



UNIVERSIDAD NACIONAL “PEDRO RUIZ GALLO”



Facultad de Ingeniería Mecánica y Eléctrica

TESIS

**Para Optar el Título Profesional de
INGENIERO MECÁNICO ELECTRICISTA**

**Dimensionamiento de un sistema de cogeneración
con ciclo combinado basado en gasificación para la
Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A.**

Presentado por:

Bach. Eduardo André Ramírez Cieza

Asesor:

M.Sc. Ing. Carlos Yupanqui Rodríguez

LAMBAYEQUE - PERÚ

2023



UNIVERSIDAD NACIONAL “PEDRO RUIZ GALLO”



Facultad de Ingeniería Mecánica y Eléctrica

TESIS

**Para Optar el Título Profesional de
INGENIERO MECÁNICO ELECTRICISTA**

**Dimensionamiento de un sistema de cogeneración
con ciclo combinado basado en gasificación para la
Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A.**

Presentado por:

Bach. Eduardo André Ramírez Cieza

Aprobado por el Jurado Examinador:

PRESIDENTE : Dr. Ing. Segundo Abelardo Horna Torres

SECRETARIO : Dr. Ing. Amado Aguinaga Paz

MIEMBRO : M.Sc. Ing. Oscar Méndez Cruz

ASESOR : M.Sc. Ing. Carlos Yupanqui Rodríguez

LAMBAYEQUE – PERÚ

2023



UNIVERSIDAD NACIONAL

“PEDRO RUIZ GALLO”



Facultad de Ingeniería Mecánica y Eléctrica

TESIS

TÍTULO

**Dimensionamiento de un sistema de cogeneración con
ciclo combinado basado en gasificación para la
Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A.**

CONTENIDO:

CAPÍTULO I: PROBLEMA DE LA INVESTIGACIÓN

CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO

CAPÍTULO III: METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN

CAPÍTULO IV: PROPUESTA DE LA INVESTIGACIÓN

CAPÍTULO V: ANÁLISIS E INTERPRETACIÓN DE LOS RESULTADOS

CAPÍTULO VI: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Autor: Bach. Eduardo André Ramírez Cieza

Dr. Ing. Segundo Abelardo Horna Torres

PRESIDENTE

Dr. Ing. Amado Aguinaga Paz

SECRETARIO

M.Sc. Ing. Oscar Méndez Cruz

MIEMBRO

M.Sc. Ing. Carlos Yupanqui Rodríguez

ASESOR

LAMBAYEQUE – PERÚ

2023

DEDICATORIA

A Dios por cuidarme, guiarme correctamente y permitir cumplir mis objetivos.

A mis padres y hermanos por brindarme su apoyo incondicional y motivarme a ser mejor persona cada día.

A todos los compañeros e ingenieros que me asesoraron y apoyaron a terminar este proyecto de investigación.

AGRADECIMIENTO

Agradezco primeramente a Dios por brindarme salud y sabiduría para culminar una etapa importante en mi formación profesional.

A mis padres y hermanos que siempre estuvieron a mi lado motivándome a cumplir mis metas.

A los docentes de la facultad de Ingeniería Mecánica y Eléctrica por el apoyo y las enseñanzas brindadas durante mi formación académica.

RESUMEN

El objetivo principal de esta tesis es el dimensionamiento y selección de los componentes del sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación concerniente a la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A., usando el bagazo de caña de azúcar como materia prima para la generación de energía.

Es relevante resaltar que la cogeneración aumenta la eficiencia energética, pues generalmente se obtiene calor y electricidad utilizando una sola fuente. Por otro lado, se sabe que los ciclos combinados desarrollan el triple del trabajo relacionado a los ciclos de vapor y mediante la conversión de biomasa a gas, se adquiere versatilidad en las aplicaciones y mejores características energéticas.

Esta clase de sistema, referente al campo energético, otorga eficiencia en la utilización de los recursos del ingenio azucarero, debido a la combinación integrada de la cogeneración con la gasificación. De esta forma, se contribuye con la mejora de la eficiencia energética de la planta azucarera y se reduce la emisión de contaminantes nocivos hacia la atmósfera.

Los elementos básicos de un sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación son los siguientes: un secador de biomasa para aminorar la cantidad de agua inmersa en el bagazo, un gasificador de lecho fluidizado con circulación para convertir el bagazo en un combustible gaseoso, un dispositivo para la depuración de impurezas como alquitranes y partículas de los gases, una turbina de gas para el accionamiento de un generador de electricidad, un generador de vapor por recuperación de calor para evaporar el agua mediante la transferencia de calor de los gases y una turbina de vapor para producir electricidad adicional.

Mediante la evaluación del análisis termodinámico del sistema de cogeneración propuesto, se determina que la potencia equivalente a 9.4 MW, entregada por el generador eléctrico de la turbina de vapor, satisface la demanda de energía del ingenio azucarero, mientras el exceso de 27 MW, brindado por el generador eléctrico acoplado a la turbina de gas, es comercializado o vendido al SEIN, teniendo una ganancia económica adicional. Posteriormente, a partir de los datos obtenidos, se realiza la selección de los equipos que conforman al sistema de cogeneración.

El presupuesto de ejecución del proyecto asciende a \$ 33,300,000 y la ganancia anual respecto a la venta de energía es equivalente a \$ 5,773,680, determinando el VAN de \$ 6,488,872.17, la TIR de 14.75% y la relación Beneficio – Costo de 1.16, donde se comprueba la viabilidad del proyecto.

Palabras clave: Cogeneración, Gasificación, Ciclo combinado, Biomasa

ABSTRACT

The main objective of this thesis is the sizing and selection of the components of the cogeneration system with combined cycle based on gasification concerning Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A., using sugar cane bagasse as raw material for power generation.

It is important to highlight that cogeneration increases energy efficiency, since heat and electricity are generally obtained using a single source. On the other hand, it is known that combined cycles develop three times the work related to steam cycles and by converting biomass to gas, versatility in applications and better energy characteristics are acquired.

This type of system, related to energy field, provides efficiency in the use of the sugar mill's resources, due to the integrated combination of cogeneration and gasification. In this way, it contributes to improving the energy efficiency of the sugar mill and reduces the emission of harmful pollutants into the atmosphere.

The basic elements of a combined cycle cogeneration system based on gasification are the following: a biomass dryer to reduce the amount of water immersed in the bagasse, a fluidized bed gasifier with circulation to convert the bagasse into a gaseous fuel, a device for purifying impurities such as tars and particles from the gases, a gas turbine to drive an electricity generator, a heat recovery steam generator to evaporate the water by transferring heat from the gases, and a steam turbine to produce additional electricity.

Through the evaluation of the thermodynamic analysis of the proposed cogeneration system, it is determined that the power equivalent to 9.4 MW, delivered by the electric generator of the steam turbine, satisfies the energy demand of the sugar mill, while the excess of 27 MW, provided by the electric generator coupled to the gas turbine, is marketed or sold to the SEIN, having an additional economic gain. Subsequently, based on the data obtained, the selection of the equipment that make up the cogeneration system is made.

The project execution budget amounts to \$ 33,300,000 and the annual profit with respect to the sale of energy is equivalent to \$ 5,773,680, determining the NPV of \$ 6,488,872.17, the IRR of 14.75% and the Benefit - Cost ratio of 1.16, which proves the viability of the project.

Keywords: Cogeneration, Gasification, Combined Cycle, Biomass

ÍNDICE

DEDICATORIA	i
AGRADECIMIENTO	ii
RESUMEN	iii
ABSTRACT	iv
ÍNDICE	v
ÍNDICE DE TABLAS	viii
ÍNDICE DE FIGURAS	ix
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I: PROBLEMA DE LA INVESTIGACIÓN	2
1.1. Realidad Problemática	2
1.2. Formulación del Problema	3
1.3. Delimitación de la Investigación	3
1.3.1. Datos de la empresa	3
1.3.2. Ubicación	3
1.3.3. Descripción	4
1.3.4. Misión	4
1.3.5. Visión	4
1.3.6. Organización de la empresa	5
1.3.7. Descripción de los procesos	6
1.4. Justificación e Importancia de la Investigación	10
1.4.1. Justificación	10
1.4.2. Importancia	11
1.5. Objetivos de la Investigación	11
1.5.1. Objetivo General	11
1.5.2. Objetivos Específicos	11

CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO	12
2.1. Antecedentes de Estudio	12
2.2. Desarrollo de la temática correspondiente al tema investigado	13
2.2.1. Fundamentos de la cogeneración	13
2.2.1.1. Definición y generalidades	13
2.2.1.2. Aplicación de sistemas de cogeneración	15
2.2.1.2.1 Sistema de cogeneración con turbina de gas	15
2.2.1.2.2 Sistema de cogeneración con turbina de vapor	17
2.2.1.2.3 Sistema de cogeneración con ciclo combinado	19
2.2.1.2.4 Sistema de cogeneración con motores alternativos de combustión interna	20
2.2.1.3. Ventajas y desventajas de la cogeneración	21
2.2.2. Biomasa en el campo energético	22
2.2.2.1. Definición de la biomasa	22
2.2.2.2. Tipos de biomasa	23
2.2.2.3. Procesos de conversión de la biomasa	23
2.2.2.3.1. Procesos termoquímicos	23
2.2.2.3.2. Procesos bioquímicos	24
2.2.2.4. Ventajas y desventajas de la biomasa	25
2.2.3. Fundamentos de gasificación	26
2.2.3.1. Definición y generalidades	26
2.2.3.2. Proceso de gasificación de biomasa	30
2.2.3.3. Tipos de reactores de gasificación	31
2.2.3.3.1. Gasificadores de lecho fijo	32
2.2.3.3.2. Gasificadores de lecho fluidizado	34
2.2.3.3.3. Gasificadores con arrastre	36
2.2.3.4. Gasificación integrada con ciclo combinado	37

2.2.3.5. Ventajas y desventajas de la gasificación	39
2.3. Definición conceptual de la terminología empleada	40
CAPÍTULO III: METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN	42
3.1. Tipo y diseño de la Investigación	42
3.2. Población y Muestra	42
3.3. Hipótesis	42
3.4. Operacionalización de variables	42
3.5. Métodos y técnicas de Investigación	44
CAPÍTULO IV: PROPUESTA DE LA INVESTIGACIÓN	45
4.1. Propuesta de la investigación	45
CAPÍTULO V: ANÁLISIS E INTERPRETACIÓN DE LOS RESULTADOS	46
5.1. Descripción del sistema de cogeneración	46
5.2. Cálculos	48
5.2.1. Análisis del ciclo de gas	48
5.2.2. Análisis del ciclo de vapor	79
5.2.3. Parámetros energéticos del sistema de cogeneración	85
5.3. Selección de componentes	87
5.4. Discusión de los resultados	94
5.5. Análisis económico	94
CAPÍTULO VI: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	98
6.1. Conclusiones	98
6.2. Recomendaciones	99
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	100
ANEXOS	102

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla N°1: Contenido permisible de alquitrán.....	26
Tabla N°2: Valor calórico en relación al agente oxidante.....	26
Tabla N°3: Tecnologías para la depuración de impurezas	29
Tabla N°4: Catalizadores usados en limpieza secundaria	29
Tabla N°5: Características de reactores de gasificación	31
Tabla N°6: Concentración de los productos de gasificación del bagazo	37
Tabla N°7: Operacionalización de variables	43
Tabla N°8: Resultados del secador	74
Tabla N°9: Resultados del compresor del gasificador	74
Tabla N°10: Resultados del gasificador	75
Tabla N°11: Resultados del compresor de la turbina de gas	75
Tabla N°12: Resultados de la cámara de combustión	76
Tabla N°13: Resultados de la turbina de gas	76
Tabla N°14: Resultados del HRSG	78
Tabla N°15: Resumen del sistema de gas	79
Tabla N°16: Resumen del sistema de vapor	85
Tabla N°17: Datos técnicos del secador	87
Tabla N°18: Datos técnicos del gasificador de lecho fluidizado circulante	88
Tabla N°19: Datos técnicos de la turbina de gas Siemens SGT-800	89
Tabla N°20: Datos técnicos del generador Siemens SGen6 – 100A - 4P	90
Tabla N°21: Datos técnicos del generador de vapor por recuperación de calor	91
Tabla N°22: Datos técnicos de la turbina de vapor Siemens DR B	92
Tabla N°23: Datos técnicos del generador Siemens SIGENTICS M 1DT1	93
Tabla N°24: Flujo efectivo neto	95

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura N°1: Mapa de ubicación de la empresa	4
Figura N°2: Organigrama de la empresa	5
Figura N°3: Esquema del flujo de producción	9
Figura N°4: Sistema tradicional con turbina de gas.....	15
Figura N°5: Sistema de cogeneración con turbina de gas	16
Figura N°6: Sistema tradicional con turbina de vapor.....	17
Figura N°7: Sistema de cogeneración con turbina de vapor	18
Figura N°8: Sistema de cogeneración con ciclo combinado	19
Figura N°9: Sistema de cogeneración con motor de combustión interna	20
Figura N°10: Materia orgánica de biomasa	23
Figura N°11: Secuencia de etapas del proceso de gasificación	27
Figura N°12: Eficiencia de gasificación vs índice de exceso de aire	28
Figura N°13: Gasificador de flujo ascendente	32
Figura N°14: Gasificador de flujo descendente	33
Figura N°15: Gasificador de lecho fluidizado burbujeante	35
Figura N°16: Gasificador de lecho fluidizado circulante	36
Figura N°17: Esquema de un sistema de cogeneración integrando ciclo combinado y gasificación	38
Figura N°18: Esquema del sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación para la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A.	45
Figura N°19: Secador	87
Figura N°20: Gasificador de lecho fluidizado circulante	88
Figura N°21: Turbina de gas Siemens SGT-800	89
Figura N°22: Generador Siemens SGen6 – 100A - 4P	90
Figura N°23: Generador de vapor por recuperación de calor	91
Figura N°24: Turbina de vapor Siemens DR B	92
Figura N°25: Generador Siemens SIGENTICS M 1DT1	93

INTRODUCCIÓN

La tesis presentada tiene como título: “**DIMENSIONAMIENTO DE UN SISTEMA DE COGENERACIÓN CON CICLO COMBINADO BASADO EN GASIFICACIÓN PARA LA EMPRESA AGROINDUSTRIAL POMALCA S.A.A.**”, la cual es una propuesta para satisfacer los requerimientos de energía eléctrica y vapor dentro de la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A., contribuyendo con la mejora de la eficiencia energética y minimizando la expulsión de contaminantes nocivos, puesto que este sistema de cogeneración emplea tecnologías innovadoras para la conservación del medio ambiente.

En el **Capítulo I**, titulado “Problema de la investigación”, se describe la realidad problemática sobre la dependencia de los combustibles fósiles en la generación de energía eléctrica y el estado deficiente de los equipos en el ingenio azucarero, planteando la formulación del problema, la justificación del trabajo de investigación y los objetivos, tanto generales como específicos, del estudio.

En el **Capítulo II**, titulado “Marco teórico”, se describe los antecedentes del trabajo de investigación y la teoría relacionada con el tema de estudio como es la cogeneración, la biomasa, la gasificación, entre otros.

En el **Capítulo III**, titulado “Metodología de la investigación”, se describe el tipo y diseño del estudio, en otras palabras, se explica cómo se recolecta la información adecuada para posteriormente analizarla, señalando la operacionalización de las variables en conjunto con las principales técnicas e instrumentos para registrar datos durante la investigación.

En el **Capítulo IV**, titulado “Propuesta de la investigación”, se plantea el sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación adecuado para la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A., con el fin de analizar los componentes para su posterior dimensionamiento.

En el **Capítulo V**, titulado “Análisis e interpretación de los resultados”, se presentan los cálculos y el análisis termodinámico, de los ciclos que trabajan con gas y vapor, para posteriormente realizar la selección de los componentes del sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación, además se desarrolla el análisis económico para demostrar que el proyecto es viable y rentable.

En el **Capítulo VI**, titulado “Conclusiones y recomendaciones”, se muestran los resultados y las propuestas de mejora del estudio.

CAPÍTULO I

PROBLEMA DE LA INVESTIGACIÓN

1.1. Realidad Problemática

El desarrollo de la sociedad tiene como base la energía, siendo necesaria su aportación en cualquier actividad humana, ocasionando un grave problema, ya que los consumos energéticos se ven incrementados por el aumento de las necesidades en la población, industria y transporte. La generación de energía está directamente relacionada con la gran dependencia del petróleo y otros combustibles fósiles derivados, provocando una reducción de estos recursos, contaminando la atmosfera mediante la liberación de gases tóxicos, dañando sistemas ecológicos y causando cambios climáticos en nuestro planeta, así como efectos sobre los seres humanos, incluso la desaparición de la flora y la fauna.

Por otra parte, los equipos que conforman al sistema de generación de energía eléctrica de la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A. tienen alrededor de 60 años, evidenciando que han culminado con su tiempo de vida útil, incluso algunos no operan porque se encuentran defectuosos. Este problema se refleja en el rendimiento del sistema y en los costos, ya que el desempeño de los equipos no es eficiente.

Conociendo la realidad, se determina que es necesario la renovación de los equipos, desarrollando nuevos sistemas que garanticen el suministro de energía eléctrica en el futuro. Esta situación ha incitado que se busque otras alternativas para la obtención de energía o la implementación de sistemas más eficientes, reemplazando las fuentes de energía convencionales por el desarrollo de energías limpias y renovables.

Con el transcurso del tiempo, se han desarrollado tecnologías basadas en fuentes renovables, específicamente el bagazo de caña, buscando mejorar la eficiencia. Estos sistemas innovadores hacen competitiva la generación de energía usando este residuo como materia prima, pues tiene características que lo catalogan como buen combustible.

Ahora se puede aprovechar el bagazo de caña para generar energía renovable sin provocar afectaciones a la biodiversidad a través de la aplicación de sistemas con turbinas de gas integradas a gasificadores de biomasa, incrementando notablemente la eficiencia de la generación eléctrica de la planta azucarera, reduciendo considerablemente la contaminación ambiental y disminuyendo tanto los costos de combustible como los de producción en el proceso de obtención de azúcar.

Teniendo en cuenta lo mencionado sobre la contaminación provocada por la combustión de los recursos fósiles en la generación de energía, la necesidad de aprovechar óptimamente de los recursos energéticos y el estado deficiente

de los equipos en el ingenio azucarero, se plantea esta tesis como una nueva propuesta de cogeneración mediante un ciclo combinado basado en gasificación para la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A. usando bagazo de caña.

1.2. Formulación del Problema

¿Cómo se puede mejorar la eficiencia energética en la generación de energía eléctrica para la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A.?

1.3. Delimitación de la Investigación

La presente tesis se desarrolla en la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A, centrándose en dimensionar un sistema de cogeneración altamente eficiente y amigable con el medio ambiente.

1.3.1. Datos de la empresa

- **RUC:** 20163898200
- **Razón Social:** EMPRESA AGROINDUSTRIAL POMALCA S.A.A.
- **Nombre Comercial:** Pomalca S.A.A.
- **Tipo Empresa:** Sociedad Anónima Cerrada
- **Condición:** Activo
- **Fecha Inicio Actividades:** 03/10/1970.
- **Gerente General:** Mg. Walter Culqui Carrera

1.3.2. Ubicación

El ingenio azucarero se localiza en el Kilómetro N°07 de la carretera Chiclayo - Chongoyape, perteneciente al distrito de Pomalca, provincia de Chiclayo, región de Lambayeque.



Figura N°1: Mapa de ubicación de la empresa

Fuente: Google Earth

1.3.3. Descripción

La Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A es una compañía privada encargada de producir azúcar usando el cultivo de caña de azúcar, al igual que los derivados, como por ejemplo: melaza, chancaca y bagazo. Por otro lado, realiza cultivo de remolacha azucarera en periodo de prueba y exporta en menor medida, cultivos de pimientos dulces, así como picantes junto con las alcachofas, trabajando bajo el régimen de las normas ambientales y responsabilidad social, innovando en el uso y desarrollo de tecnologías vanguardistas.

1.3.4. Misión

Gestionar de forma dinámica, responsable, eficiente e integral cada uno de las funciones y procesos agroindustriales de la compañía, mediante la aplicación de una compacta red tecnológica e informática, una adecuada capacitación profesional y una constante orientación en el ámbito técnico y competitivo para que la empresa pueda posicionarse como líder.

1.3.5. Visión

La visión de la compañía es consolidarse como la mejor empresa agroindustrial del Perú y posicionarse en el mercado internacional.

1.3.6. Organización de la empresa

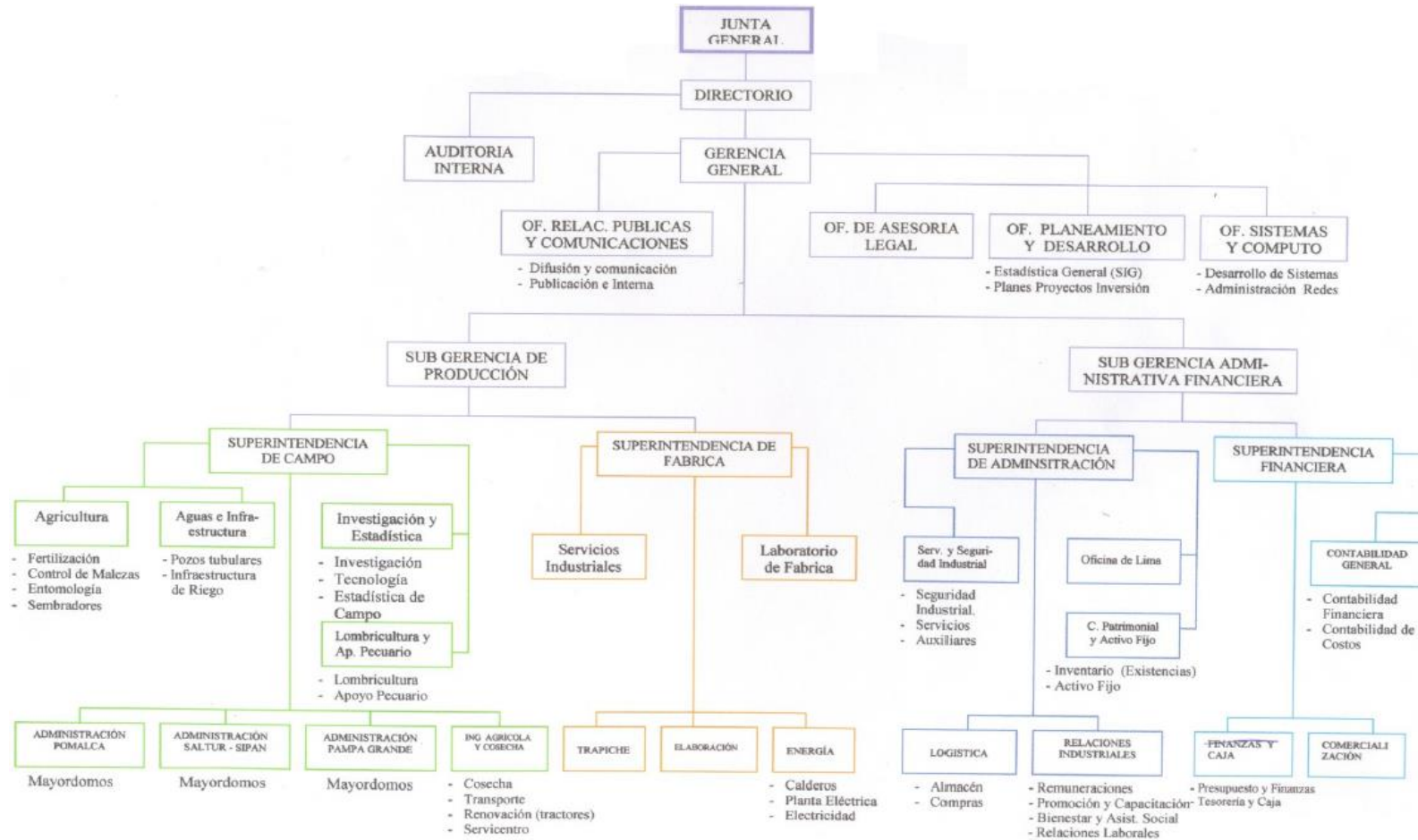


Figura N°2: Organigrama de la empresa

Fuente: Empresa Agroindustrial Pomalca [21]

1.3.7. Descripción de los procesos

➤ Pesado de caña

El proceso comienza con la cosecha y el cargado de caña, la cual es transportada del campo a la fábrica por medio de camiones, los cuales tienen dos carretas con capacidad entre 20-25 Tn, haciendo un total entre 40-50 Tn por camión, cubriendo con el requerimiento o capacidad de molienda de la fábrica. Al llegar a la planta azucarera, los tráileres pasan por las balanzas electrónicas o básculas tipo plataforma, anotándose el peso para elaborar los balances correspondientes. Esta balanza semiautomática tiene una capacidad de 60 toneladas con plataforma de 18 metros por 3.35 metros.

➤ Recepción

Los tráileres aguardan su turno en el patio de maniobras para que los descarguen por medio de la grúa de hilos o cables junto con un conductor de cadenas efectuando la descarga lateral.

➤ Lavado

Después que la caña es vertida sobre la mesa receptora o alimentadora de capacidad equivalente a 80 toneladas, a través de una grúa hilo, cuya capacidad de izaje es de 30 toneladas, se efectúa el proceso de lavado consiguiendo extraer las cantidades excesivas de tierra y paja.

➤ Preparación

Una vez que la caña está limpia, debe ser preparada para evitar atoros en el funcionamiento normal de la molienda. En esta etapa participan los conductores de caña, cuya finalidad es la preparación de la materia prima mediante la acción de machetes, es decir, se reduce la caña a hilachos sin extraer el jugo.

➤ Molienda

La caña preparada pasa al por el proceso de molienda, el cual consta de seis molinos accionados por motores eléctricos, donde se extrae el jugo. Es importante señalar que se utiliza agua de imbibición a 70 °C a la salida del penúltimo molino, facilitando la separación de la sacarosa y la fibra que la almacena, es decir, se extrae mayor cantidad de azúcar.

Se consiguen 2 derivados importantes como: el jugo mezclado y un residuo leñoso llamado bagazo con aproximadamente 50 % de humedad. Este último se transporta hacia las calderas con el propósito de proporcionar calor al sistema para obtener vapor sobrecalentado, el cual es utilizado en la generación de energía eléctrica.

➤ **Encalado**

El jugo mezclado es enviado a las zarandas vibratorias para ser colado, separando el exceso de bagazo, el cual regresa al proceso de molienda. El jugo es de carácter ácido, cuyo pH es aproximadamente de 5.2, e ingresa a unos tanques donde se mezcla con hidróxido de calcio o cal apagada en forma de suspensión. El hidróxido de calcio proviene de la planta de cal, donde la cal viva ingresa en forma de trozos, se pulveriza y pasa por un apagador.

El objetivo de añadir cal apagada al jugo es para que su pH esté entre los valores de 7.8 a 8, de tal manera se evita la descomposición, pérdida del contenido de azúcar y reacciona con los fosfatos de la planta para separar las impurezas.

➤ **Calentamiento**

El jugo mezclado, antes de entrar a los clarificadores, pasa por los calentadores de jugo donde se calienta hasta una temperatura que oscila entre 90 °C y 110 °C. Usualmente se eleva la temperatura hasta alcanzar la ebullición o ligeramente superior a ella, aunque la ideal oscila entre 94 °C y 99 °C. Con estas temperaturas se aceleran las velocidades de las reacciones químicas entre la cal y los componentes del jugo, permitiendo la coagulación de algunas impurezas solubles.

➤ **Clarificación**

En este proceso se separan los sólidos insolubles del jugo diluido para posteriormente realizar la decantación, la cual consiste en la sedimentación de las impurezas, es decir, se depositan en el fondo mientras el jugo clarificado es extraído.

El clarificador posee un tanque amplio para que las velocidades de escurrimiento y circulación sean bajas, realizando la decantación sin provocar la descomposición del jugo. Durante el proceso de clarificado, se añade una cantidad de floculante con una concentración de 3 a 5 ppm base caña, haciendo más eficiente el proceso. Es relevante saber que se realiza un muestreo cada media hora para controlar la eficiencia y agregar más floculante si fuera necesario.

El subproducto de estos clarificadores se denomina lodo, el cual se mezcla con bagacillo e ingresa por unos filtros rotativos al vacío, recuperando en gran parte el contenido de azúcar almacenado en la mezcla. El jugo filtrado regresa al proceso de encalado y el residuo sólido, denominado cachaza, es utilizado como fertilizante por ser rico en nitrógeno, fosforo, potasio, calcio.

➤ **Evaporación**

El jugo clarificado, previo a entrar al evaporador, es colado utilizando una malla fija para expulsar las impurezas existentes, pues su presencia es negativa para la transferencia de calor. Los evaporadores se encuentran instalados en serie estableciendo un múltiple efecto sobre el jugo, es decir, el vapor de escape de las turbinas, entra en el primer evaporador y consecuentemente el jugo clarificado se va concentrando hasta pasar por el último, logrando que la concentración sea de 15 °Bx a la entrada y de 65 °Bx a la salida de los evaporadores. El producto de este proceso se denomina jarabe y es bombeado hacia el proceso de cocimiento.

➤ **Cocimiento**

El jarabe producto de los evaporadores debe tener una concentración mayor, por tal motivo entra al proceso de cocimiento. Este proceso se realiza en tachos al vacío, los cuales son maquinas con simple efecto encargadas de procesar meladura y miel, iniciando la cristalización parcial del azúcar gracias a la acción del vapor proveniente de los calderos. El material resultante del cocimiento se conoce como masa cocida, la cual está conformada por un líquido viscoso y cristales, es decir, miel y azúcar. Durante el proceso se tienen tres tipos de masa cocida correspondiente a la concentración de azúcar en ella, las cuales son: De 1.er Grado, De 2.do Grado y De 3.er Grado.

➤ **Cristalización**

Esta masa ingresa a un cristalizador, equipado con un tanque de agitación horizontal y serpentines de enfriamiento, cuyo objetivo es concentrar la mayor cantidad de sacarosa sobre los cristales, completando el proceso de cristalización que empezó en los tachos de cocimiento.

➤ **Centrifugación**

El producto de los tachos cristalizadores es una mezcla de cristales de azúcar y miel, esta última en menor concentración. La mezcla es transportada hacia las centrifugas, las cuales son canastas o depósitos de metal que giran a altas revoluciones mediante la acción de un eje, mientras que la miel escapa fuera de la canasta y los granos quedan en el interior.

➤ **Envasado**

Los cristales de azúcar son llevados hacia una tolva donde se realiza el envasado en bolsas de 50 kilogramos u otras medidas, acorde con el requerimiento mercantil.

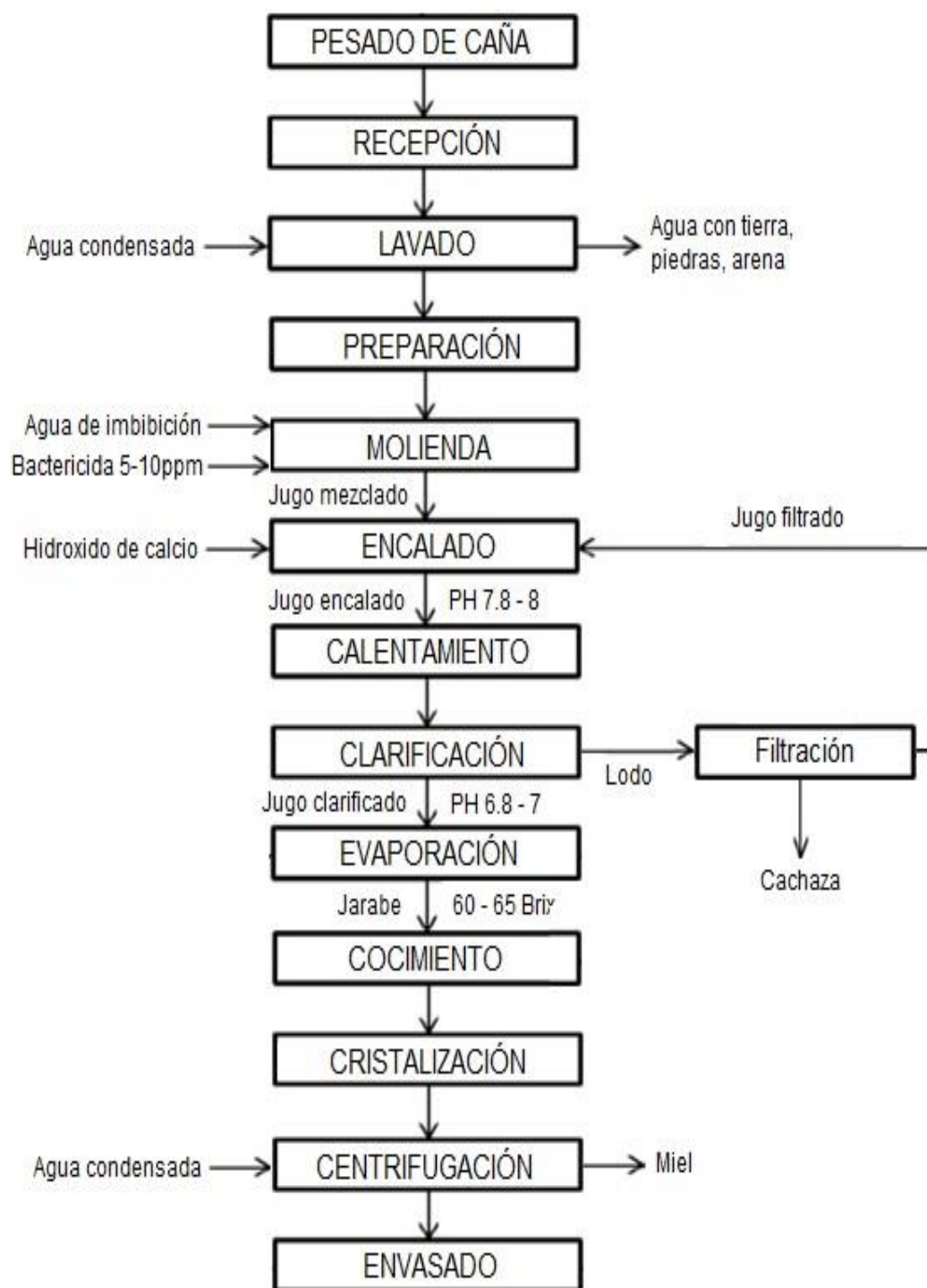


Figura N°3: Esquema del flujo de producción

Fuente: Empresa Agroindustrial Pomalca [21]

1.4. Justificación e Importancia de la Investigación

1.4.1. Justificación

➤ Justificación Económica

A nivel mundial, se busca desligar enérgicamente a los combustibles fósiles, porque su excesivo consumo está provocando escasez, contaminación, incremento de precio y déficit energético. Por tal motivo, se incentiva al uso de tecnologías innovadoras no convencionales, como un sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación, incrementando la eficiencia energética, minimizando costos y satisfaciendo la demanda propia de energía, con posibilidad de vender el exceso al Sistema Eléctrico Interconectado Nacional.

➤ Justificación Técnica

El uso de los sistemas de cogeneración es recomendable porque produce conjuntamente dos tipos de energía utilizando el mismo combustible, influyendo de manera positiva sobre el rendimiento eléctrico y térmico. Por otro lado, la implementación de la tecnología gasificadora va de la mano con administrar y utilizar ingeniosamente la energía reservada dentro de la biomasa, es decir, la conversión previa de los combustibles sólidos a gas resulta ser más ventajoso que llevar la biomasa hacia las calderas. Además con la aplicación de reactores y agentes oxidantes adecuados, el gas producto alcanza un poder calorífico mayor al del combustible sólido. Teniendo en cuenta lo mencionado se justifica la viabilidad del proyecto de investigación.

➤ Justificación Social

El requerimiento de energía está en ascenso debido al desarrollo de las actividades humanas, haciendo proyectos e inversiones sobre los sistemas de generación del tipo no tradicional, concretamente en los sistemas de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación, optimizando la obtención de electricidad, promoviendo la sostenibilidad y creando nuevos puestos laborales.

➤ **Justificación Ambiental**

Las aplicaciones de los sistemas de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación logran minimizar la contaminación debido a que el trabajo en conjunto de estas dos tecnologías no causa daños sobre la biodiversidad, es decir, se utiliza la combustión del gas obtenido de la biomasa para la producción de energía, expulsando contaminantes menos nocivos al medio ambiente.

1.4.2. Importancia

De acuerdo a los estudios preliminares, el uso de los recursos renovables en las empresas azucareras mediante un sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación ofrece grandes ventajas en la productividad de energía. Además, el presente proyecto puede servir como base o referencia para futuras investigaciones que buscan el uso de energía limpias e innovación tecnológica para el desarrollo sostenible.

1.5. Objetivos de la Investigación

1.5.1. Objetivo General

Realizar el dimensionamiento de un sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación para la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A.

1.5.2. Objetivos Específicos

- a) Fundamentar el dimensionamiento de un sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación para la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A. en estudios de investigación.
- b) Conocer los beneficios, ventajas y viabilidad de los sistemas de cogeneración.
- c) Conocer el alcance y la factibilidad que tiene la gasificación de biomasa.
- d) Dimensionar y seleccionar los componentes del sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación.
- e) Realizar la evaluación económica de la propuesta de investigación.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes de Estudio

2.1.1. Contexto Internacional

José Serrano, William Mejía, Juvenal Ortiz, Andrea Sánchez y Silvana Zalamea (2017) en su artículo titulado “Determinación del Potencial de Generación Eléctrica a Partir de Biomasa en el Ecuador”, indica que la demanda de energía a nivel global está creciendo debido a las necesidades de la población. Por otra parte, la nación ecuatoriana busca soluciones frente a esta realidad, pues su economía está relacionada en gran parte con los combustibles fósiles. Con el objetivo de aminorar esta dependencia, se estudió el potencial energético de la biomasa proveniente de residuos agrícolas del banano, arroz, caña de azúcar y cacao.

Posteriormente, se realizó la evaluación del potencial de generación de energía correspondientes a los residuos agrícolas mediante un procedimiento con simulaciones de conversión energética de biomasa aplicando combustión directa, gasificación con turbina de gas, gasificación con ciclo combinado y pirolisis con ciclo combinado, conociendo los indicadores como la disponibilidad real de biomasa, el poder calorífico inferior y el rendimiento global del sistema.

Entre las conclusiones, se tiene que el banano presenta la mayor cantidad de residuos producidos por año, por ende, los valores más altos en generación de energía, los cuales son: 119,5 GWh con la combustión directa, 150,3 GWh utilizando gasificación con turbina de gas, 201,2 GWh a través de gasificación con ciclo combinado y 186,2 GWh mediante pirolisis con ciclo combinado, demostrando que los procesos de conversión térmica integrando gasificación con ciclo combinado presentan mayor eficiencia energética.

2.1.2. Contexto Nacional

Carlos Nicolás Quispe Chanampa (2010) en su tesis titulada “Análisis energético de un sistema de cogeneración con ciclo combinado y gasificación para la industria azucarera”, realizó una evaluación de alternativas energéticas que mejoren la eficiencia de los sistemas y al mismo tiempo contribuyan con el cuidado del medio ambiente.

Para este estudio se seleccionó la planta azucarera Agrícola del Chira S.A., donde primeramente se realizó el análisis energético de un sistema de cogeneración con turbina de vapor, en conjunto con el de un sistema de cogeneración con ciclo combinado y gasificación. De este modo se logró comparar los balances de ambos sistemas con el propósito de observar las cualidades de la gasificación que tiene sobre la quema de biomasa, y el desempeño favorable del ciclo combinado en relación al simple.

Dentro de las conclusiones obtenidas, se manifiesta que cualquier planta industrial, independientemente de su tamaño y función, puede utilizar un sistema de cogeneración para corresponder a la demanda propia de energía eléctrica y en la ocasión de exceder lo requerido, tener un provecho económico mediante la venta a terceros. Por otra parte, es relevante resaltar que un sistema de cogeneración con ciclo combinado puede triplicar el trabajo desarrollado de un sistema de cogeneración con turbina de vapor.

Finalmente, se indica que la tecnología gasificadora favorece la búsqueda y el uso de nuevas fuentes de energía, pues surge con la finalidad de mejorar la aplicación de la biomasa mediante su conversión en gas combustible, cuyas características idóneas de sus componentes hacen que sea muy versátil trabajando con los sistemas de generación.

2.2. Desarrollo de la temática correspondiente al tema investigado

2.2.1. Fundamentos de la cogeneración

2.2.1.1. Definición y generalidades¹

La cogeneración se define como un sistema con una serie de procesos que se encarga de producir de manera simultánea dos tipos de energía utilizando una única fuente. Generalmente, las energías producidas son del tipo eléctrico y térmico, aunque hay casos de plantas que generan energía mecánica y calor.

El propósito más notable de esta tecnología es permitir un uso más eficiente de la fuente alimentadora, produciendo autónomamente la cantidad requerida de energía térmica y eléctrica, disminuyendo el consumo de combustibles no renovables.

Las leyes termodinámicas indican que una parte del calor se pierde cuando ocurre cualquier proceso térmico, es decir, todo el calor recuperado no puede utilizarse como trabajo y el interés de la cogeneración es que este

¹ Este apartado ha sido elaborado utilizando las referencias [4], [5], [6], [8].

efecto suceda lo menos posible. Teniendo en cuenta lo anterior, se señala las características más resaltantes de la cogeneración:

- El aprovechamiento eficiente de la fuente principal proporciona un mejor rendimiento energético respecto a las centrales tradicionales. En consecuencia de este desempeño, se consigue las siguientes ventajas: aminorar el consumo de combustibles no renovables, reducir los costos de producción y disminuir la contaminación.
- La energía se produce en el lugar donde se consume, reduciendo las pérdidas por transmisión y desarrolla la sostenibilidad de las plantas.

Normalmente, esta clase de sistemas tienen a la electricidad como una de sus energías de generación, mientras que la segunda es derivada hacia los procesos que requieran calor. En otras palabras, estos tipos de sistemas son diseñados para compensar las necesidades mínimas de energía térmica de la empresa y proporcionar la cantidad solicitada de energía eléctrica para el funcionamiento de la planta, con la disponibilidad de exportar el saldo.

Como bien se sabe, estos sistemas otorgan autonomía energética, pues consumen la energía eléctrica y térmica que generan. Se puede mencionar como ejemplo a las edificaciones de los países de primer mundo, los cuales están implementados con un sistema que trabaja conjuntamente con calefacción y electricidad. Asimismo, si el sistema no cubre la demanda, lo restante se solicita a la red.

Es un hecho que estos sistemas se pueden diseñar, adaptar e implementar en varias situaciones de baja o gran escala, como es el caso de las grandes industrias con una considerable demanda de energía eléctrica y térmica, consiguiendo mejoras en el ámbito económico.

Se tiene conocimiento que las grandes industrias solicitan una considerable cantidad de energía eléctrica y térmica para su permanente funcionamiento, teniendo la oportunidad de rentabilizar la energía sobrante con otros consumidores o con la misma red. Técnicamente, a esta cualidad se conoce como generación distribuida.

En conclusión, se puede aseverar que estos tipos de sistemas pueden ser utilizados en cualquier lugar del planeta, haciendo más autónomos y eficientes a los procesos con bajos costos de producción.

2.2.1.2. Aplicación de sistemas de cogeneración²

La clasificación de los sistemas de cogeneración está relacionada con la secuencia de generación de energía. Se tienen los siguientes tipos:

- **Sistemas superiores (Topping Cycles):** Estos sistemas utilizan el combustible suministrado para producir electricidad y posteriormente proporcionar calor a los procesos.
- **Sistemas inferiores (Bottoming Cycles):** Estos sistemas utilizan el combustible suministrado para cubrir las necesidades de calor y posteriormente generar electricidad.

En general, las industrias utilizan con más frecuencia a los sistemas superiores debido al buen rendimiento que logran desarrollar y a la relevancia de la electricidad en la ejecución de las actividades. Por otro lado, los sistemas inferiores son empleados en industrias que tengan a la energía térmica como su principal necesidad. Conociéndose la importancia de los sistemas superiores, se procede a mencionar sus aplicaciones más empleadas.

2.2.1.2.1 Sistema de cogeneración con turbina de gas³

En la figura N°4 se aprecia el modelo para un sistema convencional que trabaja con turbina de gas, el cual solo emplea un generador eléctrico y es muy frecuente aplicarlos en los centros de generación.

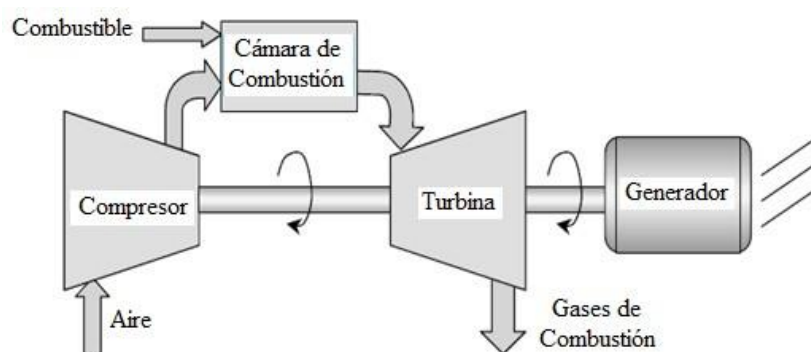


Figura N°4: Sistema tradicional con turbina de gas

Fuente Renewable and Efficient Electric Power Systems [3]

² Este apartado ha sido elaborado utilizando las referencias [3], [5], [6]

³ Este apartado ha sido elaborado utilizando la referencia [3]

El ciclo de este sistema empieza cuando el aire atmosférico es tratado en unos filtros antes de ingresar en el compresor, a través del cual el aire circula por los alabes incrementando su presión y temperatura. Posteriormente, el aire comprimido entra a la cámara de combustión donde se quema junto con el combustible, liberando una gran cantidad de energía debido a la transformación de la energía química en térmica del combustible, produciendo un conjunto de gases a elevada temperatura. Este conjunto de gases pasa hacia la turbina, donde se expanden mientras disminuye su temperatura, desarrollando trabajo útil, es decir, la energía cinética de los gases se transforma en energía mecánica mediante la rotación del eje común que tiene el compresor y la turbina. Asimismo, dicho eje está acoplado a un generador eléctrico y los gases a la salida de la turbina son desechados hacia el medio ambiente.

Este sistema puede aplicar cogeneración mediante la integración de un intercambiador de calor, donde se utiliza el calor de los gases a la salida de la turbina, los cuales tienen una temperatura entre 500 y 700°C.

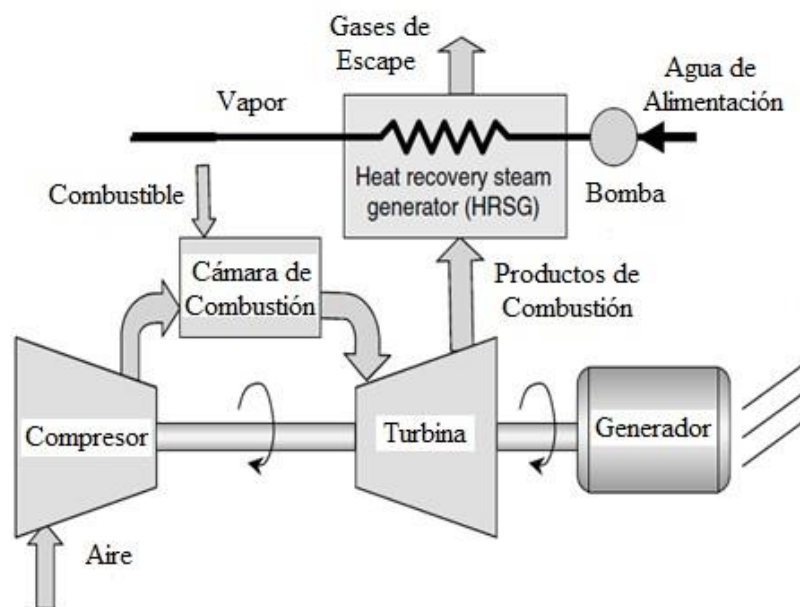


Figura N°5: Sistema de cogeneración con turbina de gas

Fuente: Renewable and Efficient Electric Power Systems [3]

La figura N°5 muestra el esquema de un sistema de cogeneración con turbina de gas mediante la aplicación de un intercambiador de calor, también conocido como generador de vapor por recuperación de calor. Este equipo realiza la transferencia de calor entre los gases a la salida de la turbina y el agua que circula en su interior, cambiando su estado de

líquido a vapor para ser utilizado en lo requerido. Por otro lado, una bomba es la encargada de realizar la circulación del agua a través del generador de vapor, brindando el impulso constante para empujar el agua desde el tanque de almacenamiento.

Esta clase de sistema tiene un buen rango de capacidades de generación, haciéndolo versátil en sus aplicaciones y respondiendo placenteramente a las necesidades de energía. Además, un sistema con turbina de gas alcanza una eficiencia térmica equivalente a 40% mientras que uno acoplado a un generador de vapor desarrolla hasta 60%.

2.2.1.2.2 Sistema de cogeneración con turbina de vapor⁴

En la figura N°6 se describe el ciclo de un sistema convencional con turbina de vapor junto con sus equipos, los cuales son: bomba, caldera, turbina de vapor y condensador. Son sistemas cerrados, por donde, el agua circula cambiando su estado y son empleados mayormente en el campo energético, produciendo electricidad.

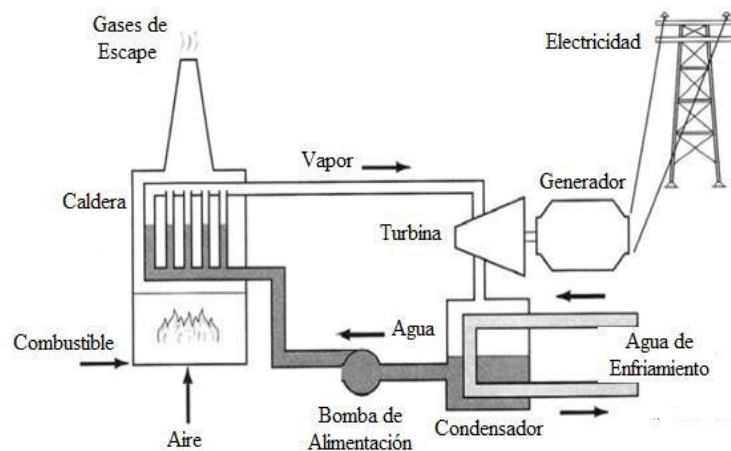


Figura N°6: Sistema tradicional con turbina de vapor

Fuente: Renewable and Efficient Electric Power Systems [3]

El ciclo de este sistema empieza con el aumento de la presión del agua mediante una bomba, llevando el fluido desde el tanque hacia las calderas, donde se quema la materia prima para proporcionar calor al agua, provocando su evaporación.

⁴ Este apartado ha sido elaborado utilizando la referencia [3]

A la salida de las calderas se obtiene vapor sobrecalentado, el cual ingresa a la turbina donde la energía cinética del fluido se transforma en energía mecánica a través de la rotación del eje de la turbina, obteniendo electricidad debido al empalme de la turbina con un generador. Asimismo, el vapor se dirige hacia un condensador, comenzando de nuevo el ciclo.

En el condensador, la corriente de agua fría que fluye en su interior se encarga de absorber el calor del vapor a la salida de la turbina y es trasladada hacia unas torres de enfriamiento para disminuir su temperatura mediante el contacto con el aire y retornar nuevamente al condensador, evitando afectaciones térmicas al entorno.

Este sistema puede aplicar cogeneración cubriendo las necesidades de las plantas, por ejemplo, existen sistemas que utilizan una turbina de contrapresión, donde se le inyecta una determinada cantidad de vapor a alta presión para los requerimientos térmicos, y una turbina de condensación para el accionamiento del generador. La figura N°7 muestra el ciclo de un sistema de cogeneración con turbina de vapor.

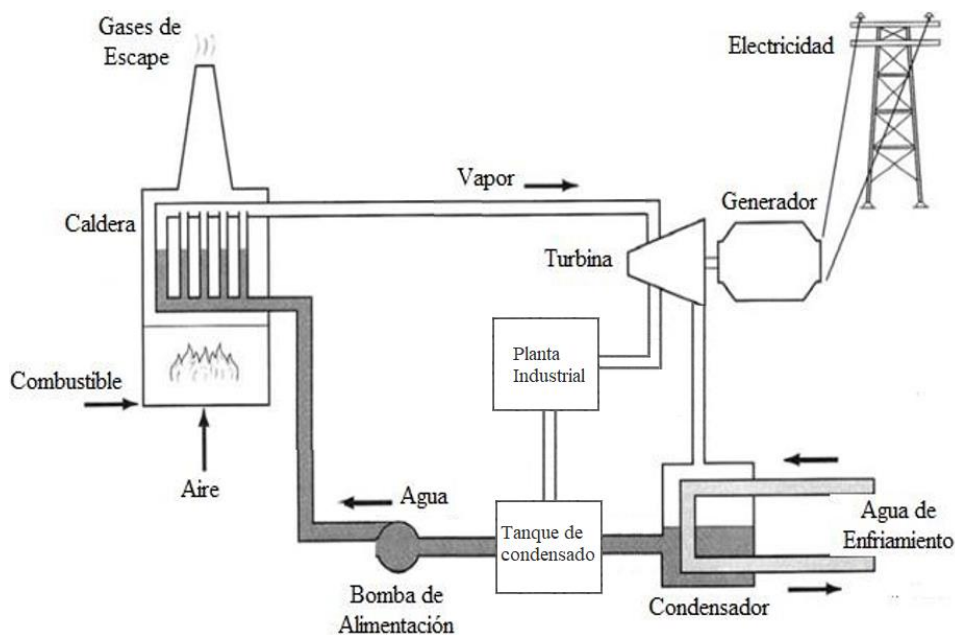


Figura N°7: Sistema de cogeneración con turbina de vapor

Fuente: Elaboración propia

El sistema de cogeneración, a comparación del sistema convencional, son más robustos debido a los equipos necesarios para su instalación, sin embargo, este sistema de cogeneración desarrolla un rendimiento térmico que oscila entre los valores de 35% y 45%.

2.2.1.2.3 Sistema de cogeneración con ciclo combinado⁵

Se conoce como ciclo combinado cuando el sistema trabaja simultáneamente con dos tipos de turbinas, las que usan gas y las que usan vapor. Estos tipos de sistemas utilizan el generador de vapor para proporcionar calor a los procesos y para accionar la turbina de vapor, utilizando una turbina de contrapresión y de condensado respectivamente. La diferencia de temperaturas entre los ciclos Brayton y Rankine hace posible la aplicación de este sistema, permitiendo el intercambio de calor entre los fluidos. Con la integración de estas dos tecnologías, los indicadores energéticos del sistema incrementan, pues cada turbina está acoplada a un generador, proporcionando autónomamente energía. En la figura N°8 se aprecia cómo se integran los dos ciclos termodinámicos en el sistema de cogeneración.

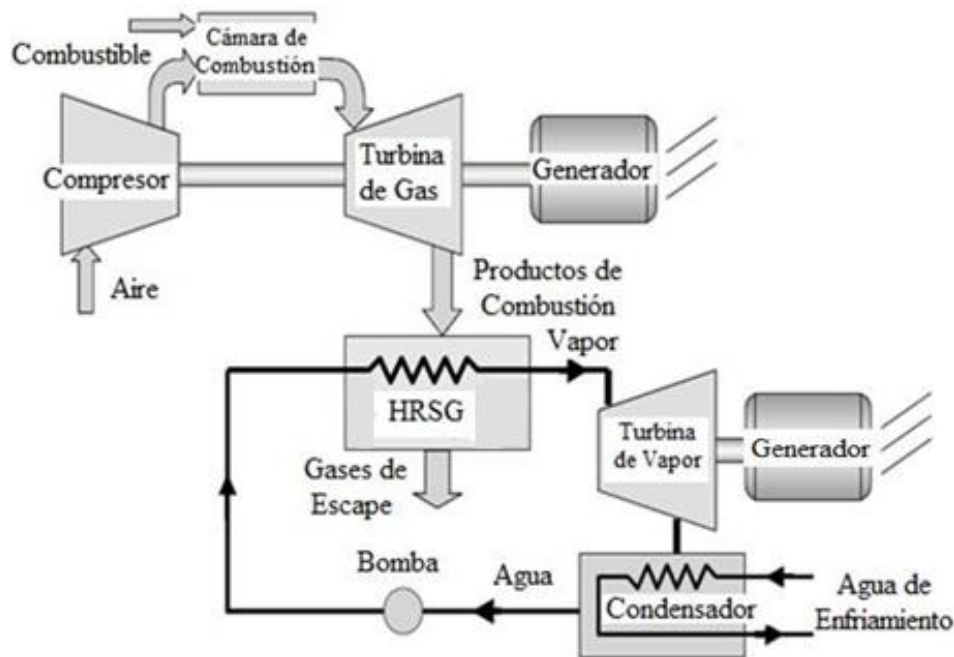


Figura N°8: Sistema de cogeneración con ciclo combinado

Fuente: Renewable and Efficient Electric Power Systems [3]

En conclusión, el sistema de cogeneración con ciclo combinado es una gran alternativa para el ámbito industrial, pues combina lo mejor de ambas tecnologías, aumentando los indicadores energéticos, utilizando la misma cantidad de materia prima para obtener mayor generación de electricidad, alcanzando una eficiencia térmica superior al 50%.

⁵ Este apartado ha sido elaborado utilizando la referencia [7]

2.2.1.2.4 Sistema de cogeneración con motores alternativos de combustión interna.⁶

Los motores alternativos de combustión interna se clasifican según la forma de encendido, las cuales son: mediante chispa o mediante compresión. En los motores de encendido por chispa, el ciclo comienza con el ingreso hacia los cilindros del combustible y aire, mediante los inyectores y las válvulas de admisión respectivamente, mientras en los de encendido por compresión empieza con el ingreso de la mezcla a través de las válvulas de admisión. En el cilindro, el émbolo comprime el fluido y se produce el encendido por chispa mediante una bujía, mientras en el otro tipo de motor, el émbolo comprime al fluido hasta llegar a la temperatura de encendido, generando la combustión. Mediante la combustión se libera la energía almacenada, moviendo el embolo de arriba hacia abajo en un movimiento lineal, transformándose en un movimiento rotatorio del eje mediante el cigüeñal, accionando un generador eléctrico. Al mismo tiempo, se apertura la válvula de escape del motor expulsando los productos de la combustión e inmediatamente después, el fluido de trabajo entra por la válvula de admisión, comenzando el ciclo otra vez.

En la figura N°9 se observa al sistema utilizando cogeneración, mediante la aplicación de un generador de vapor a la salida de los motores, aprovechando el calor de los gases para evaporar el agua que circula en el interior del equipo.

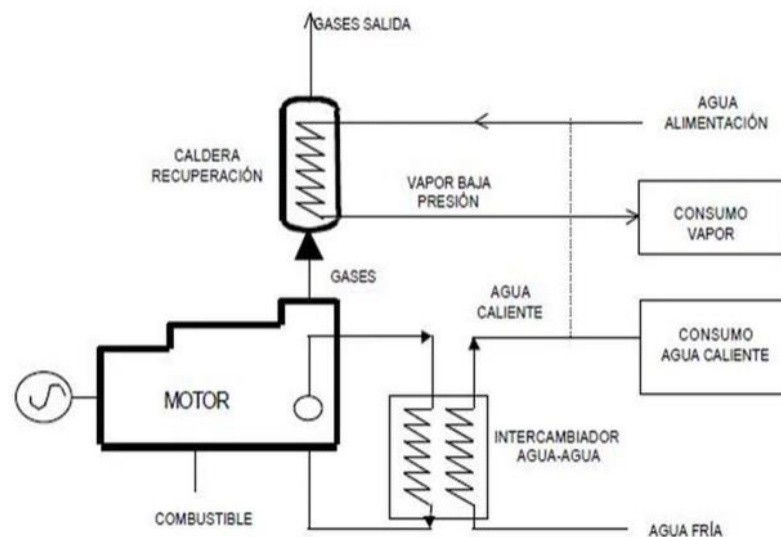


Figura N°9: Sistema de cogeneración con motor alternativo de combustión interna

Fuente: La cogeneración [9]

⁶ Este apartado ha sido elaborado utilizando las referencias [1], [10]

Los motores son las máquinas térmicas que desarrollan mayor rendimiento, logrando transformar la mitad de la energía almacenada del combustible en electricidad y con el paso del tiempo su desempeño será más eficiente. Asimismo, este tipo de sistemas es la más usada para cogenerar y es idónea para potencias bajas, mayormente hasta 15 MW, puesto que la instalación de estos sistemas es el más sencillo, convirtiéndose en el adecuado cuando las necesidades de electricidad son pequeñas.

2.2.1.3. Ventajas y desventajas de la cogeneración⁷

Las aplicaciones de estos sistemas tienen muchos beneficios y ventajas, entre los cuales tenemos:

- Aumenta el rendimiento energético en la producción de electricidad.
- Disminución de pérdidas en la transmisión y distribución de energía, porque la energía se consume en el centro de generación.
- Mayor rentabilidad económica por venta de energía, porque se puede vender el excedente a la red o a terceros.
- Disminución en la propagación de CO₂, porque se obtiene calor y electricidad a partir del mismo combustible suministrado.
- Disminuye la dependencia de los combustibles fósiles, porque se utiliza biomasa o gas natural.
- Aumento de los índices energéticos del sistema, porque se reemplaza los equipos antiguos por unos más tecnológicos.
- Disminuye la dependencia energética del exterior, porque pueden corresponder a las necesidades de la planta, de forma parcial o total.

Además de las ventajas, estos sistemas presentan ciertos puntos no tan favorables, entre los cuales tenemos:

- Altos costos de inversión, ya que estos sistemas requieren más equipos para su instalación.
- Elaboración de nuevos programas de mantenimiento y operación, porque necesita más equipamiento.
- Disponibilidad del espacio necesario para los equipos y el tiempo para el montaje con la respectiva calibración de estos, porque son sistemas de gran potencia.
- Monitoreo constante de los niveles de tensión para que sean los adecuados, desarrollando un buen factor de potencia y evitando problemas con el rendimiento eléctrico.

⁷ Este apartado ha sido elaborado utilizando las referencias [8], [11]

La razón por qué no se aplica estos sistemas estaría dentro del marco económico, no obstante, según los testimonios de las empresas que utilizan esta tecnología, los costos para desarrollar cogeneración se equiparan con los beneficios que proporciona, incluso se obtiene una buena rentabilidad a mediano plazo. En otras palabras, se recuperan los gastos de inversión en un periodo de tiempo prudente, constituyendo a la cogeneración como una gran alternativa para las empresas.

2.2.2. Biomasa en el campo energético

2.2.2.1. Definición de la biomasa⁸

Es aquella materia de procedencia biológica, la cual se somete a procesos de conversión para aprovechar el contenido energético almacenado en su interior. La energía de la biomasa proviene de la radiación solar, donde la más empleada se encuentra almacenada en la vegetación por la acción de la fotosíntesis.

En la figura N°10 se visualiza en qué tipos de materia orgánica se sintetiza la energía solar, las cuales son: vegetal, animal o residuos orgánicos.

Dentro del campo energético, el vocablo biomasa se usa para dos circunstancias diferentes, uno se refiere al recurso de procedencia biológica y el otro se relaciona a la fuente de energía renovable. A continuación, se amplía estos conceptos.

- La primera definición hace mención a la materia orgánica de procedencia biológica, abarcando un gran grupo de esta, donde se encuentra materia proveniente de plantas y animales, inclusive aguas residuales y residuos sólidos de la población.
- La segunda definición hace referencia a su contenido energético, puesto que se clasifica a la biomasa como fuente de energía renovable, utilizando los biocombustibles para la generación de electricidad mediante tecnologías innovadoras. Asimismo, es importante resaltar que la biomasa se considera renovable porque su contenido energético proviene de la energía solar.

Los biocombustibles son una clase de combustible renovable que resultan de la conversión de la biomasa, los cuales pueden ser sólidos, líquidos o gaseosos.

⁸ Este apartado ha sido elaborado utilizando las referencias [12], [14]

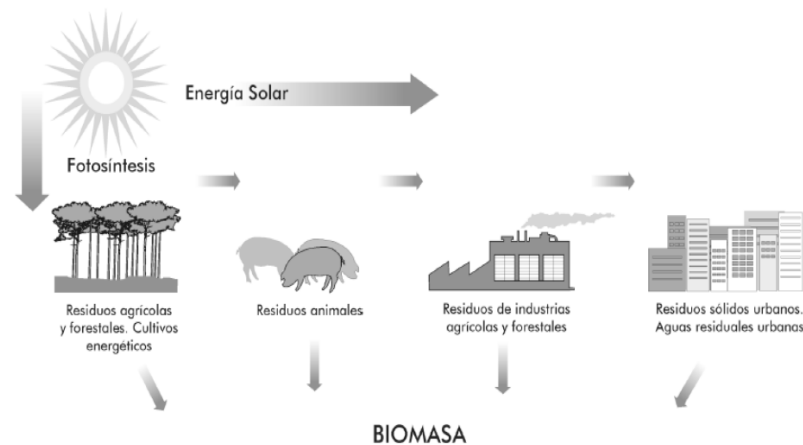


Figura N°10: Materia orgánica de biomasa

Fuente: Ingeniería Ambiental: Valorización Energética [14]

2.2.2.2. Tipos de biomasa⁹

- Biomasa producto de las técnicas que se aplican a la vegetación en los espacios forestales.
- Biomasa producto de los diferentes procesos sujetos a los cultivos agrícolas.
- Biomasa producto de los residuos de las industrias, así como desechos biodegradables y aguas servidas.
- Biomasa producto de la basura de las zonas urbanas.
- Biomasa producto de las plantas, destinados a la producción de energía.

2.2.2.3. Procesos de conversión de la biomasa¹⁰

2.2.2.3.1. Procesos termoquímicos

Estos tipos de procesos se desarrollan con alta temperatura, empleándose en materia orgánica con poco contenido de humedad, como por ejemplo: desechos forestales, leña, paja, entre otros. Dentro de estos procesos encontramos a la combustión, pirolisis y gasificación.

- **Combustión:** Es la descomposición térmica de la biomasa en presencia de oxígeno mediante procesos termodinámicos, transformando la biomasa y proporcionando una gran cantidad de calor. Los productos de las reacciones pertenecientes a este proceso son vapor de agua y dióxido de carbono, los cuales son utilizados en

⁹ Este apartado ha sido elaborado utilizando la referencia [14]

¹⁰ Este apartado ha sido elaborado utilizando las referencias [12], [14]

aplicaciones térmicas para edificaciones o industrias, tales como: calefacción, generación de electricidad, entre otros. Sabiendo que todo el material energético no se convierte, puesto que se pierde ciertas cantidades de calor y se produce cenizas al finalizar este proceso, el rendimiento se encuentra entre el 75% al 85%.

- **Pirolisis:** Es un proceso similar a la combustión, el cual difiere en que se realiza con falta de oxígeno o con una cantidad parcial y controlada del mismo, obteniendo una mezcla de combustibles en estado sólido, líquido y gaseoso, donde se considera al carbón vegetal como producto característico de la pirolisis, mientras que el resto son subproductos del proceso. Los factores que determinan los productos de las reacciones y las cantidades de los mismos, son los siguientes: el tipo de biomasa, la temperatura del proceso, la rapidez de calentamiento y el reactor.
- **Gasificación:** Es el proceso por el cual la materia orgánica se convierte en gas con buenas propiedades para el uso energético, mediante agentes oxidantes que participan en pocas cantidades para no provocar la combustión estequiométrica de los gases. Los agentes oxidantes más utilizados son aire, vapor y oxígeno, de los cuales dependen la cantidad de los gases en la composición, donde usualmente el monóxido de carbono, hidrógeno, dióxido de carbono, metano y nitrógeno son los productos de este proceso.

La característica de este proceso es que presenta una conversión limpia de biomasa, reduciendo la expulsión de gases tóxicos y brindando buena eficiencia.

2.2.2.3.2. Procesos bioquímicos

Estos tipos de procesos trabajan mediante temperaturas bajas, junto a materia orgánica con una cantidad de humedad relevante. Entre estos procesos se encuentran los siguientes:

- **La fermentación alcohólica:** Este proceso se lleva a cabo en ausencia de oxígeno, transformando los azúcares en alcoholes, como por ejemplo: la cerveza, la chicha, el vino. Uno de los alcoholes más significantes es el etanol, el cual se emplea en la industria automotriz.
- **La Fermentación metánica o Digestión anaeróbica:** Es adecuada para biomasa residual de tipo animal o vegetal de baja relación carbono/nitrógeno, con humedades mayores a 75%. Este proceso sucede dentro de tanques llamados biodigestores, donde se degrada la biomasa para obtener el biogás, cuyo componente principal es

metano, además de gas carbónico, vapor de agua, oxígeno, nitrógeno, etc.

Dicho gas se denomina actualmente como gas de vertedero o biogás y tiene variados usos energéticos, como ser aplicado en turbinas de gas, calderas de gas, motores de gas, en red de gas natural y transporte urbano.

Los principales aspectos favorables de esta alternativa son: proceso limpio de energía renovable, disminución de la generación de gases de efecto invernadero, estabilización de la materia orgánica, higienización del residuo, reducción de malos olores y de compuesto orgánicos volátiles. El principal problema de la digestión anaerobia radica en las necesidades de calentar el equipo para mantenerlo a una temperatura óptima de 30 °C - 35 °C.

2.2.2.4. Ventajas y desventajas de la biomasa¹¹

La biomasa tiene buenos beneficios dentro del campo energético, entre los cuales tenemos:

- Proporciona energía renovable.
- Reduce la contaminación del entorno.
- Proporciona independencia del mercado energético.
- Optimización del rendimiento energético del recurso.
- Aprovechamiento de los residuos agrícolas.
- Promueve el uso de los biocombustibles.
- El almacén y transporte de la energía es más sencillo.
- La ceniza de la biomasa se la aplica como abono en plantaciones.

Entre las desventajas de la utilización de la biomasa con fines energéticos tenemos las siguientes:

- Se necesita grandes cantidades de abono y agua.
- A diferencia de los recursos energéticos convencionales, se utilizan grandes masas de esta materia para generar una cantidad significativa de energía.
- La relación proporcional entre el poder calorífico de la biomasa y su contenido de humedad es inversa.

¹¹ Este apartado ha sido elaborado utilizando las referencias [13], [14]

2.2.3. Fundamentos de gasificación

2.2.3.1. Definición y generalidades¹²

La gasificación es un conjunto de etapas secuenciales donde sucede una oxidación parcial a una temperatura dada, permitiendo la conversión de la materia orgánica en gas con propiedades volátiles. El sistema representativo de la tecnología gasificadora contiene un reactor, un procedimiento de filtrado de los gases y la aplicación posterior de estos, entre los cuales tenemos: motores, turbinas, quemadores, etc.

Existen unos compuestos orgánicos en el gas llamados alquitranes, los cuales se presentan normalmente en estos tipos de procesos. El problema principal de estos, se produce mediante su condensación, causando obstrucciones en diferentes partes del sistema, especialmente en tuberías y filtros, provocando fallos en los equipos y pérdidas en la producción. Esto es una realidad alarmante, es por ello que una de las metas de esta tecnología es reducir la concentración de estos alquitranes por debajo de lo permisible.

Tabla N°1: Contenido permisible de alquitrán

Aplicación	Nivel permisible de Alquitrán
Motor de gas	<100 mg/Nm ³
Turbina de gas	<50 mg/Nm ³
Turbina de combustión directa	<5 mg/Nm ³
Celda de carbonato fundido	<2000 ppmV
Celda polimérica	<100 ppmV
Fischer- Tropsch (F-T)	<1 ppmV

Fuente: Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación [15]

El objetivo primordial de esta tecnología es transformar la mayor cantidad de la materia orgánica que ingresa en gas, con un contenido energético considerable, es decir, el valor calórico del gas debe estar dentro de los rangos asignados. Este valor calórico es un parámetro de los gases que depende de las características del reactor y de la biomasa, así como de la temperatura y presión de operación. Estos valores están relacionados con el agente oxidante, los cuales se aprecian en la Tabla N°2.

Tabla N°2: Valor calórico en relación al agente oxidante

Agente oxidante	Valor calórico superior (MJ/m ³ N)
Aire	4 – 7
Vapor	10 – 18
Oxígeno	12 – 28

Fuente: Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación [15]

¹² Este apartado ha sido elaborado utilizando las referencias [2], [15]

Con respecto a la tabla N°2, cuando el agente oxidante es aire, el valor calórico es menor que cuando se utiliza oxígeno, lo cual es lógico debido al contenido de nitrógeno en el aire, haciendo que el proceso de gasificación sea más trabajoso, no obstante, las aplicaciones con aire resultan ser más módicas que las de oxígeno. Además, en comparación con los combustibles tradicionales, estos gases resultan ser muy competitivos.

El combustible gaseoso es muy versátil y se adapta a cada una de sus aplicaciones debido a la composición molecular que posee, entre los cuales predomina el monóxido de carbono, hidrogeno y metano. Asimismo, contiene otras sustancias, las cuales deben su concentración al agente gasificante que se emplea, como por ejemplo: dióxido de carbono, agua, nitrógeno, entre otros.

El proceso depende de varios factores debido a las etapas desarrolladas para la obtención del gas, es por ello que se relaciona la eficiencia del proceso con la rapidez de ingreso de la materia orgánica al reactor y con las reacciones que ocurren dentro del mismo. Asimismo, el flujo depende de las características del reactor y de la biomasa, mientras que las reacciones están vinculadas a los parámetros de operación del gasificador.

Las etapas del proceso de gasificación se llevan a cabo generalmente de manera secuencial, dando un carácter de no uniformidad al proceso, desarrollándose en las siguientes etapas: secado, pirólisis, combustión y reducción. Los tipos más comunes de gasificadores son los de lecho fijo y fluidizado, donde la diferencia entre ellos está en la velocidad de calentamiento del lecho. En el lecho fijo el calentamiento es gradual y las etapas son secuenciales, mientras que en los de lecho fluidizado el calentamiento es más dinámico, desarrollando las etapas simultáneamente. La figura N°11 modela la secuencia de etapas del proceso de gasificación.

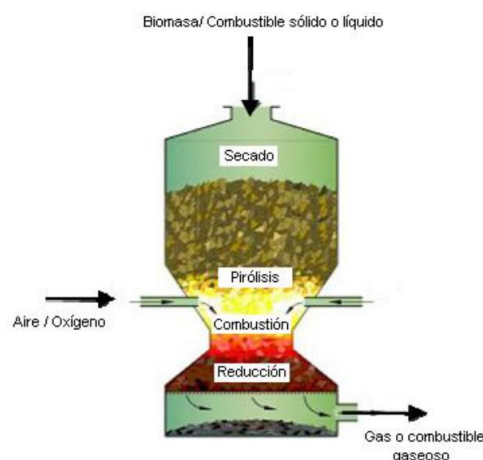


Figura N°11: Secuencia de etapas del proceso de gasificación

Fuente: Thermal Gasification or Direct Combustion? A Technical Assessment of Energy Generation in Indonesian Sugar Factories [2]

El indicador de un gasificador que atribuye la cantidad parcial de agente oxidante para la combustión completa se denomina relación de equivalencia, cuyo símbolo esta dado por Phi (Φ). Cuando el agente oxidante es aire, al valor inverso de aquella relación se le conoce como índice de exceso de aire, el cual se encuentra normalmente entre el rango de 0.2 a 0.35, y se representa por el símbolo Lambda (λ). Sabiendo esto , se puede afirmar que para un valor pequeño de Lambda la gasificación resulta incompleta con bajo valor calórico, por ello se recomienda que este valor sea lo mayor posible.

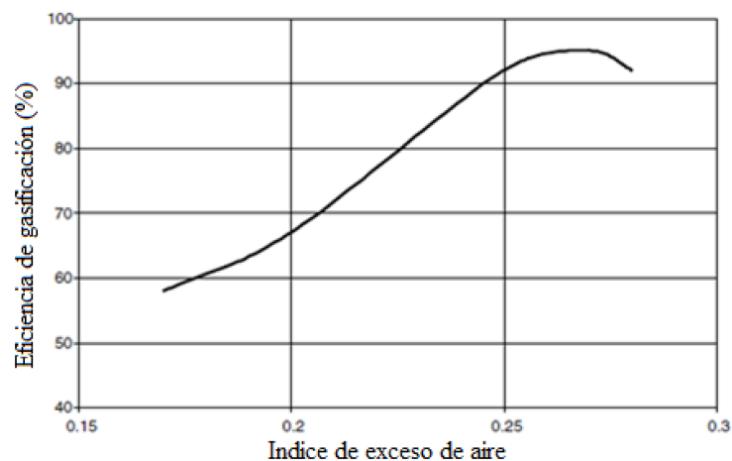


Figura N°12: Eficiencia de gasificación vs índice de exceso de aire

Fuente: Combustion and Gasification in Fluidized Beds [19]

Usualmente, el gas producto del proceso contiene impurezas en mayor cantidad de lo permisible, los cuales afectan a varias zonas del sistema, inclusive al rendimiento del proceso. Es por ello que, para aprovecharlo al máximo, se necesita separar estas partículas del gas mediante procedimientos de limpieza.

Como se explicó anteriormente, los contaminantes provocan complicaciones en las aplicaciones posteriores del combustible gaseoso, por lo cual, el gas se somete a una limpieza mediante métodos primarios y secundarios. La limpieza mediante métodos primarios, se realizan previo y durante el desarrollo del proceso, es decir, se hace un tratamiento a la materia orgánica antes de su ingreso al reactor y se utilizan catalizadores mientras la biomasa pasa por las etapas dentro del reactor.

A diferencia de los primarios, los métodos secundarios se realizan al finalizar el proceso, los cuales se llevan a cabo con el calentamiento o enfriamiento del gas. En el primer tipo , el gas se somete a temperaturas sobre los 500 °C y su limpieza es mediante unos dispositivos llamados ciclones, filtros cerámicos o separadores. En el segundo tipo, el gas reduce su temperatura entre el intervalo de 20 °C a 60 °C, desarrollando la limpieza básicamente

con lavadoras y precipitadores. En la Tabla N°3 se muestran algunos datos operacionales de los sistemas de limpieza de gases.

Tabla N°3: Tecnologías para la depuración de impurezas

Tecnologías	Temperatura (°C)	Remoción de Alquitrán (%)
Filtro de arena	10-20	50-97
Lavador	50-100	50-90
Precipitador húmedo	40-50	0-60
Filtro de lona	130	0-50
Absorbedor de lecho fijo	130	50
Conversión catalítica	900	>95

Fuente: Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación [15]

La limpieza también se desarrolla a través de métodos químicos, aplicando craqueo catalítico y térmico, con los cuales se vierte catalizadores para eliminar el alquitrán y desintegrar el amoniaco, sin embargo, los métodos físicos son más factibles económicamente que los químicos. En la Tabla N°4 se muestran algunos materiales catalizadores.

Tabla N°4: Catalizadores usados en limpieza secundaria

Catalizador	Temperatura	Conversión
<i>Catalizadores para convertir Alquitranes</i>		
Dolomitas	650 – 923 °C	43 – 95%
Hierro metálico	600 – 800 °C	10 – 90%
Fe ₂ O ₃ /SiO ₂	650 °C	100%
Olivina	800 – 900 °C	75 – 98%
Limonita	650 °C	95%
NiO-MoO ₃ /Al ₂ O ₃	440 – 460 °C	64 – 77%
Ni/ Carbón	650 – 850 °C	91 – 99%
Carbón	700 – 900 °C	81 – 100%
<i>Catalizadores para convertir Amoníaco</i>		
Ni-Ce/Al ₂ O ₃	500 °C	72%
Ni/SiO ₂	500 – 700 °C	93 – 97%
Ni-monolito	900 °C	100%
Limonita	500 – 750 °C	99%
Fe/ Carbón	650 °C	100%

Fuente: Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación [15]

2.2.3.2. Proceso de gasificación de biomasa¹³

- **Etapas de secado:** En esta etapa se incrementa la temperatura entre el intervalo de 70 °C a 150 °C, disminuyendo el porcentaje de agua en la biomasa debido a que su presencia se relaciona con el gasto de energía en alcanzar su temperatura de ebullición y en su evaporación. Es decir, la cantidad de humedad inmersa en la materia orgánica es inversamente proporcional con la energía obtenida al finalizar el proceso de gasificación, debido a las exigencias de calor para la evaporación, afectando el rendimiento del sistema. Asimismo, en algunas aplicaciones el agua extraída en esta etapa es aprovechada en el reactor como agente oxidante.
- **Etapas de pirólisis:** En esta etapa se realiza una gasificación parcial con una temperatura que oscila entre los 250 °C a 600 °C, descomponiendo la biomasa por efecto de la temperatura y separando el vapor, el líquido orgánico, las partículas de carbono y los residuos sólidos. Los productos gaseosos de esta etapa están compuesto básicamente por monóxido de carbono, hidrógeno y metano, los cuales pasan a la etapa de combustión para satisfacer las necesidades de calor.
- **Etapas de combustión:** En esta etapa se queman los productos de la pirólisis, liberando una gran cantidad de calor y estableciendo la temperatura de operación del reactor, el cual está por encima de los 400 °C normalmente. La intensidad de la combustión está ligada a la relación entre el aire y el combustible, es decir, si el valor de esta relación es alta, se produce la combustión completa de los gases, provocando mayor oxidación y menor rendimiento del proceso. Por este motivo, es adecuado saber el grado de humedad y asegurar que el valor de la relación no pase el 0.35 del valor estequiométrico.
- **Etapas de reducción:** En esta etapa sucede la oxidación parcial con una temperatura superior a los 800 °C, dando lugar a una serie de reacciones endotérmicas por el calor cedido en las reacciones de combustión, teniendo la síntesis de los gases del proceso, entre los cuales se tiene hidrógeno y monóxido de carbono. Es recomendable asegurarse que esta última etapa sea muy intensa, con la finalidad de evitar la formación de alquitrán.

¹³ Este apartado ha sido elaborado utilizando las referencias [2], [16]

2.2.3.3. Tipos de reactores de gasificación¹⁴

Los reactores o gasificadores son los equipos representativos y principales del proceso, mediante los cuales se convierte la materia sólida en gas con buenas características para las futuras aplicaciones energéticas. La clasificación de estos equipos está relacionada a la forma en cómo la parte sólida y la parte gaseosa entran en contacto, teniendo las siguientes clases: De lecho fijo, De lecho fluidizado y De arrastre.

En el mercado se pueden encontrar todos los tipos de reactores, donde los más sencillos y simples son los de lecho fijo, mientras que los de lecho fluidizado del tipo burbujeante son más costosos, tienen más capacidad de flujo de materia sólida y se emplean en industrias de mayor potencia integradas a motores. Asimismo, los pertenecientes a lecho fluidizado circulante y de arrastre, son los más adecuados para trabajar en la industria de generación eléctrica.

Tabla N°5: Características de reactores de gasificación

	Lecho fijo		Lecho fluidizado burbujeante	Lecho fluidizado circulante	Lecho arrastrado
	Downdraft	Updraft			
Temperatura de operación (°C)	700 – 1200	700 – 900	850 – 950	850 – 1000	1500
Control de proceso	Simple	Muy simple	Moderado	Complejo	Moderado
Capacidad óptima (MW _e)	0,2 – 5	5 – 20	1 – 20	> 20	> 100
Humedad máxima (% en base húmeda)	25	60	40	40	15
Cenizas máxima (% en base seca)	6	50	20	15	5
Tamaño partículas mínimo (mm)	40 – 100	10 – 250	>10,0	1,0 – 10,0	0,1 – 1,0
Morfología del combustible	Uniforme	Heterogéneo	Molido	Molido	Pulverizado
Densidad aparente (kg/m³)	> 500	> 400	> 100	> 100	> 400
Temperatura gas de salida (°C)	700	200 – 400	700	700	1000
Contenido alquitranes (g/Nm³)	0,015 – 3,0	30 – 150	1 – 2	1 – 2	0,01 – 0,05
Eficiencia de gas caliente, η_{gc} (%)	75 – 80	80 – 85	80 – 90	80 – 90	85 – 90
Eficiencia de gas frío, η_{gf} (%)	65 – 75	40 – 60	60 – 70	60 – 70	60 – 70
Presión típica de operación (bar)	1	1	1	20 – 70	20 – 70
Agente gasificante típico	Aire/agua	Aire/agua	Aire/agua	Oxígeno/agua	Oxígeno/agua
PCI del gas (MJ/Nm³)	4,5 – 5,0	5,0 – 6,0	5,0 – 5,5	15 – 20	15 – 22
Aplicación del gas	Motor (electr.)	Térmica	Motor (electr.)	Turbina (electr.) + síntesis	Turbina (electr.) + síntesis
Temperatura de fusión de ceniza (°C)	> 1250	> 1000	> 1000	> 1050	< 1250
Capacidad máxima de biomasa (t/h)	0,5	10	20	20	20

Fuente: Handbook of biomass gasification [20]

¹⁴ Este apartado ha sido elaborado utilizando las referencias [2], [15], [17]

2.2.3.3.1. Gasificadores de lecho fijo

Dentro de todo el grupo, estos tipos de reactores se ubican como los más robustos y económicos, empleándose en las fábricas o industrias de mediana potencia y trabajan únicamente con materia orgánica. El punto desfavorable de estos reactores se encuentra en la eficiencia al transmitir el calor, haciendo que la temperatura no sea homogénea y provocando acumulación de la materia prima. Estos reactores son de flujo ascendente o descendente, con un rango amplio de capacidades dentro de los valores de 10 kW a 10 MW.

- **Gasificador de contraflujo:** Esta clase de gasificadores poseen la fabricación más simple, donde el agente gasificante precalentado entra por la zona inferior mientras se difunde en sentido ascendente con dirección opuesta de la biomasa, la cual ingresa por encima del reactor y cae naturalmente mientras pasa por las etapas del proceso. Normalmente, este tipo tiene altas eficiencias térmicas, logrando alcanzar 20 MW térmicos.

El mayor inconveniente se encuentra en el producto gaseoso con gran concentración de alquitrán, consecuencia de la dirección ascendente de los gases en la etapa de pirólisis, evitando que suceda el craqueo térmico. Por otra parte, este tipo de reactores son los más adecuados para trabajar con los residuos proveniente de los cultivos y de los municipios.

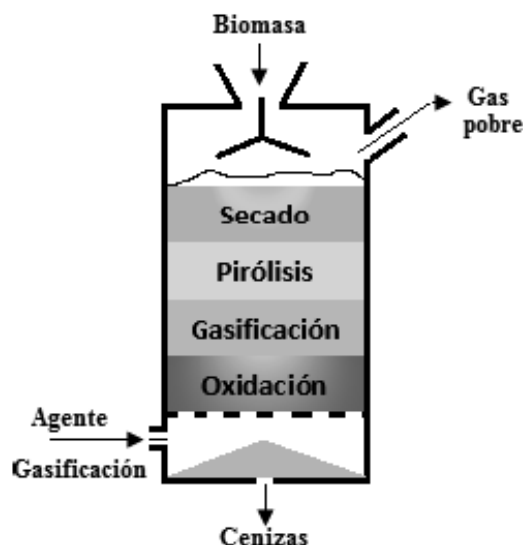


Figura N°13: Gasificador de flujo ascendente

Fuente: Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación [14]

- **Gasificador de flujo directo:** En estos tipos de gasificadores, tanto la parte sólida como la gaseosa, se mueven de forma descendente a través del equipo. El combustible ingresa por la cima mientras que el agente oxidante por la parte central, asimismo, la parte baja ocupa la salida de los gases que conforman el producto del proceso.

Siguiendo el curso del flujo, los compuestos orgánicos volátiles de la segunda etapa, llamada pirólisis, son sometidos a temperaturas elevadas en la etapa de combustión, haciendo que el contenido de alquitrán no sea alto, sin embargo, posee una notable concentración de partículas, específicamente ceniza. Finalizando la etapa de reducción, se obtiene gases con buenas propiedades, entre ellas está la temperatura, cuyo valor asciende hasta los 700°C.

Las industrias de mediana potencia son las adecuadas en implementar este tipo de reactor, trabajando en conjunto con motores de combustión interna para la obtención de electricidad. A comparación del anterior tipo, estos reactores son veloces en estado operativo, pero requieren que la calidad de la materia orgánica sea buena. Una peculiaridad de estos reactores es que su diseño tiene una zona donde su perímetro es más angosto, permitiendo unas reacciones más intensas entre los compuestos orgánicos y el oxígeno, sin embargo, este diseño de construcción del reactor hace que alcance hasta 1MW térmicos.

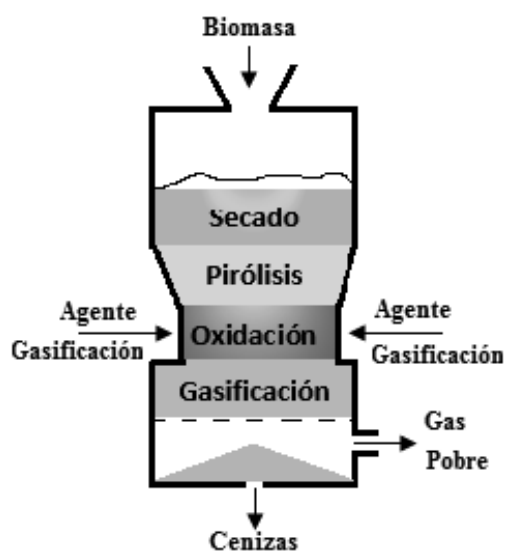


Figura N°14: Gasificador de flujo descendente

Fuente: Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación [14]

2.2.3.3.2. Gasificadores de lecho fluidizado

Este tipo de gasificador se caracteriza por presentar una excelente mezcla de combustible junto con su agente oxidante, conformando el lecho característico, donde este último tiene como compuestos pequeños granos de arena unidos con elementos catalíticos denominados olivinas. Este material se calienta en el arranque para favorecer la difusión del calor en los procesos respectivos, sirviendo esta energía térmica para los requerimientos necesarios durante la conversión.

Una particularidad de estos reactores está en la velocidad de calentamiento de la biomasa, la cual progresa de forma rápida, sin propinar el rango de tiempo necesario para cada una de las etapas, es decir, se desarrollan paralelamente mientras la temperatura se vuelve uniforme a través del lecho. Asimismo, debido a esta coexistencia de las etapas, el producto gaseoso contiene menor concentración de impurezas que al correspondiente de lecho fijo.

En relación sobre lo eficiente que puede llegar a ser el proceso, existen factores y parámetros a los cuales se les atribuyese el porcentaje de conversión de materia sólida a gas, entre los cuales se encuentran: el tipo de materia prima, el agente oxidante, temperatura y presión.

Son evidentes los beneficios que estos tipos de gasificadores proporcionan en la obtención del combustible gaseoso con menor concentración de alquitrán y se clasifican en los siguientes tipos:

- **Gasificador de lecho fluidizado burbujeante:** En estos tipos de gasificadores, la corriente de fluido oxidante ingresa por la parte inferior atravesando de forma ascendente al reactor, donde se somete a un progresivo aumento en su rapidez, con el propósito de equiparar la fuerza de fricción con el peso del material, conformando el medio de fluidización. Como resultado de la constante mezcla de los elementos, la transformación del carbón no se realiza completamente, es decir, se forman cierta cantidad de partículas sólidas, las cuales se vuelven a emplear para proporcionar calor al proceso. Un dato importante de estos reactores es que presentan dos accesos para el agente oxidante, donde el principal se encarga de sostener el medio de fluidización y el secundario para apoyar en la conversión de las partículas sólidas.

Con respecto a sus aplicaciones, son los indicados y de rápida adaptación en plantas de mediana escala con carácter versátil en la utilización de residuos, trabajando con potencias que ascienden hasta 25MW y presiones que alcanzan los 10 bar.

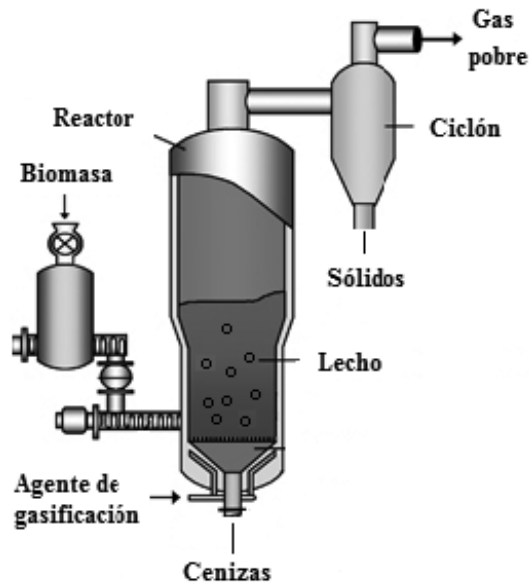


Figura N°15: Gasificador de lecho fluidizado burbujeante

Fuente: Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación [14]

- **Gasificador de lecho fluidizado circulante:** Estos tipos de gasificadores están compuestos por un lecho junto con unos equipos propios de este tipo, tales como un ciclón y otro que sirve para repetir la circulación.

El flujo del agente oxidante incrementa su velocidad, superando la mínima del fluido suspendido dentro del equipo y provocando el empuje de las partículas. Debido a esta circunstancia, se tiene la necesidad de utilizar el ciclón para disgregar los elementos y se desarrolla constantemente la circulación de las partículas. Por otra parte, la fluidización del gasificador permanece rápida debido a dos motivos, el primero es porque su velocidad es mayor a la del lecho y el segundo está relacionado con la permanente circulación, la cual es la parte representativa en este tipo de reactores. El rango de temperatura asciende desde los 800 °C hasta los 1000 °C, el cual junto con el mezclado turbulento disminuye la formación de cenizas y beneficia la versatilidad en el uso de biomasa. Dentro de las ventajas se tienen:

- Mejora el desarrollo de la transformación y de la propagación del calor en las etapas.
- El valor calórico del producto gaseoso es mayor, mientras que su concentración de impurezas es menor.
- Se obtiene gas con mejores propiedades.

Estos tipos de reactores están relacionados con procesos que alcanzan los 500 MW de potencia con presiones alrededor de 70 bar, mediante agentes oxidantes con buena concentración de oxígeno. Las aplicaciones del producto gaseoso se encuentran en el campo químico y energético, debido a que el valor calórico del gas está dentro del rango de 15 a 20 MJ/Nm³.

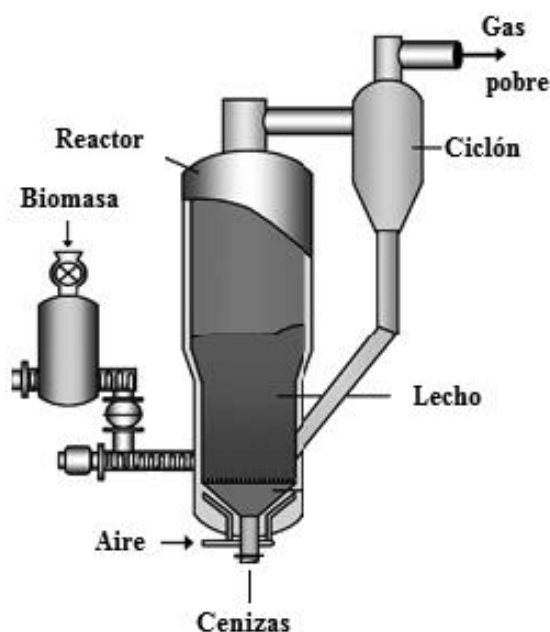


Figura N°16: Gasificador de lecho fluidizado circulante

Fuente: Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación [14]

2.2.3.3.3. Gasificadores con arrastre

Estos reactores presentan en su diseño dos aberturas en la zona superior para el ingreso respectivo de la materia sólida y del agente oxidante, los cuales se someten a temperaturas que ascienden hasta los 1400 °C y a presiones típicas como 70 bar. El proceso empieza con el pulverizado previo de la materia orgánica, luego se mezcla formando la suspensión acuosa e ingresa al gasificador conjuntamente con el agente oxidante. Por otro lado, el oxígeno va disminuyendo conforme se desarrollan las etapas, donde la combustión libera la energía que necesita el proceso para alcanzar la temperatura solicitada en la etapa reductora, en la cual participan el vapor junto con el dióxido de carbono.

Son empleados en gran medida para la conversión de carbón y residuos petroleros, mientras que en el ámbito eléctrico, son utilizados en centrales eléctricas de gasificación incorporado a un ciclo combinado.

2.2.3.4. Gasificación integrada con ciclo combinado¹⁵

En el sector azucarero, la generación de energía a partir del bagazo de caña es un tema de gran importancia debido a su potencial como fuente renovable de combustible. En este sentido, el uso de un sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación representa una alternativa altamente promisorio en comparación con la opción tradicional de combustión directa de biomasa, pues se obtiene un gas con propiedades de combustión superiores en comparación con el sólido y disminuye la cantidad de contaminantes liberados al medio ambiente.

Tabla N°6: Concentración de los productos de gasificación del bagazo

Composición del gas	Porcentaje en volumen
Monóxido de carbono	15 – 20 %
Hidrógeno	15 – 20 %
Dióxido de carbono	8 – 12 %
Metano	1 – 5 %
Nitrógeno	45 – 50 %

Fuente: Thermal Gasification or Direct Combustion? A Technical Assessment of Energy Generation in Indonesian Sugar Factories [2]

Los elementos básicos para los sistemas de esta categoría son los siguientes: un secador de biomasa para aminorar la cantidad de agua inmersa en el bagazo, un gasificador de lecho fluidizado con circulación para convertir el bagazo en un combustible gaseoso, un dispositivo para la depuración de impurezas como alquitranes y partículas de los gases, una turbina de gas para el accionamiento de un generador de electricidad, un generador de vapor por recuperación de calor para evaporar el agua mediante la transferencia de calor de los gases y una turbina de vapor para producir electricidad adicional.

El bagazo húmedo contiene aproximadamente 50% de humedad e ingresa a un secador para disminuir su concentración antes de ser procesado en el gasificador, es decir, el secado tiene como objetivo reducir contenido de humedad entre el rango de 15% a 25%, siendo estos valores los adecuados que debe tener el bagazo para ingresar al gasificador.

Durante el proceso de gasificación, la biomasa experimenta diversas fases, permitiéndole transformarse en un combustible gaseoso que incluye cenizas y partículas sólidas a un nivel superior al permisible. En consecuencia, el producto gaseoso ingresa a un sistema de limpieza para depurar los contaminantes contenidos en él.

¹⁵ Este apartado ha sido elaborado utilizando la referencia [2]

Una vez que el combustible gaseoso ha sido limpiado de sus impurezas, se introduce en la cámara de combustión donde se combina con aire y se queman a una presión específica. Inmediatamente, los productos de la combustión son llevados hacia una turbina de gas, donde la expansión de los gases hace girar al eje del generador de electricidad.

La temperatura de los gases expulsado por la turbina garantiza el funcionamiento del generador de vapor, donde el calor cedido al agua es superior al límite mínimo desarrollado por la caldera en el sistema de combustión directa convencional. Por consiguiente, el vapor obtenido del intercambiador de calor es llevado hacia una turbina para accionar otro generador eléctrico, mientras que el vapor a baja presión se utiliza para satisfacer las demandas de energía térmica en los procesos de la industria azucarera. Asimismo, los gases que se encargaron del intercambio calórico, salen con menor temperatura pero aún tienen contenido energético, es decir, pueden ser utilizados en algún proceso térmico y posteriormente ser expulsados a la atmósfera.

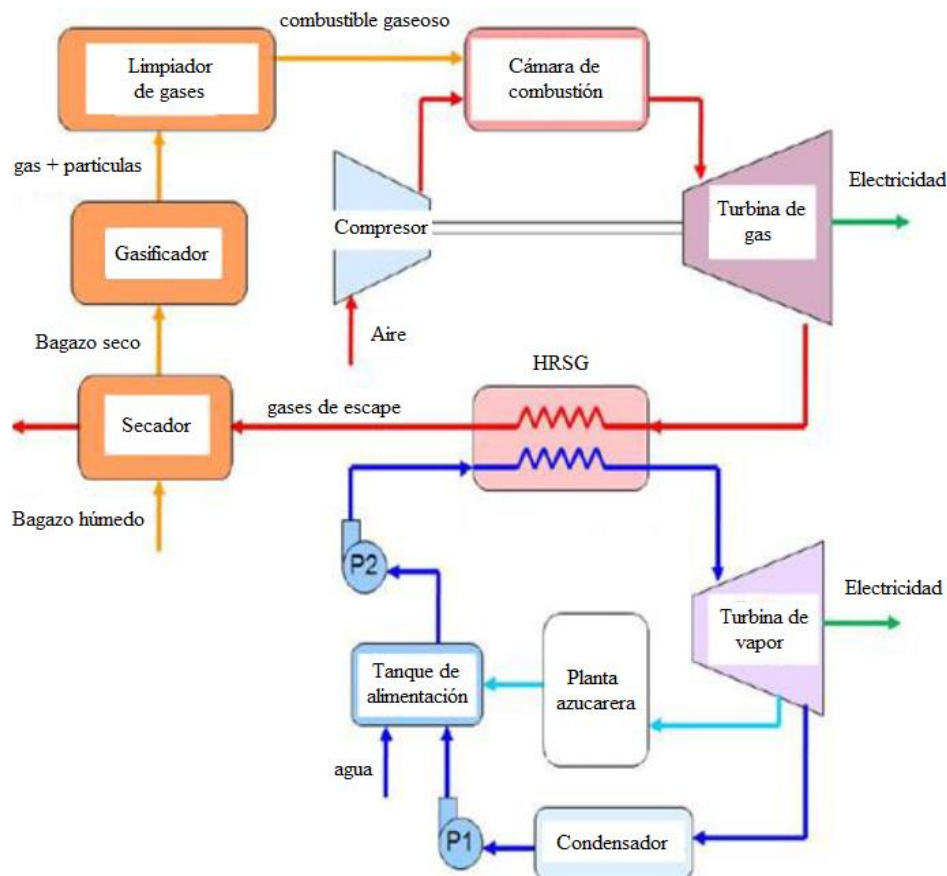


Figura N°17: Esquema de un sistema de cogeneración integrando ciclo combinado y gasificación

Fuente: Thermal Gasification or Direct Combustion? A Technical Assessment of Energy Generation in Indonesian Sugar Factories [2]

Con todo lo expuesto, se puede concluir que el sistema descrito tiene mayor potencial de generación de electricidad que un sistema de generación convencional y contribuye significativamente a reducir la dependencia de fuentes de energía no renovables, así como a disminuir la emisión de gases de efecto invernadero y otros contaminantes al ambiente.

2.2.3.5. Ventajas y desventajas de la gasificación ¹⁶

Claramente se evidencian una serie de ventajas al aplicar el proceso de gasificación con el objetivo de obtener energía térmica y eléctrica de manera conjunta. A continuación, se detallan dichas ventajas en el sector energético:

- Se consigue la neutralidad en el balance del dióxido de carbono, porque se libera la misma cantidad con respecto a la capturada por la materia orgánica en la fotosíntesis.
- La localización de las instalaciones de generación en cercanía de las fuentes de biomasa tiene como resultado una reducción de los gastos relacionados con el transporte.
- Gestión de los residuos de forma eficiente, pues se utiliza la biomasa generada como subproductos de actividades industriales y agrícolas, colaborando significativamente en la reducción del impacto ambiental.
- Los costos relacionados con la utilización de biomasa son mínimos debido a su carácter residual, convirtiéndose en una opción altamente competitiva para la generación de energía.
- La versatilidad del gas radica en su capacidad para suministrar energía a través de una variedad de dispositivos, incluyendo turbinas de gas y motores.

Además de las ventajas, se presentan ciertos inconvenientes que deben considerarse para su desarrollo:

- Se presenta la necesidad de adecuar al gasificador en relación al tipo de materia que se utilizará en el proceso, para asegurar un rendimiento óptimo.
- El producto gaseoso debe someterse a un proceso de limpieza y acondicionamiento, con el fin de eliminar las impurezas y evitar los posibles daños en los equipos.
- La integración de las aplicaciones de esta tecnología en el ámbito comercial no es abundante, incluso siguen desarrollándose nuevos sistemas más eficientes.
- Se necesita implementar programas de seguridad específicos para asegurar y garantizar que el proceso permanezca sellado.

¹⁶ Este apartado ha sido elaborado utilizando las referencias [16], [18]

2.3. Definición conceptual de la terminología empleada

Alquitrán: Son compuestos orgánicos que presentan en su composición altas concentraciones de carbono.

Biomasa: Se refiere a una gama de productos energéticos y materia primas de naturaleza renovable, los cuales se derivan de la materia orgánica.

Bomba: Es un dispositivo mecánico que proporciona presión al fluido para desplazarlo de un punto a otro.

Grado Brix: Es un parámetro relevante en las industrias, el cual es una unidad de medida en porcentaje que hace referencia a la concentración de masa de sacarosa dentro de una solución de agua.

Generador de vapor: Es un dispositivo térmico cuya función es realizar el intercambio de calor residual entre el fluido caliente y el agua que circula en su interior.

Calor útil: Es la cantidad de energía de carácter térmico que se utiliza de manera eficiente para realizar trabajo útil o generar energía.

Ciclo Combinado: Es un sistema de generación de energía que integra dos procesos distintos, como el ciclo de gas y de vapor, con la finalidad de maximizar la producción de electricidad.

COES: Son las iniciales referentes al Comité de Operación Económica del Sistema, el cual se encarga de la coordinación y operación del sistema eléctrico del país, garantizando la confiabilidad, seguridad y eficiencia.

Cogeneración: Es una serie de procesos que se encarga de producir de manera simultánea dos tipos de energía utilizando una única fuente, mediante la generación de electricidad y el aprovechamiento del calor residual en alguna aplicación térmica, como la obtención de vapor o agua caliente.

Compresor: Es un dispositivo mecánico que tiene como objetivo elevar la presión de un fluido, reduciendo su volumen y aumentando su densidad.

Condensador: Es un equipo donde se realiza el intercambio calórico provocando la condensación del vapor expulsado por la turbina, mediante la aplicación de una corriente de agua fría que circula por sus tuberías.

Gasificación: La gasificación es un conjunto de etapas secuenciales donde sucede una oxidación parcial a una temperatura dada, permitiendo la conversión de la materia orgánica en gas con propiedades volátiles.

Gasificador de biomasa: Se le conoce también con la denominación de reactor y es el equipo representativo del proceso de gasificación, mediante el

cual se convierte la materia solida en gas con buenas características para las futuras aplicaciones energéticas.

Energía de Gibbs: Es un parámetro dentro de la termodinámica química que brinda la información sobre la cantidad de energía útil para realizar trabajo mediante temperatura y presión uniforme, prediciendo la espontaneidad de las reacciones.

Energía Eléctrica: Es el tipo de energía que se genera por la excitación de los electrones a través de los materiales conductores y es fundamental para el desarrollo de la sociedad.

Energía Térmica: Es aquel tipo de energía que se encuentra relacionado a la temperatura provocada por el movimiento de las partículas que conforman la materia.

Planta Industrial: Es una instalación cuyo campo de acción se encuentra en la producción a gran escala, la cual necesita energía para su funcionamiento.

Poder calorífico inferior: Es una propiedad que determina el rendimiento del combustible mediante la energía liberada por unidad de masa cuando se quema en su totalidad.

Reacción Química: Es el proceso mediante el cual los reactivos presentan modificaciones a nivel molecular, formándose nuevas sustancias denominadas productos.

Secador: Es el equipo que le da el pretratamiento a la materia orgánica, reduciendo la concentración de humedad antes de ingresar al reactor.

SEIN: Son las iniciales que hacen referencia al Sistema Eléctrico Interconectado Nacional.

Syngas: Es el combustible gaseoso producto de los métodos de conversión de la materia orgánica.

Turbina de vapor: Es la maquina encargada de aprovechar, a través de sus alabes, el movimiento del vapor para convertirlo en energía mecánica mediante el accionamiento de su eje.

Turbina de gas: Es una turbomáquina térmica que funciona a partir de una corriente de gas, convirtiendo a través de los alabes la energía cinética en mecánica.

Vapor: Es uno de los estados del agua, el cual se utiliza frecuentemente en procesos de generación como en procesos caloríficos.

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN

3.1. Tipo y diseño de la Investigación

La investigación pertenece al tipo Aplicada y Descriptiva debido a la convergencia de los conocimientos teóricos en dirección al entendimiento de la situación problemática, poniéndolo en práctica mediante el dimensionamiento y diseño del sistema propuesto.

El diseño de la investigación pertenece al tipo No Experimental porque básicamente se observa y se describe el objeto de estudio, con la finalidad de ser analizados de forma detallada.

3.2. Población y Muestra

La tesis presentada se ha desarrollado en un sitio particular, con una población que coincide con la muestra, las cuales están representadas por la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A.

3.3. Hipótesis

La implementación y desarrollo de un nuevo sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación dentro de la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A., brindará otra manera de generar simultáneamente electricidad y calor, usando eficientemente los recursos energéticos, mejorando los parámetros energéticos y disminuyendo la expulsión de contaminantes hacia el ambiente.

3.4. Operacionalización de variables

➤ Variable Independiente

Sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación.

➤ Variable Dependiente

Eficiencia energética.

Variables	Definición conceptual	Definición operacional	Dimensión	Indicadores
Variable independiente: Sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación	Sistema energético altamente eficiente haciendo uso de innovación tecnológica para responder la demanda a través de la combinación de dos energías renovables.	Dimensionamiento de los equipos necesarios para la obtención de energía eléctrica mediante un sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación.	Gases salientes del gasificador. Gases salientes de la turbina. Rendimiento energético.	Eficiencia térmica Eficiencia eléctrica
Variable dependiente: Eficiencia energética	Es la optimización en el uso de la energía, con el objetivo de mejorar la eficiencia en la producción y reducir el consumo energético, incrementando la cantidad de bienes y servicios.	Determinar los parámetros relacionados a la eficiencia energética, reduciendo las pérdidas de energía y aumentando el rendimiento energético.	Requerimiento energético. Consumo diario	Temperatura Calor útil Corriente Tensión Potencia

Tabla N°7: Operacionalización de variables

Fuente: Elaboración propia

3.5. Métodos y técnicas de Investigación

➤ Métodos

a) Deductivo

Porque se ha partido de conocimientos generales, es decir, aplicar las bases teóricas, leyes y normas para el cálculo y selección de los equipos.

b) Analítico

Porque se ha realizado el análisis por separado a cada uno de los componentes y equipos del sistema propuesto para poder determinar sus características.

➤ Técnicas

a) Observación

Esta técnica permite realizar la inspección visual con el fin de adquirir los datos mediante el registro y descripción sobre la compañía azucarera del distrito de Pomalca.

b) Entrevistas

Esta técnica se aplica mediante diálogos con las autoridades e ingenieros dentro de la compañía, dando lugar a conversaciones que garanticen la veracidad de la información.

c) Análisis de documentos

Esta técnica permite buscar, analizar y registrar información de diferentes bibliografías sobre sistemas de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación, localizados en libros, tesis, revistas, páginas web, etc.

CAPÍTULO IV

PROPUESTA DE LA INVESTIGACIÓN

4.1. Propuesta de la Investigación

La tesis presentada logra un uso eficiente de los recursos energéticos renovables de la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A. mediante el siguiente sistema de cogeneración, mostrado en la figura N°18, que utiliza ciclo combinado integrado a la tecnología de gasificación.

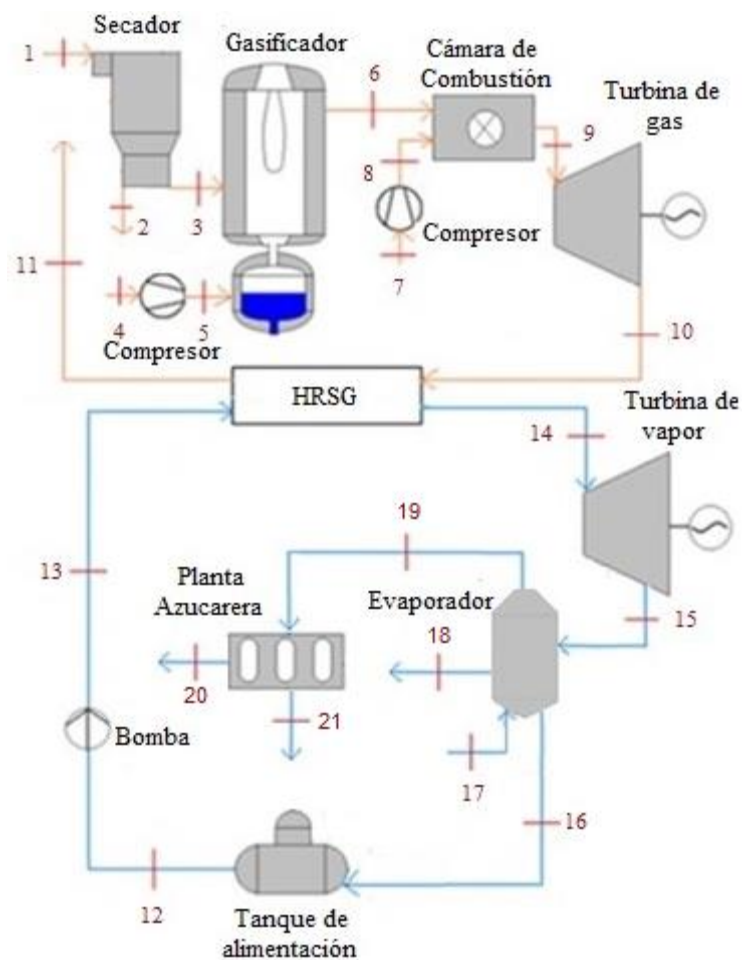


Figura N°18: Esquema del sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación para la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A.

Fuente: Elaboración propia

CAPÍTULO V

ANÁLISIS E INTERPRETACIÓN DE LOS RESULTADOS

5.1. Descripción del sistema de cogeneración

El planteamiento es ejecutar el diseño, mediante el análisis de los dos ciclos termodinámicos que conforman al sistema de cogeneración, para luego realizar la selección de los componentes.

Los puntos característicos del sistema de cogeneración propuesto se detallan a continuación:

- El comienzo del ciclo está dado por el ingreso del bagazo húmedo al secador por el punto 1, por consiguiente, se obtiene agua y bagazo con menor contenido de humedad, por los puntos 2 y 3 correlativamente.
- El compresor de aire del gasificador se localiza en medio de los puntos 4 y 5, cuya tarea es incrementar la presión del fluido de trabajo, hasta los valores adecuados, para efectuarse la gasificación.
- El bagazo, proveniente del secador, ingresa al gasificador de lecho fluidizado circulante a través del punto 3, mientras que por el punto 6, se obtiene su transformación en gas. Según el esquema, el producto gaseoso estará libre de contaminante e impurezas, pues son desechados durante el proceso en el interior del reactor y posteriormente quedan atrapados en el sistema de limpieza.
- El compresor de la turbina de gas está ubicado entre los puntos 7 y 8, cuya función es elevar la presión del fluido de trabajo hasta equipararla con la perteneciente en el interior de la cámara de combustión.
- Los productos de combustión escapan de la cámara a través del punto 9, los cuales son el resultado de las reacciones químicas entre el gas producto del reactor y el agente oxidante, siendo este último aire atmosférico.
- Entre los puntos 9 y 10, se tiene a la turbina de expansión, la cual utiliza los gases de combustión para la rotación del eje que va acoplado a un generador de electricidad.
- Por el punto 10, los gases salientes se trasladan hacia el generador de vapor, los cuales deben presentar en sus parámetros, como presión y temperatura, los niveles pertinentes para propinar como mínimo la cantidad

de energía térmica que la caldera desarrollaba, logrando evaporar el agua proveniente del punto 13.

- Después del aprovechamiento de los gases, estos son expulsados hacia la atmósfera, siendo el punto 11 el encargado de su representación.
- Por el punto 12, se extrae agua desde un tanque de alimentación y se impulsa mediante una bomba hacia el generador de vapor para realizar el intercambio calórico con los gases calientes.
- Entre los puntos 13 y 14, se tiene el generador de vapor por recuperación de calor, cuya función es evaporar el flujo de agua que sale del tanque de alimentación.
- Entre los puntos 14 y 15, se encuentra la turbina de vapor que utiliza el vapor proveniente del HRSG para accionar un generador, disminuyendo su presión y temperatura
- Por el punto 15, se tiene vapor a baja presión e ingresa al evaporador, donde sucede el intercambio de calor entre dicho vapor con el jugo clarificado proveniente del proceso de elaboración de azúcar, el cual ingresa al evaporador por el punto 17 con 15 °Bx.
- Por el punto 16, se tiene agua mediante de la condensación del vapor que ingresa al evaporador y es llevado al tanque de alimentación. En el punto 18 se tiene jugo clarificado del quinto efecto del evaporador con 60 °Bx.
- En el punto 19, se tiene vapor natural saturado producto de la evaporación del jugo clarificado y es utilizado para satisfacer el requerimiento térmico de los diferentes procesos de elaboración.
- Por el punto 21, se tiene líquido saturado, producto de la condensación del vapor natural y en el punto 20 se considera la pérdida de vapor.

5.2. Cálculos

5.2.1. Análisis del ciclo de gas

a) Secador

Balance de masa en el secador:

- Bagazo seco: $\dot{m}_{bs1} = \dot{m}_{bs3}$
- Agua: $\dot{m}_{a1} = \dot{m}_2 + \dot{m}_{a3}$

La velocidad de bagazo húmedo que ingresa es $11.67 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$ y su contenido de humedad es 50%¹⁷. Sabiendo esto, se plantea lo siguiente:

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_{a1} + \dot{m}_{bs1}$$

$$\dot{m}_1 = 11.67 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\dot{m}_{a1} = 0.5 * 11.67 \frac{\text{kg agua}}{\text{s}} = 5.835 \frac{\text{kg agua}}{\text{s}}$$

$$\dot{m}_{bs1} = \dot{m}_1 - \dot{m}_{a1} = 5.835 \frac{\text{kg bagazo seco}}{\text{s}}$$

Se define a “ w_b ” como el grado de humedecimiento del residuo, mientras que “ m_{ab} ” hace referencia a la cantidad de agua inmersa en el residuo.

$$w_b = \frac{m_{ab}}{m_{total}} = \frac{m_{ab}}{m_{ab} + m_{bs}}$$

$$m_{ab} = \frac{m_{bs} * w_b}{1 - w_b}$$

Reemplazando estas equivalencias en la ecuación del balance de agua:

$$\dot{m}_{a1} = \dot{m}_2 + \dot{m}_{a3}$$

$$\frac{\dot{m}_{bs1} * w_{b1}}{1 - w_{b1}} = \dot{m}_2 + \frac{\dot{m}_{bs3} * w_{b3}}{1 - w_{b3}}, \text{ sabemos que: } \dot{m}_{bs1} = \dot{m}_{bs3}$$

$$\dot{m}_2 = \dot{m}_{bs1} \left(\frac{w_{b1}}{1 - w_{b1}} - \frac{w_{b3}}{1 - w_{b3}} \right)$$

Conociendo que el porcentaje de agua en el ingreso es 50% y asumiendo un 20% de humedad para la salida¹⁸, se tiene:

$$w_{b1} = 0.5 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg bagazo húmedo}} \text{ y } w_{b3} = 0.2 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg bagazo húmedo}}$$

¹⁷ Estos valores son dados por la referencia [21]

¹⁸ Este valor ha sido extraído de la referencia [22]

Reemplazando los valores, se determina el flujo de agua evaporada:

$$\dot{m}_2 = 5.835 * \left(\frac{0.5}{1 - 0.5} - \frac{0.2}{1 - 0.2} \right) \frac{\text{kg agua}}{\text{s}}$$

$$\dot{m}_2 = 4.3762 \frac{\text{kg agua}}{\text{s}}$$

Las velocidades referentes al bagazo seco y agua a la salida son:

$$\dot{m}_{bs3} = 5.835 \frac{\text{kg bagazo seco}}{\text{s}}, \quad \dot{m}_{a3} = 1.45875 \frac{\text{kg agua}}{\text{s}}$$

Con la suma de estos valores, se determina la masa total a la salida:

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_{bs3} + \dot{m}_{a3}$$

$$\dot{m}_3 = 7.29375 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Se asume que las temperaturas del bagazo a la entrada y a la salida del secador son 27°C y 50°C¹⁹ respectivamente.

b) Compresor del gasificador

Por el punto 4, entra aire atmosférico con una humedad relativa φ_4 equivalente al 60%²⁰, además, se asume que la compresión tiene una eficiencia isentrópica n_{s1} igual a 90%.

La ecuación para hallar la presión de saturación: $P_{sx} = 10^{(5.76 - \frac{2147}{T_x + 273.15})}$ ²¹ será empleada para hallar la humedad específica mediante la siguiente fórmula: $w_x = \frac{0.622 * \varphi_x * p_{sx}}{p_x - \varphi_x * p_{sx}}$

Considerando la temperatura del aire que ingresa al compresor igual a 27 °C, se calcula la presión de saturación en el punto 4:

$$P_{s4} = 10^{(5.76 - \frac{2147}{T_4 + 273.15})}$$

$$P_{s4} = 10^{(5.76 - \frac{2147}{27 + 273.15})}$$

$$P_{s4} = 0.040449 \text{ bar}$$

¹⁹ Este valor ha sido extraído de la referencia [22]

²⁰ Este valor ha sido extraído de la referencia [21]

²¹ Fórmula extraída de la referencia [2]

Sabiendo que, la presión del aire a la entrada del compresor del gasificador equivale a 1 bar, se procede a calcular la humedad específica en el punto 4.

$$w_4 = \frac{0.622 * \varphi_4 * p_{s4}}{p_4 - \varphi_4 * p_{s4}}$$

$$w_4 = \frac{0.622 * 0.6 * 0.040449}{1 - 0.6 * 0.040449}$$

$$w_4 = 0.01547 \frac{\text{kg vapor de agua}}{\text{kg aire seco}}$$

Calculamos las fracciones de masa, en relación al aire seco como para el vapor, a la entrada del compresor:

$$x_{as} = \frac{\dot{m}_{as}}{\dot{m}_{as} + \dot{m}_{H_2O}} = \frac{1}{1 + w_4} = \frac{1}{1 + 0.01547} = 0.98476$$

$$x_{H_2O} = 1 - x_{as} = w_4 * x_{as} = 0.01524$$

Sabiendo estos valores, se procede a calcular el calor específico a presión constante y la relación de calores específicos del aire en el punto 4 mediante las siguientes ecuaciones:

$$c_{p_4} = x_{as} * c_{pas} + x_{H_2O} * c_{pH_2O}$$

$$k_4 = x_{as} * k_{as} + x_{H_2O} * k_{H_2O}$$

Según la tabla A-1, se tiene los siguientes valores:

$$c_{pas} = 1.005 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \quad c_{pH_2O} = 1.8723 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$k_{as} = 1.4 \quad k_{H_2O} = 1.327$$

Reemplazando estos valores, se tiene:

$$c_{p_4} = 0.98476 * 1.005 + 0.01524 * 1.8723 = 1.0182 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$k_4 = 0.98476 * 1.4 + 0.0152 * 1.327 = 1.3989$$

A continuación, se calcula las temperaturas, ideal y real, concernientes a la salida mediante estas fórmulas:

$$T_{5s} = T_4 \left(\frac{p_5}{p_4} \right)^{\frac{k_4 - 1}{k_4}}$$

$$T_5 = T_4 + \left(\frac{T_{5s} - T_4}{n_{s1}} \right)$$

Asumiendo que, la presión en el punto 5, es decir, a la salida del compresor, es 6 bar, se tiene lo siguiente:

$$T_{5s} = 300.15 * \left(\frac{6 \text{ bar}}{1 \text{ bar}}\right)^{\frac{1.3989 - 1}{1.3989}}$$

$$T_{5s} = 500.299 \text{ K}$$

$$T_5 = 300.15 + \left(\frac{500.299 - 300.15}{0.9}\right)$$

$$T_5 = 522.53 \text{ K}$$

Calculamos las entalpías a la entrada y salida del compresor:

$$h_4 = c_{p_4} * T_4 = 1.0182 * 300.15 = 305.612 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire}}$$

$$h_5 = c_{p_5} * T_5 = 1.0182 * 522.53 = 532.04 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire}}$$

Calculamos el trabajo realizado por el compresor:

$$w_{c1} = h_5 - h_4$$

$$w_{c1} = 532.04 - 305.612$$

$$w_{c1} = 226.428 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire}}$$

Calculamos los parámetros del aire a la salida del compresor:

$$P_{s5} = 10^{(5.76 - \frac{2147}{T_5})}, T_5 \text{ en [K]}$$

$$P_{s5} = 10^{(5.76 - \frac{2147}{522.537})}$$

$$P_{s5} = 44.792 \text{ bar}$$

$$w_5 = w_4 = 0.01547 \frac{\text{kg vapor de agua}}{\text{kg aire seco}}$$

$$\varphi_5 = \frac{w_5 * p_5}{(0.622 + w_5) * p_{s5}}$$

$$\varphi_5 = \frac{0.01547 * 6}{(0.622 + 0.01547) * 44.792}$$

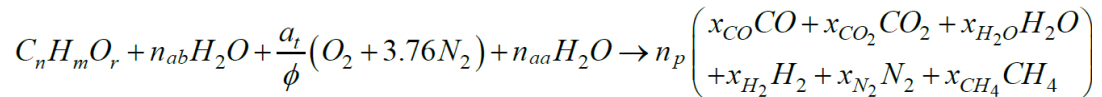
$$\varphi_5 = 0.325\%$$

c) Gasificador de biomasa

Se asume que, la composición química del bagazo seco es: $C_nH_mO_r$, donde los valores de n, m y r son 3.73, 6.3 y 2.98²² respectivamente.

Además, se asume que el combustible gaseoso tiene la siguiente composición: CO, CO₂, H₂O, H₂, N₂ y CH₄²³.

Se formula la siguiente reacción:



Donde:

a_t : cantidad teórica de aire para la combustión estequiométrica

Φ : relación de equivalencia

n_{ab} : número de moles de agua en el bagazo

n_{aa} : número de moles de agua en el aire

n_p : número de moles del combustible gaseoso

x : fracción molar del componente correspondiente en el gas

Asumiendo un valor para el índice de exceso de aire (λ) del gasificador equivalente a 0.2²⁴, se determina la relación de equivalencia del aire de ingreso (Φ), resultando ser igual a 5. Sabiendo lo anterior, se tiene:

$$a_t = n + \frac{m}{4} - \frac{r}{2} = 3.73 + \frac{6.3}{4} - \frac{2.98}{2} = 3.815 \frac{\text{kmol aire seco}}{\text{kmol bagazo seco}}$$

$$n_{ab} = \frac{w_{b3}}{1-w_{b3}} \left(\frac{M_{bagazo}}{M_{H_2O}} \right)$$

$$n_{ab} = \frac{0.2}{1-0.2} \left(\frac{12 * 3.73 + 6.3 + 16 * 2.98}{18} \right)$$

$$n_{ab} = 1.3714 \frac{\text{kmol vapor de agua}}{\text{kmol bagazo seco}}$$

$$n_{aa} = w_5 * (4.76 * \frac{a_t}{\Phi}) \left(\frac{M_{aire}}{M_{H_2O}} \right)$$

$$n_{aa} = 0.01547 * 4.76 \left(\frac{3.815}{5} \right) \left(\frac{28.84}{18} \right)$$

²² Fórmula y valores extraídos de la referencia [2]

²³ Composición química extraída de la referencia [23]

²⁴ Este valor ha sido extraído de la referencia [19]

$$n_{aa} = 0.09 \frac{\text{kmol vapor de agua en el aire}}{\text{kmol bagazo seco}}$$

Haciendo el balance molar para cada uno de los elementos, se tiene:

➤ Para el Carbono:

$$n_p(x_{CO} + x_{CO_2} + x_{CH_4}) = n$$

$$n_p(x_{CO} + x_{CO_2} + x_{CH_4}) = 3.73 \dots\dots\dots (1)$$

➤ Para el Hidrógeno:

$$n_p(2x_{H_2O} + 2x_{H_2} + 4x_{CH_4}) = m + 2n_{ab} + 2n_{aa}$$

$$n_p(2x_{H_2O} + 2x_{H_2} + 4x_{CH_4}) = 9.2228 \dots\dots\dots (2)$$

➤ Para el Oxígeno:

$$n_p(x_{CO} + 2x_{CO_2} + x_{H_2O}) = r + n_{ab} + 2\frac{a_t}{\Phi} + n_{aa}$$

$$n_p(x_{CO} + 2x_{CO_2} + x_{H_2O}) = 5.9674 \dots\dots\dots (3)$$

➤ Para el Nitrógeno:

$$n_p(2x_{N_2}) = 3.76(2)\frac{a_t}{\Phi}$$

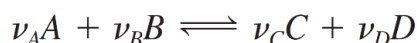
$$n_p(x_{N_2}) = 2.8688 \dots\dots\dots (4)$$

Las fracciones molares del combustible gaseoso deben cumplir lo siguiente:

$$x_{CO} + x_{CO_2} + x_{H_2O} + x_{H_2} + x_{N_2} + x_{CH_4} = 1 \dots\dots\dots (5)$$

Las dos ecuaciones que faltan para encontrar las 7 incógnitas, vienen dadas por las ecuaciones de equilibrio. Para definir estas ecuaciones, se necesita saber la constante de equilibrio, la cual está relacionada con el cambio en la función de Gibbs.

En la reacción mostrada:



Los valores para las “ ν ” se denominan coeficientes estequiométricos y el cambio de la función de Gibbs está definido de la siguiente manera:

$$\Delta G^*(T) = \nu_C \bar{g}_C^*(T) + \nu_D \bar{g}_D^*(T) - \nu_A \bar{g}_A^*(T) - \nu_B \bar{g}_B^*(T)$$

Las cantidades de dicha función a cualquier temperatura se determinan usando la siguiente expresión:

$$\bar{g}^*(T) = h(T) - T \bar{s}^*(T)$$

Donde:

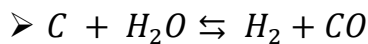
$$\bar{h}(T) = \bar{h}_f^* + \bar{h}_T - \bar{h}_{298 \text{ K}}$$

Sabiendo lo anterior, se calcula la constante de equilibrio usando la siguiente ecuación:

$$\ln K_p = -\frac{\Delta G^*(T)}{R_u T}$$

$$K_p = e^{-\Delta G^*(T)/R_u T}$$

Asumiendo un valor de 50 bar²⁵ para la presión del gasificador y tomando el valor de 1064 K para su temperatura, según los cálculos del Anexo B, se procede a calcular los valores de Kp en las siguientes reacciones:



Según los valores de las tablas A-2 y A-3, se tiene:

$$\Delta G^*(T) = -17386.01157 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

Con este valor, se calcula el coeficiente de equilibrio K_p :

$$K_p = e^{\frac{-\Delta G^*(T)}{R_u * T}}$$

$$K_p = e^{\frac{-(-17386.01157)}{8.314 * 1064}}$$

$$K_p = 7.137682$$

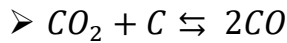
Además, la constante de equilibrio alusivo a la composición se expresa mediante la siguiente igualdad: $K_p = \frac{x_{CO} * x_{H_2}}{x_{H_2O}} (P_6)$

Conociendo lo anterior, se establece la siguiente equivalencia:

$$\frac{x_{CO} * x_{H_2}}{x_{H_2O}} (P_6) = 7.137682; P_6 = 50 \text{ bar}$$

$$x_{CO} * x_{H_2} - 0.142754 x_{H_2O} = 0 \dots\dots\dots (6)$$

²⁵ Este valor ha sido extraído de la referencia [20]



Según los valores de las tablas A-2 y A-3, se tiene:

$$\Delta G^*(T) = -15817.79 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

Con este valor, se calcula el coeficiente de equilibrio K_P :

$$K_P = e^{\frac{-\Delta G^*(T)}{R_u * T}}$$

$$K_P = e^{\frac{-(-15817.79)}{8.314 * 1064}}$$

$$K_P = 5.978142$$

Además, la constante de equilibrio alusivo a la composición se expresa

$$\text{mediante la siguiente igualdad: } K_P = \frac{(x_{\text{CO}})^2}{x_{\text{CO}_2}} (P_6)$$

Conociendo lo anterior, se establece la siguiente equivalencia:

$$\frac{(x_{\text{CO}})^2}{x_{\text{CO}_2}} (P_6) = 5.978142; P_6 = 50 \text{ bar}$$

$$(x_{\text{CO}})^2 - 0.119563x_{\text{CO}_2} = 0 \dots\dots\dots (7)$$

Teniendo las 7 ecuaciones planteadas, se calculan las incógnitas de la reacción química en el gasificador. Los resultados se muestran en el Anexo B, los cuales son:

$$n_p = 9.5823684 \frac{\text{kmol}}{\text{kmol bs}}$$

$$x_{\text{CO}} = 0.14011581$$

$$x_{\text{CO}_2} = 0.16420187$$

$$x_{\text{H}_2\text{O}} = 0.15422836$$

$$x_{\text{H}_2} = 0.15713187$$

$$x_{\text{N}_2} = 0.29938319$$

$$x_{\text{CH}_4} = 0.0849388$$

Para verificar que los valores obtenidos son idóneos para el análisis, utilizamos esta expresión referente al balance de energía:

$$\bar{q} = \sum n_p (\bar{h}_t + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_p - \sum n_r (\bar{h}_t + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_r$$

Para el desarrollo del balance en el gasificador, se tomará la eficiencia igual a 90%²⁶, ya que el calor transferido durante la combustión es diferente de cero. Sabiendo esto, se tiene lo siguiente:

$$\begin{aligned} &0.9 * n_p [x_{CO} (\overline{h_{1064k}} + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_{CO} + x_{CO_2} (\overline{h_{1064k}} + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \\ &\overline{h_{tref}})_{CO_2} + x_{H_2O} (\overline{h_{1064k}} + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_{H_2O} + x_{H_2} (\overline{h_{1064k}} - \overline{h_{tref}})_{H_2} \\ &+ x_{N_2} (\overline{h_{1064k}} - \overline{h_{tref}})_{N_2} + x_{CH_4} (\overline{h_{1064k}} + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_{CH_4}] - \\ &[(\overline{h_{323.15k}} + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_{C_{3.73}H_{6.3}O_{2.98}} + n_{ab} (\overline{h_{323.15k}} + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \\ &\overline{h_{tref}})_{H_2O} + \frac{a_t}{\Phi} (\overline{h_{522.537k}} - \overline{h_{tref}})_{O_2} + 3.76 \frac{a_t}{\Phi} (\overline{h_{522.537k}} - \overline{h_{tref}})_{N_2} + \\ &n_{aa} (\overline{h_{522.537k}} + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_{H_2O}] = 0 \end{aligned}$$

Reemplazando los valores de las incógnitas calculadas con las tablas A-2 y A-3, se tiene:

$$\begin{aligned} &0.9 * 9.5823684 * [(0.14011581(-86699.8434 - 110530 + 110464.7615) + \\ &0.16420187(-340415.5347 - 393520 + 393419.2252) + 0.15422836(- \\ &213162.0073 - 241820 + 241746.9128) + 0.15713187(22626.9701 - \\ &632.5993) + 0.29938319(23695.7476 - 53.1855) + 0.0849388(-31296.593 - \\ &74850 + 74547.6173)] - [(-475447 + 0.453312(223.4816 - 15.5407)/12 + \\ &0.063804(1260.7347 - 632.5993)/2 + 0.482884(735.7061 - 54.14105)/32) + \\ &1.3714(-240968.21 - 241820 + 241746.91) + 0.763(6791.5274 - 54.141) + \\ &2.8688(6576.8464 - 53.1854) + 0.09(-234089.2 - 241820 + 241746.91)] = 0 \end{aligned}$$

En comparación a otras temperaturas, la temperatura asumida de 1064K para el gasificador arroja el menor margen de error cuando se realiza el balance de energía, según lo mostrado en el Anexo B, convirtiéndose en la temperatura más idónea para el análisis.

El análisis desarrollado anteriormente es unitario en base al kmol de bagazo seco depositado en el reactor, mediante el cual se obtendrá la rapidez de los moles que entran al reactor, la rapidez del aire a la salida del compresor y la rapidez de la masa total producida por el reactor.

²⁶ Este valor se ha extraído de la referencia [19]

Calculamos el flujo respecto a los moles de bagazo seco que entran al reactor:

$$\dot{n}_{bs3} = \frac{m_{bs3}}{M_{C_{3.73}H_{6.3}O_{2.98}}}$$

$$\dot{n}_{bs3} = \frac{5.835}{98.74} \frac{\text{kmol bs}}{\text{s}}$$

$$\dot{n}_{bs3} = 0.0591 \frac{\text{kmol bs}}{\text{s}}$$

Calculamos el flujo molar, tanto para el aire seco como para el vapor de agua, a la salida del compresor:

$$\dot{n}_{as5} = 4.76 \frac{a_t}{\Phi} \dot{n}_{bs3}$$

$$\dot{n}_{as5} = 4.76 * \frac{3.815}{5} * 0.0591 \frac{\text{kmol aire seco}}{\text{s}}$$

$$\dot{n}_{as5} = 0.2146 \frac{\text{kmol aire seco}}{\text{s}}$$

$$\dot{n}_{H_2O5} = n_{aa} * \dot{n}_{bs3}$$

$$\dot{n}_{H_2O5} = 0.09 * 0.0591 \frac{\text{kmol vapor de agua}}{\text{s}}$$

$$\dot{n}_{H_2O5} = 0.00532 \frac{\text{kmol vapor de agua}}{\text{s}}$$

Calculamos la rapidez del aire que entra al gasificador:

$$\dot{m}_5 = \dot{n}_{as5} * M_{as} + \dot{n}_{H_2O5} * M_{H_2O}$$

$$\dot{m}_5 = 0.2146 * 28.84 \frac{\text{kg}}{\text{s}} + 0.00532 * 18 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\dot{m}_5 = 6.2848 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

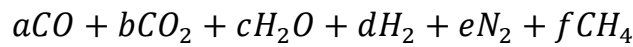
Calculamos el flujo másico total a la salida del gasificador:

$$\dot{m}_6 = \dot{m}_3 + \dot{m}_5$$

$$\dot{m}_6 = 7.29375 + 6.2848$$

$$\dot{m}_6 = 13.5785 \frac{\text{kg gas}}{\text{s}}$$

Conociendo los parámetros de la reacción química del gasificador, se procede a determinar el número de kmol de los componentes gaseosos pertenecientes al producto del proceso.



Donde:

$$a = n_p * x_{CO} = 9.5823684 * 0.14011581 = 1.34264134 \frac{\text{kmol}}{\text{kmol bs}}$$

$$b = n_p * x_{CO_2} = 9.5823684 * 0.16420187 = 1.57344285 \frac{\text{kmol}}{\text{kmol bs}}$$

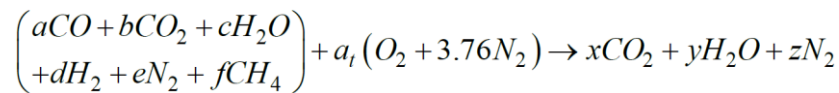
$$c = n_p * x_{H_2O} = 9.5823684 * 0.15422836 = 1.47787295 \frac{\text{kmol}}{\text{kmol bs}}$$

$$d = n_p * x_{H_2} = 9.5823684 * 0.15713187 = 1.50569544 \frac{\text{kmol}}{\text{kmol bs}}$$

$$e = n_p * x_{N_2} = 9.5823684 * 0.29938319 = 2.8688 \frac{\text{kmol}}{\text{kmol bs}}$$

$$f = n_p * x_{CH_4} = 9.5823684 * 0.0849398 = 0.8139158 \frac{\text{kmol}}{\text{kmol bs}}$$

Conociendo estos coeficientes, se procede a calcular el aire estequiométrico para la combustión completa del gas:



➤ Balance molar de C:

$$x = a + b + f$$

$$x = 3.73$$

➤ Balance molar de H:

$$2y = 2c + 2d + 4f$$

$$y = 4.6114$$

➤ Balance molar de O:

$$a + 2b + c + 2a_t = 2x + y$$

$$a_t = 3.052 \frac{\text{kmol aire seco}}{\text{kmol bagazo seco}}$$

El poder calorífico inferior del combustible gaseoso, se calcula empleando los valores de la tabla A-2 en la siguiente fórmula:

$$PCI = \sum n_p (\overline{\Delta h_{f,t_{ref}}})_p - \sum n_r (\overline{\Delta h_{f,t_{ref}}})_r$$

$$PCI = x(\overline{\Delta h_{f,t_{ref}}})_{CO_2} + y(\overline{\Delta h_{f,t_{ref}}})_{H_2O} - [a(\overline{\Delta h_{f,t_{ref}}})_{CO} + b(\overline{\Delta h_{f,t_{ref}}})_{CO_2} + c(\overline{\Delta h_{f,t_{ref}}})_{H_2O} + f(\overline{\Delta h_{f,t_{ref}}})_{CH_4}]$$

$$PCI = 3.73 * (-393520) + 4.6114 * (-241820) - [1.34264134(-110530) + 1.57344285(-393520) + 1.47787295(-241820) + 0.8139158(-74850)]$$

$$PCI = 1397074.13 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol bagazo seco}}$$

$$PCI = 14149.019 \frac{\text{kJ}}{\text{kg bagazo seco}}$$

d) Compresor de la turbina de gas

Por el punto 7, entra aire atmosférico con una humedad relativa φ_7 equivalente al 60%²⁷, además, se asume que la compresión tiene una eficiencia isentrópica η_{s2} igual a 90%.

La ecuación para hallar la presión de saturación: $P_{sx} = 10^{(5.76 - \frac{2147}{T_x + 273.15})}$ ²⁸ será empleada para hallar la humedad específica mediante la siguiente fórmula: $w_x = \frac{0.622 * \varphi_x * p_{sx}}{p_x - \varphi_x * p_{sx}}$

Tomando una temperatura de 27 °C para el aire que ingresa al compresor, se tiene:

$$P_{s7} = 10^{(5.76 - \frac{2147}{T_7 + 273.15})}$$

$$P_{s7} = 10^{(5.76 - \frac{2147}{27 + 273.15})}$$

$$P_{s7} = 0.040449 \text{ bar}$$

²⁷ Este valor ha sido extraído de la referencia [21]

²⁸ Fórmula extraída de la referencia [2]

Sabiendo que, la presión concerniente al aire entrante hacia el compresor, relacionado a la turbina de gas, equivale a 1 bar, se procede a calcular la humedad específica en la entrada.

$$w_7 = \frac{0.622 * \varphi_7 * p_{s7}}{p_7 - \varphi_7 * p_{s7}}$$

$$w_7 = \frac{0.622 * 0.6 * 0.040449}{1 - 0.6 * 0.040449}$$

$$w_7 = 0.01547 \frac{\text{kg vapor de agua}}{\text{kg aire seco}}$$

Calculamos las fracciones de masa, en relación al aire seco como para el vapor, a la entrada del compresor:

$$x_{as} = \frac{\dot{m}_{as}}{\dot{m}_{as} + \dot{m}_{H_2O}} = \frac{1}{1 + w_7} = \frac{1}{1 + 0.01547} = 0.98476$$

$$x_{H_2O} = 1 - x_{as} = w_7 * x_{as} = 0.01524$$

Sabiendo estos valores, se procede a calcular el calor específico a presión constante y la relación de calores específicos del aire en el punto 7 mediante las siguientes ecuaciones:

$$c_{p7} = x_{as} * c_{pas} + x_{H_2O} * c_{pH_2O}$$

$$k_7 = x_{as} * k_{as} + x_{H_2O} * k_{H_2O}$$

Según la tabla A-1, se tiene los siguientes valores:

$$c_{pas} = 1.005 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \quad c_{pH_2O} = 1.8723 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$k_{as} = 1.4 \quad k_{H_2O} = 1.327$$

Reemplazando estos valores, se tiene:

$$c_{p7} = 0.98476 * 1.005 + 0.01524 * 1.8723 = 1.0182 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$k_7 = 0.98476 * 1.4 + 0.0152 * 1.327 = 1.3989$$

A continuación, se calcula las temperaturas, ideal y real, concernientes a la salida mediante estas fórmulas:

$$T_{8s} = T_7 \left(\frac{p_8}{p_7} \right)^{\frac{k_4 - 1}{k_4}}$$

$$T_8 = T_7 + \left(\frac{T_{8s} - T_7}{n_{s2}} \right)$$

Asumiendo que, la presión en el punto 8, es decir, a la salida del compresor, es 15 bar, se tiene lo siguiente:

$$T_{8s} = 300.15 * \left(\frac{15 \text{ bar}}{1 \text{ bar}}\right)^{\frac{1.3989 - 1}{1.3989}}$$

$$T_{8s} = 649.686 \text{ K}$$

$$T_8 = 300.15 + \left(\frac{649.686 - 300.15}{0.9}\right)$$

$$T_8 = 688.523 \text{ K}$$

Calculamos las entalpías a la entrada y salida del compresor:

$$h_7 = c_{p7} * T_7 = 1.0182 * 300.15 = 305.612 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire}}$$

$$h_8 = c_{p8} * T_8 = 1.0182 * 688.523 = 701.054 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire}}$$

Calculamos el trabajo realizado por el compresor:

$$w_{c2} = h_8 - h_7$$

$$w_{c2} = 701.054 - 305.612$$

$$w_{c2} = 395.442 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire}}$$

Calculamos los parámetros del aire a la salida del compresor:

$$P_{s8} = 10^{(5.76 - \frac{2147}{T_8})}, T_8 \text{ en [K]}$$

$$P_{s8} = 10^{(5.76 - \frac{2147}{688.523})}$$

$$P_{s8} = 438.259 \text{ bar}$$

$$w_8 = w_7 = 0.01547 \frac{\text{kg vapor de agua}}{\text{kg aire seco}}$$

$$\varphi_8 = \frac{w_8 * p_8}{(0.622 + w_8) * p_{s8}}$$

$$\varphi_8 = \frac{0.01547 * 15}{(0.622 + 0.01547) * 438.259}$$

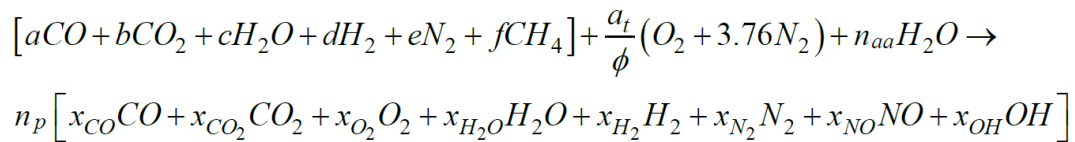
$$\varphi_8 = 0.083\%$$

e) Cámara de combustión

En esta sección, se desarrollará otro análisis molar, utilizando como combustible gaseoso al producto proveniente del gasificador.

Se asume que, el producto de combustión está conformado por: CO, CO₂, O₂, H₂O, H₂, N₂, NO y OH²⁹.

Se formula la siguiente reacción:



Donde:

a_t : cantidad teórica de aire para la combustión estequiométrica

Φ : relación de equivalencia

n_{aa} : número de moles de agua en el aire de entrada

n_p : número de moles del producto de combustión

x : fracción molar del componente correspondiente en el producto de combustión

Se sabe que, la cantidad teórica de aire para la combustión estequiométrica del gas proveniente del gasificador es $3.052 \frac{\text{kmol aire seco}}{\text{kmol bagazo seco}}$.

Asumiendo un valor para el índice de exceso de aire (λ) en la cámara de combustión equivalente a 3³⁰, se determina la relación de equivalencia del aire de ingreso (Φ), resultando ser igual a 0.333. Sabiendo lo anterior, se tiene:

$$a_t = 3.052 \frac{\text{kmol aire seco}}{\text{kmol bagazo seco}}$$

$$n_{aa} = w_8 * \left(4.76 * \frac{a_t}{\Phi} \right) \left(\frac{M_{\text{aire}}}{M_{H_2O}} \right)$$

$$n_{aa} = 0.01547 * 4.76 \left(\frac{3.052}{0.333} \right) \left(\frac{28.84}{18} \right)$$

$$n_{aa} = 1.080253 \frac{\text{kmol vapor de agua en el aire}}{\text{kmol bagazo seco}}$$

²⁹ Composición química extraída de la referencia [24]

³⁰ Este valor ha sido extraído de la referencia [24]

Haciendo el balance molar para cada uno de los elementos, se tiene:

➤ Para el Carbono:

$$n_p(x_{CO} + x_{CO_2}) = a + b + f$$

$$n_p(x_{CO} + x_{CO_2}) = 3.73 \dots\dots\dots (1)$$

➤ Para el Hidrógeno:

$$n_p(2x_{H_2O} + 2x_{H_2} + x_{OH}) = 2c + 2d + 4f + 2n_{aa}$$

$$n_p(2x_{H_2O} + 2x_{H_2} + x_{OH}) = 11.383306 \dots\dots\dots (2)$$

➤ Para el Oxígeno:

$$n_p(x_{CO} + 2x_{CO_2} + 2x_{O_2} + x_{H_2O} + x_{NO} + x_{OH}) = a + 2b + c + 2\frac{a_t}{\Phi} + n_{aa}$$

$$n_p(x_{CO} + 2x_{CO_2} + 2x_{O_2} + x_{H_2O} + x_{NO} + x_{OH}) = 25.359653 \dots\dots\dots (3)$$

➤ Para el Nitrógeno:

$$n_p(2x_{N_2} + x_{NO}) = 2e + 3.76(2)\frac{a_t}{\Phi}$$

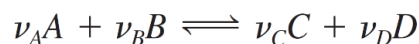
$$n_p(2x_{N_2} + x_{NO}) = 74.59072 \dots\dots\dots (4)$$

Las fracciones molares del producto deben cumplir lo siguiente:

$$x_{CO} + x_{CO_2} + x_{O_2} + x_{H_2O} + x_{H_2} + x_{N_2} + x_{NO} + x_{OH} = 1 \dots\dots\dots (5)$$

Las cuatro ecuaciones que faltan para encontrar los valores de las 9 incógnitas, vienen dadas por las ecuaciones de equilibrio. Para definir estas ecuaciones, se necesita saber la constante de equilibrio, la cual está relacionada con el cambio en la función de Gibbs.

En la reacción mostrada:



Los valores para las “v” se denominan coeficientes estequiométricos y el cambio de la función de Gibbs está definido de la siguiente manera:

$$\Delta G^*(T) = \nu_C \bar{g}_C^*(T) + \nu_D \bar{g}_D^*(T) - \nu_A \bar{g}_A^*(T) - \nu_B \bar{g}_B^*(T)$$

Las cantidades de dicha función a cualquier temperatura se determinan usando la siguiente expresión:

$$\bar{g}^*(T) = h(T) - T \bar{s}^*(T)$$

Donde:

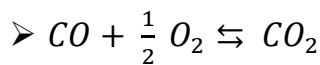
$$\bar{h}(T) = \bar{h}_f^* + \bar{h}_T - \bar{h}_{298 \text{ K}}$$

Sabiendo lo anterior, se calcula la constante de equilibrio usando la siguiente ecuación:

$$\ln K_p = -\frac{\Delta G^*(T)}{R_u T}$$

$$K_p = e^{-\Delta G^*(T)/R_u T}$$

Asumiendo un valor de 15 bar³¹ como presión de trabajo dentro de la cámara y tomando el valor equivalente a 1462 K para su temperatura, según los cálculos del Anexo B, se procede a calcular los valores de Kp en las siguientes reacciones:



Según los valores de las tablas A-2 y A-3, se tiene:

$$\Delta G^*(T) = -161760.753 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

Con este valor, se calcula el coeficiente de equilibrio K_p :

$$K_p = e^{\frac{-\Delta G^*(T)}{R_u * T}}$$

$$K_p = e^{\frac{-(-161760.753)}{8.314 * 1462}}$$

$$K_p = 602047.225553$$

Además, la constante de equilibrio alusivo a la composición se expresa

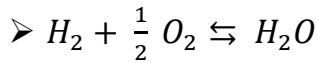
$$\text{mediante la siguiente igualdad: } K_p = \frac{x_{CO_2}}{x_{CO} * x_{O_2}^{\frac{1}{2}}} (P_9^{-\frac{1}{2}})$$

³¹ Este valor ha sido extraído de la referencia [24]

Conociendo lo anterior, se establece la siguiente equivalencia:

$$\frac{x_{CO_2}}{x_{CO} * x_{O_2}^{\frac{1}{2}}} (P_9^{-\frac{1}{2}}) = 602047.225553; P_9 = 15 \text{ bar}$$

$$x_{CO_2}^2 - 5.43691 * 10^{12} * x_{CO}^2 * x_{O_2} = 0 \dots\dots\dots (6)$$



Según los valores de las tablas A-2 y A-3, se tiene:

$$\Delta G^*(T) = -165970.992 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

Con este valor, se calcula el coeficiente de equilibrio K_P :

$$K_P = e^{\frac{-\Delta G^*(T)}{R_u * T}}$$

$$K_P = e^{\frac{-(-165970.992)}{8.314 * 1462}}$$

$$K_P = 851256.219585$$

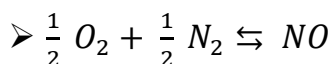
Además, la constante de equilibrio alusivo a la composición se expresa

mediante la siguiente igualdad: $K_P = \frac{x_{H_2O}}{x_{H_2} * x_{O_2}^{\frac{1}{2}}} (P_9^{-\frac{1}{2}})$

Conociendo lo anterior, se establece la siguiente equivalencia:

$$\frac{x_{H_2O}}{x_{H_2} * x_{O_2}^{\frac{1}{2}}} (P_9^{-\frac{1}{2}}) = 851256.219585; P_9 = 15 \text{ bar}$$

$$x_{H_2O}^2 - 1.08696 * 10^{13} * x_{H_2}^2 * x_{O_2} = 0 \dots\dots\dots (7)$$



Según los valores de las tablas A-2 y A-3 se tiene:

$$\Delta G^*(T) = 71717.27 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

Con este valor, se calcula el coeficiente de equilibrio K_P :

$$K_P = e^{\frac{-\Delta G^*(T)}{R_u * T}}$$

$$K_P = e^{\frac{-(71717.27)}{8.314 * 1462}}$$

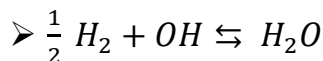
$$K_P = 0.00273891$$

Además, la constante de equilibrio alusivo a la composición se expresa mediante la siguiente igualdad: $K_P = \frac{x_{NO}}{x_{O_2}^{\frac{1}{2}} * x_{N_2}^{\frac{1}{2}}} (P_9^0)$

Conociendo lo anterior, se establece la siguiente equivalencia:

$$\frac{x_{NO}}{x_{O_2}^{\frac{1}{2}} * x_{N_2}^{\frac{1}{2}}} (P_9^0) = 0.00273891 ; P_9 = 15 \text{ bar}$$

$$x_{NO}^2 - 7.50163 * 10^{-6} * x_{O_2} * x_{N_2} = 0 \dots\dots\dots (8)$$



Según los valores de las tablas A-2 y A-3, se tiene:

$$\Delta G^*(T) = -162083.9 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

Con este valor, se calcula el coeficiente de equilibrio K_P :

$$K_P = e^{\frac{-\Delta G^*(T)}{R_u * T}}$$

$$K_P = e^{\frac{-(-162083.9)}{8.314 * 1462}}$$

$$K_P = 618265.534151$$

Además, la constante de equilibrio alusivo a la composición se expresa mediante la siguiente igualdad: $K_P = \frac{x_{H_2O}}{x_{OH} * x_{H_2}^{\frac{1}{2}}} (P_9^{-\frac{1}{2}})$

Conociendo lo anterior, se establece la siguiente equivalencia:

$$\frac{x_{H_2O}}{x_{OH} * x_{H_2}^{\frac{1}{2}}} (P_9^{-\frac{1}{2}}) = 618265.534151 ; P_9 = 15 \text{ bar}$$

$$x_{H_2O}^2 - 5.733788 * 10^{12} * x_{OH}^2 * x_{H_2} = 0 \dots\dots\dots (9)$$

Teniendo las 9 ecuaciones planteadas, se calculan las incógnitas de las reacciones desarrolladas dentro de la cámara. Los resultados se muestran en el Anexo B, los cuales son:

$$n_p = 52.8229319 \frac{\text{kmol}}{\text{kmol bs}}$$

$$x_{CO} = 8.9251696 * 10^{-8}$$

$$x_{CO_2} = 0.0706132$$

$$x_{O_2} = 0.1151294$$

$$x_{H_2O} = 0.1076771$$

$$x_{H_2} = 9.6255219 * 10^{-8}$$

$$x_{N_2} = 0.7056545$$

$$x_{NO} = 0.0007807$$

$$x_{OH} = 0.0001449$$

Para verificar que los valores obtenidos son idóneos para el análisis, utilizamos esta expresión referente al balance de energía:

$$\bar{q} = \sum n_p (\bar{h}_t + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_p - \sum n_r (\bar{h}_t + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_r$$

Para el desarrollo del balance en la cámara, se asumirá que tiene una eficiencia igual a 95%³², ya que el calor transferido durante la combustión es diferente de cero. Sabiendo esto, se tiene lo siguiente:

$$\begin{aligned} &0.95 * n_p [x_{CO} (\overline{h_{1462k}} + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_{CO} + x_{CO_2} (\overline{h_{1462k}} + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \\ &\overline{h_{tref}})_{CO_2} + x_{O_2} (\overline{h_{1462k}} - \overline{h_{tref}})_{O_2} + x_{H_2O} (\overline{h_{1462k}} + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_{H_2O} \\ &+ x_{H_2} (\overline{h_{1462k}} - \overline{h_{tref}})_{H_2} + x_{N_2} (\overline{h_{1462k}} - \overline{h_{tref}})_{N_2} + x_{NO} (\overline{h_{1462k}} + \\ &\overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_{NO} + x_{OH} (\overline{h_{1462k}} + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_{OH}] - [a (\overline{h_{1064k}} + \\ &\overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_{CO} + b (\overline{h_{1064k}} + \overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_{CO_2} + c (\overline{h_{1064k}} + \\ &\overline{\Delta h_{f,tref}} - \overline{h_{tref}})_{H_2O} + d (\overline{h_{1064k}} - \overline{h_{tref}})_{H_2} + e (\overline{h_{1064k}} - \overline{h_{tref}})_{N_2} + \end{aligned}$$

³² Este valor se ha extraído de la referencia [24]

$$f(\overline{h_{1064k}} + \overline{\Delta h_{f,ref}} - \overline{h_{tref}})_{CH_4} + \frac{a_t}{\Phi} (\overline{h_{688.523k}} - \overline{h_{tref}})_{O_2} + 3.76 \frac{a_t}{\Phi} (\overline{h_{688.523k}} - \overline{h_{tref}})_{N_2} + n_{aa} \left(\overline{h_{688.523k}} + \overline{\Delta h_{f,ref}} - \overline{h_{tref}} \right)_{H_2O} \Big] = 0$$

Reemplazando los valores de las incógnitas calculadas con las tablas A-2 y A-3, se tiene:

$$\begin{aligned} &0.95 * 52.8229319 * [8.9251696 * 10^{-8}(-73036.8657 - 110530 + 110464.7615) + 0.0706132(-318291.3635 - 393520 + 393419.2252) + \\ &0.1151294(39183.1546 - 54.1411) + 0.1076771(-195477.6232 - 241820 + 241746.9128) + 9.6255219 * 10^{-8}(35096.1481 - 632.5994) + \\ &0.7056545(37404.1977 - 53.1855) + 0.0007807(128623.5157 + 90000 - 90336.5204) + 0.0001449(74898.3667 + 39460 - 39040.5064)] - [1.352465(-86699.8434 - 110530 + 110464.7615) + 1.568952(-340415.5347 - 393520 + 393419.2252) + \\ &1.477031(-213162.0073 - 241820 + 241746.9128) + 1.517202(22626.9701 - 632.5994) + 2.8688(23695.7476 - 53.1855) + 0.808583(-31296.5934 - 74850 + 74547.6173) + \frac{3.052}{0.333}(12121.5758 - 54.1411) \\ &+ 3.76 * \frac{3.052}{0.333}(11580.9875 - 53.1855) + 1.080253(-228054.2901 - 241820 + 241746.9128)] \end{aligned}$$

En comparación a otras temperaturas, la temperatura asumida de 1462K para las reacciones arroja el ínfimo margen de error cuando se realiza el balance de energía, según lo mostrado en el Anexo B, convirtiéndose en la temperatura más idónea para el análisis.

El análisis desarrollado anteriormente es unitario en base al kmol de bagazo seco, mediante el cual se obtendrá el flujo másico respecto a la salida del compresor y a la salida de la cámara de combustión.

Calculamos el flujo molar que sale del compresor:

$$\dot{n}_{as8} = 4.76 \frac{a_t}{\Phi} \dot{n}_{bs3}$$

$$\dot{n}_{as8} = 4.76 * \frac{3.052}{0.333} * 0.0591 \frac{\text{kmol aire seco}}{\text{s}}$$

$$\dot{n}_{as8} = 2.575773 \frac{\text{kmol aire seco}}{\text{s}}$$

$$\dot{n}_{H_2O8} = n_{aa} * \dot{n}_{bs3}$$

$$\dot{n}_{H_2O8} = 1.080253 * 0.0591 \frac{\text{kmol vapor de agua}}{\text{s}}$$

$$\dot{n}_{H_2O8} = 0.063843 \frac{\text{kmol vapor de agua}}{\text{s}}$$

Calculamos la rapidez del aire que entra a la cámara:

$$\dot{m}_8 = \dot{n}_{as8} * M_{as} + \dot{n}_{H_2O8} * M_{H_2O}$$

$$\dot{m}_8 = 2.575773 * 28.84 \frac{\text{kg}}{\text{s}} + 0.063843 * 18 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$\dot{m}_8 = 75.4345 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Calculamos la rapidez del gas expulsado por la cámara:

$$\dot{m}_9 = \dot{m}_6 + \dot{m}_8$$

$$\dot{m}_9 = 13.5785 + 75.4345$$

$$\dot{m}_9 = 89.013 \frac{\text{kg gas}}{\text{s}}$$

f) Turbina de gas

Conociendo los componentes gaseosos producto de la combustión dentro de la cámara y su temperatura desarrollada, se determina la entalpia junto con la relación de calores específicos relacionados a la entrada de la turbina mediante las siguientes ecuaciones:

$$\overline{h}_9 = x_{CO}(\overline{h}_{CO})_{1462k} + x_{CO_2}(\overline{h}_{CO_2})_{1462k} + x_{O_2}(\overline{h}_{O_2})_{1462k} + x_{H_2O}(\overline{h}_{H_2O})_{1462k}$$

$$+ x_{H_2}(\overline{h}_{H_2})_{1462k} + x_{N_2}(\overline{h}_{N_2})_{1462k} + x_{NO}(\overline{h}_{NO})_{1462k} + x_{OH}(\overline{h}_{OH})_{1462k}$$

$$\overline{c}_{p9} = x_{CO}(\overline{c}_{p_{CO}})_{1462k} + x_{CO_2}(\overline{c}_{p_{CO_2}})_{1462k} + x_{O_2}(\overline{c}_{p_{O_2}})_{1462k} + x_{H_2}(\overline{c}_{p_{H_2}})_{1462k}$$

$$+ x_{H_2O}(\overline{c}_{p_{H_2O}})_{1462k} + x_{N_2}(\overline{c}_{p_{N_2}})_{1462k} + x_{NO}(\overline{c}_{p_{NO}})_{1462k} + x_{OH}(\overline{c}_{p_{OH}})_{1462k}$$

$$k_9 = \frac{\overline{c}_{p9}}{\overline{c}_{p9} - R}$$

Reemplazando los valores de las fracciones molares del gas producto proveniente de la cámara con los planteados por la tabla A-3:

$$\begin{aligned} \overline{h}_9 = & 8.9251696 * 10^{-8}(-73036.8657) + 0.0706132(-318291.3635) + \\ & 0.1151294(39183.1546) + 0.1076771(-195477.6232) + 9.6255219 * \\ & 10^{-8}(35096.1481) + 0.7056545(37404.1977) + 0.0007807(128623.5157) + \\ & 0.0001449(74898.3667) \end{aligned}$$

$$\overline{h}_9 = -12507.1886 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol pc}}$$

$$\overline{c_{p_9}} = 8.9251696 * 10^{-8}(35.05017) + 0.0706132(56.8620) + 0.1151294(36.3999) + 9.6255219 * 10^{-8}(32.1575) + 0.1076771(46.6019) + 0.7056545(35.3859) + 0.0007807(35.6248) + 0.0001449(33.5964)$$

$$\overline{c_{p_9}} = 38.22681 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol pc} * \text{K}}$$

$$k_9 = \frac{38.22681}{38.22681 - 8.314}$$

$$k_9 = 1.27794$$

Conociendo que la presión a la entrada de la turbina es 15 bar y asumiendo 1 bar para su presión de salida, se determina la temperatura ideal de los gases a la salida de la turbina:

$$T_{10s} = T_9 \left(\frac{p_{10}}{p_9} \right)^{\frac{k_9 - 1}{k_9}}$$

$$T_{10s} = 1462 * \left(\frac{1\text{bar}}{15\text{bar}} \right)^{\frac{1.27794 - 1}{1.27794}}$$

$$T_{10s} = 811.255 \text{ K}$$

Sabiendo este valor, calculamos la entalpia de los gases expulsados por la turbina, además se asume que su eficiencia isentrópica n_{st} es igual a 80%.

$$\begin{aligned} \overline{h_{10s}} = & x_{CO}(\overline{h_{CO}})_{811.255k} + x_{CO_2}(\overline{h_{CO_2}})_{811.255k} + x_{O_2}(\overline{h_{O_2}})_{811.255k} + x_{H_2O} \\ & (\overline{h_{H_2O}})_{811.255k} + x_{H_2}(\overline{h_{H_2}})_{811.255k} + x_{N_2}(\overline{h_{N_2}})_{811.255k} + x_{NO}(\overline{h_{NO}})_{811.255k} \\ & + x_{OH}(\overline{h_{OH}})_{811.255k} \end{aligned}$$

$$\overline{h_{10}} = \overline{h_9} - n_{st}(\overline{h_9} - \overline{h_{10s}})$$

Reemplazando los valores correspondientes, se tiene:

$$\overline{h_{10s}} = 8.9251696 * 10^{-8}(-94987.5588) + 0.0706132(-370097.0677) + 0.1151294(16216.5905) + 0.1076771(-223381.3846) + 9.6255219 * 10^{-8}(15062.7999) + 0.7056545(15395.0718) + 0.0007807(106196.9182) + 0.0001449(54203.08)$$

$$\overline{h_{10s}} = -37365.4275 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol pc}}$$

$$\overline{h_{10}} = -12507.1886 - 0.8 * [-12507.1886 - (-37365.4275)]$$

$$\overline{h_{10}} = -32393.7797 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol pc}}$$

Con el valor de esta entalpia, se determina la temperatura real de los gases que salen de la turbina, mediante la siguiente igualdad:

$$x_{CO}(\overline{h_{CO}})_{T_{10}} + x_{CO_2}(\overline{h_{CO_2}})_{T_{10}} + x_{O_2}(\overline{h_{O_2}})_{T_{10}} + x_{H_2O}(\overline{h_{H_2O}})_{T_{10}} + x_{H_2}(\overline{h_{H_2}})_{T_{10}} + x_{N_2}(\overline{h_{N_2}})_{T_{10}} + x_{NO}(\overline{h_{NO}})_{T_{10}} + x_{OH}(\overline{h_{OH}})_{T_{10}} = \overline{h_{10}}$$

Reemplazando los valores correspondientes, se tiene:

$$8.9251696 * 10^{-8}(\overline{h_{CO}})_{T_{10}} + 0.0706132(\overline{h_{CO_2}})_{T_{10}} + 0.1151294(\overline{h_{O_2}})_{T_{10}} + 0.1076771(\overline{h_{H_2O}})_{T_{10}} + 9.6255219 * 10^{-8}(\overline{h_{H_2}})_{T_{10}} + 0.7056545(\overline{h_{N_2}})_{T_{10}} + 0.0007807(\overline{h_{NO}})_{T_{10}} + 0.0001449(\overline{h_{OH}})_{T_{10}} = -32393.7797 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol pc}}$$

El valor de la temperatura a la salida de la turbina que más se aproxima a cumplir la condición anterior, según la tabla A-3, es:

$$T_{10} = 955 \text{ K}$$

Aplicando el balance de masa, se tiene:

$$\dot{m}_{10} = \dot{m}_9 = 89.013 \frac{\text{kg gas}}{\text{s}}$$

Se calcula el trabajo entregado por la turbina:

$$w_t = \frac{n_p * \overline{w}_t}{M_{C_nH_mO_r}}; \text{ donde: } \overline{w}_t = \overline{h}_9 - \overline{h}_{10}$$

Reemplazando, se tiene:

$$\overline{w}_t = -12507.1886 - (-32393.7797)$$

$$\overline{w}_t = 19886.5 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol pc}}$$

$$w_t = \frac{52.82293 * 19886.5}{98.74}$$

$$w_t = 10630 \frac{\text{kJ}}{\text{kg bs}}$$

g) Generador de vapor por recuperación de calor

Este equipo tiene como función suministrar al sistema calor, el cual debe ser igual o mayor al valor proporcionado por la caldera encargada de quemar directamente el bagazo, asegurando la evaporación del flujo proveniente del tanque de alimentación. El bagazo, residuo de la elaboración de azúcar, tiene como característica a la humedad, reduciendo significativamente su poder

calorífico inferior. En consecuencia, se necesita saber cuánto calor proporciona la combustión directa del bagazo en la cadera, donde se utiliza la siguiente expresión extraída de la referencia [2]:

$$PCI(kJ/kg) = 18309 - 207.6(\%humedad) - 196.5(\%cenizas_{base\ húmeda}) - 31.14(\%Brix_{base\ húmeda})$$

Donde:

$$\%cenizas_{base\ húmeda} = \%cenizas_{base\ seca} (1 - humedad)$$

$$\%Brix_{base\ húmeda} = \%Brix_{base\ seca} (1 - humedad)$$

Los siguientes datos son extraídos de la referencia [21]:

$$\%humedad = 50\%$$

$$\%cenizas_{base\ seca} = 2\%$$

$$\%Brix_{base\ seca} = 1.2\%$$

$$PCI = 18309 - 207.6(50) - 196.5(2(1 - 0.5)) - 31.14(1.2(1 - 0.5))$$

$$PCI = 7713.82 \frac{kJ}{kg\ bagazo}$$

Además, la razón de entrada del residuo es equivalente a:

$$\dot{m}_{bagazo} = 42 \frac{tn}{h} = 11.67 \frac{kg}{s}$$

Conociendo estos valores, se calcula el calor que entra al sistema o el calor proporcionado por el bagazo al agua:

$$\dot{Q}_{entrada} = \dot{m}_{bagazo} \cdot PCI$$

$$\dot{Q}_{entrada} = 90251.7 \frac{kJ}{s}$$

Asumiendo que, la caldera tiene una eficiencia η_c equivalente a 75%³³, se procede a calcular el calor real que recibe el agua para su evaporación:

$$\dot{Q}_{efectivo} = \eta_c \cdot \dot{Q}_{entrada}$$

$$\dot{Q}_{efectivo} = 64972.64 \frac{kJ}{s}$$

³³ Este valor se ha extraído de la referencia [21]

Definiendo el balance de energía para este equipo, se puede calcular la entalpia perteneciente a los gases en la salida.

$$\dot{Q}_{caldera} = \eta_{HRS G} \cdot \dot{Q}_{HRS G}$$

$$\dot{Q}_{caldera} = n_{HRS G} * \dot{n}_{bs3} * n_p (\bar{h}_{10} - \bar{h}_{11})$$

$$\bar{h}_{11} = \bar{h}_{10} - \frac{\dot{Q}_{caldera}}{n_{HRS G} * \dot{n}_{bs3} * n_p}$$

$$\bar{h}_{11} = -53136.6 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol pc}}$$

La temperatura que le corresponde este valor de entalpia, se calcula con la siguiente ecuación:

$$x_{CO}(\bar{h}_{CO})_{T_{11}} + x_{CO_2}(\bar{h}_{CO_2})_{T_{11}} + x_{O_2}(\bar{h}_{O_2})_{T_{11}} + x_{H_2O}(\bar{h}_{H_2O})_{T_{11}} + x_{H_2}(\bar{h}_{H_2})_{T_{11}} \\ + x_{N_2}(\bar{h}_{N_2})_{T_{11}} + x_{NO}(\bar{h}_{NO})_{T_{11}} + x_{OH}(\bar{h}_{OH})_{T_{11}} = \bar{h}_{11}$$

Reemplazando los valores correspondientes, se tiene:

$$8.9251696 * 10^{-8}(\bar{h}_{CO})_{T_{11}} + 0.0706132(\bar{h}_{CO_2})_{T_{11}} + 0.1151294(\bar{h}_{O_2})_{T_{11}} + \\ 0.1076771(\bar{h}_{H_2O})_{T_{11}} + 9.6255219 * 10^{-8}(\bar{h}_{H_2})_{T_{11}} + 0.7056545(\bar{h}_{N_2})_{T_{11}} + \\ 0.0007807(\bar{h}_{NO})_{T_{11}} + 0.0001449(\bar{h}_{OH})_{T_{11}} = -53136.6 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol pc}}$$

El valor de la temperatura a la salida del generador de vapor que más se aproxima a cumplir la condición anterior, según la tabla A-3, es:

$$T_{11} = 320 \text{ K}$$

Teniendo en cuenta lo anterior, se puede decir que el equipo es capaz de evaporar el flujo, logrando proporcionar la cantidad necesaria de calor al sistema, lo cual se verifica con el valor lógico alcanzado por la temperatura de los gases de salida.

Aplicando el balance de masa, se tiene:

$$\dot{m}_{11} = \dot{m}_{10} = 89.013 \frac{\text{kg gas}}{\text{s}}$$

Tabla N°8: Resultados del secador

Valores de los parámetros	
Flujo másico de bagazo seco ($\dot{m}_{bs1} = \dot{m}_{bs3}$)	5.835 $\frac{\text{kg bagazo seco}}{\text{s}}$
Flujo másico de agua a la entrada (\dot{m}_{a1})	5.835 $\frac{\text{kg agua}}{\text{s}}$
Flujo másico de agua a la salida (\dot{m}_{a3})	1.45875 $\frac{\text{kg agua}}{\text{s}}$
Flujo másico de agua evaporada (\dot{m}_2)	4.3762 $\frac{\text{kg agua}}{\text{s}}$
Flujo másico total a la salida (\dot{m}_3)	7.29375 $\frac{\text{kg}}{\text{s}}$

Fuente: Elaboración propia

Tabla N°9: Resultados del compresor del gasificador

Valores de los parámetros	
Presión de saturación del aire a la entrada (P_{s4})	0.040449 bar
Humedad específica del aire a la entrada (w_4)	0.01547 $\frac{\text{kg vapor}}{\text{kg aire seco}}$
Fracción en masa del aire seco a la entrada (x_{as})	0.98476
Fracción en masa de vapor de agua en la entrada (x_{H_2O})	0.01524
Calor específico a presión constante a la entrada (c_{p4})	1.0182 $\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$
Relación de calores específicos a la entrada (k_4)	1.3989
Entalpía del aire a la entrada (h_4)	305.612 $\frac{\text{kJ}}{\text{kg aire}}$
Temperatura ideal del aire a la salida (T_{5s})	500.299 K
Temperatura real del aire a la salida (T_5)	522.53 K
Trabajo por unidad de masa del compresor (w_{c1})	226.428 $\frac{\text{kJ}}{\text{kg aire}}$
Entalpía del aire a la salida (h_5)	532.04 $\frac{\text{kJ}}{\text{kg aire}}$
Presión de saturación del aire a la salida (P_{s5})	44.792 bar
Humedad específica del aire a la salida (w_5)	0.01547 $\frac{\text{kg vapor}}{\text{kg aire seco}}$
Humedad relativa de aire a la salida (ϕ_5)	0.325%

Fuente: Elaboración propia

Tabla N°10: Resultados del gasificador

Valores de los parámetros	
Aire teórico (a_t)	$3.815 \frac{\text{kmol aire seco}}{\text{kmol bs}}$
Moles de agua en el bagazo a la entrada (n_{ab})	$1.3714 \frac{\text{kmol vapor}}{\text{kmol bs}}$
Moles de agua en el aire a la entrada (n_{aa})	$0.09 \frac{\text{kmol vapor}}{\text{kmol bs}}$
Moles del combustible gaseoso (n_p)	$9.58236 \frac{\text{kmol}}{\text{kmol bs}}$
Fracción molar de CO en el combustible gaseoso (x_{CO})	0.14011581
Fracción molar de CO ₂ en el combustible gaseoso (x_{CO_2})	0.1642018
Fracción molar de H ₂ O en el combustible gaseoso (x_{H_2O})	0.1542283
Fracción molar de H ₂ en el combustible gaseoso (x_{H_2})	0.1571318
Fracción molar de N ₂ en el combustible gaseoso (x_{N_2})	0.2993831
Fracción molar de CH ₄ en el combustible gaseoso (x_{CH_4})	0.0849388
Flujo molar de bagazo seco a la entrada (\dot{n}_{bs3})	$0.0591 \frac{\text{kmol bs}}{\text{s}}$
Flujo molar de aire seco a la entrada (\dot{n}_{as5})	$0.2146 \frac{\text{kmol aire seco}}{\text{s}}$
Flujo molar de vapor de agua a la entrada (\dot{n}_{H_2O5})	$0.00532 \frac{\text{kmol vapor}}{\text{s}}$
Flujo másico de aire a la entrada (\dot{m}_5)	$6.2848 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$
Flujo másico total a la salida (\dot{m}_6)	$13.5785 \frac{\text{kg gas}}{\text{s}}$
Temperatura del gasificador (T_6)	1064 K
Poder calorífico inferior del combustible gaseoso (PCI)	$14149.019 \frac{\text{kJ}}{\text{kg bs}}$

Fuente: Elaboración propia

Tabla N°11: Resultados del compresor de la turbina de gas

Valores de los parámetros	
Presión de saturación del aire a la entrada (P_{s7})	0.040449 bar
Humedad específica del aire a la entrada (w_7)	$0.01547 \frac{\text{kg vapor}}{\text{kg aire seco}}$
Fracción en masa del aire seco a la entrada (x_{as})	0.98476

Fracción en masa de vapor de agua en la entrada (x_{H_2O})	0.01524
Calor específico a presión constante a la entrada (c_{p7})	$1.0182 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$
Relación de calores específicos a la entrada (k_7)	1.3989
Entalpía del aire a la entrada (h_7)	$305.612 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire}}$
Temperatura ideal del aire a la salida (T_{8s})	649.686 K
Temperatura real del aire a la salida (T_8)	688.523 K
Trabajo por unidad de masa del compresor (w_{c2})	$395.442 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire}}$
Entalpía del aire a la salida (h_8)	$701.054 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aire}}$
Presión de saturación del aire a la salida (P_{s8})	438.259 bar
Humedad específica del aire a la salida (w_8)	$0.01547 \frac{\text{kg vapor}}{\text{kg aire seco}}$
Humedad relativa de aire a la salida (ϕ_8)	0.083%

Fuente: Elaboración propia

Tabla N°12: Resultados de la cámara de combustión

Valores de los parámetros	
Moles de CO en el combustible gaseoso (a)	$1.34264134 \frac{\text{kmol CO}}{\text{kmol bs}}$
Moles de CO ₂ en el combustible gaseoso (b)	$1.57344285 \frac{\text{kmol CO}_2}{\text{kmol bs}}$
Moles de H ₂ O en el combustible gaseoso (c)	$1.47787295 \frac{\text{kmol H}_2\text{O}}{\text{kmol bs}}$
Moles de H ₂ en el combustible gaseoso (d)	$1.50569544 \frac{\text{kmol H}_2}{\text{kmol bs}}$
Moles de N ₂ en el combustible gaseoso (e)	$2.8688 \frac{\text{kmol N}_2}{\text{kmol bs}}$
Moles de CH ₄ en el combustible gaseoso (f)	$0.8139158 \frac{\text{kmol CH}_4}{\text{kmol bs}}$
Aire teórico (a_t)	$3.052 \frac{\text{kmol aire seco}}{\text{kmol bs}}$
Moles de agua en el aire a la entrada (n_{aa})	$1.08025 \frac{\text{kmol vapor}}{\text{kmol bs}}$
Moles de productos de combustión (n_p)	$52.82293 \frac{\text{kmol}}{\text{kmol bs}}$
Fracción molar de CO en productos de combustión (x_{CO})	$8.9251696 \cdot 10^{-8}$
Fracción molar de CO ₂ en productos de combustión (x_{CO_2})	0.0706132

Fracción molar de O ₂ en productos de combustión (x_{O_2})	0.1151294
Fracción molar de H ₂ O en productos de combustión (x_{H_2O})	0.1076771
Fracción molar de H ₂ en productos de combustión (x_{H_2})	$9.6255219 \cdot 10^{-8}$
Fracción molar de N ₂ en productos de combustión (x_{N_2})	0.7056545
Fracción molar de NO en productos de combustión (x_{NO})	0.0007807
Fracción molar de OH en productos de combustión (x_{OH})	0.0001449
Flujo molar de aire seco a la entrada (\dot{n}_{as8})	$2.57577 \frac{\text{kmol aire seco}}{\text{s}}$
Flujo molar de vapor de agua a la entrada (\dot{n}_{H_2O8})	$0.063843 \frac{\text{kmol vapor}}{\text{s}}$
Flujo másico de aire a la entrada (\dot{m}_8)	$75.4345 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$
Flujo másico total a la salida (\dot{m}_9)	$89.013 \frac{\text{kg gas}}{\text{s}}$
Temperatura de la cámara de combustión (T_9)	1462K

Fuente: Elaboración propia

Tabla N°13: Resultados de la turbina de gas

Valores de los parámetros	
Entalpía de los productos de combustión a la entrada (\overline{h}_9)	$-12507.18 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol pc}}$
Relación de calores específicos a la entrada (k_9)	1.27794
Temperatura ideal a la salida (T_{10s})	811.255 K
Entalpía ideal de los productos de combustión a la salida (\overline{h}_{10s})	$-37365.42 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol pc}}$
Entalpía real de los productos de combustión a la salida (\overline{h}_{10})	$-32393.77 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol pc}}$
Temperatura real a la salida (T_{10})	955 K
Flujo másico a la salida (\dot{m}_{10})	$89.013 \frac{\text{kg gas}}{\text{s}}$
Trabajo de la turbina por unidad de masa (w_t)	$10630 \frac{\text{kJ}}{\text{kg bs}}$

Fuente: Elaboración propia

Tabla N°14: Resultados del HRSG

Valores de los parámetros	
Entalpía de los productos de combustión a la salida (\overline{h}_{11})	-53136.6 $\frac{\text{kJ}}{\text{kmol pc}}$
Temperatura a la salida del HRSG (T_{11})	320 K
Flujo másico a la salida del HRSG (\dot{m}_{11})	89.013 $\frac{\text{kg gas}}{\text{s}}$

Fuente: Elaboración propia

En base a la lista de los parámetros mostrados, procedemos a determinar el balance de energía respecto al sistema, mediante las potencias, tanto mecánica como térmica, de los equipos.

Potencia mecánica consumida por los compresores:

$$\dot{W}_{c1} = \dot{m}_5 * w_{c1}$$

$$\dot{W}_{c1} = 6.2848 * 226.428$$

$$\dot{W}_{c1} = 1423 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

$$\dot{W}_{c2} = \dot{m}_8 * w_{c2}$$

$$\dot{W}_{c2} = 75.435 * 395.44$$

$$\dot{W}_{c2} = 29830 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Potencia mecánica producida por la turbina:

$$\dot{W}_t = \dot{m}_{bs} * w_t$$

$$\dot{W}_t = 5.835 * 10630$$

$$\dot{W}_t = 62000 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Potencia térmica entregada por el HRSG:

$$\dot{Q}_{HRSG} = \dot{n}_{bs3} * n_p (\overline{h}_{10} - \overline{h}_{11})$$

$$\dot{Q}_{HRSG} = 64972.64 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Potencia neta del sistema:

$$\dot{W}_n = \dot{W}_t - \dot{W}_{c1} - \dot{W}_{c2}$$

$$\dot{W}_n = 62000 - 1423 - 29830$$

$$\dot{W}_n = 30747 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Potencia eléctrica generada:

$$\dot{W}_e = \dot{W}_n * n_m * n_g$$

$$\dot{W}_e = 30747 * 0.89 * 0.985$$

$$\dot{W}_e = 27260 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Tabla N°15: Resumen del sistema de gas

Potencias del sistema de gas (kJ/s)	
Potencia mecánica del compresor I	1423
Potencia mecánica del compresor II	29830
Potencia mecánica de la turbina	62000
Potencia térmica del generador de vapor	64972.64
Potencia neta del sistema	30747
Potencia eléctrica generada	27260

Fuente: Elaboración propia

5.2.2. Análisis del ciclo de vapor

a) Bomba de alimentación

Se conocen los siguientes parámetros referentes al punto 12: $P_{12} = 1\text{bar} = 100\text{ KPa}$; $T_{12} = 98^\circ\text{C}$, a partir de los cuales se determina, según la tabla A-6:

$$h_{12} = 410.6673 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$s_{12} = 1.2843 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} * \text{K}}$$

Para el punto 13, se conoce la presión e idealmente la entropía del agua es la misma en el punto 12:

$$P_{13} = 30\text{ bar}$$

$$s_{13i} = 1.2843 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} * \text{K}}$$

Con estos valores y los datos en la tabla A-6, se calcula idealmente la entalpía del agua impulsada por la bomba:

$$h_{13i} = 413.68 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Considerando que la bomba tiene una eficiencia adiabática igual a 90%, se halla la entalpía real del agua impulsada por la bomba:

$$h_{13} = h_{12} + \frac{h_{13i} - h_{12}}{n_b}$$

$$h_{13} = 410.6673 + \frac{413.68 - 410.6673}{0.9}$$

$$h_{13} = 414.015 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Con los valores calculados de presión y entalpía, se encuentran los parámetros reales, como entropía y temperatura, respecto al punto 13:

$$s_{13} = 1.2852 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

$$T_{13} = 98.274 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Posteriormente, se determina el trabajo unitario desarrollado por la bomba:

$$w_b = h_{13} - h_{12}$$

$$w_b = 3.35 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

b) Generador de vapor por recuperación de calor

Con relación al punto 14, tenemos los siguientes datos: $P_{14} = 30\text{bar} = 3000 \text{ KPa}$ y $T_{14} = 350^{\circ}\text{C}$, a partir de los cuales se determina, según la tabla A-5:

$$h_{14} = 3116.062 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$s_{14} = 6.7449 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

Sabiendo que la rapidez de la masa se mantiene constante en la entrada y en la salida:

$$q_{HRSG} = h_{14} - h_{13}$$

$$q_{HRSG} = 3116.0621 - 414.589$$

$$q_{HRSG} = 2701.473 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Además, se conoce el calor proporcionado por el HRSG:

$$\dot{Q}_{efectivo} = 64972.64 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Con los datos registrados sobre el calor transferido y el calor unitario, se efectúa una división para obtener el flujo correspondiente al vapor.

$$\dot{m}_{vapor} = \frac{\dot{Q}_{efectivo}}{q_{HRSG}}$$

$$\dot{m}_{vapor} = \frac{64972.64}{2701.473}$$

$$\dot{m}_{vapor} = 24 \frac{\text{kg vapor}}{\text{s}}$$

Es importante mencionar que, el flujo de vapor generado es mayor al que proporcionaban las calderas, cuyo valor es de $22 \frac{\text{kg vapor}}{\text{s}}$. Ambos valores son cercanos, así que se asumirá el segundo para los cálculos posteriores.

c) Turbina de vapor

Para el punto 15, se conoce que la presión es equivalente a 1.5 bar y se le dará el valor de 0.8 a la eficiencia isentrópica de la turbina. Además, se sabe que la entropía ideal en el punto 15 es la misma del punto 14:

$$P_{15} = 1.5 \text{ bar}$$

$$s_{15i} = 6.7449 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$$

Como $s_{15i} < s_{g@p15}$, se deduce que idealmente en el punto 15 tendremos agua en estado líquido y gaseoso. Conociendo esto, calculamos idealmente la entalpía del vapor expulsado por la turbina usando la tabla A-4:

$$T_{15i} = 111.35 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$s_{15i} = s_f + x_{15i} * s_{fg}$$

$$6.7449 = 1.4337 + x_{15i} * 5.7894$$

$$x_{15i} = 0.9174$$

$$h_{15i} = h_f + x_{15i} * h_{fg}$$

$$h_{15i} = 467.13 + 0.9174 * 2226$$

$$h_{15i} = 2509.264 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Usando el rendimiento isentrópico, se calculan los parámetros reales, como entalpía y entropía, respecto al punto 15:

$$h_{15} = h_{14} - n_t (h_{14} - h_{15i})$$

$$h_{15} = 3116.062 - 0.8(3116.062 - 2509.264)$$

$$h_{15} = 2630.624 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Como $h_{15} < h_{g@p15}$, se deduce que en el punto 15 existe agua en estado líquido y gaseoso. Conociendo esto, calculamos la entropía real en el punto 15 usando la tabla A-4:

$$T_{15} = 111.35 \text{ °C}$$

$$h_{15} = h_f + x_{15} * h_{fg}$$

$$2630.624 = 467.13 + x_{15} * 2226$$

$$x_{15} = 0.9719$$

$$s_{15} = s_f + x_{15} * s_{fg}$$

$$s_{15} = 1.4337 + 0.9719 * 5.7894$$

$$s_{15} = 7.0605 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} * \text{K}}$$

Posteriormente, se determina el trabajo unitario desarrollado por la turbina:

$$w_t = h_{14} - h_{15}$$

$$w_t = 3116.062 - 2630.624$$

$$w_t = 485.438 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

d) Evaporador

Debido a la condensación del flujo correspondiente a la composición bifásica proveniente de la turbina, se evapora parte del agua del jugo clarificado que entra por el punto 17. Además, se sabe que por el punto 16 sale la condensación de la composición bifásica a presión ambiente.

La proporción entre Tn vapor obtenido del evaporador y Tn caña procesada es la siguiente:

$$\frac{Tn \text{ caña}}{Tn \text{ vapor}} = 0.48$$

Se sabe que, el flujo másico de bagazo que se procesa es:

$$\dot{m}_{bagazo} = 42 \frac{Tn \text{ bagazo}}{h}$$

Se calcula la cantidad de caña procesada por hora, sabiendo que el porcentaje de bagazo contenido en la caña es de 32%.

$$\dot{m}_{caña} = \frac{42 \cdot 100}{32} \frac{Tn \text{ caña}}{h}$$

$$\dot{m}_{caña} = 131.25 \frac{Tn \text{ caña}}{h}$$

Se calcula el flujo de vapor que sale del evaporador por el punto 19:

$$\dot{m}_{19} = 0.48 * \dot{m}_{caña}$$

$$\dot{m}_{19} = 0.48 * 131.25$$

$$\dot{m}_{19} = 63 \frac{Tn \text{ vapor}}{h}$$

$$\dot{m}_{19} = 17.5 \frac{kg \text{ vapor}}{s}$$

Finalmente, el vapor proveniente del jugo clarificado o vapor vegetal sale hacia la planta azucarera en estado saturado a la presión de 1.5 bar.

e) Planta Azucarera

Por el punto 19, el vapor saturado pasa sometido a 1.5 bar de presión y sale condensado por el punto 21 a la presión de 1 bar. Se considerará al punto 20 como la salida del flujo de disipación, cuyo valor será el 3% respecto a la cantidad de vapor que ingresa a planta y tendrá las mismas propiedades del punto 19.

Aplicando el balance de masa, se tiene:

$$\dot{m}_{19} = \dot{m}_{20} + \dot{m}_{21}$$

$$\dot{m}_{19} = 0.03\dot{m}_{19} + \dot{m}_{21}$$

$$\dot{m}_{21} = 0.97 \dot{m}_{19}$$

De la tabla A-4, se determina las entalpías de los puntos:

$$h_{19} = 2693.1 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$h_{20} = 2693.1 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$h_{21} = 417.51 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Aplicando balance de energía, se tiene:

$$\dot{Q} - \dot{W} = \dot{m}_{20}h_{20} + \dot{m}_{21}h_{21} - \dot{m}_{19}h_{19}$$

$$\dot{Q}_{planta} = \dot{m}_{19}h_{19} - 0.03\dot{m}_{19}h_{20} - 0.97\dot{m}_{19}h_{21}$$

$$q_{planta} = h_{19} - 0.03h_{20} - 0.97h_{21}$$

$$q_{planta} = 2693.1 - 0.03 * 2693.1 - 0.97 * 417.51$$

$$q_{planta} = 2207.32 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Con todos los resultados mostrados, procedemos a determinar el balance de energía respecto al sistema, mediante las potencias de los equipos.

Potencia entregada por la bomba:

$$\dot{W}_b = \dot{m}_{12} * w_b$$

$$\dot{W}_b = 22 * 3.35$$

$$\dot{W}_b = 73.7 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Potencia producida por la turbina:

$$\dot{W}_t = \dot{m}_{14} * w_t$$

$$\dot{W}_t = 22 * 485.438$$

$$\dot{W}_t = 10680 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Potencia térmica entregada a la planta azucarera:

$$\dot{Q}_{planta} = \dot{m}_{19} * q_{planta}$$

$$\dot{Q}_{planta} = 17.5 * 2207.32$$

$$\dot{Q}_{planta} = 38628 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Potencia neta del sistema:

$$\dot{W}_n = \dot{W}_t - \dot{W}_b$$

$$\dot{W}_n = 10680 - 73.7$$

$$\dot{W}_n = 10606 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Potencia eléctrica generada:

$$\dot{W}_e = \dot{W}_n * n_m * n_g$$

$$\dot{W}_e = 10606 * 0.9 * 0.985$$

$$\dot{W}_e = 9400 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Tabla N°16: Resumen del sistema de vapor

Potencias del sistema de vapor (kJ/s)	
Potencia entregada por la bomba	73.7
Potencia producida por la turbina	10680
Potencia térmica entregada a la planta	38628
Potencia neta del sistema	10606
Potencia eléctrica generada	9400

Fuente: Elaboración propia

5.2.3. Parámetros energéticos del sistema de cogeneración

Se determina la cantidad de energía disponible del residuo sólido respecto al punto de ingreso, para ello relacionamos al poder calorífico del bagazo con el flujo másico en la entrada:

$$\dot{Q}_c = \dot{m}_{bagazo} * PCI$$

$$\dot{Q}_c = 11.67 * 7713.8$$

$$\dot{Q}_c = 90251.7 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Se determina el trabajo neto del sistema sumando los trabajos desarrollados por cada turbina:

$$\dot{W}_n = 10606 + 30747 = 41353 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

Sabemos que, el calor recuperado es: $\dot{Q}_{planta} = 38628 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$

Con estos datos, se calcula los siguientes parámetros:

a) Eficiencia Estándar:

$$Eficiencia = \frac{\left(\frac{\text{Energía térmica producida}}{2}\right) + \text{Energía eléctrica producida}}{\text{Energía del combustible}}$$

$$Eficiencia = \frac{38628/2 + 41353}{90251.7}$$

$$Eficiencia = 67.2\%$$

Según FERC, esta eficiencia sirve para otorgar el carácter de cogeneración al sistema cuando supere el valor de 42.5%³⁴, el cual cumple con la condición ya que la eficiencia sobrepasa este valor.

b) Rendimiento Eléctrico Efectivo (REE):

$$REE = \frac{E}{Q - \frac{V}{0.9}}$$

Donde:

E = Energía eléctrica generada en bornes de alternador, expresada en MWh

Q = Energía suministrada por el combustible utilizado, calculada en MWh

V = Calor Útil, expresado en MWh

$$REE = \frac{27}{90.251 - \frac{38.628}{0.9}}$$

$$REE = 0.57$$

Se obtiene un valor superior al indicado en la referencia [26], acreditando la calificación.

b) Eficiencia eléctrica del sistema de cogeneración:

$$n_e = \frac{\dot{W}_n}{\dot{Q}_c} = \frac{41353}{90251.7} = 45\%$$

c) Eficiencia térmica del sistema de cogeneración:

$$n_t = \frac{\dot{Q}_{rec}}{\dot{Q}_c} = \frac{38628}{90251.7} = 42\%$$

³⁴ Este valor ha sido extraído de la referencia [25]

d) Eficiencia global del sistema de cogeneración:

$$n_t = \frac{\dot{W}_n + \dot{Q}_{rec}}{\dot{Q}_c} = n_e + n_t = 87\%$$

5.3. Selección de componentes

a) Secador

Tabla N°17: Datos técnicos del secador

Tipo:	Equipo de secado rotativo	Condición:	Nuevo
Garantía:	2 años	Servicio postventa ...	Apoyo en línea, Video de apoyo técnico
Lugar del origen:	Henan, China	Marca:	Hongji
Voltaje:	220 v/380 v	Certificación:	CE ISO
Dimensión (L*W*H):	Variado	Energía (W):	3-75kw
Aplicación:	La medicina de procesamiento	Industrias aplicable...	Material de construcción de tiendas, Planta de fabricación
Clave de puntos de ...	De ahorro de energía	Nombre del produc...	Secador rotativo de bagazo con gran capacidad y buen precio
Certificado:	ISO CE, etc.	Temperatura de ent...	≤800
La velocidad de rot...	1,5-6r/min	La capacidad de:	0,5-160 t/h
Servicio post-venta:	Todo el uso de la vida	Instalación:	Bajo la guía de nuestro ingeniero
Dibujo de la Funda...	Siempre	El tiempo de entreg...	30 días
Mantenimiento:	Fácil y conveniente	Peso:	4 T-110 T

Fuente: <http://m.spanish.henanhongjiminemachinery.com/>



Figura N°19: Secador

Fuente: <http://m.spanish.henanhongjiminemachinery.com/>

b) Gasificador de biomasa

Tabla N°18: Datos técnicos del gasificador de lecho fluidizado circulante

Condición:	Nuevo
Servicio postventa ...	La instalación de campo y puesta en marcha de la formación
Marca:	Powermax
Peso:	30-200
Dimensión (L*W*H):	600*600
Tipo de gasificador...	Lecho fluidizado circulante gasificador
Tipo de gasificador...	Descendente de lecho fijo gasificador
Frecuencia:	50/60Hz
Potencia nominal:	50-2000 kw
La biomasa tamaño:	10-80mm

Fuente: <http://www.wxteneng.com/es/gytn.html>



Figura N°20: Gasificador de lecho fluidizado circulante

Fuente: <http://www.wxteneng.com/es/gytn.html>

c) Turbina de gas

Tabla N°19: Datos técnicos de la turbina de gas Siemens SGT-800

Salida de potencia	62.5 MW
Fuel	Gas natural, combustible líquido, combustible dual
Frecuencia	60 Hz
Eficiencia bruta	41.1 %
Velocidad de calentamiento	8.759 kJ / kWh
Velocidad de la turbina	6600 rpm
Proporción de presión	21.1 : 1
Flujo de masa de escape	135.5 kg / s
Temperatura de escape	596 °C / 1104 °F
NOx emisiones	15 - 20 ppmvd

Fuente: <https://new.siemens.com/global/en.html>



Figura N°21: Turbina de gas Siemens SGT-800

Fuente: <https://new.siemens.com/global/en.html>

d) Generador de la turbina de gas

Tabla N°20: Datos técnicos del generador Siemens SGen6 – 100A - 4P

Potencia de salida	35 MVA
Tipo	Generador síncrono trifásico
Factor de potencia	0.8
Número de polos	4
Tensión nominal	13.8 KV
Corriente nominal	1464 A
Frecuencia	60 Hz
Eficiencia	98.5 %
Velocidad	1800 rpm
Refrigeración	Aire enfriado

Fuente: <https://new.siemens.com/global/en.html>



Figura N°22: Generador Siemens SGen6 – 100A - 4P

Fuente: <https://new.siemens.com/global/en.html>

e) Generador de vapor por recuperación de calor

Tabla N°21: Datos técnicos del generador de vapor por recuperación de calor

Condición:	Nuevo
Marca:	Taishan
Tipo:	Circulación natural, Recuperación de calor residual
Aplicación:	Industrial o estación de energía, Industrial o estación de ener...
Estructura:	Tubo de agua
Combustible:	Calor perdido, Gas de combustión
Certificación:	ASME, CE, ISO
Capacidad:	2-200tons
Tipo de empresa:	Fabricante
Servicio postventa ...	Ingenieros disponibles para la puesta en marcha

Fuente: <https://www.directindustry.es/prod/taishan-group-co-ltd-162338.html>



Figura N°23: Generador de vapor por recuperación de calor

Fuente: <https://www.directindustry.es/prod/taishan-group-co-ltd-162338.html>

f) Turbina de vapor

Tabla N°22: Datos técnicos de la turbina de vapor Siemens DR B

Potencia de salida	11 000 KW
Velocidad de la turbina	9500 rpm
Presion de vapor	65 bar / 942 psi
Temperatura de vapor	500 °C / 932 °F
Contrapresión	6.9 bar / 304 psi
Tipo de cuchilla	Impulso
Cumplimiento API 611	Sí , con excepciones
Rodamientos	almohadilla inclinable o manga
Extracciones	Múltiple

Fuente: <https://new.siemens.com/global/en.html>



Figura N°24: Turbina de vapor Siemens DR B

Fuente: <https://new.siemens.com/global/en.html>

g) Generador de la turbina de vapor

Tabla N°23: Datos técnicos del generador Siemens SIGENTICS M 1DT1

Potencia de salida	12 MVA
Tipo	Generador síncrono trifásico
Factor de potencia	0.8
Número de polos	4
Tensión nominal	13.8 KV
Corriente nominal	627 A
Frecuencia	60 Hz
Eficiencia	98.5 %
Velocidad	1800 rpm
Refrigeración	Aire enfriado

Fuente: <https://new.siemens.com/global/en.html>



Figura N°25: Generador Siemens SIGENTICS M 1DT1

Fuente: <https://new.siemens.com/global/en.html>

5.4. Discusión de los resultados

En base a los resultados de la tesis sobre el sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación, se tiene las siguientes ventajas:

- a) Se produce energía eléctrica mediante los generadores acoplados a las turbinas de gas y vapor, proporcionando 27 MW y 9.4 MW de potencia eléctrica respectivamente. La potencia de 9.4 MW se utilizará para cubrir la demanda del ingenio azucarero, mientras que el excedente de potencia, es decir 27 MW, será comercializado al SEIN, consiguiendo un ingreso económico para la empresa.
- b) Mediante el uso de métodos relacionados a la gasificación, se emite cierta concentración de CO₂ idéntica a la almacenada por la materia en la fotosíntesis. De esta manera, el sistema propuesto evita la emisión de 280 000 tn CO₂ / año, lo cual significa un ahorro económico para la empresa.

5.5. Análisis económico

5.5.1. Descripción de inversiones, costos e ingresos

a) Inversiones

➤ Maquinaria

Corresponde a los equipos previamente seleccionados, así como sus sistemas auxiliares para la construcción del sistema propuesto, totalizando un costo de \$ 32,000,000.

➤ Obras civiles

Describe a las construcciones adicionales para la instalación del sistema propuesto, considerando un costo de \$100,000.

➤ Montaje e instalación

Describe el ensamblaje y acoplamiento para el levantamiento del sistema propuesto, totalizando un costo de \$ 400,000.

➤ Subestación y transmisión

Corresponde a transformadores y equipos auxiliares para abastecer a la planta azucarera, así como a la transmisión para la venta de energía. Además, se considera que la línea de transmisión tiene una extensión de 1 km, operando al voltaje nominal de 60 kV, haciendo que el costo ascienda a \$ 600,000.

➤ **Arranque y puesta en marcha**

Corresponde a la cantidad de dinero que se necesita para pagar los gastos iniciales, totalizando un costo de \$ 200,000.

Total de inversión: \$ 33,300,000

b) Costos

➤ **Costos de operación y mantenimiento**

Se considera los importes relacionados a los recursos humanos, al funcionamiento de la planta y su respectivo mantenimiento, así como al pago administrativo, impuestos y los tipos de seguros. En base a ello, se establece para el costo de O&M anual un valor de \$ 800,000.

c) Ingreso

➤ **Ingreso por venta de energía**

El sistema estudiado proporciona 27 MW de excedente de potencia eléctrica, el cual será comercializado al SEIN. Considerando el valor de 27 \$/MW-hr como precio de venta, se obtiene una ganancia de \$ 5,773,680 anuales.

➤ **Ahorro por emisión de CO₂**

El costo por una tonelada de CO₂ emitida al medio ambiente es de 0.30 €, cuya equivalencia en dólares es \$ 0.355. La cantidad de CO₂ al año que se evitará producir es de 280 000 tn, ahorrando \$ 99,400.

5.5.2. Evaluación económica

Teniendo los ingresos y egresos anuales, se realiza la siguiente tabla:

Tabla N°24: Flujo efectivo neto

Descripción	Año 00	Año 01	Año 02	Año 03
INVERSIÓN	\$33,300,000.00			
INGRESOS				
Venta de energía		\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00
Ahorro por emisión de CO ₂		\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00
EGRESOS				
Costos de O&M		\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00
FLUJO EFECTIVO NETO		\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00
FLUJO EFECTIVO NETO ACUMULADO	-\$33,300,000.00	-\$28,226,920.00	-\$23,153,840.00	-\$18,080,760.00

Año 04	Año 05	Año 06	Año 07	Año 08	Año 09
\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00
\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00
\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00
\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00
-\$13,007,680.00	-\$7,934,600.00	-\$2,861,520.00	\$2,211,560.00	\$7,284,640.00	\$12,357,720.00

Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00
\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00
\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00
\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00
\$17,430,800.00	\$22,503,880.00	\$27,576,960.00	\$32,650,040.00	\$37,723,120.00	\$42,796,200.00

Año 16	Año 17	Año 18	Año 19	Año 20	Año 21
\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00
\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00
\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00
\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00
\$47,869,280.00	\$52,942,360.00	\$58,015,440.00	\$63,088,520.00	\$68,161,600.00	\$73,234,680.00

Año 22	Año 23	Año 24	Año 25
\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00	\$5,773,680.00
\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00	\$99,400.00
\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00	\$800,000.00
\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00	\$5,073,080.00
\$78,307,760.00	\$83,380,840.00	\$88,453,920.00	\$93,527,000.00

Fuente: Elaboración propia

De la tabla anterior, se observa que en 7 años se recupera la inversión del proyecto. Considerando una tasa de interés anual de 12%, se obtiene un VAN de \$ 6,488,872.17 y un TIR de 14.75%.

Con los datos obtenidos, se determina lo siguiente:

Ingresos netos anuales - Beneficio = \$ 46,063,383.46

Egresos netos anuales - Costos = \$ 39,574,511.29

Reemplazando estos valores, se establece la relación entre el beneficio y el costo:

$$C = B/C = \$ 46,063,383.46 / \$ 39,574,511.29 = 1.16$$

Debido a que la relación es mayor a 1, se demuestra que el proyecto es beneficioso para la empresa.

CAPÍTULO VI

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1. Conclusiones

- a) Se logró el dimensionamiento del sistema de cogeneración con ciclo combinado basado en gasificación concerniente a la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A., brindando 9.4 MW para el funcionamiento de la planta y comercializando 27MW al SEIN.
- b) El uso del sistema de cogeneración planteado representa ventajas relevantes, las cuales se reflejan en el desempeño, tanto eléctrico como térmico, aumentando la eficiencia energética, pues se obtiene calor y electricidad a partir del residuo de la caña de azúcar. Además, en el caso donde se genere mayor energía de la demandada, se obtiene una utilidad mediante su exportación o venta.
- c) La tecnología de gasificación mejora las aplicaciones del potencial energético perteneciente al residuo orgánico, pues resulta conveniente transformar la biomasa sólida a gas en lugar de quemarla directamente, demostrando que el producto gaseoso libera mayor energía que la materia sólida durante la combustión. Una prueba de lo mencionado se muestra en los resultados del análisis, donde se calculó el poder calorífico inferior relacionado al bagazo y al gas producto a la salida del gasificador, cuyos valores son 7,713.82 kJ/kg y 14,149.019 kJ/kg respectivamente.
- d) Posterior al análisis termodinámico, se realizó la selección de los equipos que conforman al sistema de estudio, los cuales son:
 - Secador
 - Gasificador de lecho fluidizado circulante
 - Turbina de gas
 - Generador de la turbina de gas
 - Generador de vapor por recuperación de calor
 - Turbina de vapor
 - Generador de la turbina de vapor
- e) El desarrollo del análisis económico determina que la inversión del proyecto es equivalente a \$ 33,300,000, mientras que la ganancia anual por venta de energía asciende a \$ 5,773,680. Además, se consideró una tasa de interés anual del 12%, determinando un VAN de \$ 6,488,872.17, un TIR de 14.75 % y una relación Beneficio – Costo de 1.16, concluyendo que el proyecto es factible y rentable.

6.2. Recomendaciones

- a) Se recomienda incrementar el uso de la cogeneración en el ingenio azucarero, organizando un área que controle y supervise estos sistemas.
- b) Se recomienda emplear un programa para realizar los múltiples cálculos e iteraciones en el análisis, obteniendo de forma precisa las temperaturas desarrolladas al interior del gasificador y al interior de la cámara de combustión.
- c) Se recomienda revisar el contenido de alquitrán en el gas y controlar que su nivel se encuentre dentro de lo permisible, para evitar posibles fallas y desgaste en los equipos.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Cengel, Yunes y Boles, Michael (2012). Termodinámica. Séptima Edición
- [2] Deshmukh, Ranjit (2008). Thermal Gasification or Direct Combustion? A Technical Assessment of Energy Generation in Indonesian Sugar Factories.
- [3] Masters, Gilbert (2004). Renewable and Efficient Electric Power Systems.
- [4] Petchers, Neil (2003). Combined Heating, Cooling & Power Handbook: Technologies & Applications.
- [5] Kolanowski, Bernard (2003). Small-Scale Cogeneration Handbook.
- [6] García, Santiago y Fraile, Diego (2008). Cogeneración: Diseño, Operación y Mantenimiento de Plantas.
- [7] Guerra, Vásquez-Román, Rodríguez-Toral. (2004). Simulación de Plantas de Cogeneración de Ciclo Combinado usando ASPEN.
- [8] Fraile, Diego (2007). Módulo: Gestión eficiente de la energía. Cogeneración: Aspectos Tecnológicos.
- [9] Lacón Martin, Daniel (2016). La cogeneración
<https://slideplayer.es/slide/1076053/>
- [10] Fundación de la Energía de la Comunidad de Madrid (2010). Guía de la Cogeneración.
- [11] Opex Energy. Cogeneración.
<http://opexenergy.com/cogeneracion/cogeneracion.html>
- [12] San Miguel, Guillermo; Gutiérrez Martín, Fernando (2015). Tecnologías para el uso y transformación de biomasa energética.
- [13] De Lucas, Ana Isabel; Del Peso, Carlos; Rodríguez, Encarna; Prieto, Prado (2012). Biomasa, Biocombustible y Sostenibilidad.
- [14] Teixidor, Cristina; Millán, Manuel; Pallisé Joan y Martínez, Juan. (2004) Ingeniería Ambiental: Valorización Energética.
- [15] Arteaga-Pérez, Luis Ernesto; Casas Ledón, Yannay; Cabrera Hernández, Jagni; Rodríguez Machín, Lizet (2014) Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación.

- [16] Basu. Prabir (2013). Biomass gasification, pirolisis and torrefaction: practical design and theory.
- [17] Vieira Andrade, Rubenildo (2007). Gaseificação de Biomassa: Uma Análise Teórica e Experimental.
- [18] Yung, Yongseung (2012). Gasification for Practical Applications.
- [19] Prabir Basu (2006). Combustion and Gasification in Fluidized Beds.
- [20] Knoef, Harrie (2005). Handbook of biomass gasification.
- [21] Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A.
- [22] Villalba Vidales, Jorge Armando; Arzola De la Peña, Nelson (2019). Estudio experimental sobre el secado de bagazo de caña de azúcar panelera.
- [23] E. Ruiz; J.M. Sanchez (2014). Purificación y acondicionamiento del gas de gasificación de biomasa.
- [24] Pedro Fernández Díez. Turbina de gas.
- [25] FERC. Comisión Federal Reguladora de Energía.
- [26] MINEM. Reglamento de cogeneración
- [27] Franco Rispoli (2002). Appunti integrative di motori a combustione interna volumetrici.

ANEXOS

Anexo A: Tablas de propiedades

A-1 Calores específicos de gas ideal de varios gases comunes

Calores específicos de gas ideal de varios gases comunes

a) A 300 K

Gas	Fórmula	Constante de gas, R kJ/kg · K	c_p kJ/kg · K	c_v kJ/kg · K	k
Aire	—	0.2870	1.005	0.718	1.400
Argón	Ar	0.2081	0.5203	0.3122	1.667
Butano	C ₄ H ₁₀	0.1433	1.7164	1.5734	1.091
Dióxido de carbono	CO ₂	0.1889	0.846	0.657	1.289
Etano	C ₂ H ₆	0.2765	1.7662	1.4897	1.186
Etileno	C ₂ H ₄	0.2964	1.5482	1.2518	1.237
Helio	He	2.0769	5.1926	3.1156	1.667
Hidrógeno	H ₂	4.1240	14.307	10.183	1.405
Metano	CH ₄	0.5182	2.2537	1.7354	1.299
Monóxido de carbono	CO	0.2968	1.040	0.744	1.400
Neón	Ne	0.4119	1.0299	0.6179	1.667
Nitrógeno	N ₂	0.2968	1.039	0.743	1.400
Octano	C ₈ H ₁₈	0.0729	1.7113	1.6385	1.044
Oxígeno	O ₂	0.2598	0.918	0.658	1.395
Propano	C ₃ H ₈	0.1885	1.6794	1.4909	1.126
Vapor	H ₂ O	0.4615	1.8723	1.4108	1.327

A-2 Entalpía de formación, función de Gibbs y entropía absoluta en estado estándar

Entalpía de formación, función de Gibbs de formación y entropía absoluta a 25°C, 1 atm

Sustancia	Fórmula	\bar{h}_f° kJ/kmol	\bar{g}_f° kJ/kmol	\bar{s}° kJ/kmol · K
Acetileno	C ₂ H ₂ (g)	+226,730	+209,170	200.85
Agua	H ₂ O(l)	-285,830	-237,180	69.92
Alcohol etílico	C ₂ H ₅ OH(g)	-235,310	-168,570	282.59
Alcohol etílico	C ₂ H ₅ OH(l)	-277,690	-174,890	160.70
Alcohol metílico	CH ₃ OH(g)	-200,670	-162,000	239.70
Alcohol metílico	CH ₃ OH(l)	-238,660	-166,360	126.80
Amoníaco	NH ₃ (g)	-46,190	-16,590	192.33
Benceno	C ₆ H ₆ (g)	+82,930	+129,660	269.20
<i>n</i> -butano	C ₄ H ₁₀ (g)	-126,150	-15,710	310.12
Carbón	C(s)	0	0	5.74
Dióxido de carbono	CO ₂ (g)	-393,520	-394,360	213.80
<i>n</i> -dodecano	C ₁₂ H ₂₆ (g)	-291,010	+50,150	622.83
Etano	C ₂ H ₆ (g)	-84,680	-32,890	229.49
Etileno	C ₂ H ₄ (g)	+52,280	+68,120	219.83
Hidrógeno	H ₂ (g)	0	0	130.68
Hidrógeno	H(g)	+218,000	+203,290	114.72
Hidroxilo	OH(g)	+39,460	+34,280	183.70
Metano	CH ₄ (g)	-74,850	-50,790	186.16
Monóxido de carbono	CO(g)	-110,530	-137,150	197.65
Nitrógeno	N ₂ (g)	0	0	191.61
Nitrógeno	N(g)	+472,650	+455,510	153.30
<i>n</i> -octano	C ₈ H ₁₈ (g)	-208,450	+16,530	466.73
<i>n</i> -octano	C ₈ H ₁₈ (l)	-249,950	+6,610	360.79
Oxígeno	O ₂ (g)	0	0	205.04
Oxígeno	O(g)	+249,190	+231,770	161.06
Peróxido de hidrógeno	H ₂ O ₂ (g)	-136,310	-105,600	232.63
Propano	C ₃ H ₈ (g)	-103,850	-23,490	269.91
Propileno	C ₃ H ₆ (g)	+20,410	+62,720	266.94
Vapor de agua	H ₂ O(g)	-241,820	-228,590	188.83

A-3 Propiedades termodinámicas de los gases

T(K)	C			CH ₄			CO			CO ₂			H ₂		
	C _{p,c}	h _c	s _c	C _{p,CH4}	h _{CH4}	s _{CH4}	C _{p,CO}	h _{CO}	s _{CO}	C _{p,CO2}	h _{CO2}	s _{CO2}	C _{p,H2}	h _{H2}	s _{H2}
300	8.5829398	15.540697	5.7898546	35.520323	-74547.62	186.37201	29.130279	-110464.8	197.70466	37.253001	-393419.2	141.37444	27.081877	632.59936	131.98796
400	11.836654	1040.4658	8.7159321	40.757717	-70738.35	197.29454	29.342833	-107543.5	206.10712	41.286168	-389486	152.66173	27.527316	3363.0331	139.83986
500	14.591116	2366.1804	11.662741	46.433628	-66381.46	206.99311	29.802536	-104588	212.70033	44.62032	-385185.3	162.2447	27.97514	6138.142	146.03048
600	16.822866	3941.2158	14.528184	52.314871	-61444.78	215.97745	30.429532	-101577.4	218.18744	47.35539	-380581.9	170.63005	28.423937	8958.0934	151.17061
700	18.552909	5713.9807	17.257486	58.16993	-55919.36	224.48332	31.148743	-98498.99	222.93146	49.591327	-375730.9	178.10359	28.872373	11822.917	155.58587
800	19.846708	7637.2068	19.823675	63.768964	-49819.33	232.62046	31.889873	-95346.96	227.1393	51.428089	-370677	184.84938	29.319184	14732.514	159.47043
900	20.814187	9672.3955	22.218665	68.883806	-43181.71	240.43253	32.587402	-92122.47	230.9364	52.56565	-365455.2	190.99796	29.763182	17686.66	162.9494
1000	21.609732	11794.264	24.454543	73.28796	-36066.26	247.92532	33.180592	-88832.96	234.40169	54.303995	-360090.5	196.64902	30.203253	20685.019	166.10808
1050	21.87019	12881.306	25.51525	75.200548	-32353.06	251.54846	33.429478	-87168.33	236.02778	53.958778	-341171.8	286.99301	30.421487	22200.643	167.58699
1100	22.120023	13981.105	26.538459	77.041701	-28546.73	255.08954	33.666085	-85490.89	237.58843	54.394447	-338462.9	289.51333	30.638355	23727.145	169.00721
1150	22.359461	15093.135	27.527053	78.816013	-24650.01	258.55357	33.890748	-83801.92	239.08995	54.805105	-335732.8	291.94041	30.853737	25264.454	170.37389
1200	22.588861	16216.884	28.483545	80.525426	-20666.21	261.94429	34.103918	-82102.01	240.53687	55.191736	-332982.8	294.28115	31.067521	26812.492	171.69154
1250	22.808571	17351.86	29.410154	82.171855	-16598.51	265.26509	34.30604	-80391.71	241.93319	55.555303	-330214	296.54163	31.279595	28371.177	172.96408
1300	23.018939	18497.586	30.308851	83.757192	-12450.04	268.51901	34.497546	-78671.58	243.28247	55.896747	-327427.6	298.72727	31.489857	29940.422	174.19499
1350	23.220301	19653.604	31.181397	85.283303	-8922.664	271.70884	34.678864	-76942.13	244.58785	56.216995	-324624.7	300.84291	31.698204	31520.131	175.38735
1400	23.412991	20819.471	32.023973	86.752028	-3922.664	274.83711	34.85041	-75203.86	245.85216	56.516951	-321806.3	302.89287	31.904543	33110.208	176.54387
1450	23.597337	21994.764	32.854205	88.165184	450.49387	277.90616	35.012592	-73457.24	247.07797	56.797499	-318973.3	304.88107	32.108781	34710.55	177.66701
1500	23.773659	23179.071	33.657185	89.524561	4892.9579	280.91816	35.165812	-71702.75	248.26756	57.059507	-316126.8	306.81106	32.310833	36321.05	178.7896
1550	23.942273	24372.001	34.439489	90.831923	9402.083	283.87511	35.310458	-69940.8	249.42302	57.30382	-313267.7	308.68606	32.510616	37941.596	179.82169
1600	24.103488	25573.175	35.20219	92.089011	13975.312	286.77888	35.446915	-68171.84	250.54625	57.551267	-310396.7	310.50902	32.708054	39572.073	180.85698
1650	24.257608	26782.232	35.946271	93.297539	18610.175	289.63124	35.575556	-66396.24	251.639	57.742654	-307514.8	312.28263	32.903074	41212.361	181.86646
1700	24.404931	27998.823	36.67637	94.455197	23304.285	292.43381	35.696746	-64614.41	252.70286	57.938771	-304622.7	314.00937	33.095608	42862.339	182.85158
1750	24.545749	29222.616	37.382123	95.576649	28055.341	295.18816	35.810842	-62626.69	253.73928	58.120387	-301721.2	315.69152	33.285592	44521.879	183.81368
1800	24.680348	30453.294	38.075499	96.648535	32861.124	297.89575	35.918192	-61033.43	254.74962	58.288252	-298810.9	317.33121	33.472969	46190.854	184.754

	C					CH4			CO			CO2			H2		
T(K)	Cpc	hc	sc	CPcuA	hcuA	scuA	CPco	hco	scu	CPco2	hco2	scu2	CPH2	hH2	scu2		
1850	24.809008	31690.552	38.753483	97.679468	37719.495	300.55798	36.019135	-59234.97	255.73514	58.443095	-295892.6	318.93039	33.657664	47869.132	185.673655		
1900	24.932004	32934.1	39.416741	98.670038	42628.398	303.17615	36.114002	-57431.62	256.69698	58.585629	-292966.8	320.49088	33.839686	49556.577	186.573666		
1950	25.049604	34183.663	40.065894	99.621807	47585.852	305.75155	36.203114	-55623.67	257.63622	58.716545	-290034.2	322.01439	34.018933	51253.054	187.454999		
2000	25.162072	35438.975	40.701524	100.536631	52589.958	308.28536	36.286786	-53811.4	258.55387	58.836515	-287095.3	323.5025	34.195382	52958.424	188.318511		
2050	25.269663	36699.789	41.324173	101.41507	57638.888	310.77874	36.365321	-51995.08	259.45086	58.946193	-284150.7	324.95669	34.368999	54672.545	189.165022		
2100	25.372628	37965.865	41.934355	102.25957	62730.894	313.2328	36.439016	-50174.95	260.32807	59.046211	-281200.9	326.37837	34.539753	56395.276	189.995288		
2150	25.471214	39236.978	42.532549	103.07127	67864.298	315.64859	36.508158	-48351.25	261.18632	59.137185	-278246.2	327.76884	34.707616	58126.473	190.809999		
2200	25.56566	40512.917	43.119209	103.8516	73037.498	318.02714	36.573025	-46524.2	262.02637	59.219708	-275287.3	329.12934	34.872567	59865.989	191.609887		
2250	25.656198	41793.479	43.694763	104.60199	78248.959	320.36944	36.633889	-44694.02	262.84896	59.294358	-272324.4	330.46102	35.034589	61613.68	192.395333		
2300	25.743056	43078.475	44.259616	105.32382	83497.221	322.67643	36.691011	-42860.88	263.65477	59.361689	-269358	331.765	35.19367	63369.399	193.167077		
2350	25.826456	44367.727	44.814151	106.01845	88780.888	324.94904	36.744642	-41024.97	264.44443	59.422239	-266388.3	333.04231	35.3498	65132.998	193.925633		
2400	25.906615	45661.067	45.358733	106.68721	94098.635	327.18815	36.795028	-39186.47	265.21856	59.476525	-263415.9	334.29393	35.502977	66904.33	194.671488		
2450	25.983742	46958.338	45.893706	107.33143	99449.2	329.39462	36.842404	-37345.52	265.97774	59.525044	-260440.8	335.5208	35.653202	68683.247	195.405077		
2500	26.058041	48259.394	46.4194	107.95238	104831.39	331.56929	36.886997	-35502.27	266.72251	59.568277	-257463.4	336.72381	35.80048	70469.601	196.126855		
2550	26.12971	49564.098	46.93613	108.55132	110244.07	333.71298	36.929024	-33656.86	267.45339	59.606682	-254484	337.9038	35.944823	72263.246	196.837233		
2600	26.198943	50872.324	47.444192	109.1295	115686.18	335.82647	36.968696	-31809.41	268.17087	59.640699	-251502.8	339.06159	36.086244	74064.035	197.536588		
2650	26.265925	52183.955	47.943874	109.68811	121156.69	337.91052	37.006213	-29960.03	268.87542	59.670748	-248520	340.19793	36.224764	75871.822	198.225288		
2700	26.330838	53498.883	48.435448	110.22836	126654.68	339.96589	37.041768	-28108.82	269.56748	59.697232	-245535.8	341.31355	36.360407	77686.463	198.903666		
2750	26.393857	54817.007	48.919176	110.7514	132179.24	341.99329	37.075545	-26255.88	270.24747	59.720531	-242550.4	342.40916	36.493201	79507.815	199.572066		
2800	26.45515	56138.239	49.395307	111.25835	137729.55	343.99344	37.107717	-24401.29	270.91581	59.741008	-239563.8	343.48542	36.623181	81335.736	200.230799		
2850	26.514881	57462.496	49.864081	111.75035	143304.83	345.96703	37.138452	-22545.13	271.57287	59.759007	-236576.3	344.54298	36.750383	83170.087	200.880133		
2900	26.573207	58789.704	50.3325728	112.22845	148904.36	347.91473	37.167907	-20687.47	272.21903	59.774851	-233588	345.58243	36.874852	85010.729	201.520377		
2950	26.630279	60119.796	50.78047	112.69374	154527.46	349.8372	37.196232	-18828.36	272.85464	59.788844	-230598.9	346.60437	36.996633	86857.527	202.151766		
3000	26.686244	61452.714	51.228519	113.14724	160173.53	351.73507	37.223566	-16967.86	273.48003	59.801272	-227609.1	347.60935	37.115779	88710.348	202.774577		

T(K)	H2O			NO			N2			OH			O2		
	CP _{H2O}	h _{H2O}	S _{H2O}	CP _{NO}	h _{NO}	S _{NO}	CP _{N2}	h _{N2}	S _{N2}	CP _{OH}	h _{OH}	S _{OH}	CP _{O2}	h _{O2}	S _{O2}
300	33.570152	-241746.9	188.90697	29.819725	90336.52	210.81526	29.120634	53.185462	191.67289	29.974419	39040.506	183.77258	29.364889	54.141052	205.21001
400	34.270798	-238357.1	198.65394	29.974024	93322.415	219.40409	29.241336	2969.2144	200.06097	29.657992	42020.577	192.3479	30.142568	3027.3735	213.75811
500	35.200655	-234885.1	206.39764	30.49237	96343.425	226.14313	29.585909	5908.92	206.6193	29.516119	44977.922	198.94761	31.091554	6088.3171	220.58447
600	36.284346	-231311.9	212.90942	31.212717	99427.587	231.76422	30.102545	8892.1367	212.05692	29.52655	47528.877	204.32781	32.068011	9246.5522	226.3399
700	37.462596	-227625.1	218.59026	32.00478	102588.32	236.63495	30.734926	11933.292	216.74363	29.667869	50887.594	208.88842	32.971113	12499.426	231.35244
800	38.692234	-223817.7	223.67257	32.770042	105827.61	240.95928	31.422232	15040.958	220.89231	29.919494	53866.127	212.86532	33.743049	15836.355	235.80714
900	39.946189	-219885.9	228.30211	33.441747	109139.18	244.85896	32.099135	18217.397	224.63284	30.261678	56874.511	216.40829	34.369017	19243.123	239.81901
1000	41.213496	-215828	232.57633	33.984905	112511.64	248.41171	32.695803	21458.115	228.04672	30.675509	59920.85	219.61755	34.87723	22706.185	243.46724
1050	41.879149	-213749.6	234.60573	34.204509	114216.46	250.07526	33.324762	23228.635	229.83297	31.232512	61540.734	221.2224	35.05777	24454.376	245.17533
1100	42.523819	-211639.4	236.56891	34.412881	115931.94	251.67131	33.609551	24902.032	231.38985	31.525022	63109.682	222.68209	35.234359	26211.696	246.81031
1150	43.147707	-209497.6	238.473	34.610465	117657.56	253.20542	33.883533	26589.396	232.88993	31.815332	64693.199	224.08985	35.40687	27977.744	248.38036
1200	43.751313	-207325	240.32218	34.797674	119392.81	254.68242	34.147747	28290.219	234.33762	32.103752	66291.183	225.45	35.57545	29752.318	249.89083
1250	44.335133	-205122.8	242.1201	34.974919	121137.17	256.10656	34.402424	30004.012	235.73679	32.390595	67903.548	226.76635	35.740237	31535.226	251.34645
1300	44.899658	-202891.8	243.87001	35.142597	122890.14	257.48159	34.647588	31730.309	237.09089	32.676168	69530.222	228.0423	35.90137	33326.281	252.75136
1350	45.44537	-200633.1	245.57483	35.301102	124651.27	258.81089	34.884853	33468.666	238.40299	32.960783	71171.149	229.28085	36.058982	35125.304	254.10925
1400	45.972747	-198347.6	247.23716	35.450818	126420.11	260.09744	35.113427	35218.657	239.67582	33.244747	72826.289	230.48469	36.213204	36932.122	255.42343
1450	46.482261	-196036.1	248.85934	35.592118	128196.21	261.34394	35.334107	36979.877	240.91187	33.52837	74495.618	231.65624	36.364161	38746.57	256.69684
1500	46.974377	-193699.6	250.44351	35.725373	129979.18	262.55284	35.547384	38751.942	242.11337	33.811959	76179.126	232.79769	36.511977	40568.486	257.93214
1550	47.449554	-191339	251.99158	35.85094	131768.62	263.72634	35.753342	40534.487	243.28233	34.095823	77876.818	233.911	36.656771	42397.717	259.13173
1600	47.908246	-188955	253.50533	35.969172	133564.16	264.86644	35.952653	42327.164	244.42062	34.380267	79588.718	234.99799	36.798658	44234.115	260.29779
1650	48.3509	-186548.4	254.98636	36.080411	135365.42	265.97499	36.145585	44129.646	245.52991	34.665599	81314.86	236.06029	36.937751	46077.536	261.43228
1700	48.777958	-184120.1	256.4616	36.184994	137177.09	267.05367	36.332495	45941.622	246.61175	34.952124	83055.297	237.09941	37.074157	47927.845	262.53701
1750	49.189854	-181670.9	257.85609	36.283246	138983.82	268.10402	36.513733	47762.801	247.66757	35.240149	84810.097	238.11674	37.207982	49784.909	263.61364
1800	49.587017	-179201.4	259.24741	36.375488	140800.31	269.12745	36.689641	49592.907	248.69867	35.529978	86579.342	239.11355	37.339327	51648.602	264.66367

T(K)	H2O			NO			N2			OH			O2		
	C_{p120}	h_{120}	S_{120}	C_{p0}	h_{0}	S_{0}	C_{p2}	h_{2}	S_{2}	C_{pOH}	h_{OH}	S_{OH}	C_{pO2}	h_{O2}	S_{O2}
1850	49.969871	-176712.4	260.6113	36.46203	142621.27	270.1253	36.860552	51431.682	249.70627	35.821916	88363.13	240.09101	37.46829	53518.802	265.68849
1900	50.338834	-174204.6	261.94884	36.543176	144446.42	271.09876	37.026793	53278.884	250.6915	36.116267	90161.574	241.05022	37.594963	55395.393	266.68939
1950	50.694315	-171678.8	263.26104	36.619219	146275.5	272.04899	37.188679	55134.288	251.65539	36.413335	91974.802	241.99219	37.719439	57278.262	267.66755
2000	51.036719	-169135.4	264.54885	36.690447	148108.26	272.97701	37.346521	56997.685	252.59892	36.713422	93802.958	242.91787	37.841803	59167.302	268.62407
2050	51.366447	-166575.3	265.81316	36.757138	149944.47	273.88382	37.50062	58868.878	253.52301	37.016831	95646.2	243.82814	37.962138	61062.408	269.55997
2100	51.683891	-163999	267.0548	36.819564	151783.91	274.77034	37.651268	60747.689	254.4285	37.323865	97504.702	244.72384	38.080525	62963.483	270.47619
2150	51.989437	-161407.1	268.27455	36.877885	153626.36	275.63741	37.79875	62633.952	255.31618	37.634825	99378.652	245.60572	38.197039	64870.43	271.37361
2200	52.283466	-158800.2	269.47315	36.932558	155471.64	276.48585	37.943343	64527.516	256.18682	37.950012	101268.25	246.47453	38.311752	66783.157	272.25306
2250	52.566353	-156178.9	270.6513	36.983827	157319.57	277.31641	38.085316	66428.243	257.04111	38.269727	103173.73	247.33094	38.424733	68701.576	273.1153
2300	52.838468	-153543.8	271.80965	37.031732	159169.97	278.12981	38.224928	68336.008	257.87971	38.59427	105095.31	248.17562	38.536047	70625.602	273.96106
2350	53.100171	-150895.3	272.94883	37.076603	161022.69	278.92671	38.362433	70250.7	258.70326	38.923941	107033.24	249.00915	38.645755	72555.154	274.791
2400	53.351821	-148233.9	274.06942	37.11866	162877.59	279.70774	38.498074	72172.22	259.51235	39.259039	108987.79	249.83214	38.753916	74490.152	275.60576
2450	53.593768	-145560.2	275.172	37.15812	164734.52	280.47351	38.632087	74100.481	260.30753	39.599862	110959.24	250.64513	38.860584	76430.521	276.40594
2500	53.826356	-142874.7	276.2571	37.195186	166593.36	281.22458	38.764701	76035.406	261.08934	39.946709	112947.88	251.44863	38.965808	78376.186	277.19209
2550	54.049924	-140177.8	277.32522	37.230058	168454	281.96149	38.896134	77976.931	261.85828	40.299877	114954.02	252.24316	39.069638	80327.078	277.96474
2600	54.264803	-137469.9	278.37686	37.262924	170316.33	282.68475	39.026598	79925.003	262.61484	40.659664	116977.98	253.02917	39.172114	82283.127	278.72439
2650	54.471322	-134751.4	279.41248	37.293967	172180.26	283.39484	39.156298	81879.578	263.35946	41.026367	119020.1	253.80714	39.273279	84244.268	279.47151
2700	54.669799	-132022.9	280.43253	37.323359	174045.7	284.09222	39.285428	83840.623	264.09257	41.400281	121080.73	254.57748	39.373167	86210.434	280.20655
2750	54.86055	-129284.6	281.43743	37.351267	175912.57	284.77733	39.414175	85808.115	264.81461	41.781702	123160.25	255.34062	39.471811	88181.564	280.92991
2800	55.043882	-126536.9	282.42759	37.377847	177780.8	285.45058	39.542719	87782.037	265.52595	42.170926	125259.03	256.09694	39.569241	90157.595	281.64201
2850	55.220098	-123780.3	283.40341	37.40325	179650.34	286.11238	39.671331	89762.386	266.22697	42.568248	127377.48	256.84685	39.665481	92138.468	282.34322
2900	55.389494	-121015	284.35526	37.427615	181521.11	286.7631	39.799873	91749.163	266.91804	42.973361	129516	257.59069	39.76054	94124.124	283.0339
2950	55.55236	-118241.5	285.31351	37.451076	183393.08	287.40311	39.928799	93742.378	267.59949	43.388359	131675.02	258.32882	39.854477	96114.504	283.71439
3000	55.70898	-115459.9	286.24851	37.473759	185266.21	288.03274	40.058157	95742.05	268.27166	43.811736	133854.98	259.06159	39.947265	98109.552	284.38501

Para determinar los valores de los calores específicos, entalpia y entropía mostradas anteriormente se utilizaron los coeficientes de la siguiente tabla.

Especie	Temperatura (K)	a ₁	a ₂	a ₃	a ₄	a ₅	a ₆	a ₇
C	300 - 1000	-0.393582	0.00603222	2.13E-07	-4.48E-09	2.23E-12	-100.4352	1.457854
	1000 - 5000	1.627266	0.00137261	-4.74E-07	7.85E-11	-4.69E-15	-755.5066	-9.458775
	300 - 1000	2.982465	0.0022277	8.35E-06	-4.83E-09	8.38E-14	-10026.89	4.404673
CH4	1000 - 5000	2.091612	0.0091304	-2.79E-06	4.02E-10	-2.02E-14	-10161.69	7.506917
	300 - 1000	3.7101	-0.0016191	3.69E-06	-2.03E-09	2.40E-13	-14356	2.9555
	1000 - 5000	2.9841	0.0014891	-5.79E-07	1.04E-10	-6.94E-15	-14245	6.3479
CO	300 - 1000	2.4008	0.0087351	-6.61E-06	2.00E-09	6.33E-16	-48378	0.96951
	1000 - 5000	4.4608	0.0030012	-1.24E-06	2.27E-10	-1.55E-14	-46961	0.93636
H2	300 - 1000	3.0574	267.65	-5.81E-06	5.52E-09	-1.81E-12	-988.9	-2.2997
	1000 - 5000	3.1002	0.00051119	5.29E-08	-3.49E-11	3.69E-15	-877.38	-1.9629
	300 - 1000	4.0701	-0.0011084	4.15E-06	-2.96E-09	8.07E-13	-30280	-0.3227
H2O	1000 - 5000	2.7168	0.0029451	-8.02E-07	1.02E-10	-4.85E-15	-29906	6.6305
	300 - 1000	4.045952	-0.00341818	7.98E-06	-6.11E-09	1.59E-12	9745.393	2.997499
	1000 - 5000	3.189	0.00133823	-5.29E-07	9.59E-11	-6.49E-15	9828.329	6.745813
N2	300 - 1000	3.6748	-0.0012082	2.32E-06	-6.32E-10	-2.26E-13	-1061.2	2.358
	1000 - 5000	2.8963	0.0015155	-5.32E-07	9.98E-11	-6.52E-15	-905.86	6.1615
	300 - 1000	3.873714	-0.00133938	1.63E-06	-5.21E-10	4.18E-14	3580.235	0.3420241
OH	1000 - 5000	2.889781	0.00100059	-2.20E-07	5.16E-11	-3.94E-16	3885.704	5.556843
	300 - 1000	3.6256	-0.0018782	7.06E-06	-6.76E-09	2.16E-12	-1047.5	4.3053
	1000 - 5000	3.622	0.00073618	-1.97E-07	3.62E-11	-2.90E-15	-1202	3.6151

Las propiedades dependen de la constante universal de los gases (R) y de la temperatura expresada en grados Kelvin (K) como se muestra en las siguientes expresiones:

$$\begin{aligned}\tilde{c}_{p,i} &= R \cdot (a_{1,i} + a_{2,i}T + a_{3,i}T^2 + a_{4,i}T^3 + a_{5,i}T^4) \\ h_i &= R \cdot \left(a_{1,i}T + a_{2,i}\frac{T^2}{2} + a_{3,i}\frac{T^3}{3} + a_{4,i}\frac{T^4}{4} + a_{5,i}\frac{T^5}{5} + a_{6,i} \right) \\ \tilde{s}_i &= R \cdot \left(a_{1,i}\ln(T) + a_{2,i}T + a_{3,i}\frac{T^2}{2} + a_{4,i}\frac{T^3}{3} + a_{5,i}\frac{T^4}{4} + a_{7,i} \right)\end{aligned}$$

Fuente: Appunti integrative di motori a combustione interna volumetrici [27]

A-4: Propiedades termodinámicas del agua saturada

Agua saturada. Tabla de temperaturas

Temp., T °C	Pres. sat., P_{sat} kPa	Volumen específico, m^3/kg		Energía interna, kJ/kg			Entalpía, kJ/kg			Entropía, $\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$		
		Líqu. sat., v_f	Vapor sat., v_g	Líqu. sat., u_f	Evap., u_{fg}	Vapor sat., u_g	Líqu. sat., h_f	Evap., h_{fg}	Vapor sat., h_g	Líqu. sat., s_f	Evap., s_{fg}	Vapor sat., s_g
0.01	0.6117	0.001000	206.00	0.000	2374.9	2374.9	0.001	2500.9	2500.9	0.0000	9.1556	9.1556
5	0.8725	0.001000	147.03	21.019	2360.8	2381.8	21.020	2489.1	2510.1	0.0763	8.9487	9.0249
10	1.2281	0.001000	106.32	42.020	2346.6	2388.7	42.022	2477.2	2519.2	0.1511	8.7488	8.8999
15	1.7057	0.001001	77.885	62.980	2332.5	2395.5	62.982	2465.4	2528.3	0.2245	8.5559	8.7803
20	2.3392	0.001002	57.762	83.913	2318.4	2402.3	83.915	2453.5	2537.4	0.2965	8.3696	8.6661
25	3.1698	0.001003	43.340	104.83	2304.3	2409.1	104.83	2441.7	2546.5	0.3672	8.1895	8.5567
30	4.2469	0.001004	32.879	125.73	2290.2	2415.9	125.74	2429.8	2555.6	0.4368	8.0152	8.4520
35	5.6291	0.001006	25.205	146.63	2276.0	2422.7	146.64	2417.9	2564.6	0.5051	7.8466	8.3517
40	7.3851	0.001008	19.515	167.53	2261.9	2429.4	167.53	2406.0	2573.5	0.5724	7.6832	8.2556
45	9.5953	0.001010	15.251	188.43	2247.7	2436.1	188.44	2394.0	2582.4	0.6386	7.5247	8.1633
50	12.352	0.001012	12.026	209.33	2233.4	2442.7	209.34	2382.0	2591.3	0.7038	7.3710	8.0748
55	15.763	0.001015	9.5639	230.24	2219.1	2449.3	230.26	2369.8	2600.1	0.7680	7.2218	7.9898
60	19.947	0.001017	7.6670	251.16	2204.7	2455.9	251.18	2357.7	2608.8	0.8313	7.0769	7.9082
65	25.043	0.001020	6.1935	272.09	2190.3	2462.4	272.12	2345.4	2617.5	0.8937	6.9360	7.8296
70	31.202	0.001023	5.0396	293.04	2175.8	2468.9	293.07	2333.0	2626.1	0.9551	6.7989	7.7540
75	38.597	0.001026	4.1291	313.99	2161.3	2475.3	314.03	2320.6	2634.6	1.0158	6.6655	7.6812
80	47.416	0.001029	3.4053	334.97	2146.6	2481.6	335.02	2308.0	2643.0	1.0756	6.5355	7.6111
85	57.868	0.001032	2.8261	355.96	2131.9	2487.8	356.02	2295.3	2651.4	1.1346	6.4089	7.5435
90	70.183	0.001036	2.3593	376.97	2117.0	2494.0	377.04	2282.5	2659.6	1.1929	6.2853	7.4782
95	84.609	0.001040	1.9808	398.00	2102.0	2500.1	398.09	2269.6	2667.6	1.2504	6.1647	7.4151
100	101.42	0.001043	1.6720	419.06	2087.0	2506.0	419.17	2256.4	2675.6	1.3072	6.0470	7.3542
105	120.90	0.001047	1.4186	440.15	2071.8	2511.9	440.28	2243.1	2683.4	1.3634	5.9319	7.2952
110	143.38	0.001052	1.2094	461.27	2056.4	2517.7	461.42	2229.7	2691.1	1.4188	5.8193	7.2382
115	169.18	0.001056	1.0360	482.42	2040.9	2523.3	482.59	2216.0	2698.6	1.4737	5.7092	7.1829
120	198.67	0.001060	0.89133	503.60	2025.3	2528.9	503.81	2202.1	2706.0	1.5279	5.6013	7.1292
125	232.23	0.001065	0.77012	524.83	2009.5	2534.3	525.07	2188.1	2713.1	1.5816	5.4956	7.0771
130	270.28	0.001070	0.66808	546.10	1993.4	2539.5	546.38	2173.7	2720.1	1.6346	5.3919	7.0265
135	313.22	0.001075	0.58179	567.41	1977.3	2544.7	567.75	2159.1	2726.9	1.6872	5.2901	6.9773
140	361.53	0.001080	0.50850	588.77	1960.9	2549.6	589.16	2144.3	2733.5	1.7392	5.1901	6.9294
145	415.68	0.001085	0.44600	610.19	1944.2	2554.4	610.64	2129.2	2739.8	1.7908	5.0919	6.8827
150	476.16	0.001091	0.39248	631.66	1927.4	2559.1	632.18	2113.8	2745.9	1.8418	4.9953	6.8371
155	543.49	0.001096	0.34648	653.19	1910.3	2563.5	653.79	2098.0	2751.8	1.8924	4.9002	6.7927
160	618.23	0.001102	0.30680	674.79	1893.0	2567.8	675.47	2082.0	2757.5	1.9426	4.8066	6.7492
165	700.93	0.001108	0.27244	696.46	1875.4	2571.9	697.24	2065.6	2762.8	1.9923	4.7143	6.7067
170	792.18	0.001114	0.24260	718.20	1857.5	2575.7	719.08	2048.8	2767.9	2.0417	4.6233	6.6650
175	892.60	0.001121	0.21659	740.02	1839.4	2579.4	741.02	2031.7	2772.7	2.0906	4.5335	6.6242
180	1002.8	0.001127	0.19384	761.92	1820.9	2582.8	763.05	2014.2	2777.2	2.1392	4.4448	6.5841
185	1123.5	0.001134	0.17390	783.91	1802.1	2586.0	785.19	1996.2	2781.4	2.1875	4.3572	6.5447
190	1255.2	0.001141	0.15636	806.00	1783.0	2589.0	807.43	1977.9	2785.3	2.2355	4.2705	6.5059
195	1398.8	0.001149	0.14089	828.18	1763.6	2591.7	829.78	1959.0	2788.8	2.2831	4.1847	6.4678
200	1554.9	0.001157	0.12721	850.46	1743.7	2594.2	852.26	1939.8	2792.0	2.3305	4.0997	6.4302

Agua saturada. Tabla de temperaturas (conclusión)

Temp., T °C	Pres. sat., P_{sat} kPa	Volumen específico, m^3/kg		Energía interna, kJ/kg			Entalpía, kJ/kg			Entropía, $\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$		
		Líquido, sat., v_f	Vapor, sat., v_g	Líquido, sat., u_f	Evapor., u_{fg}	Vapor, sat., u_g	Líquido, sat., h_f	Evapor., h_{fg}	Vapor, sat., h_g	Líquido, sat., s_f	Evapor., s_{fg}	Vapor, sat., s_g
205	1724.3	0.001164	0.11508	872.86	1723.5	2596.4	874.87	1920.0	2794.8	2.3776	4.0154	6.3930
210	1907.7	0.001173	0.10429	895.38	1702.9	2598.3	897.61	1899.7	2797.3	2.4245	3.9318	6.3563
215	2105.9	0.001181	0.094680	918.02	1681.9	2599.9	920.50	1878.8	2799.3	2.4712	3.8489	6.3200
220	2319.6	0.001190	0.086094	940.79	1660.5	2601.3	943.55	1857.4	2801.0	2.5176	3.7664	6.2840
225	2549.7	0.001199	0.078405	963.70	1638.6	2602.3	966.76	1835.4	2802.2	2.5639	3.6844	6.2483
230	2797.1	0.001209	0.071505	986.76	1616.1	2602.9	990.14	1812.8	2802.9	2.6100	3.6028	6.2128
235	3062.6	0.001219	0.065300	1010.0	1593.2	2603.2	1013.7	1789.5	2803.2	2.6560	3.5216	6.1775
240	3347.0	0.001229	0.059707	1033.4	1569.8	2603.1	1037.5	1765.5	2803.0	2.7018	3.4405	6.1424
245	3651.2	0.001240	0.054656	1056.9	1545.7	2602.7	1061.5	1740.8	2802.2	2.7476	3.3596	6.1072
250	3976.2	0.001252	0.050085	1080.7	1521.1	2601.8	1085.7	1715.3	2801.0	2.7933	3.2788	6.0721
255	4322.9	0.001263	0.045941	1104.7	1495.8	2600.5	1110.1	1689.0	2799.1	2.8390	3.1979	6.0369
260	4692.3	0.001276	0.042175	1128.8	1469.9	2598.7	1134.8	1661.8	2796.6	2.8847	3.1169	6.0017
265	5085.3	0.001289	0.038748	1153.3	1443.2	2596.5	1159.8	1633.7	2793.5	2.9304	3.0358	5.9662
270	5503.0	0.001303	0.035622	1177.9	1415.7	2593.7	1185.1	1604.6	2789.7	2.9762	2.9542	5.9305
275	5946.4	0.001317	0.032767	1202.9	1387.4	2590.3	1210.7	1574.5	2785.2	3.0221	2.8723	5.8944
280	6416.6	0.001333	0.030153	1228.2	1358.2	2586.4	1236.7	1543.2	2779.9	3.0681	2.7898	5.8579
285	6914.6	0.001349	0.027756	1253.7	1328.1	2581.8	1263.1	1510.7	2773.7	3.1144	2.7066	5.8210
290	7441.8	0.001366	0.025554	1279.7	1296.9	2576.5	1289.8	1476.9	2766.7	3.1608	2.6225	5.7834
295	7999.0	0.001384	0.023528	1306.0	1264.5	2570.5	1317.1	1441.6	2758.7	3.2076	2.5374	5.7450
300	8587.9	0.001404	0.021659	1332.7	1230.9	2563.6	1344.8	1404.8	2749.6	3.2548	2.4511	5.7059
305	9209.4	0.001425	0.019932	1360.0	1195.9	2555.8	1373.1	1366.3	2739.4	3.3024	2.3633	5.6657
310	9865.0	0.001447	0.018333	1387.7	1159.3	2547.1	1402.0	1325.9	2727.9	3.3506	2.2737	5.6243
315	10,556	0.001472	0.016849	1416.1	1121.1	2537.2	1431.6	1283.4	2715.0	3.3994	2.1821	5.5816
320	11,284	0.001499	0.015470	1445.1	1080.9	2526.0	1462.0	1238.5	2700.6	3.4491	2.0881	5.5372
325	12,051	0.001528	0.014183	1475.0	1038.5	2513.4	1493.4	1191.0	2684.3	3.4998	1.9911	5.4908
330	12,858	0.001560	0.012979	1505.7	993.5	2499.2	1525.8	1140.3	2666.0	3.5516	1.8906	5.4422
335	13,707	0.001597	0.011848	1537.5	945.5	2483.0	1559.4	1086.0	2645.4	3.6050	1.7857	5.3907
340	14,601	0.001638	0.010783	1570.7	893.8	2464.5	1594.6	1027.4	2622.0	3.6602	1.6756	5.3358
345	15,541	0.001685	0.009772	1605.5	837.7	2443.2	1631.7	963.4	2595.1	3.7179	1.5585	5.2765
350	16,529	0.001741	0.008806	1642.4	775.9	2418.3	1671.2	892.7	2563.9	3.7788	1.4326	5.2114
355	17,570	0.001808	0.007872	1682.2	706.4	2388.6	1714.0	812.9	2526.9	3.8442	1.2942	5.1384
360	18,666	0.001895	0.006950	1726.2	625.7	2351.9	1761.5	720.1	2481.6	3.9165	1.1373	5.0537
365	19,822	0.002015	0.006009	1777.2	526.4	2303.6	1817.2	605.5	2422.7	4.0004	0.9489	4.9493
370	21,044	0.002217	0.004953	1844.5	385.6	2230.1	1891.2	443.1	2334.3	4.1119	0.6890	4.8009
373.95	22,064	0.003106	0.003106	2015.7	0	2015.7	2084.3	0	2084.3	4.4070	0	4.4070

Agua saturada. Tabla de presiones

Pres., P kPa	Temp. sat., T_{sat} °C	Volumen específico, m^3/kg		Energía interna, kJ/kg			Entalpía, kJ/kg			Entropía, $\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$		
		Líqu. sat., v_f	Vapor sat., v_g	Líqu. sat., u_f	Evap., u_{fg}	Vapor sat., u_g	Líqu. sat., h_f	Evap., h_{fg}	Vapor sat., h_g	Líqu. sat., s_f	Evap., s_{fg}	Vapor sat., s_g
1.0	6.97	0.001000	129.19	29.302	2355.2	2384.5	29.303	2484.4	2513.7	0.1059	8.8690	8.9749
1.5	13.02	0.001001	87.964	54.686	2338.1	2392.8	54.688	2470.1	2524.7	0.1956	8.6314	8.8270
2.0	17.50	0.001001	66.990	73.431	2325.5	2398.9	73.433	2459.5	2532.9	0.2606	8.4621	8.7227
2.5	21.08	0.001002	54.242	88.422	2315.4	2403.8	88.424	2451.0	2539.4	0.3118	8.3302	8.6421
3.0	24.08	0.001003	45.654	100.98	2306.9	2407.9	100.98	2443.9	2544.8	0.3543	8.2222	8.5765
4.0	28.96	0.001004	34.791	121.39	2293.1	2414.5	121.39	2432.3	2553.7	0.4224	8.0510	8.4734
5.0	32.87	0.001005	28.185	137.75	2282.1	2419.8	137.75	2423.0	2560.7	0.4762	7.9176	8.3938
7.5	40.29	0.001008	19.233	168.74	2261.1	2429.8	168.75	2405.3	2574.0	0.5763	7.6738	8.2501
10	45.81	0.001010	14.670	191.79	2245.4	2437.2	191.81	2392.1	2583.9	0.6492	7.4996	8.1488
15	53.97	0.001014	10.020	225.93	2222.1	2448.0	225.94	2372.3	2598.3	0.7549	7.2522	8.0071
20	60.06	0.001017	7.6481	251.40	2204.6	2456.0	251.42	2357.5	2608.9	0.8320	7.0752	7.9073
25	64.96	0.001020	6.2034	271.93	2190.4	2462.4	271.96	2345.5	2617.5	0.8932	6.9370	7.8302
30	69.09	0.001022	5.2287	289.24	2178.5	2467.7	289.27	2335.3	2624.6	0.9441	6.8234	7.7675
40	75.86	0.001026	3.9933	317.58	2158.8	2476.3	317.62	2318.4	2636.1	1.0261	6.6430	7.6691
50	81.32	0.001030	3.2403	340.49	2142.7	2483.2	340.54	2304.7	2645.2	1.0912	6.5019	7.5931
75	91.76	0.001037	2.2172	384.36	2111.8	2496.1	384.44	2278.0	2662.4	1.2132	6.2426	7.4558
100	99.61	0.001043	1.6941	417.40	2088.2	2505.6	417.51	2257.5	2675.0	1.3028	6.0562	7.3589
101.325	99.97	0.001043	1.6734	418.95	2087.0	2506.0	419.06	2256.5	2675.6	1.3069	6.0476	7.3545
125	105.97	0.001048	1.3750	444.23	2068.8	2513.0	444.36	2240.6	2684.9	1.3741	5.9100	7.2841
150	111.35	0.001053	1.1594	466.97	2052.3	2519.2	467.13	2226.0	2693.1	1.4337	5.7894	7.2231
175	116.04	0.001057	1.0037	486.82	2037.7	2524.5	487.01	2213.1	2700.2	1.4850	5.6865	7.1716
200	120.21	0.001061	0.88578	504.50	2024.6	2529.1	504.71	2201.6	2706.3	1.5302	5.5968	7.1270
225	123.97	0.001064	0.79329	520.47	2012.7	2533.2	520.71	2191.0	2711.7	1.5706	5.5171	7.0877
250	127.41	0.001067	0.71873	535.08	2001.8	2536.8	535.35	2181.2	2716.5	1.6072	5.4453	7.0525
275	130.58	0.001070	0.65732	548.57	1991.6	2540.1	548.86	2172.0	2720.9	1.6408	5.3800	7.0207
300	133.52	0.001073	0.60582	561.11	1982.1	2543.2	561.43	2163.5	2724.9	1.6717	5.3200	6.9917
325	136.27	0.001076	0.56199	572.84	1973.1	2545.9	573.19	2155.4	2728.6	1.7005	5.2645	6.9650
350	138.86	0.001079	0.52422	583.89	1964.6	2548.5	584.26	2147.7	2732.0	1.7274	5.2128	6.9402
375	141.30	0.001081	0.49133	594.32	1956.6	2550.9	594.73	2140.4	2735.1	1.7526	5.1645	6.9171
400	143.61	0.001084	0.46242	604.22	1948.9	2553.1	604.66	2133.4	2738.1	1.7765	5.1191	6.8955
450	147.90	0.001088	0.41392	622.65	1934.5	2557.1	623.14	2120.3	2743.4	1.8205	5.0356	6.8561
500	151.83	0.001093	0.37483	639.54	1921.2	2560.7	640.09	2108.0	2748.1	1.8604	4.9603	6.8207
550	155.46	0.001097	0.34261	655.16	1908.8	2563.9	655.77	2096.6	2752.4	1.8970	4.8916	6.7886
600	158.83	0.001101	0.31560	669.72	1897.1	2566.8	670.38	2085.8	2756.2	1.9308	4.8285	6.7593
650	161.98	0.001104	0.29260	683.37	1886.1	2569.4	684.08	2075.5	2759.6	1.9623	4.7699	6.7322
700	164.95	0.001108	0.27278	696.23	1875.6	2571.8	697.00	2065.8	2762.8	1.9918	4.7153	6.7071
750	167.75	0.001111	0.25552	708.40	1865.6	2574.0	709.24	2056.4	2765.7	2.0195	4.6642	6.6837

Agua saturada. Tabla de presiones (conclusión)

Pres., <i>P</i> kPa	Temp. sat., <i>T</i> _{sat} °C	Volumen específico, <i>m</i> ³ /kg		Energía interna, kJ/kg			Entalpía, kJ/kg			Entropía, kJ/kg · K		
		Líqu. sat., <i>v</i> _f	Vapor sat., <i>v</i> _g	Líqu. sat., <i>u</i> _f	Evap., <i>u</i> _{fg}	Vapor sat., <i>u</i> _g	Líqu. sat., <i>h</i> _f	Evap., <i>h</i> _{fg}	Vapor sat., <i>h</i> _g	Líqu. sat., <i>s</i> _f	Evap., <i>s</i> _{fg}	Vapor sat., <i>s</i> _g
800	170.41	0.001115	0.24035	719.97	1856.1	2576.0	720.87	2047.5	2768.3	2.0457	4.6160	6.6616
850	172.94	0.001118	0.22690	731.00	1846.9	2577.9	731.95	2038.8	2770.8	2.0705	4.5705	6.6409
900	175.35	0.001121	0.21489	741.55	1838.1	2579.6	742.56	2030.5	2773.0	2.0941	4.5273	6.6213
950	177.66	0.001124	0.20411	751.67	1829.6	2581.3	752.74	2022.4	2775.2	2.1166	4.4862	6.6027
1000	179.88	0.001127	0.19436	761.39	1821.4	2582.8	762.51	2014.6	2777.1	2.1381	4.4470	6.5850
1100	184.06	0.001133	0.17745	779.78	1805.7	2585.5	781.03	1999.6	2780.7	2.1785	4.3735	6.5520
1200	187.96	0.001138	0.16326	796.96	1790.9	2587.8	798.33	1985.4	2783.8	2.2159	4.3058	6.5217
1300	191.60	0.001144	0.15119	813.10	1776.8	2589.9	814.59	1971.9	2786.5	2.2508	4.2428	6.4936
1400	195.04	0.001149	0.14078	828.35	1763.4	2591.8	829.96	1958.9	2788.9	2.2835	4.1840	6.4675
1500	198.29	0.001154	0.13171	842.82	1750.6	2593.4	844.55	1946.4	2791.0	2.3143	4.1287	6.4430
1750	205.72	0.001166	0.11344	876.12	1720.6	2597.7	878.16	1917.1	2795.2	2.3844	4.0033	6.3877
2000	212.38	0.001177	0.099587	906.12	1693.0	2599.1	908.47	1889.8	2798.3	2.4467	3.8923	6.3390
2250	218.41	0.001187	0.088717	933.54	1667.3	2600.9	936.21	1864.3	2800.5	2.5029	3.7926	6.2954
2500	223.95	0.001197	0.079952	958.87	1643.2	2602.1	961.87	1840.1	2801.9	2.5542	3.7016	6.2558
3000	233.85	0.001217	0.066667	1004.6	1598.5	2603.2	1008.3	1794.9	2803.2	2.6454	3.5402	6.1856
3500	242.56	0.001235	0.057061	1045.4	1557.6	2603.0	1049.7	1753.0	2802.7	2.7253	3.3991	6.1244
4000	250.35	0.001252	0.049779	1082.4	1519.3	2601.7	1087.4	1713.5	2800.8	2.7966	3.2731	6.0696
5000	263.94	0.001286	0.039448	1148.1	1448.9	2597.0	1154.5	1639.7	2794.2	2.9207	3.0530	5.9737
6000	275.59	0.001319	0.032449	1205.8	1384.1	2589.9	1213.8	1570.9	2784.6	3.0275	2.8627	5.8902
7000	285.83	0.001352	0.027378	1258.0	1323.0	2581.0	1267.5	1505.2	2772.6	3.1220	2.6927	5.8148
8000	295.01	0.001384	0.023525	1306.0	1264.5	2570.5	1317.1	1441.6	2758.7	3.2077	2.5373	5.7450
9000	303.35	0.001418	0.020489	1350.9	1207.6	2558.5	1363.7	1379.3	2742.9	3.2866	2.3925	5.6791
10,000	311.00	0.001452	0.018028	1393.3	1151.8	2545.2	1407.8	1317.6	2725.5	3.3603	2.2556	5.6159
11,000	318.08	0.001488	0.015988	1433.9	1096.6	2530.4	1450.2	1256.1	2706.3	3.4299	2.1245	5.5544
12,000	324.68	0.001526	0.014264	1473.0	1041.3	2514.3	1491.3	1194.1	2685.4	3.4964	1.9975	5.4939
13,000	330.85	0.001566	0.012781	1511.0	985.5	2496.6	1531.4	1131.3	2662.7	3.5606	1.8730	5.4336
14,000	336.67	0.001610	0.011487	1548.4	928.7	2477.1	1571.0	1067.0	2637.9	3.6232	1.7497	5.3728
15,000	342.16	0.001657	0.010341	1585.5	870.3	2455.7	1610.3	1000.5	2610.8	3.6848	1.6261	5.3108
16,000	347.36	0.001710	0.009312	1622.6	809.4	2432.0	1649.9	931.1	2581.0	3.7461	1.5005	5.2466
17,000	352.29	0.001770	0.008374	1660.2	745.1	2405.4	1690.3	857.4	2547.7	3.8082	1.3709	5.1791
18,000	356.99	0.001840	0.007504	1699.1	675.9	2375.0	1732.2	777.8	2510.0	3.8720	1.2343	5.1064
19,000	361.47	0.001926	0.006677	1740.3	598.9	2339.2	1776.8	689.2	2466.0	3.9396	1.0860	5.0256
20,000	365.75	0.002038	0.005862	1785.8	509.0	2294.8	1826.6	585.5	2412.1	4.0146	0.9164	4.9310
21,000	369.83	0.002207	0.004994	1841.6	391.9	2233.5	1888.0	450.4	2338.4	4.1071	0.7005	4.8076
22,000	373.71	0.002703	0.003644	1951.7	140.8	2092.4	2011.1	161.5	2172.6	4.2942	0.2496	4.5439
22,064	373.95	0.003106	0.003106	2015.7	0	2015.7	2084.3	0	2084.3	4.4070	0	4.4070

A-5: Propiedades termodinámicas de vapor sobrecalentado

Vapor de agua sobrecalentado

T °C	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K
$P = 0.01 \text{ MPa (45.81°C)*}$					$P = 0.05 \text{ MPa (81.32°C)}$				$P = 0.10 \text{ MPa (99.61°C)}$			
Sat. [†]	14.670	2437.2	2583.9	8.1488	3.2403	2483.2	2645.2	7.5931	1.6941	2505.6	2675.0	7.3589
50	14.867	2443.3	2592.0	8.1741								
100	17.196	2515.5	2687.5	8.4489	3.4187	2511.5	2682.4	7.6953	1.6959	2506.2	2675.8	7.3611
150	19.513	2587.9	2783.0	8.6893	3.8897	2585.7	2780.2	7.9413	1.9367	2582.9	2776.6	7.6148
200	21.826	2661.4	2879.6	8.9049	4.3562	2660.0	2877.8	8.1592	2.1724	2658.2	2875.5	7.8356
250	24.136	2736.1	2977.5	9.1015	4.8206	2735.1	2976.2	8.3568	2.4062	2733.9	2974.5	8.0346
300	26.446	2812.3	3076.7	9.2827	5.2841	2811.6	3075.8	8.5387	2.6389	2810.7	3074.5	8.2172
400	31.063	2969.3	3280.0	9.6094	6.2094	2968.9	3279.3	8.8659	3.1027	2968.3	3278.6	8.5452
500	35.680	3132.9	3489.7	9.8998	7.1338	3132.6	3489.3	9.1566	3.5655	3132.2	3488.7	8.8362
600	40.296	3303.3	3706.3	10.1631	8.0577	3303.1	3706.0	9.4201	4.0279	3302.8	3705.6	9.0999
700	44.911	3480.8	3929.9	10.4056	8.9813	3480.6	3929.7	9.6626	4.4900	3480.4	3929.4	9.3424
800	49.527	3665.4	4160.6	10.6312	9.9047	3665.2	4160.4	9.8883	4.9519	3665.0	4160.2	9.5682
900	54.143	3856.9	4398.3	10.8429	10.8280	3856.8	4398.2	10.1000	5.4137	3856.7	4398.0	9.7800
1000	58.758	4055.3	4642.8	11.0429	11.7513	4055.2	4642.7	10.3000	5.8755	4055.0	4642.6	9.9800
1100	63.373	4260.0	4893.8	11.2326	12.6745	4259.9	4893.7	10.4897	6.3372	4259.8	4893.6	10.1698
1200	67.989	4470.9	5150.8	11.4132	13.5977	4470.8	5150.7	10.6704	6.7988	4470.7	5150.6	10.3504
1300	72.604	4687.4	5413.4	11.5857	14.5209	4687.3	5413.3	10.8429	7.2605	4687.2	5413.3	10.5229
$P = 0.20 \text{ MPa (120.21°C)}$					$P = 0.30 \text{ MPa (133.52°C)}$				$P = 0.40 \text{ MPa (143.61°C)}$			
Sat.	0.88578	2529.1	2706.3	7.1270	0.60582	2543.2	2724.9	6.9917	0.46242	2553.1	2738.1	6.8955
150	0.95986	2577.1	2769.1	7.2810	0.63402	2571.0	2761.2	7.0792	0.47088	2564.4	2752.8	6.9306
200	1.08049	2654.6	2870.7	7.5081	0.71643	2651.0	2865.9	7.3132	0.53434	2647.2	2860.9	7.1723
250	1.19890	2731.4	2971.2	7.7100	0.79645	2728.9	2967.9	7.5180	0.59520	2726.4	2964.5	7.3804
300	1.31623	2808.8	3072.1	7.8941	0.87535	2807.0	3069.6	7.7037	0.65489	2805.1	3067.1	7.5677
400	1.54934	2967.2	3277.0	8.2236	1.03155	2966.0	3275.5	8.0347	0.77265	2964.9	3273.9	7.9003
500	1.78142	3131.4	3487.7	8.5153	1.18672	3130.6	3486.6	8.3271	0.88936	3129.8	3485.5	8.1933
600	2.01302	3302.2	3704.8	8.7793	1.34139	3301.6	3704.0	8.5915	1.00558	3301.0	3703.3	8.4580
700	2.24434	3479.9	3928.8	9.0221	1.49580	3479.5	3928.2	8.8345	1.12152	3479.0	3927.6	8.7012
800	2.47550	3664.7	4159.8	9.2479	1.65004	3664.3	4159.3	9.0605	1.23730	3663.9	4158.9	8.9274
900	2.70656	3856.3	4397.7	9.4598	1.80417	3856.0	4397.3	9.2725	1.35298	3855.7	4396.9	9.1394
1000	2.93755	4054.8	4642.3	9.6599	1.95824	4054.5	4642.0	9.4726	1.46859	4054.3	4641.7	9.3396
1100	3.16848	4259.6	4893.3	9.8497	2.11226	4259.4	4893.1	9.6624	1.58414	4259.2	4892.9	9.5295
1200	3.39938	4470.5	5150.4	10.0304	2.26624	4470.3	5150.2	9.8431	1.69966	4470.2	5150.0	9.7102
1300	3.63026	4687.1	5413.1	10.2029	2.42019	4686.9	5413.0	10.0157	1.81516	4686.7	5412.8	9.8828
$P = 0.50 \text{ MPa (151.83°C)}$					$P = 0.60 \text{ MPa (158.83°C)}$				$P = 0.80 \text{ MPa (170.41°C)}$			
Sat.	0.37483	2560.7	2748.1	6.8207	0.31560	2566.8	2756.2	6.7593	0.24035	2576.0	2768.3	6.6616
200	0.42503	2643.3	2855.8	7.0610	0.35212	2639.4	2850.6	6.9683	0.26088	2631.1	2839.8	6.8177
250	0.47443	2723.8	2961.0	7.2725	0.39390	2721.2	2957.6	7.1833	0.29321	2715.9	2950.4	7.0402
300	0.52261	2803.3	3064.6	7.4614	0.43442	2801.4	3062.0	7.3740	0.32416	2797.5	3056.9	7.2345
350	0.57015	2883.0	3168.1	7.6346	0.47428	2881.6	3166.1	7.5481	0.35442	2878.6	3162.2	7.4107
400	0.61731	2963.7	3272.4	7.7956	0.51374	2962.5	3270.8	7.7097	0.38429	2960.2	3267.7	7.5735
500	0.71095	3129.0	3484.5	8.0893	0.59200	3128.2	3483.4	8.0041	0.44332	3126.6	3481.3	7.8692
600	0.80409	3300.4	3702.5	8.3544	0.66976	3299.8	3701.7	8.2695	0.50186	3298.7	3700.1	8.1354
700	0.89696	3478.6	3927.0	8.5978	0.74725	3478.1	3926.4	8.5132	0.56011	3477.2	3925.3	8.3794
800	0.98966	3663.6	4158.4	8.8240	0.82457	3663.2	4157.9	8.7395	0.61820	3662.5	4157.0	8.6061
900	1.08227	3855.4	4396.6	9.0362	0.90179	3855.1	4396.2	8.9518	0.67619	3854.5	4395.5	8.8185
1000	1.17480	4054.0	4641.4	9.2364	0.97893	4053.8	4641.1	9.1521	0.73411	4053.3	4640.5	9.0189
1100	1.26728	4259.0	4892.6	9.4263	1.05603	4258.8	4892.4	9.3420	0.79197	4258.3	4891.9	9.2090
1200	1.35972	4470.0	5149.8	9.6071	1.13309	4469.8	5149.6	9.5229	0.84980	4469.4	5149.3	9.3898
1300	1.45214	4686.6	5412.6	9.7797	1.21012	4686.4	5412.5	9.6955	0.90761	4686.1	5412.2	9.5625

Vapor de agua sobrecalentado (continuación)

T °C	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K		
$P = 1.00 \text{ MPa (179.88 °C)}$					$P = 1.20 \text{ MPa (187.96 °C)}$					$P = 1.40 \text{ MPa (195.04 °C)}$				
Sat.	0.19437	2582.8	2777.1	6.5850	0.16326	2587.8	2783.8	6.5217	0.14078	2591.8	2788.9	6.4675		
200	0.20602	2622.3	2828.3	6.6956	0.16934	2612.9	2816.1	6.5909	0.14303	2602.7	2803.0	6.4975		
250	0.23275	2710.4	2943.1	6.9265	0.19241	2704.7	2935.6	6.8313	0.16356	2698.9	2927.9	6.7488		
300	0.25799	2793.7	3051.6	7.1246	0.21386	2789.7	3046.3	7.0335	0.18233	2785.7	3040.9	6.9553		
350	0.28250	2875.7	3158.2	7.3029	0.23455	2872.7	3154.2	7.2139	0.20029	2869.7	3150.1	7.1379		
400	0.30661	2957.9	3264.5	7.4670	0.25482	2955.5	3261.3	7.3793	0.21782	2953.1	3258.1	7.3046		
500	0.35411	3125.0	3479.1	7.7642	0.29464	3123.4	3477.0	7.6779	0.25216	3121.8	3474.8	7.6047		
600	0.40111	3297.5	3698.6	8.0311	0.33395	3296.3	3697.0	7.9456	0.28597	3295.1	3695.5	7.8730		
700	0.44783	3476.3	3924.1	8.2755	0.37297	3475.3	3922.9	8.1904	0.31951	3474.4	3921.7	8.1183		
800	0.49438	3661.7	4156.1	8.5024	0.41184	3661.0	4155.2	8.4176	0.35288	3660.3	4154.3	8.3458		
900	0.54083	3853.9	4394.8	8.7150	0.45059	3853.3	4394.0	8.6303	0.38614	3852.7	4393.3	8.5587		
1000	0.58721	4052.7	4640.0	8.9155	0.48928	4052.2	4639.4	8.8310	0.41933	4051.7	4638.8	8.7595		
1100	0.63354	4257.9	4891.4	9.1057	0.52792	4257.5	4891.0	9.0212	0.45247	4257.0	4890.5	8.9497		
1200	0.67983	4469.0	5148.9	9.2866	0.56652	4468.7	5148.5	9.2022	0.48558	4468.3	5148.1	9.1308		
1300	0.72610	4685.8	5411.9	9.4593	0.60509	4685.5	5411.6	9.3750	0.51866	4685.1	5411.3	9.3036		
$P = 1.60 \text{ MPa (201.37 °C)}$					$P = 1.80 \text{ MPa (207.11 °C)}$					$P = 2.00 \text{ MPa (212.38 °C)}$				
Sat.	0.12374	2594.8	2792.8	6.4200	0.11037	2597.3	2795.9	6.3775	0.09959	2599.1	2798.3	6.3390		
225	0.13293	2645.1	2857.8	6.5537	0.11678	2637.0	2847.2	6.4825	0.10381	2628.5	2836.1	6.4160		
250	0.14190	2692.9	2919.9	6.6753	0.12502	2686.7	2911.7	6.6088	0.11150	2680.3	2903.3	6.5475		
300	0.15866	2781.6	3035.4	6.8864	0.14025	2777.4	3029.9	6.8246	0.12551	2773.2	3024.2	6.7684		
350	0.17459	2866.6	3146.0	7.0713	0.15460	2863.6	3141.9	7.0120	0.13860	2860.5	3137.7	6.9583		
400	0.19007	2950.8	3254.9	7.2394	0.16849	2948.3	3251.6	7.1814	0.15122	2945.9	3248.4	7.1292		
500	0.22029	3120.1	3472.6	7.5410	0.19551	3118.5	3470.4	7.4845	0.17568	3116.9	3468.3	7.4337		
600	0.24999	3293.9	3693.9	7.8101	0.22200	3292.7	3692.3	7.7543	0.19962	3291.5	3690.7	7.7043		
700	0.27941	3473.5	3920.5	8.0558	0.24822	3472.6	3919.4	8.0005	0.22326	3471.7	3918.2	7.9509		
800	0.30865	3659.5	4153.4	8.2834	0.27426	3658.8	4152.4	8.2284	0.24674	3658.0	4151.5	8.1791		
900	0.33780	3852.1	4392.6	8.4965	0.30020	3851.5	4391.9	8.4417	0.27012	3850.9	4391.1	8.3925		
1000	0.36687	4051.2	4638.2	8.6974	0.32606	4050.7	4637.6	8.6427	0.29342	4050.2	4637.1	8.5936		
1100	0.39589	4256.6	4890.0	8.8878	0.35188	4256.2	4889.6	8.8331	0.31667	4255.7	4889.1	8.7842		
1200	0.42488	4467.9	5147.7	9.0689	0.37766	4467.6	5147.3	9.0143	0.33989	4467.2	5147.0	8.9654		
1300	0.45383	4684.8	5410.9	9.2418	0.40341	4684.5	5410.6	9.1872	0.36308	4684.2	5410.3	9.1384		
$P = 2.50 \text{ MPa (223.95 °C)}$					$P = 3.00 \text{ MPa (233.85 °C)}$					$P = 3.50 \text{ MPa (242.56 °C)}$				
Sat.	0.07995	2602.1	2801.9	6.2558	0.06667	2603.2	2803.2	6.1856	0.05706	2603.0	2802.7	6.1244		
225	0.08026	2604.8	2805.5	6.2629										
250	0.08705	2663.3	2880.9	6.4107	0.07063	2644.7	2856.5	6.2893	0.05876	2624.0	2829.7	6.1764		
300	0.09894	2762.2	3009.6	6.6459	0.08118	2750.8	2994.3	6.5412	0.06845	2738.8	2978.4	6.4484		
350	0.10979	2852.5	3127.0	6.8424	0.09056	2844.4	3116.1	6.7450	0.07680	2836.0	3104.9	6.6601		
400	0.12012	2939.8	3240.1	7.0170	0.09938	2933.6	3231.7	6.9235	0.08456	2927.2	3223.2	6.8428		
450	0.13015	3026.2	3351.6	7.1768	0.10789	3021.2	3344.9	7.0856	0.09198	3016.1	3338.1	7.0074		
500	0.13999	3112.8	3462.8	7.3254	0.11620	3108.6	3457.2	7.2359	0.09919	3104.5	3451.7	7.1593		
600	0.15931	3288.5	3686.8	7.5979	0.13245	3285.5	3682.8	7.5103	0.11325	3282.5	3678.9	7.4357		
700	0.17835	3469.3	3915.2	7.8455	0.14841	3467.0	3912.2	7.7590	0.12702	3464.7	3909.3	7.6855		
800	0.19722	3656.2	4149.2	8.0744	0.16420	3654.3	4146.9	7.9885	0.14061	3652.5	4144.6	7.9156		
900	0.21597	3849.4	4389.3	8.2882	0.17988	3847.9	4387.5	8.2028	0.15410	3846.4	4385.7	8.1304		
1000	0.23466	4049.0	4635.6	8.4897	0.19549	4047.7	4634.2	8.4045	0.16751	4046.4	4632.7	8.3324		
1100	0.25330	4254.7	4887.9	8.6804	0.21105	4253.6	4886.7	8.5955	0.18087	4252.5	4885.6	8.5236		
1200	0.27190	4466.3	5146.0	8.8618	0.22658	4465.3	5145.1	8.7771	0.19420	4464.4	5144.1	8.7053		
1300	0.29048	4683.4	5409.5	9.0349	0.24207	4682.6	5408.8	8.9502	0.20750	4681.8	5408.0	8.8786		

Vapor de agua sobrecalentado (continuación)

T °C	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K		
$P = 4.0 \text{ MPa (250.35 °C)}$					$P = 4.5 \text{ MPa (257.44 °C)}$					$P = 5.0 \text{ MPa (263.94 °C)}$				
Sat.	0.04978	2601.7	2800.8	6.0696	0.04406	2599.7	2798.0	6.0198	0.03945	2597.0	2794.2	5.9737		
275	0.05461	2668.9	2887.3	6.2312	0.04733	2651.4	2864.4	6.1429	0.04144	2632.3	2839.5	6.0571		
300	0.05887	2726.2	2961.7	6.3639	0.05138	2713.0	2944.2	6.2854	0.04535	2699.0	2925.7	6.2111		
350	0.06647	2827.4	3093.3	6.5843	0.05842	2818.6	3081.5	6.5153	0.05197	2809.5	3069.3	6.4516		
400	0.07343	2920.8	3214.5	6.7714	0.06477	2914.2	3205.7	6.7071	0.05784	2907.5	3196.7	6.6483		
450	0.08004	3011.0	3331.2	6.9386	0.07076	3005.8	3324.2	6.8770	0.06332	3000.6	3317.2	6.8210		
500	0.08644	3100.3	3446.0	7.0922	0.07652	3096.0	3440.4	7.0323	0.06858	3091.8	3434.7	6.9781		
600	0.09886	3279.4	3674.9	7.3706	0.08766	3276.4	3670.9	7.3127	0.07870	3273.3	3666.9	7.2605		
700	0.11098	3462.4	3906.3	7.6214	0.09850	3460.0	3903.3	7.5647	0.08852	3457.7	3900.3	7.5136		
800	0.12292	3650.6	4142.3	7.8523	0.10916	3648.8	4140.0	7.7962	0.09816	3646.9	4137.7	7.7458		
900	0.13476	3844.8	4383.9	8.0675	0.11972	3843.3	4382.1	8.0118	0.10769	3841.8	4380.2	7.9619		
1000	0.14653	4045.1	4631.2	8.2698	0.13020	4043.9	4629.8	8.2144	0.11715	4042.6	4628.3	8.1648		
1100	0.15824	4251.4	4884.4	8.4612	0.14064	4250.4	4883.2	8.4060	0.12655	4249.3	4882.1	8.3566		
1200	0.16992	4463.5	5143.2	8.6430	0.15103	4462.6	5142.2	8.5880	0.13592	4461.6	5141.3	8.5388		
1300	0.18157	4680.9	5407.2	8.8164	0.16140	4680.1	5406.5	8.7616	0.14527	4679.3	5405.7	8.7124		
$P = 6.0 \text{ MPa (275.59 °C)}$					$P = 7.0 \text{ MPa (285.83 °C)}$					$P = 8.0 \text{ MPa (295.01 °C)}$				
Sat.	0.03245	2589.9	2784.6	5.8902	0.027378	2581.0	2772.6	5.8148	0.023525	2570.5	2758.7	5.7450		
300	0.03619	2668.4	2885.6	6.0703	0.029492	2633.5	2839.9	5.9337	0.024279	2592.3	2786.5	5.7937		
350	0.04225	2790.4	3043.9	6.3357	0.035262	2770.1	3016.9	6.2305	0.029975	2748.3	2988.1	6.1321		
400	0.04742	2893.7	3178.3	6.5432	0.039958	2879.5	3159.2	6.4502	0.034344	2864.6	3139.4	6.3658		
450	0.05217	2989.9	3302.9	6.7219	0.044187	2979.0	3288.3	6.6353	0.038194	2967.8	3273.3	6.5579		
500	0.05667	3083.1	3423.1	6.8826	0.048157	3074.3	3411.4	6.8000	0.041767	3065.4	3399.5	6.7266		
550	0.06102	3175.2	3541.3	7.0308	0.051966	3167.9	3531.6	6.9507	0.045172	3160.5	3521.8	6.8800		
600	0.06527	3267.2	3658.8	7.1693	0.055665	3261.0	3650.6	7.0910	0.048463	3254.7	3642.4	7.0221		
700	0.07355	3453.0	3894.3	7.4247	0.062850	3448.3	3888.3	7.3487	0.054829	3443.6	3882.2	7.2822		
800	0.08165	3643.2	4133.1	7.6582	0.069856	3639.5	4128.5	7.5836	0.061011	3635.7	4123.8	7.5185		
900	0.08964	3838.8	4376.6	7.8751	0.076750	3835.7	4373.0	7.8014	0.067082	3832.7	4369.3	7.7372		
1000	0.09756	4040.1	4625.4	8.0786	0.083571	4037.5	4622.5	8.0055	0.073079	4035.0	4619.6	7.9419		
1100	0.10543	4247.1	4879.7	8.2709	0.090341	4245.0	4877.4	8.1982	0.079025	4242.8	4875.0	8.1350		
1200	0.11326	4459.8	5139.4	8.4534	0.097075	4457.9	5137.4	8.3810	0.084934	4456.1	5135.5	8.3181		
1300	0.12107	4677.7	5404.1	8.6273	0.103781	4676.1	5402.6	8.5551	0.090817	4674.5	5401.0	8.4925		
$P = 9.0 \text{ MPa (303.35 °C)}$					$P = 10.0 \text{ MPa (311.00 °C)}$					$P = 12.5 \text{ MPa (327.81 °C)}$				
Sat.	0.020489	2558.5	2742.9	5.6791	0.018028	2545.2	2725.5	5.6159	0.013496	2505.6	2674.3	5.4638		
325	0.023284	2647.6	2857.1	5.8738	0.019877	2611.6	2810.3	5.7596						
350	0.025816	2725.0	2957.3	6.0380	0.022440	2699.6	2924.0	5.9460	0.016138	2624.9	2826.6	5.7130		
400	0.029960	2849.2	3118.8	6.2876	0.026436	2833.1	3097.5	6.2141	0.020030	2789.6	3040.0	6.0433		
450	0.033524	2956.3	3258.0	6.4872	0.029782	2944.5	3242.4	6.4219	0.023019	2913.7	3201.5	6.2749		
500	0.036793	3056.3	3387.4	6.6603	0.032811	3047.0	3375.1	6.5995	0.025630	3023.2	3343.6	6.4651		
550	0.039885	3153.0	3512.0	6.8164	0.035655	3145.4	3502.0	6.7585	0.028033	3126.1	3476.5	6.6317		
600	0.042861	3248.4	3634.1	6.9605	0.038378	3242.0	3625.8	6.9045	0.030306	3225.8	3604.6	6.7828		
650	0.045755	3343.4	3755.2	7.0954	0.041018	3338.0	3748.1	7.0408	0.032491	3324.1	3730.2	6.9227		
700	0.048589	3438.8	3876.1	7.2229	0.043597	3434.0	3870.0	7.1693	0.034612	3422.0	3854.6	7.0540		
800	0.054132	3632.0	4119.2	7.4606	0.048629	3628.2	4114.5	7.4085	0.038724	3618.8	4102.8	7.2967		
900	0.059562	3829.6	4365.7	7.6802	0.053547	3826.5	4362.0	7.6290	0.042720	3818.9	4352.9	7.5195		
1000	0.064919	4032.4	4616.7	7.8855	0.058391	4029.9	4613.8	7.8349	0.046641	4023.5	4606.5	7.7269		
1100	0.070224	4240.7	4872.7	8.0791	0.063183	4238.5	4870.3	8.0289	0.050510	4233.1	4864.5	7.9220		
1200	0.075492	4454.2	5133.6	8.2625	0.067938	4452.4	5131.7	8.2126	0.054342	4447.7	5127.0	8.1065		
1300	0.080733	4672.9	5399.5	8.4371	0.072667	4671.3	5398.0	8.3874	0.058147	4667.3	5394.1	8.2819		

Vapor de agua sobrecalentado (conclusión)

T °C	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m³/kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K		
$P = 15.0 \text{ MPa} (342.16 \text{ °C})$					$P = 17.5 \text{ MPa} (354.67 \text{ °C})$					$P = 20.0 \text{ MPa} (365.75 \text{ °C})$				
Sat.	0.010341	2455.7	2610.8	5.3108	0.007932	2390.7	2529.5	5.1435	0.005862	2294.8	2412.1	4.9310		
350	0.011481	2520.9	2693.1	5.4438										
400	0.015671	2740.6	2975.7	5.8819	0.012463	2684.3	2902.4	5.7211	0.009950	2617.9	2816.9	5.5526		
450	0.018477	2880.8	3157.9	6.1434	0.015204	2845.4	3111.4	6.0212	0.012721	2807.3	3061.7	5.9043		
500	0.020828	2998.4	3310.8	6.3480	0.017385	2972.4	3276.7	6.2424	0.014793	2945.3	3241.2	6.1446		
550	0.022945	3106.2	3450.4	6.5230	0.019305	3085.8	3423.6	6.4266	0.016571	3064.7	3396.2	6.3390		
600	0.024921	3209.3	3583.1	6.6796	0.021073	3192.5	3561.3	6.5890	0.018185	3175.3	3539.0	6.5075		
650	0.026804	3310.1	3712.1	6.8233	0.022742	3295.8	3693.8	6.7366	0.019695	3281.4	3675.3	6.6593		
700	0.028621	3409.8	3839.1	6.9573	0.024342	3397.5	3823.5	6.8735	0.021134	3385.1	3807.8	6.7991		
800	0.032121	3609.3	4091.1	7.2037	0.027405	3599.7	4079.3	7.1237	0.023870	3590.1	4067.5	7.0531		
900	0.035503	3811.2	4343.7	7.4288	0.030348	3803.5	4334.6	7.3511	0.026484	3795.7	4325.4	7.2829		
1000	0.038808	4017.1	4599.2	7.6378	0.033215	4010.7	4592.0	7.5616	0.029020	4004.3	4584.7	7.4950		
1100	0.042062	4227.7	4858.6	7.8339	0.036029	4222.3	4852.8	7.7588	0.031504	4216.9	4847.0	7.6933		
1200	0.045279	4443.1	5122.3	8.0192	0.038806	4438.5	5117.6	7.9449	0.033952	4433.8	5112.9	7.8802		
1300	0.048469	4663.3	5390.3	8.1952	0.041556	4659.2	5386.5	8.1215	0.036371	4655.2	5382.7	8.0574		
$P = 25.0 \text{ MPa}$					$P = 30.0 \text{ MPa}$					$P = 35.0 \text{ MPa}$				
375	0.001978	1799.9	1849.4	4.0345	0.001792	1738.1	1791.9	3.9313	0.001701	1702.8	1762.4	3.8724		
400	0.006005	2428.5	2578.7	5.1400	0.002798	2068.9	2152.8	4.4758	0.002105	1914.9	1988.6	4.2144		
425	0.007886	2607.8	2805.0	5.4708	0.005299	2452.9	2611.8	5.1473	0.003434	2253.3	2373.5	4.7751		
450	0.009176	2721.2	2950.6	5.6759	0.006737	2618.9	2821.0	5.4422	0.004957	2497.5	2671.0	5.1946		
500	0.011143	2887.3	3165.9	5.9643	0.008691	2824.0	3084.8	5.7956	0.006933	2755.3	2997.9	5.6331		
550	0.012736	3020.8	3339.2	6.1816	0.010175	2974.5	3279.7	6.0403	0.008348	2925.8	3218.0	5.9093		
600	0.014140	3140.0	3493.5	6.3637	0.011445	3103.4	3446.8	6.2373	0.009523	3065.6	3399.0	6.1229		
650	0.015430	3251.9	3637.7	6.5243	0.012590	3221.7	3599.4	6.4074	0.010565	3190.9	3560.7	6.3030		
700	0.016643	3359.9	3776.0	6.6702	0.013654	3334.3	3743.9	6.5599	0.011523	3308.3	3711.6	6.4623		
800	0.018922	3570.7	4043.8	6.9322	0.015628	3551.2	4020.0	6.8301	0.013278	3531.6	3996.3	6.7409		
900	0.021075	3780.2	4307.1	7.1668	0.017473	3764.6	4288.8	7.0695	0.014904	3749.0	4270.6	6.9853		
1000	0.023150	3991.5	4570.2	7.3821	0.019240	3978.6	4555.8	7.2880	0.016450	3965.8	4541.5	7.2069		
1100	0.025172	4206.1	4835.4	7.5825	0.020954	4195.2	4823.9	7.4906	0.017942	4184.4	4812.4	7.4118		
1200	0.027157	4424.6	5103.5	7.7710	0.022630	4415.3	5094.2	7.6807	0.019398	4406.1	5085.0	7.6034		
1300	0.029115	4647.2	5375.1	7.9494	0.024279	4639.2	5367.6	7.8602	0.020827	4631.2	5360.2	7.7841		
$P = 40.0 \text{ MPa}$					$P = 50.0 \text{ MPa}$					$P = 60.0 \text{ MPa}$				
375	0.001641	1677.0	1742.6	3.8290	0.001560	1638.6	1716.6	3.7642	0.001503	1609.7	1699.9	3.7149		
400	0.001911	1855.0	1931.4	4.1145	0.001731	1787.8	1874.4	4.0029	0.001633	1745.2	1843.2	3.9317		
425	0.002538	2097.5	2199.0	4.5044	0.002009	1960.3	2060.7	4.2746	0.001816	1892.9	2001.8	4.1630		
450	0.003692	2364.2	2511.8	4.9449	0.002487	2160.3	2284.7	4.5896	0.002086	2055.1	2180.2	4.4140		
500	0.005623	2681.6	2906.5	5.4744	0.003890	2528.1	2722.6	5.1762	0.002952	2393.2	2570.3	4.9356		
550	0.006985	2875.1	3154.4	5.7857	0.005118	2769.5	3025.4	5.5563	0.003955	2664.6	2901.9	5.3517		
600	0.008089	3026.8	3350.4	6.0170	0.006108	2947.1	3252.6	5.8245	0.004833	2866.8	3156.8	5.6527		
650	0.009053	3159.5	3521.6	6.2078	0.006957	3095.6	3443.5	6.0373	0.005591	3031.3	3366.8	5.8867		
700	0.009930	3282.0	3679.2	6.3740	0.007717	3228.7	3614.6	6.2179	0.006265	3175.4	3551.3	6.0814		
800	0.011521	3511.8	3972.6	6.6613	0.009073	3472.2	3925.8	6.5225	0.007456	3432.6	3880.0	6.4033		
900	0.012980	3733.3	4252.5	6.9107	0.010296	3702.0	4216.8	6.7819	0.008519	3670.9	4182.1	6.6725		
1000	0.014360	3952.9	4527.3	7.1355	0.011441	3927.4	4499.4	7.0131	0.009504	3902.0	4472.2	6.9099		
1100	0.015686	4173.7	4801.1	7.3425	0.012534	4152.2	4778.9	7.2244	0.010439	4130.9	4757.3	7.1255		
1200	0.016976	4396.9	5075.9	7.5357	0.013590	4378.6	5058.1	7.4207	0.011339	4360.5	5040.8	7.3248		
1300	0.018239	4623.3	5352.8	7.7175	0.014620	4607.5	5338.5	7.6048	0.012213	4591.8	5324.5	7.5111		

A-6: Propiedades termodinámicas de líquido comprimido

Agua líquida comprimida

T °C	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	v m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K
$P = 5 \text{ MPa (263.94 °C)}$					$P = 10 \text{ MPa (311.00 °C)}$				$P = 15 \text{ MPa (342.16 °C)}$			
Sat.	0.0012862	1148.1	1154.5	2.9207	0.0014522	1393.3	1407.9	3.3603	0.0016572	1585.5	1610.3	3.6848
0	0.0009977	0.04	5.03	0.0001	0.0009952	0.12	10.07	0.0003	0.0009928	0.18	15.07	0.0004
20	0.0009996	83.61	88.61	0.2954	0.0009973	83.31	93.28	0.2943	0.0009951	83.01	97.93	0.2932
40	0.0010057	166.92	171.95	0.5705	0.0010035	166.33	176.37	0.5685	0.0010013	165.75	180.77	0.5666
60	0.0010149	250.29	255.36	0.8287	0.0010127	249.43	259.55	0.8260	0.0010105	248.58	263.74	0.8234
80	0.0010267	333.82	338.96	1.0723	0.0010244	332.69	342.94	1.0691	0.0010221	331.59	346.92	1.0659
100	0.0010410	417.65	422.85	1.3034	0.0010385	416.23	426.62	1.2996	0.0010361	414.85	430.39	1.2958
120	0.0010576	501.91	507.19	1.5236	0.0010549	500.18	510.73	1.5191	0.0010522	498.50	514.28	1.5148
140	0.0010769	586.80	592.18	1.7344	0.0010738	584.72	595.45	1.7293	0.0010708	582.69	598.75	1.7243
160	0.0010988	672.55	678.04	1.9374	0.0010954	670.06	681.01	1.9316	0.0010920	667.63	684.01	1.9259
180	0.0011240	759.47	765.09	2.1338	0.0011200	756.48	767.68	2.1271	0.0011160	753.58	770.32	2.1206
200	0.0011531	847.92	853.68	2.3251	0.0011482	844.32	855.80	2.3174	0.0011435	840.84	858.00	2.3100
220	0.0011868	938.39	944.32	2.5127	0.0011809	934.01	945.82	2.5037	0.0011752	929.81	947.43	2.4951
240	0.0012268	1031.6	1037.7	2.6983	0.0012192	1026.2	1038.3	2.6876	0.0012121	1021.0	1039.2	2.6774
260	0.0012755	1128.5	1134.9	2.8841	0.0012653	1121.6	1134.3	2.8710	0.0012560	1115.1	1134.0	2.8586
280					0.0013226	1221.8	1235.0	3.0565	0.0013096	1213.4	1233.0	3.0410
300					0.0013980	1329.4	1343.3	3.2488	0.0013783	1317.6	1338.3	3.2279
320									0.0014733	1431.9	1454.0	3.4263
340									0.0016311	1567.9	1592.4	3.6555
$P = 20 \text{ MPa (365.75 °C)}$					$P = 30 \text{ MPa}$				$P = 50 \text{ MPa}$			
Sat.	0.0020378	1785.8	1826.6	4.0146	0.0009857	0.29	29.86	0.0003	0.0009767	0.29	49.13	-0.0010
0	0.0009904	0.23	20.03	0.0005	0.0009886	82.11	111.77	0.2897	0.0009805	80.93	129.95	0.2845
20	0.0009929	82.71	102.57	0.2921	0.0009886	82.11	111.77	0.2897	0.0009872	161.90	211.25	0.5528
40	0.0009992	165.17	185.16	0.5646	0.0009951	164.05	193.90	0.5607	0.0009962	243.08	292.88	0.8055
60	0.0010084	247.75	267.92	0.8208	0.0010042	246.14	276.26	0.8156	0.0010072	324.42	374.78	1.0442
80	0.0010199	330.50	350.90	1.0627	0.0010155	328.40	358.86	1.0564	0.0010201	405.94	456.94	1.2705
100	0.0010337	413.50	434.17	1.2920	0.0010290	410.87	441.74	1.2847	0.0010349	487.69	539.43	1.4859
120	0.0010496	496.85	517.84	1.5105	0.0010445	493.66	525.00	1.5020	0.0010517	569.77	622.36	1.6916
140	0.0010679	580.71	602.07	1.7194	0.0010623	576.90	608.76	1.7098	0.0010704	652.33	705.85	1.8889
160	0.0010886	665.28	687.05	1.9203	0.0010823	660.74	693.21	1.9094	0.0010914	735.49	790.06	2.0790
180	0.0011122	750.78	773.02	2.1143	0.0011049	745.40	778.55	2.1020	0.0011149	819.45	875.19	2.2628
200	0.0011390	837.49	860.27	2.3027	0.0011304	831.11	865.02	2.2888	0.0011412	904.39	961.45	2.4414
220	0.0011697	925.77	949.16	2.4867	0.0011595	918.15	952.93	2.4707	0.0011708	990.55	1049.1	2.6156
240	0.0012053	1016.1	1040.2	2.6676	0.0011927	1006.9	1042.7	2.6491	0.0012044	1078.2	1138.4	2.7864
260	0.0012472	1109.0	1134.0	2.8469	0.0012314	1097.8	1134.7	2.8250	0.0012430	1167.7	1229.9	2.9547
280	0.0012978	1205.6	1231.5	3.0265	0.0012770	1191.5	1229.8	3.0001	0.0012879	1259.6	1324.0	3.1218
300	0.0013611	1307.2	1334.4	3.2091	0.0013322	1288.9	1328.9	3.1761	0.0013409	1354.3	1421.4	3.2888
320	0.0014450	1416.6	1445.5	3.3996	0.0014014	1391.7	1433.7	3.3558	0.0014049	1452.9	1523.1	3.4575
340	0.0015693	1540.2	1571.6	3.6086	0.0014932	1502.4	1547.1	3.5438	0.0014848	1556.5	1630.7	3.6301
360	0.0018248	1703.6	1740.1	3.8787	0.0016276	1626.8	1675.6	3.7499	0.0015884	1667.1	1746.5	3.8102
380					0.0018729	1782.0	1838.2	4.0026				

Anexo B: Cálculos de temperaturas

B-1: Temperatura del gasificador

T(K)	Qp	Qr	Q	Error(%)
1060	-898815	-803191	-5742.71	0.7099
1061	-897169	-803191	-4260.57	0.5277
1062	-895515	-803191	-2772.4	0.3440
1063	-893855	-803191	-1278.21	0.1589
1064	-892188	-803191	222.0156	0.0276
1065	-890514	-803191	1728.27	0.2156
1066	-888834	-803191	3240.558	0.4051
1067	-887147	-803191	4758.881	0.5960
1068	-885453	-803191	6283.243	0.7885
1069	-883753	-803191	7813.642	0.9824
1070	-882046	-803191	9350.081	1.1778

T= 1064 K

$$F_1 = n_p (X_{CO} + X_{CO_2} + X_{CH_4}) - 3.73 = 0$$

$$F_2 = n_p (2X_{H_2O} + 2X_{H_2} + 4X_{OH}) - 9.2228 = 0$$

$$F_3 = n_p (X_{CO} + 2X_{CO_2} + X_{H_2O}) - 5.9674 = 0$$

$$F_4 = n_p \cdot X_{H_2} - 2.8688 = 0$$

$$F_5 = X_{CO} + X_{CO_2} + X_{H_2O} + X_{H_2} + X_{CH_4} - 1 = 0$$

$$F_6 = X_{CO} \cdot X_H \quad 0.14275 \quad X_{H_2O} = 0$$

$$F_7 = X_{CO}^2 - 0.11956 \quad X_{CO_2} = 0$$

Resultados	
n_p	9.5823684
X_{CO}	0.14011581
X_{CO_2}	0.16420187
X_{H_2O}	0.15422836
X_{H_2}	0.15713187
X_{CH_4}	0.29938319
X_{OH}	0.0849389

Para resolver, en la primera iteración, se asumen valores de inicio para $n_p, X_{CO}, X_{CO_2}, X_{H_2O}, X_{H_2}, X_{CH_4}$ como por ejemplo 4, 0.2, 0.2, 0.2, 0.2 y 0.2 respectivamente según el siguiente cuadro:

n_p	X_{CO}	X_{CO2}	X_{H2O}	X_{H2}	X_{CH4}	f_1	f_2	f_3	f_4	f_5	f_6	f_7	h_1	h_2	h_3	h_4	h_5	h_6	h_7	
4	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	-1.33000	-2.82280	-2.76740	-2.06880	0.20000	0.01145	0.01609	4.75896863	-0.061063473	-0.0697571	-0.05936006	-0.03854621	0.279251568	-0.250518726
8.75897	0.13893	0.13024	0.14064	0.16145	0.47925	-0.05052	-1.81481	-5.70071	-1.23706	1.32895	0.00000	0.00235	0.00373	0.831011547	0.002243097	0.036405542	0.01494169	-0.00419758	-0.19719366	0.147800905
9.58998	0.14117	0.16665	0.15558	0.15726	0.28206	0.09728	0.15494	0.50915	0.07479	-0.16387	0.00000	-0.00001	0.00001	-0.007593341	-0.001054124	-0.00244723	-0.00135067	-0.00012488	0.017311158	-0.01233426
9.58238	0.14012	0.16420	0.15423	0.15713	0.29937	0.08495	0.00012	0.00040	0.00006	-0.00013	0.00000	0.00000	0.00000	-1.24391E-05	-3.68563E-06	6.54914E-07	-2.6044E-06	5.40308E-07	1.41173E-05	-9.0224E-06
9.58237	0.14012	0.16420	0.15423	0.15713	0.29938	0.08494	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	-4.22133E-11	-3.54126E-11	3.06162E-11	-2.9541E-11	2.38282E-11	1.96448E-11	-9.13525E-12
9.58237	0.14012	0.16420	0.15423	0.15713	0.29938	0.08494	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0	0	0	0	0	0	0
9.58237	0.14012	0.16420	0.15423	0.15713	0.29938	0.08494	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0	0	0	0	0	0	0

RESULTADO		A							B	A ⁻¹							A ⁻¹ · B	X
n _p	9.5823684	0.38926	9.58237	9.58237	0	0	0	9.58237	0.0000	-0.329666	0.351161	0.752327	1.074978	-10.300835	25.485530	8.015341	0.000000	h ₁
X _{CO}	0.1401158	0.96248	0	0	19.16474	19.16474	0	38.32947	0.0000	0.013591	-0.005658	0.004595	-0.009040	0.086622	0.155644	2.550236	0.000000	h ₂
X _{CO2}	0.1642019	0.62275	9.58237	19.16474	9.58237	0	0	0	0.0000	0.031856	-0.013261	0.010769	-0.021187	0.203024	0.364798	-2.386554	0.000000	h ₃
X _{H2O}	0.1542284	0.29938	0	0	0	0	9.58237	0	0.0000	-0.055878	0.009358	0.029333	-0.018447	0.176770	-2.541518	1.701964	0.000000	h ₄
X _{H2}	0.1571319	0	1	1	1	1	1	1	0.0000	-0.072172	0.015879	0.024733	-0.008657	0.082957	4.373043	-1.125939	0.000000	h ₅
X _{CH4}	0.2993832	0	0.15713	0	-0.14275	0.14012	0	0	0.0000	0.010300	-0.010971	-0.023505	0.070773	0.321830	-0.796248	-0.250424	0.000000	h ₆
X _{OH}	0.0849389	0	0.28023	-0.11956	0	0	0	0	0.0000	0.072303	0.004654	-0.045925	-0.013441	0.128796	-1.555720	-0.489282	0.000000	h ₇

$$A = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial n_p} & \frac{\partial f_1}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_1}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_1}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_1}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_1}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_1}{\partial X_{CH4}} \\ \frac{\partial f_2}{\partial n_p} & \frac{\partial f_2}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_2}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_2}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_2}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_2}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_2}{\partial X_{CH4}} \\ \frac{\partial f_3}{\partial n_p} & \frac{\partial f_3}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_3}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_3}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_3}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_3}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_3}{\partial X_{CH4}} \\ \frac{\partial f_4}{\partial n_p} & \frac{\partial f_4}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_4}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_4}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_4}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_4}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_4}{\partial X_{CH4}} \\ \frac{\partial f_5}{\partial n_p} & \frac{\partial f_5}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_5}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_5}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_5}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_5}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_5}{\partial X_{CH4}} \\ \frac{\partial f_6}{\partial n_p} & \frac{\partial f_6}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_6}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_6}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_6}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_6}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_6}{\partial X_{CH4}} \\ \frac{\partial f_7}{\partial n_p} & \frac{\partial f_7}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_7}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_7}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_7}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_7}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_7}{\partial X_{CH4}} \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} -f_1 \\ -f_2 \\ -f_3 \\ -f_4 \\ -f_5 \\ -f_6 \\ -f_7 \end{bmatrix}$$

$$A \cdot X = B, \text{ de donde } X = \frac{1}{A} \cdot B \text{ o también } \boxed{X = A^{-1} \cdot B}$$

$$X = \begin{bmatrix} h_1 \\ h_2 \\ h_3 \\ h_4 \\ h_5 \\ h_6 \\ h_7 \end{bmatrix}$$

Donde:

- A Matriz de coeficientes (derivadas parciales)
- B Vector de términos independientes, objetivo cero
- X Vector de Incógnitas, objetivo cero
- A⁻¹ Inversa de la matriz de coeficientes

B-2: Temperatura de la cámara de combustión

T(K)	Qp	Qr	Q	Error(%)
1455	-679028	-629993	-15083	2.3382
1456	-676917	-629993	-13077.4	2.0336
1457	-674784	-629993	-11051.2	1.4082
1458	-672623	-629993	-8998.25	1.4082
1459	-670425	-629993	-6910.09	1.0850
1460	-668178	-629993	-4775.51	0.7523
1461	-665866	-629993	-2579.31	0.7523
1462	-663780	-629993	-598.034	0.0948
1463	-661700	-629993	1378.705	0.2193
1464	-659617	-629993	3357.131	0.5357
1465	-657533	-629993	5337.292	0.8544
1466	-655446	-629993	7319.236	1.1755
1467	-653358	-629993	9303.013	1.4988
1468	-651303	-629993	11255.55	1.8191
1469	-649247	-629993	13208.53	2.1415
1470	-647191	-629993	15161.95	2.4660

$$\begin{aligned} \hat{\beta}_1 &= \alpha_1[X_{111}, X_{112}] = 3.79 - \# \\ \hat{\beta}_2 &= \alpha_2[2X_{111}, 2X_{112}, X_{113}] = 41.389586 - \# \\ \hat{\beta}_3 &= \alpha_3[X_{111}, 2X_{112}, 2X_{113}, X_{114}, X_{115}, X_{116}] = 25.358659 - \# \\ \hat{\beta}_4 &= \alpha_4[2X_{111}, X_{112}] = 74.53872 - \# \\ \hat{\beta}_5 &= X_{111} + X_{112} + X_{113} + X_{114} + X_{115} + X_{116} + X_{117} + X_{118} + X_{119} + X_{120} + 1 - \# \\ \hat{\beta}_6 &= X_{111} \geq 2, \quad 5.43531E-12 \quad X_{111} \geq 2, \quad X_{111} = \# \\ \hat{\beta}_7 &= X_{111} \geq 2, \quad 1.88633E-13 \quad X_{111} \geq 2, \quad X_{111} = \# \\ \hat{\beta}_8 &= X_{111} \geq 2, \quad 7.58163E-06 \quad X_{111}, \quad X_{111} = \# \\ \hat{\beta}_9 &= X_{111} \geq 2, \quad 5.73278E-12 \quad X_{111} \geq 2, \quad X_{111} = \# \end{aligned}$$

Ercallodus	
α_1	52.82295195
X_{11}	0.32547E-08
X_{21}	0.878615182
X_{31}	0.445429996
X_{41}	0.487677894
X_{51}	5.62552E-08
X_{61}	0.785654593
X_{71}	0.888788653
X_{81}	0.888944341

[illegible]

RESULTADO		A										B		A¹.B					A¹.B	N		
Res	52.82293195	0.0706	52.8229	52.8229	0	0	0	0	0	0	0.0000	-0.00003	0.25007	0.50004	0.50000	-52.82341	-0.00024	0.04114	-1.32105	-0.00251	0.00000	h₁
Cco	8.82517E-08	0.2155				105.6459	105.6459			0.0000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	-0.00001	0.00000	0.00012	0.00000	0.00000	0.00000	h₂
Scz	0.070643102	0.4801	52.8229	105.6459	105.6459				52.8229	0.0000	0.01193	-0.00033	-0.00067	-0.00067	0.07061	0.00001	-0.00006	0.00164	0.00011	0.00000	0.00000	h₃
Rez	0.115129396	1.4121	0	0	0			105.6459	52.8229	0	0.0000	-0.01190	-0.00527	0.00036	-0.00109	0.11514	0.00000	-0.00037	-319.57974	0.00174	0.00000	h₄
Rez	0.107677094	0	1	1	1	1	1	1	1	0.0000	0.00000	0.00095	-0.00102	-0.00102	0.10770	0.00000	-0.00164	0.05283	0.00329	0.00000	0.00000	h₅
Rez	9.62552E-08	0	-111732.9206	0.1412	-0.0433					0.0000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00013	0.00000	0.00000	0.00000	h₆
Rez	0.705654533	0	-0.1007		0.2154	-240905.6326				0.0000	0.00602	-0.00373	-0.00670	0.00278	0.70566	0.00000	-0.00055	-319.59024	0.00110	0.00000	0.00000	h₇
Rez	0.000720649	0	0	0	0.0000			0.00000	0.0016	0.0000	-0.00006	-0.00002	0.00002	0.00000	0.00078	0.00000	0.00000	639.21580	0.00001	0.00000	0.00000	h₈
Rez	0.000144941	0	0	0	0	0.2154	-120454.3163			0.0000	-0.00001	0.00000	0.00000	0.00000	0.00011	0.00000	0.00312	-0.10055	-0.00625	0.00000	0.00000	h₉

$$\begin{aligned}
 A = & \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial n_p} & \frac{\partial f_1}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_1}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_1}{\partial X_{O2}} & \frac{\partial f_1}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_1}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_1}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_1}{\partial X_{NO}} & \frac{\partial f_1}{\partial X_{OH}} \\ \frac{\partial f_2}{\partial n_p} & \frac{\partial f_2}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_2}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_2}{\partial X_{O2}} & \frac{\partial f_2}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_2}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_2}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_2}{\partial X_{NO}} & \frac{\partial f_2}{\partial X_{OH}} \\ \frac{\partial f_3}{\partial n_p} & \frac{\partial f_3}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_3}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_3}{\partial X_{O2}} & \frac{\partial f_3}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_3}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_3}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_3}{\partial X_{NO}} & \frac{\partial f_3}{\partial X_{OH}} \\ \frac{\partial f_4}{\partial n_p} & \frac{\partial f_4}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_4}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_4}{\partial X_{O2}} & \frac{\partial f_4}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_4}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_4}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_4}{\partial X_{NO}} & \frac{\partial f_4}{\partial X_{OH}} \\ \frac{\partial f_5}{\partial n_p} & \frac{\partial f_5}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_5}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_5}{\partial X_{O2}} & \frac{\partial f_5}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_5}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_5}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_5}{\partial X_{NO}} & \frac{\partial f_5}{\partial X_{OH}} \\ \frac{\partial f_6}{\partial n_p} & \frac{\partial f_6}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_6}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_6}{\partial X_{O2}} & \frac{\partial f_6}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_6}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_6}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_6}{\partial X_{NO}} & \frac{\partial f_6}{\partial X_{OH}} \\ \frac{\partial f_7}{\partial n_p} & \frac{\partial f_7}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_7}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_7}{\partial X_{O2}} & \frac{\partial f_7}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_7}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_7}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_7}{\partial X_{NO}} & \frac{\partial f_7}{\partial X_{OH}} \\ \frac{\partial f_8}{\partial n_p} & \frac{\partial f_8}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_8}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_8}{\partial X_{O2}} & \frac{\partial f_8}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_8}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_8}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_8}{\partial X_{NO}} & \frac{\partial f_8}{\partial X_{OH}} \\ \frac{\partial f_9}{\partial n_p} & \frac{\partial f_9}{\partial X_{CO}} & \frac{\partial f_9}{\partial X_{CO2}} & \frac{\partial f_9}{\partial X_{O2}} & \frac{\partial f_9}{\partial X_{H2O}} & \frac{\partial f_9}{\partial X_{H2}} & \frac{\partial f_9}{\partial X_{N2}} & \frac{\partial f_9}{\partial X_{NO}} & \frac{\partial f_9}{\partial X_{OH}} \end{bmatrix} \\
 B = & \begin{bmatrix} -f_1 \\ -f_2 \\ -f_3 \\ -f_4 \\ -f_5 \\ -f_6 \\ -f_7 \\ -f_8 \\ -f_9 \end{bmatrix} \\
 A \cdot X = B, \text{ de donde } X = & \frac{1}{A} \cdot B \text{ o también } \boxed{X = A^{-1} \cdot B} \\
 X = & \begin{bmatrix} h_1 \\ h_2 \\ h_3 \\ h_4 \\ h_5 \\ h_6 \\ h_7 \\ h_8 \\ h_9 \end{bmatrix}
 \end{aligned}$$

Donde:

- A Matriz de coeficientes (derivadas parciales)
- B Vector de términos independientes, objetivo cero
- X Vector de Incógnitas, objetivo cero
- A⁻¹ Inversa de la matriz de coeficientes



UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO
FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA Y ELECTRICA
DECANATO



ACTA DE SUSTENTACION N°025-2023-FIME



En la ciudad de Lambayeque, siendo las 09:00 a.m. del día viernes 25 de agosto de 2023: Se reunieron los miembros del jurado, designados mediante Resolución N°169-2023-D-VIRTUAL-FIME, de fecha 22 de agosto de 2023, con la finalidad de Evaluar y Calificar la sustentación de la Tesis, conformado por los siguientes catedráticos:

Dr. Ing. SEGUNDO ABELARDO HORNA TORRES
Dr. Ing. AMADO AGUINAGA PAZ
M.Sc. Ing. OSCAR MÉNDEZ CRUZ
M.Sc. Ing. CARLOS YUPANQUI RODRIGUEZ

PRESIDENTE
SECRETARIO
MIEMBRO
ASESOR

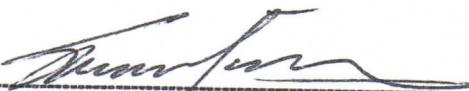
Se recibió la Tesis titulada:


"DIMENSIONAMIENTO DE UN SISTEMA DE COGENERACIÓN CON CICLO COMBINADO BASADO EN GASIFICACIÓN PARA LA EMPRESA AGROINDUSTRIAL POMALCA S.A.A"


Presentada y sustentada por su autor, Bachiller: **RAMIREZ CIEZA EDUARDO ANDRE.**

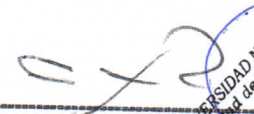
Finalizada la sustentación de Tesis, el sustentante respondió las preguntas y observaciones de los miembros del jurado examinador, quienes procedieron a deliberar y acordaron otorgar el calificativo de **APROBADO**, Nota (16) en la escala vigesimal, mención Buena. Quedando el sustentante apto para obtener el Título profesional de Ingeniero Mecánico Electricista, de acuerdo a la Ley Universitaria 30220 y la normatividad vigente, de la Facultad de Ingeniería Mecánica y Eléctrica y la Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo.

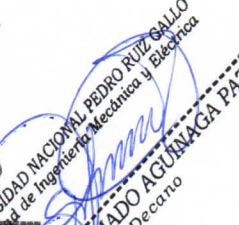
Siendo las 10:20 del mismo día se da por concluido el acto académico, firmando la presente acta el jurado respectivo:


Dr. Ing. SEGUNDO ABELARDO HORNA TORRES
PRESIDENTE


Dr. Ing. AMADO AGUINAGA PAZ
SECRETARIO


M.Sc. Ing. OSCAR MÉNDEZ CRUZ
MIEMBRO


M.Sc. Ing. CARLOS YUPANQUI RODRIGUEZ
ASESOR


UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO
Facultad de Ingeniería Mecánica y Eléctrica
Dr. Ing. AMADO AGUINAGA PAZ
Decano

CONSTANCIA DE VERIFICACIÓN DE ORIGINALIDAD

Yo, **M.Sc. Ing. Carlos Yupanqui Rodríguez**, usuario revisor del documento titulado: **“DIMENSIONAMIENTO DE UN SISTEMA DE COGENERACIÓN CON CICLO COMBINADO BASADO EN GASIFICACIÓN PARA LA EMPRESA AGROINDUSTRIAL POMALCA S.A.A.”**

Cuyo autor es, **Eduardo André Ramírez Cieza**, identificado con documento de identidad **N° 74763548**, declaro que la evaluación realizada por el Programa informático, ha arrojado un porcentaje de similitud de **16%**, verificable en la primera página el resumen del reporte automático de similitudes que se acompaña.

El suscrito analizó dicho reporte y concluyó que cada una de las coincidencias detectadas dentro del porcentaje de similitud permitido no constituyen plagio, cumpliendo con la integridad científica, así como 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 julio del 2023

.....
M.Sc. Ing. Carlos Yupanqui Rodríguez
DNI:18006325
ASESOR

Se adjunta:

*La primera página del resumen del reporte automático de similitudes

*Recibo Digital

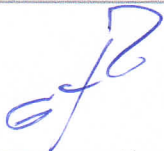
DIMENSIONAMIENTO DE UN SISTEMA DE COGENERACIÓN CON CICLO COMBINADO BASADO EN GASIFICACION PARA LA EMPRESA AGROINDUSTRIAL POMALCA S.A.A.

INFORME DE ORIGINALIDAD

16%	15%	8%	4%
INDICE DE SIMILITUD	FUENTES DE INTERNET	PUBLICACIONES	TRABAJOS DEL ESTUDIANTE

FUENTES PRIMARIAS

1	repositorio.uns.edu.pe	Fuente de Internet	3%
2	pirhua.udep.edu.pe	Fuente de Internet	3%
3	repositorio.unprg.edu.pe	Fuente de Internet	1%
4	es.slideshare.net	Fuente de Internet	1%
5	hdl.handle.net	Fuente de Internet	1%
6	uvadoc.uva.es	Fuente de Internet	1%
7	www.scribd.com	Fuente de Internet	1%
8	es.scribd.com	Fuente de Internet	<1%


M.Sc. Ing. Carlos Yupanqui Rodríguez
Asesor-FIME



Recibo digital

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: Eduardo André Ramírez Cieza
Título del ejercicio: Tesis de Pregrado
Título de la entrega: DIMENSIONAMIENTO DE UN SISTEMA DE COGENERACIÓN C...
Nombre del archivo: Tesis_Eduardo_Andre_Ramirez_Cieza_Ver_2.0.pdf
Tamaño del archivo: 3.58M
Total páginas: 135
Total de palabras: 24,006
Total de caracteres: 125,413
Fecha de entrega: 14-jun.-2023 01:34p. m. (UTC-0500)
Identificador de la entrega... 2116113141

M.Sc. Ing. Carlos Yupanqui Rodríguez
Asesor-FIME



UNIVERSIDAD NACIONAL
"PEDRO RUIZ GALLO"



Facultad de Ingeniería Mecánica y Eléctrica

TESIS

Para Optar el Título Profesional de
INGENIERO MECÁNICO ELECTRICISTA

"DIMENSIONAMIENTO DE UN SISTEMA DE
COGENERACIÓN CON CICLO COMBINADO BASADO EN
GASIFICACIÓN PARA LA EMPRESA AGROINDUSTRIAL
POMALCA S.A.A."

Presentado por:

Bach. EDUARDO ANDRÉ RAMÍREZ CIEZA

Asesor:

M.Sc. Ing. CARLOS YUPANQUI RODRÍGUEZ

LAMBAYEQUE - PERÚ

2023