados por los fabricantes.
- La pérdida de energía al exterior, es por las superficies del economizador ($Q_{l,eco}$), fue considerada 1%, de la superficie de calentamiento del intercambiador.

- El diámetro externo del tubo del economizador es 50.8 mm.
- la transferencia de calor se halla por lado del gas

b) Cálculo del Área de transferencia de calor del economizador (A_{eco}):

Dos etapas se consideran:

El primer paso es suponer la temperatura de los gases en la salida del economizador, (ya que la temperatura del agua y de los gases, en la entrada del mismo es conocida).

Con la aplicación del balance de energía, la temperatura del agua en la salida del economizador es determinada por la Ecu. (3.70).

$$m_g(h_{(g,ieco)} - h_{(g,oeco)}) = m_w(h_{(w,oeco)} - h_{(w,ieco)}) + Q_{(l,eco)} \quad (3.70)$$

Dónde:

m_g : Flujo de los gases de escape en el economizador de la caldera (kg/s)

m_w : Flujo de agua en el economizador (kg/s).

$h_{(g,ieco)}$; $h_{(g,oeco)}$: Entalpía específica de los gases en la entrada y en la salida de economizador, respectivamente (kJ/kg)

$Q_{l,eco}$: Pérdida de calor en el economizador para el medio ambiente (kW).

Seguidamente, con la temperatura del agua, en la salida del economizador conocida, es realizado el cálculo de la Diferencia de Temperatura media Logarítmica del economizador ($LMTD_{eco}$), Ecu. (3.71).

$$LMTD_{eco} = \frac{(T_{g,ieco} - T_{w,oeco}) - (T_{g,eco} - T_{w,ieco})}{\ln \left[\frac{(T_{g,eco} - T_{w,oeco})}{(T_{g,oeco} - T_{w,ieco})} \right]} \quad (3.71)$$

Dónde, las temperaturas en el economizador son:

$T_{(g,ieco)}$: Temperatura de los gases en la entrada (°C)

$T_{(g,oeco)}$: Temperatura de los gases en la salida (°C)

$T_{(w,ieco)}$: Temperatura del agua en la entrada (°C)

$T_{(w,oeco)}$: Temperatura del agua en la salida (°C)

Este paso consiste en la determinación del Coeficiente global de transferencia de calor (U_{eco})

Para determinar el coeficiente global de intercambio de calor en el economizador es necesario determinar el coeficiente de transferencia de calor del lado del gas. En la determinación de las propiedades, necesarias para esto, se usa la temperatura media de película del gas ($T_{fg,eco}$), siguiendo la recomendación de Kitto y Stultz (2005), obtenemos la Ecu. (3.72).

$$T_{fg,eco} = 0.5(T_{w,ieco} + T_{w,oeco}) + 0.25 * LMTD_{eco} \quad (3.72)$$

Dónde:

$T_{fg,eco}$: Temperatura media de película del gas (°C)

$LMTD_{eco}$: Diferencia de Temperatura media Logarítmica, en el economizador (°C)

El número de Reynolds ($Re_{g,eco}$) y el número de Nusselt ($U_{ng,eco}$) de los gases pueden ser calculados a través de las Ecs. (3.73) y (3.74), respectivamente.

Número de Reynolds de los gases

$$Re_{g,eco} = \frac{G_{g,eco} d_{t,eco}}{\mu_g} \quad (3.73)$$

Dónde:

$G_{(g,eco)}$: Flujo másico específico del gas en el economizador (kg/m.s)

$d_{(t,eco)}$: Diámetro del tubo del economizador (m)

μ_g : Viscosidad de los gases en el economizador (kg/m².s)

$$Nu_{g,eco} = 0.321 * Re_{g,eco}^{0.61} Pr_{g,eco}^{0.33} \quad (3.74)$$

Donde:

$Pr_{g,eco}$: Numero de Prandtl (-)

Así mismo, el coeficiente convectivo o coeficiente de transferencia de calor promedio ($h_{g,eco}$) en el lado del gas, es calculado por la Ecu. (3.75), recomendado por Khan, W, A y colaboradores (2006)

$$Nu_{g,eco} = \frac{h_{g,eco} d_{t,eco}}{k_g} \quad (3.75)$$

Dónde:

h_{eco} : Coeficiente de transferencia de calor promedio, (W/m².K)

k_g : Conductividad térmica, (W/mK)

https://www.academia.edu/4023643/Analytical_Model_for_Convection_Heat_Transfer_From_Tube_Banks

Una vez que el coeficiente global del economizador (U_{eco}) es dominado por el lado del gas, su valor puede ser determinado a través de la Ecu. (3.76).

$$U_{eco} = h_{g,eco} \quad (3.76)$$

El coeficiente global de transferencia de calor del economizador se compone estrictamente del coeficiente convectivo ($h_{cg,eco}$) y del coeficiente radiactivo del gas. No obstante, este último no se pudo cuantificar debido a la ausencia de datos. Se asumió que su valor es significativamente inferior al coeficiente convectivo, según lo indicado por Kitto y Stultz (2005). Además, los resultados finales permanecen válidos incluso sin tener en cuenta este parámetro. Finalmente es realizado el cálculo del área de intercambio de calor (A_{eco})

Con el valor del coeficiente global del economizador se puede calcular el área de intercambio de calor de este equipo, a través de la Ecu. (3.77).

$$m_{w,eco}(h_{w,oeco} - h_{i,eco}) = U_{eco}A_{eco}LMTD_{eco} \quad (3.77)$$

Dónde:

$h_{(w,ieco)}$: Entalpía del agua en la entrada del economizador (kJ/kg)

$h_{(w,oeco)}$: Entalpía del agua en la salida del economizador (kJ/kg)

$m_{(w,eco)}$: Flujo del agua a través del economizador (kg/s).

c) Determinación del Balance de exergía en Economizador

El balance de exergía en el economizador puede ser calculado a través de la Ecu. (3.78).

$$I_{eco} = m_g(b_{g,ieco} - b_{g,oeco}) - m_w(b_{w,oeco} - b_{w,ieco}) \quad (3.78)$$

Dónde:

$b_{(g,ieco)}, b_{(g,oeco)}$: Exergía específica de los gases en la entrada y salida del economizador, respectivamente (kJ/kg)

$b_{(w,ieco)}, b_{(w,oeco)}$: Exergía específica del agua en la entrada y salida del economizador, respectivamente (kJ/kg).

A partir de estos valores, la cantidad de exergía perdida debido a la transferencia de calor (b_5) en el economizador se puede calcular utilizando la Ecu. (3.79).

$$b_5 = I_{eco}/B_b \quad (3.79)$$

d) Variables de desempeño termodinámico del economizador.

La eficiencia exergética (ξ_{eco}) y la efectividad (ϵ_{eco}) del economizador son calculadas a través de la Ecs. (3.80) y (3.81).

$$\xi_{eco} = \left[\frac{m_w(b_{w,oeco} - b_{w,ieco})}{m_w(b_{g,ieco} - b_{g,oeco})} \right] * 100 \quad (3.80)$$

$$\xi_{eco} = \left[\frac{m_g(h_{g,ieco} - h_{g,oeco})}{m_w(h_w(T_{g,ieco}) - h_{w,ieco})} \right] * 100 \quad (3.81)$$

3.7.2.2. Precalentador de aire.

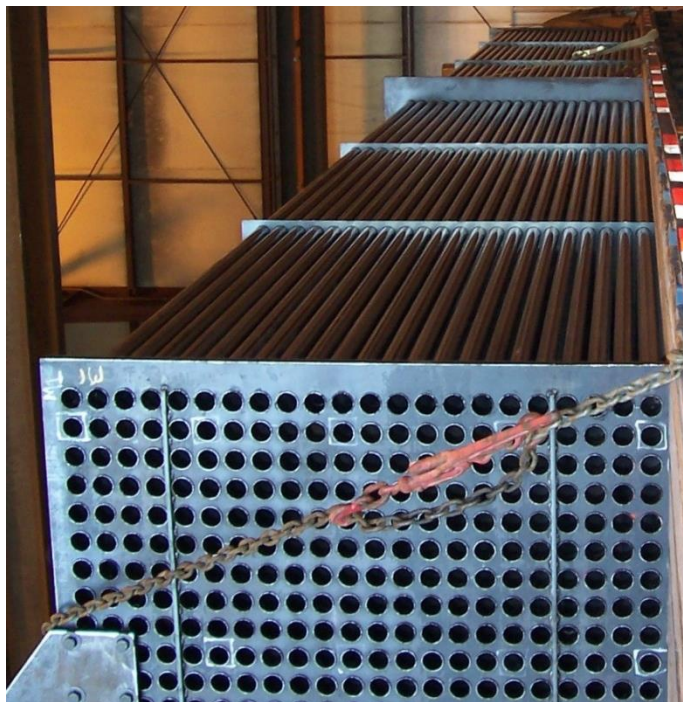
El precalentador de aire, usado en las fábricas de caña de azúcar, es presentado en la Fig. 4.44, la función de este equipo es precalentar el aire primario requerido para la combustión. Algunos fabricantes, precalientan también el aire secundario. Otros usan aire secundario a la temperatura ambiente.

a) Hipótesis en el cálculo térmico del precalentador de aire.

- La temperatura del aire, en la entrada del precalentador ($T_{a,iah}$), considerada a 30°C.
- La pérdida de energía al medio ambiente, a través de las superficies del precalentador de aire ($Q_{l,ah}$), fue considerada equivalente a 1.17% del calor intercambiado en este equipo (Sánchez-Prieto, 2003).
- El diámetro externo de los tubos del precalentador de aire fue considerado igual a 68.3 mm
- los coeficientes de transferencia de calor del gas en el precalentador de aire, y del aire fueron considerados iguales.

Figura 4.44

Pre-calentador de aire tubos horizontales de las Calderas de bagazo de caña



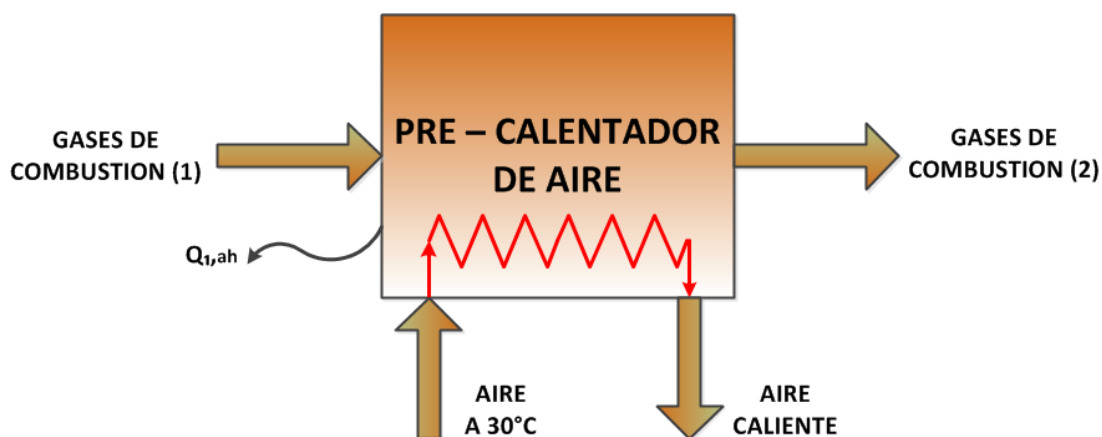
Nota: adaptado de

<http://az276019.vo.msecnd.net/valmontstaging/valmont-tubing-images/air-preheater-tube.jpg?sfvrsn=2>

En la Fig. 4.45 es presentado el volumen de control considerado en el análisis desarrollado en este acápite.

Figura 3.45

Volumen de control del Precalentador de Aire



Nota: elaborado por el autor. 2024

b) Procedimiento de cálculo del Área de transferencia de calor del Precalentador de aire (A_{ah}).

En el cálculo del área de transferencia de calor, la temperatura de los gases en la salida del economizador, y de la temperatura de los gases en la entrada del precalentador de aire fue calculada en el paso anterior. Debido a esto, a través del balance de energía la temperatura del aire en la salida del precalentador puede ser a través de la Ecu. (3.82).

$$m_g(h_{g,iah} - h_{g,oah}) = m_a(h_{a,oah} - h_{a,iah}) + Q_{l,ah} \quad (3.82)$$

Dónde:

$h_{(g,iah)}, h_{(g,oah)}$: Entalpía específica de los gases en la entrada y salida, del precalentador de aire, respectivamente (kJ/kg).

$Q_{(l,ah)}$: Pérdida de calor en el precalentador de aire para el medio ambiente (kW).

Seguidamente es realizado el cálculo de la Diferencia de Temperatura media Logarítmica del precalentador de aire ($LMTD_{ah}$), de acuerdo a la Ecu. (3.71).

- Determinación del Coeficiente Global de Transferencia de Calor (U_{ah})

Para determinar el coeficiente global de intercambio de calor es necesario determinar el coeficiente de transferencia de calor del lado del gas y del lado del aire. Toda vez que no se dispone de información sobre las características geométricas del lado del aire, en el precalentador de aire, fue considerado que estos coeficientes, del lado del aire y del lado del gas, son iguales ($h_{cg,ah} = h_{ca,ah}$). Así mismo, se estableció únicamente el coeficiente de transferencia de calor en el lado del gas. Esta premisa se basa en el enfoque propuesto por Kitto y Stuldz (1992), que puede ser aceptada para una estimación inicial de costos; sin embargo, para un cálculo final, será necesario revisar los componentes, incluyendo, por ejemplo, el impacto de los medios en particular del lado del gas. La determinación de las propiedades necesarias en el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor en el lado del gas, se usa la temperatura media de la película del gas ($T_{fg,ah}$), según la recomendación de Kitto y Stuldz (2005), de la misma forma que el caso anterior, la Ecu. (3.72)

El número de Reynolds ($Re_{g,ah}$) y el número de Nusselt ($U_{ng,ah}$), de los gases pueden ser calculados de acuerdo a las Ecs (3.73) y (3.74), respectivamente.

El coeficiente global del precalentador de aire (U_{ah}), de acuerdo a la hipótesis asumida ($h_{cg,ah} = h_{ca,ah}$) puede ser determinada a través de la Ecu. (3.83).

$$U_{ah} = \frac{h_{g,ah}h_{a,ah}}{h_{g,ah} + h_{a,ah}} = \frac{hC_{g,ah}}{2} \quad (3.83)$$

- Cálculo del área de intercambio de calor (A_{ah}):

Una vez que el valor del coeficiente global del precalentador de aire (U_{ah}), es conocido, el área de intercambio de calor de este equipo puede ser determinada, de acuerdo a la Ecu. (3.77).

c) Balance de Exergía del Precalentador de aire.

El cálculo del balance de exergía en el precalentador de es similar a la desarrollada usando la Ecu. (3.78).

A partir de estos valores la porción de pérdida de exergía por la transferencia de calor en el precalentador de aire (b_6) puede ser determinada de la misma forma que en la Ecu. (3.79).

d) Variables del desempeño termodinámico del Precalentador de aire.

Las variables de desempeño termodinámico del precalentador de aire, pueden ser determinadas como en el punto anterior, por las Ecs. (3.80) y (3.81).

3.7.2.3. Secador de bagazo.

En este trabajo se desarrolla el proyecto preliminar de un secador de bagazo neumático. El análisis de este equipo fue separado en dos partes:

- i. Ducto neumático
- ii. Ciclón

La Fig. 3.46, representa el secador de bagazo proyectado.

El volumen de control del secador de bagazo es presentado en la Fig. 3.46, en él son descritos los flujos y algunas características de los mismos.

Figura 3.46

Volumen de control del secador de bagazo de caña



Nota: elaborado por el autor. 2024

a) Hipótesis en el cálculo térmico del Secador de bagazo.

En el proyecto de este equipo fueron consideradas las siguientes hipótesis:

- El secador considerado corresponde al tipo: Neumático
- El tipo de ciclón considerado fue el Lappe (Perry, 1999)
- La temperatura de los gases de combustión en la entrada del secador de bagazo es de 215°C, este valor fue determinado en bases al estudio inicial de temperatura de pico o un step (IPT) desarrollado en el capítulo III
- La velocidad del gas en el conducto neumático supera en 2.5 m/s la velocidad terminal de las partículas, según Strumillo y Kudra (1986). Esta velocidad terminal se determina tomando en cuenta las partículas más grandes para prevenir la acumulación de material en la base del secador.
- Este proyecto usa el modelo de partícula aislada, en el cual las interacciones entre las partículas no son consideradas.

- El secador de bagazo fue proyectado considerando el diámetro representativo de las partículas del bagazo (D_p), desarrollado en el capítulo III. Las partículas fueron tratadas como si todas ellas fuesen del tipo de fibras.
- El diseño del secador se fundamentó en el siguiente modelo: (i) los gases de combustión se enfrían al elevar la temperatura del bagazo húmedo hasta alcanzar la temperatura de saturación adiabática de los gases de escape; se asume que las partículas mantienen esta temperatura durante todo el proceso de secado. (ii) Los gases de combustión se enfrían, transfiriendo energía al bagazo únicamente para evaporar el agua presente en él (IPT, 1990). Esta segunda fase concluye una vez que los gases alcanzan la temperatura de saturación adiabática.

Los datos de entrada en el cálculo del secador fueron los siguientes:

- Flujo de los sólidos (m_b)
- Flujo de los gases (m_g)
- Temperatura de los gases en la entrada del secador neumático ($^{\circ}\text{C}$)
- Temperatura de saturación adiabática de los gases ($^{\circ}\text{C}$)
- Temperatura de los sólidos en la entrada (ambiente) y la salida del secador neumático (asumida igual a la de saturación adiabática)
- Humedad del bagazo en la entrada del ducto neumático (b.h)
- Diámetro de la partícula D_p (mm)
- Velocidad terminal de la partícula (m/s).

b) Ducto neumático.

El primer paso consiste en determinar la velocidad terminal del bagazo, para ello será empleada la correlación desarrollada en el capítulo III, la Ecu. (3.26):

$$V_t = 1.699 * D_p^{0.324} \quad (3.83)$$

Dónde:

D_p : Diámetro representativo de la partícula (mm)

La velocidad de los gases, V_g , es determinada a partir de la Ecu. (3.83), calculada para el máximo tamaño de partículas y añadiendo a esta 2.5 m/s, de acuerdo a la Ecu. (3.84). Según Strumillo y Kudra (1986) la velocidad del gas puede ser adoptada como la velocidad terminal de las partículas mayores, añadiendo en 2.5 – 3.0 m/s.

$$V_g = V_t + 2.5(m/s) \quad (3.84)$$

La velocidad media de las partículas de bagazo V_b puede ser determinada a través de la Ecu. (3.85).

$$V_b = V_g - V_{t,m} \quad (3.85)$$

Dónde:

$V_{t,m}$: Velocidad terminal de las partículas de bagazo de tamaño medio (m/s)

La sección de la columna ocupada por los sólidos (S_b) es obtenida a través de la Ecu. (3.86).

$$S_b = \frac{m_b}{\rho_b V_b} \quad (3.86)$$

Dónde:

m_b = Flujo de bagazo (kg/s)

ρ_b = Densidad del bagazo (kg/m^3)

V_b = Velocidad media de las partículas del bagazo (m/s).

La sección de la columna ocupada por los gases (S_g) es calculada a través de la Ecu. (3.87), en cuanto a la sección total ocupada en el ducto, gases y bagazo, es determinada por la Ecu. (3.88).

$$S_g = \frac{m_g}{\rho_g V_g} \quad (3.87)$$

Dónde:

m_g : Flujo de los gases (kg/s)

ρ_g : Densidad de los gases (kg/m³)

$$S_t = S_b + S_g \quad (3.88)$$

El balance de materia es representado por la Ecu. (3.89).

$$m_{bd}(X_{b,id} - X_{b,od}) = m_{gd}(Y_{g,od} - Y_{g,id}) \quad (3.89)$$

Donde:

$X_{b,id}, X_{b,od}$: Humedad del bagazo en la entrada y salida, del ducto neumático (b.s)

$Y_{g,od}, Y_{g,id}$: Humedad de los gases en la entrada y salida del ducto neumático (b.s)

m_{bd} : Flujo de bagazo seco (kg/s)

m_{gd} : Flujo de gases secos (kg/s)

El balance de energía, en el ducto neumático, es calculado a través de la Ecu. (3.90)

$$m_{bd}(X_{b,id} - X_{b,od})(h_{s,od} - h_e) + m_{bd}c_{p,b}(T_{sg} - T_{b,id}) + m_{bd}X_{b,id}(h_w - h_{w,id}) + Q_{l,d} = Q_g \quad (3.90)$$

Donde:

$h_{s,od}$: Entalpía específica del vapor en la salida del ducto neumático (kJ/kg);

h_w : Entalpía específica del agua saturada (kJ/kg)

$h_{w,id}$: Entalpía específica del agua en la entrada del ducto neumático (kJ/kg)

T_{sg} : Temperatura de saturación adiabática de los gases (°C)

Q_g : Energía intercambiada en el ducto (kW)

$Q_{l,d}$: Energía perdida en el medio ambiente, considerada como 1.8% de la energía intercambiada (kW), de acuerdo a Nebra (1985).

La energía intercambiada en el ducto neumático, puede ser calculada a través de la Ecu. (3.91).

$$Q_g = m_g(h_{g,id} - h_{g,od}) \quad (3.91)$$

Donde:

$h_{g,id}, h_{g,od}$: Entalpia especifica de los gases en la entrada y salida, del ducto neumático (kJ/kg).

A diferencia de la temperatura media logarítmica en el ducto neumático (LMTD_d) es obtenida a través de la Ecu. (3.92). el arreglo, en este caso, es el paralelo:

$$LMTD_d = \frac{(T_{g,id} - T_{b,id}) - (T_{g,od} - T_{b,od})}{\ln \left[\frac{(T_{g,id} - T_{b,id})}{(T_{g,od} - T_{b,od})} \right]} \quad (3.92)$$

Donde:

$T_{g,id}, T_{g,od}$: Temperatura de los gases en la entrada y salida del ducto neumático (°C)

$T_{b,id}, T_{b,od}$: Temperatura del bagazo en la entrada y salida del ducto neumático (°C)

(Como las temperaturas del de los gases y del bagazo en la salida del secador fueron asumidos iguales a la de saturación adiabática de los gases. Para efectos de cálculos se usó una pequeña diferencia, asi mismo se evitó la división por cero)

El número de Nusselt (Un_d), puede ser calculado a través de la Ecu. (3.93), la cual es recomendada por Whitaker (1972), para cilindros lisos infinitos y es válida para $4 < Re < 10^5$.

$$N_{Nu} = (0.5Re^{1/2} + 0.2Re^{2/3})Pr^{1/3}(\mu_b/\mu_0)^{0.14} \quad (3.93)$$

Esta correlación se tiene mostrado satisfactoriamente en la validación de los resultados experimentales con simulación, en el trabajo de Nebra, (1985).

$$Nu_d = (0.4 Re_b^{1/2} + 0.06 Re_b^{2/3}) Pr_b^{0.4} \left(\mu_{g,tg} / \mu_{g,ts} \right)^{1/4} \quad (3.94)$$

Donde.

Re_b : Número de Reynolds en el ducto;

Pr_g : Número de Prandtl de los gases

$\mu_{g,ts}$: Viscosidad del gas húmedo a la temperatura del sólido.

$\mu_{g,tg}$: Viscosidad del gas húmedo a la temperatura del gas.

A partir de este valor es posible obtener el coeficiente de transferencia de calor (h_d), a través de la Ecu. (3.95)

$$Nu_d = \frac{h_d D_p}{k_g} \quad (3.95)$$

Donde:

h_d : Coeficiente de transferencia de calor (W/m^2K)

D_p : Diámetro de la partícula (m)

k_g : Conductividad de los gases ($W/m K$)

el área de intercambio térmico del conjunto de partículas de bagazo (A_b) puede ser calculada a través de la Ecu. (3.96).

$$h_d = \frac{Q_g - Q_{l,d}}{LMTD_d A_b} \quad (3.96)$$

El parámetro (α_b), que relaciona el área superficial de la partícula con la masa de la misma, puede ser calculado por la Ecu. (3.97), para una partícula cilíndrica, según Corrêa et al. (2000).

$$\alpha_b = \frac{4}{D_p \rho_b} \quad (3.97)$$

Asimismo, el tiempo de residencia de las partículas de bagazo en el ducto (t_b), puede ser obtenido uniendo los resultados de las Ecu. (3.96) y (3.97) en la Ecu. (3.98).

$$A_b = \alpha_b m_b t_b \quad (3.98)$$

Finalmente, la longitud del ducto neumático es determinado a través de la Ecu. (4.96)

$$t_b = \frac{L_d}{V_b} \quad (3.99)$$

c) Ciclón del secador

El cálculo de la diferencia de temperatura media logarítmica en el ciclón ($LMTD_{cs}$), es hecho según la Ecu. (3.92), una vez que el arreglo también es paralelo.

Los balances de masa y energía en el ciclón son determinados usando las Ecu. (3.89) y (3.90), con los parámetros correspondientes a el ciclón.

El tiempo de Residencia de los gases en el ciclón ($t_{g,cs}$) es calculado a través de la Ecu. (3.100). Mientras que el tiempo de residencia del bagazo en el ciclón es determinado a través de la Ecu. (3.101). para eso es necesario conocer el Parametro adimensional τ_{cs} . Este parametro adimensional ha sido estudiado por diversos autores, tales como: Godoy et al. (1992), Cremasco (1994), Pérez (1997), los cuales trabajaron con particulas de plástico y esferas de vidrio. Silva y Nebra (1991) estudiaron este parametro en el secado de lodos de café. Posteriormente, Corrêa et al. (2000),

trabajaron con el secado ciclónico del bagazo y determinaron el valor de τ_{cs} , en fajas de concentración volumétrica de bagazo/gases próximos a las usadas en calderas industriales.

$$t_{g,cs} = \frac{\rho_{g,cs} Vol_{cs}}{m_{g,cs}} \quad (3.100)$$

$$\tau_{cs} = \frac{t_{b,cs}}{t_{g,cs}} \quad (3.101)$$

Donde:

$\rho_{g,cs}$: Densidad del gas en el ciclón del secador (kg/m³)

Vol_{cs} : Volumen del ciclón del secador (m³)

$m_{g,cs}$: Flujo del gas en el ciclón (kg/s)

$t_{b,cs}$: Tiempo de residencia del bagazo en el ciclón (s).

El cálculo del tiempo de residencia de la partícula en el ciclón $t_{b,cs}$, y el cálculo del coeficiente convectivo del intercambio térmico en el ciclón hc_{cs} , y presentado en la Ecu. (3.102) y Ecu. (3.103).

$$A_{b,cs} = \alpha_b m_b t_{b,cs} \quad (3.102)$$

$$hc_{cs} = \frac{m_g(h_{g,ics} - h_{g,ocs})}{A_{b,cs} LMTD_{CS}} \quad (3.103)$$

A partir de esta ecuación sería suficiente establecer un coeficiente de transferencia de calor adecuado para determinar el volumen del secador de bagazo. En la investigación bibliográfica fue observado que la mayoría de trabajos evalúan el sistema de secado neumático como un todo. Corrêa et al. (2000), destacaron la dificultad de obtener correlaciones que permitan determinar el coeficiente de transferencia de calor compartiendo el criterio con esos autores verificaron la necesidad de mayor investigación en esa área.

d) Balance de Exergía.

El balance de exergía en el secador de bagazo es presentado en la Ecu. (3.104). la irreversibilidad que acontece en el mismo es igual a la diferencia entre la suma de las exergías de los flujos que entran y salen del secador.

$$I_{sec} = \sum B_{isec} - \sum B_{o,sec} \quad (3.104)$$

La sumatoria de las exergías de los flujos que entran en el secador, el primer término del lado derecho de la Ecu. (3.104), es calculada a través de la Ecu. (3.105). para efectos de cálculos, en esta ecuación el bagazo húmedo fue separado en dos corrientes: bagazo seco y agua, las cuales son evaluadas independientemente.

$$\sum B_{isec} = B_{g,isec} + B_{bd,isec} + B_{ube,isec} \quad (3.105)$$

Donde:

$B_{g,isec}$: Exergía de los gases en la entrada del secador (kW);

$B_{bd,isec}$: Exergía del bagazo seco en la entrada del secador (kW);

$B_{ube,isec}$: Exergía del agua contenida en el bagazo en la entrada del secador (kW);

La sumatoria de las exergías de los flujos que salen del secador, segundo término del lado derecho de la Ecu. (3.104), fue calculado de la misma forma que la Ecu. (3.105).

Es importante resaltar que la composición de los gases en la salida del secador, cambia con relación a la entrada, esta variación es producto de la evaporación del agua proveniente de la humedad del bagazo; este efecto fue considerado en el cálculo de la exergía de los gases que salen del secador ($B_{g,osec}$).

A partir de esos valores la porción de pérdida de exergía por el secado de bagazo (b_7), puede ser determinada como en los casos anteriores.

3.8. Cálculo del Costo del Sistema de Recuperación de Energía de los Gases de Escape (SREG)

El cálculo del costo total del SREG cubre la suma de los costos de los equipos recuperadores de energía: economizador, pre calentador de aire y secador de bagazo de caña de azúcar. Una vez que las características del cálculo del costo de estos equipos, son diferentes, se decidió agrupar el economizador y el precalentador de aire, los cuales presentan características de cálculo de costos semejantes, y seguidamente presentan el cálculo del costo del secador neumático de bagazo.

3.8.1. Costo del Economizador y Precalentador de aire

El costo de los equipos como el Economizador y el precalentador de aire fueron determinados en base al área de transferencia de calor de los mismos. En estos casos fueron asignados costos unitarios para las áreas de intercambio térmico de cada equipo, en base de informaciones obtenidas de la industria.

El costo unitario del área de transferencia de calor, en el economizador y en el precalentador de aire, fue adoptado como: 30.70 \$ US/m² y 26.34 \$ US/m² (datos de fabricantes de calderas), respectivamente. Estos costos son de fabricación.

Asi mismo el costo del economizador y del precalentador de aire fueron determinados a través de ecuaciones como la Ecu. (3.106)

$$C = c_{uni} A \quad (3.106)$$

Donde:

c_{uni} : Costo unitario del área de transferencia de calor correspondiente a cada caso (\$ US/m²).

3.8.2. Costo del Secador Neumático de bagazo.

En el caso del secador de bagazo, el costo fue determinado en base al peso del mismo, el cual es una práctica comúnmente usada en el sector industrial, para este tipo de equipamiento.

En el cálculo de este costo se consideró que el costo unitario del peso del secador, que incluyen a las de las chapas el costo de fabricación de los ductos de los ciclones, es 1.84 \$ US/kg (dato industrial proporcionado por fabricantes de calderas). También fue considerado que el espesor de la chapa era igual a 4 mm.

Asi mismo el costo del secador neumático de bagazo incluye el costo del ducto neumático y del ciclón, asi mismo como el ducto de los gases desde la salida del precalentador de aire hasta el punto de alimentación del bagazo en el secador. Dicho costo puede ser determinado a través de la Ecu. (3.107).

$$C_{sec} = c_{uni,sec} (W_d + W_{cic} + W_{dg}) \quad (3.107)$$

W_d, W_{cic} : Peso del ducto neumático y del ciclón del secador, respectivamente (kg);

W_{dg} : Peso del ducto de los gases en el trayecto desde la salida del precalentador de aire hasta el punto de alimentación del bagazo (kg),

$c_{uni,sec}$: Costo unitario del secador, por unidad de masa (\$ US/kg).

La instalación del secador de bagazo aumenta la demanda de potencia del ventilador de tiro inducido de la caldera. En ingenios azucareros como en Tucumán, (Argentina), no han sido necesario el aumento del número de ventiladores de tiro inducido de la

caldera, cuando el secador de bagazo fue instado. Así mismo, los costos adicionales decurrentes de la instalación del secador deberán ser evaluados caso por caso. En este trabajo el costo del secador no comprende el costo de transportadores adicionales de bagazo así como ventiladores de tiro inducido adicionales, en la caldera. Cumpliendo así mismo con los objetivos propuestos en el comienzo de este trabajo.

La metodología de cálculo descrita permite dimensionar asimismo como determinar el costo del sistema de recuperación de energía,

CAPITULO IV. RESULTADOS DE LA CALDERA DE BAGAZO.

En este capítulo son descritas y analizadas las metodologías usadas en la determinación del desempeño termodinámico de la caldera de bagazo.

En el cálculo de la eficiencia en aplicación de la primera ley fueron consideradas dos metodologías: (i) Entradas y Salidas y (ii) Balance de energía, además de eso, la eficiencia de la caldera fue estudiada usando dos bases de cálculo: PCI y PCS, ya que al ser el bagazo un combustible muy húmedo, (alrededor de 50% b.h) el criterio de base de cálculo presenta diferencias, cuando comparado como combustibles sólidos con baja humedad, como el carbón.

En el análisis de la segunda ley fue considerado el: (i) Métodos de los Insumos y Productos y (ii) el Balance de Exergía.

El estudio del desempeño de la caldera de bagazo, en diferentes arreglos, a través de estos análisis es muy importante, ya que permite determinar en qué condiciones la eficiencia de la caldera es máxima.

4.1. Eficiencia de la Caldera.

El principal parametro de desempeño de una caldera y también de su sistema de cogeneración, es la eficiencia térmica.

En el análisis de la primera ley son encontradas dos metodologías para el cálculo de la eficiencia de la caldera. El método de las Entradas y Salidas y el método del Balance de Energía de acuerdo a la norma ASME PTC (1688).

Estos análisis han sido usados por diversos autores: Lozano (1978), Lora y Silva (1991); IPT (1990); Kitto Stultz (1992); Acosta (1995); Barroso et al. (1998); Sanchez-

Prieto (2003); Marquezi y Nebra (2003); Sosa-Arno et al. (2006a), Sosa-Arno y Nebra (2007).

Normalmente, el análisis de la Segunda Ley también ha sido menos utilizada que el tradicional análisis de la Primera Ley. Pero, algunos trabajos de análisis de Segunda Ley pueden ser encontradas en la literatura: Lozano (1987); Cardenas et al. (1994), Sanchez-Prieto (2003); Sosa-Arno et al. (2006) y Sosa-Arno y Nebra (2007).

A través de la aplicación del método del balance de energía, análisis de la Primera Ley, es posible identificar los puntos de pérdidas de energía, y elaborar programas que mejoren el desempeño. Pero, según la Primera Ley, el desempeño de calderas de bajos parámetros de generación de vapor (2.1 MPa y 300°C) puede ser el mismo del que les corresponde a las calderas de bagazo de altos parámetros de generación de vapor, por ejemplo: 9 MPa y 520°C. el importante efecto de aumento de los parámetros de generación de vapor es observado apenas cuando es aplicada un análisis de la Segunda Ley.

A continuación, será abordada el análisis de la Primera Ley y la Segunda Ley aplicada a las calderas que usan el bagazo de caña de azúcar como combustible. Las metodologías usadas en el análisis de la Primera Ley serán descritas y posteriormente ajustada a las calderas de bagazo, las cuales por el hecho de quemar un combustible altamente húmedo (50 % de humedad, b.h) requiere ciertas consideraciones diferentes de las calderas tradicionales.

4.1.1. Eficiencia de la Caldera: Primera Ley.

Como ya fue mencionado anteriormente, existen dos metodologías para el cálculo de la Eficiencia de la Caldera, por la primera ley: El método de las entradas y salidas y el método del balance de energía (ASME PTC 4, 1988).

4.1.1.1. Método de las entradas y salidas.

Este método utiliza la Ecu. (4.1), para determinar la eficiencia (η^I).

$$\eta^I = \left(\frac{\text{Salida}}{\text{Entrada}} \right) * 100 \quad (4.1)$$

Donde:

Salida: Energía añadida al vapor en la caldera.

Entrada: Energía que entra en la caldera, normalmente considerada como el poder calorífico del combustible, a veces la razón másica del mismo.

Este método precisa de las mediciones directas y precisas de todos los flujos másicos y parámetros de éstos (temperatura y presión), en las salidas y entradas de la caldera.

Entre estas medidas primarias requeridas se tiene:

- Flujo másico del agua entrando en la caldera;
- Flujos másicos de todas las corrientes secundarias saliendo de la caldera (purgas, por ejemplo);
- Presión y temperatura de las corrientes del fluido de trabajo (tales como agua de alimentación, vapor de salida);
- Flujo másico del combustible.

4.1.1.2. Método del balance de energía.

Este método combina la ecuación del balance de energía, aplicada a la caldera, Ecu. (4.2), con la definición de la eficiencia Ecu. (4.1), para obtener la expresión Ecu. (4.3).

$$\text{Entrada} = \text{Salida} + \text{Pérdidas} \quad (4.2)$$

Dividiendo la expresión anterior por la entrada de energía, se tiene:

$$\eta^H = 1 - \left(\frac{P\acute{e}rdida}{Entrada} \right) * 100 \quad (4.3)$$

Donde:

Pérdidas: Energía perdida en la caldera (por ejemplo, con los gases de escape, radiación y convección desde las paredes de la caldera, combustible no quemado, etc).

Entrada: Energía que entra en la caldera, calculada de la misma forma que en el método directo.

La determinación de la eficiencia por este método precisa la identificación y medida (o cálculo) de todas las pérdidas de energía. Las mediciones primarias para la determinación de la eficiencia de la caldera, que en este caso son:

- Análisis químico del combustible (determinación del contenido de carbono, nitrógeno).
- Determinación de la humedad del bagazo y la presencia de las cenizas.
- Determinación de las temperaturas de los flujos de aire y de los gases en la entrada y en la salida de la caldera
- Medición de CO₂, CO, NO_x y O₂, y arrastres de los inquemados, en los gases de escape de la caldera.
- Presencia de los inquemados en las cenizas del horno.

La medición de temperaturas de paredes externas, así como la determinación de los coeficientes de transferencia de calor, en diferentes puntos de la caldera, puede auxiliar en la estimación de las pérdidas de calor. Esta sería un análisis alternativo al método propuesto por la norma ASME PTC 4, 1988.

Otras determinaciones son necesarias también para determinar la eficiencia, porque, muchas de las generalmente presentan un efecto menor sobre los resultados.

4.2. Eficiencia de las calderas de bagazo: Primera Ley

En las calderas de bagazo de caña de azúcar, la medición del flujo de bagazo es una tarea muy difícil, y por lo tanto este parametro normalmente no es medido. Asimismo, es práctica común determinar la eficiencia usando el método del balance de energía (Acosta 1995, Sanchez-Prieto, 2003; Sosa-Arno et al. 2006a; Sosa-Arno y Nebra 2007).

Pero, fue encontrado un estudio sobre la determinación de la eficiencia de calderas de bagazo que usa el método de las entradas y salidas. Este trabajo fue desarrollado por el Instituto de Pesquisas Tecnológicas (IPT). Las consideraciones hechas así como el procedimiento de cálculo son descritos a continuación:

4.2.1. Eficiencia de la Caldera de bagazo – Método de las Entradas y Salidas.

El sistema de generación de vapor, estaba constituido por 12 calderas de bagazo, con una capacidad de producción de vapor de 200 ton/h. este ingenio procesaba alrededor de 10,000 ton caña/día.

El principal problema a superar, por este método, es la medición del flujo de bagazo, m_b , para eso, la caña fue pesada y el tiempo de duración del ensayo medido, así mismo el flujo de caña que entra en el proceso fue determinado. El contenido de fibra en caña (t_{fc}), y en el bagazo (t_{fb}) fue determinada a través de lecturas horarias, con las cuales se establecieron los valores medios de las mismas 13% y 48%, respectivamente. Así mismo, a través de la Ecu. (4.4), el flujo de bagazo puede ser determinado.

$$m_b = \frac{m_c t_{fc}}{t_{fb}} \quad (4.4)$$

Donde:

m_c = Flujo de caña (kg/s)

t_{fc} = El contenido de fibra en caña (%)

t_{fb} = El contenido de fibra en bagazo (%)

este método supone que toda la fibra contenida en la caña y transportada a las calderas, sin embargo, existen pérdidas de fibras durante el proceso o incluso presencia de fibras en los fluidos líquidos usados para obtener el azúcar.

El resto de bagazo verificado en el ensayo fue descontado del flujo de bagazo obtenida a través de la Ecu. (4.4).

Los datos fueron recolectados, en su mayoría, a través de un sistema de adquisición de datos.

El tiempo de duración del ensayo (toma de datos) corresponde al régimen estable de las calderas fue de 33 horas. Este tiempo no incluye el tiempo requerido para el calentamiento previo de la caldera y la elevación de la presión de vapor, hasta conseguir el régimen permanente.

4.2.1.1. Eficiencia: Base PCI y PCS.

La eficiencia a través del método de las entradas y salidas, puede ser utilizada en base al PCI y PCS; en el primer caso, la eficiencia puede ser obtenida a través de la Ecu. (4.5). En tanto, en base al PCS, se usa la Ecu. (4.6).

$$\eta^I = \left[\frac{m_s(h_{s,oc} - h_{w,ic})}{m_b PCI_b} \right] * 100 \quad (4.5)$$

$$\eta^I = \left[\frac{m_s(h_{s,oc} - h_{w,ic})}{m_b PCS_b} \right] * 100 \quad (4.6)$$

Donde:

m_s : Flujo de vapor, en la salida de la caldera (kg/s)

$h_{s,oc}$: Entalpía específica del vapor, en la salida de la caldera (kJ/kg)

$h_{w,ic}$: Entalpía específica del agua, en la entrada de la caldera (kJ/kg)

m_b : Flujo del bagazo en la entrada de la caldera (kg/s)

PCI_b : Poder Calorífico Inferior del bagazo (kJ/kg)

PCS_b : Poder Calorífico Superior del bagazo (kJ/kg)

En este trabajo, la eficiencia obtenida, para el sistema de generación de vapor, fue de 86.32% (en base al poder calorífico superior: PCS) y de 74.02% (en base al poder calorífico inferior: PCI). Es importante mencionar que las purgas de la caldera, en este sistema, representan alrededor de 8.6% del flujo total del agua alimentada a la misma.

4.2.2. Eficiencia de la Caldera de Bagazo – Método del Balance de Energía.

En la literatura, aparecen dos enfoques que aplican el método del balance de energía en el análisis de calderas de bagazo, la diferencias entre estas propuestas es que usan bases de cálculo diferentes: Base PCI – Poder Calorífico Inferior y PCS – Poder Calorífico Superior. Estos enfoques fueron adaptaciones de normas de cálculo de la eficiencia aplicada a las calderas de carbón, el cual por ser un combustible sólido presenta ciertas características semejantes al bagazo.

En la propuesta em base al PCI, la energía requerida para evaporar la humedad del bagazo, así mismo como el agua formada a partir de su contenido de hidrógeno, es descontada en el cálculo de PCI_b . El uso de las bases de cálculo se torna fundamental, cuando combustibles húmedos como el bagazo de caña es analizado.

El análisis desarrollado en este trabajo es teórico, sin embargo, está basada en mediciones hechas en planta por miembros del grupo de la investigación. Mayores detalles de las mediciones realizadas pueden ser encontradas en Sanchez-Prieto (2003).

4.2.2.1. Base PCI

Este enfoque, también recomendada por Beaton y Lora (1991), Baloh y Wittwer (1995), Van der Poel, et al. (1998), y Sanchez-Prieto (2003), es muy común de ser aplicada en el análisis de calderas de bagazo, y está basada en trabajos de Basu, et al. (2000) sobre calderas de vapor.

Como ya fue comentado, en este enfoque, la energía absorbida para evaporar el agua debido a su contenido de humedad del bagazo (aproximadamente el 50% b.h.) es aquella formada por la oxidación del hidrógeno contenido en el combustible y descontada en el cálculo del poder calorífico inferior (PCI).

Así mismo, la eficiencia de la caldera (η_1^{II}), según este método será determinada a través de la Ecu. (4.7)

$$\eta_1^{II} = 100 - (q_2 + q_3 + q_4 + q_5 + q_6 + q_7) \quad (4.7)$$

Donde cada termino indica las siguientes pérdidas de energía:

q_2 : con los gases de escape

q_3 : por la no combustión química;

q_4 : por la no combustión mecánica;

q_5 : al medio ambiente, a través de las paredes de la caldera;

q_6 : con las cenizas;

q_7 : por las purgas en las calderas.

La última pérdida de energía (q_7), normalmente no es considerada en el análisis de la eficiencia sin embargo la inclusión de ella permite obtener un desempeño más próximo del real.

El procedimiento de cálculo empieza definiendo algunos parámetros como el poder calorífico inferior del bagazo. El cual puede ser determinado por la Ecu. (4.27a); propuesta por Hugot (1986).

La entalpía física del combustible ($q_{ph,b}$) se puede determinar por la Ecu. (4.8).

$$q_{ph,b} = c_{pb}*(T_{b,ic} - T_{b,o}), \text{ kJ/kg} \quad (4.8)$$

Donde:

c_{pb} : Calor específico del bagazo (1.76 kJ/kg.K), de acuerdo a IPT (1990)

$T_{b,ic}$: Temperatura del bagazo en la entrada de la caldera (°C)

$T_{b,o}$: Tempertura del estado de referencia (25 °C)

Asi mismo la energía disponible del bagazo (q_a) es determinada a través de la Ecu. (4.9)

$$q_a = PCI_b + q_{ph,b} \quad (4.9)$$

q_2 Pérdida de energía con los gases de combustión.

Entre todas las pérdidas de energía, esta es la más importante. Esta pérdida es función de la temperatura de los gases de escape, asi mismo como el flujo másico de los mismos. Beaton y Lora (1991) consideraron que una reducción de temperatura de los gases de escape entre 15 a 20°C, produce una reducción de q_2 en 1%. La Ecu. (4.10), permite determinar esta pérdida:

$$q_2 = \frac{m_g \cdot (h_{g,oc} - h_{g,o})}{m_p \cdot q_a} * (100 - q_4) \% \quad (4.10)$$

Donde:

m_g : Flujo de los gases, en la salida de la caldera (kg/s)

$h_{g,oc}$: Entalpía específica de los gases, en la salida de la caldera (kJ/kg)

$h_{g,o}$: Entalpía específica de los gases, en el estado de referencia (kJ/kg).

q_3 Pérdida de energía por la combustión incompleta debido a causas químicas;

Estas pérdidas están relacionadas a la formación de los productos de combustión: CO, H₂, CH₄, así mismo como de otros productos resultantes de la combustión incompleta. En el caso de las calderas de bagazo, la combustión acontece con exceso de aire en niveles importantes, así mismo fue considerado que la quema del combustible es completa, por lo tanto, esta pérdida fue despreciada.

q_4 Pérdida de energía por la combustión incompleta debido a causas mecánicas:

Esta fracción de las pérdidas es referida a las partículas del combustible no quemado (inquemados), que son mezcladas con las cenizas, o son transportados por los gases de combustión y descargadas al medio ambiente. Se usa la Ecu. (4.11) en el cálculo de estas pérdidas, según recomendación de Beaton y Lora (1991).

$$q_4 = \left(af_{gr} \cdot \frac{cf_{gr}}{100 - cf_{gr}} + af_{ah} \cdot \frac{cf_{ah}}{100 - cf_{ah}} + af_{wh} \cdot \frac{cf_{wh}}{100 - cf_{wh}} \right) * \frac{327.9 * m_{cinza}}{q_a}, \% \quad (4.11)$$

Donde:

af_{gr} : Fracción del contenido total de cenizas del combustible en la parrilla

af_{ah} : Fracción del contenido total de cenizas del combustible en el pre-cal de aire

af_{wh} : Fracción del contenido total de cenizas del combustible en el lavador de gases

cf_{gr} : Contenido de carbono fijo en las cenizas recolectadas en la parrilla

cf_{ah} : Contenido de carbono fijo retenido en el precalentador de aire.

cf_{wh} : Contenido de carbono fijo en el material separado en el lavador de gases.

q_5 : Pérdida de energía al medio ambiente

La forma correcta de calcular estas pérdidas debería ser ecuacionando todos los intercambios de calor por convección y radiación desde las paredes de la caldera para el medio ambiente. Sin embargo, en términos prácticos este trabajo es casi imposible. Para relacionar este problema, en este trabajo, fue usada la carta de pérdidas de energía por Radiación ABMA (ASME PTC 4.1, 1964), para cada una de las bases: PCI y PCS. Esta carta es representada en la Fig. 4.2. en esta ilustración de energía están correlacionadas con la energía recibida por el vapor de la caldera.

q_6 : Pérdidas de energía con las cenizas y escorias:

Acontece debido a que la escoria y las cenizas que son extraídas del horno presentan una temperatura superior al medio ambiente. Según Beaton y Lora (1991), esta pérdida es menor de 0.1% y por lo tanto puede ser despreciada.

q_7 : Pérdidas de energía por las purgas de la caldera.

Como ya fue comentado, comúnmente esta pérdida de energía no es considerada; sin embargo, como en la operación normal de la caldera es necesario eliminar los sólidos totales, el cual es realizado a través de las purgas, esta pérdida será considerada dentro del análisis.

4.2.2.2. Base PCS

Este enfoque de cálculo ha sido adaptado para su aplicación en calderas de bagazo a partir de la norma ASME PTC 4.1 (1998). Existen pérdidas de energía, en esta

norma, que no fueron consideradas en este análisis. Las pérdidas de energía consideradas en este trabajo fueron seleccionadas en base a trabajos similares, como, por ejemplo: el del IPT (1990), el de Acosta (1995) y el de Sosa-Arnan et al. (2006a).

Este análisis utiliza como base de cálculo el poder calorífico superior del combustible (PCS) y considera las mismas pérdidas de energía del que considera a base de PCI, en términos de q_3 , q_4 , q_5 y q_6 , mas, con diferente base de cálculo.

Sin embargo, existe una gran diferencia en el análisis de los gases de combustión en tres partes: pérdida de energía con los gases secos (q_2^*); pérdida de energía debido a la evaporación del agua formada a partir del hidrogeno (q_8^*) y pérdida de energía debido a la evaporación de la humedad contenida en el bagazo (q_9^*).

Asi mismo, la eficiencia de la caldera es determinada a partir de la suma de las pérdidas indicadas en la Ecu. (4.12).

$$q_2^{II} = 100 - (q_2^* + q_3 + q_4 + q_5 + q_6 + q_7 + q_8^* + q_9^*) \quad (4.12).$$

Donde las pérdidas de energía consideradas son:

q_2^* : con los gases secos de la combustión

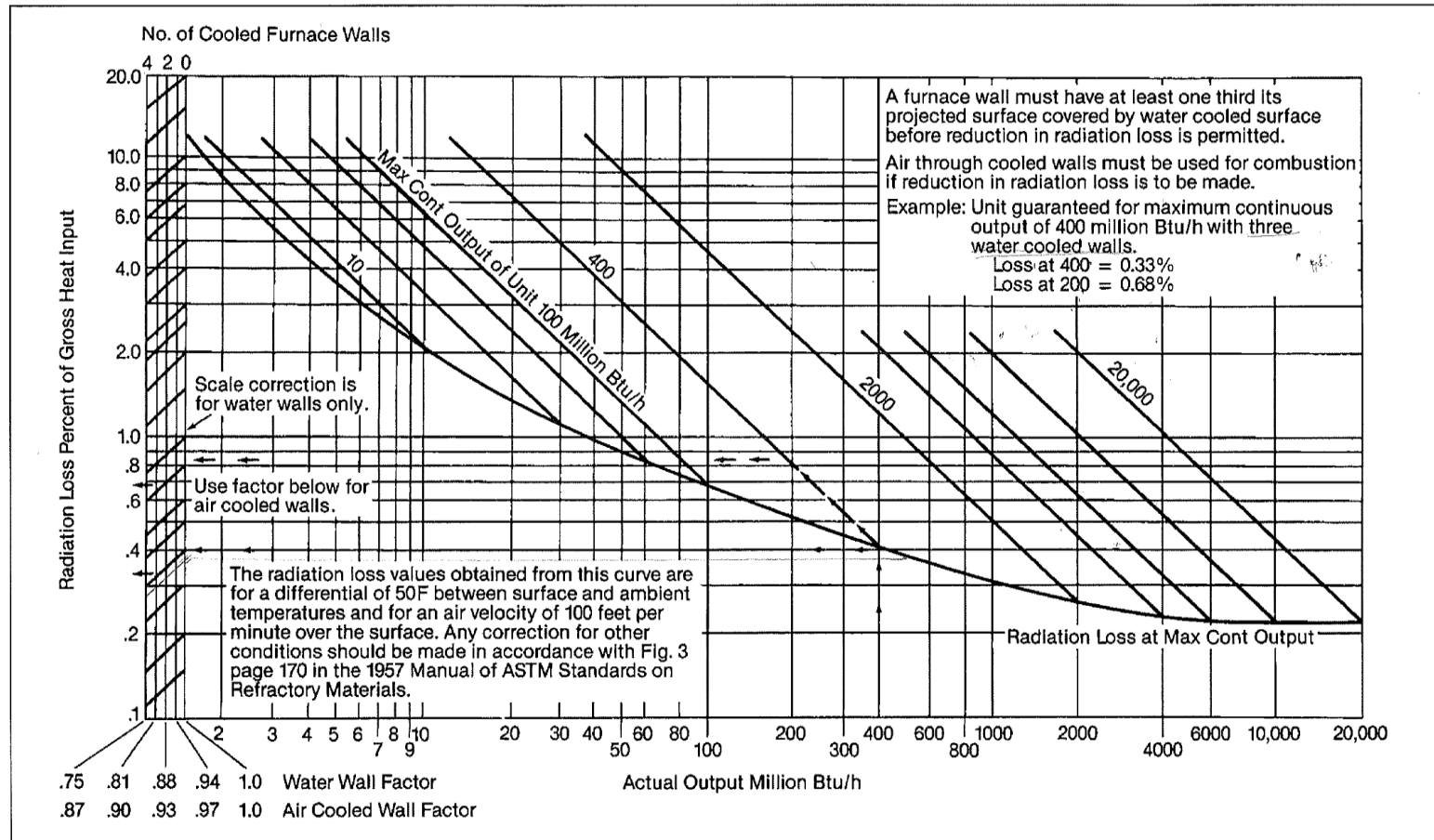
q_8^* : debido a la evaporación del agua formada a partir del hidrogeno.

q_9^* : debido a la evaporación de la humedad contenida en el bagazo.

q_3, q_4, q_5, q_6 y q_7 : consideradas de la misma forma que en el análisis anterior, solo que ahora en la base del PCS.

Figura 4.2

Carta de pérdidas de energía por radiación ABMA (ASME PTC 4.1, 1994)



Nota: adaptado de The American Society of Mechanical Engineers, PG 67

Disponible en: <https://es.scribd.com/doc/261221923/ASME-PTC-4-1-Steam-Generators>

En este caso la energía disponible del combustible (q_a^*) puede ser calculada a través de la Ecu. (4.13).

$$q_a^* = PCS_b + q_{ph,b} \quad (4.13)$$

Donde:

PCS_b : Poder calorífico superior del bagazo (kJ/kg).

q_2^* **Pérdida de energía sensible con los gases de la combustión secos:**

Representa la energía contenida en los gases secos que salen de la caldera. La Ecu. (4.14), permite determinar esta pérdida.

$$q_2^* = \frac{m_{gs}*(h_{gs,oc} - h_{gs,o})*(100 - q_4)}{m_b*q_a^*} \quad (4.14)$$

Donde:

m_{gs} : Flujo de gases secos (kg/s)

$h_{gs,oc}$: Entalpía específica de los gases secos en la salida de la caldera (kJ/kg)

$h_{gs,o}$: Entalpía específica de los gases secos en el estado de referencia (kJ/kg)

m_b : Flujo de bagazo (kg/s).

q_3 Pérdida de energía por la combustión incompleta debido a causas químicas:

Esta pérdida de energía fue despreciada, siguiendo la recomendación de Beaton y Lora (1991).

q_4 Pérdida de energía por los inquemados debido a causas mecánicas:

Para el cálculo de esta pérdida fue usada la misma relación recomendada por Beaton y Lora (1991). Sin embargo, cambiando la base de cálculo.

q_5 Pérdida de energía al medio ambiente.

Como ya fue mencionado en la determinación de esta pérdida de energía fue usada la carta de pérdidas de energía por Radiación ABMA (ASME PTC 4.1, 1964).

q_8^* Pérdida de energía debido a la evaporación del agua formada a partir del hidrógeno contenido en el combustible:

Se refiere a la energía perdida debido a la evaporación del agua formada a partir del hidrogeno contenido en el combustible, que salen, de la caldera, con los gases de la combustión, Ecu. (4.15).

$$q_8^* = \frac{m_{vh}^*(h_{vh,oc} - h_{vh,o})}{m_b^* q_a^*} * 100 \quad (4.15)$$

Donde:

m_{vh} : Flujo de vapor de agua producida a partir del hidrógeno en el combustible (kg/s;

$h_{vh,oc}$: Entalpía específica del vapor de agua en la salida de la caldera (kJ/kg)

$h_{vh,o}$: Entalpía específica del agua en el estado de referencia (kJ/kg)

q_9^* : Pérdida de energía debido a la evaporación del agua proveniente de la humedad del bagazo:

Se refiere a la energía perdida debido a la evaporación del agua contenida inicialmente en el bagazo, que sale de la caldera con los gases de combustión. El contenido de humedad en el bagazo (h_{bh}), normalmente representa la mitad del flujo del combustible que entra en la caldera, cuando no se usa el secador. Esta pérdida puede ser determinada a través de la Ecu. (4.16).

$$q_9^* = \frac{m_{vubc}(h_{vubc,oc} - h_{vubc,o})}{m_b q_a^*} * 100 \quad (4.16)$$

Donde:

m_{vubc} Flujo de vapor de agua desde el contenido de humedad del bagazo (kg/s)

$h_{vubc,oc}$ Entalpía específica del vapor de agua en la salida de la caldera (kJ/kg)

$h_{vubc,o}$ Entalpía específica del vapor de agua en el estado de referencia (kJ/kg)

q_7 Pérdidas de energía por purgas en la caldera:

Esta pérdida de energía fue considerada igual a un 2% de acuerdo a Acosta (1995). Una vez aplicado el método del balance de energía a la caldera, y como el valor de la eficiencia, en suma, es posible determinar el flujo del bagazo utilizando la Ecu. (4.6), ya que el flujo del vapor así como las entalpías específicas del vapor en la salida de la caldera y del agua en la entrada son parámetros conocidos.

4.2.3. Otras Metodologías para calcular la eficiencia de las calderas de bagazo.

En la literatura especializada, también fue encontrada una citación de una metodología para la determinación de las pérdidas de energía y consecuentemente de la eficiencia de las calderas RETAL, fabricadas en Cuba. Esta metodología fue resumida en el Código Prueba Industrial para Calderas de Bagazo. El uso de ello requiere a duras penas 10 horas de ensayos para avalar la operación de las calderas; este tiempo es menor del que requiere otras metodologías como la ASME y la GOST (Barroso, 2006). Este método fue desarrollado por el Centro de Estudios de Combustión y Energía (CECYEN) de la Universidad de Matanzas, Cuba.

Aunque se han hecho esfuerzos para conseguir la descripción de este método, a través de comunicaciones con Barroso J. y Amaveda H., no fue posible obtenerla.

4.3. Eficiencia de la Caldera de Bagazo, Análisis de la Segunda Ley.

Además de su importancia, la aplicación del análisis de la Segunda Ley en calderas de bagazo es poco común. De la misma forma que en el análisis de la Primera Ley,

dos metodologías pueden ser aplicadas, en el análisis de la Segunda Ley, a las calderas de bagazo: (i) Método de los Insumos y Productos y (ii) Método del Balance de Energía.

4.3.1. Método de los Insumos y Productos.

La formulación de ecuaciones de la eficiencia de la Segunda Ley, por este método, es relativamente simple y está basado en el concepto de insumos y productos, Ecu. (4.17). algunos autores como Baloh & Wittwer (1995) y, Sosa-Arnan y Nebra (2007), han usado el mismo concepto en este tipo de análisis.

$$\xi^1 = \left[\frac{m_s(b_{s,oc} - b_{w,ic})}{m_b b_b} \right] * 100 \quad (4.17)$$

Donde:

$b_{s,oc}$: Exergía específica del vapor en la salida de la caldera (kJ/kg);

$b_{w,ic}$: Exergía específica del agua en la entrada de la caldera (kJ/kg);

b_b : Exergía específica del bagazo en la entrada de la caldera (kJ/kg)

El cálculo de la exergía del bagazo de la caña de azúcar, ya fue discutido en el apartado III.

4.3.2. Método del Balance de Energía.

El método del balance de exergía ha sido normalmente aplicado a las calderas que usan carbón de piedra como combustible. En la literatura revisada, escasamente, un trabajo ha usado y aplicado esta metodología a calderas de bagazo, ha sido encontrado (Cardenas et al. 1994). Este trabajo asigna la destrucción de exergía a los siguientes equipos: generador de vapor, precalentador de aire y secador de bagazo. Con esto, las irreversibilidades que acontecen en el generador de vapor, tales como las debidas al proceso de combustión, transferencia de calor y de la mezcla y evaporación del agua proveniente de la humedad del bagazo son consideradas en conjunto y la participación de cada una de estas fracciones no es identificada.

El bagazo, a diferencia de otros combustibles presenta un alto contenido de humedad, el cual conduce a la necesidad de un tratamiento diferenciado en su análisis. En la Fig. 4.38, del apartado anterior, se presenta el diagrama considerado en la evaluación termodinámica de la caldera.

Recapitulando lo presentado en el apartado IV, el análisis del proceso sigue las siguientes etapas:

- i. Se considera la combustión adiabática del bagazo seco con aire en condiciones estequiométricas; proceso de combustión.
- ii. Los gases productos de la combustión son usados para evaporar la humedad del bagazo y mezclándose con este vapor de agua y con el aire en exceso; este proceso es de evaporación y mezclado.
- iii. Esta mezcla de gases húmedos proporciona energía al vapor en el generador de vapor.
- iv. Al agua en el economizador.
- v. Y al aire en el precalentador de aire.
- vi. En el proceso de transferencia de calor.

- vii. Estos gases húmedos proporcionan energía al propio bagazo para evaporar a su humedad en el proceso de secado. Finalmente,
- viii. Los gases húmedos son mezclados en el medio ambiente, en el volumen de control virtual llamado “chimenea”

Así mismo, en este trabajo fueron consideradas las siguientes destrucciones de exergía, las cuales acontecen debido a;

- Combustión adiabática del bagazo seco (b_2);
- Mezcla y evaporación de la humedad del bagazo (b_3);
- Transferencia de calor entre los gases y vapor en el generador de vapor (b_4);
- Transferencia de calor entre los gases y el agua en el economizador (b_5);
- Transferencia de calor entre los gases y el aire en el precalentador de aire (b_6);
- Secado del bagazo en el secador de bagazo (b_7);
- Mezcla de los gases de combustión en el medio ambiente (b_8)

En el caso de las pérdidas de exergía (b_5 , b_6 , y b_7), estas serán consideradas según el arreglo del sistema de recuperación de energía de los gases de combustión estudiado.

Finalmente, la eficiencia exergética de la caldera en base al balance de exergía (ξ^{II}), es determinada según la Ecu. (4.18).

$$\xi^{II} = 100 - (b_2 + b_3 + b_4 + b_5 + b_6 + b_7 + b_8) \quad (4.18)$$

El detalle del cálculo de cada uno de los términos de la Ecu. 4.18, fue presentado en el capítulo III.

4.4. Discusión del capítulo.

En este capítulo fueron presentadas las ecuaciones para los análisis de la Primera Ley aplicadas a las calderas de bagazo, con la finalidad de evaluar su desempeño. El análisis de la Primera Ley presenta dos metodologías: El método de las entradas y salidas y el método de balance de energía, el cual puede ser calculado usando dos bases de cálculo: base PCI y PCS. En el análisis de la Segunda Ley, de la misma forma que en el caso de la Primera Ley, dos metodologías pueden ser encontradas: El método de los insumos y productos y el método del balance de exergía.

La aplicación del análisis de la Primera y Segunda ley, por el método del balance de energía y exergía, respectivamente permite obtener mayor información sobre el desempeño de la caldera identificando los puntos críticos. Esto no es observado a través del método de las entradas y salidas ni siquiera en el caso de los insumos y productos.

En el caso del método de balance de energía, fueron analizadas dos enfoques: Base PCI y PCS. La ventaja en la aplicación de la propuesta que usa la base de cálculo el PCS y que evidencia el efecto de la humedad del bagazo en el desempeño de la caldera. En el análisis en base al PCI este efecto queda oculto, ya que es descontado en el cálculo del poder calorífico inferior (PCI_b). Diversos investigadores, entre ellos: Acosta (1995); Sosa-Arnan et al. (2006a); Sosa-Arnan y Nebra (2006b); Sosa-Arnan y Nebra (2007) y Rein (2007); recomiendan el uso de esta propuesta en el análisis de calderas de bagazo.

El análisis de la Segunda Ley es una herramienta muy poderosa y puede ser aplicada a las calderas de bagazo. Una metodología de cálculo, que usa el balance exergético, fue desarrollada en este trabajo y aplicada a calderas de bagazo. De esta manera las pérdidas de exergía fueron asociadas a los procesos de: combustión adiabática del

bagazo seco con aire en condiciones estequiométricas, mezclado y evaporación, transferencia de calor, secado de bagazo y mezcla de los gases en el medio ambiente. El diferencial de esta metodología que permite visualizar el efecto de la humedad del bagazo en el proceso de evaporación y mezclado del vapor proveniente de la humedad del bagazo, que acontece en el generador de vapor.

A través del análisis de la Segunda Ley podemos observar las principales causas que contribuyen la destrucción de la exergía en el proceso, estas no pueden ser observadas a partir de la Primera Ley, ya que las principales pérdidas de exergía no tienen equivalentes en el balance de energía.

Otro aspecto importante es que a través del análisis de la Segunda Ley el efecto de aumento de los parámetros de presión y temperatura en la eficiencia de la caldera puede ser observado. Este efecto pasa desapercibido en el análisis de la Primera Ley.

Por lo tanto, la aplicación de la Primera Ley a las calderas resulta insuficiente en el estudio del desempeño de las mismas, siendo necesario aplicar el análisis de la Segunda Ley, a través de la cual mayor información y de mejor calidad será obtenida. Esta reflexión es muy importante ya que selecciona las herramientas de análisis a los sistemas de recuperación de energía de los gases de combustión estudiados en este trabajo.

CAPITULO V. PRESENTACION Y DISCUSION DE RESULTADOS.

En este capítulo fue aplicada la metodología de cálculo desarrollada en el capítulo IV, a través de la cual el desempeño termodinámico, análisis de la primera y segunda ley, así como también el costo del sistema de recuperación de energía de los gases de escape de la caldera y su reducción fueron determinadas.

Este capítulo empieza con la validación de los parámetros termodinámicos, presión, temperatura y flujos de los fluidos de una caldera de bagazo obtenido mediante el cálculo y los correspondientes datos industriales proporcionados por fabricantes de calderas de bagazo.

Seguidamente son presentados y discutidos los parámetros termodinámicos correspondientes a los cuatro casos del sistema de generación de vapor estudiados en este trabajo y definidos en el capítulo III

Los resultados de análisis de la Primera y Segunda Ley de los sistemas de generación de vapor son discutidos y comparados entre ellas y confrontados con los datos de la literatura. El costo del SREG de estos sistemas también fue determinado y comparado con datos proporcionados por fabricantes de calderas.

Finalmente fue realizado la reducción del costo de SREG, para los casos del sistema de generación de vapor estudiados, estos resultados fueron comparados y discutidos, tomando en cuenta su impacto en el desempeño termodinámico de la caldera.

5.1. Validación del programa de calculo

Con el objetivo que la confiabilidad de los resultados obtenidos a través de un programa desarrollado en el software EES, fueron comparados con los datos industriales, suministrados por un fabricante de calderas bagaceras.

Estos datos abarcan los parámetros termodinámicos de presión, temperatura y flujos de los fluidos: agua, gases, aire y bagazo, así como las variables del desempeño termodinámico de la caldera.

La caldera de bagazo usada para la validación presenta una tubulación, con una producción de 130 ton/h a 6.86 MPa y 490°C; y compuesto por un economizador de alta temperatura, un Pre-calentador de aire y un economizador de baja temperatura.

La Tabla 5.1 presenta los datos industriales y los datos obtenidos a partir de los cálculos realizados. en ella puede ser observado que los datos calculados presentan un buen ajuste con los datos industriales. El esquema de esta caldera se presenta en la Fig. 5.1.

Asimismo, el programa desarrollado en este trabajo se muestra confiable y satisfactorio, ya que refleja con una buena aproximación las condiciones reales de la caldera.

El proyecto seleccionado, en este trabajo fue un híbrido entre el sistema que usa una azucarera de Ñuñoco (Argentina) y la que usa una azucarera Cruz Alta (Brasil). De esta manera fueron considerados (04) ciclones y (02) ductos neumáticos. Donde cada ducto neumático alimenta dos ciclones, que operan en paralelo. Así mismo cada ciclón alimenta una entrada de bagazo a la caldera Fig. 5.2.

Tabla 5.1*Especificaciones técnicas de la caldera TSXG (CFB) – CASA GRANDE.*

ESPECIFICACIONES TECNICAS	DISEÑO				
	30%	50%	60%	80%	100%
Generación de vapor (Ton/h)	39	65	78	104	130
Temperatura del Vapor Sobrecalentado (°C)	460	470	480	485	490
Presión de Vapor Sobrecalentado (MPa)	6.2	6.5	6.6	6.7	6.86
Consumo combustible (carbón + médula) (Ton/h)	-	12.9	14.5	19.4	23.76
Consumo de combustible (solo carbón) (Ton/h)	5	8.44	9.3	12.27	15.84
Ratio de Calcio/Azufre	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5
Consumo de piedra caliza (Ton/h)	0.54	0.54	0.54	0.54	0.54
Exceso de aire (%)	26	24	22	21	20
Flujo de agua a atemperador (Ton/h)	2.4	3.6	4.75	5.3	5.96
Temperatura del lecho (°C)	860	860	860	860	860
Temperatura en área de sobrecalentamiento (°C)	950	950	950	950	950
Temperatura de los gases de escape (°C)	130	136	140	144	180
Temperatura del agua de alimentación (°C)	104	104	104	104	104
Flujo de gases de combustión (Nm ³ /h)	53199	88666	106399	141865	177331
Flujo de aire total (Nm ³ /h)	44163	73605	88326	117768	147210
Flujo de aire primario (Nm ³ /h)	22082	36803	44163	58884	73605
Flujo de aire secundario (Nm ³ /h)	13249	22082	26498	35330	44163
Flujo de aire terciario (Nm ³ /h)	8833	14721	17665	23554	29442
Temperatura del aire primario (°C)	200	200	205	205	210
Poder calorífico (carbón + medula) (kJ/kg)	18286	18286	18286	18286	18286
Poder calorífico (solo carbón) (kJ/kg)	28850	28850	28850	28850	28850
Eficiencia (carbón + medula) (%)	-	78.44	85.43	86.32	88.35
Eficiencia (carbón) (%)	69.75	78.20	85.00	86.10	88.00
Dióxido de azufre (SO ₂) (mg/Nm ³)	801.2	801.2	801.2	801.2	801.2
Óxidos de nitrógeno (NO _x) (mg/Nm ³)	250	250	250	250	250
Particulado (mg/Nm ³)	<50	<50	<50	<50	<50

Nota: elaborado por el autor. 2024

Tabla 5.2

Datos industriales y simulados de la Caldera (130 ton/h, 6.86 MPa y 490°C)

COMPONENTE/VARIABLE	Unidad	Datos del Fabricante	Datos Simulados
Consumo de bagazo de caña	Kg/s	25	24.78
Humedad del bagazo (w.b)(*)	%	50	50
Flujo de aire	Kg/s	95	95.05
ECONOMIZADOR DE ALTA TEMPERATURA (HT)			
Temperatura del agua en la entrada del economizador HT	°C	135	138.7
Temperatura del agua en la salida del economizador HT	°C	160	172.6
Flujo de agua en la entrada del economizador HT	Kg/s	56	56
Presión del agua en la entrada del economizador HT (*)	MPa	6.9	6.9
Temperatura de los gases en la salida del economizador HT (*)	°C	400	400.9
Temperatura de los gases en la salida del economizador HT (*)	°C	340	340
Flujo de los gases en la entrada del economizador HT	Kg/s	121	119.8
PRECALENTADOR DE AIRE			
Temperatura del aire en la entrada de Pre-aire (*)	°C	30	30
Flujo de aire en la entrada del Pre-aire	Kg/s	95	95.05
Temperatura de los gases en la entrada del Pre-aire	°C	340	340
Temperatura de los gases en la salida del Pre-aire	°C	200	200
Flujo de los gases en la entrada del Pre-aire	Kg/s	121	119.8
ECONOMISADOR DE BAJA TEMPERATURA (LT)			
Temperatura del agua en la entrada del economizador LT	°C	120	120
Temperatura del agua en la salida del economizador LT	°C	135	138.7
Flujo de agua en la entrada del economizador LT	Kg/s	56	56
Presión del agua en la entrada del economizador LT (*)	MPa	7.2	7.2
Temperatura de los gases en la salida del economizador LT (*)	°C	200	200
Temperatura de los gases en la salida del economizador LT (*)	°C	165	165
Flujo de los gases en la entrada del economizador LT	Kg/s	121	119.8

Nota: elaborado por el autor. 2024

(*) Valores asumidos

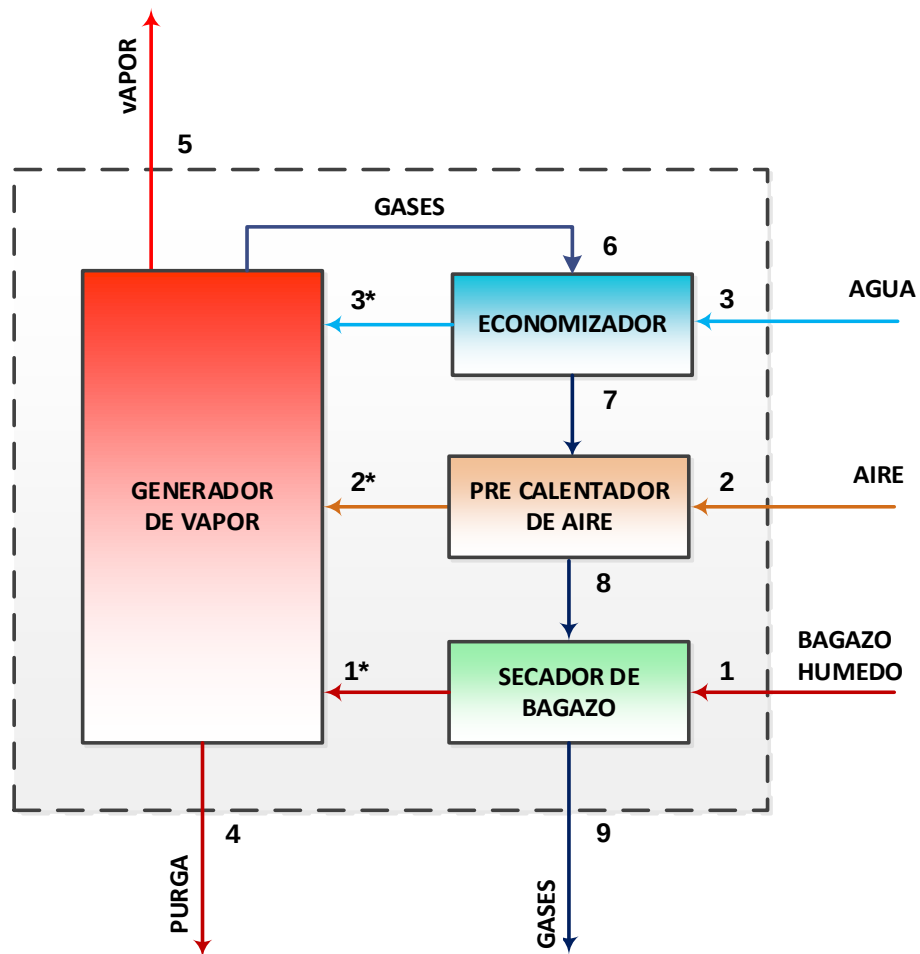
Fue considerado que el secado solo ocurre en el ducto neumático y que el ciclón cumple con la función del ciclón en recolectar y homogenizar la humedad de las partículas. Sin embargo, en la literatura puede encontrarse trabajos que recomiendan

el ciclón como un secador, Nebra (1985). El modelo usado en el cálculo térmico es simplificado; conteniendo, parámetros como el tiempo de residencia de las partículas en el ducto neumático presentaron buena concordancia con los datos industriales, alrededor de 2.8 segundos, de acuerdo con Paz (2006).

5.2. Sistemas de generación de vapor analizados.

Figura 5.1

Sistema compuesto por el Generador de vapor, Economizador, Pre-calentador de aire y Secador. Caso IV



Nota: elaborado por el autor. 2024

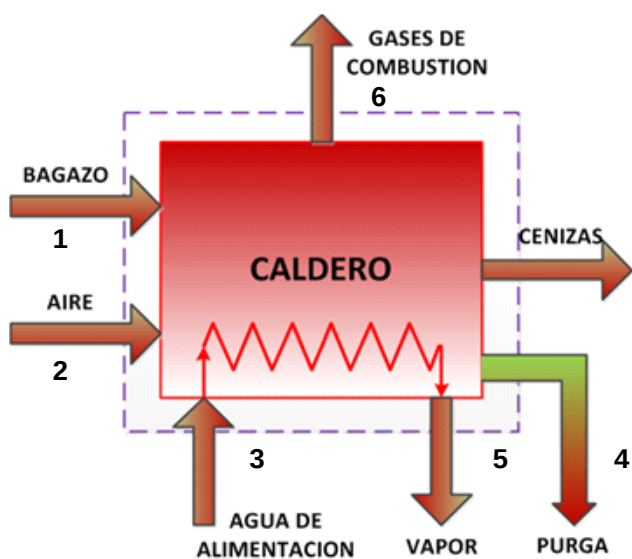
Figura 5.2

Secador de bagazo neumático en operación



Nota: adaptada de: Rosi, J.R., Bernardo, R., Catonio Pelloso, J.A. Brazilian Journal of Development, Curitiba, V. 6, N. 8, p. 56324 – 56344. August 2020. Disponible en: https://www.researchgate.net/publication/344108605_Avaliacao_de_um_secador_de_bagaco_de_cana_de_dois_estagios_que_utiliza_o_calor_residual_de_um_gerador_de_vapor_um_estudo_de_caso

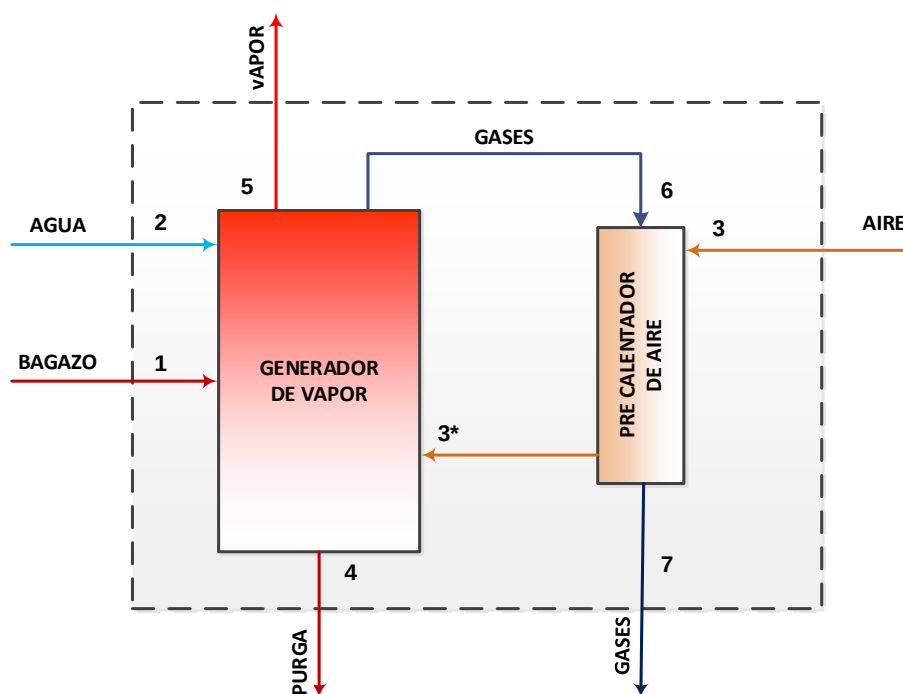
Figura 5.3 Caldera compuesta por el generador de vapor – Caso I



Nota: elaborado por el autor. 2024

Figura 5.4

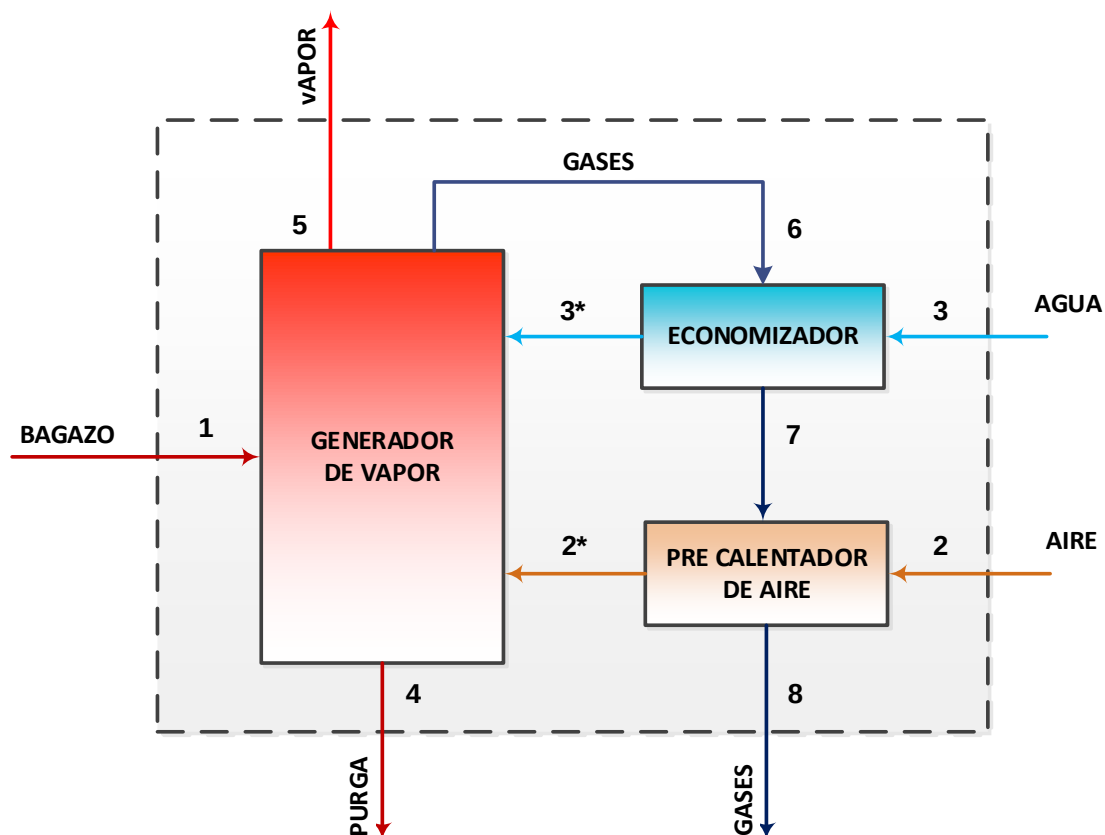
Caldera compuesta por el Generador de vapor y Precalentador de aire – Caso II



Nota: Elaborado por el autor. 2024

Figura 5.5

Caldera compuesta por el generador de vapor, Economizador y precalentador de aire – Caso III



Nota: elaborado por el autor. 2024

5.3. Datos termodinámicos de los sistemas de generación de vapor

En la Tabla 5.2, son presentados los parámetros termodinámicos de los sistemas de generación de vapor, casos I, II, III y IV, correspondiente a una caldera que produce 80 ton/h de vapor a 6.3 MPa y 490°C y cuya humedad de bagazo es reducida hasta 35% b.h. En esta tabla se puede observar que fue adoptado el mismo valor de temperatura de los gases de salida de la caldera, para los casos I y II (165°C); pero en la práctica las calderas operan con temperaturas mayores, en la salida de los gases. En el sistema de generación de vapor del caso IV, para la temperatura de los

gases de salida de la caldera fue adoptado el mismo valor (75°C). El uso del secador de bagazo, en estos casos permite obtener temperaturas de los gases de escape menores que los otros sistemas.

Otro aspecto importante es la reducción del flujo de los gases de escape, como en el caso IV; lo cual acontece debido a la reducción de la humedad del bagazo, toda vez que este parámetro define la cantidad de aire en exceso

También puede observarse que en el sistema IV, el flujo de bagazo requerido para la producción de vapor, de la caldera (180 ton/h de vapor a 6.3 MPa y 490°C), es menor que en los otros sistemas. Esto acontece debido a la mayor eficiencia en este sistema, los cuales consiguen aprovechar mejor la energía de los gases de escape.

Tabla 5.3 Datos termodinámicos de los sistemas de generación de vapor, Casos I, II, III y IV, de la caldera de 130 ton/h de vapor 6.3 MPa y 490°C

Prueba	Temperatura (°C)				Presión (MPa)				Flujo (kg/s)			
	I	II	III	IV	I	II	III	IV	I	II	III	IV
1	35	35	35	35	1	1	1	1	25	25	23	23
1*	-----	----	75	75	---	----	1	1	----	----	18	18
2	30	30	30	30	1	1	1	1	95	95	75	75
2*	235	240	288	147	1	1	1	1	95	95	75	75
3	120	120	120	120	72	72	69	72	60	60	60	60
3*	138	171	----	165	70	69	----	69	60	60	----	60
3**	173	-----	----	-----	68	----	----	----	60	-----	-----	-----
4	281	281	281	281	65	65	65	65	5	5	5	5
5	500	500	500	500	65	65	65	65	55	55	55	55
6	400	400	400	400	1	1	1	1	120	120	98	98
7	340	260	215	300	1	1	1	1	120	120	98	98
8	200	165	74	215	1	1	1	1	120	120	98	98
9	165	-----	-----	75	1	----	----	1	120	-----	-----	98

*I, II, III y IV, representan los casos de los sistemas de generación de vapor

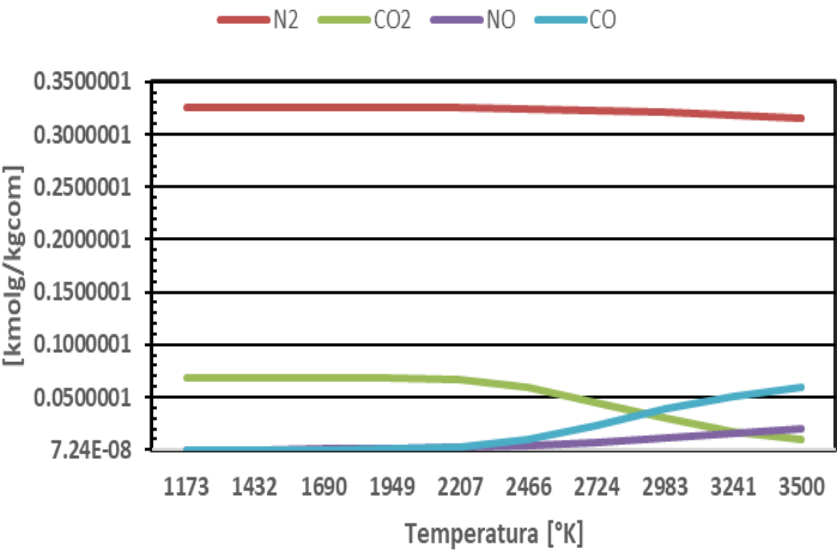
5.4. Formación de gases de combustión en función de la temperatura del lecho.

Tabla 5.4.1 Formación de los gases de combustión

Temp. (°K)	Aire kmol/kgc	CO ₂ kmol/kgc	CO kmol/kgc	H ₂ O kmol/kgc	N ₂ kmol/kgc	NO kmol/kgc	O ₂ kmol/kgc	SO ₂ kmol/kgc
1173	0.08657	0.06884	3.93E-09	0.02266	0.326	2.51E-05	0.01075	0.00106
1432	0.08657	0.06884	7.24E-07	0.02266	0.326	1.34E-04	0.01069	0.00106
1690	0.08657	0.06882	2.66E-05	0.02266	0.3258	4.29E-04	0.01056	0.00106
1949	0.08657	0.06847	3.72E-04	0.02266	0.3255	0.001006	0.01044	0.00106
2207	0.08657	0.06624	0.002601	0.02266	0.325	0.001994	0.01106	0.00106
2466	0.08657	0.05882	0.01003	0.02266	0.3242	0.003747	0.0139	0.00106
2724	0.08657	0.04524	0.0236	0.02266	0.3227	0.006684	0.01922	0.00106
2983	0.08657	0.02973	0.03911	0.02266	0.3207	0.01073	0.02495	0.00106
3241	0.08657	0.01739	0.05146	0.02266	0.3184	0.01535	0.02881	0.00106
3500	0.08657	0.00970	0.05914	0.02266	0.316	0.02006	0.0303	0.00106

Nota: elaborado por el autor. 2025

Figura 5.6.
Influencia del % de inquemados en la Energía generada y eficiencia del sistema.



Nota: elaborado por el autor. 2025

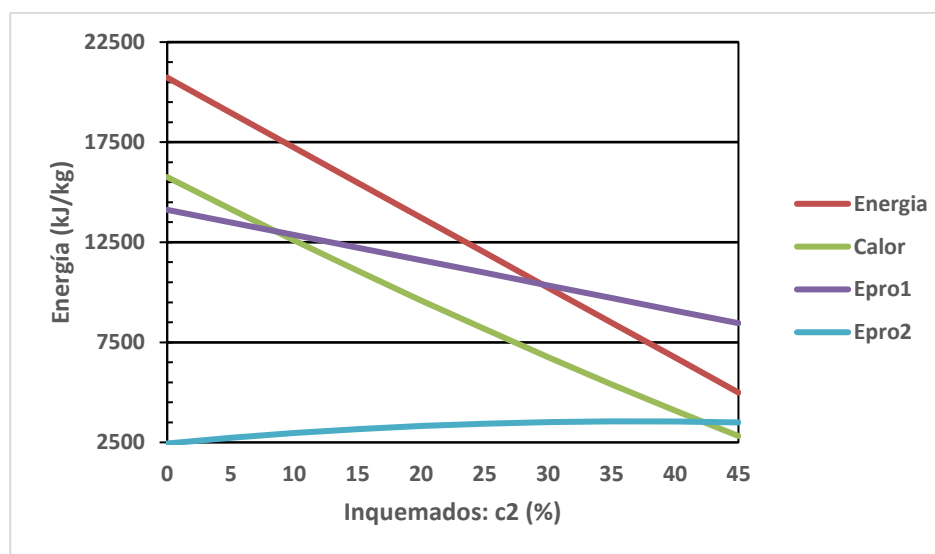
5.5. Influencia del % de inquemados en la Energía generada y eficiencia del sistema.

Tabla 5.5.1 Energía de reactivos y productos en función del % de inquemados

► 1 - 10	Inquemados C ₂ (%)	E _{reactivos} (kJ/kg)	Calor _{útil} (kJ/kmol)	Energía _{prod 1} (kJ/kg)	Energía _{prod 2} (kJ/kg)
Run 1	0	20727	15757	14118	2443
Run 2	5	18978	14155	13488	2724
Run 3	10	17229	12594	12859	2964
Run 4	15	15480	11074	12230	3163
Run 5	20	13732	9596	11601	3321
Run 6	25	11983	8158	10972	3438
Run 7	30	10234	6762	10343	3514
Run 8	35	8485	5406	9714	3549
Run 9	40	6737	4092	9084	3543
Run 10	45	4988	2818	8455	3496

Nota: elaborado por el autor. 2025

Figura 5.7 Energía de Reactivos y Productos en función del % inquemados



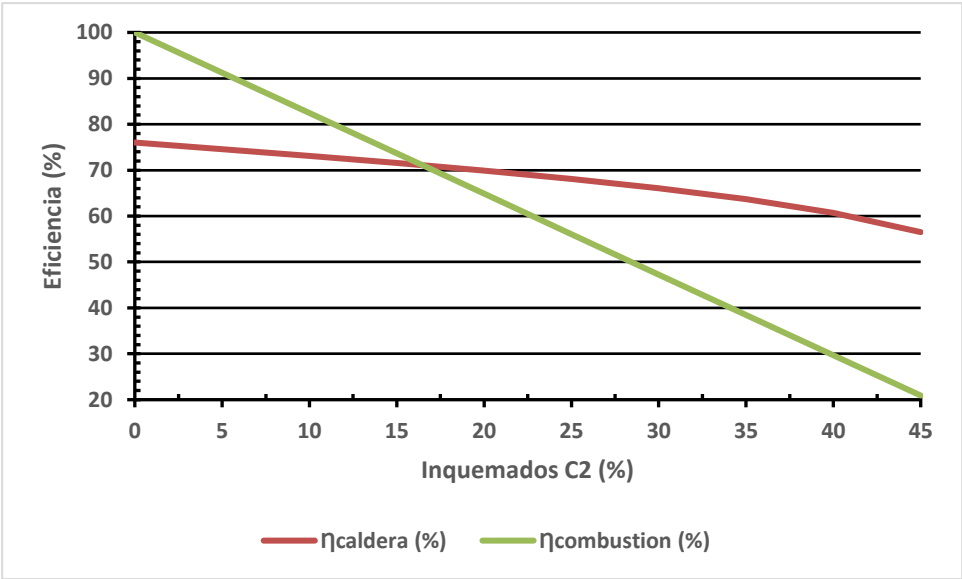
Nota: elaborado por el autor. 2025

Tabla 5.5.2
Eficiencia de la caldera y de la combustión en función del % de inquemados

► 1 - 10	Inquemados C ₂ (%)	η _{caldera} (%)	η _{comb} (%)
Run 1	0	76.02	100.00
Run 2	5	74.59	91.21
Run 3	10	73.10	82.42
Run 4	15	71.54	73.64
Run 5	20	69.88	64.85
Run 6	25	68.08	56.06
Run 7	30	66.07	47.27
Run 8	35	63.01	38.48
Run 9	40	60.73	29.69
Run 10	45	56.50	20.91

Nota: elaborado por el autor. 2025

Figura 5.8
Eficiencia de la caldera y de la combustión en función en función del % de inquemados



Nota: elaborado por el autor. 2025

5.6. Influencia de la temperatura del lecho en la energía generada y eficiencia del sistema.

Tabla 5.6.1

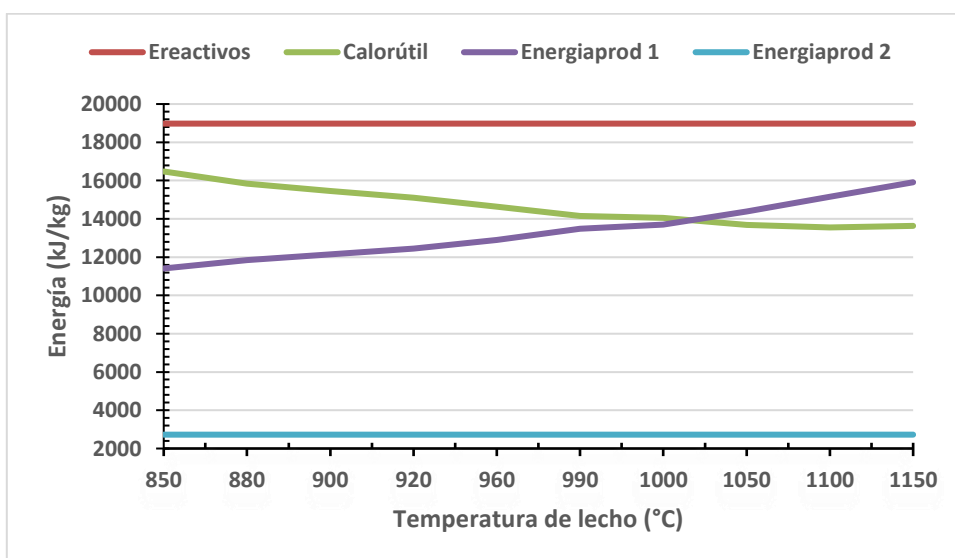
Energía de reactivos y productos en función del % de quemados

► 1 - 10	T _{comb.} (°C)	E _{reactivos} (kJ/kg)	Calor _{útil} (kJ/kmol)	Energía _{prod 1} (kJ/kg)	Energía _{prod 2} (kJ/kg)
Run 1	850	18978	16477	11408	2724
Run 2	880	18978	15835	11850	2724
Run 3	900	18978	15450	12146	2724
Run 4	920	18978	15101	12443	2724
Run 5	960	18978	14642	12890	2724
Run 6	990	18978	14155	13488	2724
Run 7	1000	18978	14055	13699	2724
Run 8	1050	18978	13691	14392	2724
Run 9	1100	18978	13552	15150	2724
Run 10	1150	18978	13639	15912	2724

Nota: elaborado por el autor. 2025

Figura 5.9

Energías de Reactivos y Productos en función de la Temperatura del lecho



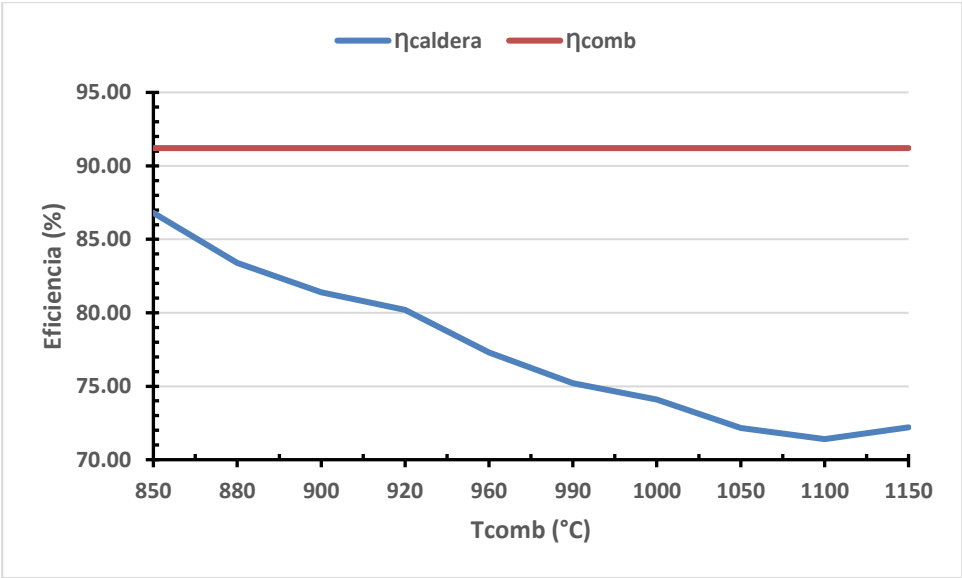
Nota: elaborado por el autor. 2025

Tabla 5.6.2 *Eficiencia de la caldera y de la combustión
en función de la temperatura del lecho*

► 1 - 10	T _{comb} (°C)	η _{caldera} (%)	η _{comb} (%)
Run 1	850	86.80	91.21
Run 2	880	83.40	91.21
Run 3	900	81.40	91.21
Run 4	920	80.20	91.21
Run 5	960	77.30	91.21
Run 6	990	75.20	91.21
Run 7	1000	74.10	91.21
Run 8	1050	72.15	91.21
Run 9	1100	71.40	91.21
Run 10	1150	72.20	91.21

Nota: elaborado por el autor. 2025

Figura 5.10
Eficiencia de la caldera y de la Combustion



Nota: elaborado por el autor. 2025

5.7. Influencia de la temperatura de los gases de escape en la Energía generada y eficiencia del sistema.

Tabla 5.7.1

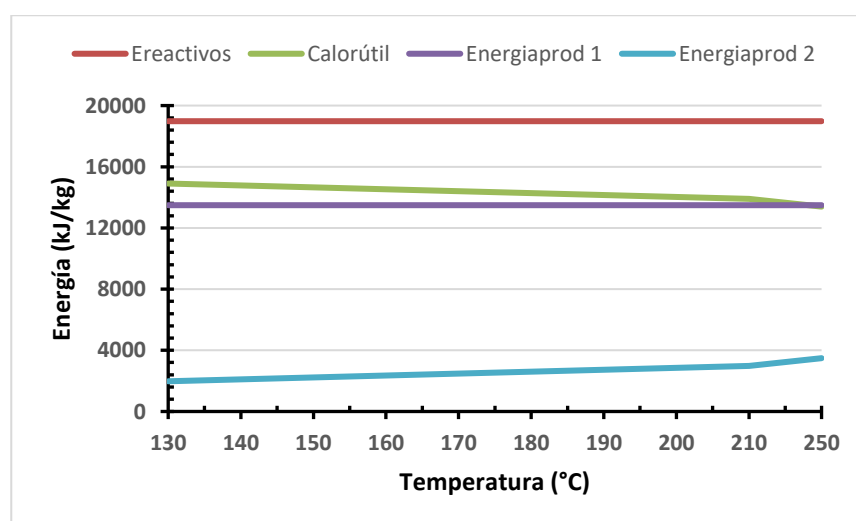
Energía de reactivos y productos en función de la temperatura de los gases de combustión.

► 1 - 10	T _{gases.} (°C)	E _{reactivos} (kJ/kg)	Calor _{útil} (kJ/kmol)	Energía _{prod 1} (kJ/kg)	Energía _{prod 2} (kJ/kg)
Run 1	130	18978	14903	13488	1976
Run 2	140	18978	14779	13488	2100
Run 3	150	18978	14655	13488	2224
Run 4	160	18978	14531	13488	2348
Run 5	170	18978	14406	13488	2473
Run 6	180	18978	14281	13488	2598
Run 7	190	18978	14155	13488	2724
Run 8	200	18978	14029	13488	2850
Run 9	210	18978	13903	13488	2976
Run 10	250	18978	13394	13488	3485

Nota: elaborado por el autor. 2025

Figura 5.11

Energías de reactivos y productos en función de la temperatura de los gases de escape. Eficiencia de la caldera y combustión



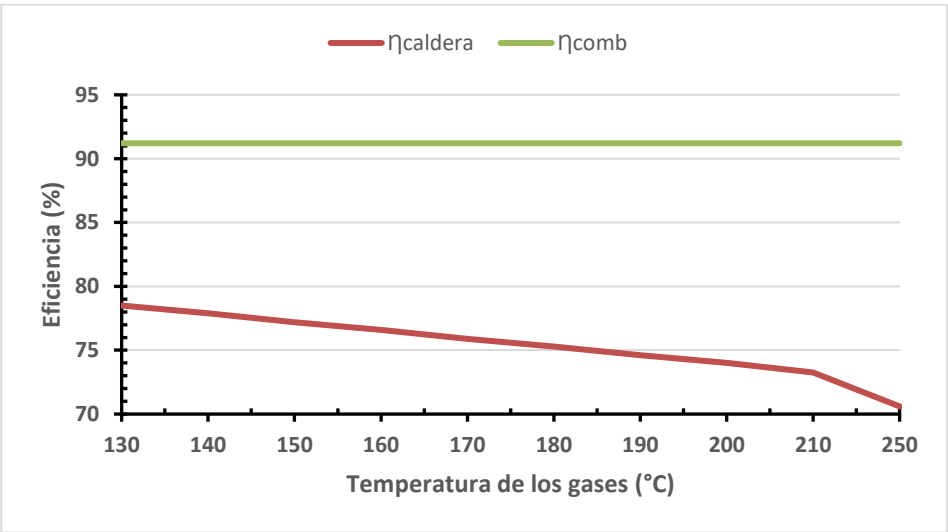
Nota: elaborado por el autor. 2025

Tabla 5.7.2
Eficiencia de la caldera y de la combustión en función de la temp de los gases de escape

► 1 - 10	T _{gases esc} (°C)	η _{caldera} (%)	η _{comb} (%)
Run 1	130	78.50	91.21
Run 2	140	77.90	91.21
Run 3	150	77.20	91.21
Run 4	160	76.60	91.21
Run 5	170	75.90	91.21
Run 6	180	75.30	91.21
Run 7	190	74.60	91.21
Run 8	200	74.00	91.21
Run 9	210	73.25	91.21
Run 10	250	70.60	91.21

Nota: elaborado por el autor. 2025

Figura 5.12
Eficiencia de la caldera y de la combustión en función de la temperatura de los gases de escape.



Nota: elaborado por el autor. 2025

5.8. Influencia del % de aire en la Energía generada y eficiencia del sistema

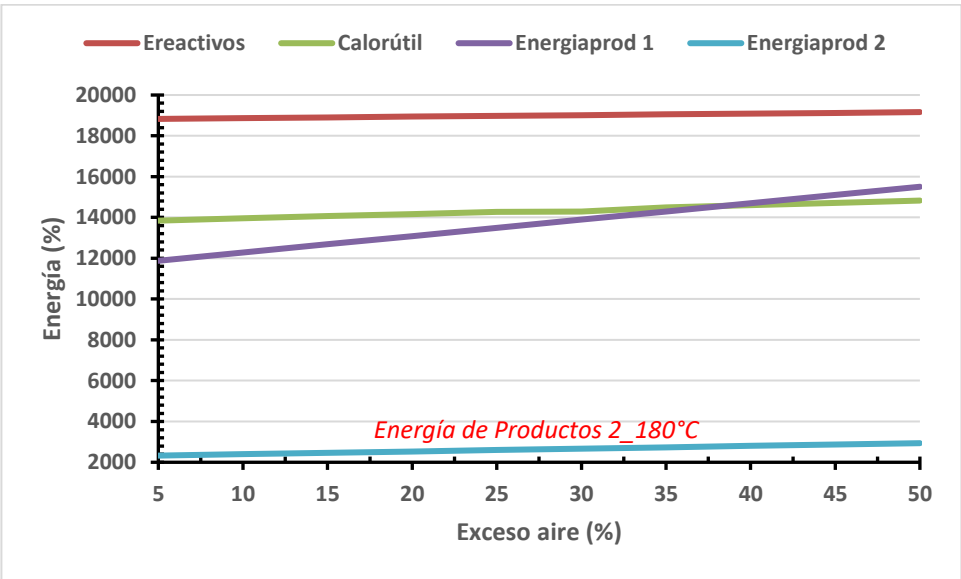
Tabla 5.8.1

Energías de Reactantes y Productos en función del exceso de aire de combustión.

► 1 - 10	e _{aire} (%)	E _{reactivos} (kJ/kg)	Calor _{útil} (kJ/kmol)	Energía _{prod 1} (kJ/kg)	Energía _{prod 2} (kJ/kg)
Run 1	5	18829	13843	11876	2327
Run 2	10	18866	13952	12279	2395
Run 3	15	18903	14062	12682	2463
Run 4	20	18941	14171	13085	2531
Run 5	25	18978	14281	13488	2598
Run 6	30	19015	14290	13892	2666
Run 7	35	19053	14499	14295	2734
Run 8	40	19090	14609	14698	2802
Run 9	45	19127	14718	15101	2870
Run 10	50	19164	14827	15504	2937

Nota: elaborado por el autor. 2025

Figura 5.13 Energías de reactantes y productos en función del e_{aire}



Nota: elaborado por el autor. 2025

Tabla 5.8.2

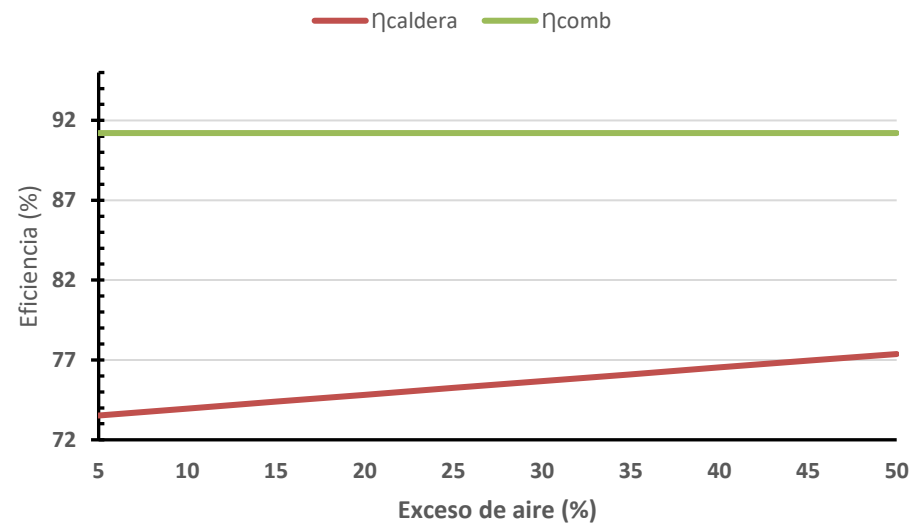
Eficiencia de la caldera y de la combustión en función de e_{aire}

► 1 - 10	e_{aire} (%)	$\eta_{caldera}$ (%)	η_{comb} (%)
Run 1	5	73.52	91.21
Run 2	10	73.96	91.21
Run 3	15	74.39	91.21
Run 4	20	74.82	91.21
Run 5	25	75.25	91.21
Run 6	30	75.68	91.21
Run 7	35	76.10	91.21
Run 8	40	76.53	91.21
Run 9	45	76.95	91.21
Run 10	50	77.37	91.21

Nota: elaborado por el autor. 2025

Figura 5.14

Eficiencia de la caldera y de la combustión en función del exceso de aire



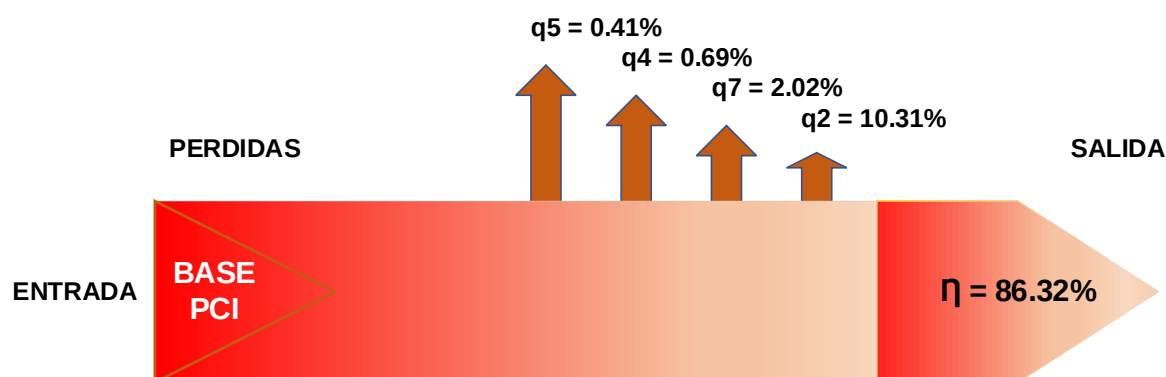
Nota: elaborado por el autor. 2025

5.9. Análisis de la Primera y Segunda Ley de los sistemas de generación de vapor.

En las Figs. 5.15 y 5.16 se presentan a través de los diagramas de Sankey, las pérdidas de energía del sistema de generación de vapor correspondiente al caso IV, en base al PCI (Fig. 5.15), y se puede observar que la mayor parte de las pérdidas de energía corresponde a los gases de escape de la chimenea ($q_2 = 10.31\%$), siendo las otras menores.

Figura 5.15

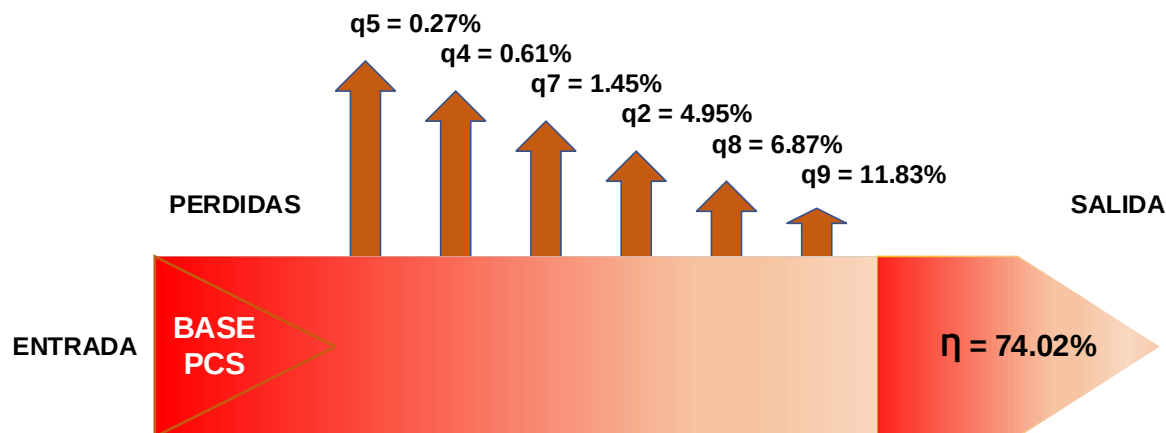
Diagrama de Sankey de balance de energía Caso IV – Base PCI



Nota: elaborado por el autor. 2025

Figura 5.16

Diagrama de Sankey del balance de energía Caso IV – Base PCS.



Nota: elaborado por el autor. 2025

En el análisis en base al PCS (Fig. 5.16), la mayor parte de la pérdida de energía corresponde a la evaporación del agua contenida en el bagazo ($q_9 = 11.83\%$) y la formada a partir del contenido de hidrógeno en el combustible ($q_8 = 6.87\%$). Este efecto está oculto en el cálculo en base al PCI, ya que estos valores son descontados en el cálculo del poder calorífico inferior del bagazo.

El análisis de la Primera Ley, en base al PCI y PCS, del caso I, II y III presentan las mismas características que presenta el caso IV. Esto acontece debido a que la temperatura asumida para los gases de escape de las calderas, en ambos casos, son las mismas (180°C).

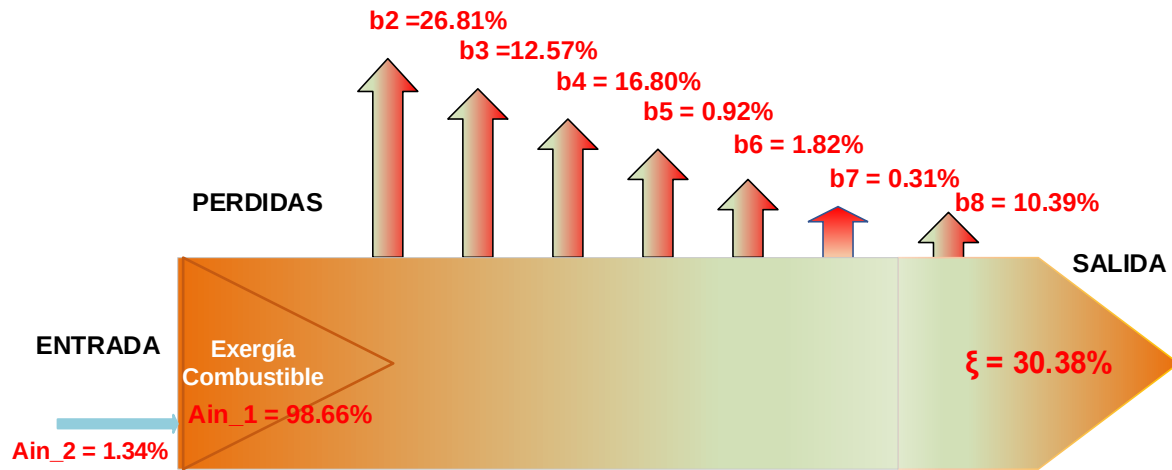
La eficiencia, en base al PCI ($\eta = 82.32\%$), obtenida a través del software EES, aplicado en este trabajo, presenta buena concordancia con los valores reportados por los fabricantes (Tabla 5.1), para este tipo de calderas de bagazo, Dedini ($\eta = 87.9\%$) y Caldema (85%).

Las tablas 5.2.2, 5.6.2, 5.7.2 y 5.8.2, muestran valores de las eficiencias de la primera ley, en base al PCI, para el caso IV, para diferentes niveles de: Inquemados (%), Temperatura del lecho ($^\circ\text{C}$), Temperatura de los gases de escape ($^\circ\text{C}$) y Exceso de aire (%) respectivamente. Las eficiencias de la caldera se mantienen casi constantes con el aumento en los niveles de la temperatura del lecho.

El balance de exergía también fue aplicado a los sistemas de generación de vapor correspondiente al caso IV. La Fig. 5.17, muestra el diagrama de Grassman correspondiente a nuestro caso de estudio. La mayor cuantía de destrucción de exergía fue debida a la combustión adiabática del bagazo seco ($b_2 = 26.81\%$). seguidamente se encontró la destrucción de la exergía debida a la transferencia de calor en el generador de vapor ($b_4 = 17\%$), la debida a la mezcla ($b_3 = 12.57\%$) y la debida a la mezcla de los gases en el medio ambiente ($b_8 = 10.39\%$). Las otras porciones debidas a la transferencia de calor en el precalentador de aire y en el economizador por el secado de bagazo fueron menores o iguales a 2%.

Figura 5.17

Diagrama de Grassman – Caso IV



Nota: elaborado por el autor. 2025

5.10. Costo del sistema de recuperación de energía de los gases de escape.

Antiguamente las calderas presentaban varios pases, en el lado de los gases, en el haz convectivo, el cual disminuía la temperatura de los gases de escape en la salida del generador de vapor ($T_{g,8}$). Sin embargo, el desgaste de los tubos fue tan grande que los fabricantes de calderas cambiaron la filosofía del proyecto de las mismas. Actualmente las calderas de bagazo presentan escasamente un pase en el haz convectivo haciendo que los gases salgan del generador de vapor a una temperatura alta. Otro aspecto es el aumento de los parámetros de generación de vapor, el cual conlleva el aumento de ($T_{g,8}$), comprometiendo de esta manera la adecuada asignación de equipos que sean capaces de recuperar la energía de los gases dirigiendo un trade -off entre el desempeño de la caldera y el costo de recuperación de energía de los gases.

El costo del sistema de recuperación de energía de los gases de escape SREG, de la caldera descrita en la Tabla 5.2, informado por un fabricante, brasilero, de calderas fue de: \$ 291650 USD y el costo calculado a partir de la simulación realizada fue de: \$ 288505 USD, el cual muestra una buena concordancia del modelo desarrollado.

La Tabla 5.9 se muestra el costo del SREG para los casos de los sistemas de generación de vapor estudiados. En ella puede ser observada que a mayor costo fue representado para el caso IV, seguidos por los casos III.

Tabla 5.9

Costo del sistema de recuperación de energía de los gases de escape de los sistemas de generación de vapor, casos III y IV

Caso	ECO I (US \$)	AH (US \$)	ECO II (US \$)	SECADOR (US \$)	Costo Total (US \$)
III	-----	547930	-----	149020	696950
IV	81618	201594	-----	149020	4322

Nota: elaborado por el autor. 2025

*ECO I: Economizador de alta temperatura; AH: Pre-Air; ECO II: Economizador de baja temperatura.

El costo del precalentador de aire está en función directa al área del intercambio térmico de los mismos y estos son muy diferentes entre sí. El área de intercambio térmico necesario en el pre-calentador de aire es mucho mayor que en la del economizador. Este hecho acontece por las características de los fluidos.

En la Tabla 5.10 son representados los coeficientes globales del intercambio térmico del precalentador de aire y del economizador reportados en la literatura y los valores medios obtenidos en la simulación. La variación entre estos valores se puede presentar debido a condiciones de contorno diferentes.

Tabla 5.10*Coeficientes de transferencia de calor global en pre-calentador y en el Economizador*

Equipo	Simulados (W/m ² -K)	Barroso et al. (2003) (W/m ² -K)	Rein (2007) (W/m ² -K)
Economizador	56.5	57	65
Pre-calen de aire	17.6	14	22.5

Nota: elaborado por el autor. 2025.

5.11. Reducción del costo del sistema de recuperación de energía de los gases de escape

Con el objetivo de reducir el costo del sistema de recuperación de energía de la caldera (SREG), fue realizado un análisis paramétrico, para el caso estudiado. En estos análisis, la temperatura de los gases de combustión $T_{g,7}$, fueron variados tal como se indica en la Tabla 7.5.2. en el estudio de este parametro fue observado que cuando la temperatura del bagazo alcanza la temperatura de 215°C, empieza la perdida de volátiles y, por lo tanto, de masa de combustible (inicio de la pirolisis).

Cuando bagazo húmedo entra en contacto con los gases de combustión, el agua evaporada produce una permanencia en la temperatura de los gases, lo cual protege a la partícula de las altas temperaturas de los gases de combustión. Pero como el bagazo presenta una composición de tamaños muy variada, dentro de la cual se encuentran las partículas tipo medula, fue seleccionada, conservadoramente, la temperatura de los gases de combustión en la entrada del secador de 215°C, con la cual es posible obtener una humedad final de 34.50% (bh)

5.12. Discusión del capítulo

En este capítulo, los resultados obtenidos a partir del análisis termodinámico, Primera y Segunda ley, fue analizado y discutido, para el caso más genérico en la generación de vapor en la industria azucarera nacional.

Dentro de los cuatro sistemas de generación de vapor, el caso IV, formado por el generador de vapor, economizador, precalentador de aire y secador de bagazo, presentan un menor costo en el sistema de recuperación de energía de los gases de escape de la caldera SREG, y también el mejor desempeño termodinámico.

Actualmente los proyectos de calderas de bagazo son semejantes a los descritos en los casos I, II y III; pero son estos los que demuestran un menor desempeño termodinámico y por lo tanto un costo elevado en el sistema de recuperación de energía de los gases de escape SREG. Así mismo es necesario una evaluación y cambio de los proyectos actuales de las calderas de bagazo, por sistemas que ofrezcan mejor desempeño acompañado de un costo menor. Para eso, el secador de bagazo debe ser considerado como una alternativa interesante en el SREG.

CAPITULO VI. PROPUESTAS DE INTERVENCION Y CONCLUSIONES.

6.1 Sugerencia para Trabajos Futuros.

En base al estudio realizado en este apartado son colocadas las siguientes sugerencias para trabajos futuros:

1. Desarrollar una carta de pérdida de calor, semejante al reportada por ASME PTC 4.1, que sea específica para calderas de bagazo de caña de azúcar, ya que la usada actualmente corresponde a calderas que queman carbón de piedra y presentan menores tamaños de los que son las calderas de bagazo.
2. Estudiar cuidadosamente la máxima temperatura de los gases que pueden ser usados en el secado de bagazo, sin producir la pérdida de los volátiles.
3. Determinar una correlación experimental entre la humedad del bagazo y el exceso de aire para los diversos tipos de sistemas de quema de bagazo en las calderas que operan en nuestro país.
4. Estudiar la posibilidad de inserción de intercambiadores de calor regenerativos para calentamiento de agua de alimentación de la caldera, en sistemas de cogeneración con calderas de bagazo de alta presión y temperatura de vapor.
5. Desarrollar una metodología propia para el proyecto de calderas de bagazo que permita introducir el efecto de menor humedad del bagazo en la entrada de generador de vapor.
6. Estudiar el efecto de reducción de la humedad del bagazo en el aumento de la temperatura de los gases a lo largo de la caldera y la posibilidad del aumento de las incrustaciones de material en la superficie de intercambiadores térmicos.

7. Estudiar los coeficientes radiactivos de los gases, que se presentan en cada sección de la caldera. Este estudio complementara el trabajo desarrollado en esta tesis.

6.2 Conclusiones.

En relación al trabajo teórico y experimental aquí presentado, se puede listar las siguientes conclusiones, de acuerdo a los temas desarrollados en este trabajo:

1. A partir del estudio del estado del arte de las calderas, se evidencia la necesidad de investigación específica que permita el desarrollo del proyecto de las calderas de bagazo y la optimización de las mismas. Para alcanzar este objetivo podrían contribuir el binomio Universidad – Empresa Azucarera.
2. El análisis de tamizado (cribado), de las partículas de bagazo provenientes del difusor demostraron que a mayor porcentaje de estas partículas le corresponde las de mayor tamaño. Estas partículas presentaron una longitud (l_p), mayor de las partículas obtenidas a través el proceso de molienda. Asi mismo, el diámetro representativo (D_p) de la muestra proveniente del difusor, fue mayor del que le corresponde a la molienda. Estos aspectos morfológicos deben ser tomados en cuenta en el proyecto del secador.
3. El coeficiente de arrastre (C_d) y la velocidad terminal (V_t) obtenida, para las partículas de bagazo provenientes del difusor, de la molienda y la mezcla de estas dos muestras, se mostraron satisfactorias cuando se compararon con otras, reportados en la literatura.

Los resultados del cálculo de la exergía del bagazo de la caña de azúcar, obtenidos a través de la metodología de Szargut et al. (1998), también se mostraron muy próximos a los obtenidos con las de Wittwer (1991). Recomendándose en el proyecto, la utilización de la metodología de Szargut et al.

(1998), por estar basada en un ambiente de referencia universal, totalmente compatible con otros cálculos necesarios al sistema, como, por ejemplo, los de combustión.

4. La temperatura de auto-ignición del bagazo de la caña de azúcar (SIT) y la temperatura de inicio de pico step (IPT) fueron determinados en 330°C y 210°C, en atmosfera de aire. Estos valores pueden disminuir cuando la atmosfera de oxígeno es usada: 316°C y 200°C, respectivamente. La IPT fue usada como parametro del proyecto del secador de bagazo.
5. El análisis de la Primera Ley aplicada a las calderas de bagazo se muestra insuficiente, siendo indispensable la aplicación del análisis de la Segunda Ley en la determinación completa del desempeño termodinámico de la caldera. Dentro de los métodos de la primera ley, el balance de energía en la base PCS, se ha demostrado más adecuado del que le corresponde en la Base PCI, lo cual oculta el efecto de la pérdida energética debida a la humedad del bagazo.
6. La metodología del balance exergético aplicada a las calderas de bagazo de caña de azúcar, desarrollada en este trabajo, se muestra adecuada; toda vez que permite acompañar las irreversibilidades a lo largo de los procesos que acontecen en la caldera, identificando aquellas sensibles de ser mejorados, y el efecto decisivo de algunos parámetros en el proyecto de la caldera.
7. El efecto de la humedad del bagazo, en el desempeño de la caldera, puede ser considerado como el más importante dentro de todas las variables la afectan. La instalación de los secadores de bagazo puede agudizar el problema generado por los altos índices de humedad del bagazo. En el Brasil, estos equipos no han tenido mucha acogida, probablemente debido a problemas de proyecto; sin embargo, en otros países, como Argentina y Cuba, donde el proyecto fue diferente, el uso de los secadores se ha demostrado muy satisfactorio.

8. Dentro de los arreglos de los sistemas de generación de vapor estudiados, el caso IV, que incluye generador de vapor, economizador, precalentador de aire y secador de bagazo, se mostró más eficiente y al mismo tiempo el costo de su sistema de recuperación de energía SREG fue menor de lo que los otros casos analizados, este arreglo es adecuado para ser aplicado en calderas gran capacidad y tamaño (con capacidad menor o igual que 150 Ton/h, 6 MPa y 480°C)
9. Existe la necesidad de un cambio urgente en los proyectos de calderas de bagazo, los cuales no consideran el secador de bagazo como elemento de su SREG. La inclusión del secador puede reducir el tamaño actual de la caldera y consecuentemente su costo sin afectar su producción de vapor.

VII. REFERENCIA BIBLIOGRAFICA

AADECA, N° 2, Vol. 1, 1993. Asociación Argentina de Control Automático.
Disponible en:

<https://es.scribd.com/document/317742841/AADECA-Calderas-I-Conceptos-y-Control-Basicos-Lifschitz>

Arcate, J.R.; Biomass Charcoal Co-Firing with Coal; International Gas Turbine & Aeroengine Congress & Exhibition; Stockholm Sweden; June 2-June 5, 1998.

Arrascaeta, A., Friedman, P. Bagasse drying: past, present and future. International Sugar Journal, v.86, n.1021, pp.3-6, 1984. Disponible en:

http://lib3.dss.go.th/fulltext/scan_ebook/inter_sugar_1984_v86_n1021.pdf

Arrascaeta, A., Friedman, P. Bagasse drying, *International Sugar Journal*, v.89, n.1060, pp. 68-71, 1987. Disponible en:

http://lib3.dss.go.th/fulltext/scan_ebook/inter_sugar_1987_v89_n1060.pdf

ASME PCT 4.1. Steam Generating Units. Power test codes, The American Society of Mechanical Engineers, United Engineering Center, New York, NY 10017, 1965. Disponible en: <https://es.scribd.com/doc/261221923/ASME-PTC-4-1-Steam-Generators>

Baehr H. D. *Thermodynamic*, (in german), Springer-Verlag, pp.460, 1981.

Babcock & Wilcox Power Generation Group Inc; 2008; USA;

Enmas Power GB Systems Proyects Limited; 2015; Tamil Nadu, India.

Disponible en <http://enmasgb.com/gallery/>

Barbosa, R. D., Menegalli, F. C. Estudo da velocidade Terminal e Coeficiente de Arraste para Bagaço de cana. Anais do XIV Encontro sobre escoamento meios porosos, pp. 291-301, 1986.

Barroso, J., Barreras, F., Amaveda, H. On the optimization of boiler efficiency using bagasse as fuel. Fuel 82 (2003) 1451 – 1463.

Disponível:

https://www.academia.edu/23637956/On_the_optimization_of_boiler_efficiency_using_bagasse_as_fuel

Basu, P., Kefa, C., Jestin, L. Boilers and Burners Design and Theory. Springer – Verlag New York, Inc. 2000. Disponível em:

https://acdownload.com/doc/Boilers_and_Burners_Design_and_Theory_/44566609

Basu, Prabir; “Circulating Fluidized Bed Boilers: Design, Operation and Maintenance”; Springer International Publishing Switzerland, New York, 2015, pág. 4 – 5.

<https://pdfcoffee.com/prabir-basu-auth-circulating-fluidized-bed-bo-pdf-free.html>

Bazzo, E. Geração de Vapor. Editora da UFSC, 1995. v.2a. Ed. Pág. 102

Disponível em:

<https://pdfcoffee.com/qdownload/bazzo-e-geracao-de-vapor-2a-edicao-pdf-free.html>

Beaton, P., Lora, E. Pruebas de Balance Térmico en Calderas para Bagazo. Departamento de Termo energética. Facultad de Ingeniería Mecánica. ISPJAM. Santiago de Cuba 1991.

Becker, H. A., Effects of shape and Reynolds Number on drag in the motion of freely oriented body in an infinite fluid, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Abril, 1959. Disponible en:

<https://www.semanticscholar.org/paper/The-effects-of-shape-and-reynolds-number-on-drag-in-Becker/11254fe07222669d202505ded2eac1dc423f1d2e>

Bilba, L. Quensanga, A. Fourier transform infrared spectroscopic study of thermal degradation of sugar cane bagasse. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 38 (1996) 61-73. Disponible en:

https://www.researchgate.net/publication/245059943_Fourier_transform_infrared_spectroscopic_study_of_thermal_degradation_of_sugar_cane_bagasse

Caldera de una tabulación. Disponible en:

<http://img.hisupplier.com/var/userImages/2013-10/06/141329791110.jpg>

Caldero bagacero con dos tubulaciones

<http://www.simisa.com.br/arquivos/download/Download51.pdf>

CAMARGO, C.A (coord.). Conservação de energia na indústria de açúcar e do álcool: Manual de Recomendações. Sao Paulo: Instituto de Pesquisas (IPT), 1990. 796 p.

Chubu Electric Power Co., Kawagoe Thermal Power Station N° (1 – 2 Boilers. Disponible en:

<http://www.mhi-global.com/products/detail/chubu-epco-kawagoe.html>

Chugoku Electric Power Co., Misumi Power Station No.1 Boiler. Disponible en:

<http://www.mhi-global.com/products/detail/chugoku-epco-misumi.html>

Clasificador de los Gastos Públicos para el año Fiscal 2016

<http://dnpp.mef.gob.pe/cnsClasif/faces/clasifGasto.jsp;jsessionid=AF1C509C944CE3F699F7388FD6F53838>

Colombres, F.J.F., Golato M.A., Morales W.D., Cruz C. y Paz D.; Rendimiento Térmico de Calderas Bagaceras Modernas; Rev. Ind. y Agríc. De Tucumán; Tomo 88 (2): 20011. Disponible en:

https://www.researchgate.net/publication/262700838_Inyeccion_de_aire_secundario_caliente_en_calderas_de_vapor_bagaceras_y_su_influencia_en_el_rendimiento_termico

Corrêa, J.L., Discussão dos parâmetros de projeto do Secador Ciclônico. Universidade Estadual de Campinas, 2003. Tese (Doutorando).

Correia, L.E.M. Bagasse drying. Seminário de Avaliação do Bagaço – São Paulo Sopral –Sociedade de Produtores de Açúcar e Álcool, pp. 1-15, 1983.

Esquerre Verástigui, J.E.; Reducción del Impacto Ambiental de Calderas Bagaceras; Universidad Nacional del Callao. Disponible en:

http://www.opusfieee.com/prueba/intranet/usuarios/trabajos/PAPER_articulo_CALDERAS_BAGACERAS_3_HOJAS.pdf

Furines, J. H. Pre-Drying Bagasse using Flue Gases, *The Sugar Journal*, v.39, n.3, pp. 39-40, 1976

Ganesan, T.; Lingappan, S.; A Survey on Circulating Fluidized Bed Combustion Boilers; International Journal of Advanced Research in Electrical, Electronics and Instrumentation Engineering; Vol. 2, Número 8, Agosto 2013; pág. 4033; Disponible en:

http://www.ijareeie.com/upload/2013/august/55_A%20Survey.pdf

García – Pérez M. (2000). Co-pyrolysis of sugarcane bagasse with petroleum residue. Part I: thermogravimetric analysis. Pag. 52. Disponible en:

https://www.nlc-bnc.ca/obj/s4/f2/dsk1/tape3/PQDD_0012/MQ56745.pdf?oclc_number=1006999093

Godoy, A. L. Silva, M. A., Nebra, S. Análise experimental do tempo de residência de partículas em Ciclones de Gás, Anais do XX Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos, pp.251-261, Gráfica UfscAR, São Carlos – SP, 1992.

Golato, M.A.; Aso, G.; Paz D y Cárdenas Gerónimo J.; Inyección de Aire Secundario Caliente en Calderas de Vapor Bagaceras y su influencia en el Rendimiento Térmico; Revista Industrial y Agrícola de Tucumán; Tomo 82 (1-2): 17-25; 2005. Disponible en:

https://www.researchgate.net/publication/262700838_Inyeccion_de_aire_secundario_caliente_en_calderas_de_vapor_bagaceras_y_su_influencia_en_el_rendimiento_termico

Hernández Sampieri, R; Fernández Collado, C y Baptista Lucio, M. del Pilar (2010). Metodología de la Investigación (pp. 170-195), 5ta edición; México: McGraw-Hill/Interamericana Editores, S.A.

Hugot, E. Handbook of cane sugar engineering. 3ra Edition, Elsevier, Amsterdam, 1986. Disponible en:

<https://pdfcoffee.com/handbook-of-cane-sugar-engineeringpdf-pdf-free.html>

Joyce, J.A., Dixon, T.F., Bagasse and cane trash combustion – Where to next?, Proc. Aust. Soc. Sugar Cane Technol., Vol. 28: 2006. Disponible en:

<http://www.assct.com.au/media/pdfs/2006-Mta19-Joyce.pdf>

Kinoshita, C.M. Flue Gas Drying of Bagasse, *American Society of Agricultural Engineers*, v. 91, pp. 706-729. November 1991. Disponible en:

https://www.academia.edu/90909497/Flue_Gas_Drying_of_Bagasse

Kitto, J.B., Stultz, C.S. *Steam its generation and use*, 41th edition, Babcock & Wilcox, 2005. Pág. 20.1-20.17. disponible en:

<https://pdfcoffee.com/qdownload/steam-its-generation-and-use-edition-41-pdf-free.html>

Knudsen, J. G., and Katz, D. L. *Fluid Dynamics and Heat Transfer*, McGraw-Hill Book Company, 576p, 1958. Disponible en:

<https://pdfcoffee.com/mcgraw-hill-series-in-chemical-engineering-james-g-knudsen-fluid-dynamics-and-heat-transfer-mcgraw-hill-1958-pdf-free.html>

Kreith, F.; Yogi Goswami, D., *The CRC Handbook of Mechanical Engineering*, 2nd Edition, CRC Press, Boca Raton – Florida, 2005, Cap. 8, pág. 1280. Disponible en:

<https://dokumen.pub/qdownload/the-crc-handbook-of-mechanical-engineering-second-edition-2ed-8123918135-9780849308666-0-8493-0866-6.html>

Kunii, D. Levenspiel, O. *Fluidization Engineering*, Washington Stereet, Butterworth – Heinemann, pp. 490, 1991. Pag. 63. Disponible en:

<https://pdfcoffee.com/qdownload/fluidization-engineering-kunii-levenspiel-pdf-free.html>

Leticia Fernandes de Olivera, Gomez J.L, Gaspar P, Vilela S; Guielherme J, y Elyazer B; Sugar Cane Bagasse dying in a cyclone: Influence of device geometry and Operacional Parameters; *Drying Technology*, 29: 946 – 952, 2011.

Macedo, I. I Seminário de Tecnologia Industrial, Centro de Tecnologia Copersucar, Piracicaba, Brasil, 15-17, Agosto, pp. 483, 1983.

Main, Armin & Maghon, Thomas. *Concepts and Experiences for Higher Plant Efficiency with Modern Advanced Boiler and Incineration Technology*.

Conference: 18th Annual North American Waste-to-Energy Conference. NAWTEC 18. Mayo 11-13, 2010. Pág. 1 – 8 Florida USA. Disponible en https://www.researchgate.net/publication/267602611_Concepts_and_Experiences_for_Higher_Plant_Efficiency_With_Modern_Advanced_Boiler_and_Incineration_Technology

Morán, M.J., Shapiro, H.N. Fundamentos de Termodinámica Técnica. España. Editorial Reverte. S.A. 2004. Disponible en: <https://pdfcoffee.com/qdownload/termodinamica-tecnica-moran-shapiro-segunda-edicion-3-pdf-free.html>

Natu, S. C. Bagasse based cogeneration, India marching ahead, *International Sugar Journal*, v.107, n.1279, pp. 416-424, 2005

Navidi, William Cyrus (2020). Statistics for Engineers and Scientists. 5 Ed. McGraw Hill. Education. Disponible en: <https://dokumen.pub/qdownload/statistics-for-engineers-and-scientists-5nbsped-1260547884-9781260547887.html>

Nebra, S. A. *Secagem Pneumática do bagaço*. Universidade Estadual de Campinas, 1985, 121p, Tese (Doutorado). Disponible en: <https://repositorio.unicamp.br/acervo/detalhe/51987>. DOI: <https://doi.org/10.47749/T/UNICAMP.1985.51987>

Nebra, S. A., Macedo, I. C. M. Bagasse Particles shape and size and their free-settling velocity, *International Sugar Journal*, v.90, n.1077, pp.168 – 170, 1988. Disponible en: http://lib3.dss.go.th/fulltext/scan_ebook/inter_sugar_1988_v90_n1077.pdf

Paturau, J. M. *By-Products of the Cane Sugar Industry*. 2nd ed.; Elsevier: Amsterdam, 1982.

Ramajo – Escalera, B. Espina, A., Garcia, J.R., Sosa – Arnao, J.H., Nebra, S.A. Model – free Kinetics applied to sugarcane bagasse combustion. *Termochimica Acta* 448 (2): 111 – 116, SET 15 2006.

Disponible en:

https://www.researchgate.net/publication/232379196_Model-free_kinetics_applied_to_sugarcane_bagasse_combustion

Ramajo–Escalera et al. (2006). Study of Operation Parameter of Power Generation Systems on Sugar Cane Mills; Proceedings of the 18th International Congress of Mechanical Engineering. Disponible en:

https://www.researchgate.net/publication/232379196_Model-free_kinetics_applied_to_sugarcane_bagasse_combustion

Rasul M.G., Rudolph V., Carsky M. Physical properties of bagasse. *Fuel* **Volume 78, Issue 8**, June 1999, Pages 905-910. Disponible en:

<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0016236199000113?via%3Dihub>

<https://es.scribd.com/document/514984353/s0016-2361-2899-2900011-3>

Rein, P. Ingeniería de la Caña de Azúcar, Berlín, Verlag Dr. Albert Bartens KG, Germany, 2012. Disponible en:

<https://pdfcoffee.com/qdownload/ingenieria-de-la-cao-de-azucar-peter-rein-esp-pdf-free.html>

Rosi, J.R., Bernardo, R., Catonio Pelloso, J.A. *Brazilian Journal of Development*, Curitiba, V. 6, N. 8, p. 56324 – 56344. August 2020. Disponible:

https://www.researchgate.net/publication/344108605_Avaliacao_de_um_secador_de_bagaco_de_cana_de_dois_estagios_que_utiliza_o_calor_residual_de_um_gerador_de_vapor_um_estudo_de_caso

Salermo, M., Santana, O. Economic aspects about bagasse dryer. ICINAZ report. n.5, pp. 44-49. (en español), 1986.

Sánchez-Prieto, M. G., Nebra, S. Thermo economic Analysis of A Cogeneration System of A Sugar Mill Plant. Proceedings of the 15th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact on Energy Systems, 2002, v.1, pp.258-265. Berlin, Alemania.

Sanchez-Prieto M.G. Alternativas de Cogeração na Indústria SucroAlcooleira, Estudo de Caso. Universidade Estadual de Campinas, 2003, Tese (Doutorado). Disponible en:

<https://www.osti.gov/etdeweb/servlets/purl/21114060>

Sanchez-Prieto M.G., Barata J.C; The evolution through the single-drum boiler inside the expansion of cogeneration in the Brazilian sugar mill context, Proceedings of ENCIT 2006 - ABCM, Curitiba, Brazil, Dec. 5-8, 2006. Paper CIT06-0926. Disponible en:

<http://www.abcm.org.br/anais/encit/2006/simposio.htm#>

<http://www.abcm.org.br/anais/encit/2006/arquivos/Energy/CIT06-0926.pdf>

Sebastian Teir, Anne Jokivuori. Heat Exchangers in Boilers. Espoo 2002. Pág. 4. Disponible en:

<https://es.scribd.com/document/849627392/heat-exchangers-in-boilers-1>

Silva, M. A., Nebra, S. Anais do XIX Encontro sobre Escoamento em Meios Porosos, Campinas, SP, VII, pp. 470-483, 15-17 de Outubro, 1991.

Smith, J.W, Supercritical (Once Through) Boiler Technology, Babcock & Wilcox Company, 1998. Disponible en:

<http://www.babcock.com/library/Documents/br-1658.pdf>

Sosa-Arnan, J.H., Llagostera, J.I. Nebra S. Study of Operation Parameter of Power Generation Systems on Sugar Cane Mills; Proceedings of the 18th International Congress of Mechanical Engineering. 66 a 11 de Noviembre, 2005a, Ouro Preto/MG, Brasil. Disponible en:

https://www.academia.edu/88582366/Study_of_Operation_Parameters_of_Power_Generation_Systems_on_Sugar_Cane_Mills?uc-sb-sw=56919177

Sosa-Arnan, J.H., Nebra, S.A. The Exergy of Sugar Cane Bagasse. Proceeding 14th European Biomass Conference & Exhibition: Biomass for Energy, Industry and Climate Protection. 17 a 21 de Outubro 2005b. Palais des Congres/Paris, France.

Sosa-Arnan, J.H., Modesto, M., Nebra, S.A. Two proposals to determine the efficiency of bagasse boiler. Proceedings of the 6th International Congress on Distributed Generation and Energy in Rural Environments, 6 a 8 de Junho, 2006a, Campinas/SP, Brasil. Disponible en:

http://www.proceedings.scielo.br/scielo.php?pid=MSC0000000022006000200046&script=sci_arttext

Sosa-Arnan, J.H., Nebra, S. Second law applied on boilers fueled by sugar cane bagasse. Proceeding of the 11th Brazilian Congress of Thermal Science and Engineering. 05 a 08 dezembro de 2006b. Curitiba/PR, Brasil. Disponible en:

<https://www.abcm.org.br/anais/encit/2006/arquivos/Energy/CIT06-0475.pdf>

Sosa-Arnan J.H., Marquezi de Oliveira F., Correa J.L.G., Silva M.A. y Nebra S.A.; Sugar Cane Bagasse Drying – A Review; Drying 2004-Proceedings of the 14th International Drying Symposium, 2004. Disponible en:

<http://documents.mx/download/link/sugarcane-bagasse-drying>

Sosa-Arnan, J.H., Nebra, S., Corrêa, J.L., Silva, M., Sugar Cane Bagasse Drying – A Review, 2006. Pag. 9. Disponible en:

https://www.researchgate.net/profile/Jefferson_Correa/publication/239556788_SUGAR_CANE_BAGASSE_DRYING_A_REVIEW/links/02e7e523f6f5b82aa1000000.pdf

http://www.researchgate.net/profile/Jefferson_Correa/publication/239556788_SUGAR_CANE_BAGASSE_DRYING_A_REVIEW/links/02e7e523f6f5b82aa1000000.pdf

Sosa-Arnan, J. H., Nebra, S. First and Second Law Analysis on boiler fuelled by sugar cane bagasse. *Proceedings of the 20th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Impact on Energy Systems*, 2007, v.1, pp.847-854. Padova, Italia.

Sosa-Arnan, J.H., Nebra, S. Bagasse Dryer Role in the Energy Recovery of Water Tube Boilers. *Drying Technology*, 27 (4): 587–594, 2009. Disponible en:

<http://dx.doi.org/10.1080/07373930802716326>

DOI: [10.1080/07373930802716326](http://dx.doi.org/10.1080/07373930802716326)

Sosa-Arnan, J. H., Modesto, M., Nebra, S. A., & Mori, R. S. (2013). Two Proposals to determine the efficiency of bagasse boiler. *Proceedings of 6th International Congress on Distributed Generation and Energy in Rural Environments*, 2–9. Disponible en:

<http://www.proceedings.scielo.br/pdf/agrener/n6v2/116.pdf>

Strumillo, C., Kudra, T. *Drying: Principles, Applications and Design*. Gordon and Breach Science Publishers. 1986, 448p. Disponible en:

https://books.google.com.pe/books/about/Drying.html?id=rDSVDACG6GAC&redir_esc=y

Szargut J, Styrylska T, Brennst. Warme Kraft, *Approximate Evaluation of the Exergy of fuels* (in german), v.12; n.16, pp.589-596, 1964.

Szargut, J., Morris, D., Steward, F. Exergy analysis of thermal, chemical and metallurgical process. Hemisphere Publishing Corporation, 1988.

Szargut, J. Exergy Method Technical and Ecological Applications. WIT Press Publishes, Great Britain. 2005

Upadhiaya, U. C. Bagasse as a fuel, *International Sugar Journal*, v.93 (1111), pp.132-138, 1991

van der Poel, P.W., Schiweck, H., Schwartz, T. Sugar Technology Beet and Cane Sugar Manufacture, Berlin, Verlag Dr. Albert Bartens K.G, Germany 1998. Disponible en:

<https://es.scribd.com/document/794229493/Sugar-Technology-Beet-and-Cane-Sugar-Manufacture-P-W-Van-Der-Poel-USA-1998-1005pg>

Vaidhya, A.B., Bhabhor, A.; CFD Analysis of Bed Tube Using Advance CAE Tools & it's Optimization of Erosion and Corrosion; international Journal of emerging Trends in Engineering and Development; Issue 3, Vol 2, Mayo 2013.
<http://rspublication.com/ijeted/may13/1.pdf>

Wienese, A. Boilers, boiler fuel and boiler efficiency. Proceeding, South Africa Sugar Technology. Ass. V.75. 2001. pp. 275 – 281. Disponible en
<https://www.yumpu.com/en/document/read/8383388/2001-wienese-boilers-boiler-fuel-and-boiler-efficiency-sasta>

Wittwer, E. Die Exergie der Bagasse. Zuckerindustrie, 1993; v.118, n.11, pp.859-862 (in German).

Whitaker, S. Forced convection heat transfer correlations for flow in pipes, past flat plates, single cylinders, single spheres, and for flow in packed beds and tube bundles, AIChE Journal V. 18 (2): pp. 361 – 371, March 1972. Disponible en:

https://www.researchgate.net/publication/229709417_Forced_convection_heat_transfer_correlations_for_flow_in_pipes_past_flat_plates_single_cylinders_single_spheres_and_for_flow_in_packed_beds_and_tube_bundles

Wheeldon, J; Atmospheric Fluidized-Bed Combustion Guidebook-2002 Update; EPRI; December 2002, USA



FIRMA DEL INVESTIGADOR

Lambayeque, 18 enero del 2026

Anexo 1 – Mediciones de las partículas de bagazo y determinación de sus principales parámetros

Tabla 1.1: Tipo de Muestra: Difusor / Tamizado: T-3.5
Fibras Largas

T3.5	a ₁ (mm)	a ₂ (mm)	a ₃ (mm)	b ₁ (mm)	b ₂ (mm)	b ₃ (mm)	L ₁ (mm)	L ₂ (mm)	L ₃ (mm)	a _m (mm)	b _m (mm)	L _m (mm)	m (gr)	t (s)	L _m /a _m (-)	A _p (mm ²)	A _p /m (cm ² /gr)	D _p (mm ²)	S _p (mm ²)	V _p (mm ³)
1	2.90	2.62	2.32	1.12	1.05	1.20	79.54	79.8	79.77	2.61	1.12	79.70	0.059	2.64	30.50	208.29	35.3	2.01	2.31	183.77
2	8.47	9.52	8.32	2.91	2.89	1.65	93.57	93.71	93.78	8.77	2.48	93.69	0.3231	2.20	10.68	821.63	25.43	6.45	17.11	1602.52
3	2.25	2.58	2.27	1.42	1.36	1.07	82.4	82.49	82.43	2.37	1.28	82.44	0.0964	2.02	34.83	195.11	20.24	1.90	2.39	196.65
4	3.90	3.83	3.99	1.15	1.26	1.37	69.38	69.84	69.84	3.91	1.26	69.69	0.0575	2.36	17.84	272.24	47.35	2.90	3.87	269.41
5	4.50	4.44	3.93	1.11	1.26	1.60	124.94	124.95	124.41	4.29	1.32	124.77	0.1453	2.76	29.08	535.25	36.84	3.17	4.46	556.31
6	5.26	3.79	3.53	1.94	1.41	1.71	148.6	148.95	149.37	4.19	1.69	148.97	0.2737	1.36	35.53	624.69	22.82	3.2	5.55	827.54
7	4.65	4.31	2.55	1.13	1.15	1.23	94.65	92.99	93.12	3.84	1.17	93.59	0.0826	2.10	24.39	359.06	43.47	2.84	3.53	329.95
8	4.08	3.55	4.44	1.75	1.76	1.80	143.49	142.01	141.83	4.02	1.77	142.44	0.1962	1.90	35.4	573.1	29.21	3.11	5.59	796.69
9	2.76	2.26	2.02	1.52	1.19	0.83	88.55	88.67	89.76	2.35	1.18	88.99	0.0514	1.90	37.92	208.84	40.63	1.86	2.17	193.54
10	2.90	2.97	2.67	0.70	0.71	0.69	85.34	86.31	85.33	2.85	0.70	85.66	0.0499	3.59	30.09	243.85	48.87	2.07	1.57	134.06
Media										3.92	1.40	100.99	0.1335	2.28	28.63	404.21	35.02	2.95	4.85	509.04
Fibras Cortas																				
T3.5	a ₁ (mm)	a ₂ (mm)	a ₃ (mm)	b ₁ (mm)	b ₂ (mm)	b ₃ (mm)	L ₁ (mm)	L ₂ (mm)	L ₃ (mm)	a _m (mm)	b _m (mm)	L _m (mm)	m (gr)	t (s)	L _m /a _m (-)	A _p (mm ²)	A _p /m (cm ² /gr)	D _p (mm ²)	S _p (mm ²)	V _p (mm ³)
1	4.41	5.46	5.74	1.27	1.65	1.49	27.73	26.86	27.15	5.2	1.47	27.25	0.0315	2.80	5.24	141.77	45.01	3.82	6.01	163.68
2	3.75	5.18	4.21	0.69	1.32	1.26	32.94	30.19	32.56	4.38	1.09	31.9	0.0212	3.50	7.28	139.71	65.90	3.19	3.75	119.60
3	5.36	5.29	6.43	1.37	1.47	1.14	27.41	28.5	27.54	5.69	1.33	27.82	0.0305	2.28	4.89	158.37	51.92	4.13	5.93	165.01
4	3.13	3.32	3.35	1.51	1.60	1.58	23.92	25.31	24.14	3.27	1.56	24.46	0.0379	1.78	7.49	79.89	21.08	2.56	4.01	98.09
5	3.06	3.62	2.93	1.17	1.02	1.32	38.81	37.59	39.49	3.20	1.17	38.63	0.0262	2.64	12.06	123.74	47.23	2.41	2.94	113.71
6	5.12	4.66	4.35	2.10	2.45	1.75	32.61	32.65	33.13	4.71	2.10	32.8	0.0440	2.59	6.96	154.47	35.11	3.65	7.77	254.78
7	3.14	3.25	3.31	0.73	0.67	0.82	28.91	28.67	28.62	3.23	0.74	28.73	0.0210	2.73	8.89	92.90	44.24	2.35	1.88	54.00
8	4.20	3.91	3.50	2.05	1.70	1.18	28.75	28.54	27.08	3.87	1.64	28.12	0.0263	2.56	7.27	108.84	41.38	2.97	4.99	140.47
9	4.79	5.04	5.52	4.08	4.48	3.54	20.35	19.23	20.68	5.12	4.03	20.09	0.0519	2.02	3.93	102.78	19.8	4.61	16.21	325.57
10	3.14	3.65	3.70	1.12	1.25	1.03	36.60	36.94	36.64	3.50	1.13	36.73	0.0310	2.75	10.5	128.42	41.43	2.60	3.11	114.31
Media										4.22	1.63	29.65	0.0322	2.57	7.45	123.09	41.31	3.23	5.66	154.92

Tabla 1.2: Tipo de Muestra: Difusor / Tamizado: T-7
Fibras Largas

T7	a ₁ (mm)	a ₂ (mm)	a ₃ (mm)	b ₁ (mm)	b ₂ (mm)	b ₃ (mm)	L ₁ (mm)	L ₂ (mm)	L ₃ (mm)	a _m (mm)	b _m (mm)	L _m (mm)	m (gr)	t (s)	L _m /a _m (-)	A _p (mm ²)	A _p /m (cm ² /gr)	D _p (mm ²)	S _p (mm ²)	V _p (mm ³)
1	3.1	2.63	2.44	1.82	1.76	1.43	43.9	43.33	42.66	2.72	1.67	43.3	0.0408	2.28	15.9	117.91	28.9	2.26	3.57	154.65
2	1.5	1.34	1.61	0.92	0.89	0.81	26.46	28.24	25.51	1.48	0.87	26.74	0.0081	3.29	18.02	39.66	48.96	1.22	1.02	27.20
3	2.8	2.39	2.32	0.59	0.83	0.89	28.12	28.09	27.79	2.5	0.77	28.00	0.0179	2.7	11.19	70.09	39.16	1.85	1.51	42.39
4	4.53	4.26	4.18	1.72	1.70	2.00	21.25	22.35	19.16	4.32	1.81	20.92	0.0158	2.37	4.84	90.44	57.24	3.31	6.13	128.34
5	2.81	1.93	2.14	1.70	1.17	1.20	24.13	24.28	24.32	2.29	1.36	24.24	0.0206	2.57	10.57	55.6	26.99	1.88	2.44	59.24
6	3.13	2.89	2.83	1.46	1.47	1.23	22.21	24.75	22.07	2.95	1.39	23.01	0.0211	2.21	7.80	67.88	32.17	2.30	3.21	73.93
7	1.6	1.97	1.96	0.56	0.68	0.74	21.83	21.99	20.81	1.84	0.66	21.54	0.0064	3.59	11.69	39.71	62.05	1.38	0.96	20.58
8	1.58	1.42	1.38	0.47	0.36	0.39	21.3	21.39	21.44	1.46	0.41	21.38	0.0032	3.29	14.64	31.21	97.53	1.07	0.47	9.97
9	2.8	3.52	2.94	1.75	1.80	2.55	18.55	18.39	17.07	3.09	2.03	18.00	0.0202	2.52	5.83	55.57	27.51	2.61	4.93	88.74
10	2.89	3.00	3.62	2.52	2.60	3.10	15.58	15.8	15.62	3.17	2.74	15.67	0.0275	1.81	4.94	49.66	18.06	2.96	6.82	106.88
Media										2.58	1.37	24.28	0.0182	2.66	10.54	61.77	43.86	2.09	3.11	71.19

Fibras Cortas

T7	a ₁ (mm)	a ₂ (mm)	a ₃ (mm)	b ₁ (mm)	b ₂ (mm)	b ₃ (mm)	L ₁ (mm)	L ₂ (mm)	L ₃ (mm)	a _m (mm)	b _m (mm)	L _m (mm)	m (gr)	t (s)	L _m /a _m (-)	A _p (mm ²)	A _p /m (cm ² /gr)	D _p (mm ²)	S _p (mm ²)	V _p (mm ³)
1	3.28	3.49	3.43	1.34	1.26	1.22	6.76	7.08	8.07	3.40	1.27	7.30	0.0044	4.23	2.15	24.83	56.43	2.57	3.40	24.83
2	3.82	3.68	3.60	2.21	1.77	1.56	7.25	6.56	6.30	3.70	1.85	6.70	0.0018	4.28	1.81	24.8	137.79	2.92	5.37	35.97
3	2.88	2.95	2.96	1.90	2.02	1.87	13.68	14.27	13.8	2.93	1.93	13.92	0.0192	2.28	4.75	40.78	21.24	2.48	4.44	61.81
4	2.83	3.62	3.85	1.59	2.14	2.21	11.66	12.31	11.86	3.43	1.98	11.94	0.0159	2.10	3.48	41.01	25.79	2.80	5.34	63.77
5	2.59	2.68	2.91	2.06	1.91	1.84	13.16	12.82	12.85	2.73	1.94	12.94	0.0135	2.09	4.75	35.29	26.14	2.36	4.15	53.68
6	2.50	2.28	2.03	1.99	1.86	1.93	16.85	15.06	15.11	2.27	1.93	15.67	0.0097	2.20	6.90	35.58	36.68	2.11	3.43	53.84
7	3.71	4.21	4.30	2.56	2.45	2.34	7.94	8.24	5.82	4.07	2.45	7.33	0.0137	1.48	1.80	29.87	21.80	3.36	7.84	57.48
8	2.91	3.35	3.21	2.05	2.05	1.81	7.55	7.47	7.53	3.16	1.97	7.52	0.0027	3.87	2.38	23.73	87.88	2.63	4.88	36.71
9	4.07	4.74	4.62	2.35	2.81	1.52	7.90	9.10	8.84	4.48	2.23	8.61	0.0145	2.10	1.92	38.56	26.59	3.54	7.83	67.43
10	4.03	4.04	4.02	2.22	2.49	2.32	8.31	11.57	11.81	4.03	2.34	10.56	0.0068	3.34	2.62	42.57	62.6	3.30	7.42	78.35
Media										3.42	1.99	10.25	0.0102	2.80	3.26	33.7	50.30	2.81	5.41	53.39

Tabla 1.3: Tipo de Muestra: Difusor / Tamizado: T-14

Fibras largas

T14	a ₁ (mm)	a ₂ (mm)	a ₃ (mm)	b ₁ (mm)	b ₂ (mm)	b ₃ (mm)	L ₁ (mm)	L ₂ (mm)	L ₃ (mm)	a _m (mm)	b _m (mm)	L _m (mm)	m (gr)	t (s)	L _m /a _m (-)	A _p (mm ²)	A _p /m (cm ² /gr)	D _p (mm ²)	S _p (mm ²)	V _p (mm ³)
1	1.90	1.83	1.09	0.71	0.69	0.44	36.6	34.08	30.52	1.6	0.61	33.73	0.0125	3.28	21.04	54.09	43.27	1.21	0.77	26.05
2	1.40	1.32	1.06	0.35	0.34	0.36	21.97	28.52	26.83	1.24	0.35	25.77	0.0037	4.12	20.73	32.04	86.61	0.91	0.34	8.81
3	2.10	1.21	1.90	1.18	0.86	0.96	18.05	22.99	20.94	1.72	1.00	20.66	0.0098	2.62	12.01	35.54	36.26	1.41	1.35	27.91
4	1.80	1.66	1.67	1.09	0.64	0.77	64.28	63.84	60.66	1.70	0.83	62.93	0.0318	2.95	36.94	107.19	33.71	1.34	1.11	70.15
5	1.30	1.11	1.20	0.81	0.61	0.47	29.74	29.68	28.96	1.21	0.63	29.46	0.0072	3.10	24.35	35.65	49.51	0.96	0.60	17.64
6	1.20	1.18	0.62	0.61	0.54	0.51	17.08	19.69	19.88	0.99	0.55	18.88	0.0020	4.56	19.14	18.63	93.16	0.80	0.43	8.10
7	1.70	1.76	1.61	0.63	0.60	0.55	20.01	20.14	20.03	1.68	0.59	20.06	0.0044	3.92	11.92	33.77	76.74	1.26	0.78	15.74
8	1.00	0.87	1.00	0.52	0.60	0.51	28.34	29.76	29.87	0.95	0.54	29.32	0.0042	4.01	30.76	27.95	66.56	0.78	0.41	11.93
9	1.00	1.19	1.39	0.42	0.48	0.69	25.11	22.28	21.51	1.21	0.53	22.97	0.0038	4.29	19.03	27.71	72.93	0.93	0.5	11.54
10	3.60	2.91	2.96	1.38	1.39	1.31	14.72	18.27	16.69	3.16	1.36	16.56	0.0124	2.86	5.25	52.27	42.16	2.43	3.37	55.84
Media										1.55	0.70	28.03	0.0092	3.57	20.12	42.48	60.09	1.20	0.97	25.37

Fibras Cortas

T14	a ₁ (mm)	a ₂ (mm)	a ₃ (mm)	b ₁ (mm)	b ₂ (mm)	b ₃ (mm)	L ₁ (mm)	L ₂ (mm)	L ₃ (mm)	a _m (mm)	b _m (mm)	L _m (mm)	m (gr)	t (s)	L _m /a _m (-)	A _p (mm ²)	A _p /m (cm ² /gr)	D _p (mm ²)	S _p (mm ²)	V _p (mm ³)
1	2.00	1.98	2.07	0.71	0.79	0.74	5.44	5.21	6.14	2.01	0.75	5.60	0.0017	3.86	2.79	11.23	66.06	1.51	1.18	6.59
2	1.70	1.67	1.48	0.95	0.91	0.96	13.57	13.61	12.00	1.61	0.94	13.06	0.0020	4.12	8.10	21.07	105.35	1.32	1.19	15.56
3	3.00	2.58	2.86	0.82	0.83	0.80	10.84	11.34	12.22	2.8	0.82	11.47	0.0026	4.64	4.10	32.07	123.34	2.06	1.79	20.57
4	1.80	1.66	1.56	0.63	0.63	0.63	9.82	9.78	9.81	1.68	0.63	9.80	0.0014	3.09	5.84	16.47	117.64	1.27	0.83	8.15
5	2.50	2.45	2.37	0.68	0.64	0.60	13.23	12.67	11.20	2.42	0.64	12.37	0.0028	3.31	5.10	29.97	107.03	1.77	1.22	15.06
6	2.00	2.00	2.05	1.07	1.05	0.64	11.21	11.46	11.36	2.03	0.92	11.34	0.0041	2.90	5.59	23.03	56.16	1.58	1.47	16.64
7	3.00	3.04	2.55	1.57	1.07	0.88	11.8	12.64	12.67	2.85	1.17	12.37	0.0047	3.64	4.34	35.25	75.01	2.18	2.63	32.49
8	1.80	1.82	1.82	0.97	0.8	0.79	10.24	7.45	6.76	1.8	0.85	8.15	0.0026	3.54	4.54	14.64	56.32	1.41	1.20	9.81
9	1.10	1.09	1.15	1.01	1.03	0.9	12.88	12.85	13.10	1.12	0.98	12.94	0.0019	3.61	11.56	14.50	76.30	1.05	0.86	11.16
10	1.10	1.22	1.37	0.60	0.71	0.59	11.49	12.85	11.84	1.21	0.63	12.06	0.0007	5.43	9.94	14.63	209.04	0.97	0.60	7.28
Media										1.95	0.83	10.92	0.0025	3.81	6.19	21.29	99.23	1.51	1.30	14.33

Tabla 1.4: Tipo de Muestra: Difusor / Tamizado: T-28

Fibras largas

T28	a ₁ (mm)	a ₂ (mm)	a ₃ (mm)	b ₁ (mm)	b ₂ (mm)	b ₃ (mm)	L ₁ (mm)	L ₂ (mm)	L ₃ (mm)	a _m (mm)	b _m (mm)	L _m (mm)	m (gr)	t (s)	L _m /a _m (-)	A _p (mm ²)	A _p /m (cm ² /gr)	D _p (mm ²)	S _p (mm ²)	V _p (mm ³)
1	1.45	1.62	1.49	0.52	0.8	0.65	22.43	22.36	20.58	1.52	0.66	21.79	0.0050	3.28	14.34	33.12	66.24	1.17	0.78	17.08
2	1.33	1.10	1.29	0.51	0.48	0.55	24.95	26.49	26.12	1.24	0.51	25.85	0.0051	3.96	20.85	32.06	62.86	0.95	0.50	12.92
3	0.87	1.18	1.28	0.44	0.48	0.44	33.88	34.11	34.63	1.11	0.45	34.21	0.0036	4.15	30.82	37.97	105.47	0.85	0.40	13.52
4	0.9	0.96	1.03	0.45	0.42	0.46	25.01	25.86	24.93	0.96	0.44	25.27	0.0042	4.12	26.23	24.34	57.95	0.75	0.34	8.48
5	0.94	0.87	0.93	0.69	0.55	0.59	29.8	29.84	29.43	0.91	0.61	29.69	0.0049	3.95	32.51	27.12	55.34	0.78	0.44	12.99
6	1.07	0.64	0.75	0.51	0.50	0.69	30.48	30.18	29.81	0.82	0.57	30.16	0.0044	3.15	36.78	24.73	56.20	0.70	0.36	11.01
7	0.79	0.70	0.72	0.35	0.38	0.41	24.13	24.40	23.63	0.74	0.38	24.05	0.0036	3.78	32.65	17.72	49.22	0.59	0.22	5.29
8	0.48	0.56	0.53	0.41	0.38	0.41	36.63	36.61	36.63	0.52	0.40	36.62	0.0016	4.92	69.98	19.17	119.79	0.47	0.16	6.02
9	1.22	1.40	1.37	0.64	0.74	0.35	20.90	20.34	19.74	1.33	0.58	20.33	0.0036	3.73	15.28	27.03	75.10	1.03	0.60	12.24
10	1.17	1.18	1.20	0.52	0.51	0.52	16.98	17.12	16.57	1.18	0.52	16.89	0.0033	3.56	14.27	19.99	60.57	0.91	0.48	8.11
Media										1.03	0.51	26.49	0.0039	3.86	29.37	26.32	70.87	0.82	0.43	10.77

Fibras Cortas

T28	a ₁ (mm)	a ₂ (mm)	a ₃ (mm)	b ₁ (mm)	b ₂ (mm)	b ₃ (mm)	L ₁ (mm)	L ₂ (mm)	L ₃ (mm)	a _m (mm)	b _m (mm)	L _m (mm)	m (gr)	t (s)	L _m /a _m (-)	A _p (mm ²)	A _p /m (cm ² /gr)	D _p (mm ²)	S _p (mm ²)	V _p (mm ³)
1	1.06	1.62	0.76	0.93	0.63	0.53	8.88	8.98	9.14	1.15	0.70	9.00	0.0015	3.81	7.85	10.32	68.8	0.95	0.63	5.65
2	1.23	1.11	1.21	0.68	0.67	0.68	8.79	7.93	8.79	1.18	0.68	8.50	0.0014	3.34	7.19	10.06	71.87	0.96	0.63	5.35
3	1.14	1.19	0.98	0.77	0.78	0.79	11.25	10.62	10.76	1.10	0.78	10.88	0.0020	3.06	9.86	12.00	60.00	0.96	0.68	7.35
4	1.01	0.90	0.98	0.63	0.63	0.67	8.68	9.44	8.88	1.06	0.64	9.00	0.0015	3.35	8.46	9.57	63.8	0.88	0.54	4.84
5	1.32	1.36	1.28	0.41	0.43	0.40	8.80	8.88	8.66	1.30	0.41	8.78	0.0008	4.92	6.75	11.41	142.68	0.96	0.42	3.71
6	0.96	0.95	1.22	0.55	0.55	0.56	7.35	7.67	9.36	0.87	0.55	8.13	0.0009	4.78	9.31	7.10	78.86	0.73	0.38	3.08
7	0.98	1.01	0.97	0.40	0.40	0.40	7.30	7.68	6.86	1.11	0.40	7.28	0.0008	3.21	6.54	8.11	101.31	0.84	0.35	2.55
8	1.18	1.22	1.35	0.63	0.56	0.53	8.23	8.37	7.88	1.25	0.57	8.16	0.0013	3.34	6.53	10.20	78.46	0.97	0.56	4.59
Media										1.13	0.59	8.72	0.0013	3.73	7.81	9.85	83.22	0.91	0.52	37.12

Tabla 1.5: Tipo de Muestra: Difusor / Tamizado: T-48
Fibras largas

T-48	a ₁	a ₂	a ₃	L ₁	L ₂	L ₃	a _m	L _m	m	L _m /a _m	A _p	A _p /m
	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(gr)	(-)	(mm ²)	(cm ² /gr)
1	0.40	0.45	0.43	7.18	6.92	6.45	0.43	6.85	0.0050	16.05	2.92	5.85
2	0.63	0.51	0.49	7.40	6.79	6.60	0.54	6.93	0.0051	12.75	3.77	7.38
3	0.64	0.42	0.19	8.44	8.69	8.75	0.42	8.63	0.0036	20.70	3.59	9.98
4	0.50	0.21	0.23	10.83	10.81	10.80	0.31	10.81	0.0042	34.51	3.39	8.07
5	0.64	0.68	0.67	5.75	6.85	7.01	0.66	6.54	0.0049	9.85	4.34	8.85
6	0.57	0.50	0.48	6.22	6.25	6.40	0.52	6.29	0.0044	12.17	3.25	7.39
7	0.29	0.33	0.42	7.11	7.09	7.07	0.35	7.09	0.0036	20.45	2.46	6.83
8	0.21	0.27	0.30	9.94	9.88	10.38	0.26	10.07	0.0016	38.72	2.62	16.36
9	0.27	0.30	0.36	9.24	9.30	9.00	0.31	9.18	0.0036	29.61	2.85	7.91
10	0.28	0.33	0.41	6.39	6.44	6.62	0.34	6.48	0.0033	19.07	2.20	6.68
Media							0.41	7.89	0.0039	21.39	3.14	8.53
Medula												
T-48	a ₁	a ₂	a ₃	L ₁	L ₂	L ₃	a _m	L _m	m	L _m /a _m	A _p	A _p /m
	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(gr)	(-)	(mm ²)	(cm ² /gr)
1	0.45	0.47	0.35	2.36	2.46	2.62	0.42	2.48	0.0010	5.86	1.05	10.50
2	0.55	0.49	0.46	1.27	1.37	1.35	0.50	1.33	0.0015	2.66	0.67	4.43
3	0.55	0.61	0.58	2.22	2.23	2.32	0.58	2.26	0.0014	3.89	1.31	9.35
4	0.57	0.53	0.57	3.83	3.95	3.96	0.56	3.91	0.0020	7.03	2.18	10.89
5	0.72	0.80	0.61	3.51	3.93	3.66	0.71	3.70	0.0015	5.21	2.63	17.51
6	0.57	0.72	0.77	3.38	3.77	3.27	0.69	3.47	0.0008	5.06	2.39	29.81
7	0.27	0.30	0.25	2.71	2.66	2.63	0.27	2.67	0.0009	9.76	0.73	8.10
8	0.24	0.33	0.32	1.82	2.44	1.93	0.30	2.06	0.0024	6.96	0.61	2.55
9	0.53	0.47	0.30	1.96	1.71	1.65	0.43	1.77	0.0008	4.09	0.77	9.61
10	0.22	0.26	0.31	2.66	2.68	2.42	0.26	2.59	0.0013	9.82	0.68	5.24
Media							0.47	2.62	0.0014	6.03	1.30	10.8

Tabla 1.6: Tipo de Muestra: Difusor / Tamizado: T-100										
Médula										
T-100	a ₁	a ₂	a ₃	L ₁	L ₂	L ₃	a _m	L _m	L _m /a _m	A _p
	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(-)	(mm ²)
1	0.28	0.31	0.25	1.29	1.4	1.32	0.28	1.34	4.77	0.37
2	0.17	0.26	0.14	2.05	2.11	2.03	0.19	2.06	10.86	0.39
3	0.33	0.31	0.32	2.75	2.43	2.58	0.32	2.59	8.08	0.83
4	0.21	0.19	0.12	1.23	1.11	1.18	0.17	1.17	6.77	0.2
5	0.21	0.32	0.29	1.79	1.85	1.57	0.27	1.74	6.35	0.47
6	0.29	0.26	0.19	1.05	1.06	0.82	0.25	0.98	3.96	0.24
7	0.21	0.23	0.19	0.81	0.65	0.65	0.21	0.7	3.35	0.15
8	0.27	0.24	0.19	1.84	1.8	1.87	0.23	1.84	7.87	0.43
9	0.16	0.18	0.16	1.12	1.13	1.07	0.17	1.11	6.64	0.18
10	0.16	0.21	0.25	0.89	0.85	0.86	0.21	0.87	4.19	0.18
Media							0.23	1.44	6.29	0.35

Tabla 1.7: Tipo de muestra/ Tamizado: T-3.5

Fibras largas

T3.5	a ₁ (mm)	a ₂ (mm)	a ₃ (mm)	b ₁ (mm)	b ₂ (mm)	b ₃ (mm)	L ₁ (mm)	L ₂ (mm)	L ₃ (mm)	a _m (mm)	b _m (mm)	L _m (mm)	m (gr)	t (s)	L _m /a _m (-)	A _p (mm ²)	A _p /m (cm ² /gr)	D _p (mm ²)	V _p (mm ³)
1	2.10	2.45	2.68	0.67	0.99	0.74	46.21	45.85	45.84	2.41	0.8	45.97	0.0201	3.34	19.07	110.78	55.11	1.80	69.6
2	2.51	2.60	3.20	1.05	0.91	0.94	36.44	36.66	36.42	2.77	0.97	36.51	0.0205	3.15	13.18	101.12	49.33	2.07	76.77
3	4.95	5.23	4.41	1.07	1.68	2.12	33.52	33.66	33.7	4.86	1.62	33.18	0.0354	2.53	6.82	161.35	45.58	3.63	205.71
4	3.88	4.18	4.65	2.29	1.85	1.79	32.76	32.31	31.89	4.24	1.98	34.47	0.0654	2.20	8.14	146.04	22.33	3.31	226.72
5	6.84	6.84	4.99	2.08	2.12	2.26	38.58	38.76	37.21	6.22	2.15	38.88	0.0666	2.06	6.25	241.98	36.33	4.66	409.25
6	5.33	4.24	4.06	2.08	2.40	3.15	44.13	40.86	41.99	4.54	2.86	46.80	0.0597	1.92	10.30	212.64	35.62	3.79	477.09
7	5.79	5.18	1.30	3.02	3.15	0.99	55.25	54.29	55.28	4.09	2.03	50.51	0.0872	2.26	12.35	206.57	23.69	3.23	328.81
8	3.82	4.05	2.88	1.94	2.35	1.25	40.81	40.99	41.62	3.58	1.70	45.41	0.064	2.00	12.67	162.72	25.42	2.81	217.68
9	2.29	3.32	2.38	1.51	1.02	0.92	55.08	53.8	53.84	2.66	1.47	57.95	0.0364	3.01	21.76	154.35	42.40	2.15	178.20
10	5.24	5.77	4.32	2.47	2.12	1.06	68.02	64.94	65.07	5.11	1.88	66.01	0.0787	2.62	12.92	337.31	42.86	3.85	498.94
Media										4.05	1.75	45.57	0.0534	2.51	12.35	183.49	37.87	3.13	268.88

Fibras Cortas

T3.5	a ₁ (mm)	a ₂ (mm)	a ₃ (mm)	b ₁ (mm)	b ₂ (mm)	b ₃ (mm)	L ₁ (mm)	L ₂ (mm)	L ₃ (mm)	a _m (mm)	b _m (mm)	L _m (mm)	m (gr)	t (s)	L _m /a _m (-)	A _p (mm ²)	A _p /m (cm ² /gr)	D _p (mm ²)	V _p (mm ³)
1	1.80	1.60	1.85	0.40	0.44	0.48	19.96	19.47	20.08	1.75	0.44	19.84	0.0057	1.68	11.34	34.71	60.90	1.28	12.00
2	2.18	1.84	2.91	0.95	1.03	0.97	28.94	27.77	28.17	2.31	0.98	28.29	0.0128	3.20	12.25	65.36	51.06	1.78	50.48
3	2.85	2.65	2.56	1.26	1.33	1.29	19.32	19.05	19.07	2.69	1.29	19.15	0.0120	2.04	7.13	51.44	42.87	2.11	52.25
4	5.83	4.94	5.08	3.28	3.25	2.65	17.87	18.03	17.98	4.28	3.06	17.96	0.0434	1.84	4.19	76.93	17.73	3.72	184.88
5	4.00	2.83	2.08	1.86	1.20	1.19	25.14	24.90	24.18	3.54	1.42	24.74	0.0122	2.84	6.98	87.66	71.85	2.70	97.54
6	3.16	3.58	3.80	1.12	1.08	0.99	23.07	20.09	20.13	4.46	1.06	21.10	0.0151	2.68	4.73	94.09	62.31	3.24	78.58
7	6.53	6.62	6.64	2.47	2.97	2.82	19.04	15.75	20.41	7.02	2.75	18.40	0.0361	2.21	2.62	129.11	35.76	5.33	279.19
8	7.13	7.98	7.90	2.61	2.58	2.25	22.92	22.74	23.30	6.46	2.48	22.99	0.0355	3.01	3.56	148.57	41.85	4.90	289.38
9	4.28	4.18	4.28	15.70	1.60	1.55	15.69	14.95	15.78	4.86	6.28	15.47	0.0261	2.02	3.18	75.20	28.81	5.62	371.11
10	5.69	6.04	6.12	3.12	2.93	2.82	15.63	14.99	16.39	5.95	2.96	15.67	0.0451	1.54	2.63	93.24	20.67	4.70	216.51
Media										4.33	2.27	20.36	0.0244	2.31	5.86	85.63	43.38	3.54	163.19

Tabla 1.8: Tipo de Muestra: Molienda / Tamizado: T-7
Fibras largas

T-7	a ₁ (mm)	a ₂ (mm)	a ₃ (mm)	b ₁ (mm)	b ₂ (mm)	b ₃ (mm)	L ₁ (mm)	L ₂ (mm)	L ₃ (mm)	a _m (mm)	b _m (mm)	L _m (mm)	m (gr)	t (s)	L _m /a _m (-)	A _p (mm ²)	A _p /m (cm ² /gr)	D _p (mm ²)	S _p (mm ²)	V _p (mm ³)
1	3.76	4.1	4.19	1.88	2.41	2.53	30.46	27.57	27.94	4.02	2.27	28.66	0.0325	2.84	7.13	115.10	35.42	3.26	7.17	205.52
2	2.20	2.29	2.72	1.39	1.93	1.52	35.82	35.17	36.08	2.4	1.61	35.69	0.0307	2.21	14.85	85.77	27.94	2.05	3.05	108.69
3	2.79	2.01	2.48	0.81	0.98	0.61	45.77	43.23	40.57	2.43	0.80	41.11	0.0192	3.36	16.94	99.76	51.96	1.81	1.52	62.68
4	3.29	2.94	3.15	1.59	1.50	1.24	36.37	36.99	37.39	3.13	1.44	34.85	0.0287	2.59	11.15	108.97	37.97	2.44	3.54	123.53
5	2.11	2.03	2.83	0.64	0.73	0.74	31.3	30.80	32.11	2.32	1.00	32.93	0.0133	3.04	14.17	76.50	57.52	1.79	1.82	60.08
6	2.82	1.80	2.18	1.53	1.00	1.35	34.61	35.37	34.43	2.27	1.36	32.55	0.0185	2.86	14.36	73.77	39.88	1.87	2.42	78.80
7	3.41	4.03	4.53	1.73	1.33	1.13	28.31	28.60	27.93	3.99	1.11	30.82	0.0298	2.90	7.72	122.97	41.27	2.93	3.48	107.21
8	2.38	2.36	1.65	0.87	0.88	1.32	35.09	36.22	35.12	2.13	1.14	31.78	0.0203	2.53	14.92	67.69	33.35	1.71	1.91	60.61
9	3.68	3.87	4.13	1.22	1.37	1.40	26.40	25.13	30.57	3.89	1.36	29.90	0.0339	2.06	7.68	116.41	34.34	2.92	4.15	124.04
10	3.05	2.48	2.76	1.30	1.47	0.72	32.19	32.73	32.01	2.76	1.16	32.31	0.0212	2.45	11.69	89.28	42.11	2.12	2.52	81.58
Media										2.93	1.33	33.06	0.0248	2.68	12.06	95.62	40.17	2.29	3.16	101.27
Fibras Cortas																				
T-7	a ₁ (mm)	a ₂ (mm)	a ₃ (mm)	b ₁ (mm)	b ₂ (mm)	b ₃ (mm)	L ₁ (mm)	L ₂ (mm)	L ₃ (mm)	a _m (mm)	b _m (mm)	L _m (mm)	m (gr)	t (s)	L _m /a _m (-)	A _p (mm ²)	A _p /m (cm ² /gr)	D _p (mm ²)	S _p (mm ²)	V _p (mm ³)
1	2.71	2.74	2.75	1.60	1.51	1.57	18.88	18.35	18.97	2.73	1.56	18.73	0.0184	1.92	6.85	51.20	27.83	2.23	3.35	62.74
2	3.26	3.73	3.73	0.95	0.88	0.84	9.68	10.91	11.20	3.57	0.89	10.60	0.0064	2.37	2.97	37.87	59.16	2.60	2.50	26.47
3	4.45	4.56	4.39	1.74	1.57	1.59	6.37	5.99	4.91	4.47	1.63	5.76	0.0044	2.96	1.29	25.71	58.44	3.36	5.73	32.99
4	3.76	3.57	3.45	2.52	2.71	2.52	14.31	14.37	13.67	3.42	2.58	14.12	0.0095	3.10	4.13	48.23	50.77	3.03	6.93	97.86
5	2.67	2.51	2.92	1.70	1.71	1.74	15.42	16.33	17.56	2.33	1.72	16.44	0.0077	2.29	7.05	38.30	49.74	2.05	3.14	51.64
6	4.23	4.78	1.81	1.15	1.24	0.68	16.19	16.03	24.38	4.04	1.02	18.87	0.0259	2.21	4.67	76.16	29.40	2.94	3.24	61.21
7	3.53	3.92	3.10	1.87	1.99	1.84	16.63	13.83	14.93	3.71	1.90	15.13	0.0200	2.34	4.08	56.13	28.07	2.95	5.54	83.76
8	2.82	3.88	3.68	2.25	2.17	1.91	9.69	7.92	7.89	3.76	2.11	8.50	0.0065	2.86	2.26	31.96	49.17	3.05	6.23	52.96
9	5.00	4.91	4.58	1.09	1.22	1.16	10.48	9.65	9.24	4.12	1.16	9.79	0.0122	2.62	2.37	40.37	33.09	3.03	3.75	36.67
10	2.51	2.53	2.46	1.31	1.36	1.28	13.89	14.00	12.97	2.50	1.32	13.62	0.0063	2.50	5.45	34.05	54.05	2.00	2.59	35.21
Media										3.47	1.59	13.15	0.0117	2.52	4.11	44.00	43.97	2.72	4.30	54.15

Tabla 1.9: Tipo de Muestra: Molienda / Tamizado: T-14

Fibras largas

T14	a ₁ (mm)	a ₂ (mm)	a ₃ (mm)	b ₁ (mm)	b ₂ (mm)	b ₃ (mm)	L ₁ (mm)	L ₂ (mm)	L ₃ (mm)	a _m (mm)	b _m (mm)	L _m (mm)	m (gr)	t (s)	L _m /a _m (-)	A _p (mm ²)	A _p /m (cm ² /gr)	D _p (mm ²)	S _p (mm ²)	V _p (mm ³)
1	1.60	1.62	1.85	0.48	0.51	0.55	26.48	28.05	28.56	1.69	0.51	27.70	0.0054	4.51	16.39	46.81	86.68	1.25	0.68	18.87
2	1.86	1.77	1.62	0.42	0.59	0.63	29.10	30.14	22.87	1.75	0.55	27.37	0.0112	3.04	15.64	47.90	42.77	1.30	0.75	20.56
3	1.72	1.35	1.82	0.67	0.66	0.45	36.65	35.53	36.20	1.63	0.59	32.96	0.0108	2.24	20.22	53.73	49.75	1.23	0.76	25.04
4	1.84	1.42	1.75	0.59	0.51	0.52	25.05	26.04	26.12	1.67	0.54	30.16	0.0063	3.34	18.06	50.36	79.94	1.24	0.71	21.36
5	1.70	1.69	1.68	0.72	0.91	0.90	36.62	39.30	39.6	1.69	0.77	35.51	0.0166	3.04	21.01	60.01	36.15	1.31	1.02	36.29
6	1.42	1.19	1.58	0.50	0.61	0.47	30.88	30.30	30.39	1.40	0.52	34.43	0.0072	3.64	24.65	48.08	66.78	1.05	0.57	19.51
7	1.30	1.35	1.08	0.47	0.42	0.49	47.20	42.01	39.78	1.24	0.57	39.31	0.0075	3.15	31.62	48.88	65.17	0.97	0.56	22.01
8	1.78	1.67	1.74	0.81	0.43	0.86	29.34	30.95	29.17	1.73	0.65	29.94	0.0148	2.80	17.31	51.80	35.00	1.31	0.88	26.31
9	1.97	1.75	1.75	0.65	0.47	0.45	33.07	31.31	32.92	1.82	0.54	31.51	0.0092	2.86	17.28	57.46	62.46	1.34	0.77	24.37
10	1.90	1.84	1.91	0.70	0.83	0.89	29.06	28.55	28.32	1.88	0.81	28.64	0.0127	2.98	15.21	53.94	42.48	1.45	1.19	34.18
Media										1.65	0.60	31.75	0.0102	3.16	19.74	51.90	56.72	1.24	0.79	24.85

Fibras Cortas

T14	a ₁ (mm)	a ₂ (mm)	a ₃ (mm)	b ₁ (mm)	b ₂ (mm)	b ₃ (mm)	L ₁ (mm)	L ₂ (mm)	L ₃ (mm)	a _m (mm)	b _m (mm)	L _m (mm)	m (gr)	t (s)	L _m /a _m (-)	A _p (mm ²)	A _p /m (cm ² /gr)	D _p (mm ²)	S _p (mm ²)	V _p (mm ³)
1	2.06	1.80	1.89	1.09	1.00	1.13	10.58	10.50	10.30	1.92	1.07	10.46	0.0039	3.36	5.46	20.05	51.41	1.55	1.62	16.9
2	2.57	2.53	2.47	1.60	1.44	1.42	10.87	10.84	10.58	2.52	1.49	10.76	0.0045	3.18	4.27	27.16	60.35	2.07	2.95	31.71
3	1.61	1.75	1.79	0.96	1.01	1.03	11.09	10.99	11.24	1.72	1.00	11.11	0.0026	3.73	6.47	19.07	73.33	1.40	1.35	14.97
4	1.45	1.77	1.86	0.66	0.96	0.80	12.57	12.62	12.38	1.66	0.81	12.52	0.0031	2.98	7.54	20.79	67.06	1.31	1.05	13.17
5	1.95	1.63	1.76	1.14	1.08	1.08	18.12	17.72	18.09	1.75	1.10	17.98	0.0072	2.37	10.29	31.4	43.61	1.46	1.51	27.13
6	1.68	1.58	1.66	0.56	0.56	0.78	10.27	10.14	10.08	1.72	0.63	10.16	0.0018	2.89	5.91	17.48	97.12	1.30	0.86	8.70
7	1.97	1.96	1.90	0.88	1.07	1.02	16.34	15.72	15.38	1.86	0.99	15.81	0.0037	3.14	8.50	29.41	79.49	1.49	1.45	22.87
8	1.78	1.65	1.65	1.13	1.19	1.15	14.46	14.12	12.14	2.15	1.16	13.57	0.0031	3.02	6.32	29.14	93.99	1.72	1.95	26.47
9	2.85	2.92	3.01	0.83	0.85	0.81	9.20	9.57	9.07	2.46	0.83	9.28	0.004	3.26	3.78	22.8	56.99	1.83	1.6	14.86
10	1.85	1.57	1.60	0.62	0.66	0.65	11.17	11.22	10.81	1.67	0.64	11.07	0.0043	2.58	6.61	18.52	43.07	1.27	0.85	9.36
Media										1.94	0.97	12.27	0.0038	3.05	6.52	23.58	66.64	1.54	1.52	18.61

Tabla 1.10: Tipo de Muestra: Molienda / Tamizado: T-28
Fibras largas

T-28	a ₁	a ₂	a ₃	b ₁	b ₂	b ₃	L ₁	L ₂	L ₃	a _m	b _m	L _m	m	t	L _m /a _m	A _p	A _p /m	D _p	S _p	V _p
	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(gr)	(s)	(-)	(mm ²)	(cm ² /gr)	(mm ²)	(mm ²)	(mm ³)
1	1.14	0.94	1.20	0.38	0.39	0.41	25.44	25.32	25.09	1.09	0.39	25.28	0.0028	5.15	23.13	27.64	98.73	0.82	0.34	8.54
2	0.76	1.25	1.17	0.60	0.68	0.72	20.19	19.60	20.13	1.06	0.67	19.97	0.0042	3.53	18.84	21.17	50.41	0.89	0.56	11.09
3	0.81	0.86	0.88	0.35	0.35	0.38	21.74	21.75	21.78	0.85	0.36	22.14	0.0032	3.59	26.05	18.82	58.82	0.65	0.24	5.32
4	0.76	0.78	0.80	0.41	0.41	0.46	22.48	22.91	22.70	0.78	0.43	24.88	0.0024	3.95	31.90	19.41	80.86	0.63	0.26	6.50
5	0.75	0.93	1.03	0.34	0.44	0.57	30.41	29.46	28.59	0.90	0.44	27.21	0.0037	3.85	30.12	24.58	66.42	0.71	0.31	8.43
6	1.02	1.03	1.06	0.30	0.41	0.47	26.62	22.62	22.74	1.04	0.40	28.95	0.0029	4.06	27.92	30.01	103.48	0.79	0.33	9.43
7	0.77	0.92	0.99	0.32	0.42	0.55	37.40	37.48	37.00	0.89	0.45	33.94	0.0025	5.72	37.99	30.32	121.27	0.71	0.32	10.79
8	0.53	0.54	0.62	0.39	0.43	0.45	26.87	27.41	27.21	0.56	0.36	29.18	0.0020	4.26	51.79	16.44	82.18	0.47	0.16	4.69
9	0.76	0.82	1.10	0.21	0.24	0.28	30.04	33.45	33.46	0.89	0.17	21.17	0.0022	4.01	23.69	18.91	85.95	0.64	0.12	2.57
Media										0.90	0.41	25.90	0.0028	4.24	30.16	23.03	83.12	0.70	0.29	7.49
Fibras Cortas																				
T-28	a ₁	a ₂	a ₃	b ₁	b ₂	b ₃	L ₁	L ₂	L ₃	a _m	b _m	L _m	m	t	L _m /a _m	A _p	A _p /m	D _p	S _p	V _p
	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(gr)	(s)	(-)	(mm ²)	(cm ² /gr)	(mm ²)	(mm ²)	(mm ³)
1	0.92	1.09	1.09	0.41	0.41	0.45	10.49	10.19	10.07	1.03	0.42	10.25	0.0010	4.62	9.92	10.59	105.92	0.79	0.34	3.52
3	1.35	1.13	1.09	0.43	0.51	0.52	10.36	10.77	11.11	1.19	0.49	10.75	0.0009	3.62	9.03	12.79	142.09	0.91	0.45	4.89
4	1.39	1.44	1.36	0.40	0.47	0.52	11.5	10.8	11.12	1.40	0.46	11.14	0.0009	3.76	7.98	15.56	172.88	1.04	0.51	5.66
5	1.91	1.79	1.81	0.45	0.55	0.43	9.2	9.42	8.75	1.84	0.48	9.12	0.0011	5.00	4.97	16.76	152.33	1.34	0.69	6.27
6	1.26	1.27	1.31	0.42	0.47	0.46	8.12	7.93	8.73	1.28	0.45	8.26	0.0012	4.18	6.45	10.57	88.11	0.96	0.45	3.74
8	1.17	1.25	1.40	0.45	0.48	0.70	6.82	6.84	7.52	1.27	0.54	7.06	0.0008	4.76	5.54	8.99	112.37	0.98	0.54	3.84
Media										1.34	0.47	9.43	0.00098	4.32	7.32	12.54	128.95	1.00	0.50	4.65

Tabla 1.11: Tipo de Muestra: Molienda / Tamizado: T-48										
Fibras Largas										
T-48	a ₁	a ₂	a ₃	L ₁	L ₂	L ₃	a _m	L _m	L _m /a _m	A _p
	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(-)	(mm ²)
1	0.34	0.63	0.37	6.89	6.57	7.26	0.45	6.91	15.46	3.08
2	0.45	0.32	0.39	12.65	12.84	12.74	0.39	12.74	32.96	4.93
3	0.43	0.43	0.37	5.94	6.54	6.57	0.41	6.35	15.49	2.60
4	0.52	0.40	0.46	5.27	5.46	5.60	0.46	5.44	11.83	2.50
5	0.20	0.40	0.37	6.60	6.66	5.77	0.32	6.34	19.62	2.05
6	0.35	0.35	0.35	10.03	9.84	9.77	0.35	9.88	28.23	3.46
7	0.29	0.32	0.32	6.03	6.03	6.03	0.31	6.02	19.42	1.87
8	0.26	0.23	0.20	9.93	9.44	9.57	0.23	9.65	41.94	2.22
9	0.40	0.34	0.43	8.09	8.20	7.79	0.39	8.03	20.58	3.13
10	0.33	0.40	0.40	10.83	10.71	10.74	0.38	10.76	28.57	4.05
Media							0.37	8.21	23.41	2.99
Medula										
T-48	a ₁	a ₂	a ₃	L ₁	L ₂	L ₃	a _m	L _m	L _m /a _m	A _p
	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(-)	(mm ²)
1	0.34	0.37	0.29	3.99	4.01	4.11	0.33	4.04	12.11	1.35
2	0.28	0.32	0.24	3.41	3.41	3.58	0.28	3.47	12.38	0.97
3	0.35	0.40	0.37	2.56	2.55	2.68	0.37	2.60	6.96	0.97
4	0.46	0.46	0.30	3.46	3.17	2.82	0.41	3.15	7.75	1.28
5	0.20	0.23	0.20	1.89	1.81	2.01	0.21	1.90	9.06	0.40
6	0.39	0.40	0.32	3.11	3.44	3.25	0.37	3.27	8.83	1.21
7	0.41	0.58	0.58	3.08	2.85	3.06	0.52	3.00	5.73	1.57
8	0.48	0.52	0.42	4.23	4.19	4.26	0.47	4.23	8.93	2.00
9	0.71	0.71	0.48	3.00	3.19	2.97	0.63	3.05	4.82	1.93
10	0.56	0.42	0.49	3.47	3.32	3.48	0.49	3.42	6.99	1.68
Media							0.41	3.21	8.35	1.34

Tabla 1.12: Tipo de Muestra: Molienda/Tamizado: T-100 Medula										
T-100	a ₁	a ₂	a ₃	L ₁	L ₂	L ₃	a _m	L _m	L _m /a _m	A _p
	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(mm)	(-)	(mm ²)
1	0.13	0.15	0.07	1.01	0.83	0.9	0.12	0.91	7.83	0.11
2	0.13	0.15	0.07	1.09	1.01	1.05	0.12	1.05	8.97	0.12
3	0.21	0.18	0.17	0.66	0.69	0.62	0.19	0.66	3.52	0.12
4	0.15	0.16	0.16	1.04	0.87	0.99	0.16	0.97	6.17	0.15
5	0.06	0.12	0.09	1.16	1.04	1.05	0.09	1.08	12.04	0.1
6	0.09	0.1	0.12	1.04	1.04	1.05	0.1	1.04	10.1	0.11
7	0.12	0.13	0.12	1.23	1.23	1.17	0.12	1.21	9.81	0.15
8	0.13	0.24	0.29	0.82	0.7	0.49	0.22	0.67	3.05	0.15
9	0.33	0.37	0.33	0.4	0.4	0.38	0.34	0.39	1.15	0.14
10	0.34	0.25	0.21	0.77	0.74	0.81	0.27	0.77	2.9	0.21
Media							0.17	0.88	6.55	0.13

Anexo 2 – Condiciones de diseño de la caldera TSXG

Tabla 2.1: Análisis inmediato y elemental del combustible de diseño caldera TSXG

ANÁLISIS ELEMENTAL					
CARBON ANTRACITA		MEDULA DE BAGAZO		MEDULA + CARBON	
Elemento	%	Elemento	%	Elemento	%
Carbono	82.14	Carbono	24.21	Carbono	5358
Hidrogeno	1.22	Hidrogeno	2.90	Hidrogeno	2.05
Azufre	0.54	Azufre	0.02	Azufre	0.28
Nitrógeno	0.57	Nitrógeno	0.11	Nitrógeno	0.34
Oxigeno	1.47	Oxigeno	20.15	Oxigeno	10.68
Cloro	0.04	Cloro	0.12	Cloro	0.08
Humedad	5.76	Humedad	51.00	Humedad	28.06
Ceniza	8.26	Ceniza	1.49	Ceniza	4.93
Total	100	Total	100	Total	100
Análisis Inmediato		Análisis Inmediato			
Elemento	%	Elemento	%		
Carbono	78.68	Carbono	5.79		
M. Volátil	7.30	M. Volátil	41.72		
Humedad	5.76	Humedad	51.00		
Ceniza	8.26	Ceniza	1.49		
Total	100	Total	100		
Poder Calorífico Inferior		Poder Calorífico Inferior		Poder Calorífico Inferior	
6902 Cal/g		1772 Cal/g		18286 Cal/g	

Fuente: libro de especificaciones técnicas – Caldera TSXG

Tabla 2.2: Datos nominales del sistema de cogeneración ciclo térmico Trupal

Etap	Estado	Temperatura (°C)	Presión (bar)	Flujo (Ton/h)	Entalpia (kJ/kg)
1	Vapor Sobrec.	490	70	130	3,372
2	Vapor Sobrec.	375	42	130	3,149
3	Vapor Húmedo	60	0.064	50	2,101
4	Vapor Saturad	260	10.54	33	2,384
5	Vapor Saturad	180	10.54	38	2,235
6	Condensado	63.2	0.064	27	194
7	Condensado	65	2.24	27	199
8	Condensado	114	1.12	50	134
9	Condensado	115.9	1.12	50	136
10	Liquido	40	120	18	62.8
11	Liquido	104	0.06	149	436
12	Liquido	106.2	85	149	438.2
13	Liquido	106.2	24	9	443.3
14	Solido	25	X	12.7	X
15	solido	25	X	12.7	X
16	Liquido	X	X	3	X
17	Vapor Saturad	279	74	130	2,783
18	Vapor Saturad	279	74	7	2,783
19	Vapor Húmedo	170	6.2	5	2,134
20	Vapor Húmedo	200	7.6	138	2,278
21	Liquido	29	0.06	X	X
22	Liquido	39	2.1	X	X
23	Liquido	37.6	118.2	20	324

Tabla 2.3: Especificaciones técnicas de la caldera TSXG

ESPECIFICACIONES TECNICAS	DISEÑO				
	30%	50%	60%	80%	100%
Generación de vapor (Ton/h)	39	65	78	104	130
Temperatura del Vapor Sobrecalentado (°C)	460	470	480	485	490
Presión de Vapor Sobrecalentado (MPa)	6.2	6.5	6.6	6.7	6.86
Consumo combustible (carbón+médula) (Ton/h)	-	12.9	14.5	19.4	23.76
Consumo de combustible (solo carbón) (Ton/h)	5	8.44	9.3	12.27	15.84
Ratio de Calcio/Azufre	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5
Consumo de piedra caliza (Ton/h)	0.54	0.54	0.54	0.54	0.54
Exceso de aire (%)	26	24	22	21	20
Flujo de agua a atemperador (Ton/h)	2.4	3.6	4.75	5.3	5.96
Temperatura del lecho (°C)	860	860	860	860	860
Temperatura en área de sobrecalentamiento (°C)	950	950	950	950	950
Temperatura de los gases de escape (°C)	130	136	140	144	180
Temperatura del agua de alimentación (°C)	104	104	104	104	104
Flujo de gases de combustión (Nm³/h)	53199	88666	106399	141865	177331
Flujo de aire total (Nm³/h)	44163	73605	88326	117768	147210
Flujo de aire primario (Nm³/h)	22082	36803	44163	58884	73605
Flujo de aire secundario (Nm³/h)	13249	22082	26498	35330	44163
Flujo de aire terciario (Nm³/h)	8833	14721	17665	23554	29442
Temperatura del aire primario (°C)	200	200	205	205	210
Poder calorífico (carbón + medula) (kJ/kg)	18286	18286	18286	18286	18286
Poder calorífico (solo carbón) (kJ/kg)	28850	28850	28850	28850	28850
Eficiencia (carbón + medula) (%)	-	78.44	85.43	86.32	88.35
Eficiencia (carbón) (%)	69.75	78.20	85.00	86.10	88.00
Dióxido de azufre (SO ₂) (mg/Nm³)	801.2	801.2	801.2	801.2	801.2
Óxidos de nitrógeno (NO _x) (mg/Nm³)	250	250	250	250	250
Particulado (mg/Nm³)	<50	<50	<50	<50	<50

Anexo 3: Esquema del sistema de cogeneración de Papelera Trupal S.A. - Cartavio

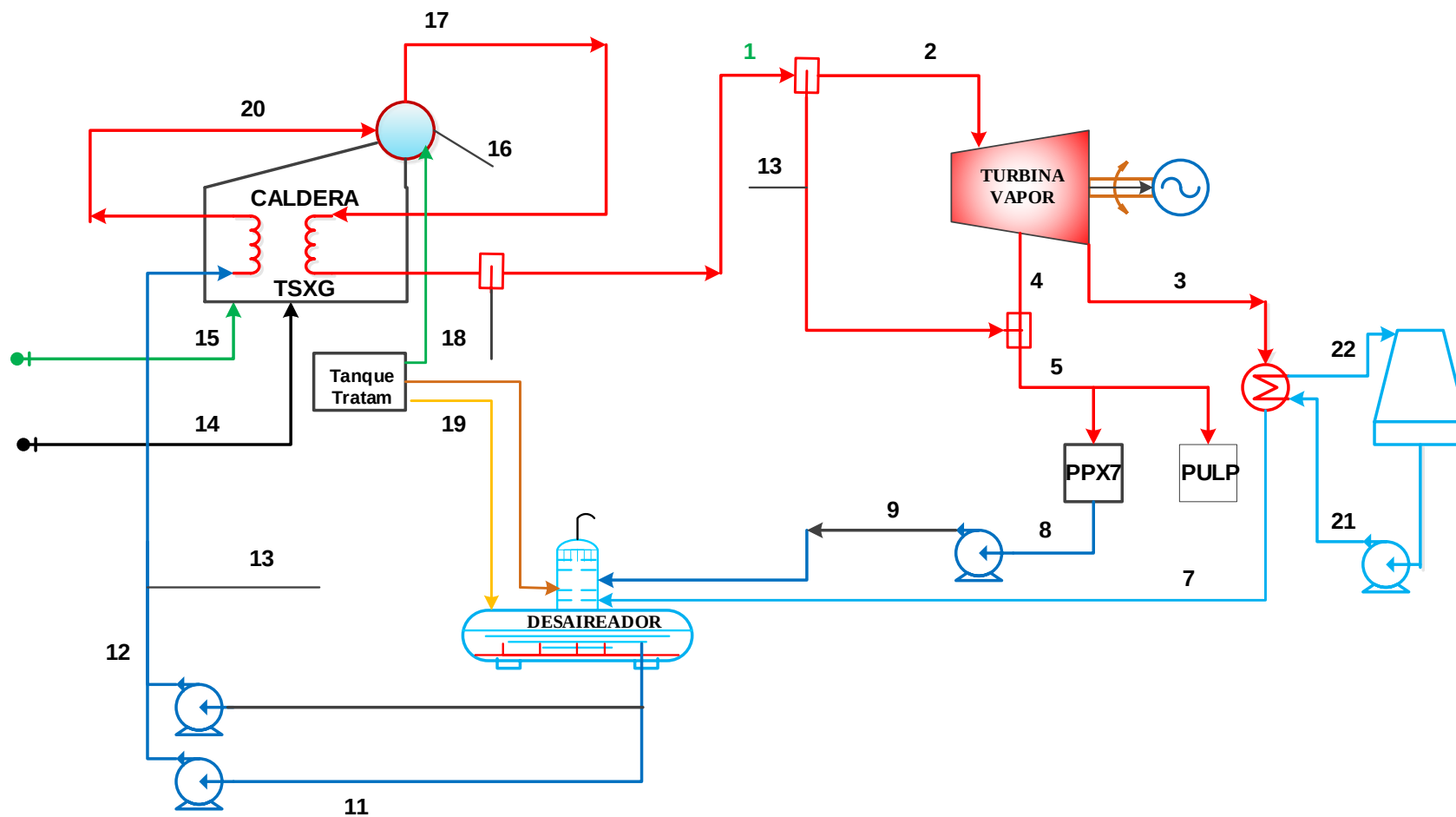


Figura 2.1: Esquema del sistema de cogeneración de Papelera Trupal S.A. - Cartavio

Anexo 4 – Condiciones reales de la caldera TSXG

Condiciones reales de la caldera TSXG

Especificación Técnica de las Variables.	Sistema de unidades	Carga útil Al 60%	Situación Actual
Generación de vapor	Ton/h	78	80
Temp. vapor sobrecalentado	°C	480	470
Presión vapor sobrecalentado	MPa	6.60	6.70
Consumo comb (C + medula)	Ton/h	14.50	20.30
Consumo comb (solo carbón)	Ton/h	9.90	15.71
Ratio Calcio/azufre	-----	2.50	-----
Consumo de cal industrial	Ton/h	0.54	-----
Exceso de aire	%	22	10
Flujo de agua a atemperador	Ton/h	4.75	2.30
Temperatura del lecho	°C	860	990
Temperatura en sobrecalentador	°C	950	990
Temperatura gases de escape	°C	140	180
Temperatura agua alimentación	°C	104	102
Relación: aire/combustible	-----	9.11	8.31
Flujo de gases de combustión	Nm ³ /h	106399	-----
Flujo de aire total	Nm ³ /h	88326	77499
Flujo de aire primario	Nm ³ /h	44163	41143
Flujo de aire secundario	Nm ³ /h	26498	17081
Flujo de aire terciario	Nm ³ /h	17665	19275
Temperatura de aire primario	°C	205	121
Poder calórico (carbon+medula)	kJ/kg	18285	19374
Poder calórico (solo carbón)	kJ/kg	28850	21541
Eficiencia (carbón + medula)	%	86.13	73.96
Eficiencia (solo carbón)	%	86	73
Dióxido de azufre (SO ₂)	mg/Nm ³	801.20	-----
Óxidos de Nitrógeno (NO _x)	mg/Nm ³	250	-----
Material particulado	mg/Nm ³	<50	-----

Anexo 5 – Programa de cálculo del Coeficiente de Arrastre y de la Velocidad terminal de las partículas de bagazo.

Programa para el cálculo del Coeficiente de Arrastre y la Velocidad terminal del bagazo de caña tipo fibra.

“Programa Principal”

```
global k2 k1 m D L
```

```
j = 1;
i = 1;
errop = [ ]
kf = [ ]
```

```
for k2=-0.1:0.02:-0.02
```

```
    for k1=0.5:0.1:10
```

```
        for j=1:129
```

```
            m = masa(j);
```

```
            D = diametro(j);
```

```
            L = longitud(j);
```

```
            tfinal = tempo(j);
```

```
            tspan=[0:0.001:tfinal];
```

```
            y0 = [0.01];
```

```
            [t,y] = ode23(@veloc,tspan,y0);
```

```
            %Distancia recorrida en un paso de integración
```

```
            h = [y.*0.001];
```

```
            %Distancia total recorrida por la partícula j
```

```
            z = sum(h);
```

```
            %Erro calcula para la partícula j
```

```
            erroj(j) = (6 - z)^2/129 ;
```

```
        j=j+1;
```

```
    end
```

```
    kfinal(i) = k1;
```

```
    erro(i) = sum(erroj);
```

```
    i=i+1;
```

```
    j=1
```

```
end
```

```
kf = [kf, kfinal];
```

```
errop = [errop, erro];
```

```

    i=1
end

```

```

erro_minimo = min(errop)
zz = kf';
zzz = errop';
verificando = [zz zzz]

```

```

hold on
plot(zz(1:96),zzz(1:96),'b:');
plot(zz(1:96),zzz(97:192),'g--');
plot(zz(1:96),zzz(193:288),'r+');
plot(zz(1:96),zzz(289:384),'mp');
plot(zz(1:96),zzz(385:480),'ks');
legend('-0.5','-0.4','-0.3','-0.2','-0.1')
xlabel('k1');
ylabel('Erro');

```

“Programa para el cálculo de la velocidad terminal”

```

function acel = veloc(t,y)
global k2 k1 m D L

```

```

%Valores constantes
g = 9.81;
rho = 1.118;
mi = 0.00001839;

```

```

%Valores variables
A = D.*L;
Re = rho.*y.*D./mi;
Cd = k1.*Re.^k2;

```

```

acel = g - (A.*Cd.*rho.*y.^2)./(2.*m);

```

**Anexo 6 – Programa de cálculo del Balance de Energía y Eficiencia de la Caldera
TSXG.**

Programa de Cálculo del Balance de Energía en la Caldera TSXG, EES v8.4

"Condiciones Ambientales"

```
R_aire=8.31
T_1=15 [C]
P_atm=101
P_sat=((105738400*exp(-(3928.5/(T_1+231.667))))/51.699226)*6.98
P_vap=(R_aire/100)*P_sat
e_aire=10
```

"Aire"

```
a_stoic=a_1+a_2/2+a_3-a_4
O2_aire=a_stoic
N2_aire=3.76*O2_aire
a_7=((R_aire/100)*P_sat)/(P_atm-
((R_aire/100)*P_sat))*(O2_aire+N2_aire)*(1+e_aire/100))
```

"Balance de combustión"

"Consumo de combustible:"

```
C_carbon=13.3 [ton/hr]
C_medula=7 [ton/hr]
```

"Generación de vapor"

```
G_Vapor=80 [ton/hr]
```

"Análisis gravimétrico del combustible como llega al almacén"

"Para el carbón:"

```
ca_carbon=65.7
ca_hidrogeno=1.34
ca_oxigeno=1.02
ca_nitrogeno=0.15
ca_azufre=0.89
ca_cenizas= 28.40
ca_agua=2.50
```

"Para la Medula:"

```
md_carbon=24.21
md_hidrogeno=2.90
md_oxigeno=20.15
md_nitrogeno=0.11
md_azufre=0.02
md_cenizas=1.61
md_agua=51
```

"Para la mezcla de ambos combustibles"

```

mix_carbon=((ca_carbon*C_carbon/100)+(md_carbon*C_medula/100))/(C_carbon+
C_medula)
mix_hidrogeno=((ca_hidrogeno*C_carbon/100)+(md_hidrogeno*C_medula/100))/(C_
carbon+C_medula)
mix_oxigeno=((ca_oxigeno*C_carbon/100)+(md_oxigeno*C_medula/100))/(C_carbo
n+C_medula)
mix_nitrogeno=((ca_nitrogeno*C_carbon/100)+(md_nitrogeno*C_medula/100))/(C_c
arbon+C_medula)
mix_azufre=((ca_azufre*C_carbon/100)+(md_zufre*C_medula/100))/(C_carbon+C_
medula)
mix_cenizas=((ca_cenizas*C_carbon/100)+(md_cenizas*C_medula/100))/(C_carbon
+C_medula)
mix_agua=((ca_agua*C_carbon/100)+(md_agua*C_medula/100))/(C_carbon+C_me
dula)

```

"Análisis gravimétrico del combustible SIN CENIZAS"

```

a_carbon=mix_carbon*100/(1-mix_cenizas)
a_hidrogeno=mix_hidrogeno*100/(1-mix_cenizas)
a_oxigeno=mix_oxigeno*100/(1-mix_cenizas)
a_nitrogeno=mix_nitrogeno*100/(1-mix_cenizas)
a_azufre=mix_azufre*100/(1-mix_cenizas)
a_agua=mix_agua*100/(1-mix_cenizas)

```

"% de carbón no quemado"

```
c_2=5
```

"Carbón utilizado"

```
c_1=a_carbon*(1-(c_2/100))
```

"kmol/kg de combustible"

a_1=c_1/(12*100)	"kmol_carbon/kg_combustible"
a_2=a_hidrogeno/(2*100)	"kmol_hidrogeno/kg_combustible"
a_3=a_azufre/(32*100)	"kmol_azufre/kg_combustible"
a_4=a_oxigeno/(32*100)	"kmol_oxigeno/kg_combustible"
a_5=a_agua/(18*100)	"kmol_agua/kg_combustible"
a_6=a_nitrogeno/(28*100)	"kmol_nitrogeno/kg_combustible"

"Sistema de ecuaciones para el balance de la combustión"

"Reacción de combustión"

" $(a_1 + a_2 + a_3 + a_4 + a_5 + a_6) + b(O_2 + 3.76N_2) = cCO_2 + dCO + eH_2O + fN_2 + gO_2 + iNO + jSO_2$ "

"Balance de carbono:" $a_1 - c - d = 0$

"Balance de hidrogeno:" $a_2 - e = 0$

"Balance de azufre:" $a_3 - j = 0$

"Balance de oxígeno:" $a_4 + b - c - d/2 - e/2 - g - i/2 - j = 0$

"Balance de nitrógeno:" $a_6 + b \cdot 3.76 - f - i/2 = 0$

"Humedad total:" $w_{total} = a_2 + a_5 + a_7$

"Oxígeno necesario para la combustión estequiométrica"

$b = a_{stoic} \cdot (1 + (e_{aire}/100))$

"Oxígeno total 15% de exceso de aire"

$n_{total} = c + b_{CO_2} + d + w_{total} + f + b_3 + i$

$i = 0.0000249$

$d = 3.931/1000000$

"Relación aire/combustible"

$R_{AireComb} = a_{stoic} \cdot MOLARMASS(O_2) + 3.76 \cdot a_{stoic} \cdot MOLARMASS(N_2) + a_7 \cdot MOLARMASS(H_2O) + 4.76 \cdot a_{stoic} \cdot (e_{aire}/100) \cdot MOLARMASS(air)$

"Balance de Caliza $CaCO_3$ "

" $CaCO_3 + \text{Calor} = CaO + CO_2$ "

" $CaO + SO_2 = CaSO_4$ "

"Relación calcio azufre:"

$R_{CaS} = 0$

"Relación química de caliza"

" $(R_{CaS}) \cdot j \cdot CaO + j \cdot SO_2 + g \cdot O_2 = b_1 \cdot CaSO_4 + b_2 \cdot CaO + b_3 \cdot O_2$ "

"Sistema de ecuaciones:"

"Balance de Calcio:" $b_2 = R_{CaS} \cdot j - j$

"Balance de azufre:" $b_1 = j$

"Balance de oxígeno:" $((R_{CaS} \cdot j)/2) + j + g - 2 \cdot b_1 - (b_2/2) - b_3 = 0$

"Condiciones Ambientales"

R_aire=8.314

T_1=15 [C]

P_atm=101

$P_{sat} = ((105738400 * \exp(-(3928.5 / (T_1 + 231.667)))) / 51.699226) * 6.98$

$P_{vap} = (R_{aire} / 100) * P_{sat}$

e_aire=10

"Aire"

$a_{stoic} = a_1 + a_2/2 + a_3 - a_4$

O2_aire=a_stoic

N2_aire=3.76*O2_aire

$a_7 = (((R_{aire} / 100) * P_{sat}) / (P_{atm} - ((R_{aire} / 100) * P_{sat}))) * (O2_{aire} + N2_{aire}) * (1 + e_{aire} / 100)$

"Balance de combustión"

"Consumo de combustible:"

C_carbon=13.3 [ton/hr]

C_medula=7 [ton/hr]

"Generación de vapor"

G_Vapor=80 [ton/hr]

"Análisis gravimétrico del combustible como llega al almacén"

"Para el carbón:"

ca_carbon=65.7

ca_hidrogeno=1.34

ca_oxigeno=1.02

ca_nitrogeno=0.15

ca_azufre=0.89

ca_cenizas= 28.40

ca_agua=2.50

"Para la Medula:"

md_carbon=24.21

md_hidrogeno=2.90

md_oxigeno=20.15

md_nitrogeno=0.11

md_azufre=0.02

md_cenizas=1.61

md_agua=51

"Para la mezcla de ambos combustibles"

$$\text{mix_carbon} = ((\text{ca_carbon} * \text{C_carbon} / 100) + (\text{md_carbon} * \text{C_medula} / 100)) / (\text{C_carbon} + \text{C_medula})$$

$$\text{mix_hidrogeno} = ((\text{ca_hidrogeno} * \text{C_carbon} / 100) + (\text{md_hidrogeno} * \text{C_medula} / 100)) / (\text{C_carbon} + \text{C_medula})$$

$$\text{mix_oxigeno} = ((\text{ca_oxigeno} * \text{C_carbon} / 100) + (\text{md_oxigeno} * \text{C_medula} / 100)) / (\text{C_carbon} + \text{C_medula})$$

$$\text{mix_nitrogeno} = ((\text{ca_nitrogeno} * \text{C_carbon} / 100) + (\text{md_nitrogeno} * \text{C_medula} / 100)) / (\text{C_carbon} + \text{C_medula})$$

$$\text{mix_azufre} = ((\text{ca_azufre} * \text{C_carbon} / 100) + (\text{md_azufre} * \text{C_medula} / 100)) / (\text{C_carbon} + \text{C_medula})$$

$$\text{mix_cenizas} = ((\text{ca_cenizas} * \text{C_carbon} / 100) + (\text{md_cenizas} * \text{C_medula} / 100)) / (\text{C_carbon} + \text{C_medula})$$

$$\text{mix_agua} = ((\text{ca_agua} * \text{C_carbon} / 100) + (\text{md_agua} * \text{C_medula} / 100)) / (\text{C_carbon} + \text{C_medula})$$

"Análisis gravimétrico del combustible SIN CENIZAS"

$$\text{a_carbon} = \text{mix_carbon} * 100 / (1 - \text{mix_cenizas})$$

$$\text{a_hidrogeno} = \text{mix_hidrogeno} * 100 / (1 - \text{mix_cenizas})$$

$$\text{a_oxigeno} = \text{mix_oxigeno} * 100 / (1 - \text{mix_cenizas})$$

$$\text{a_nitrogeno} = \text{mix_nitrogeno} * 100 / (1 - \text{mix_cenizas})$$

$$\text{a_azufre} = \text{mix_azufre} * 100 / (1 - \text{mix_cenizas})$$

$$\text{a_agua} = \text{mix_agua} * 100 / (1 - \text{mix_cenizas})$$

"% de carbón no quemado"

$$\text{c_2} = 5$$

"Carbón utilizado"

$$\text{c_1} = \text{a_carbon} * (1 - (\text{c_2} / 100))$$

"kmol/kg de combustible"

$$\text{a_1} = \text{c_1} / (12 * 100)$$

"kmol_carbon/kg_combustible"

$$\text{a_2} = \text{a_hidrogeno} / (2 * 100)$$

"kmol_hidrogeno/kg_combustible"

$$\text{a_3} = \text{a_azufre} / (32 * 100)$$

"kmol_azufre/kg_combustible"

$$\text{a_4} = \text{a_oxigeno} / (32 * 100)$$

"kmol_oxigeno/kg_combustible"

$$\text{a_5} = \text{a_agua} / (18 * 100)$$

"kmol_agua/kg_combustible"

$$\text{a_6} = \text{a_nitrogeno} / (28 * 100)$$

"kmol_nitrogeno/kg_combustible"

"Sistema de ecuaciones para el balance de la combustión"

"Reacción de combustión"

$$(\text{a_1} + \text{a_2} + \text{a_3} + \text{a_4} + \text{a_5} + \text{a_6}) + \text{b} * (\text{O}_2 + 3.76 * \text{N}_2) = \text{c} * \text{CO}_2 + \text{d} * \text{CO} + \text{e} * \text{H}_2\text{O} + \text{f} * \text{N}_2 + \text{g} * \text{O}_2 + \text{i} * \text{NO} + \text{j} * \text{SO}_2$$

"Balance de carbono:" $a_1 - c - d = 0$
 "Balance de hidrogeno:" $a_2 - e = 0$
 "Balance de azufre:" $a_3 - j = 0$
 "Balance de oxígeno:" $a_4 + b - c - d/2 - e/2 - g - i/2 - j = 0$
 "Balance de nitrógeno:" $a_6 + b \cdot 3.76 - f - i/2 = 0$

"Humedad total:" $w_{total} = a_2 + a_5 + a_7$

"Oxígeno necesario para la combustión estequiométrica"
 $b = a_{stoic} \cdot (1 + (e_{aire}/100))$

"Oxígeno total 15% de exceso de aire"
 $n_{total} = c + b_{CO2} + d + w_{total} + f + b_3 + i$

$i = 0.0000249$
 $d = 3.931/1000000$

"Relación aire/combustible"
 $R_{AireComb} = a_{stoic} \cdot MOLARMASS(O_2) + 3.76 \cdot a_{stoic} \cdot MOLARMASS(N_2) + a_7 \cdot MOLARMASS(H_2O) + 4.76 \cdot a_{stoic} \cdot (e_{aire}/100) \cdot MOLARMASS(air)$

"Balance de Caliza $CaCO_3$ "

" $CaCO_3 + Calor = CaO + CO_2$ "
" $CaO + SO_2 = CaSO_4$ "

"Relación calcio azufre:"
 $R_{CaS} = 0$

"Relación química de caliza"

" $(R_{CaS}) \cdot j \cdot CaO + j \cdot SO_2 + g \cdot O_2 = b_1 \cdot CaSO_4 + b_2 \cdot CaO + b_3 \cdot O_2$ "

"Sistema de ecuaciones:"

"Balance de Calcio:" $b_2 = R_{CaS} \cdot j$
 "Balance de azufre:" $b_1 = j$
 "Balance de oxígeno:" $((R_{CaS} \cdot j)/2) + j + g - 2 \cdot b_1 - (b_2/2) - b_3 = 0$

"Cantidad de Ca necesaria, $kmol_{Ca}/kg_{combustible}$ "
 $b_{Ca} = R_{CaS} \cdot j$

"Cantidad necesaria de caliza para la reacción de sulfatación"
 $kmol_{CaCO_3}/kg_{combustible}$

$$b_{\text{CaCO}_3}=b_{\text{Ca}}$$

"Cantidad de CO₂ liberado en la reacción de sulfatación kmol_CO₂/kg_combustible"

$$b_{\text{CO}_2}=b_{\text{CaO}}$$

"Cantidad de O₂ liberado en la reacción de sulfatación kmol_O₂/kg_combustible"

$$b_{\text{O}_2}=b_3$$

"Cantidad de CaO remanente en el sistema kmol_CaO/kg_combustible"

$$b_{\text{CaO}}=R_{\text{CaS}}*j-j$$

"Cantidad de CaSO₄ formado en la reacción de sulfatación kmol/kg_combustible"

$$b_{\text{CaSO}_4}=b_1$$

"Productos totales de la combustión"

"Total de CO₂" $d_{\text{CO}_2}=c+b_{\text{CO}_2}$

"Total de CO" $d_{\text{CO}}=d$

"Total de H₂O" $d_{\text{H}_2\text{O}}=W_{\text{total}}$

"Total de N₂" $d_{\text{N}_2}=f$

"Total de O₂" $d_{\text{O}_2}=b$

"Total de NO" $d_{\text{NO}}=i$

"Total de SO₂" $d_{\text{SO}_2}=j$

"Total de CaSO₄" $d_{\text{CaSO}_4}=b_1$

"Total de remanente CaO" $d_{\text{CaO}}=b_{\text{CaO}}$

"Fracciones molares"

"Para CO₂:" $y_{\text{CO}_2}=(c+b_{\text{CO}_2})/n_{\text{total}}$

"Para CO:" $y_{\text{CO}}=d/n_{\text{total}}$

"Para H₂O:" $y_{\text{H}_2\text{O}}=(w_{\text{total}})/n_{\text{total}}$

"Para N₂:" $y_{\text{N}_2}=f/n_{\text{total}}$

"Para O₂:" $y_{\text{O}_2}=b_3/n_{\text{total}}$

"Para NO:" $y_{\text{NO}}=i/n_{\text{total}}$

"Para SO₂:" $y_{\text{SO}_2}=j/n_{\text{total}}$

"Temperatura del hogar:" $T=T_{\text{comb}}$

"Presión en el hogar:" $P=1$

"presión de referencia:" $P_{\text{ref}}=101$

"Constante universal de los gases:" $R=8.314$

"Función de Gibbs:"

"Energía libre de Gibbs para T y presión 1 bar"

"Para CO₂:" $g[o_{\text{CO}_2}]=(\text{Enthalpy}(\text{CO}_2,T=T)-T*\text{Entropy}(\text{CO}_2,T=T,P=P_{\text{ref}}))*\text{MOLARMASS}(\text{CO}_2)$

"Para CO:" $g|o_CO = (Enthalpy(CO, T=T) - T * Entropy(CO, T=T, P=P_ref)) * MOLARMASS(CO)$
 "Para N2:" $g|o_N2 = (Enthalpy(N2, T=T) - T * Entropy(N2, T=T, P=P_ref)) * MOLARMASS(N2)$
 "Para O2:" $g|o_O2 = (Enthalpy(O2, T=T) - T * Entropy(O2, T=T, P=P_ref)) * MOLARMASS(O2)$
 "Para NO:" $g|o_NO = (Enthalpy(NO, T=T) - T * Entropy(NO, T=T, P=P_ref)) * MOLARMASS(NO)$

"Ley de conservación de la masa para la reacción CO-CO2"
 $DELTA G|o_1 = -R * T * \ln(K-1)$

"Ley de conservación de la masa para la reacción N2-O2"
 $DELTA G|o_2 = -R * T * \ln(K-2)$

"Constante de equilibrio para la reacción CO-CO2"
 $K_1 = y_CO * \sqrt{(y_O2 * P / P_ref) / (y_CO2)}$

"Constante de equilibrio para la reacción N2-O2"
 $K_2 = y_NO * y_NO / y_O2 * y_N2$

"SISTEMA DE ECUACIONES PARA BALANCE DE ENERGÍA Y EFICIENCIA DE LA CALDERA TSXG"

"Balance energético de combustión"
 "Poder calorífico inferior KJ/Kg"

"Carbón Antracita" $PC_antr = 21541.81 \text{ [kJ/kg]}$
 "Medula del Bagazo" $PC_med = 7424.01 \text{ [kJ/kg]}$

"Combustible Mix"

$P_ci = PC_antr * (PC_antr * C_carbon / (PC_antr * C_carbon + PC_med * C_medula)) + PC_med * (PC_med * C_medula / (PC_antr * C_carbon + PC_med * C_medula))$

"Poder calorífico del elemento carbono cuando pasa a CO2 KJ/Kg"
 $PC_c = 34053 \text{ [kJ/kg]}$