

**SIMULACIÓN DE LAS UNIDADES DE COGENERACIÓN DE ENERGÍA A
PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA DE AZÚCAR**

JUAN CARLOS ACEVEDO PINZÓN

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA**

2009

**SIMULACIÓN DE LAS UNIDADES DE COGENERACIÓN DE ENERGÍA A
PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA DE AZÚCAR**

JUAN CARLOS ACEVEDO PINZÓN

**Trabajo presentado como requisito para optar al título de
Ingeniero Químico**

Director

Dr. M.Sc. VIATCHESLAV KAFAROV

Codirector

Ing. YURANNI MARÍA PÉREZ CÁCERES

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA**

2009

AGRADECIMIENTOS

El autor agradece a COLCIENCIAS por el apoyo al programa estratégico “Optimización Del Proceso Dual de Producción Simultánea (Azúcar – Alcohol) y Desarrollo de los Nuevos Procesos de Producción de Bioetanol Combustible”, al CIDES por el apoyo técnico, a mis padres por su constante e incondicional apoyo, a Yuranni, Yeimy y Ximena por su invaluable ayuda y a todos, por su puesto.

À la eterna majestuosidad de la creación divina

Tabla de Contenido

1	INTRODUCCIÓN	1
2	MARCO TEÓRICO.....	3
2.1	Cogeneración	3
2.1.1	Relación calor-potencia.....	3
2.1.2	Eficiencia de los sistemas de cogeneración.....	5
2.2	Tipos de cogeneración	6
2.2.1	Topping Cycle	6
2.2.2	Bottoming Cycle	6
2.3	Tecnologías de cogeneración a partir de bagazo de caña de azúcar	7
2.3.1	Cogeneración a partir de turbinas de vapor	7
2.3.2	Cogeneración a partir de turbinas de gas con sistema de gasificación de biomasa.....	9
2.3.3	Cogeneración a partir de ciclos combinados con sistema de gasificación de biomasa	11
2.4	Cogeneración en el sector azucarero colombiano y su potencial de cogeneración a partir de bagazo de caña de azúcar	13
2.4.1	El bagazo como combustible en la cogeneración	14
2.4.2	Características del bagazo de caña de azúcar	15
2.4.2.1	Características físicas del bagazo	16
2.4.2.2	Composición morfológica	17
2.4.2.3	Composición química	18
2.4.2.3.1	Celulosa	18
2.4.2.3.2	Hemicelulosa.....	18
2.4.2.3.3	Lignina.....	19

3	SIMULACIÓN DE LAS UNIDADES DE COGENERACIÓN A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA DE AZÚCAR	20
4	RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	27
4.1	Configuración 1	27
4.2	Configuración 2	28
4.3	Configuración 3	29
4.4	Configuración 4	30
5	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	33
6	BIBLIOGRAFÍA	35

Lista de Figuras

Figura 1. Sistema de cogeneración a partir de turbinas de contrapresión.	8
Figura 2. Sistema de cogeneración a partir de turbinas de extracción- condensación.....	9
Figura 3. Sistema de cogeneración con turbina de gas y sistema de gasificación.	11
Figura 4. Sistema de cogeneración a partir de ciclo combinado con sistema de gasificación de biomasa.....	12
Figura 5. Mapa de los ingenios azucareros anexos al valle del rio cauca.....	15
Figura 6. Bagazo de la etapa de molienda.....	16
Figura 7. Esquema de la primera configuración.....	23
Figura 8. Esquema de la segunda configuración	24
Figura 9. Esquema de la tercera configuración.....	25
Figura 10. Esquema de la cuarta configuración	26
Figura 11. Comparación de resultados entre las 4 tecnologías de cogeneración.	32

Lista de Tablas

Tabla 1. Relaciones calor potencia y otros parámetros de sistemas de cogeneración.	4
Tabla 2. Relaciones de calor-potencia para algunas actividades industriales.....	5
Tabla 3. Propiedades del Bagazo.....	17
Tabla 4. Análisis ultimo de combustibles sólidos.....	19
Tabla 5. Consumos de energía en ingenios azucareros de Colombia.	21
Tabla 6. Parámetros generales adoptados para la simulación de las unidades cogeneración.	21
Tabla 7. Parámetros adoptados para la simulación de la tercera y cuarta configuración.....	27
Tabla 8. Resultados de la configuración 1.....	27
Tabla 9. Resultados de la configuración 2.....	28
Tabla 10. Resultados de la configuración 3.....	29
Tabla 11. Resultados de la configuración 4.....	30
Tabla 12. Características de gas producido en el sistema de gasificación adoptadas para las configuraciones 3 y4.....	31

Lista de Anexos

ANEXO 1. DATOS ARROJADOS POR EL SIMULADOR	37
--	-----------

RESUMEN

TITULO: SIMULACIÓN DE LAS UNIDADES DE COGENERACIÓN DE ENERGÍA A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA DE AZÚCAR*

AUTOR: Juan Carlos Acevedo Pinzón**

PALABRAS CLAVES: Bagazo de caña de azúcar, cogeneración, simulación.

DESCRIPCIÓN

La industria de la caña de azúcar representa una de las actividades agro-industriales más importantes de Colombia, produciendo azúcar para los mercados nacional e internacional. A esta actividad industrial, se suma la producción conjunta de energía eléctrica y térmica para autoabastecer energéticamente los procesos industriales en los ingenios azucareros, mediante la implementación de sistemas de cogeneración que usan bagazo de caña de azúcar como combustible principal. El incremento en la demanda de energía y el impacto ambiental asociado al uso de combustibles fósiles, han originado políticas de ahorro de energía y conservación del medio ambiente. Por lo tanto, los sistemas de cogeneración a partir de bagazo de caña de azúcar se muestran como una gran alternativa para la producción conjunta de energía térmica y eléctrica. De esta manera, el uso más eficiente de los sistemas de cogeneración implica la utilización de nuevas alternativas para aumentar la producción de energía eléctrica que puede ser ofertada a la red de interconexión eléctrica nacional, aumentando la rentabilidad de la industria azucarera.

Cuatro configuraciones de sistemas de cogeneración fueron escogidos a partir de la revisión bibliográfica para su simulación y análisis, partiendo de las diferentes alternativas tecnológicas disponibles para la cogeneración a partir de bagazo de caña de azúcar. Tanto los requerimientos termo-eléctricos, como las características de los servicios industriales demandados por los ingenios, fueron proporcionados por el sector azucarero, gracias a una visita técnica de reconocimiento del sector, que se realizó por parte del grupo de investigación CIDES (Centro De Investigación Para El Desarrollo Sostenible En Industria Y Energía). Las simulaciones fueron desarrolladas usando el software THERMOFLEX®

Finalmente se seleccionó una de las configuraciones analizadas teniendo en cuenta el aprovechamiento energético del combustible (eficiencia de sistema de cogeneración), la satisfacción de los requerimientos energéticos del ingenio y la producción de excedentes de energía eléctrica.

* Trabajo de grado

** Facultad de Ingenierías fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Dr. Sc Viatcheslav Kafarov, Codirector: Ing. Yuranni María Pérez Cáceres

SUMMARY

TITLE: SIMULATION OF THE ENERGY COGENERATION UNITS BEGINNING FROM BAGASSE OF SUGAR CANE*

AUTHOR: Juan Carlos Acevedo Pinzón**

KEY WORDS: Sugarcane bagasse, cogeneration, simulation

DESCRIPTION

The industry of sugarcane is one of the most important agro-industry of Colombia, producing sugar for national and international markets. To this industrial activity, adds the combined production of thermal and electricity energy for the self-sufficiency on the industrial process in sugarcane plants, through the implementation of cogeneration systems that use sugarcane bagasse as principal fuel. The increase in energy demand and environmental impact associated with the use of fossil fuels, have created policies for energy savings and environmental conservation. Therefore, cogeneration systems based on sugar cane bagasse are shown as a great alternative to the joint production of heat and electricity. In this way, the more efficient use of cogeneration systems involves the use of new alternatives to increase the production of electrical energy that can be offered to the interconnected national electricity network, by increasing the profitability of the sugar industry.

Four configurations of cogeneration systems were chosen from literature review for simulation and analysis, based on the different technological alternatives available for cogeneration from sugarcane bagasse. Both the thermo-electrical requirements, and the characteristics of industrial services demanded by the mills, were provided by the sugar industry, thanks to a technical visit of industry recognition, which was conducted by the research group CIDES (Research Center for the Sustainable Development of Industry and Energy). Simulations were developed using the software THERMOFLEX®.

Finally selected one of the configurations analyzed taking into account the energy use of fuel (efficiency of cogeneration system), the satisfaction of the energy requirements of the sugarcane plant and the production of surplus of electric energy.

* Work of Grade

** Faculty of Physicochemical Engineering. School of Chemical Engineering. Director: Dr. Sc Viatcheslav Kafarov, Codirector: Ing. Yuranni María Pérez Cáceres

1 INTRODUCCIÓN

El entorno globalizado en el que se desarrolla actualmente la economía mundial ha generado cambios radicales en la política de las empresas, incrementado la competencia y propiciando la creación de nuevos productos y servicios cada vez más adaptados a las necesidades. Esto ha provocado el surgimiento de nuevas alternativas para subsistir en este medio tan cambiante. La demanda de energía eléctrica en Colombia crece a un ritmo aproximado del 4%, lo que significa que anualmente deberían ingresar al mercado plantas de 500 MW; pero en realidad la producción no está aumentando al mismo nivel, como referencia la ANDI¹ tiene identificada una capacidad instalada de 300 MW, cantidad que no es suficiente para cubrir la demanda de energía eléctrica en el país, lo que hace necesario que se promuevan nuevos proyectos energéticos.

Al incremento en la demanda de energía se suma el impacto ambiental del uso de combustibles fósiles, por lo tanto, se ha enfatizado el uso de fuentes energéticas renovables originando de esta manera políticas de ahorro de energía y conservación del medio ambiente. Por estas y otras razones los sistemas de cogeneración, que hacen referencia a la producción conjunta de energía térmica y eléctrica partiendo de una materia prima (combustible) o fuente de energía primaria han despertado interés en todo el mundo especialmente en la industria azucarera, puesto que actualmente este sector produce energía eléctrica y térmica para su autoconsumo, utilizando el bagazo de caña de azúcar como combustible en plantas de cogeneración autosuficientes en términos de suministro de energía. El uso más eficiente de los sistemas de cogeneración implica la utilización de nuevas alternativas para aumentar el superávit de la generación de electricidad que puede ser ofertada al país a través de sistema de interconexión nacional,

¹ Asociación Nacional de Empresarios de Colombia

generando así, una mayor rentabilidad para la industria azucarera y una mayor independencia de fuentes externas de servicios.

Basado en lo anterior, los proyectos de cogeneración de energía a partir de biomasa han tenido un mayor desarrollo como consecuencia de tecnologías más avanzadas, la capacidad de autosoportarse energéticamente y la inestabilidad en los precios de los combustibles, además cumple los postulados del Protocolo de Kyoto dentro del marco del desarrollo limpio, gracias a que se disminuyen emisiones contaminantes al usar combustible de origen agrícola.

El propósito de este trabajo es simular y analizar algunas alternativas para los sistemas de cogeneración que utilicen bagazo como combustible, apoyándose en la herramienta computacional. Dicha herramienta permite evaluar y considerar los impactos e interacciones antes los cambios tecnológicos. La herramienta computacional (software) utilizada para la simulación y análisis de las diferentes unidades de cogeneración fue THERMOFLEX®, un software diseñado por la compañía Thermoflow, Inc. que desde 1987 lidera el desarrollo de software ingenieril para la industria de cogeneración y potencia eléctrica. THERMOFLEX® es un programa modular con una interfaz grafica que permite ensamblar un modelo a partir de iconos que representan alrededor de 100 componentes diferentes. Además permite diseñar y modelar cualquier tipo de configuración en un amplio rango de sistemas térmicos, con énfasis en la cogeneración y generación de potencia.

2 MARCO TEÓRICO

2.1 Cogeneración

Cogeneración es la producción combinada de energía eléctrica (o mecánica) y energía térmica (calor y/o frío) obtenida por el uso secuencial de energía a partir de un mismo combustible. En otras palabras, la cogeneración se basa en el principio natural de conservación de la energía: “La energía no se crea ni se destruye, tan solo se transforma”. Además implica una racionalidad termodinámica y económica, ya que niveles más elevados de eficiencia inciden en la reducción significativa del consumo de combustible y de los demás costos asociados, incluyendo el costo ambiental.

La cogeneración nació a finales del siglo XIX y principios del siglo XX, cuando algunas plantas industriales de Europa y E. U. A. tomaron la iniciativa de generar su propia energía eléctrica partiendo de la quema de carbón en calderas productoras de vapor de alta presión. Sin embargo, a principios de los años 1900 esta iniciativa fue relegada a un segundo plano, con la aparición de grandes centrales eléctricas, las cuales suministraban energía a menores costos.

Actualmente, los sistemas de cogeneración retoman su antigua importancia, no solo por la capacidad de autosoportar energéticamente procesos industriales partiendo de fuentes energéticas renovables, sino también, por la capacidad de ofertar energía eléctrica a la red de interconexión nacional.

2.1.1 Relación calor-potencia

La relación calor-potencia es uno de los parámetros técnicos importantes, para la selección del sistema de cogeneración. Si la relación calor-potencia puede ser calculada para una industria particular, entonces, es posible encontrar un sistema de cogeneración que satisfaga los requerimientos energéticos de dicha industria, logrando de esta manera una optimización del proceso.

La relación calor-potencia indica a razón entre la energía térmica solicitada por el proceso y la potencia eléctrica neta producida.

$$RCP = Q_u/W_e$$

Donde RCP es la relación calor-potencia, W_e es la potencia eléctrica neta y Q_u es el calor demandado por el proceso. Las relaciones calor-potencia para los principales sistemas de cogeneración son indicadas en la tabla 1, junto con otros parámetros técnicos que pueden ser considerados en un amplio rango de la relación calor-potencia.

La proporción de los requerimientos de calor y potencia varían de industria a industria. Por lo tanto, los esquemas de operación para los sistemas de cogeneración deben ser seleccionados cuidadosamente, de tal manera, que concuerden con los requerimientos y condiciones de los servicios demandados por la industria dada. En la tabla 2 se muestra un rango de relaciones calor-potencia para algunas actividades industriales en general.

Tabla 1. Relaciones calor potencia y otros parámetros de sistemas de cogeneración [1].

Sistema de Cogeneración	Relación Calor-Potencia (Q_u/W_e)	Potencia de Salida (como porcentaje de la entrada de combustible)	Eficiencia Global
Turbina de contra	4,0-14,3	14-28	84-92

presión.			
Turbina extracción-condensación.	2,0-10	22-40	60-80
Ciclo combinado.	1,0-1,7	34-40	69-83
Motor recíprocante.	1,1-2,5	33-53	75-85

Tabla 2. Relaciones de calor-potencia para algunas actividades industriales [1].

Actividad industrial	Mínimo	Máximo	Promedio
Producción de cerveza	1,1	4,5	3,1
Farmacia	1,5	2,5	2,0
Fertilizantes	0,8	3,0	2,0
Alimentos	0,8	2,5	1,2
Pulpa y papel	1,5	2,5	1,9

Mediante la relación calor potencia, es posible tener una idea de la simultaneidad en la cual ocurren las demandas de calor y potencia, además indica cual es el tipo de energía más solicitada por la industria analizada:

- Relaciones calor-potencia cercanas a 1, advierten industrias de consumo energético equilibrado como, fabricas de papel, industria química, petroquímica, alimentaria y textil.
- Relaciones calor-potencia mayores que 1, indica actividades industriales con alto consumo de calor como, fabricas de cemento, cales y cerámicas.
- Relaciones calor-potencia menores que 1, señalan industrias de alto consumo de potencia eléctrica como talleres electromecánicos, establecimientos comerciales y de servicios.

2.1.2 Eficiencia de los sistemas de cogeneración

Basados en los principios termodinámicos (primera y segunda ley), el rendimiento de las unidades de cogeneración se mide en función del aprovechamiento de la fuente principal de energía, el combustible. Un sistema típico de cogeneración produce energía eléctrica (W_e) y energía térmica útil (Q_u), a partir de la energía proporcionada por un combustible (FU), por lo tanto la eficiencia (η_{general}) de los sistemas de cogeneración se define como la razón entre la energía producida (energía térmica y eléctrica) y la energía que cuesta (energía proporcionada por el combustible).

$$\eta_{\text{general}} = (W_e + Q_u) / FU$$

2.2 Tipos de cogeneración

Existen dos tipos de ciclos básicos de cogeneración para producción conjunta de energía térmica y eléctrica definidos en función de la secuencia de utilización de la energía del combustible:

2.2.1 Topping Cycle

En este ciclo la generación de electricidad toma un lugar precedente sobre la producción de calor. Por lo tanto, la energía del combustible es usada para producir energía eléctrica o mecánica y el calor remanente es recuperado y convertido en vapor y/o agua caliente para la utilización en los procesos industriales. Estos ciclos son los más usados en la industria azucarera.

2.2.2 Bottoming Cycle

En este ciclo la generación de calor es la prioridad. La energía del combustible es usada para producir vapor y suministrar de energía térmica los procesos industriales. El calor desechado en el proceso industrial es recuperado y utilizado para la producción de energía eléctrica o mecánica en una turbina.

2.3 Tecnologías de cogeneración a partir de bagazo de caña de azúcar

La cogeneración es un traje a la medida para cada uno de los sectores industriales que, en función de su relación calor-potencia, pueden asociarse a uno de los ciclos típicos de la cogeneración.

En este trabajo se indican 3 tecnologías de cogeneración a partir de bagazo de caña de azúcar basadas en ciclos topping, las cuales se describen a continuación.

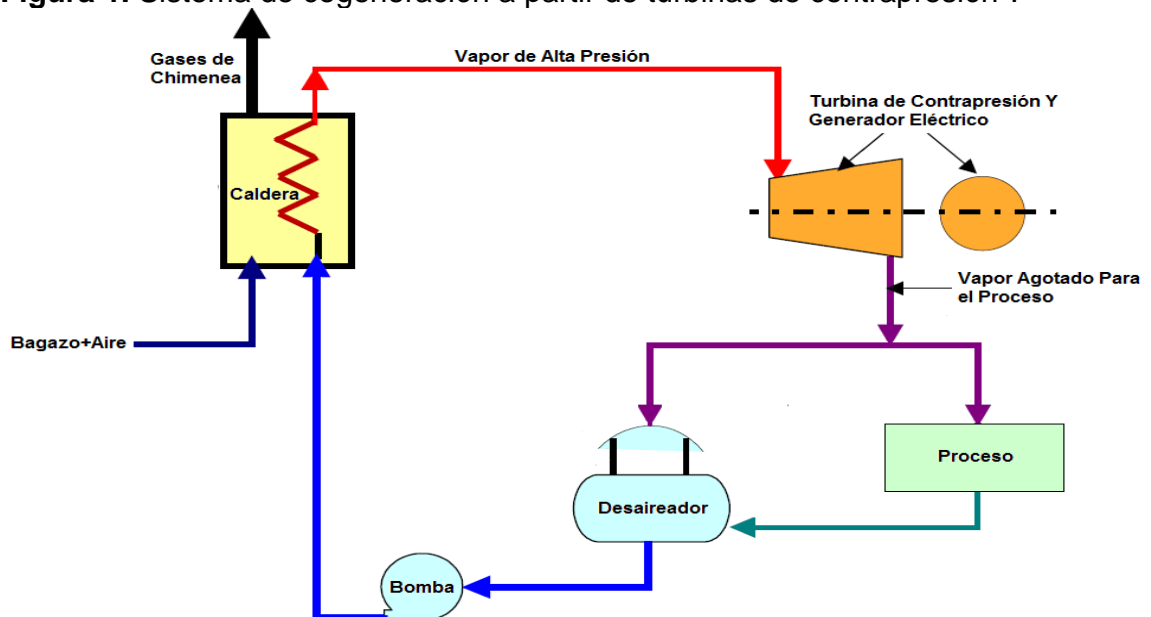
2.3.1 Cogeneración a partir de turbinas de vapor

Este sistema trabaja bajo el principio del ciclo termodinámico de Rankine. En este ciclo, el bagazo es quemado en calderas para la producción de vapor de alta presión. El vapor producido, es conducido a una turbina de vapor, donde se expande y da lugar a la producción de energía mecánica la cual es empleada para mover un generador eléctrico. El vapor agotado a la salida de la turbina, es usado como fuente de energía térmica en los procesos industriales. Las turbinas usadas en este ciclo pueden ser de tipo contrapresión y extracción-condensación.

En los ciclos con turbinas a contrapresión, el vapor, a la salida de la turbina es enviado directamente al proceso, evitando el uso del condensador (Figura 1). En este caso, el proceso determina la cantidad de vapor producido en la caldera. Este sistema es el más usado en la industria azucarera colombiana, debido a su amplio

rango de eficiencia, inversión de capital relativamente moderado y a su configuración simple, aunque una de sus debilidades es la poca flexibilidad en el diseño y operación.

Figura 1. Sistema de cogeneración a partir de turbinas de contrapresión².



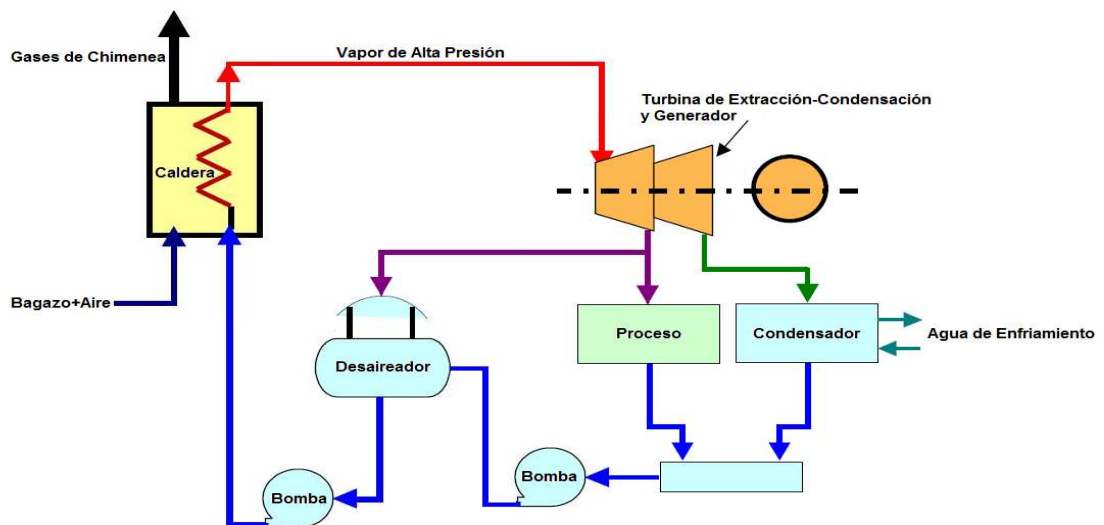
En la figura 2 se presenta un sistema de cogeneración usando una turbina de extracción-condensación. En las turbinas de extracción-condensación es posible extraer una parte del vapor antes de que ocurra la expansión completa en el casco de la turbina, para alimentar las necesidades de calor del proceso, haciendo más flexible la relación calor-potencia. En este caso la producción de vapor está limitada por la disponibilidad del bagazo.

Una ventaja que presentan estos ciclos a partir de turbinas de vapor, es la posibilidad de emplear cualquier tipo de combustible (sólido, líquido o gaseoso). Esta característica hace de este ciclo el más utilizado en la industria, donde existen combustibles o calores residuales, como: gases de refinería, biomasa,

² Fuente: Autor

legías negras, gases calientes de hornos, etc. La amplia diversidad y disponibilidad de combustibles hace de este ciclo más rentable, en comparación con aquellos ciclos basados en turbinas de gas y motores.

Figura 2. Sistema de cogeneración a partir de turbinas de extracción-condensación³.



2.3.2 Cogeneración a partir de turbinas de gas con sistema de gasificación de biomasa.

La gasificación es un proceso térmico que permite la conversión de un combustible sólido, tal como el bagazo, en un combustible gaseoso, mediante un proceso de oxidación parcial. El proceso inicia con una etapa de secado del bagazo, en donde se retira la mayor parte de humedad, la cual causa problemas de aglomeración que disminuyen la eficiencia del proceso. A continuación se lleva a cabo una descomposición térmica (pirólisis), en la que el calor descompone el sólido original en una mezcla de sólido, líquido, gas. Al sólido originado,

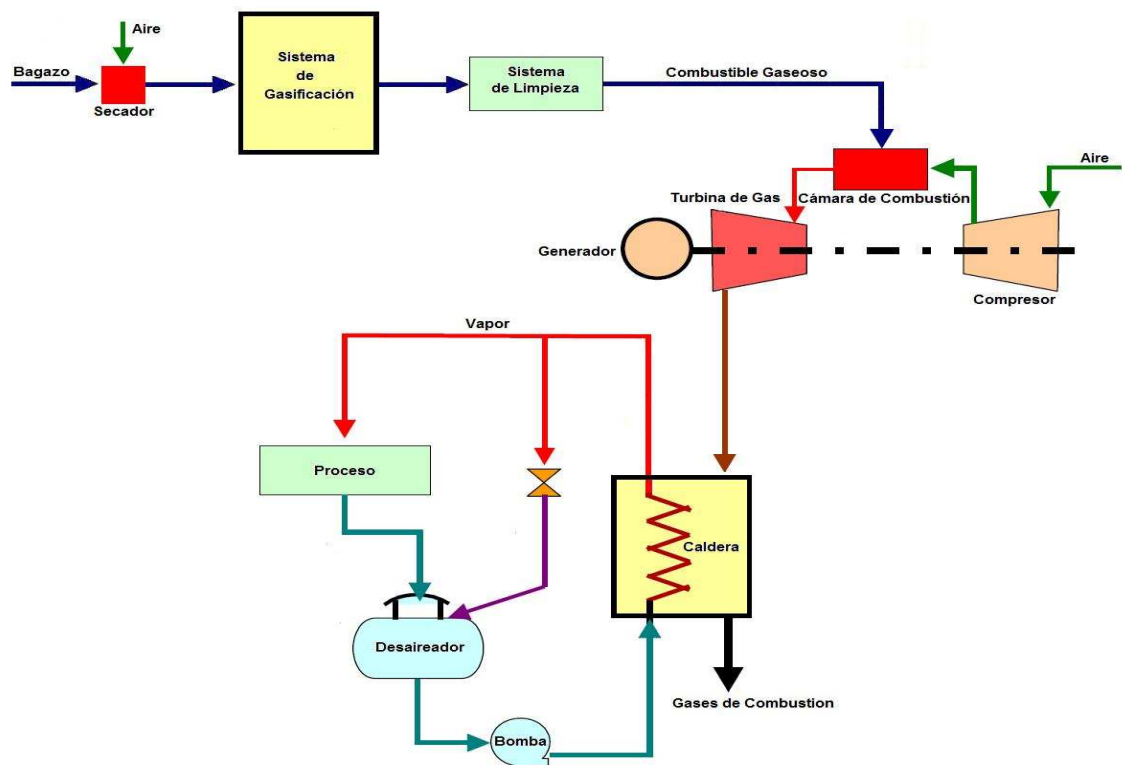
³ Fuente: Autor

comúnmente se le denomina char y, a los líquidos, debido a la presencia de alquitranes y vapores condensables, tar. Luego tiene lugar una reacción de oxidación o combustión, en la cual un agente oxidante (aire, oxígeno) se ve implicado en un conjunto de reacciones de oxidación, las cuales pueden ser homogéneas o heterogéneas, fundamentalmente exotérmicas, mediante las que se genera la energía térmica necesaria para que el proceso se mantenga. Inmediatamente ocurre la gasificación o reducción, en donde las reacciones sólido-gas o en fase gaseosa convierten el sólido remanente en gas. Se trata básicamente de reacciones endotérmicas, en donde algunas de estas reacciones tienen lugar en muy poca extensión (reacciones de reformado y/o hidrogenación). El gas resultante del proceso de gasificación, es sometido a un proceso de limpieza en donde son retirados gases nocivos (H_2S) que pueden ser perjudiciales para los equipos que se encuentran corrientes abajo. El gas limpio, es entonces utilizado como combustible en la cámara de combustión de las turbinas de gas, las cuales, a su vez, están acopladas a un generador para la producción de electricidad. Como agente oxidante se emplea el vapor de agua, oxígeno o el aire. El gas resultante contiene monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO_2), Hidrógeno (H_2), metano (CH_4), agua y pequeñas cantidades de hidrocarburos de bajo peso molecular como el etano. Cuando se usa el aire como agente oxidante el gas producido posee un bajo poder calórico que oscila entre 4 y 7 MJ/m^3 ; en cambio, cuando se usa el oxígeno como agente oxidante, el gas producido podría tener un poder calórico entre 10 y 18 MJ/m^3 [2]. Sin embargo, por razones técnico-económicas la tecnología más usada es aquella que emplea el aire como agente oxidante.

La corriente de gases de combustión a la salida de la turbina es utilizada para la producción de vapor en el sistema de recuperación de calor, el cual consiste de intercambiadores de calor que aprovechan la energía contenida en los gases de combustión para producir y suministrar energía térmica en forma de vapor, a los procesos industriales. Los sistemas de cogeneración que usan turbinas de gas se

basan en el ciclo termodinámico de Bryton. En la figura 3 se indica el sistema de cogeneración con turbina de gas y sistema de gasificación. Comparado con los sistemas de cogeneración a partir de turbinas de vapor, los sistemas de cogeneración a partir de turbinas de gas son ideales para procesos industriales donde la demanda de potencia eléctrica es alta y constante. En estos sistemas existe un mayor aprovechamiento de la energía proporcionada por el bagazo.

Figura 3. Sistema de cogeneración con turbina de gas y sistema de gasificación⁴.

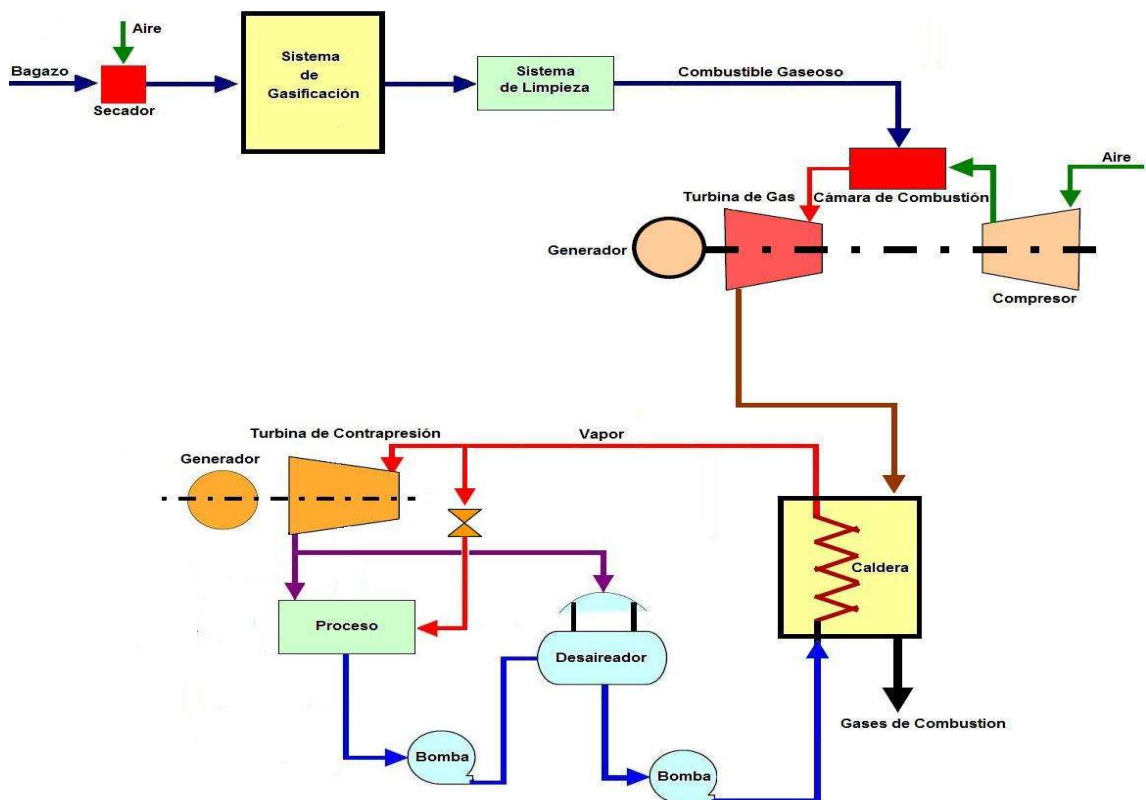


2.3.3 Cogeneración a partir de ciclos combinados con sistema de gasificación de biomasa

⁴ Fuente: Autor

En la figura 4 se muestra una configuración de cogeneración a partir de ciclo combinado con sistema de gasificación de biomasa. Los ciclos combinados de cogeneración se ajustan a la combinación de los ciclos termodinámicos de Rankine y Bryton.

Figura 4. Sistema de cogeneración a partir de ciclo combinado con sistema de gasificación de biomasa⁵.



Este ciclo es muy similar al descrito anteriormente, ya que se vale de la gasificación del bagazo para la producción de un combustible gaseoso, el cual es quemado en una turbina de gas acoplada a un generador, para la producción de energía eléctrica. Los gases efluentes de la turbina son usados para producir vapor de alta presión en un sistema de recuperación de calor; parte del vapor

⁵ Fuente: Autor

producido es expandido en una turbina de vapor de contrapresión, de la cual se aprovecha el vapor agotado a la salida de esta para suministrar energía térmica al proceso. La otra parte del vapor producido en el sistema de recuperación de calor, es administrado directamente al proceso. Los efluentes del proceso son recirculados mediante bombas al sistema de recuperación de calor, donde vuelve a iniciar el ciclo.

Sin duda, la introducción de una turbina de vapor produce un incremento en la producción de energía eléctrica, que puede ser ofertada a la red de interconexión nacional y puede compensar la inversión extra derivada de la instalación de un sistema de recuperación de calor, junto con la turbina de vapor. A esto se suma, un mayor aprovechamiento de la energía proporcionada por el bagazo.

2.4 Cogeneración en el sector azucarero colombiano y su potencial de cogeneración a partir de bagazo de caña de azúcar

En los últimos 50 años la industria azucarera colombiana ha concentrado sus esfuerzos tanto investigativo como tecnológico al mejoramiento de la cadena productiva de la caña de azúcar, esfuerzo que ha logrado ampliar el portafolio de productos que van desde la elaboración de azúcar refinado, alcohol carburante y servicios industriales, hasta el aprovechamiento integral de los subproductos de los procesos de producción como, las vinazas y el bagazo. Este último subproducto ha aumentado su importancia en los últimos años, no solo por su valor como materia prima para la elaboración de papel, plástico y tableros, sino también, porque cerca de 5 millones de toneladas de bagazo son usadas por los ingenios como combustible, para la generación de potencia eléctrica y térmica en los sistemas de cogeneración [4], contribuyendo a autosoportar el consumo energético del proceso disminuyendo la dependencia de los ingenios hacia fuentes externas de servicios y aumentando su sostenibilidad.

Basados en el anterior panorama, el sector minero energético colombiano ha realizado estudios para caracterizar el potencial de cogeneración de energía, los sistemas en operación e identificar las barreras que dificultan el aprovechamiento del potencial técnico-económico de estos proyectos. A partir de estos estudios, se reveló con detalle la oferta y la demanda energética nacional en cada uno de los sectores industriales del país. Este estudio indicó que los potenciales de cogeneración en la industria colombiana podrían llegar a ser al menos de 423 MW nuevos, con una participación del 34% de los sectores alimenticios, bebidas y tabaco; 23% del sector del papel; 19% del sector textil; 10% de los sectores de piedras, vidrio y cerámica; y 9% de los sectores químico, plástico y caucho [4]. En todos los estudios, el sector azucarero (como parte del sector alimenticio) se muestra como el más promisorio debido a la disponibilidad de recursos de biomasa y al aprovechamiento térmico a través de los sistemas de cogeneración en el procesamiento de la caña de azúcar.

Actualmente en el sector azucarero existen 345.1 MW instalados en sistemas de autoproducción y cogeneración, lo que representa el 2.6% de la capacidad instalada en el país, con una capacidad de oferta a la red es de 22 MW. En el año 2004 estos sistemas entregaron a la red 120.46 GWh que corresponden al 0.25% de la demanda total del año (47019 GWh) [4].

2.4.1 El bagazo como combustible en la cogeneración

Debido a la actual crisis energética mundial y a las nuevas políticas que fomentan la producción de combustibles a partir de fuentes renovables, presentan a la biomasa como una alternativa energética promisorio.

La mayoría de la biomasa disponible actualmente es derivada de la producción de madera y del cultivo de plantas para la producción de alimentos en los campos y

bosques del mundo. En Colombia, se identificó al bagazo como fuente principal de biomasa aprovechable, como subproducto de los ingenios azucareros en el país. Se estima que alrededor de 205000 hectáreas de caña de azúcar [5] se han estabilizado en las inmediaciones del valle geográfico de río cauca (Ver figura 5), con una producción media anual de caña de 22 millones de toneladas, de esta manera el sector produce anualmente 4 millones de toneladas de bagazo y del orden de 10 millones de toneladas das de residuos frescos [4].

Figura 5. Mapa de los ingenios azucareros anexos al valle del río cauca [6].



2.4.2 Características del bagazo de caña de azúcar

El bagazo es el residuo fibroso de los tallos de caña de azúcar, obtenido en la etapa de molienda y extracción de jugo en los ingenios azucareros (figura 6). La

transformación de la energía contenida en el bagazo a otras formas aprovechables de energía (como combustible) requiere un conocimiento de las propiedades físicas y químicas, que permitan una transformación eficaz y eficiente. La composición y propiedades físicas del bagazo varían con la especie y la madurez de la caña de azúcar, así como por el método de cosecha usado y la eficiencia en la etapa de molienda y extracción de jugo en los ingenios.

Figura 6. Bagazo de la etapa de molienda.



2.4.2.1 Características físicas del bagazo

El conocimiento de las características físicas de los combustibles a partir de biomasa son importantes para su manejo, transporte y almacenamiento. Desde el punto de vista físico el bagazo se constituye por fibra, sólidos solubles e insolubles. En la tabla 3 se indican las propiedades promedio del bagazo.

La fibra es la fracción orgánica soluble en agua, está presente en el tallo de la caña de azúcar y se caracteriza por su disparidad química y morfológica; contiene compuestos importantes para la industria del papel. Los sólidos insolubles son

compuestos inorgánicos que provienen de la tierra, rocas y materias extrañas, su composición está asociada a la tierra donde se cultiva la caña y a los métodos de cosecha. Los sólidos solubles son principalmente azúcares y sales que se disuelven en agua.

El agua presente en el bagazo es retenida a través de fenómenos superficiales de adsorción y capilaridad. El contenido de humedad es de vital importancia en algunos procesos tecnológicos (como en la gasificación de biomasa) en los que se aprovecha el bagazo como materia prima. En base a lo anterior, se ha encontrado que la humedad contenida en el bagazo depende del nivel higroscópico de la medula y del nivel de porosidad de las partículas. De ahí su gran capacidad de adsorción, que corresponde entre un 70 y 80% de humedad.

Cuando se calcula el nivel de humedad del bagazo se determina con mayor precisión la rigurosidad de la operación de secado. De esta manera la construcción de curvas de humedad indica la relación agua-bagazo, importante para los procesos posteriores de conminución, en donde contenidos de agua superiores al 10% generan problemas de aglomeración y atascamiento en los equipos [2].

Tabla 3. Propiedades del Bagazo [7].

Contenido de Agua	46-52%
Contenido de Fibra	43-52%
Sólidos Solubles	2-6%
Sólidos Insolubles	2-3%
Densidad Promedio	150 Kg/m ³

2.4.2.2 Composición morfológica

La epidermis es la capa más externa y fina que recubre el tallo y lo protege. Después de la epidermis esta la corteza, la cual se compone por fibras de alto

contenido de lignina. Se caracteriza por su ancha pared celular, longitud y rigidez, que le confieren una buena resistencia mecánica. Enseguida se encuentra el área interior del tallo, compuesto principalmente del tejido parenquimatoso (tejido vegetal celular), el cual almacena el jugo azucarado.

2.4.2.3 Composición química

Los principales componentes del bagazo son el agua y la fibra, la cual se compone principalmente de materiales lignocelulósicos. De estos materiales los que se encuentran en mayor proporción son: la celulosa, la hemicelulosa y la lignina. En el bagazo de caña de azúcar la celulosa representa el 50%, la hemicelulosa el 25% y la lignina el 25% restante del material lignocelulósico.

2.4.2.3.1 Celulosa

Es el componente mayoritario de las paredes celulares de la gran mayoría de las plantas, es un polímero lineal de β -D-Glucosa, el cual contiene una parte amorfa y una parte cristalina. El grado de polimerización (numero de azuceres en la cadena) y ordenamiento molecular varía entre las diferentes especies de plantas.

2.4.2.3.2 Hemicelulosa

La polimerización enzimática de los anhidro azuceres (pentosas o hexosas) unidos mediante enlaces glucósidos constituyen familias de polisacáridos no celulósicos (xilana, glucana, galactana, manana, fructana), los cuales conforman los principales componentes de la hemicelulosa. Estructuralmente se diferencia de la

celulosa, en que no son fibras, están ramificadas y el grado de polimerización es más bajo. La hemicelulosa al igual que la celulosa, sirven como material de soporte a la pared celular de las plantas.

2.4.2.3.3 Lignina

Es el tercer componente de importancia cuantitativa presente en la biomasa lignocelulósica, es un polímero aromático, heterogéneo, ramificado, tridimensional y de alto grado de polimerización. Está formado por la polimerización deshidrogenativa de unidades de fenilpropano ligadas por enlaces diferentes que se alternan aleatoriamente. La lignina es el material cementante en las paredes celulares de la mayoría de los tejidos leñosos vegetales.

La celulosa, hemicelulosa y lignina son polímeros naturales constituidos por diferentes proporciones de carbono, hidrogeno y oxigeno, con diferentes contenidos energéticos y reactividad química. Por lo tanto, un análisis más detallado revela el valor del bagazo de caña de azúcar como un combustible potencial debido al contenido energético de los elementos que lo componen. De esta manera, un análisis próximo y último proveen la información necesaria para estimar la cantidad de cenizas, los requerimientos de remoción de agua y el poder calórico, en potencia, obtenido a través de la reacción de combustión. En la tabla 4 se reporta un análisis ultimo en base seca de los principales combustibles sólidos junto con el valor calórico neto superior (HHV por sus siglas en ingles), el cual se refiere a la energía liberada en la combustión cuando el vapor de agua resultante de la combustión es condensado, liberando de esta manera el calor asociado a la evaporación.

Tabla 4. Análisis ultimo de combustibles sólidos [8].

Material	C	H	N	S	O	Cenizas	HHV(GJ Mg ⁻¹)
Carbón Bituminoso	75,5	5,0	1,20	3,10	4,90	10,30	31,67
Carbón Sub-bituminoso	77,9	6,0	1,50	0,60	9,90	4,10	32,87
Carbón Vegetal	80,3	3,1	0,20	0,00	11,30	3,40	31,02
Madera de Abeto	52,3	6,3	0,10	0,00	40,50	0,80	21,00
Madera de Eucalipto	48,3	5,9	0,15	0,01	45,13	0,40	19,35
Madera de Haya	51,6	6,3	0,00	0,00	41,50	0,60	20,30
Bagazo de Caña	44,8	5,4	0,40	0,01	39,60	9,80	17,33
Paja de Trigo	43,2	5,0	0,60	0,10	39,40	11,40	17,51
Paja de Arroz	39,2	5,1	0,60	0,10	35,80	19,2	15,80

De la anterior información se concluye que es necesario quemar alrededor de dos toneladas de bagazo para obtener el mismo poder calórico al quemar una tonelada de carbón bituminoso.

3 SIMULACIÓN DE LAS UNIDADES DE COGENERACIÓN A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA DE AZÚCAR

Cuatro configuraciones de sistemas de cogeneración fueron escogidos a partir del análisis bibliográfico para su simulación y análisis, partiendo de las diferentes alternativas tecnológicas disponibles para la cogeneración a partir de bagazo de caña de azúcar.

Tanto los requerimientos termo-eléctricos, como las características de los servicios industriales demandados por los ingenios, fueron proporcionados por el sector azucarero, gracias a una visita técnica de reconocimiento del sector, que se

realizó por parte del grupo de investigación CIDES (Centro De Investigación Para El Desarrollo Sostenible En Industria Y Energía) al cual se adscribe este trabajo. Las simulaciones fueron desarrolladas usando el software THERMOFLEX®

Tabla 5. Consumos de energía en ingenios azucareros de Colombia [5].

Ingenio	lb/TCM ⁶	Kw-h ⁷ /TCM
1	1228	22.74
2	1083	34.32
3	1548	26.51
4	1354	25.84
5	1122	22.69
6	1038	31.89
7	1183	23.88
8	1325	26.72
9	1344	38.8
10	1448	31.61
11	1257	34.69
12	1428	-----

En la tabla 5 se muestra el perfil de consumo energético de los ingenios azucareros ubicados en la zona geográfica del valle del río Cauca. A partir de estos perfiles, se calculó una media de consumo energético de los ingenios para efectos de dimensionamiento de la capacidad de las unidades de cogeneración analizadas. En la tabla 6 se presenta la media calculada junto con otros parámetros generales adoptados para la simulación de las unidades de cogeneración.

Tabla 6. Parámetros generales adoptados para la simulación de las unidades de cogeneración⁸.

Parámetro	Valor
Caña de azúcar molida (Ton/h).	300
Bagazo producido por tonelada de caña molida (Kg de bagazo/TCM).	336
Demanda de vapor por tonelada de caña molida (Kg de vapor/TCM).	574,25
Demanda de energía eléctrica por tonelada de caña molida (Kw-	29,06

⁶ TCM: Tonelada de caña molida por hora

⁷ Kw-h: Kilo vatios hora

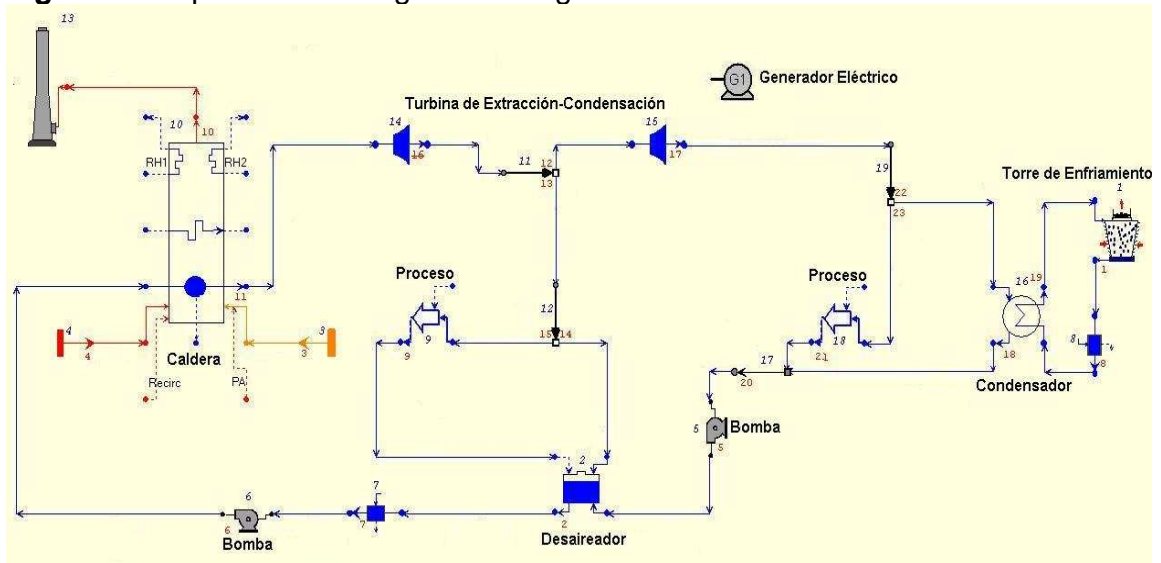
⁸ Fuente: Autor

h/TCM).	
Presión del vapor demandado por el proceso (Bar).	8
Temperatura del vapor demandado por el proceso (°C) .	200
Presión del vapor generado en la caldera (Bar).	31
Temperatura del vapor generado en la caldera (°C).	343
Valor calórico neto inferior para el bagazo (kJ/Kg de bagazo)⁹.	7634
Eficiencia isoentrópica de las turbinas de vapor (%).	88
Eficiencia isoentrópica de las bombas (%).	75
Eficiencia del generador eléctrico (%).	95

En la figura 7 se muestra la primera configuración analizada. Esta configuración consiste en un ciclo de vapor con turbina de contrapresión. En este esquema el vapor de alta presión es producido en una caldera mediante la combustión del bagazo con un 30% de exceso de aire. El vapor producido es expandido en una turbina de contra presión, cuyo efluente es aprovechado como fuente de energía térmica en los procesos del ingenio. Por lo tanto, el proceso determina la cantidad de vapor producido en la caldera y por consiguiente, la cantidad de bagazo usado. Los efluentes del proceso son llevados a un desaireador, donde es calentado hasta la temperatura de saturación, con una pequeña corriente del efluente de la turbina, para eliminar algunos gases disueltos (O₂, N₂, CO₂, etc.) en el agua que pueden ser perjudiciales para el ciclo. Una vez los gases disueltos han sido retirados en el desaireador, se añade una corriente de reposición de agua, la cual restablece el flujo demandado por el ciclo. Seguidamente, el flujo resultante es llevado de nuevo a la caldera a través de una bomba, en donde tiene lugar el inicio del ciclo. Esta es la configuración más usada por los ingenios del país.

⁹ Energía liberada por unidad de bagazo en la reacción de combustión, cuando el agua resultante de la reacción se presenta en estado gaseoso

Figura 8. Esquema de la segunda configuración¹¹.

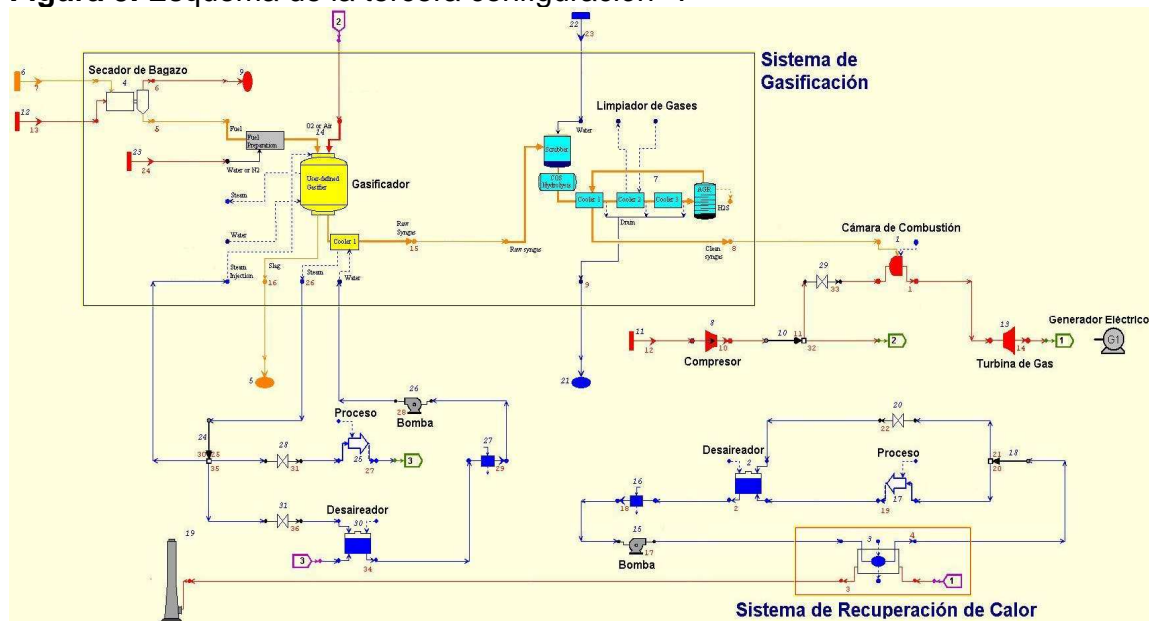


La tercera configuración analizada se indica en la figura 9. Esta configuración está basada en la gasificación del bagazo. El proceso de gasificación consta de tres etapas: El secado, es la primera etapa en la que se retira la mayor parte de la humedad del bagazo (entre el 80 y 90%) con aire caliente, enseguida el bagazo seco es introducido en un reactor de gasificación, en el cual se da inicio a la segunda etapa; allí se da lugar a varias reacciones en donde el bagazo es convertido en un combustible gaseoso. El gas combustible, producto del reactor de gasificación, es enfriado con agua de tal manera que se produce vapor, el cual puede ser aprovechado en los procesos de los ingenios para efectos de calentamiento. El gas enfriado, es introducido en un sistema de limpieza (tercera etapa), donde se retiran algunos gases nocivos que pueden perjudicar a los equipos que se encuentran corrientes abajo. El gas limpio, es introducido en una cámara de combustión junto con aire al 30% de exceso, comprimido a la misma presión del gas limpio. La energía liberada durante la reacción de combustión, adquirida por los gases, productos de la reacción, es llevada a una turbina de gas, donde tiene lugar la expansión de los gases de combustión y la producción del

¹¹ Fuente: Thermoflex

trabajo mecánico para la obtención de energía eléctrica en el generador. Los gases de combustión agotados, efluentes de la turbina de gas, son aprovechados para la producción de vapor, mediante un sistema de recuperación de calor. El vapor producido, es usado en las diferentes etapas del proceso de producción de azúcar.

Figura 9. Esquema de la tercera configuración¹².



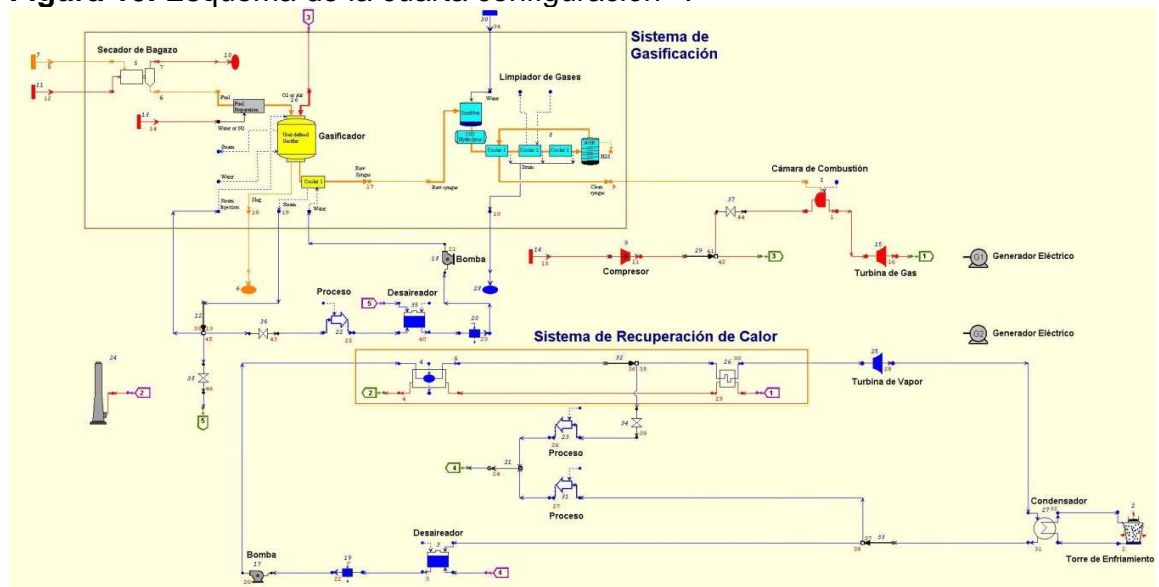
La cuarta configuración analizada es un ciclo combinado basado en la gasificación de biomasa y su esquema se muestra en la figura 10. La gasificación de la biomasa ocurre de la misma manera y bajo las mismas condiciones expuestas para la tercera configuración. Igualmente, el gas producido en el sistema de gasificación es llevado a una cámara de combustión junto con aire al 30% de exceso para llevar a cabo una combustión completa. Los gases de combustión son expandidos en una turbina de gas para la producción de energía eléctrica en un generador. Los gases efluentes de la turbina de gas son aprovechados para la producción de vapor de alta presión, que a diferencia de la tercera configuración,

¹² Fuente: Thermoflex

una parte es usado para la producción de energía eléctrica mediante su expansión en una turbina de vapor de contrapresión acoplada a un generador de potencia eléctrica, mientras que la otra parte es aprovechada en los procesos industriales. El vapor agotado a la salida de la turbina de vapor, es condensado a una presión de 2.5 bares. Parte del contenido energético de los condensados también es aprovechado en el ingenio azucarero para efectos de calentamiento en los procesos, mientras que el condensado remanente es usado para calentar en el desaireador, los efluentes de los procesos hasta la temperatura de saturación y permitir la ventilación de los gases disueltos en el agua. De la misma manera que en todos los ciclos de vapor una corriente de reposición de agua es añadida para resarcir las pérdidas ocurridas en los procesos.

La electricidad producida por los gases de combustión y el vapor vivo, es consumida por las bombas, secadores, compresores y por los procesos industriales en el ingenio. En la tabla 7 se indican los parámetros adoptados para la simulación de las configuraciones tercera y cuarta.

Figura 10. Esquema de la cuarta configuración¹³.



¹³ Fuente: Thermoflex

Tabla 7. Parámetros adoptados para la simulación de la tercera y cuarta configuración¹⁴.

Parámetro	Valor
Temperatura del reactor de gasificación (°C) [3].	1200
Presión del reactor de gasificación (Bar) [3].	25
Consumo eléctrico del secador de bagazo (KJ/Kg de bagazo).	20
Rango de flujo másico de combustible a la cámara de combustión (Kg/s).	35-45
Eficiencia isoentropica de la turbina de gas (%).	92
Eficiencia isoentropica del compresor de aire (%).	90
Temperatura del punto pinch en el sistema de recuperación de calor (°C).	10

Para calcular el flujo de combustible a la cámara de combustión se propuso un circuito de control, en el cual se estableció un valor óptimo para la variable objetivo, la cual es la máxima cantidad de bagazo disponible (28 Kg/s), mientras que la variable manipulable se estableció como el flujo de gas combustible a la cámara de combustión, la cual oscila entre el rango indicado en la tabla 7.

4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Los resultados arrojados por el software son presentados con más detalle en el anexo 1.

4.1 Configuración 1

Los resultados de la configuración 1, son presentados en la tabla 8.

Tabla 8. Resultados de la configuración 1¹⁵.

¹⁴ Fuente: Autor

¹⁵ Fuente: Autor

Consumo de bagazo por tonelada de caña molida (Kg de bagazo/TCM).	316,8
Vapor entregado al proceso por tonelada de caña molida (Kg de vapor/TCM).	574,8
Producción de energía eléctrica por tonelada de caña molida (Kw-h/TCM).	28,96
Potencia eléctrica producida (Kw).	10833
Consumo eléctrico del sistema de cogeneración (Kw).	2453,3
Potencia eléctrica neta producida (Kw).	8430
Energía calórica entregada al proceso (Kw).	117624
Relación calor/potencia	10,8
Eficiencia del ciclo (%)	62,51

Como se indica en la tabla 8, no todo el bagazo disponible es consumido en el ciclo, lo que deja un exceso de 19,2 Kg de bagazo/TCM que puede ser comercializado para la producción de tableros o pulpa y papel. Este exceso se debe a que los procesos en el ingenio, determinan la cantidad de vapor producido y por lo tanto, la cantidad de bagazo usado. La energía eléctrica producida en esta configuración no satisface la demanda eléctrica del proceso, lo que hace necesario la compra de la energía faltante a la red nacional. La producción de energía eléctrica también está limitada por la demanda de vapor del proceso. La baja eficiencia del proceso se debe al no aprovechamiento energético de la corriente de gases de combustión, la cual podría ser usada para producir más vapor que podría contribuir a la generación de la energía eléctrica faltante. Una alta relación calor potencia indica que para esta configuración es más relevante la producción de energía calórica que eléctrica.

4.2 Configuración 2

En la tabla 9 se indican los resultados de la configuración 2.

Tabla 9. Resultados de la configuración 2¹⁶.

Consumo de bagazo por tonelada de caña molida (Kg de bagazo/TCM).	336
--	-----

¹⁶ Fuente: Autor

Vapor entregado al proceso por tonelada de caña molida (Kg de vapor/TCM).	574,3
Producción de energía eléctrica por tonelada de caña molida (Kw-h/TCM).	42,85
Potencia eléctrica producida (Kw).	15666
Consumo eléctrico del sistema de cogeneración (Kw).	2808,4
Potencia eléctrica neta producida (Kw).	12857
Energía calórica entregada al proceso (Kw).	111678
Relación calor/potencia	7,12
Eficiencia del ciclo (%)	58,07

En esta configuración todo el bagazo disponible es consumido en la caldera. La producción de energía eléctrica es mayor en comparación con la configuración 1, debido a que existe una mayor expansión del vapor en el casco de turbina, permitiendo de esta manera satisfacer la demanda eléctrica del proceso y ofertar el exceso de energía eléctrica a la red de interconexión nacional. De igual manera que en la configuración 1 la demanda de vapor es suplida. La baja eficiencia se debe al uso del condensador, ya que este retira una cantidad de energía que no es aprovechada de ninguna forma. La relación calor-potencia sigue siendo alta, lo que indica que la energía proporcionada por el bagazo, es usada principalmente para la producción de energía calórica.

4.3 Configuración 3

En la tabla 10 se presentan los resultados para la configuración 3.

Tabla 10. Resultados de la configuración 3¹⁷.

Consumo de bagazo por tonelada de caña molida (Kg de bagazo/TCM).	336
Vapor entregado al proceso por tonelada de caña molida (Kg de vapor/TCM).	680,076
Producción de energía eléctrica por tonelada de caña molida (Kw-h/TCM).	180,76
Potencia eléctrica producida (Kw).	59120
Consumo eléctrico del sistema de cogeneración (Kw).	4893
Potencia eléctrica neta producida (Kw).	54227

¹⁷ Fuente Autor

Energía calórica entregada al proceso (Kw).	136714
Relación calor/potencia	2,3
Eficiencia del ciclo (%)	91,23

En esta configuración 680,076 Kg de vapor/TCM son producidos, de manera que se satisface ampliamente la demanda del proceso y deja un excedente que puede ser aprovechado en operaciones de secado. La gasificación del bagazo produce un combustible de bajo poder calórico (ver tabla 12), pero el flujo másico de este es suficiente, de tal forma, que entrega más energía en comparación con las anteriores configuraciones, lo que permite una mayor producción de energía eléctrica y calórica. El sistema de recuperación de calor también contribuye al mayor aprovechamiento de la energía proporcionada por el combustible gaseoso, situación que se ve reflejada en la alta eficiencia del ciclo. La relación calor-potencia disminuye considerablemente en comparación con las anteriores configuraciones, lo que indica un aumento en la importancia de la producción de energía eléctrica cuyos excedentes pueden ser ofertados a la red de interconexión nacional.

4.4 Configuración 4

Los resultados de la configuración 4 se reportan en la tabla 11.

Tabla 11. Resultados de la configuración 4¹⁸.

Consumo de bagazo por tonelada de caña molida (Kg de bagazo/TCM).	336
Vapor entregado al proceso por tonelada de caña molida (Kg de vapor/TCM).	489,888
Producción de energía eléctrica por tonelada de caña molida (Kw-h/TCM).	208,183
Potencia eléctrica producida (Kw).	67975
Consumo eléctrico del sistema de cogeneración (Kw).	5520
Potencia eléctrica neta producida (Kw).	62455
Energía calórica entregada al proceso (Kw).	77184
Relación calor/potencia	1,13

¹⁸ Fuente: Autor

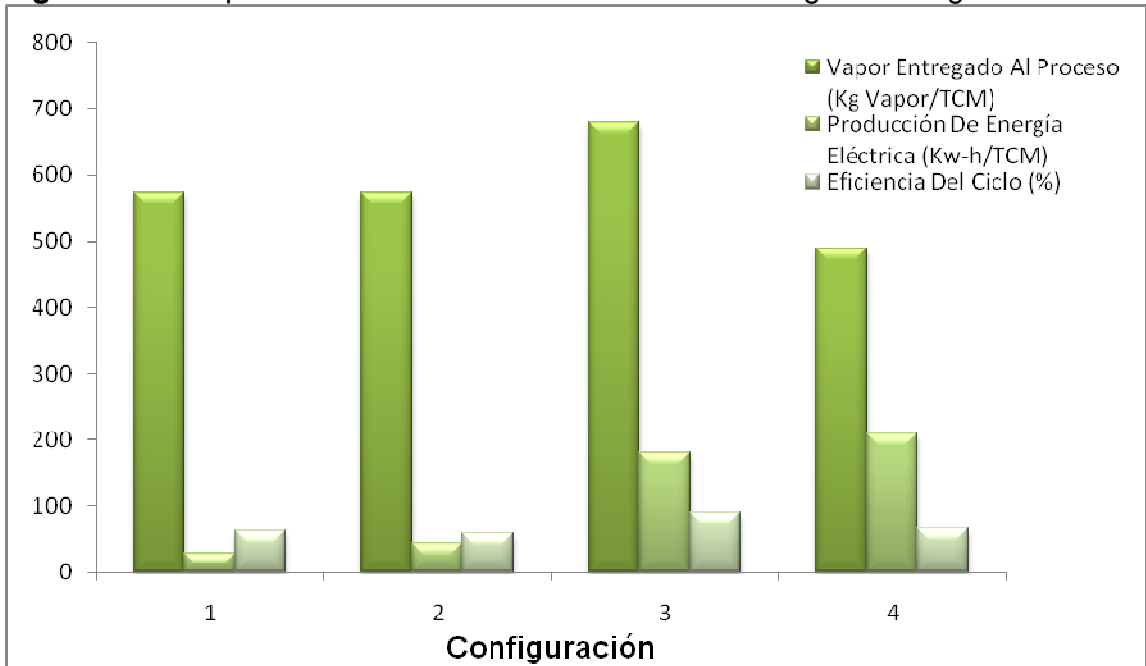
Eficiencia del ciclo (%)	66,72
---------------------------------	-------

La producción de vapor para la configuración es baja, de tal forma, que no satisface la demanda del proceso, ya que la energía recuperada en el sistema de recuperación de calor se destina para la producción de vapor vivo (31 bares), el cual es usado en la turbina de vapor para la producción de energía eléctrica. La producción de energía eléctrica adquiere una mayor importancia que en los ciclos descritos anteriormente, lo que se ve reflejado en la relación calor potencia. Una alternativa para aumentar la energía necesaria para la producción de vapor, es usar combustibles complementarios como los desechos de cosecha de la caña de azúcar o usar gas natural que puede ser mezclado con el gas producido en el sistema de gasificación. La baja eficiencia en comparación con la configuración anterior, se debe al uso del condensador.

Tabla 12. Características de gas producido en el sistema de gasificación adoptadas para las configuraciones 3 y 4.

Composición (% volumen)	Valor
CO	22,39
CO ₂	10,6
CH ₄	0,1956
H ₂	21,11
H ₂ S	0,0001
H ₂ O	0,3743
N ₂	44,79
O ₂	0
Ar	0,5389
Peso Molecular	24,23
Valor calórico Neto Inferior (KJ/Kg de gas)	4791

Figura 11. Comparación de resultados entre las 4 tecnologías de cogeneración.



En la figura 11 se presenta una comparación grafica entre las configuraciones analizadas, basada en el aprovechamiento del combustible (bagazo) y en la producción de energía térmica y eléctrica, en esta figura se observa que la configuración 3 satisface todos los requerimientos demandados por el proceso con un alto aprovechamiento de la energía suministrada por el combustible, por lo tanto, esta configuración se perfila como la más apropiada para contribuir con la autosostenibilidad de los procesos en los ingenios azucareros colombianos.

5 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

A partir de la revisión bibliográfica y basada en datos de planta industrial se escogieron, simularon y analizaron aplicando el software THERMOFLEX[®], cuatro configuraciones de cogeneración de energía, aprovechando el bagazo de caña de azúcar.

Según los datos arrojados por la simulación, la configuración 1 no satisface los requerimientos energéticos demandados por el proceso industrial, ya que la producción de energía eléctrica se ve limitada por la demanda de vapor del proceso, aunque cabe destacar que no todo el bagazo disponible es consumido, permitiendo la comercialización de este para su uso en otras actividades industriales. Las turbinas de extracción-condensación permiten una mayor flexibilidad al momento de disponer del vapor, debido a que parte de este puede ser extraído para su utilización en el ingenio, permitiendo que el remanente se expanda mas, logrando una mayor producción de energía eléctrica. La configuración 3 es la más viable energéticamente, pues esta muestra el mayor índice de aprovechamiento energético del combustible, logrando satisfacer ampliamente los requerimientos energéticos de los procesos en los ingenios y permitiendo la comercialización de los excedentes eléctricos a la red de interconexión nacional. La producción de vapor de alta presión (31 bares) en la configuración 4, limita el flujo másico de este lo que implica que la no satisfacción de los requerimientos de vapor en el proceso.

Los sistemas de gasificación de biomasa pueden ser una alternativa importante para la producción de excedentes de energía eléctrica, permitiendo la comercialización de estos excesos a la red de interconexión nacional, aumentando de esta manera la sostenibilidad del sector azucarero. Sin embargo, es preciso superar las barreras técnico-económicas asociadas a los procesos de gasificación,

para lograr un incremento significativo en la producción de electricidad partiendo del bagazo de caña como combustible.

Finalmente se recomienda estudiar el aprovechamiento de los residuos agrícolas de cosecha (hojas, cogollos y demás) para su uso como combustible en los sistemas de cogeneración, ya que el uso de estos, podría aumentar significativamente la producción de energía eléctrica. También se recomienda desarrollar un análisis de integración energética entre los procesos, de tal manera que se contribuya a la optimización y a un aprovechamiento racional de las fuentes energéticas disponibles, además de elaborar un análisis económico, que permita determinar la viabilidad y factibilidad asociada a la implementación de las diferentes tecnologías de cogeneración.

6 BIBLIOGRAFÍA

- [1] Best Practice Manual Cogeneration, <http://www.energymanagertraining.com>
- [2] Universidad de Vigo, España. Pirolisis y gasificación, Citado en: <http://ambiental.uvigo.es/agroforestal/catedra/asignaturas/pirogas.pdf>
- [3] CARO, W., RUEDA, J. Modelamiento y simulación de un gasificador de carbón para la obtención de hidrogeno. Escuela de ingeniería química. Universidad industrial de Santander, Bucaramanga 2007.
- [4] Ministerio de medio ambiente. Cogeneración en el sector azucarero aplicando el enfoque ESCO.
- [5] CASTILLO, E., Breve panorama energético del sector azucarero colombiano. Revista Técnicaña, volumen 11, pag. 33-36. 2007.
- [6] <http://www.cenicana.org>
- [7] Bagasse cogeneration-global review and potential. WADE 2004.
- [8] OVEREND, R., WRIGHT, L., Biomass energy. Energy conversion.
- [9] MARTIN, M., Cogeneración. Fundación Confemetal, 2 Ed. España 2006.
- [10] QUIROS, H., SANTOS, N., Cogeneración a gas natural en Colombia. Escuela de ingeniería de petróleos, Bucaramanga 2001.
- [11] BERNAL, H., Aplicación de los criterios de cogeneración a un proyecto industria. Escuela de ingeniería de petróleos, Bucaramanga 1998.
- [12] ORLANDO, J., Cogeneration planner's Handbook. Pennwell. Estados Unidos de America 1997.
- [13] VAN WYLEN, G., Fundamentos de termodinámica. Limusa, México 1999.
- [14] PUROHIT, P., MICHAELOWA, A., CDM potential of bagasse cogeneration in India. Energy policy vol. 35 pag. 4779-4798. Francia 2007. ISSN: 0301-4215.
- [15] TURNER, W., Handbook of energy efficiency and renewable energy, Taylor and francis group. Estados Unidos de America 2006.
- [16] KRARTI, M., The engineering handbook. CRC press, 2 Ed. Estados Unidos de America 2005.

[17] OBERNBERGER, I., BIEDERMANN, F. Combustion and gasification of solid biomass for heat and power production in Europe state of the art and relevant future developments.

[18] ASOCAÑA, Informe anual Asocaña 2007-2008. 2008.

ANEXO 1. DATOS ARROJADOS POR EL SIMULADOR

Configuración 1.

```
*** SYSTEM SUMMARY ***
Steam Property Formulation - Thermoflow STQUIK
```

Ambient pressure = 1.013 bar Temperature = 25 C RH = 60 %

		LHV	HHV
Net fuel input	[kW]	204171	253964
Gross heat rate	[kJ/kWh]	66687	
Net heat rate	[kJ/kWh]	86089	107085
Gross electric efficiency	[%]	5.398	
Net electric efficiency	[%]	4.182	3.362
CHP efficiency	[%]	62.51	
PURPA efficiency	[%]	33.35	
Gross power	[kW]	11022	
Net power	[kW]	8538	
Total auxiliaries	[kW]	2484	
Net process output	[kW]	119099	

Power Device(s)

Generator/Component	Shaft[kW]	Eff[%]	Output [kW]
Steam Turbine[10]	11213.6		
Generator[1]	11213.6	98.29	11021.8
Total Generator(s)			11021.8

Auxiliary Device(s)

Component	Shaft[kW]	Motor	Eff[%]	[kW]
General Pump[4]				251.2
Radiant Boiler[7] aux				2122.6
Total components auxiliaries				2373.8
Total miscellaneous auxiliary				110.2
Total plant auxiliary				2484.0

Heat Device(s)

Component	[kW]	
Fuel Source[2]	204171	Chargeable as Fuel(LHV)
Gas/Air Source[3]	0.000009	Not Considered
Makeup/Blowdown[5]	301.7	Not Considered
Process w/return[6]	119099	Credited as Process

=====

Heat Balance [kW]

```

=====
Deaerator[1]
  Heat removed/lost                0.00
Fuel Source[2]
  Heat input                204171.00
Gas/Air Source[3]
  Heat input                0.00
General Pump[4]
  Pumping power                232.60
Makeup/Blowdown[5]
  Heat input                -11888.00
Process w/return[6]
  Heat input                0.00
  Heat removed/lost                106909.00
Radiant Boiler[7]
  Heat removed/lost                2127.00
Stack[9]
  Heat removed/lost                70286.00
Steam Turbine[10]
  Expansion power                13192.00
-----
Total Energy Input                192515.00
Total Energy Output                192515.00
Cycle Heat Balance Error                -0.36      -0.0002 %
=====
Zero enthalpy @ 77F (25C) & vapor H2O.

```

Mass Flow Balance [kg/s]

```

=====
Deaerator[1]
  Mass flow out                0.00
Fuel Source[2]
  Mass flow in                26.74
Gas/Air Source[3]
  Mass flow in                101.40
Makeup/Blowdown[5]
  Mass flow in                4.79
  Mass flow out                0.00
Process w/return[6]
  Mass flow in                0.00
  Mass flow out                4.79
Radiant Boiler[7]
  Mass flow out                0.33
Stack[9]
  Mass flow out                127.80
-----
Total Mass Flow In                132.90
Total Mass Flow Out                132.90
Cycle Mass Balance Error                0.00      -0.0004 %
=====

```

*** COMPONENT RESULTS (11 components) ***
 Steam Property Formulation - Thermoflow STQUIK

H* is the program enthalpy based on 77F (25C) & vapor H2O.

Deaerator(s)

Stream	No	P	T	M	H*	H
--------	----	---	---	---	----	---

		[bar]	[C]	[kg/s]	[kJ/kg]	[kJ/kg]
=====						
Deaerator[1]:						

Water in	6	1.013	90.00	43.065	-2170.45	377.04
Heating H2O	12	1.013	176.47	0.752	280.81	2828.30
Water out	1	1.013	99.99	43.817	-2128.39	419.10

Mode: Thermodynamic Design						
Deaerator type: Horizontal Heater (HH)						
Operating pressure = 1.013 bar, saturation temperature = 99.99 C						
=====						

Fuel Source(s)						
Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Fuel Source[2]:						

Fuel	2	1.026	25.00	26.745	7633.97	

Fuel type = Solid Fuel name = Bagasse_Wet50						
=====						

Gas/Air Source(s)						
Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Gas/Air Source[3]:						

Gas	3	1.026	25.00	101.380	0.00	

Gas composition [Mole %]						
O2 = 20.562% CO2 = 0.030% H2O = 1.852% N2 = 76.634% Ar = 0.923% SO2 = 0.000%						
=====						

General Pump(s)						
Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
General Pump[4]:						

H2O in	5	1.013	91.67	48.602	-2163.44	384.05
H2O out	4	37.92	92.13	48.602	-2158.66	388.83

Mode: Thermodynamic Design						
Pump driven by Integral motor: Electricity consumption = 251.2 kW, Hydraulic pumping power = 232.6 kW						
Pump isentropic efficiency = 80 %						
Pump suction density = 964 kg/m^3						
=====						

Makeup/Blowdown(s)						
Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Makeup/Blowdown[5]:						

H2O in	1	1.013	99.99	43.817	-2128.39	419.10
H2O out	5	1.013	91.67	48.602	-2163.44	384.05

 Makeup flow = 4.785 kg/s Temp = 15 C Enthalpy = 63.04 kJ/kg
 =====

Process w/return(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
--------	----	------------	----------	-------------	---------------	--------------

Process w/return[6]:

H2O in 9	9	8.000	195.93	47.850	280.81	2828.30
----------	---	-------	--------	--------	--------	---------

Process steam pressure = 8.00 bar Temp = 195.93 C
 Process flow = 47.85 kg/s
 Desuperheating flow = 0 kg/s
 Condensate return = 43.07 kg/s
 Makeup = 0 kg/s
 =====

Radiant Boiler(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
--------	----	------------	----------	-------------	---------------	--------------

Radiant Boiler[7]:

Air in	3	1.026	25.00	101.380	0.00	
Fuel in	2	1.026	25.00	26.745	7633.97	
Gas out	7	1.013	482.22	127.798	549.97	
H2O in	4	37.92	92.13	48.602	-2158.66	388.83
Blowdown			0.000	-1474.72	1072.77	
Sat. Steam out	8	31.03	343.33	48.602	552.25	3099.74

Mode: Thermodynamic Design

Furnace gage pressure = 0 millibar, excess air = 30 %
 Adiabatic = 1234.4 C, effective radiating = 866.8 C, waterwall surface = 419.4 C
 Heat transfer to waterwall = 131735 kW
 Heat losses = 1976 kW
 Fuel input (LHV) = 204.2 MW, (HHV) = 254 MW
 Fuel delivery power = 2122.6 kW
 Bottom ash mass flow = 0.0654 kg/s, fly ash mass flow = 0.2614 kg/s
 Flue gas composition [Mole %]
 O2 = 3.603% CO2 = 11.692% H2O = 25.788% N2 = 58.211% Ar = 0.701% SO2 = 0.004%
 =====

Splitter(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
--------	----	------------	----------	-------------	---------------	--------------

Splitter[8]:

H2O in	11	8.000	195.93	48.602	280.81	2828.30
H2O 1 out	9	8.000	195.93	47.850	280.81	2828.30
H2O 3 out	10	8.000	195.93	0.752	280.81	2828.30

None clockwise outlet flow(s) throttled
 =====

Stack(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
--------	----	------------	----------	-------------	---------------	--------------

```

=====
Stack[9]:
-----
Gas in          7      1.013      482.22      127.798      549.97
-----
Type: Concrete stack
Mode: Thermodynamic Design
Pressure drop (inlet to ambient) = 0 millibar
Outlet dust load = 1029.5 ng/J; = 3084 mg/Nm^3 @ 6% O2, dry
Outlet SO2 = 47.86 ng/J; = 143.3 mg/Nm^3 @ 6% O2, dry; = 50.15 ppmv @ 6% O2, dry
Plume visibility index = 0, Plume invisible
Water dew point = 65.98 C, Sulfur dew point = 117.1 C
Gas composition [Mole %]
O2 = 3.603% CO2 = 11.692% H2O = 25.788% N2 = 58.211% Ar = 0.701% SO2 = 0.004%
CO2 mass flow = 23.88 kg/s
=====

```

Steam Turbine(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]

Steam Turbine[10]:						

H2O in	8	31.03	343.33	48.602	552.25	3099.74
H2O out	11	8.000	195.93	48.602	280.81	2828.30

Mode: Thermodynamic Design; Type of inlet control: Sliding						
Type of Performance: Normal						
Shaft power = 11214 kW Mechanical loss = 1978.9 kW Current RPM = 3600						
Dry step efficiency = 85 % Overall apparent isentropic eff. = 86.54 %						
Actual nozzle area = 0.0126 m^2 Number of steps = 6						
Inlet pressure = 31.03 bar						
Exit pressure = 8 bar enthalpy = 2828.3 kJ/kg steam superheat = 25.51 C						

Valve(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]

Valve[11]:						

H2O in	10	8.000	195.93	0.752	280.81	2828.30
H2O out	12	1.013	176.47	0.752	280.81	2828.30

Mode: Design						
Pressure control: Rubber valve						
Valve current status: Partially open						
Pressure drop = 6.987 bar						

*** STREAM TABLE ***
Steam Property Formulation - Thermoflow STQUIK

H* is the program enthalpy based on 77F (25C) & vapor H2O.

Gas/Air Streams:

No.	P [bar]	T [C]	H* [kJ/kg]	Mgas [kg/s]	Mash [kg/s]	V [m^3/s]	M.W.	Mole Composition %						
								N2	O2	CO2	H2O vap	H2O liq	Ar	SO2
3	1.0257	25.00	0.00	101.4	0.000	85.2	28.764	76.634	20.562	0.030	1.852	0.000	0.923	0.000
7	1.0132	482.22	549.97	127.8	0.261	287.7	27.535	58.211	3.603	11.692	25.788	0.000	0.701	0.004

Gas/Air Psychrometric Properties (T <= 500 F/260 C)

```

=====
No.      P          T          Dew Point    Wet Bulb    RH
      [bar]      [C]      [C]          [C]         [%]
-----
3       1.0257     25.00     16.70       19.50      60.00
=====

```

Water/Steam Streams:

```

=====
No.      P          T          H*          H          M          Quality  Sup/Sub(-)
      [bar]      [C]      [kJ/kg]    [kJ/kg]    [kg/s]
-----
1       1.0130     99.99    -2128.39    419.10     43.82           0.00
4       37.92      92.13    -2158.66    388.83     48.60          -155.06
5       1.0130     91.67    -2163.44    384.05     48.60           -8.33
6       1.0130     90.00    -2170.45    377.04     43.07           -9.99
8       31.03     343.33    552.25     3099.74     48.60          107.61
9       8.000     195.93    280.81     2828.30     47.85           25.51
10      8.000     195.93    280.81     2828.30     0.752           25.51
11      8.000     195.93    280.81     2828.30     48.60           25.51
12     1.0130     176.47    280.81     2828.30     0.752           76.48
=====

```

Fuel Streams: (G=gaseous L=liquid S=solid P=liquefied gas)

```

=====
No.      P          T          H*          M          M.W.  Ash % H2O % | C  H  Atomic %  LHV  HHV
      [bar]      [C]      [kJ/kg]    [kg/s]
-----
2  S  1.0257     25.00  7633.97    26.74    6.76    1.22  50.00 | 13.86 57.93 28.16 0.04 0.00 0.00 7633.97 9495.74
=====

```

Fuel Streams: Additional Properties

```

=====
Stream 2  Solid fuel defined by weight percent
-----
Weight percent of Ash          1.222  %
Weight percent of Moisture     50     %
Weight percent of Carbon       24.32  %
Weight percent of Hydrogen     2.935  %
Weight percent of Oxygen       21.42  %
Weight percent of Nitrogen     0.0781 %
Weight percent of Sulfur       0.0223 %
LHV                            7634   kJ/kg
HHV                            9496   kJ/kg
=====

```

Configuración 2.

*** SYSTEM SUMMARY ***

Steam Property Formulation - ThermoFlow STQUIK

Ambient pressure = 1.013 bar Temperature = 15 C RH = 60 %

```

=====
Net fuel input          [kW]          214524          266842
Gross heat rate        [kJ/kWh]      49298
Net heat rate          [kJ/kWh]      59966           74591
Gross electric efficiency [%]          7.302
=====

```

Net electric efficiency	[%]	6.003	4.826
CHP efficiency	[%]	59.43	
PURPA efficiency	[%]	32.71	

Gross power	[kW]	15666	
Net power	[kW]	12879	
Total auxiliaries	[kW]	2786.9	
Net process output	[kW]	114605	
=====			

Power Device(s)

Generator/Component	Shaft[kW]	Eff[%]	Output[kW]
=====			
Steam Turbine[14]	11719.6		
Steam Turbine[15]	4614.0		

Generator[1]	16333.6	95.91	15665.6

Total Generator(s)			15665.6
=====			

Auxiliary Device(s)

Component	Shaft[kW]	Motor	Eff[%]	[kW]
=====				
Cooling Towers(various)[1] fan/pump				54.0
General Pump[5]				2.8
General Pump[6]				272.7
Radiant Boiler[10] aux				2230.3
Water-cooled Condenser[16] pump				12.9
STAssembly[1]				57.6

Total components auxiliaries				2630.2

Specified total miscellaneous auxiliary				156.7

Total plant auxiliary				2786.9
=====				

Heat Device(s)

Component	[kW]	
=====		
Fuel Source[3]	214524	Chargeable as Fuel(LHV)
Gas/Air Source[4]	1083	Not Considered
Makeup/Blowdown[7]	302.7	Not Considered
Makeup/Blowdown[8]	0	Not Considered

Process w/return[18]	52849	Credited as Process
Process w/return[9]	61755	Credited as Process
=====		

Heat Balance [kW]

=====		
Cooling Towers(various)[1]		
Heat removed/lost		8609.00
Deaerator[2]		
Heat removed/lost		0.00
Fuel Source[3]		
Heat input	214524.00	
Gas/Air Source[4]		
Heat input	0.00	
General Pump[5]		

Pumping power	2.33		
General Pump[6]			
Pumping power	252.70		
Makeup/Blowdown[7]			
Heat input	-11929.00		
Makeup/Blowdown[8]			
Heat removed/lost		0.00	
Process w/return[9]			
Heat input	0.00		
Heat removed/lost		55389.00	
Process w/return[18]			
Heat input	0.00		
Heat removed/lost		47004.00	
Radiant Boiler[10]			
Heat removed/lost		-216.90	
Stack[13]			
Heat removed/lost		73850.00	
Steam Turbine[14]			
Expansion power		13022.00	
ST leak outs		314.30	
Steam Turbine[15]			
ST leak ins	249.30		
Expansion power		5127.00	

Total Energy Input	203099.00		
Total Energy Output		203098.00	
Cycle Heat Balance Error		-0.16	-0.0001 %
=====			
Zero enthalpy @ 77F (25C) & vapor H2O.			

Mass Flow Balance [kg/s]			
=====			
Deaerator[2]			
Mass flow out		0.00	
Fuel Source[3]			
Mass flow in	28.10		
Gas/Air Source[4]			
Mass flow in	106.50		
Makeup/Blowdown[7]			
Mass flow in	4.80		
Mass flow out		0.00	
Makeup/Blowdown[8]			
Mass flow in	0.00		
Mass flow out		0.00	
Process w/return[9]			
Mass flow in	0.00		
Mass flow out		2.50	
Process w/return[18]			
Mass flow in	0.00		
Mass flow out		2.30	
Radiant Boiler[10]			
Mass flow out		0.34	
Stack[13]			
Mass flow out		134.30	
Steam Turbine[14]			
Mass flow out		0.57	
Steam Turbine[15]			
Mass flow in	0.56		

Total Mass Flow In	140.00		
Total Mass Flow Out		140.00	
Cycle Mass Balance Error		0.00	-0.0004 %
=====			

*** COMPONENT RESULTS (19 components) ***
 Steam Property Formulation - Thermoflow STQUIK

H* is the program enthalpy based on 77F (25C) & vapor H2O.

Cooling Towers(various)(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
Cooling Towers(various)[1]:						
Water in	19	1.013	35.82	103.005	-2397.42	150.07
Water out	1	1.013	15.82	103.005	-2481.00	66.49
Air into wet section		15.00	303.925			
Air leaving tower		21.41	306.607			
Cooling tower type: Wet mechanical draft tower Number of cells = 4						
Makeup flow = 3.352 kg/s evaporated = 2.682 kg/s						
Blowdown flow = 0.6498 kg/s drift = 0.0206 kg/s						
Air wet bulb in = 10.82 C Air wet bulb out = 20.82 C						
Pump electrical power = 12.93 kW Fan electrical power = 41.09 kW						
Design mode						

Deaerator(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
Deaerator[2]:						
Water in	5	3.177	100.35	24.700	-2126.71	420.78
Heating H2O	14	8.000	204.50	0.409	301.03	2848.52
Flash in	9	1.204	99.99	22.490	-2128.37	419.11
Water out	2	3.177	105.11	47.598	-2106.65	440.84
Mode: Thermodynamic Design						
Deaerator type: Horizontal Heater (HH)						
Operating pressure = 1.214 bar, saturation temperature = 105.1 C						
Additional water head at inlet = 20 m H2O = 1.963 bar						
Additional water head at outlet = 20 m H2O = 1.963 bar						

Fuel Source(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
Fuel Source[3]:						
Fuel	3	1.026	25.00	28.101	7633.97	
Fuel type = Solid Fuel name = Bagasse_Wet50						

Gas/Air Source(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
Gas/Air Source[4]:						
Gas	4	1.026	25.00	106.520	0.00	

 Gas composition [Mole %]
 O2 = 20.562% CO2 = 0.030% H2O = 1.852% N2 = 76.634% Ar = 0.923% SO2 = 0.000%
 =====

General Pump(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]

General Pump[5]:						
H2O in	20	2.500	100.34	24.700	-2126.81	420.68
H2O out	5	3.177	100.35	24.700	-2126.71	420.78

 Mode: Thermodynamic Design
 Pump driven by Integral motor: Electricity consumption = 2.775 kW, Hydraulic pumping power = 2.327 kW
 Pump isentropic efficiency = 75 %
 Pump suction density = 957.9 kg/m³
 =====

General Pump[6]:

H2O in	7	3.177	96.90	52.400	-2141.27	406.22
H2O out	6	37.92	97.42	52.400	-2136.45	411.04

 Mode: Thermodynamic Design
 Pump driven by Integral motor: Electricity consumption = 272.7 kW, Hydraulic pumping power = 252.7 kW
 Pump isentropic efficiency = 75 %
 Pump suction density = 960.4 kg/m³
 =====

Makeup/Blowdown(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]

Makeup/Blowdown[7]:						
H2O in	2	3.177	105.11	47.598	-2106.65	440.84
H2O out	7	3.177	96.90	52.400	-2141.27	406.22

 Makeup flow = 4.802 kg/s Temp = 15 C Enthalpy = 63.04 kJ/kg
 =====

Makeup/Blowdown[8]:

H2O in	1	1.013	15.82	103.005	-2481.00	66.49
H2O out	8	1.013	15.82	103.005	-2481.00	66.49

 Makeup flow = 0 kg/s Temp = 15 C Enthalpy = 66.49 kJ/kg
 =====

Mixer(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]

Mixer[17]:						
H2O 1 in	21	2.500	95.00	20.651	-2149.31	398.18
H2O 2 in	18	2.500	127.43	4.049	-2012.05	535.43
H2O out	20	2.500	100.34	24.700	-2126.81	420.68

 None clockwise inlet flow(s) throttled

=====

Process w/return(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
--------	----	------------	----------	-------------	---------------	--------------

Process w/return[9]:

H2O in 17	15	8.000	204.50	24.988	301.03	2848.52
-----------	----	-------	--------	--------	--------	---------

Process steam pressure = 8.00 bar Temp = 204.50 C
 Process flow = 24.99 kg/s
 Desuperheating flow = 0 kg/s
 Condensate return = 22.49 kg/s
 Makeup = 0 kg/s

Process w/return[18]:

H2O in 19	23	2.500	127.43	22.945	114.09	2661.58
-----------	----	-------	--------	--------	--------	---------

Process steam pressure = 2.50 bar Temp = 127.43 C quality = 0.9749
 Process flow = 22.95 kg/s
 Desuperheating flow = 0 kg/s
 Condensate return = 20.65 kg/s
 Makeup = 0 kg/s

Radiant Boiler(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
--------	----	------------	----------	-------------	---------------	--------------

Radiant Boiler[10]:

Air in	4	1.026	25.00	106.520	0.00	
Fuel in	3	1.026	25.00	28.101	7633.97	
Gas out	10	1.013	482.22	134.278	549.97	
H2O in	6	37.92	97.42	52.400	-2136.45	411.04
Blowdown			0.000	-1474.75	1072.74	
Sat. Steam out	11	31.03	343.33	52.400	552.26	3099.75

Mode: Thermodynamic Design
 Furnace gage pressure = 0 millibar, excess air = 30 %
 Adiabatic = 1243.4 C, effective radiating = 871.5 C, waterwall surface = 420.8 C
 Heat transfer to waterwall = 140870 kW
 Heat losses = 1408.7 kW
 Fuel input (LHV) = 214.5 MW, (HHV) = 266.8 MW
 Fuel delivery power = 2230.3 kW
 Bottom ash mass flow = 0.0687 kg/s, fly ash mass flow = 0.2747 kg/s
 Flue gas composition [Mole %]
 O2 = 3.603% CO2 = 11.692% H2O = 25.788% N2 = 58.211% Ar = 0.701% SO2 = 0.004%

Splitter(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
--------	----	------------	----------	-------------	---------------	--------------

Splitter[11]:

H2O in	16	8.000	204.50	51.831	301.03	2848.52
H2O 1 out	12	8.000	204.50	26.434	301.03	2848.52
H2O 3 out	13	8.000	204.50	25.397	301.03	2848.52

None clockwise outlet flow(s) throttled
=====

Splitter[12]:

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
H2O in	13	8.000	204.50	25.397	301.03	2848.52
H2O 1 out	14	8.000	204.50	0.409	301.03	2848.52
H2O 3 out	15	8.000	204.50	24.988	301.03	2848.52

None clockwise outlet flow(s) throttled
=====

Splitter[19]:

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
H2O in	17	2.500	127.43	26.995	114.09	2661.58
H2O 1 out	22	2.500	127.43	4.049	114.09	2661.58
H2O 2 out	23	2.500	127.43	22.945	114.09	2661.58

None clockwise outlet flow(s) throttled
=====

Stack(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
Gas in	10	1.013	482.22	134.278	549.97	

Stack[13]:

Type: Concrete stack
Mode: Thermodynamic Design
Pressure drop (inlet to ambient) = 0 millibar
Outlet dust load = 1029.5 ng/J; = 3084 mg/Nm³ @ 6% O₂, dry
Outlet SO₂ = 47.86 ng/J; = 143.3 mg/Nm³ @ 6% O₂, dry; = 50.15 ppmv @ 6% O₂, dry
Plume visibility index = 0, Plume invisible
Water dew point = 65.98 C, Sulfur dew point = 117.1 C
Gas composition [Mole %]
O₂ = 3.603% CO₂ = 11.692% H₂O = 25.788% N₂ = 58.211% Ar = 0.701% SO₂ = 0.004%
CO₂ mass flow = 25.09 kg/s

Steam Turbine(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
H2O in	11	31.03	343.33	52.400	552.26	3099.75
H2O out	16	8.000	204.50	51.831	301.03	2848.52

Mode: Thermodynamic Design; Type of inlet control: Sliding
Type of Performance: Normal
Shaft power = 11720 kW Mechanical loss = 1302.2 kW Current RPM = 13340
HP leak out = 0.5691 kg/s 3100 kJ/kg
Dry step efficiency = 78.1 % Overall apparent isentropic eff. = 80.1 %
Actual nozzle area = 0.0134 m² Number of steps = 6
Inlet pressure = 31.03 bar
Steam before expansion = 51.83 kg/s 3100 kJ/kg
Exit pressure = 8 bar enthalpy = 2848.5 kJ/kg steam superheat = 34.09 C

Steam Turbine[15]:

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
H2O in	12	8.000	204.50	26.434	301.03	2848.52
H2O out	17	2.500	127.43	26.995	114.09	2661.58

Mode: Thermodynamic Design; Type of inlet control: Sliding

Type of Performance: Normal
 Shaft power = 4614 kW Mechanical loss = 512.7 kW Current RPM = 13340
 HP leak in = 0.3764 kg/s 3100 kJ/kg
 LP leak in = 0.1845 kg/s 2771.9 kJ/kg
 Dry step efficiency = 90.36 % Overall apparent isentropic eff. = 87.36 %
 Actual nozzle area = 0.0244 m² Number of steps = 3
 Inlet pressure = 8 bar
 Steam before expansion = 26.81 kg/s 2852 kJ/kg
 Expansion line end point = 2653.1 kJ/kg
 Exit pressure = 2.5 bar enthalpy = 2661.6 kJ/kg steam quality = 0.9749
 Exhaust loss = 7.752 kJ/kg Dry exhaust loss = 9.352 kJ/kg
 Annulus velocity (before LL) = 128 m/s Volumetric flow per end = 18.7 m³/s
 Exhaust end dimensions:
 Number of ends: 1
 Last stage rotor exit angle: 65.42 Degrees
 Blade length: 116.2 mm
 Pitch diameter: 400.5 mm
 Annulus area/end: 0.1462 m²

Water-cooled Condenser(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
Water-cooled Condenser[16]:						
Steam in	22	2.500	127.43	4.049	114.09	2661.58
Cnd. @ hot well	18	2.500	127.43	4.049	-2012.05	535.43
Cooling H2O in	8	1.013	15.82	103.005	-2481.00	66.49
Cooling H2O out	19	1.013	35.82	103.005	-2397.42	150.07
Heat rejection = 8609 kW Quality of steam in = 0.9749						
Tsat = 127.43 C CW Pump power = 12.88 kW UA = 85.01 kW/C						
Design mode						

*** STREAM TABLE ***

Steam Property Formulation - Thermoflow STQUIK

H* is the program enthalpy based on 77F (25C) & vapor H2O.

Gas/Air Streams:

No.	P [bar]	T [C]	H* [kJ/kg]	Mgas [kg/s]	Mash [kg/s]	V [m ³ /s]	M.W.	Mole Composition %						
								N2	O2	CO2	H2O vap	H2O liq	Ar	SO2
4	1.0257	25.00	0.00	106.5	0.000	89.5	28.764	76.634	20.562	0.030	1.852	0.000	0.923	0.000
10	1.0132	482.22	549.97	134.3	0.275	302.3	27.535	58.211	3.603	11.692	25.788	0.000	0.701	0.004

Gas/Air Psychrometric Properties (T <= 500 F/260 C)

No.	P [bar]	T [C]	Dew Point [C]	Wet Bulb [C]	RH [%]
4	1.0257	25.00	16.70	19.50	60.00

Water/Steam Streams:

No.	P [bar]	T [C]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]	M [kg/s]	Quality	Sup/Sub(-) [C]
1	1.0132	15.82	-2481.00	66.49	103.0		-84.18
2	3.177	105.11	-2106.65	440.84	47.60		-30.39
5	3.177	100.35	-2126.71	420.78	24.70		-35.15
6	37.92	97.42	-2136.45	411.04	52.40		-149.77
7	3.177	96.90	-2141.27	406.22	52.40		-38.60
8	1.0132	15.82	-2481.00	66.49	103.0		-84.18
9	1.204	99.99	-2128.37	419.11	22.49		-4.91
11	31.03	343.33	552.26	3099.75	52.40		107.62
12	8.000	204.50	301.03	2848.52	26.43		34.09
13	8.000	204.50	301.03	2848.52	25.40		34.09
14	8.000	204.50	301.03	2848.52	0.409		34.09
15	8.000	204.50	301.03	2848.52	24.99		34.09
16	8.000	204.50	301.03	2848.52	51.83		34.09
17	2.500	127.43	114.09	2661.58	26.99	0.9749	
18	2.500	127.43	-2012.05	535.43	4.049	0.0000	
19	1.0132	35.82	-2397.42	150.07	103.0		-64.18
20	2.500	100.34	-2126.81	420.68	24.70		-27.09
21	2.500	95.00	-2149.31	398.18	20.65		-32.43
22	2.500	127.43	114.09	2661.58	4.049	0.9749	
23	2.500	127.43	114.09	2661.58	22.95	0.9749	

Fuel Streams: (G=gaseous L=liquid S=solid P=liquefied gas)

No.	P [bar]	T [C]	H* [kJ/kg]	M [kg/s]	M.W.	Ash %	H2O %	C	H	Atomic % O	N	S	Ar	LHV [kJ/kg]	HHV [kJ/kg]	
3	S	1.0257	25.00	7633.97	28.10	6.76	1.22	50.00	13.86	57.93	28.16	0.04	0.00	0.00	7633.97	9495.74

Fuel Streams: Additional Properties

Stream 3 Solid fuel defined by weight percent

Weight percent of Ash	1.222	%
Weight percent of Moisture	50	%
Weight percent of Carbon	24.32	%
Weight percent of Hydrogen	2.935	%
Weight percent of Oxygen	21.42	%
Weight percent of Nitrogen	0.0781	%
Weight percent of Sulfur	0.0223	%
LHV	7634	kJ/kg
HHV	9496	kJ/kg

Configuración 3.

*** SYSTEM SUMMARY ***
Steam Property Formulation - Thermoflow STQUIK

Ambient pressure = 1.013 bar Temperature = 25 C RH = 60 %

	LHV	HHV
Net fuel input [kW]	209293	261423
Gross heat rate [kJ/kWh]	12745	
Net heat rate [kJ/kWh]	13894	17355
Gross electric efficiency [%]	28.25	

Net electric efficiency	[%]	25.91	20.74
CHP efficiency	[%]	91.23	
PURPA efficiency	[%]	58.57	

Gross power	[kW]	59120	
Net power	[kW]	54227	
Total auxiliaries	[kW]	4893	
Net process output	[kW]	136714	
=====			

Power Device(s)

Generator/Component	Shaft[kW]	Eff[%]	Output[kW]
=====			
Gas/Air Turbine[13]	108991.8		
Gas/Air Compressor[8]	-48828.5		

Generator[1]	60163.4	98.27	59119.8

Total Generator(s)			59119.8
=====			

Auxiliary Device(s)

Component	Shaft[kW]	Motor	Eff[%]	[kW]
=====				
Fuel Dryer(direct)[4] aux				555.6
Gas Cleanup System[7] aux				2415.7
Gasifier(user-defined)[14] aux				1244.5
General Pump[15]				41.0
General Pump[26]				44.7

Total components auxiliaries				4301.5

Total miscellaneous auxiliary				591.2

Total plant auxiliary				4892.7
=====				

Heat Device(s)

Component	[kW]	
=====		
Fuel Source[6]	213755	Chargeable as Fuel(LHV)
Gas/Air Source[11]	0	Not Considered
Gas/Air Source[12]	82218	Not Considered
Gas/Air Source[23]	0	Not Considered
Makeup/Blowdown[16]	315.6	Not Considered
Makeup/Blowdown[27]	1095.1	Not Considered
Water/Steam Source[22]	711.1	Not Considered

Fuel Sink[5]	4463	Debited from Fuel(LHV)
Gas/Air Sink[9]	51217	Not Considered
Process w/return[17]	109573	Credited as Process
Process w/return[25]	27141	Credited as Process
Water/Steam Sink[21]	4121	Not Considered
=====		

Heat Balance [kW]

=====	
Combustor[1]	
Heat removed/lost	609.30
Deaerator[2]	
Heat removed/lost	0.00

Deaerator[30]			
Heat removed/lost		0.00	
Evaporator[3]			
Heat removed/lost		-9.49	
Fuel Sink[5]			
Heat removed/lost		4493.00	
Fuel Source[6]			
Heat input	213756.00		
Gas Cleanup System[7]			
Heat removed/lost		28186.00	
Gas/Air Compressor[8]			
Compression power	48731.00		
Gas/Air Sink[9]			
Heat removed/lost		51217.00	
Gas/Air Source[11]			
Heat input	0.00		
Gas/Air Source[12]			
Heat input	82218.00		
Gas/Air Source[23]			
Heat input	0.00		
Gas/Air Turbine[13]			
Expansion power		109210.00	
Gasifier(user-defined)[14]			
Heat removed/lost		521.00	
General Pump[15]			
Pumping power	37.06		
General Pump[26]			
Pumping power	40.53		
Makeup/Blowdown[16]			
Heat input	-12439.00		
Makeup/Blowdown[27]			
Heat input	-5752.00		
Process w/return[17]			
Heat input	0.00		
Heat removed/lost		97986.00	
Process w/return[25]			
Heat input	0.00		
Heat removed/lost		24288.00	
Stack[19]			
Heat removed/lost		17647.00	
Water/Steam Sink[21]			
Heat removed/lost		-24138.00	
Water/Steam Source[22]			
Heat input	-16548.00		

Total Energy Input	310042.00		
Total Energy Output		310010.00	
Cycle Heat Balance Error		-32.38	-0.0104 %
=====			
Zero enthalpy @ 77F (25C) & vapor H2O.			

Mass Flow Balance [kg/s]

=====			
Combustor[1]			
Mass flow out		0.00	
Deaerator[2]			
Mass flow out		0.00	
Deaerator[30]			
Mass flow out		0.00	
Evaporator[3]			
Mass flow out		0.46	
Fuel Sink[5]			
Mass flow out		0.48	
Fuel Source[6]			
Mass flow in	28.00		
Gas Cleanup System[7]			
Mass flow out		0.01	

```

Gas/Air Sink[9]
  Mass flow out                    1388.40
Gas/Air Source[11]
  Mass flow in                      92.54
Gas/Air Source[12]
  Mass flow in                    1376.10
Gas/Air Source[23]
  Mass flow in                      1.57
Makeup/Blowdown[16]
  Mass flow in                      5.01
  Mass flow out                     0.00
Makeup/Blowdown[27]
  Mass flow in                      2.69
  Mass flow out                     0.00
Process w/return[17]
  Mass flow in                      0.00
  Mass flow out                     4.55
Process w/return[25]
  Mass flow in                      0.00
  Mass flow out                     1.12
Stack[19]
  Mass flow out                    106.60
Water/Steam Sink[21]
  Mass flow out                     11.09
Water/Steam Source[22]
  Mass flow in                      6.78
-----
Total Mass Flow In                 1512.60
Total Mass Flow Out                 1512.60
Cycle Mass Balance Error            0.00    0.0000 %
=====

```

*** COMPONENT RESULTS (31 components) ***
 Steam Property Formulation - Thermoflow STQUIK

H* is the program enthalpy based on 77F (25C) & vapor H2O.

Combustor(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Combustor[1]:						

Gas in	33	12.21	523.73	65.969	526.58	
Fuel in	8	17.10	195.00	40.584	5004.53	
Gas out	1	11.74	1763.65	106.554	2226.41	

Combustor Control Mode: Specify fuel flow						
Fuel input (LHV) = 194438 kW, (HHV) = 210560 kW, Combustor heat loss = 609.3 kW						
Flue gas composition [Mole %]						
O2 = 2.792% CO2 = 15.444% H2O = 11.358% N2 = 69.569% Ar = 0.838% SO2 = 0.000%						
=====						

Deaerator(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Deaerator[2]:						

Water in	19	2.209	95.00	40.935	-2149.33	398.16
Heating H2O	22	1.013	145.72	0.365	219.91	2767.40

Water out	2	2.209	99.97	41.300	-2128.39	419.10
-----------	---	-------	-------	--------	----------	--------

Mode: Thermodynamic Design
Deaerator type: Horizontal Heater (HH)
Operating pressure = 1.013 bar, saturation temperature = 99.99 C
Additional water head at inlet = 12.19 m H2O = 1.196 bar
Additional water head at outlet = 12.19 m H2O = 1.196 bar
=====

Deaerator[30]:

Water in	27	2.437	99.99	10.079	-2128.29	419.19
Heating H2O	36	1.241	163.31	0.104	253.22	2800.70
Water out	34	2.437	105.76	10.184	-2103.95	443.54

Mode: Thermodynamic Design
Deaerator type: Horizontal Heater (HH)
Operating pressure = 1.241 bar, saturation temperature = 105.8 C
Additional water head at inlet = 12.19 m H2O = 1.196 bar
Additional water head at outlet = 12.19 m H2O = 1.196 bar
=====

Evaporator(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
--------	----	------------	----------	-------------	---------------	--------------

Evaporator[3]:

Water in	17	8.000	90.91	46.307	-2166.08	381.40
Steam out	4	8.000	170.42	45.848	219.91	2767.40
Gas in	14	1.018	1034.75	106.554	1201.49	
Gas out	3	1.013	180.42	106.554	165.61	

Mode: Design
Heat transfer to water-side = 109552 kW, Heat loss = 827.9 kW
UA = 571.8 kW/C, DTlgm = 191.6 C
Gas flow = 106.6 kg/s, outlet temperature = 180.4 C, outlet enthalpy = 165.6 kJ/kg
Gas-side pressure drop = 4.981 millibar
Pinch = 10 C, Steam produced = 45.85 kg/s
Blowdown: M = 0.4585 kg/s, T = 170.4 C, h = 721.2 kJ/kg
=====

Fuel Dryer(direct)(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
--------	----	------------	----------	-------------	---------------	--------------

Fuel Dryer(direct)[4]:

Raw fuel	7	1.013	25.00	28.000	7633.97	
Hot air inlet	13	1.038	80.00	1376.061	59.75	
Dried fuel	5	1.014	53.76	15.680	15608.08	
Gas exit	6	1.013	58.77	1388.381	36.89	

Mode: Thermodynamic Design
Inlet fuel flow = 28 kg/s; moisture = 50 %
Dried fuel flow = 15.68 kg/s; moisture = 10.71 %
Total moisture evaporated = 12.32 kg/s = 88%
Total energy input = 31634 kW: drying air = 31634 kW
Total energy consumed = 31634 kW: fuel heating = 2395.9 kW; evaporation = 29237 kW
Fuel delivery power = 555.6 kW
=====

Fuel Sink(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Fuel Sink[5]:						
Fuel	16	1.014	100.00	0.478	9391.79	
=====						

Fuel Source(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Fuel Source[6]:						
Fuel	7	1.013	25.00	28.000	7633.97	
=====						

Fuel type = Solid Fuel name = Bagasse_Wet50
Source specified pressure = 20.68 bar delivery pressure = 1.01 bar

Gas Cleanup System(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Gas Cleanup System[7]:						
Raw syngas	15	19.00	500.00	44.908	4981.28	
Water inlet	23	1.014	25.00	6.775	-2442.53	104.96
Clean syngas	8	17.10	195.00	40.584	5004.53	
Drain	9	1.014	88.68	11.093	-2176.01	371.48
=====						

Mode: Thermodynamic Design
Raw syngas in: 19 bar, 500 C, 44.91 kg/s, molecular weight = 23.45
Raw syngas composition (Volume %): CO = 19.59, CO2 = 9.275, CH4 = 0.1711, H2 = 18.46
H2S = 0.0098, O2 = 0, H2O = 12.84, COS = 0.0003, N2 = 39.18, Ar = 0.4714
Clean syngas out: 17.1 bar, 195 C, 40.58 kg/s
Clean syngas composition (Volume %): CO = 22.39, CO2 = 10.6, CH4 = 0.1956, H2 = 21.11
H2S = 0.0001, O2 = 0, H2O = 0.3753, COS = 0, N2 = 44.79, Ar = 0.5389
Clean syngas molecular weight = 24.23, LHV @ 77F/25C = 4791 kJ/kg

Gas/Air Compressor(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Gas/Air Compressor[8]:						
Gas in	12	1.013	25.00	92.540	0.00	
Gas out	10	25.00	523.50	92.540	526.58	
=====						

Compression power = 48731 kW Shaft power required = 48828 kW
Mech. loss = 97.66 kW Mech. eff. = 99.8 % Current RPM = 3600
Overall apparent isentropic eff. = 85.1 % Polytropic eff. = 90 %
Design mode

Gas/Air Sink(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						

Gas/Air Sink[9]:

```
-----
Gas                6      1.013      58.77  1388.381      36.89
-----
```

Gas composition [Mole %]

O2 = 17.839% CO2 = 0.026% H2O = 14.848% N2 = 66.487% Ar = 0.801% SO2 = 0.000%
CO2 mass flow = 0.5767 kg/s

Gas/Air Source(s)

```
-----
Stream            No      P      T      M      H*      H
                  [bar]   [C]   [kg/s] [kJ/kg] [kJ/kg]
-----
```

Gas/Air Source[11]:

```
-----
Gas                12      1.013      25.00   92.540      0.00
-----
```

Gas composition [Mole %]

O2 = 20.557% CO2 = 0.030% H2O = 1.875% N2 = 76.616% Ar = 0.923% SO2 = 0.000%

Gas/Air Source[12]:

```
-----
Gas                13      1.038      80.00  1376.061      59.75
-----
```

Gas composition [Mole %]

O2 = 18.082% CO2 = 0.026% H2O = 13.685% N2 = 67.394% Ar = 0.812% SO2 = 0.000%

Gas/Air Source[23]:

```
-----
Gas                24      1.013      25.00   1.568      0.00
-----
```

Gas composition [Mole %]

O2 = 20.557% CO2 = 0.030% H2O = 1.875% N2 = 76.616% Ar = 0.923% SO2 = 0.000%

Gas/Air Turbine(s)

```
-----
Stream            No      P      T      M      H*      H
                  [bar]   [C]   [kg/s] [kJ/kg] [kJ/kg]
-----
```

Gas/Air Turbine[13]:

```
-----
Gas in            1      11.74  1763.65  106.554  2226.41
Gas out           14      1.018  1034.75  106.554  1201.49
-----
```

Expansion power = 109210 kW Shaft power produced = 108992 kW
Mech. loss = 218.4 kW Mech. eff. = 99.8 % Current RPM = 3600
Overall apparent isentropic eff. = 92.12 % Polytropic eff. = 90 %
Actual nozzle area = 0.1057 m²
Inlet pressure after control = 11.74 bar
Design mode

Gasifier(user-defined)(s)

```
-----
Stream            No      P      T      M      H*      H
                  [bar]   [C]   [kg/s] [kJ/kg] [kJ/kg]
-----
```

Gasifier(user-defined)[14]:

```
-----
Coal              5      1.014      53.76   15.680  15608.08
O2 or Air         32      25.00      523.50  26.571   526.58
Syngas            15      19.00      500.00  44.908   4981.28
Slag              16      1.014      100.00   0.478   9391.79
-----
```

N2	24	1.013	25.00	1.568	0.00	
Steam injection	30	25.00	223.94	1.568	253.22	2800.70
Radiant cooler CW	28	25.00	104.32	12.871	-2108.35	439.14
Radiant cooler steam	26	25.00	223.94	12.871	253.22	2800.70

Mode: Thermodynamic Design

Gasifier P = 25 bar, Stage 1 T = 1200 C, Stage 2 T = 950.4 C, Efficiency = 79.78 %
Cooler 1 - Inlet gas: 25 bar, 950.4 C, 44.91 kg/s, Exit gas: 23.75 bar, 500 C, 44.91 kg/s
Syngas Composition (Volume %): CO = 19.59, CO2 = 9.275, CH4 = 0.1711, H2 = 18.46
H2S = 0.0098, O2 = 0, H2O = 12.84, COS = 0.0003, N2 = 39.18, Ar = 0.4714
Syngas molecular weight = 23.45, LHV @ 77F/25C = 4332 kJ/kg

General Pump(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
General Pump[15]:						
H2O in	18	2.209	90.83	46.307	-2166.89	380.60
H2O out	17	8.000	90.91	46.307	-2166.08	381.40

Mode: Thermodynamic Design

Pump driven by Integral motor: Electricity consumption = 40.98 kW, Hydraulic pumping power = 37.06 kW
Pump isentropic efficiency = 75 %
Pump suction density = 964.6 kg/m³

General Pump[26]:

H2O in	29	2.437	103.97	12.871	-2111.50	435.99
H2O out	28	25.00	104.32	12.871	-2108.35	439.14

Mode: Thermodynamic Design

Pump driven by Integral motor: Electricity consumption = 44.75 kW, Hydraulic pumping power = 40.53 kW
Pump isentropic efficiency = 75 %
Pump suction density = 955.3 kg/m³

Makeup/Blowdown(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
Makeup/Blowdown[16]:						
H2O in	2	2.209	99.97	41.300	-2128.39	419.10
H2O out	18	2.209	90.83	46.307	-2166.89	380.60

Makeup flow = 5.007 kg/s Temp = 15 C Enthalpy = 63.04 kJ/kg

Makeup/Blowdown[27]:

H2O in	34	2.437	105.76	10.184	-2103.95	443.54
H2O out	29	2.437	103.97	12.871	-2111.50	435.99

Makeup flow = 2.688 kg/s Temp = 97.22 C Enthalpy = 407.4 kJ/kg

Process w/return(s)

Stream	No	P	T	M	H*	H
--------	----	---	---	---	----	---

```

=====
                                [bar]      [C]      [kg/s]  [kJ/kg]  [kJ/kg]
-----
Process w/return[17]:
-----
H2O in 25                        20      8.000   170.42   45.483   219.91   2767.40
-----
Process steam pressure = 1.01 bar  Temp = 145.73 C
Process flow = 45.48 kg/s
Desuperheating flow = 0 kg/s
Condensate return = 40.93 kg/s
Makeup = 0 kg/s
=====
Process w/return[25]:
-----
H2O in 31                        31      2.500   167.57   11.199   253.22   2800.70
-----
Process steam pressure = 2.50 bar  Temp = 167.57 C
Process flow = 11.2 kg/s
Desuperheating flow = 0 kg/s
Condensate return = 10.08 kg/s
Makeup = 0 kg/s
=====

```

```

                                Splitter(s)
-----
Stream                          No      P      T      M      H*      H
                                [bar]  [C]    [kg/s] [kJ/kg] [kJ/kg]
-----
Splitter[18]:
-----
H2O in                          4      8.000   170.42   45.848   219.91   2767.40
H2O 1 out                       20     8.000   170.42   45.483   219.91   2767.40
H2O 3 out                       21     8.000   170.42    0.365   219.91   2767.40
-----
None clockwise outlet flow(s) throttled
=====
Splitter[24]:
-----
H2O in                          26     25.00   223.94   12.871   253.22   2800.70
H2O 1 out                       25     25.00   223.94   11.199   253.22   2800.70
H2O 2 out                       35     25.00   223.94    0.104   253.22   2800.70
H2O 3 out                       30     25.00   223.94    1.568   253.22   2800.70
-----
None clockwise outlet flow(s) throttled
=====
Splitter[10]:
-----
Gas in                          10     25.00   523.50   92.540   526.58
Gas 1 out                       11     25.00   523.50   65.969   526.58
Gas 2 out                       32     25.00   523.50   26.571   526.58
-----
None clockwise outlet flow(s) throttled
=====

```

```

                                Stack(s)
-----
Stream                          No      P      T      M      H*      H
                                [bar]  [C]    [kg/s] [kJ/kg] [kJ/kg]
-----
Stack[19]:
-----
Gas in                          3      1.013   180.42   106.554   165.61
-----
Type: Concrete stack
Mode: Thermodynamic Design

```

Pressure drop (inlet to ambient) = 0 millibar
 Outlet dust load = 0 ng/J; = 0 mg/Nm³ @ 6% O₂, dry
 Outlet SO₂ = 0.6036 ng/J; = 1.461 mg/Nm³ @ 6% O₂, dry; = 0.5113 ppmv @ 6% O₂, dry
 Plume visibility index = 0, Plume invisible
 Water dew point = 48.61 C
 Gas composition [Mole %]
 O₂ = 2.792% CO₂ = 15.444% H₂O = 11.358% N₂ = 69.569% Ar = 0.838% SO₂ = 0.000%
 CO₂ mass flow = 24.5 kg/s
 =====

Valve(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
--------	----	------------	----------	-------------	---------------	--------------

=====

Valve[20]:

H2O in	21	8.000	170.42	0.365	219.91	2767.40
H2O out	22	1.013	145.72	0.365	219.91	2767.40

Mode: Design
 Pressure control: Rubber valve
 Valve current status: Partially open
 Pressure drop = 6.987 bar
 =====

Valve[28]:

H2O in	25	25.00	223.94	11.199	253.22	2800.70
H2O out	31	2.500	167.57	11.199	253.22	2800.70

Mode: Design
 Pressure control: Rubber valve
 Valve current status: Partially open
 Pressure drop = 22.5 bar
 =====

Valve[29]:

Gas in	11	25.00	523.50	65.969	526.58	
Gas out	33	12.21	523.73	65.969	526.58	

Mode: Design
 Pressure control: Rubber valve
 Valve current status: Partially open
 Pressure drop = 12.79 bar
 =====

Valve[31]:

H2O in	35	25.00	223.94	0.104	253.22	2800.70
H2O out	36	1.241	163.31	0.104	253.22	2800.70

Mode: Design
 Pressure control: Rubber valve
 Valve current status: Partially open
 Pressure drop = 23.76 bar
 =====

Water/Steam Sink(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
--------	----	------------	----------	-------------	---------------	--------------

=====

Water/Steam Sink[21]:

H2O	9	1.014	88.68	11.093	-2176.01	371.48
-----	---	-------	-------	--------	----------	--------

=====

Water/Steam Source(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Water/Steam Source[22]:						
H2O	23	1.014	25.00	6.775	-2442.53	104.96
=====						

*** STREAM TABLE ***

Steam Property Formulation - Thermoflow STQUIK

H* is the program enthalpy based on 77F (25C) & vapor H2O.

Gas/Air Streams:

No.	P [bar]	T [C]	H* [kJ/kg]	Mgas [kg/s]	Mash [kg/s]	V [m ³ /s]	M.W.	Mole Composition %						
								N2	O2	CO2	H2O vap	H2O liq	Ar	SO2
1	11.741	1763.65	2226.41	106.6	0.000	52.0	29.561	69.569	2.792	15.444	11.358	0.000	0.838	0.000
3	1.0132	180.42	165.61	106.6	0.000	134.2	29.561	69.569	2.792	15.444	11.358	0.000	0.838	0.000
6	1.0132	58.77	36.89	1388.4	0.000	1383.1	27.341	66.487	17.839	0.026	14.848	0.000	0.801	0.000
10	25.00	523.50	526.58	92.54	0.000	8.5	28.762	76.616	20.557	0.030	1.875	0.000	0.923	0.000
11	25.00	523.50	526.58	65.97	0.000	6.1	28.762	76.616	20.557	0.030	1.875	0.000	0.923	0.000
12	1.0132	25.00	0.00	92.54	0.000	78.7	28.762	76.616	20.557	0.030	1.875	0.000	0.923	0.000
13	1.0382	80.00	59.75	1376.1	0.000	1416.9	27.468	67.394	18.082	0.026	13.685	0.000	0.812	0.000
14	1.0182	1034.75	1201.49	106.6	0.000	385.0	29.561	69.569	2.792	15.444	11.358	0.000	0.838	0.000
24	1.0132	25.00	0.00	1.568	0.000	1.3	28.762	76.616	20.557	0.030	1.875	0.000	0.923	0.000
32	25.00	523.50	526.58	26.57	0.000	2.4	28.762	76.616	20.557	0.030	1.875	0.000	0.923	0.000
33	12.211	523.73	526.58	65.97	0.000	12.4	28.762	76.616	20.557	0.030	1.875	0.000	0.923	0.000

Gas/Air Psychrometric Properties (T <= 500 F/260 C)

No.	P [bar]	T [C]	Dew Point [C]	Wet Bulb [C]	RH [%]
3	1.0132	180.42	48.61	58.92	1.14
6	1.0132	58.77	54.06	54.42	79.98
12	1.0132	25.00	16.70	19.48	60.00
13	1.0382	80.00	52.88	55.01	30.00
24	1.0132	25.00	16.70	19.48	60.00

Water/Steam Streams:

No.	P [bar]	T [C]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]	M [kg/s]	Quality	Sup/Sub(-) [C]
2	2.209	99.97	-2128.39	419.10	41.30		-23.43
4	8.000	170.42	219.91	2767.40	45.85	1.0000	
9	1.0135	88.68	-2176.01	371.48	11.09		-11.33
17	8.000	90.91	-2166.09	381.40	46.31		-79.51
18	2.209	90.83	-2166.89	380.60	46.31		-32.58
19	2.209	95.00	-2149.33	398.16	40.94		-28.41
20	8.000	170.42	219.91	2767.40	45.48	1.0000	
21	8.000	170.42	219.91	2767.40	0.365	1.0000	
22	1.0130	145.72	219.91	2767.40	0.365		45.73
23	1.0135	25.00	-2442.53	104.96	6.775		-75.01
25	25.00	223.94	253.22	2800.70	11.20	1.0000	
26	25.00	223.94	253.22	2800.70	12.87	1.0000	
27	2.437	99.99	-2128.29	419.19	10.08		-26.61
28	25.00	104.32	-2108.35	439.14	12.87		-119.62
29	2.437	103.97	-2111.50	435.99	12.87		-22.62
30	25.00	223.94	253.22	2800.70	1.568	1.0000	

31	2.500	167.57	253.22	2800.70	11.20	40.13
34	2.437	105.76	-2103.95	443.54	10.18	-20.84
35	25.00	223.94	253.22	2800.70	0.104	1.0000
36	1.241	163.31	253.22	2800.70	0.104	57.52

Fuel Streams: (G=gaseous L=liquid S=solid P=liquefied gas)

No.	P [bar]	T [C]	H* [kJ/kg]	M [kg/s]	M.W.	Ash %	H2O %	Atomic %						LHV [kJ/kg]	HHV [kJ/kg]	
								C	H	O	N	S	Ar			
5	S	1.0135	53.76	15608.08	15.68	7.52	2.18	10.71	27.81	49.14	22.96	0.08	0.01	0.00	15551.09	16956.67
7	S	1.0132	25.00	7633.97	28.00	6.76	1.22	50.00	13.86	57.93	28.16	0.04	0.00	0.00	7633.97	9495.74
8	G	17.10	195.00	5004.53	40.58	24.23	0.00	0.28	15.73	20.73	20.84	42.45	0.00	0.26	4790.94	5188.19
15	G	19.00	500.00	4981.28	44.91	23.45	0.00	9.87	13.07	28.50	22.95	35.27	0.00	0.21	4331.83	4925.85
16	S	1.0135	100.00	9391.79	0.478	1.00	71.53	0.00	100.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	9328.99	9328.99

Fuel Streams: Additional Properties

Stream 5 Solid fuel defined by weight percent

Weight percent of Ash	2.182	%
Weight percent of Moisture	10.71	%
Weight percent of Carbon	43.43	%
Weight percent of Hydrogen	5.241	%
Weight percent of Oxygen	38.25	%
Weight percent of Nitrogen	0.1395	%
Weight percent of Sulfur	0.0398	%
LHV	15551	kJ/kg
HHV	16957	kJ/kg

Stream 7 Solid fuel defined by weight percent

Weight percent of Ash	1.222	%
Weight percent of Moisture	50	%
Weight percent of Carbon	24.32	%
Weight percent of Hydrogen	2.935	%
Weight percent of Oxygen	21.42	%
Weight percent of Nitrogen	0.0781	%
Weight percent of Sulfur	0.0223	%
LHV	7634	kJ/kg
HHV	9496	kJ/kg

Stream 8 Gaseous fuel defined by mole percent

Hydrogen	H2	21.11	%
Water Vapor	H2O	0.3753	%
Nitrogen	N2	44.79	%
Carbon Monoxide	CO	22.39	%
Carbon Dioxide	CO2	10.6	%
Methane	CH4	0.1956	%
Hydrogen Sulfide	H2S	0.0001	%
Argon	Ar	0.5389	%
LHV		4791	kJ/kg
HHV		5188	kJ/kg
Molecular Weight		24.23	

Stream 15 Gaseous fuel defined by mole percent

Hydrogen	H2	18.46	%
Water Vapor	H2O	12.84	%
Nitrogen	N2	39.18	%
Carbon Monoxide	CO	19.59	%
Carbon Dioxide	CO2	9.275	%
Methane	CH4	0.1711	%
Hydrogen Sulfide	H2S	0.0098	%
Carbonyl Sulfide	COS	0.0003	%
Argon	Ar	0.4714	%
LHV		4332	kJ/kg

HHV	4926	kJ/kg
Molecular Weight	23.45	

Stream 16 Solid fuel defined by weight percent		

Weight percent of Ash	71.53	%
Weight percent of Moisture	0	%
Weight percent of Carbon	28.47	%
Weight percent of Hydrogen	0	%
Weight percent of Oxygen	0	%
Weight percent of Nitrogen	0	%
Weight percent of Sulfur	0	%
LHV	9329	kJ/kg
HHV	9329	kJ/kg
=====		

Configuración 4.

*** SYSTEM SUMMARY ***
Steam Property Formulation - Thermoflow STQUIK

Ambient pressure = 1.013 bar Temperature = 25 C RH = 60 %

		LHV	HHV

Net fuel input	[kW]	209292	261422
Gross heat rate	[kJ/kWh]	11084	
Net heat rate	[kJ/kWh]	12064	15069
Gross electric efficiency	[%]	32.48	
Net electric efficiency	[%]	29.84	23.89
CHP efficiency	[%]	66.72	
PURPA efficiency	[%]	48.28	

Gross power	[kW]	67975	
Net power	[kW]	62455	
Total auxiliaries	[kW]	5520	
Net process output	[kW]	77184	
=====			

Power Device(s)

Generator/Component	Shaft[kW]	Eff[%]	Output[kW]

Gas/Air Turbine[15]	108992.4		
Gas/Air Compressor[9]	-48828.5		

Generator[1]	60163.9	98.27	59120.3

Steam Turbine[25]	9129.9		

Generator[2]	9129.9	96.99	8854.7

Total Generator(s)			67975.0
=====			

Auxiliary Device(s)

Component	Shaft[kW]	Motor	Eff[%]	[kW]

Cooling Towers(various)[2] fan/pump				274.8
=====				

Fuel Dryer(direct)[5] aux	555.6
Gas Cleanup System[8] aux	2415.7
Gasifier(user-defined)[16] aux	1244.5
General Pump[17]	180.7
General Pump[18]	42.9
Water-cooled Condenser[27] pump	125.7

Total components auxiliaries	4839.8

Total miscellaneous auxiliary	679.8

Total plant auxiliary	5519.6
=====	

Heat Device(s)

Component	[kW]	
=====		
Fuel Source[7]	213755	Chargeable as Fuel(LHV)
Gas/Air Source[11]	82212	Not Considered
Gas/Air Source[13]	0	Not Considered
Gas/Air Source[14]	0	Not Considered
Makeup/Blowdown[19]	214.3	Not Considered
Makeup/Blowdown[20]	167	Not Considered
Water/Steam Source[30]	420.8	Not Considered

Fuel Sink[6]	4463	Debited from Fuel(LHV)
Gas/Air Sink[10]	51212	Not Considered
Process w/return[22]	26212	Credited as Process
Process w/return[23]	48988	Credited as Process
Process w/return[31]	1984.5	Credited as Process
Water/Steam Sink[28]	4085	Not Considered
=====		

Heat Balance [kW]

=====		
Combustor[1]		
Heat removed/lost		609.30
Cooling Towers(Various)[2]		
Heat removed/lost		41840.00
Deaerator[3]		
Heat removed/lost		0.00
Deaerator[35]		
Heat removed/lost		0.00
Evaporator[4]		
Heat removed/lost		117.40
Fuel Sink[6]		
Heat removed/lost		4493.00
Fuel Source[7]		
Heat input	213755.00	
Gas Cleanup System[8]		
Heat removed/lost		27930.00
Gas/Air Compressor[9]		
Compression power	48731.00	
Gas/Air Sink[10]		
Heat removed/lost		51212.00
Gas/Air Source[11]		
Heat input	82212.00	
Gas/Air Source[13]		
Heat input	0.00	
Gas/Air Source[14]		
Heat input	0.00	
Gas/Air Turbine[15]		
Expansion power		109211.00
Gasifier(user-defined)[16]		
Heat removed/lost		521.00

General Pump[17]			
Pumping power	166.80		
General Pump[18]			
Pumping power	38.82		
Makeup/Blowdown[19]			
Heat input	-8445.00		
Makeup/Blowdown[20]			
Heat input	-6583.00		
Process w/return[22]			
Heat input	0.00		
Heat removed/lost		23456.00	
Process w/return[23]			
Heat input	0.00		
Heat removed/lost		43920.00	
Process w/return[31]			
Heat input	0.00		
Heat removed/lost		-593.40	
Stack[24]			
Heat removed/lost		25270.00	
Steam Turbine[25]			
Expansion power		9148.00	
Superheater[26]			
Heat removed/lost		44.62	
Water/Steam Sink[28]			
Heat removed/lost		-23918.00	
Water/Steam Source[30]			
Heat input	-16582.00		

Total Energy Input	313294.00		
Total Energy Output		313261.00	
Cycle Heat Balance Error		-32.77	-0.0105 %
=====			
Zero enthalpy @ 77F (25C) & vapor H2O.			

Mass Flow Balance [kg/s]

=====			
Combustor[1]			
Mass flow out		0.00	
Deaerator[3]			
Mass flow out		0.00	
Deaerator[35]			
Mass flow out		0.00	
Evaporator[4]			
Mass flow out		0.40	
Fuel Sink[6]			
Mass flow out		0.48	
Fuel Source[7]			
Mass flow in	28.00		
Gas Cleanup System[8]			
Mass flow out		0.01	
Gas/Air Sink[10]			
Mass flow out		1388.30	
Gas/Air Source[11]			
Mass flow in	1376.00		
Gas/Air Source[13]			
Mass flow in	1.57		
Gas/Air Source[14]			
Mass flow in	92.54		
Makeup/Blowdown[19]			
Mass flow in	3.40		
Mass flow out		0.00	
Makeup/Blowdown[20]			
Mass flow in	2.65		
Mass flow out		0.00	
Process w/return[22]			
Mass flow in	0.00		
Mass flow out		1.08	

```

Process w/return[23]
  Mass flow in          0.00
  Mass flow out                1.99
Process w/return[31]
  Mass flow in          0.00
  Mass flow out                1.01
Stack[24]
  Mass flow out                106.60
Water/Steam Sink[28]
  Mass flow out                10.99
Water/Steam Source[30]
  Mass flow in          6.67
-----
Total Mass Flow In          1510.80
Total Mass Flow Out          1510.80
Cycle Mass Balance Error      0.00    0.0000 %
=====

```

*** COMPONENT RESULTS (38 components) ***
 Steam Property Formulation - Thermoflow STQUIK

H* is the program enthalpy based on 77F (25C) & vapor H2O.

Combustor(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Combustor[1]:						
Gas in	44	12.24	523.73	65.969	526.58	
Fuel in	9	17.14	195.01	40.584	5004.56	
Gas out	1	11.77	1763.66	106.554	2226.42	

Combustor Control Mode: Specify fuel flow						
Fuel input (LHV) = 194439 kW, (HHV) = 210560 kW, Combustor heat loss = 609.3 kW						
Flue gas composition [Mole %]						
O2 = 2.792% CO2 = 15.444% H2O = 11.357% N2 = 69.570% Ar = 0.838% SO2 = 0.000%						
=====						

Cooling Towers(various)(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Cooling Towers(various)[2]:						
Water in	32	1.013	34.48	1003.575	-2403.04	144.45
Water out	2	1.013	24.48	1003.575	-2444.73	102.76
Air into wet section		25.00	1057.044			
Air leaving tower		30.17	1071.823			

Cooling tower type: Wet mechanical draft tower Number of cells = 4						
Makeup flow = 18.47 kg/s evaporated = 14.78 kg/s						
Blowdown flow = 3.494 kg/s drift = 0.2007 kg/s						
Air wet bulb in = 19.48 C Air wet bulb out = 29.48 C						
Pump electrical power = 126 kW Fan electrical power = 148.9 kW						
Design mode						
=====						

Deaerator(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Deaerator[3]:						
Water in	24	1.013	89.99	27.007	-2170.50	376.99
Heating H2O	38	2.500	127.43	9.772	-2012.05	535.43
Water out	3	1.013	99.99	36.779	-2128.39	419.10

Mode: Thermodynamic Design
 Deaerator type: Horizontal Heater (HH)
 Operating pressure = 1.013 bar, saturation temperature = 99.99 C

=====						
Deaerator[35]:						
Water in	25	2.437	99.99	9.734	-2128.29	419.20
Heating H2O	46	1.241	163.31	0.101	253.22	2800.70
Water out	40	2.437	105.76	9.835	-2103.95	443.54

Mode: Thermodynamic Design
 Deaerator type: Horizontal Heater (HH)
 Operating pressure = 1.241 bar, saturation temperature = 105.8 C
 Additional water head at inlet = 12.19 m H2O = 1.196 bar
 Additional water head at outlet = 12.19 m H2O = 1.196 bar

Evaporator(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Evaporator[4]:						
Water in	20	31.00	93.28	40.178	-2154.35	393.14
Steam out	5	31.00	235.67	39.781	254.67	2802.16
Gas in	29	1.018	992.20	106.554	1145.67	
Gas out	4	1.013	245.67	106.554	237.15	

Mode: Design
 Heat transfer to water-side = 96082 kW, Heat loss = 726.1 kW
 UA = 556.8 kW/C, DTl_{gm} = 172.6 C
 Gas flow = 106.6 kg/s, outlet temperature = 245.7 C, outlet enthalpy = 237.1 kJ/kg
 Gas-side pressure drop = 4.981 millibar
 Pinch = 10 C, Steam produced = 39.78 kg/s
 Blowdown: M = 0.3978 kg/s, T = 235.7 C, h = 1017.5 kJ/kg

Fuel Dryer(direct)(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Fuel Dryer(direct)[5]:						
Raw fuel	8	1.013	25.00	28.000	7633.97	
Hot air inlet	12	1.038	80.00	1375.966	59.75	
Dried fuel	6	1.014	53.76	15.680	15608.08	
Gas exit	7	1.013	58.77	1388.286	36.89	

Mode: Thermodynamic Design
 Inlet fuel flow = 28 kg/s; moisture = 50 %
 Dried fuel flow = 15.68 kg/s; moisture = 10.71 %
 Total moisture evaporated = 12.32 kg/s = 88%

Total energy input = 31634 kW: drying air = 31634 kW
 Total energy consumed = 31634 kW: fuel heating = 2395.8 kW; evaporation = 29237 kW
 Fuel delivery power = 555.6 kW

=====

Fuel Sink(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Fuel Sink[6]:						
Fuel	18	1.014	100.00	0.478	9391.80	
=====						

Fuel Source(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Fuel Source[7]:						
Fuel	8	1.013	25.00	28.000	7633.97	

Fuel type = Solid Fuel name = Bagasse_Wet50						
Source specified pressure = 20.68 bar delivery pressure = 1.01 bar						
=====						

Gas Cleanup System(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Gas Cleanup System[8]:						
Raw syngas	17	19.04	500.00	44.908	4981.28	
Water inlet	34	1.014	15.00	6.674	-2484.45	63.04
Clean syngas	9	17.14	195.01	40.584	5004.56	
Drain	10	1.014	88.72	10.992	-2175.84	371.65

Mode: Thermodynamic Design						
Raw syngas in: 19.04 bar, 500 C, 44.91 kg/s, molecular weight = 23.45						
Raw syngas composition (Volume %): CO = 19.59, CO2 = 9.275, CH4 = 0.1711, H2 = 18.46						
H2S = 0.0098, O2 = 0, H2O = 12.84, COS = 0.0003, N2 = 39.18, Ar = 0.4714						
Clean syngas out: 17.14 bar, 195 C, 40.58 kg/s						
Clean syngas composition (Volume %): CO = 22.39, CO2 = 10.6, CH4 = 0.1956, H2 = 21.11						
H2S = 0.0001, O2 = 0, H2O = 0.3743, COS = 0, N2 = 44.79, Ar = 0.5389						
Clean syngas molecular weight = 24.23, LHV @ 77F/25C = 4791 kJ/kg						
=====						

Gas/Air Compressor(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Gas/Air Compressor[9]:						
Gas in	15	1.013	25.00	92.540	0.00	
Gas out	11	25.00	523.50	92.540	526.58	

Compression power = 48731 kW Shaft power required = 48828 kW						
Mech. loss = 97.66 kW Mech. eff. = 99.8 % Current RPM = 3600						
Overall apparent isentropic eff. = 85.1 % Polytropic eff. = 90 %						
Design mode						

```

=====
                                Gas/Air Sink(s)

Stream                No      P      T      M      H*      H
                        [bar]   [C]    [kg/s]  [kJ/kg]  [kJ/kg]
=====
Gas/Air Sink[10]:
-----
Gas                    7      1.013  58.77  1388.286  36.89
-----
Gas composition [Mole %]
O2 = 17.839% CO2 = 0.026% H2O = 14.848% N2 = 66.487% Ar = 0.801% SO2 = 0.000%
CO2 mass flow = 0.5766 kg/s
=====

```

```

                                Gas/Air Source(s)

Stream                No      P      T      M      H*      H
                        [bar]   [C]    [kg/s]  [kJ/kg]  [kJ/kg]
=====
Gas/Air Source[11]:
-----
Gas                    12     1.038  80.00  1375.966  59.75
-----
Gas composition [Mole %]
O2 = 18.082% CO2 = 0.026% H2O = 13.685% N2 = 67.394% Ar = 0.812% SO2 = 0.000%
=====

```

```

Gas/Air Source[13]:
-----
Gas                    14     1.013  25.00   1.568    0.00
-----
Gas composition [Mole %]
O2 = 20.557% CO2 = 0.030% H2O = 1.875% N2 = 76.616% Ar = 0.923% SO2 = 0.000%
=====

```

```

Gas/Air Source[14]:
-----
Gas                    15     1.013  25.00   92.540    0.00
-----
Gas composition [Mole %]
O2 = 20.557% CO2 = 0.030% H2O = 1.875% N2 = 76.616% Ar = 0.923% SO2 = 0.000%
=====

```

```

                                Gas/Air Turbine(s)

Stream                No      P      T      M      H*      H
                        [bar]   [C]    [kg/s]  [kJ/kg]  [kJ/kg]
=====
Gas/Air Turbine[15]:
-----
Gas in                  1     11.77  1763.66  106.554  2226.42
Gas out                 16     1.021  1034.75  106.554  1201.50
-----
Expansion power = 109211 kW  Shaft power produced = 108992 kW
Mech. loss = 218.4 kW  Mech. eff. = 99.8 %  Current RPM = 3600
Overall apparent isentropic eff. = 92.12 %  Polytropic eff. = 90 %
Actual nozzle area = 0.1054 m^2
Inlet pressure after control = 11.77 bar
Design mode
=====

```

```

                                Gasifier(user-defined)(s)

Stream                No      P      T      M      H*      H

```

		[bar]	[C]	[kg/s]	[kJ/kg]	[kJ/kg]
=====						
Gasifier(user-defined)[16]:						

Coal	6	1.014	53.76	15.680	15608.08	
O2 or Air	42	25.00	523.50	26.571	526.58	
Syngas	17	19.04	500.00	44.908	4981.28	
Slag	18	1.014	100.00	0.478	9391.80	
N2	14	1.013	25.00	1.568	0.00	
Steam injection	33	25.00	223.94	1.568	253.22	2800.70
Radiant cooler CW	21	25.00	86.90	12.484	-2181.60	365.89
Radiant cooler steam	19	25.00	223.94	12.484	253.22	2800.70

Mode: Thermodynamic Design

Gasifier P = 25 bar, Stage 1 T = 1200 C, Stage 2 T = 950.4 C, Efficiency = 79.78 %
Cooler 1 - Inlet gas: 25 bar, 950.4 C, 44.91 kg/s, Exit gas: 23.75 bar, 500 C, 44.91 kg/s
Syngas Composition (Volume %): CO = 19.59, CO2 = 9.275, CH4 = 0.1711, H2 = 18.46
H2S = 0.0098, O2 = 0, H2O = 12.84, COS = 0.0003, N2 = 39.18, Ar = 0.4714
Syngas molecular weight = 23.45, LHV @ 77F/25C = 4332 kJ/kg

General Pump(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
General Pump[17]:						

H2O in	22	1.013	92.84	40.178	-2158.50	388.99
H2O out	20	31.00	93.28	40.178	-2154.35	393.14

Mode: Thermodynamic Design

Pump driven by Integral motor: Electricity consumption = 180.7 kW, Hydraulic pumping power = 166.8 kW

Pump apparent isentropic efficiency = 75 %

Pump suction density = 963.2 kg/m³

General Pump[18]:

H2O in	23	2.437	86.58	12.484	-2184.71	362.78
H2O out	21	25.00	86.90	12.484	-2181.60	365.89

Mode: Thermodynamic Design

Pump driven by Integral motor: Electricity consumption = 42.89 kW, Hydraulic pumping power = 38.82 kW

Pump isentropic efficiency = 75 %

Pump suction density = 967.5 kg/m³

Makeup/Blowdown(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Makeup/Blowdown[19]:						

H2O in	3	1.013	99.99	36.779	-2128.39	419.10
H2O out	22	1.013	92.84	40.178	-2158.50	388.99

Makeup flow = 3.399 kg/s Temp = 15 C Enthalpy = 63.04 kJ/kg

Makeup/Blowdown[20]:

H2O in	40	2.437	105.76	9.835	-2103.95	443.54
H2O out	23	2.437	86.58	12.484	-2184.71	362.78

 Makeup flow = 2.65 kg/s Temp = 15 C Enthalpy = 63.04 kJ/kg
 =====

Mixer(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Mixer[21]:						
H2O 1 in	26	1.013	90.00	17.901	-2170.47	377.02
H2O 3 in	27	1.013	89.99	9.106	-2170.49	377.00
H2O out	24	1.013	89.99	27.007	-2170.50	376.99

 None clockwise inlet flow(s) throttled
 =====

Process w/return(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Process w/return[22]:						
H2O in 40	43	2.500	167.57	10.816	253.22	2800.70

 Process steam pressure = 2.50 bar Temp = 167.57 C
 Process flow = 10.82 kg/s
 Desuperheating flow = 0 kg/s
 Condensate return = 9.734 kg/s
 Makeup = 0 kg/s
 =====

Process w/return[23]:						
H2O in 42	39	8.000	185.18	19.890	254.67	2802.16

 Process steam pressure = 8.00 bar Temp = 185.18 C
 Process flow = 19.89 kg/s
 Desuperheating flow = 0 kg/s
 Condensate return = 17.9 kg/s
 Makeup = 0 kg/s
 =====

Process w/return[31]:						
H2O in 36	37	2.500	127.43	10.118	-2012.05	535.43

 Process steam pressure = 1.01 bar Temp = 100.01 C quality = 0.05153
 Process flow = 10.12 kg/s
 Desuperheating flow = 0 kg/s
 Condensate return = 9.106 kg/s
 Makeup = 0 kg/s
 =====

Splitter(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Splitter[12]:						
H2O in	19	25.00	223.94	12.484	253.22	2800.70
H2O 1 out	13	25.00	223.94	10.816	253.22	2800.70
H2O 2 out	45	25.00	223.94	0.101	253.22	2800.70
H2O 3 out	33	25.00	223.94	1.568	253.22	2800.70

```

-----
None clockwise outlet flow(s) throttled
=====
Splitter[29]:
-----
Gas in          11      25.00    523.50    92.540    526.58
Gas 1 out       41      25.00    523.50    65.969    526.58
Gas 2 out       42      25.00    523.50    26.571    526.58
-----

```

```

None clockwise outlet flow(s) throttled
=====
Splitter[32]:
-----
H2O in          5       31.00    235.67    39.781    254.67    2802.16
H2O 2 out       35      31.00    235.67    19.890    254.67    2802.16
H2O 3 out       36      31.00    235.67    19.890    254.67    2802.16
-----

```

```

None clockwise outlet flow(s) throttled
=====
Splitter[33]:
-----
H2O in          31      2.500    127.43    19.890   -2012.05    535.43
H2O 2 out       38      2.500    127.43     9.772   -2012.05    535.43
H2O 3 out       37      2.500    127.43    10.118   -2012.05    535.43
-----

```

```

None clockwise outlet flow(s) throttled
=====

```

Stack(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Stack[24]:						
Gas in	4	1.013	245.67	106.554	237.15	

```

-----
Type: Concrete stack
Mode: Thermodynamic Design
Pressure drop (inlet to ambient) = 0 millibar
Outlet dust load = 0 ng/J; = 0 mg/Nm^3 @ 6% O2, dry
Outlet SO2 = 0.6036 ng/J; = 1.461 mg/Nm^3 @ 6% O2, dry; = 0.5113 ppmv @ 6% O2, dry
Plume visibility index = 0, Plume invisible
Water dew point = 48.61 C
Gas composition [Mole %]
O2 = 2.792% CO2 = 15.444% H2O = 11.357% N2 = 69.570% Ar = 0.838% SO2 = 0.000%
CO2 mass flow = 24.5 kg/s
=====

```

Steam Turbine(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Steam Turbine[25]:						
H2O in	30	31.00	343.00	19.890	551.52	3099.01
H2O out	28	2.500	127.43	19.890	91.60	2639.09

```

-----
Mode: Thermodynamic Design; Type of inlet control: Sliding
Type of Performance: Normal
Shaft power = 9130 kW Mechanical loss = 18.3 kW Current RPM = 3600
Dry step efficiency = 86.42 % Overall apparent isentropic eff. = 88.11 %
Actual nozzle area = 0.005 m^2 Number of steps = 9
Inlet pressure = 31 bar
Exit pressure = 2.5 bar enthalpy = 2639.1 kJ/kg steam quality = 0.9646
-----

```

=====

Superheater(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
Superheater[26]:						
Steam in	35	31.00	235.67	19.890	254.67	2802.16
Steam out	30	31.00	343.00	19.890	551.52	3099.01
Gas in	16	1.021	1034.75	106.554	1201.50	
Gas out	29	1.018	992.20	106.554	1145.67	

Mode: Design
 Heat transfer to water-side = 5905 kW, Heat loss = 44.62 kW
 UA = 8.159 kW/C, DTlgm = 723.7 C
 Gas flow = 106.6 kg/s, outlet temperature = 992.2 C, outlet enthalpy = 1145.7 kJ/kg
 Gas-side pressure drop = 2.491 millibar, water-side pressure drop = 0 bar

=====

Valve(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
Valve[36]:						
H2O in	13	25.00	223.94	10.816	253.22	2800.70
H2O out	43	2.500	167.57	10.816	253.22	2800.70

Mode: Design
 Pressure control: Rubber valve
 Valve current status: Partially open
 Pressure drop = 22.5 bar

Valve[37]:						
Gas in	41	25.00	523.50	65.969	526.58	
Gas out	44	12.24	523.73	65.969	526.58	

Mode: Design
 Pressure control: Rubber valve
 Valve current status: Partially open
 Pressure drop = 12.76 bar

Valve[34]:						
H2O in	36	31.00	235.67	19.890	254.67	2802.16
H2O out	39	8.000	185.18	19.890	254.67	2802.16

Mode: Design
 Pressure control: Rubber valve
 Valve current status: Partially open
 Pressure drop = 23 bar

Valve[38]:						
H2O in	45	25.00	223.94	0.101	253.22	2800.70
H2O out	46	1.241	163.31	0.101	253.22	2800.70

Mode: Design
 Pressure control: Rubber valve
 Valve current status: Partially open
 Pressure drop = 23.76 bar

=====

Water-cooled Condenser(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Water-cooled Condenser[27]:						
Steam in	28	2.500	127.43	19.890	91.60	2639.09
Cnd. @ hot well	31	2.500	127.43	19.890	-2012.05	535.43
Cooling H2O in	2	1.013	24.48	1003.575	-2444.73	102.76
Cooling H2O out	32	1.013	34.48	1003.575	-2403.04	144.45

Heat rejection = 41843 kW Quality of steam in = 0.9646						
Tsat = 127.43 C CW Pump power = 125.7 kW UA = 427.5 kW/C						
Design mode						
=====						

Water/Steam Sink(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Water/Steam Sink[28]:						
H2O	10	1.014	88.72	10.992	-2175.84	371.65
=====						

Water/Steam Source(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Water/Steam Source[30]:						
H2O	34	1.014	15.00	6.674	-2484.45	63.04
=====						

*** STREAM TABLE ***

Steam Property Formulation - Thermoflow STQUIK

H* is the program enthalpy based on 77F (25C) & vapor H2O.

Gas/Air Streams:

No.	P [bar]	T [C]	H* [kJ/kg]	Mgas [kg/s]	Mash [kg/s]	V [m ³ /s]	M.W.	Mole Composition %						
								N2	O2	CO2	H2O vap	H2O liq	Ar	SO2
1	11.770	1763.66	2226.42	106.6	0.000	51.9	29.561	69.570	2.792	15.444	11.357	0.000	0.838	0.000
4	1.0132	245.67	237.15	106.6	0.000	153.5	29.561	69.570	2.792	15.444	11.357	0.000	0.838	0.000
7	1.0132	58.77	36.89	1388.3	0.000	1383.0	27.341	66.487	17.839	0.026	14.848	0.000	0.801	0.000
11	25.00	523.50	526.58	92.54	0.000	8.5	28.762	76.616	20.557	0.030	1.875	0.000	0.923	0.000
12	1.0382	80.00	59.75	1376.0	0.000	1416.8	27.468	67.394	18.082	0.026	13.685	0.000	0.812	0.000
14	1.0132	25.00	0.00	1.568	0.000	1.3	28.762	76.616	20.557	0.030	1.875	0.000	0.923	0.000
15	1.0132	25.00	0.00	92.54	0.000	78.7	28.762	76.616	20.557	0.030	1.875	0.000	0.923	0.000
16	1.0207	1034.75	1201.50	106.6	0.000	384.0	29.561	69.570	2.792	15.444	11.357	0.000	0.838	0.000
29	1.0182	992.20	1145.67	106.6	0.000	372.4	29.561	69.570	2.792	15.444	11.357	0.000	0.838	0.000
41	25.00	523.50	526.58	65.97	0.000	6.1	28.762	76.616	20.557	0.030	1.875	0.000	0.923	0.000
42	25.00	523.50	526.58	26.57	0.000	2.4	28.762	76.616	20.557	0.030	1.875	0.000	0.923	0.000
44	12.241	523.73	526.58	65.97	0.000	12.4	28.762	76.616	20.557	0.030	1.875	0.000	0.923	0.000
=====														

Gas/Air Psychrometric Properties (T <= 500 F/260 C)

No.	P	T	Dew Point	Wet Bulb	RH
=====					

	[bar]	[C]	[C]	[C]	[%]
4	1.0132	245.67	48.61	58.99	0.31
7	1.0132	58.77	54.06	54.42	79.98
12	1.0382	80.00	52.88	55.01	30.00
14	1.0132	25.00	16.70	19.48	60.00
15	1.0132	25.00	16.70	19.48	60.00

Water/Steam Streams:

No.	P [bar]	T [C]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]	M [kg/s]	Quality	Sup/Sub(-) [C]
2	1.0132	24.48	-2444.73	102.76	1003.6		-75.52
3	1.0130	99.99	-2128.39	419.10	36.78		0.00
5	31.00	235.67	254.67	2802.16	39.78	1.0000	
10	1.0135	88.72	-2175.84	371.65	10.99		-11.29
13	25.00	223.94	253.22	2800.70	10.82	1.0000	
19	25.00	223.94	253.22	2800.70	12.48	1.0000	
20	31.00	93.28	-2154.35	393.14	40.18		-142.38
21	25.00	86.90	-2181.60	365.89	12.48		-137.04
22	1.0130	92.84	-2158.50	388.99	40.18		-7.15
23	2.437	86.58	-2184.71	362.78	12.48		-40.02
24	1.0130	89.99	-2170.50	376.99	27.01		-10.00
25	2.437	99.99	-2128.29	419.20	9.734		-26.61
26	1.0130	90.00	-2170.47	377.02	17.90		-10.00
27	1.0130	89.99	-2170.49	377.00	9.106		-10.00
28	2.500	127.43	91.60	2639.09	19.89	0.9646	
30	31.00	343.00	551.52	3099.01	19.89		107.33
31	2.500	127.43	-2012.05	535.43	19.89	0.0000	
32	1.0132	34.48	-2403.04	144.45	1003.6		-65.52
33	25.00	223.94	253.22	2800.70	1.568	1.0000	
34	1.0135	15.00	-2484.45	63.04	6.674		-85.01
35	31.00	235.67	254.67	2802.16	19.89	1.0000	
36	31.00	235.67	254.67	2802.16	19.89	1.0000	
37	2.500	127.43	-2012.05	535.43	10.12	0.0000	
38	2.500	127.43	-2012.05	535.43	9.772	0.0000	
39	8.000	185.18	254.67	2802.16	19.89		14.77
40	2.437	105.76	-2103.95	443.54	9.835		-20.84
43	2.500	167.57	253.22	2800.70	10.82		40.13
45	25.00	223.94	253.22	2800.70	0.101	1.0000	
46	1.241	163.31	253.22	2800.70	0.101		57.52

Fuel Streams: (G=gaseous L=liquid S=solid P=liquefied gas)

No.	P [bar]	T [C]	H* [kJ/kg]	M [kg/s]	M.W.	Ash %	H2O %	Atomic %					LHV [kJ/kg]	HHV [kJ/kg]		
								C	H	O	N	S	Ar			
6	S	1.0135	53.76	15608.08	15.68	7.52	2.18	10.71	27.81	49.14	22.96	0.08	0.01	0.00	15551.09	16956.68
8	S	1.0132	25.00	7633.97	28.00	6.76	1.22	50.00	13.86	57.93	28.16	0.04	0.00	0.00	7633.97	9495.74
9	G	17.14	195.01	5004.57	40.58	24.23	0.00	0.28	15.73	20.73	20.84	42.45	0.00	0.26	4790.97	5188.21
17	G	19.04	500.00	4981.28	44.91	23.45	0.00	9.87	13.07	28.50	22.95	35.27	0.00	0.21	4331.83	4925.84
18	S	1.0135	100.00	9391.80	0.478	1.00	71.53	0.00	100.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	9328.99	9328.99

Fuel Streams: Additional Properties

Stream 6 Solid fuel defined by weight percent		
Weight percent of Ash	2.182	%
Weight percent of Moisture	10.71	%
Weight percent of Carbon	43.43	%
Weight percent of Hydrogen	5.241	%
Weight percent of Oxygen	38.25	%
Weight percent of Nitrogen	0.1395	%
Weight percent of Sulfur	0.0398	%
LHV	15551	kJ/kg

HHV		16957		kJ/kg

Stream 8	Solid fuel defined by weight percent			

Weight percent of Ash		1.222		%
Weight percent of Moisture		50		%
Weight percent of Carbon		24.32		%
Weight percent of Hydrogen		2.935		%
Weight percent of Oxygen		21.42		%
Weight percent of Nitrogen		0.0781		%
Weight percent of Sulfur		0.0223		%
LHV		7634		kJ/kg
HHV		9496		kJ/kg

Stream 9	Gaseous fuel defined by mole percent			

Hydrogen	H2	21.11		%
Water Vapor	H2O	0.3743		%
Nitrogen	N2	44.79		%
Carbon Monoxide	CO	22.39		%
Carbon Dioxide	CO2	10.6		%
Methane	CH4	0.1956		%
Hydrogen Sulfide	H2S	0.0001		%
Argon	Ar	0.5389		%
LHV		4791		kJ/kg
HHV		5188		kJ/kg
Molecular Weight		24.23		

Stream 17	Gaseous fuel defined by mole percent			

Hydrogen	H2	18.46		%
Water Vapor	H2O	12.84		%
Nitrogen	N2	39.18		%
Carbon Monoxide	CO	19.59		%
Carbon Dioxide	CO2	9.275		%
Methane	CH4	0.1711		%
Hydrogen Sulfide	H2S	0.0098		%
Carbonyl Sulfide	COS	0.0003		%
Argon	Ar	0.4714		%
LHV		4332		kJ/kg
HHV		4926		kJ/kg
Molecular Weight		23.45		

Stream 18	Solid fuel defined by weight percent			

Weight percent of Ash		71.53		%
Weight percent of Moisture		0		%
Weight percent of Carbon		28.47		%
Weight percent of Hydrogen		0		%
Weight percent of Oxygen		0		%
Weight percent of Nitrogen		0		%
Weight percent of Sulfur		0		%
LHV		9329		kJ/kg
HHV		9329		kJ/kg
=====				