

**EVALUACIÓN DE LAS POSIBILIDADES DE CO-GENERACIÓN E
INTEGRACIÓN ENERGÉTICA PARA EL PROCESO INDUSTRIAL DE
PRODUCCIÓN DE BIOETANOL COMBUSTIBLE Y AZÚCAR**

YURANNI MARÍA PÉREZ CÁCERES

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
POSGRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2011

**EVALUACIÓN DE LAS POSIBILIDADES DE CO-GENERACIÓN E
INTEGRACIÓN ENERGÉTICA PARA EL PROCESO INDUSTRIAL DE
PRODUCCIÓN DE BIOETANOL COMBUSTIBLE Y AZÚCAR**

YURANNI MARÍA PÉREZ CÁCERES

**Trabajo de grado presentado como requisito parcial para obtener el título de
MAGISTER EN INGENIERÍA: ÉNFASIS EN INGENIERÍA QUÍMICA**

Director:

Dr. Viatcheslav Kafarov

Profesor Titular Escuela De Ingeniería Química UIS

Codirector:

Ph.D Edgar Castillo Monroy

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
POSGRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2011

Dedico este nuevo triunfo A Dios que me ha dado la vida y fortaleza para terminar este proyecto de investigación, a mis Padres por estar ahí cuando más los necesité en especial a mi Madre Telmira, a mi suegra Ana por su ayuda y constante cooperación, a mi amado esposo César Quiroz por apoyarme y ayudarme en los momentos más difíciles y finalmente dedico este triunfo a mis princesas Anna María y María Gabriela que son “mi milagro de vida” que me dan la fuerza y las ganas de salir adelante.

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar agradecer 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”, a CENICAÑA por sus aportes al desarrollo de este proyecto y a la Universidad Industrial de Santander.

Al doctor Viatcheslav Kafarov mi director de investigación por su constante apoyo y colaboración en la culminación de este proyecto.

Al excelente grupo de trabajo del Centro de Investigaciones CIDES en especial a las “chicas” (Yeimy, Viviana y Ximena) por su valiosa amistad y colaboración en todo momento y a Juan mi primer pupilito por su excelente trabajo.

Finalmente a mi hermosa familia, mi esposo por su amor incondicional y ser la fuente de mi inspiración, a Dios por regalarme a mis bebes que son el motorcito que necesitaba para empezar y culminar todos mis proyectos.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	21
1. la agroindustria azucarera colombiana	24
1.1 AZÚCAR	25
1.1.1 Proceso de producción de azúcar	26
1.1.1.1 Preparación y Molienda	26
1.1.1.2 Clarificación del jugo	27
1.1.1.3 Evaporación	29
1.1.1.4 Cristalización y Centrifugación	29
1.1.1.5 Secado	30
1.2 ALCOHOL CARBURANTE	30
1.2.1 Proceso de Producción de Bioetanol	32
1.2.1.1 Mezcla de Materias Primas	32
1.2.1.2 Fermentación	32
1.2.1.3 Recuperación del Etanol	33
1.2.1.4 Obtención del Etanol Anhidro	36
1.2.1.5 Concentración de Vinazas	36
1.3 GENERACIÓN DE ENERGÍA	37
1.3.1 Biomasa y Bagazo	41
1.3.1.1 Bagazo	42
1.3.1.2 Caracterización Físico Química del Bagazo	42
2. Integración ENERGÉTICA	44
2.1 TECNOLOGÍA PINCH	45

2.1.1 Diagrama Temperatura – Entalpía	47
2.1.2 Curvas Compuestas	48
2.1.3 Algoritmo de “Tabla de Problemas”	50
2.1.4 Cascadas de calor	52
2.1.5 Gran Curva Compuesta	53
2.1.6 Diseño de la red de intercambio de calor	55
3. COGENERACIÓN ENERGÉTICA	57
3.1 RELACIÓN CALOR-POTENCIA	57
3.1.1 Eficiencia de los sistemas de cogeneración	60
3.2 TIPOS DE COGENERACIÓN	60
3.2.1 <i>Topping Cycle</i>	60
3.2.2 <i>Bottoming Cycle</i>	60
3.3 TECNOLOGÍAS DE COGENERACIÓN A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA DE AZÚCAR	61
3.3.1 Cogeneración a partir de turbinas de vapor	61
3.3.2 Cogeneración a partir de turbinas de gas con sistema de gasificación de biomasa	63
3.3.3 Cogeneración a partir de ciclos combinados con sistemas de gasificación de biomasa	66
4. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA y COGENERACIÓN EN UN INGENIO AZUCARERO	68
4.1 PROCESO DE INTEGRACIÓN DE LAS PLANTA DE AZÚCAR Y BIOETANOL CARBURANTE	68
4.1.1 Producción de Azúcar y Bioetanol en Colombia	68
4.1.2 Caso de Estudio (Caso Base)	69
4.1.3 Análisis Pinch Caso Base	70
4.1.4 Análisis de Resultados “Integración Energética”	77

4.2 EVALUACIÓN DE LAS POSIBILIDADES DE COGENERACIÓN EN LA PLANTA DE AZÚCAR Y ETANOL	83
4.2.1 Configuración 1	84
4.2.2 Configuración 2	85
4.2.3 Configuración 3	86
4.2.4 Configuración 4	87
4.2.5 Análisis de Resultados	89
CONCLUSIONES	97
RECOMENDACIONES	99
BIBLIOGRAFÍA	100
ANEXOS	105

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Composición promedio de la caña de azúcar.	26
Tabla 2. Destilerías Adjuntas a los ingenios en Colombia	31
Tabla 3. Estimativos del potencial de producción de electricidad en el sector azucarero mundial	38
Tabla 4. Composición promedio del bagazo de caña	43
Tabla 5. Relaciones calor potencia y otros parámetros de sistemas de cogeneración	58
Tabla 6. Relaciones de calor-potencia para algunas actividades industriales	59
Tabla 7. Corrientes Calientes.	71
Tabla 8. Corrientes frías	71
Tabla 9. Parámetros generales usados en la simulación.	72
Tabla 10. Parámetros usados en el Análisis Pinch.	72
Tabla 11. Servicios auxiliares necesarios para el sistema	75
Tabla 12. Resumen de resultados de los casos analizados absolutos	79
Tabla 13. Resumen de resultados de los casos analizados comparados con el objetivo "Target"	79
Tabla 14. Resumen de resultados del escenario planteado	81
Tabla 15. Demanda de Vapor del Proceso	81
Tabla 16. Parámetros generales adoptados para la simulación de las unidades cogeneración	83
Tabla 17. Parámetros adoptados para la simulación de la tercera y cuarta configuración	89
Tabla 18. Resultados de la Configuración 1	90

Tabla 19. Resultados de la Configuración 2	91
Tabla 20. Resultados de la Configuración 3	92
Tabla 21. Características de gas producido en el sistema de gasificación adoptadas para las configuraciones 3 y4.	93
Tabla 22. Resultados de la Configuración 4	94

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Esquema típico de producción de azúcar en Colombia.	28
Figura 2. Esquema típico de producción de bioetanol en Colombia	35
Figura 3. Consumo de vapor y energía eléctrica en el sector azucarero colombiano	40
Figura 4. Diagrama Temperatura-Entalpía	48
Figura 5. Curva Compuesta Fría y Caliente	50
Figura 6. Diagrama de Cascada	53
Figura 7. Gran Curva Compuesta.	54
Figura 8. Diagrama de la Red de Calor	56
Figura 9. Sistema de cogeneración a partir de turbinas de contrapresión	62
Figura 10. Sistema de cogeneración a partir de turbinas de extracción-condensación	63
Figura 11. Sistema de cogeneración con turbina de gas y sistema de gasificación	65
Figura 12. Sistema de cogeneración a partir de ciclo combinado con sistema de gasificación de biomasa	67
Figura 13. Diagrama Caso Base	70
Figura 14. Resumen de las variables objetivo del simulador (Target)	73
Figura 15. Diagrama Curva Compuesta	73
Figura 16. Diagrama Gran Curva Compuesta (GCC)	74
Figura 17. Intercambio de calor Caso Base	76
Figura 18. Red de Intercambio de calor Caso Base	76
Figura 19. Red de Intercambio de Calor Caso 1 sugerido por el Simulador	77
Figura 20. Red de Intercambio de Calor Caso 2 sugerido por el Simulador.	77

Figura 21. Red de Intercambio de Calor Caso Integrado.	78
Figura 22. Esquema de intercambio de calor (Caso Integrado)	82
Figura 23. Esquema Configuración 1.	84
Figura 24. Esquema Configuración 2	85
Figura 25. Esquema Configuración 3	86
Figura 26. Esquema Configuración 4	88
Figura 27. Graficas de comparación de resultados entre las 4 tecnologías de cogeneración.	96

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Datos Arrojados por el Simulador HX.NET	106
Anexo B. Datos Arrojados por el Simulador THERMOFLOW	116

GLOSARIO

ANÁLISIS PINCH: el análisis de pliegue es un conjunto de principios, herramientas y reglas de diseño para encontrar la mejor manera de configurar los elementos de un proceso. La llave de su estrategia es el establecimiento de objetivos antes del diseño.

AZÚCAR: se denomina azúcar a la sacarosa, cuya fórmula química es $C_{12}H_{22}O_{11}$, también llamado azúcar común o azúcar de mesa. La sacarosa es un disacárido formado por una molécula de glucosa y una de fructosa, que se obtiene principalmente de la caña de azúcar o de la remolacha azucarera.

BIOETANOL: etanol obtenido a partir del procesamiento de materia biológica, en particular ciertas plantas con azúcares.

BIOMASA: materiales de origen vegetal o animal que pueden emplearse para la producción de combustibles mediante procesos biológicos, bioquímicos y térmicos.

CALOR ESPECÍFICO: se define como la energía requerida para elevar a temperatura de una masa unitaria de una sustancia en un grado.

CICLO BRAYTON: ciclo ideal para los motores de turbina de gas.

CICLO COMBINADO: modificación innovadora en las plantas de potencia convencionales. Incluye un ciclo de potencia de gas superior a un ciclo de potencia de vapor, el cual se denomina ciclo combinado de gas-vapor o sólo ciclo combinado.

CICLO RANKINE: ciclo ideal para las plantas de potencia de vapor.

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.

CURVAS COMPUESTAS: son construidas a partir de datos de las corrientes (temperatura y capacidad calorífica), derivados de los balances de materiales y energía del proceso.

EFICIENCIA ENERGÉTICA: en 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).

INGENIO AZUCARERO: se denomina ingenio azucarero o simplemente ingenio a una antigua hacienda colonial americana (con precedentes en las Islas Canarias) con instalaciones para procesar caña de azúcar con el objeto de obtener azúcar, ron, alcohol y otros productos.

INTEGRACIÓN ENERGÉTICA: caracteriza el flujo global dentro de cualquier proceso e identifica las políticas óptimas para su distribución (y redistribución) y de esta forma se obtiene la configuración óptima para el consumo mínimo de ésta.

POTENCIA ELÉCTRICA: es el número de electrones que se mueven en la unidad de tiempo (intensidad I) a través de una diferencia de potencial (V): $W=VI$.

POTENCIA: es el trabajo realizado por unidad de tiempo y se denota W .

PRIMERA LEY DE LA TERMODINÁMICA: conocida también como el principio de la conservación de la energía, es una base sólida para el estudio de las relaciones

entre las diferentes formas de la energía y las interacciones de la misma. La primera ley de la termodinámica establece que la energía no puede ser creada ni destruida, solo puede ser transformada.

PUNTO PINCH: punto donde se aproximan las curvas compuestas, en el cual su gradiente de temperatura de acercamiento será el mínimo permitido por el diseñador, $\Delta T_{\text{mín}}$. Este parámetro de diseño indica que los intercambios de calor dentro del proceso, no podrán realizarse con gradientes de temperatura menores a tal mínimo permitido.

QCMín: es la carga térmica mínima requerida por el sistema y entregada por una fuente externa (vapor u otra).

QFMín: es la mínima capacidad de enfriamiento requerida por el sistema.

RELACIÓN CALOR-POTENCIA: indica la razón entre la energía térmica solicitada por el proceso y la potencia eléctrica neta producida.

TMVC: toneladas métricas en su equivalente a volumen de azúcar crudo.

TRABAJO: es la transferencia de energía asociada con una fuerza que actúa a lo largo de una distancia.

NOMENCLATURA

	Símbolo	Unidades
Calor demandado por el proceso	[Qu]	[kW]
Capacidad Calorífica	[Cp]	[kJ/°C]
Eficiencia	[η]	[%]
Entalpia	[H]	[kJ/h]
Flujo másico	\dot{m}	kg/h
Potencia eléctrica producida	[We]	[kW]
Relación Calor – Potencia	[RCP]	
Temperaturas	[T]	[°C]
Tonelada de caña molida	[TCM]	

RESUMEN

Título: EVALUACIÓN DE LAS POSIBILIDADES DE CO-GENERACIÓN E INTEGRACIÓN ENERGÉTICA PARA EL PROCESO INDUSTRIAL DE PRODUCCIÓN DE BIOETANOL COMBUSTIBLE Y AZÚCAR*

Autor: YURANNI MARÍA PÉREZ CÁCERES **

Palabras Claves: PRODUCCIÓN DE AZÚCAR Y BIOETANOL, INTEGRACIÓN ENERGÉTICA, COGENERACIÓN.

DESCRIPCIÓN:

La producción de caña de azúcar es una de las más importantes actividades económicas en Colombia, principalmente debido a su alta eficiencia y competitividad. Dicha agroindustria emplea la caña de azúcar como materia prima para la producción de diversos productos e insumos para otros sectores industriales, convirtiéndose actualmente en uno de los conglomerados con mayor influencia y con muy buenas perspectivas a futuro tanto en el mercado nacional como en el internacional.

Gracias a que la crisis energética alrededor del mundo ha llevado a buscar en cualquier diseño de proceso industrial la maximización de la recuperación de calor dentro del mismo proceso y a la minimización de servicios auxiliares, el propósito de este trabajo en primer lugar es lograr una reducción de la demanda de vapor en una fábrica que produce azúcar y alcohol carburante a partir de caña de azúcar mediante la metodología del análisis Pinch, utilizando la herramienta software computacional Aspen Hx-Net®. En segundo lugar este trabajo consiste en simular y analizar cuatro alternativas para los sistemas de cogeneración que utilicen bagazo como combustible, determinando cuál técnicamente ofrece mejores rendimientos en cuanto a la producción de energía eléctrica, con el fin de aumentar los excedentes de electricidad que se convertirían en un nuevo producto para brindar un mayor portafolio de servicios en el ingenio. La herramienta computacional (software) utilizada para la simulación y análisis de las diferentes unidades de cogeneración fue THERMOFLEX®.

* Trabajo de Grado.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Posgrado en Ingeniería Química. Director: Dr. Sc Viatcheslav Kafarov, Codirector: Ph.D Edgar Fernando Castillo.

SUMMARY

Title: EVALUATION OF THE POSSIBILITIES OF CO-GENERATION AND ENERGETIC INTEGRATION FOR THE INDUSTRIAL PROCESS OF PRODUCTION OF FUEL BIO-ETHANOL AND SUGAR*

Author: YURANNI MARÍA PÉREZ CÁCERES**

Key Words: PRODUCTION OF SUGAR AND BIOETHANOL, ENERGY INTEGRATION, COGENERATION.

DESCRIPTION

Production of sugarcane is one of the most important economic activities in Colombia, mainly due to its high efficiency and competitiveness. The agribusiness uses sugar cane as feedstock for the production of various products and inputs for other industries, now becoming one of the most influential conglomerates and with good future prospects both nationally and internationally

Thanks to the worldwide energy crisis has led to search in any industrial process design to maximize heat recovery within the same process and minimization of auxiliary services, the purpose of this thesis is firstly to achieve a reduction of the steam demand in a factory that produces sugar and ethanol fuel from sugar cane using Pinch analysis methodology, using computer software tool Aspen Hx-Net ®. Secondly this thesis is to simulate and analyze four alternatives for CHP systems using bagasse as fuel, determining which technique offers better performance in terms of electricity production in order to increase the surplus electricity that is converted into a new product to provide greater portfolio of services in the mill. The computational tool (software) used for simulation and analysis of different cogeneration units was THERMOFLEX ®.

* Engineering Thesis

** Physical Chemistry Engineering Faculty. Chemical Engineering Department. Advisor: Dr. Sc Viatcheslav Kafarov, Coadvisor: Ph.D Edgar Fernando Castillo.

INTRODUCCIÓN

El proyecto que se presentará a continuación fue realizado dentro del marco del programa estratégico “Optimización Del Proceso Dual de Producción Simultánea (Azúcar – Alcohol) y Desarrollo de los Nuevos Procesos de Producción de Bioetanol Combustible” aprobado por COLCIENCIAS, con la participación de CENICAÑA y la Universidad Industrial de Santander, el cual tiene dentro de sus objetivos el desarrollo de modelos matemáticos y simulaciones para los procesos de la agroindustria azucarera colombiana.

La producción de caña de azúcar es una de las más importantes actividades económicas en Colombia, principalmente debido a su alta eficiencia y competitividad, actualmente, existen 13 ingenios en operación. El sector azucarero colombiano se encuentra ubicado en el valle geográfico del río Cauca, en la región hay más de 200,000 hectáreas sembradas en caña. Gracias al clima privilegiado de la región, puede cosecharse caña durante todos los meses del año [2]. Esta condición agroclimática, ha llevado a que la región se especialice en este cultivo, y obtenga rendimientos superiores a las 110 toneladas de caña por hectárea y alrededor de 13 toneladas de azúcar por hectárea al año. Por otra parte, 5 destilerías de alcohol carburante en igual número de ingenios iniciaron su producción entre finales de 2005 y principios de 2006, como respuesta a la ley de oxigenación de la gasolina vehicular.

Las cañas del Valle del Cauca poseen un alto contenido de fibra (promedio 13,5%) lo que desde el punto de vista de cosecha, preparación, etc. es una desventaja, aunque es una ventaja desde el punto de vista de producción de Biomasa en el momento que se decida utilizarla para producción de energía. Uno de los subproductos de la caña que ha venido aumentando su importancia en los últimos años es el bagazo, luego de considerarse prácticamente un desecho hasta hace

unas cuantas décadas, se ha convertido en un subproducto muy valorado, por su valor energético como combustible. En Colombia, de las seis millones de toneladas de bagazo producidas al año por los ingenios, un 85% es utilizado como combustible. De esta manera, el bagazo ha llegado a ser el combustible principal de las calderas de los ingenios, con el fin de generar su propia energía para sus procesos productivos y para la comercialización de excedentes [2]. Con la promulgación de la Resolución Comisión De Regulación de Energía y gas (CREG) 085 de 1996 se regulan las actividades de cogeneración conectadas al Sistema Interconectado Nacional (SIN), se abren las puertas al aprovechamiento del potencial energético de la caña de azúcar. A partir de ese momento los ingenios tienen la posibilidad de modernizar sus plantas para hacerlas eficientes energéticamente y lograr excedentes de generación de energía eléctrica que pueden venderse en la red pública.

Gracias a que la crisis energética alrededor del mundo ha llevado a buscar en cualquier diseño de proceso industrial la maximización de la recuperación de calor dentro del mismo proceso y a la minimización de servicios auxiliares, el propósito de este trabajo en primer lugar es lograr una reducción de la demanda de vapor en una fábrica que produce azúcar y alcohol carburante mediante la metodología del análisis Pinch utilizando la herramienta software computacional Aspen Hx-Net®. En segundo lugar este trabajo consiste en simular y analizar cuatro alternativas para los sistemas de cogeneración que utilicen bagazo como combustible, determinando cuál técnicamente ofrece mejores rendimientos en cuanto a la producción de energía eléctrica, con el fin de aumentar los excedentes de electricidad que se convertirían en un nuevo producto para brindar un mayor portafolio de servicios en el ingenio.

La herramienta computacional (software) utilizada para la simulación y análisis de las diferentes unidades de cogeneración fue THERMOFLEX®. Dicha herramienta permite evaluar y considerar los impactos e interacciones antes los cambios

tecnológicos. Es 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 gráfica 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.

El trabajo está estructurado de la siguiente manera: en el capítulo 1 se comenta sobre la situación nacional de la producción de caña de azúcar y se describe técnicamente como es el proceso de producción de azúcar y bioetanol a partir de caña de azúcar en Colombia. El capítulo 2 ofrece una breve reseña del “Análisis Pinch”, en el capítulo 3 se describen las principales tecnologías de generación de energía a partir de los sistemas de cogeneración que se pueden utilizar en las plantas de producción de azúcar y alcohol carburante, en el capítulo 4 se describe la aplicación de la metodología de la propuesta y en el capítulo 5 se presentan los resultados y el análisis de estos.

1. LA AGROINDUSTRIA AZUCARERA COLOMBIANA

La industria azucarera colombiana es una de las más importantes actividades económicas del país, ya que es una alta generadora de empleo e Ingresos. Dicha agroindustria emplea la caña de azúcar como materia prima para la producción de diversos productos e insumos para otros sectores industriales, convirtiéndose actualmente en uno de los conglomerados con mayor influencia y con muy buenas perspectivas a futuro tanto en el mercado nacional como en el internacional.

Tradicionalmente el sector azucarero nacional ha producido y comercializado azúcar como su producto principal. Inicialmente con azúcar crudo o sin refinar para luego entrar en el mercado del azúcar refinada y los azúcares especiales como azúcar Light y con calcio o vitaminas. Sin embargo la creciente búsqueda de energías alternativas al petróleo ha causado que este sector atravesase por una serie de cambios en su portafolio de productos y servicios ingresando en la producción de alcohol carburante y energía eléctrica.

El sector azucarero colombiano se concentra principalmente en la región alta del Valle del Río Cauca incluyendo los departamentos de Cauca, Valle del Cauca y Risaralda. Esta región cuenta con las condiciones agro-climáticas para la cosecha y molienda de caña de azúcar durante todo el año [1]. Este hecho junto con las constates investigaciones desarrolladas por el sector en búsqueda de su fortalecimiento han ubicado a Colombia como la más productiva a nivel mundial aumentando en la última década los indicadores de toneladas de caña por hectárea sembrada y el indicador de cantidad de sacarosa por tonelada de caña. Actualmente este sector cuenta con cerca de 203.000 hectáreas de caña sembradas [2].

1.1 AZÚCAR

La producción de azúcar en Colombia es una de las más antiguas y tradicionales industrias a nivel nacional. El azúcar es un disacárido conocido como sacarosa y puede ser obtenido a nivel industrial a partir de caña de azúcar o de remolacha azucarera.

En el país el azúcar es obtenido usando como materia prima la caña de azúcar y se produce en 13 ingenios ubicados en la región del Valle del Cauca, los cuales son: La Cabaña, Carmelita, Central Castilla, Incauca, Manuelita, Pichichí, Providencia, Ríopaila, Central Tumaco, María Luisa, Mayagüez, Risaralda y San Carlos. Estos durante el 2008 molieron 19.207.728 toneladas de caña para la producción de 2.036.134 tmvc¹ de azúcar. Cerca del 89 % fue de azúcar Blanco, el 10 % de azúcar crudo y el porcentaje restante corresponde a las mieles. De la producción total colombiana 1.564.939 tmvc se consumieron en el mercado interno nacional, 65% para el consumo en hogares, 35 % para la fabricación de productos alimenticios y bebidas y las restantes 478.442 tmvc de azúcar se destinaron para la exportación, el 75% se dirigió a países de América como Chile, Perú, Haití y Estados Unidos. El resto del azúcar se exportó hacia múltiples destinos alrededor del mundo.

A nivel mundial para el periodo 2007-2008 se produjeron 152,175 millones de tmvc de azúcar, la producción colombiana ubica a Colombia en el lugar número 11, en la lista de los mayores productores de azúcar a nivel mundial y en el 8 de los grandes exportadores, listas que es encabezada por Brasil con 31.622 millones tmvc producidas y 19.531 millones tmvc exportadas [2].

¹ tmvc: toneladas métricas en su equivalente a volumen de azúcar crudo

1.1.1 Proceso de producción de azúcar. El proceso de producción de azúcar comienza en la caña, la cual transforma la energía del sol en diferentes azúcares como sacarosa, glucosa, fructosa, donde la sacarosa representa entre el 70-88 % de los sólidos solubles. Una vez la caña alcanza su madurez es cortada y transportada al ingenio donde comenzará su procesamiento. La caña azucarera posee una composición promedio aproximado presentado en la tabla 1. [3]

Tabla 1. Composición promedio de la caña de azúcar.

Componente	% caña
Agua	73-76
Sólidos	24-27
Sólidos solubles (azúcares, ácidos orgánicos, sales entre otros)	10-16
Fibra (seca)	11-16

Fuente: [3]

El proceso para la producción de azúcar se puede dividir en una serie de etapas que comienzan con la extracción del jugo y son seguidas de su purificación, evaporación cristalización y una etapa final de secado, esquemáticamente se muestra en la figura 1.

1.1.1.1 Preparación y Molienda. Una vez la caña ingresa al ingenio esta es lavada, pesada y alimenta la etapa de preparación y molienda. En esta etapa la caña inicialmente es cortada y/o desfibrada con el fin aumentar su densidad y así facilitar la extracción del jugo en los molinos.

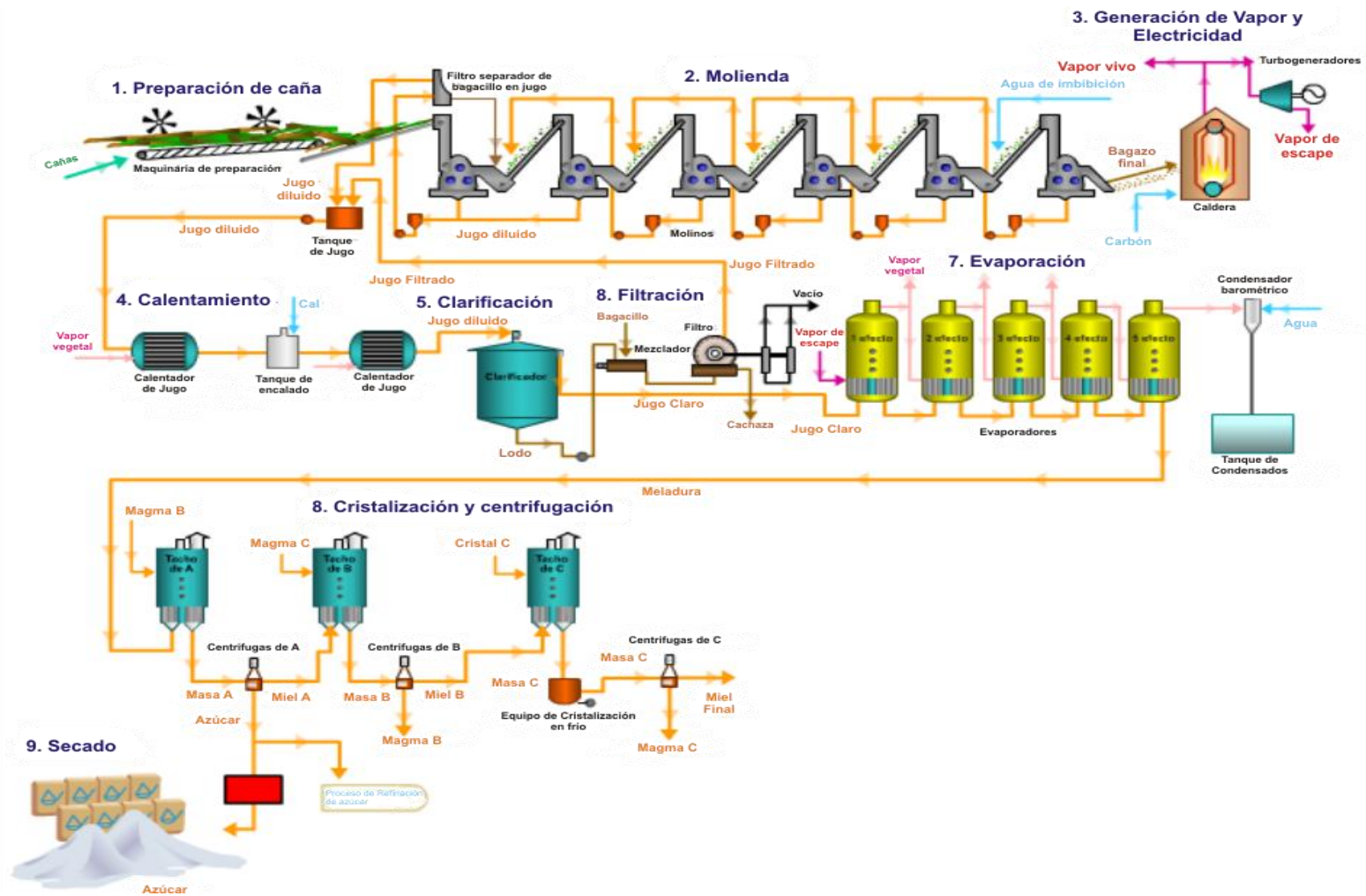
La etapa de molienda usa una serie de 5 o 6 molinos provistos de tres cilindros horizontales ranurados que forman un triángulo isósceles. Estos aplican presión a la caña ya preparada separando la fibra del jugo. La operación se lleva a cabo en

cada molino y con el fin de extraer la mayor cantidad de jugo posible se usa un sistema conocido como imbibición en el cual se agrega agua al último molino, el jugo obtenido en este es devuelto al anterior y así sucesivamente hasta el segundo molino.[4-6] finalmente es obtenida la corriente de jugo diluido que se lleva a la siguiente etapa.

1.1.1.2 Clarificación del jugo. El jugo diluido de la etapa de molienda es llevado a la etapa de calentamiento y purificación, en esta el jugo es inicialmente encalado con el fin de aumentar el pH para prevenir pérdidas por inversión de la sacarosa. El jugo encalado pasa por dos sistemas de calentamiento llamados calentamiento primario y secundario alcanzando temperaturas cercanas a las 105°. Posteriormente es llevado al sistema de clarificadores donde se separarán los sólidos insolubles del jugo claro, gracias a la previa adición de floculante.

Una vez separados los lodos compuestos por las sustancias insolubles estos son llevados a unos filtros rotatorios al vacío en los cuales se obtiene una corriente de jugo filtrado, el cual se recircula uniéndose al jugo diluido y una masa sólida conocida como cachaza la cual puede ser usada por sus nutrientes como abono. [3-5, 7]

Figura 1. Esquema típico de producción de azúcar en Colombia.



Fuente: Cenicafía

1.1.1.3 Evaporación. El jugo claro contiene cerca del 85% de su peso en agua, así que es necesario concentrarlo para poder obtener los cristales de sacarosa, este jugo es llevado al proceso de evaporación el cual busca concentrar el jugo a valores cercanos a los 65° Brix. Dos terceras partes del agua son evaporadas en sistemas de evaporación de múltiple efecto. Este sistema consiste en un arreglo en serie de 4 a 6 evaporadores, cada uno de estos con menor presión que el anterior lo que hace que la solución hierva a menor temperatura. El vapor obtenido en cada efecto conocido como vapor vegetal es usado para el calentamiento del siguiente y el del último efecto es llevado a condensación.

1.1.1.4 Cristalización y Centrifugación. La corriente obtenida durante el proceso de evaporación es conocida como meladura, esta es llevada posteriormente a la sección de cristalización y centrifugación. La cristalización toma lugar en un sistema de evaporación al vacío de único efecto conocido como tacho. Este es alimentado con la meladura y llevada hasta sobresaturación, en este punto se alimenta el tacho con una corriente de cristales semilla que servirán como núcleos para los cristales de azúcar y con más meladura. Los cristales crecerán hasta que el evaporador este lleno, posteriormente se descarga la masa de cristales con miel la cual es conocida como masa cocida o templa y es llevada a la sección de centrifugas donde se separarán los cristales de azúcar de la miel que no cristalizó, este proceso se puede repetir más veces con la miel obtenida del primer tacho hasta obtener la miel final la cual puede ser enviada para el proceso de obtención de etanol.[3-5, 7]

1.1.1.5 Secado. Los cristales de azúcar obtenidos en las centrifugas contienen altas humedades. Con el fin de disminuir esta humedad, es llevado a un sistema de secado en el cual se hace circular el azúcar en contracorriente con una masa de aire caliente que eliminará la humedad restante para obtener azúcar sin refinar.

1.2 ALCOHOL CARBURANTE

El programa de alcohol carburante nace en Colombia como respuesta a la preocupación mundial por el déficit en las reservas de combustibles fósiles los cuales han constituido por años la principal fuente energética a nivel mundial. Además de la creciente preocupación de las emisiones de estos combustibles sobre el medio ambiente.

La búsqueda de fuentes alternativas de energías limpias a partir de biomasa como los biocombustibles, es apoyada en Colombia por la ley 693 del 2001[8] mediante la cual se reglamentó el uso de alcoholes carburantes y se crearon estímulos para su producción comercialización y consumo. Esta ley dispuso la obligatoriedad del uso de gasolinas oxigenadas con mezclas de 10% de etanol en los centros urbanos con más de 500.000 habitantes a partir de septiembre del 2005.

Debido a este nuevo escenario, el sector agro se vio altamente estimulado, especialmente la agroindustria azucarera. Lo anterior debido al reconocimiento de la caña de azúcar como una de las plantas con un elevado nivel de eficiencia en el proceso fotosintético. A partir de octubre del 2005, la agroindustria azucarera empieza la producción de alcohol carburante inicialmente con 2 ingenios (Providencia e Incauca) y en 2006 se incluyen tres destilerías más. Actualmente se cuentan con 5 plantas anexas a los ingenios azucareros para la producción de etanol anhidro a partir de jugos y mieles procedentes del proceso de producción de azúcar. En la tabla 2 se presentan los ingenios azucareros que cuentan con

plantas anexas para la producción de alcohol carburante y su capacidad de producción.

Tabla 2. Destilerías Adjuntas a los ingenios en Colombia

Ingenio	Producción (miles Its./día)
Mayagüez	150
Risaralda	100
Incauca	300
Manuelita	250
Providencia	250

Fuente: [9]

Colombia durante el 2008 produjo 259.748 millones de litros de alcohol, satisfaciendo el 70% de la demanda del país con una mezcla del 10%[2] sin embargo esta agroindustria apunta a alcanzar a países como Brasil el cual tiene mezclas del 20-25% con gasolina y también oferta el alcohol como combustible único en automóviles con tecnología "flexfuel". Igual camino recorre Estados Unidos el cual en el 2008 produjo 9.000 millones de galones de etanol convirtiéndose en el mayor productor de este en el mundo. [10]

La mayor materia prima para la producción de etanol a nivel mundial es la caña de azúcar, éste puede ser obtenido tanto de los jugos de la caña de azúcar como de las mieles producidas en los ingenios azucareros. En Brasil cerca del 79% del alcohol carburante es obtenido del jugo de la caña, el porcentaje restante es a partir de las mieles.[11] En India solo son usadas las mieles para la obtención del alcohol, el jugo de la caña no se usa para este propósito.[12]

La producción de etanol carburante en Colombia se lleva a cabo en destilerías que poseen la tecnología Hindú (Praj-Delta T) la cual usa miel para la producción del

etanol. La Industria Praj es uno de los mayores proveedores de tecnologías para la producción de etanol a nivel mundial. Esta Industria cuenta con plantas en 45 países de los 5 continentes las cuales producen cerca del 10% de etanol a nivel mundial.[13] Esta tecnología para la producción de etanol presenta diferentes ventajas entre las que se pueden contar: un menor consumo de levaduras y menores residuos, un menor consumo de agua, al tener la posibilidad de recircular las vinazas, uso de tamices moleculares para la deshidratación del alcohol con lo cual no se usan sustancias químicas, la posibilidad de concentrar las vinazas, con lo cual se generan menos residuos de estas al ambiente y la producción de abonos y fertilizantes a partir de las vinazas concentradas.

1.2.1 Proceso de Producción de Bioetanol. El bioetanol es el alcohol etílico (C_2H_5OH) obtenido por la fermentación de materias orgánicas, recibe este nombre para diferenciarlo del etanol obtenido por hidratación del etileno producido en las refinerías de petróleo. Esquemáticamente se muestra en la figura 2.

1.2.1.1 Mezcla de Materias Primas. El bioetanol en Colombia es producido a partir de una mezcla de jugo claro, meladura, miel B y C, tomadas de la planta de producción de azúcar (ver figura 1). Estas corrientes son inicialmente mezcladas y preparadas con el objetivo que cumplan las condiciones requeridas en la fermentación (contenido de azúcares, sólidos y temperatura).

1.2.1.2 Fermentación. Una vez ha sido preparada la materia prima esta pasa a los fermentadores donde se adiciona el microorganismo que será el encargado de convertir los azúcares en etanol. El microorganismo más usado es la levadura (*Saccharomices Cerevisiae*), la cual tienen la capacidad de convertir la sacarosa en glucosa y fructosa, las cuales son hexosas más fáciles de asimilar. Además se controlan factores como la temperatura (30-35°C), el pH (4.0-4.5), aireación la cual es necesaria para la síntesis por parte del *S. cerevisiae* de grasas, esteroides y

ácidos. Por lo cual es necesario alimentar pequeñas cantidades de oxígeno y la adición de nutrientes necesarios para el desarrollo de esta etapa [14].

En estos equipos se desarrolla el proceso de fermentación en el cual los azúcares son convertidos en etanol. Esta es una reacción exotérmica que libera 16000 Btu/lbmol de azúcar fermentada[15], por lo cual es necesario un sistema de enfriamiento para mantener la temperatura en los niveles adecuados. Finalmente se obtienen 0.51 g de etanol y 0.49 g de CO₂ por cada gramo de glucosa consumida, esto es cerca de 45 a 60 g/L (7.5 a 11%v/v) de etanol, además de otras sustancias en menor cantidad como glicerol, propanol, butanol, metanol, y ácido láctico. Obteniendo conversiones entre 90 y 93%.[15-16] Esta etapa es una de las más importantes dentro del proceso pues en esta se genera el producto de interés final.

El caldo de fermentación donde se encuentra el etanol y los demás alcoholes producidos es separado por decantación de la torta de fermentación formada por las levaduras entre otros elementos en pequeñas proporciones. Dicho caldo es posteriormente bombeado hacia un tanque para luego ser llevado a la etapa de recuperación del etanol.

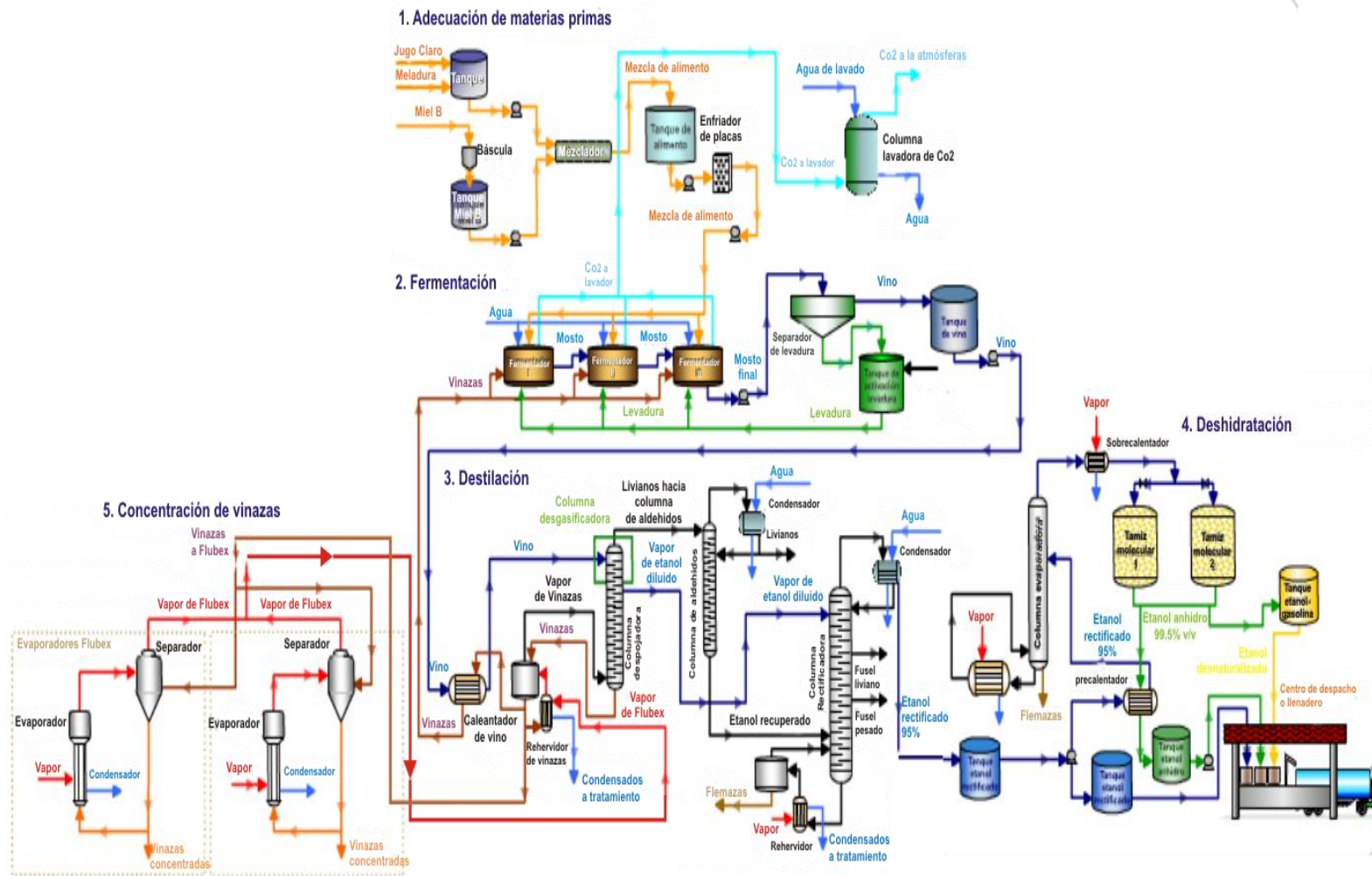
1.2.1.3 Recuperación del Etanol. La corriente que sale del fermentador es conocida como mosto fermentado, y contiene además de etanol otros alcoholes razón por la cual se lleva a la etapa de destilación que será la encargada de separar el producto deseado de los demás.

El mosto fermentado se lleva a la parte superior de una primera columna de destilación la cual se conoce como mostera o despojadora, esta columna se encuentra provista de platos perforados y es alimentada con vapor a alta

temperatura (140° C). En esta torre se obtiene una corriente gaseosa de composición de etanol aproximadamente de 50% en masa.

La corriente obtenida en la columna despojadora es alimentada por el fondo a una segunda torre de destilación conocida como columna rectificadora, será la encargada de continuar la separación de la mezcla de etanol obteniéndose finalmente corrientes de destilados con concentraciones de etanol muy cercanas al punto azeotrópico (95-96% de etanol).

Figura 2. Esquema típico de producción de bioetanol en Colombia



Fuente: Cenicaña

Los fondos de la torre despojadora componen las vinazas del proceso, estas se recolectan y parte de ellas se re-circulan al proceso ya que la tecnología adquirida permite hasta un 70% de recirculación. Las vinazas restantes se llevan al sistema de tratamiento.

1.2.1.4 Obtención del Etanol Anhidro. El alcohol proveniente de la etapa de destilación contiene aun cerca de un 5% de agua. Con el fin de que este pueda ser mezclado con gasolina debe contener la menor cantidad de agua posible así que este es llevado a un proceso de deshidratación. El proceso de deshidratación permite eliminar los residuos y alcanzar purezas por encima del 99% de etanol, para llevar a cabo este proceso se puede recurrir a diversas técnicas como; la destilación azeotrópica, destilación extractiva, pervaporación, o la adsorción por tamices moleculares. Esta última usada en Colombia por las destilerías que actualmente se encuentran en funcionamiento.

El proceso de deshidratación ocurre en una torre empacada con zeolitas con tamaños de poro de 2 μm las cuales funcionan como un tamiz molecular, permitiendo obtener etanol de 99.5% de pureza. De esta manera se cumple con especificaciones establecidas por las normas técnicas para el etanol carburante. Finalmente el producto es llevado a tanques de almacenamiento, para luego ser transportado a los centros donde se llevará a cabo la mezcla con la gasolina.

1.2.1.5 Concentración de Vinazas. Las vinazas son los efluentes obtenidos en la primera torre de destilación del mosto fermentado, estas son un subproducto de la producción de alcohol y posee una gran carga contaminante pero también sustancias que son usadas para nutrir los suelos. La tecnología usada genera 0.89 L de vinaza/ L de etanol producido.

Una parte de las vinazas son recirculadas al proceso y el resto son procesada en evaporadores flubex que usan vapor calefactor de las calderas para eliminar el agua y concentrar las vinazas desde 8 y 15% de sólidos hasta 25 y 45 % , disminuyendo la cantidad producida y facilitando su posterior tratamiento en el proceso de producción de fertilizantes.

1.3 GENERACIÓN DE ENERGÍA

El sector azucarero ha buscado constantemente la ampliación de su portafolio de servicios. Además de azúcar, mieles, alcohol carburante, insumos industriales para la industria alimenticia, papelera, sucro-química y fertilizantes, la agroindustria azucarera ha venido incursionando en la producción de energía. Esta industria desde sus comienzos ha buscado la auto-sostenibilidad energética debido a las altas demandas de energía térmica y mecánica de cada uno de los procesos desarrollados para la obtención de sus diversos productos, con este fin ha usado en las calderas para la generación de vapor carbón y los diversos residuos agrícolas e industriales como el bagazo.

La cogeneración de energía ha sido una opción tecnológica de pequeña y mediana escala que ha venido tomando importancia en los sectores industriales que demandan energía térmica y eléctrica de manera conjunta. Actualmente diversos sectores de la economía nacional y mundial están evaluando e implementando sistemas de cogeneración, dentro de sus esquemas industriales. Estos esfuerzos se ven apoyados en los avances en la tecnología para la cogeneración de energía a partir de diferentes fuentes, y a las diversas políticas ambientales que promueven el aprovechamiento de fuentes renovables así como la producción de energías más limpias.

Diferentes estudios han sido realizados en Colombia acerca del potencial de instalación de proyectos de cogeneración. Entre los últimos se encuentra el desarrollado por la Unidad de Planeación Minero Energética (UPME) el cual estimó que el potencial técnico de cogeneración en el país llegaría a una cifra de 423 MW donde la industria de alimentos bebidas y tabaco posee el mayor potencial con 145 MW, seguida por los sectores de papel e imprenta que poseen 98 MW, textil y de confecciones con 79 MW, piedra vidrio y cerámica 44 MW, químicos, cauchos y plásticos 40 MW, calzado y cuero 9 MW y finalmente el sector de madera y muebles con 8 MW.[17] En estos estudios siempre se ha presentado el sector azucarero como el de mayor potencialidad tanto por la disponibilidad de recursos de biomasa como por los requerimientos de vapor en el procesamiento de la caña de azúcar.

A nivel internacional la Alianza Mundial por la Energía Descentralizada (WADE) presentó un informe acerca del potencial de cogeneración en el sector azucarero a nivel mundial. En la tabla 3 se presenta los estimativos del potencial de producción de electricidad. En el caso colombiano, para una producción de 36 millones de toneladas anuales de caña (para producir azúcar y panela), la contribución potencial a la demanda nacional de electricidad estaría cercana al 10% anual.

Tabla 3. Estimativos del potencial de producción de electricidad en el sector azucarero mundial

País	Producción de caña de azúcar (tons / año)	Potencial de producción de electricidad (GWh / año)	Potencial como % de la demanda eléctrica nacional
Brasil	386,232,000	38,623	11.5
India	290,000,000	29,000	5.83
China	93,900,000	9,390	0.72
Tailandia	74,071,952	7,407	8.15

Continúa Tabla 3...

Pakistán	52,055,800	5,206	8.36
México	45,126,500	4,513	2.42
Colombia	36,600,000	3,660	9.19
Australia	36,012,000	3,601	1.95
Cuba	34,700,000	3,470	25.93
USA	31,178,130	3,118	0.09
TOTAL	1,350,293,120	135,029	0.97

Fuente:[18]

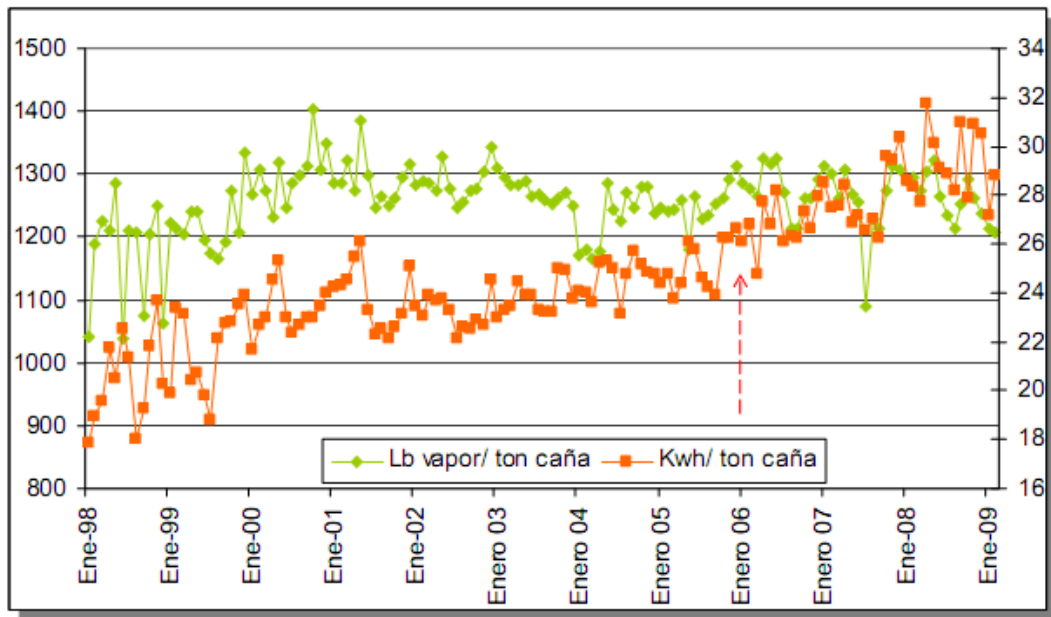
Estos hechos han originado un creciente interés en el sector azucarero colombiano por profundizar en el estudio e implementación de los esquemas de cogeneración de energía con el fin de autosoportar su consumo energético, alcanzar una mayor competitividad con nuevas oportunidades de negocio al vender los excedentes de energía eléctrica producida a la red nacional y responder a la normatividad ambiental en materia de emisiones atmosféricas tanto globales como locales. Además de generar un suministro de la energía térmica y eléctrica para los diferentes procesos del sector, los sistemas de cogeneración le permitirían al sector una menor dependencia de fuentes externas generando un mayor nivel de sostenibilidad a mediano y largo plazo. Asimismo este mecanismo de desarrollo limpio le permite al sector azucarero acceder a bonos de Carbono en el marco del Protocolo de Kyoto dado que esta energía renovable contribuye a la conservación del medio ambiente.

El sector azucarero nacional en sus 13 ingenios muele desde 30 ton/h en los más pequeños hasta 550 ton/h de caña de azúcar obteniendo de 24-35 % de bagazo (porcentaje en caña). En la producción de azúcar y etanol este sector consume de 22-36 kWh/ton de caña molida y de 1000-1500 lb de vapor/ton de caña molida. La figura 3 muestra los consumos de electricidad y vapor del sector por tonelada de caña procesada desde el año 1998 hasta enero del 2009. En esta se puede apreciar la estabilidad del consumo de vapor a partir de la implementación de las

destilerías en el año 2005 y el aumento en los consumos de energía eléctrica por el aumento en el consumo de energía eléctrica por el mayor uso de motores eléctricos.

Para suplir esta demanda el sector azucarero usa mezclas de bagazo, residuos de cosecha RAC y carbón en sistemas para la autogeneración. Sin embargo actualmente este sector cuenta con dos ingenios que generan cerca de 26 MW excedentes que se comercializan a la red nacional [2]. Además de 8 proyectos para la cogeneración de energía en los ingenios Mayagüez, Providencia, La cabaña, Riopaila, Castilla, Incauca, Risaralda, y Manuelita los cuales tendrán una inversión de US 326.000.000. Estos ingenios muelen en total 2.920 Toneladas de caña por hora produciendo 274 MW y dejando para la venta excedentes cercanos a los 160 MW [19].

Figura 3. Consumo de vapor y energía eléctrica en el sector azucarero colombiano



Fuente: [19]

1.3.1 Biomasa y Bagazo. El uso de biomasa como combustible empezó a cobrar gran importancia con el desarrollo de la crisis petrolera y debido a los diversos estudios que mostraban los grandes impactos ambientales que el uso de este tipo de combustibles acarrea. Con base en este panorama la biomasa ha sido enfocada como combustible debido a las ventajas que ofrece frente a los combustibles fósiles, tales como:

- Bajas emisiones de gases contaminantes.
- Fuente energética renovable.
- Incremento en la diversidad y seguridad de suministro de combustible.
- Localización del combustible en el punto de demanda.

El sector azucarero ha visto en los residuos industriales generados por el sector como el bagazo y los residuos de cosecha (RAC) unas de las fuentes de biomasa que puede ser usada para la generación de energía a través de los sistemas de cogeneración. Este sector cuenta con cerca de 203.000 hectáreas de caña sembradas, durante el 2007 se cosecharon 185.000 hectáreas de caña y se molieron cerca de 21.000.000 toneladas. Considerando que el peso de caña en pie es del orden de 160 toneladas por hectárea, de este total, el peso de caña que se lleva para molienda en el ingenio es en promedio de 100 toneladas por hectárea. Teniendo esto en mente restarían 60 toneladas residuos de cosecha (hojas y cogollos) por hectárea² cosechada con lo cual se obtendrían 11 millones de toneladas de residuos frescos. En el caso del bagazo cerca del 30% de la caña que ingresa a la molienda se convertirá en bagazo, durante el periodo 2007 - 2008 se molieron 20.945.057 toneladas de caña, produciendo anualmente más de 6 millones de toneladas de bagazo [2]. Este panorama demuestra la potencialidad

² En el valle del río Cauca, la caña puede alcanzar producciones superiores a 100 toneladas por hectárea y en caña plantilla (primer corte) se podrían obtener producciones cercanas a 200 toneladas por hectárea. Se deben manejar entre 30 y 80 toneladas de residuos frescos por hectárea (15 a 40 de residuos secos), lo que daría alrededor de 10 millones de toneladas anuales de residuos en el caso de corte en verde

del sector para la producción de energía a partir de la biomasa generada por los residuos de la caña azucarera en el Valle del Cauca.

1.3.1.1 Bagazo. El bagazo es actualmente el residuo más usado por la industria, este es un subproducto del procesamiento de la caña de azúcar, generado durante la etapa de molienda en la cual se separa el jugo de la fibra de la caña.

Durante algún tiempo el bagazo fue considerado un desecho sin embargo ha venido aumentando su importancia en los últimos años convirtiéndose en un producto valorado, tanto por su contenido de celulosa para la fabricación de papel, plásticos y tableros, como por su valor energético como combustible. En Colombia, de las seis millones de toneladas de bagazo producidas al año por los ingenios, un 85% es utilizado como combustible y el restante 15% es materia prima de una industria productora de papeles local. De esta manera el bagazo ha llegado a ser el combustible principal de las calderas de los ingenios, con el fin de generar su propia energía para sus procesos productivos y para la comercialización de excedentes.

1.3.1.2 Caracterización Físico Química del Bagazo. El bagazo es el residuo fibroso del tallo de la caña el cual es obtenido después de extraer el jugo. Este está compuesto por fibra, agua y una pequeña cantidad de sólidos solubles. Su composición varía según la variedad de caña, su madurez, el método de cosecha y de la eficiencia de la etapa de preparación y molienda[20]

La fibra es la fracción insoluble en agua, compuesta principalmente por celulosa, pentosanos y lignina. La celulosa es un polisacárido y es el componente principal del tejido vegetal, usualmente está íntimamente mezclada con lignina, pentosanos,

taninos, grasas etc. La tabla 4 presenta la composición promedio del bagazo de caña.

Tabla 4. Composición promedio del bagazo de caña

A. Análisis Físico	Humedad	50%
	Fibra	48%
	Sólidos Solubles	2%
B. Análisis Químico	Celulosa	45%
	Pentosanos	26%
	Lignina	21%
	Cenizas	3%
	Otras sustancias orgánicas	5%
A. Análisis Final	Carbono	23%
	Hidrogeno	3%
	Oxigeno	23%
	Humedad	2%
	Cenizas	49%

Fuente: [21]

2. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA

La última década ha sido testigo de importantes esfuerzos industriales y académicos dedicados al desarrollo de metodologías de diseño del proceso que se dirigen a la conservación de la energía (y la reducción de residuos). A estas técnicas se les ha denominado tecnología de integración de procesos IP. La cual se puede describir como "un enfoque holístico para el proceso diseño, adaptación, y la operación que se hace hincapié en la unidad del proceso", a diferencia de un diseño que optimiza el enfoque en la unidad de operación nivel. Proceso de integración permite al diseñador "ver el panorama en primer lugar, y los detalles más tarde".

La integración de procesos ha sido satisfactoriamente aplicada por más de 20 años en todo el mundo, en diferentes industrias como la industria petroquímica, de alimentos, en la producción de papel, fabricación de cerveza, y fábricas de textiles entre otras [22]. Estas metodologías surgieron en la industria de los procesos químicos buscando implementar políticas que analizarán los flujos tradicionalmente de desecho como flujos con valor que podían ser empleados y recuperados. Gracias a estas técnicas en los últimos años se han realizado avances significativos en la optimización y síntesis de procesos.

Las políticas para la integración de procesos también han nacido como respuesta a las regulaciones ambientales cada vez más rigurosas, las cuales han presionado a la industria para que se desarrollen estrategias que permitan prevenir y minimizar la contaminación manteniendo un costo rentable. Las estrategias de integración de procesos son tecnologías sistemáticas, que se basan en los enfoques hacia el desarrollo de los procesos permitiendo al ingeniero ver el proceso desde un gran escenario para luego observar los detalles. Esta estrategia permite identificar los objetivos globales de eficiencia antes de cualquier actividad

de desarrollo y encontrar la estrategia óptima para llevarlo a cabo. Estos objetivos pueden ser por ejemplo minimización de los requerimientos energéticos, minimización de la generación de residuales, maximización de la eficiencia del proceso, etc. [23]

La integración de procesos es caracterizada por dos elementos: la energía y la masa [24]. La integración de energía caracteriza el flujo global dentro de cualquier proceso e identifica las políticas óptimas para su distribución (y redistribución) y de esta forma se obtiene la configuración óptima para el consumo mínimo de ésta. Existen diferentes tecnologías que permiten el desarrollo de gestión energética. Estas se encaminan hacia la obtención de una transformación, distribución y utilización de la energía de forma económica teniendo en cuenta entre otras, las posibilidades nacionales y globales de conservación de los recursos no regenerables de energía primaria y toman en consideración el mantenimiento y la calidad del medio ambiente, constituyendo un elemento primario dentro de las políticas energéticas en la industria de procesos[25].

2.1 TECNOLOGÍA PINCH

Una de las tecnologías más reconocidas para la gestión energética es la tecnología Pinch, análisis de pliegue o análisis Pinch, este nació en los años 70 y fue introducida por Linnhoff y Vredeveld [26] y ha venido evolucionando, dejó de ser una herramienta dirigida a mejorar la eficiencia energética en las redes para recuperación del calor para convertirse en una metodología de optimización, tanto para diseñar procesos nuevos como para diseñar procesos existentes. Esta técnica ha venido siendo aplicada con gran éxito a diferentes sectores industriales. La aplicación de la tecnología Pinch a un proceso posee diversas ventajas y desventajas, entre las ventajas que se tienen:

- Es una tecnología muy establecida.

- Existen diferentes casos en diversas industrias que han probado su éxito.
- Ha sido aplicada a industrias de diferentes tipos.
- Se puede aplicar e integrar usando otras tecnologías para el análisis e integración de procesos.

Dentro de los inconvenientes que se presentan con la tecnología Pinch, se encuentran:

- Es una tecnología compleja para su aplicación.
- Su exactitud se ve ligada a los datos de los cuales se parte para el análisis.
- No es conveniente aplicarla de forma rígida ya que un proceso energéticamente eficiente no significa el mejor proceso
- Es necesario tener en cuenta dentro del diseño los posibles cambios en la operación del proceso así como su influencia en la calidad de los productos.

La lógica de la tecnología “Pinch” consiste en “combinar” las corrientes calientes con las frías, para que intercambien calor: una vez que la recuperación térmica es maximizada, la necesidad restante de calor se satisface mediante la generación de vapor. Mas estrictamente se puede decir que esta tecnología se basa en un grupo de técnicas estructuradas para la aplicación sistemática de la primera y segunda ley de la termodinámica. Con la primera ley se establecen los flujos de entalpías de cada una de las corrientes. [27] La segunda ley determina la dirección de los flujo de calor. Ya que el calor solo fluye de la mayor a la menor temperatura. En la práctica una corriente caliente se enfriará hasta una temperatura definida como “temperatura foco” del intercambiador de calor. La temperatura foco es el mínimo admisible para la diferencia de temperatura ΔT_{\min} en los perfiles de las corrientes para un intercambiador de calor. El nivel de temperatura al cual se

observa el ΔT_{\min} observado en los procesos se conoce como el punto Pinch o condición Pinch. El punto Pinch se define como el mínimo permisible al cual se puede llevar un intercambiador de calor.

Dentro de los conceptos más importantes de la tecnología Pinch se encuentran:

- Diagramas temperatura- entalpía
- Las curvas compuestas combinadas (calientes y frías)
- El punto Pinch (o punto de pellizco)
- Algoritmo de tabla de problemas
- La gran curva compuesta
- Red de intercambio de calor.

2.1.1 Diagrama Temperatura – Entalpía. Este diagrama es un método de visualización muy útil, que presenta la temperatura versus el contenido de calor. El contenido de calor H (entalpía en Kw) no se debe confundir con el término usado en termodinámica (kJ/Kg).

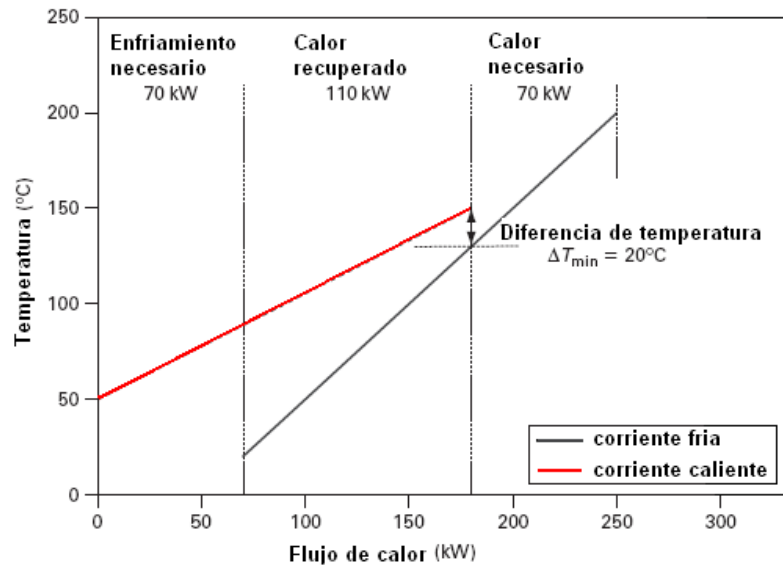
El flujo de calor se define por:

$$Q = \int_{T_s}^{T_r} CPdT = CP(T_r - T_s) = \Delta H \quad (1)$$

Donde CP es la velocidad de flujo de calor en (Kw/K) que es igual = al flujo másico W (kg/h) x capacidad calorífica Cp (kJ/Kg K).

La figura 4 muestra el diagrama temperatura / entalpía T/H para una corriente caliente y una corriente fría. Donde se puede ver la cantidad de calor recuperado, las necesidades de calentamiento y enfriamiento así como la diferencia mínima de temperatura. [28]

Figura 4. Diagrama Temperatura-Entalpía



2.1.2 Curvas Compuestas. Cuando se manejan múltiples flujos como es lo usual dentro de los procesos químicos se usan diagramas T/H compuestos o curvas compuestas. Las curvas compuestas se usan para predecir objetivos para la energía mínima requerida, la mínima área de la red requerida y el mínimo número de intercambiadores. Estas graficas son construidas a partir de los datos de temperatura y capacidad calorífica para derivar los balances de materia y energía del proceso.

Las curvas compuestas se conocen con este nombre pues se forman de la suma de las corrientes calientes o frías del proceso. Así, se encontrara una curva

compuesta para las corrientes calientes que se conformara por todas las corrientes calientes y una curva compuesta fría que se compone o de todas las corrientes frías.

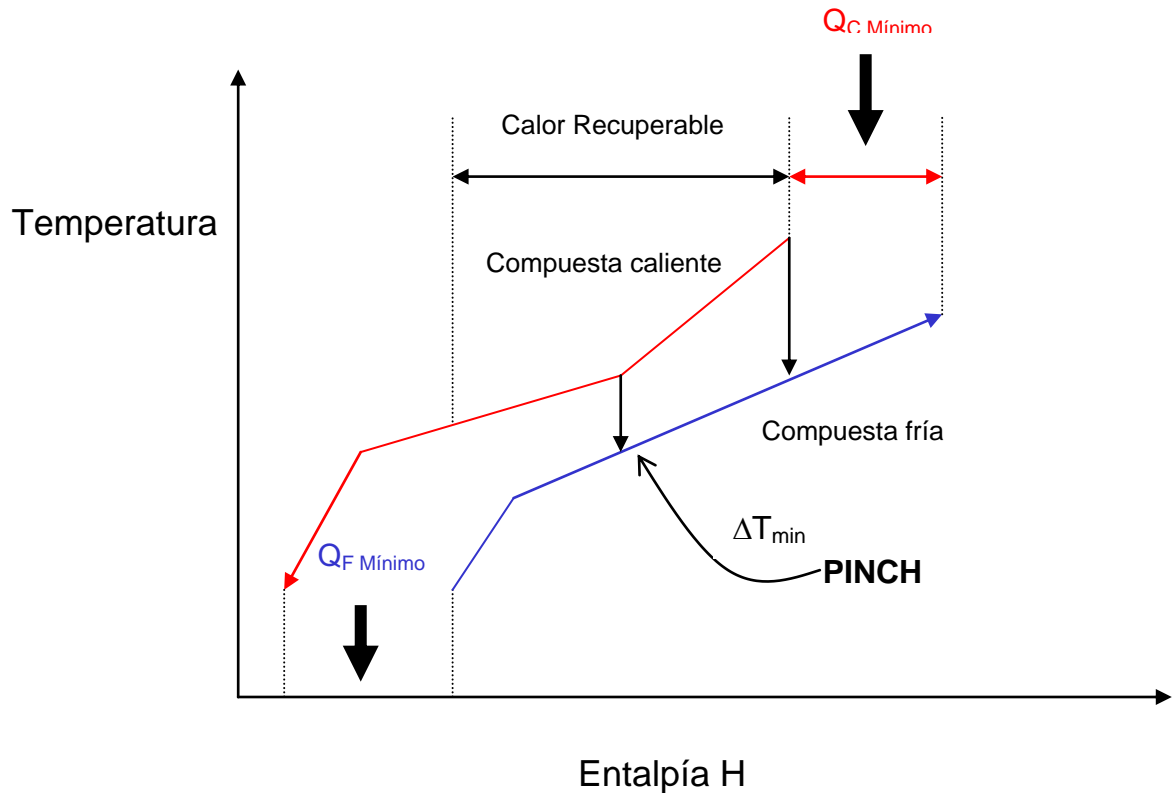
Estas curvas se obtienen sumando las cargas térmicas en los diferentes intervalos de temperatura, y proporcionan la información de toda la energía disponible y faltante del proceso, permiten predecir los mínimos fríos y calientes previos al diseño, comprender la fuerza impulsora total para la transferencia de calor y localiza la recuperación del calor en punto Pinch. Una vez se han desarrollado la curva compuesta caliente y fría respectivamente se pueden colocar en una misma gráfica y de esta manera obtener mayor información.

Al sobreponer las corrientes calientes y frías en un diagrama Temperatura (T) Vs Entalpía (H), las corrientes normalmente se aproximan en un punto, esta distancia representa la mínima diferencia de temperatura ΔT_{\min} . La diferencia mínima de temperatura es un parámetro de diseño que indica que los intercambios de calor no podrán llevarse por debajo de este gradiente de temperatura. La figura muestra una curva compuesta para la corriente fría y la caliente donde la distancia más corta representa a la diferencia de temperatura mínima.

El punto de mínimo acercamiento entre las curvas compuestas, se llamará punto de división (*Pinch point*) de la recuperación de calor. Este punto es importante porque divide al proceso (arriba y abajo de la división) en dos subsistemas termodinámicamente diferentes. Cada subsistema está balanceado térmicamente con sus servicios respectivos. Arriba de la división, el proceso necesita calentamiento en términos netos; por lo tanto, sólo se requerirán servicios de calentamiento. Abajo de la división, el proceso tiene exceso de calor en términos netos, por lo que necesita únicamente servicios de enfriamiento para estar balanceado térmicamente. [29]. Si se reduce la diferencia de temperatura ΔT_{\min} se

incrementaran los objetivos de recuperación de calor en las corrientes calientes y frías.

Figura 5. Curva Compuesta Fría y Caliente



2.1.3 Algoritmo de “Tabla de Problemas”. A pesar de que las curvas compuestas son de gran utilidad para la obtención de los objetivos energéticos o para dar el valor del punto mínimo (ΔT_{\min}), dado que es un método gráfico, puede llegar a ser impreciso. En lugar de este procedimiento es posible usar un algoritmo algebraico para el establecimiento de los objetivos, este es conocido como tabla de problemas y fue propuesto por Linnhoff [30], usando este algoritmo se puede

predecir los requerimientos mínimos de los servicios auxiliares y la ubicación del punto Pinch. Este método se divide en cuatro pasos.

El primero es la entrada de datos, el método se ve restringido a problemas en los cuales se mantiene constante la capacidad calorífica, se debe aplicar la mínima diferencia de temperatura para todas las corrientes, y solo se definen un nivel de servicios auxiliares, en el extremo caliente y en el extremo frío.

En el segundo paso se encuentran los intervalos de temperatura los cuales se definen por los límites de temperatura y estas a su vez serán definidos por las temperaturas de entrada y de salida, que deberán ajustarse con $1/2\Delta T_{\min}$. Los límites de temperatura se definen mediante las temperaturas de las corrientes frías más $1/2\Delta T$ y por las temperaturas de las corrientes calientes menos el $1/2\Delta T_{\min}$. Si se repiten intervalos estos serán ignorados.

El tercer paso será calcular el exceso o déficit de calor, previamente se ha asegurado que hay una transferencia de calor, ya que siempre las corrientes frías estarán separadas por el ΔT_{\min} . El cálculo del calor se hace usando la siguiente expresión

$$\Delta H_i = (\sum C_{p_{caliente}} - \sum C_{p_{frío}})(T_i - T_{i+1}) \quad (2)$$

Dónde:

$C_{p_{caliente}}$, Será la capacidad calorífica de las corrientes calientes

$C_{p_{frío}}$ será la capacidad calorífica de las corrientes frías

T_i será la temperatura corregida con el ΔT_{\min} en el punto i

T_{i+1} será la temperatura corregida con el ΔT_{\min} en el punto $i + 1$

El valor de ΔH en cada intervalo mostrará si existe un excedente o un déficit energético.

El cuarto paso será desarrollar “cascadas de calor”, en estas el excedente de calor de cada nodo se va pasando al siguiente y se hace para cada uno de los nodos.

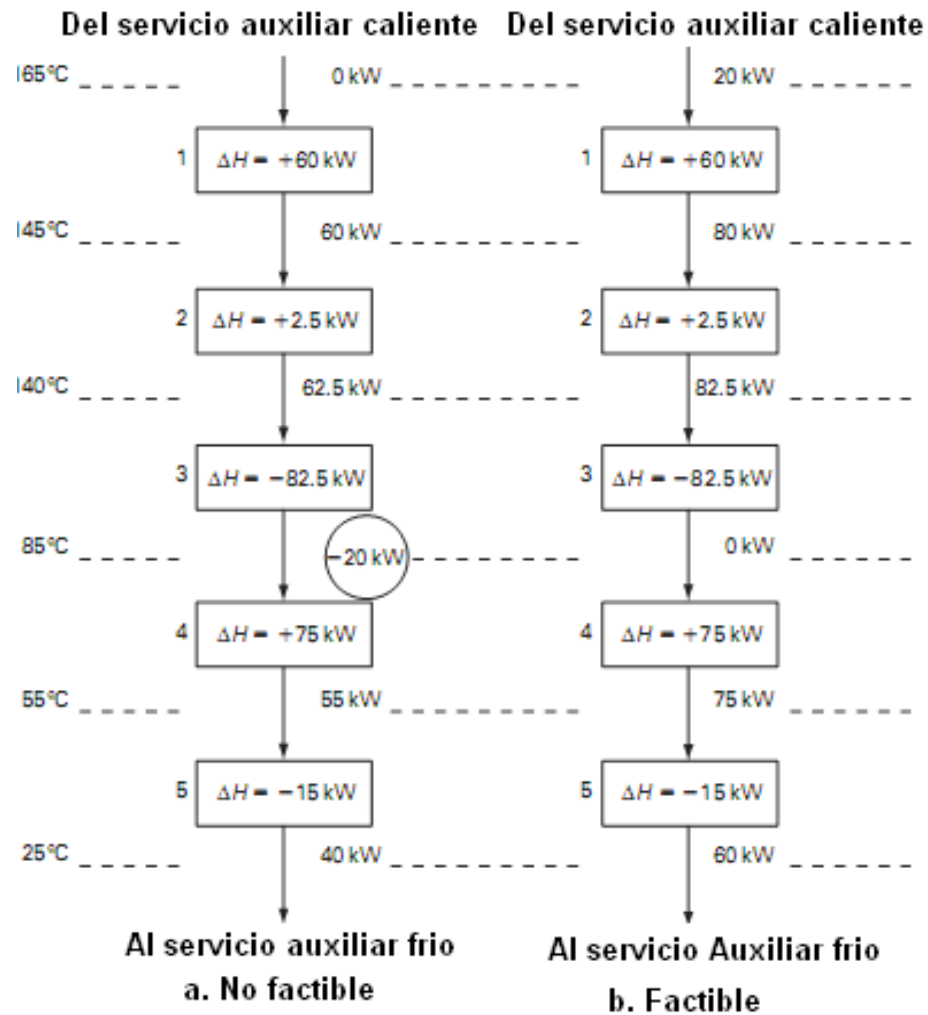
2.1.4 Cascadas de calor. En las cascadas de calor lo que se busca es hacer un diagrama donde el exceso de calor de cada uno de los intervalos calculados anteriormente se va pasando al siguiente, el cual tiene una temperatura menor. Para desarrollar la cascada de calor se hacen dos pasos.

El primero es; asumir $Q=0$, así se obtendrá una cascada con el mayor déficit de calor.

El segundo es; eliminar el mayor déficit de calor de la cascada adicionando calor de alguna fuente externa (servicio auxiliar) al primer intervalo, esto provocará un flujo neto de cero en uno de los intervalos, este será el punto Pinch, donde la cantidad de calor adicionada al primer intervalo es la mínima de los servicios industriales calientes Q_{cmin} al final de la cascada aparecerá el mínimo de servicios auxiliares fríos.

En la figura 6 se presenta un diagrama de cascada en la cual se encuentra el primer diagrama tomando cero como fuente inicial de calor y el segundo donde se encuentra el punto Pinch. [28]

Figura 6. Diagrama de Cascada

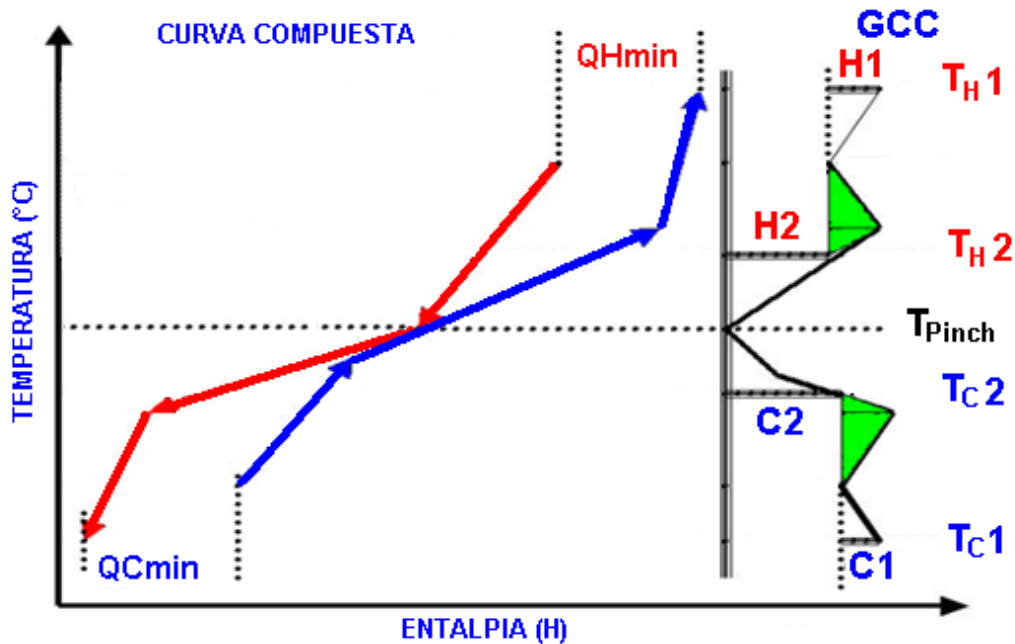


2.1.5 Gran Curva Compuesta. Las curvas compuestas son otra de las herramientas que presenta el análisis Pinch. Estas curvas se basan sobre la misma corriente del proceso como las curvas de composición y permiten conocer las interfaces entre el proceso y la utilidad.

La gran curva compuesta se usa cuando se van a seleccionar los servicios auxiliares que se utilizarán y para determinar la temperatura de éstos. Esta curva muestra la variación del suministro y de la demanda de calor de todo el proceso.

Usando este diagrama el diseñador de la red puede decidir qué servicios auxiliares se van a utilizar. El objetivo de esta decisión debe estar dirigido a maximizar el uso de los servicios más económicos y minimizar el uso de los más costosos. Por ejemplo se debe preferir el vapor de baja presión junto a agua de enfriamiento frente a vapor de alta presión y refrigeración.

Figura 7. Gran Curva Compuesta.



La gran curva compuesta se obtiene graficando la cascada de calor. Y en ella se observa el flujo de calor del proceso contra la temperatura. Es de anotar que la temperatura graficada es la temperatura ajustada a la ΔT_{min} y no la temperatura

verdadera. El punto donde el flujo es igual a cero es el punto pinch, el Q_{Cmin} y Q_{Fmin} se encuentran en la parte de arriba y de abajo respectivamente. [28]

2.1.6 Diseño de la red de intercambio de calor. Teniendo los requerimientos mínimos de enfriamiento y calentamiento y un estimado del mínimo número de intercambiadores, se puede diseñar la red de intercambiadores. Este diseño se lleva mejor a cabo utilizando el “Método de diseño pinch”. La aplicación sistemática de este método permite el diseño de una buena red que cumple con los objetivos energéticos dentro de límites prácticos. El método incorpora dos partes fundamentales:

- Reconoce la región del “pinch” como la parte con más restricciones, por lo tanto empieza el diseño desde el “pinch” y se va moviendo hacia fuera.
- Permite que el diseñador escoja entre varias opciones de acoplamiento.

El diseño de la red estudia qué corriente caliente puede acoplarse con alguna corriente fría mediante la recuperación de calor. Cada acoplamiento lleva una corriente a una temperatura de salida. Ya que el “pinch” divide el sistema de intercambio de calor en dos regiones térmicamente independientes, se debe de diseñar una red para arriba del “pinch” y luego otra abajo del “pinch”. Cuando la recuperación de energía se ha maximizado, las necesidades térmicas que quedan se deben de suministrar con servicios auxiliares. Existe una regla heurística que ayuda a determinar los acoplamientos posibles en el punto del “pinch”. [28]

Arriba del “pinch”:

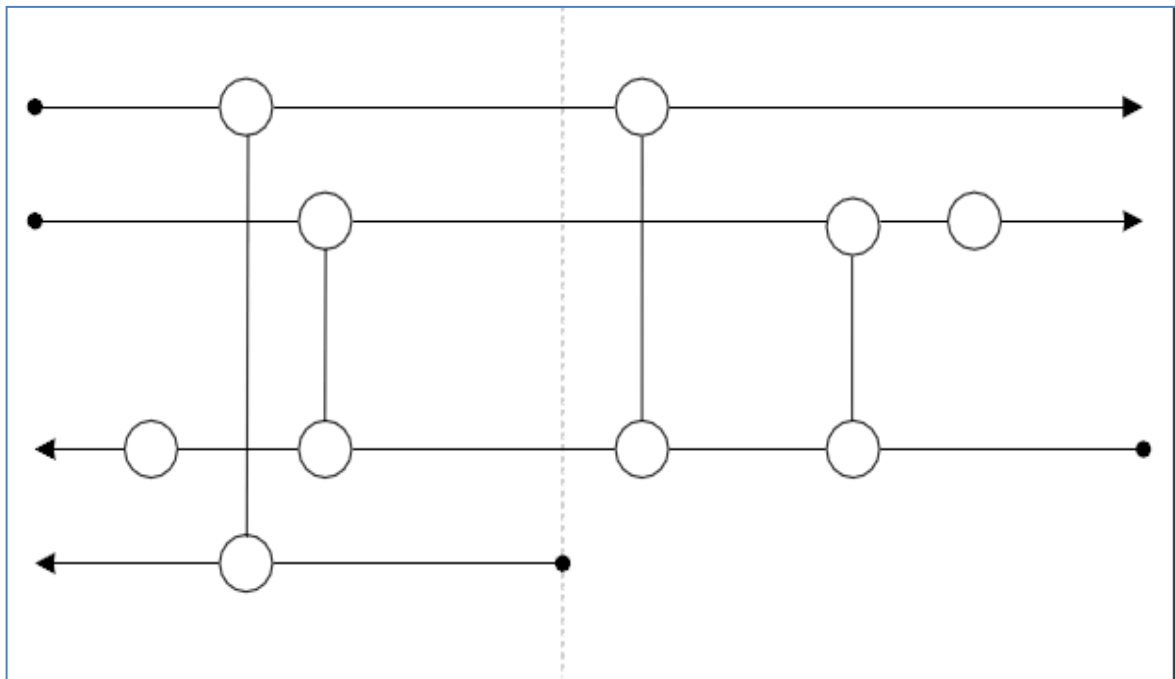
$$F_H C p_H \leq F_c C p_{Hc} \quad (3)$$

Abajo del “pinch”:

$$F_H C p_H \geq F_c C p_{Hc} \quad (4)$$

La representación gráfica de las corrientes y de los acoplamientos se llama “diagrama de red” (figura 8). En él, las corrientes calientes y las frías se representan con líneas horizontales. Las temperaturas de entrada y de salida se indican a ambos lados. La línea vertical de en medio muestra la temperatura del “pinch” frío y del “pinch” caliente. Los círculos representan los intercambiadores, y los que no están interconectados son los intercambiadores que usan servicios auxiliares fríos o calientes.

Figura 8. Diagrama de la Red de Calor.



3. COGENERACIÓN ENERGÉTICA

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 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. [31]

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. [32]

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

3.1 RELACIÓN CALOR-POTENCIA

La relación calor-potencia es uno de los parámetros técnicos vitales, 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 la razón entre la energía térmica solicitada por el proceso y la potencia eléctrica neta producida. [33]

$$RCP = Q_U/W_E \quad (5)$$

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 6 se muestra un rango de relaciones calor-potencia para algunas actividades industriales en general.

Tabla 5. Relaciones calor potencia y otros parámetros de sistemas de cogeneración

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 presión.	4,0-14,3	14-28	84-92
Turbina extracción-condensación.	2,0-10	22-40	60-80
Ciclo combinado.	1,0-1,7	34-40	69-83
Motor reciprocante.	1,1-2,5	33-53	75-85

Tabla 6. Relaciones de calor-potencia para algunas actividades industriales

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, fábricas de papel, industria química, petroquímica, alimentaria y textil.
- Relaciones calor-potencia mayores que 1, indica actividades industriales con alto consumo de calor como, fábricas 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.

3.1.1 Eficiencia de los sistemas de cogeneración. 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 ($\eta_{general}$) 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). [33]

$$\eta_{general} = (W_e + Q_u)/FU \quad (6)$$

3.2 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:

3.2.1 *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.

3.2.2 *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

3.3 TECNOLOGÍAS DE COGENERACIÓN A PARTIR DE BAGAZO DE CAÑA DE AZÚCAR

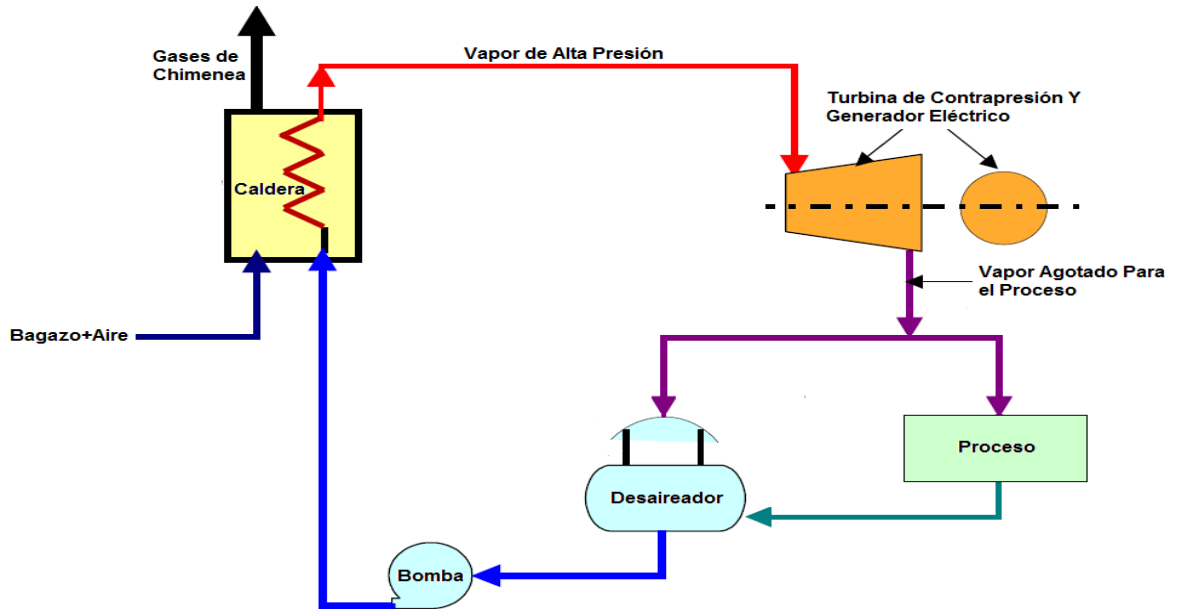
La cogeneración es un traje a la medida para cada uno de los sectores industriales que, en función de su relación calor-potencia, pueden asociarse a uno de los ciclos típicos de la cogeneración.

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

3.3.1 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. [33]

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 9). 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.

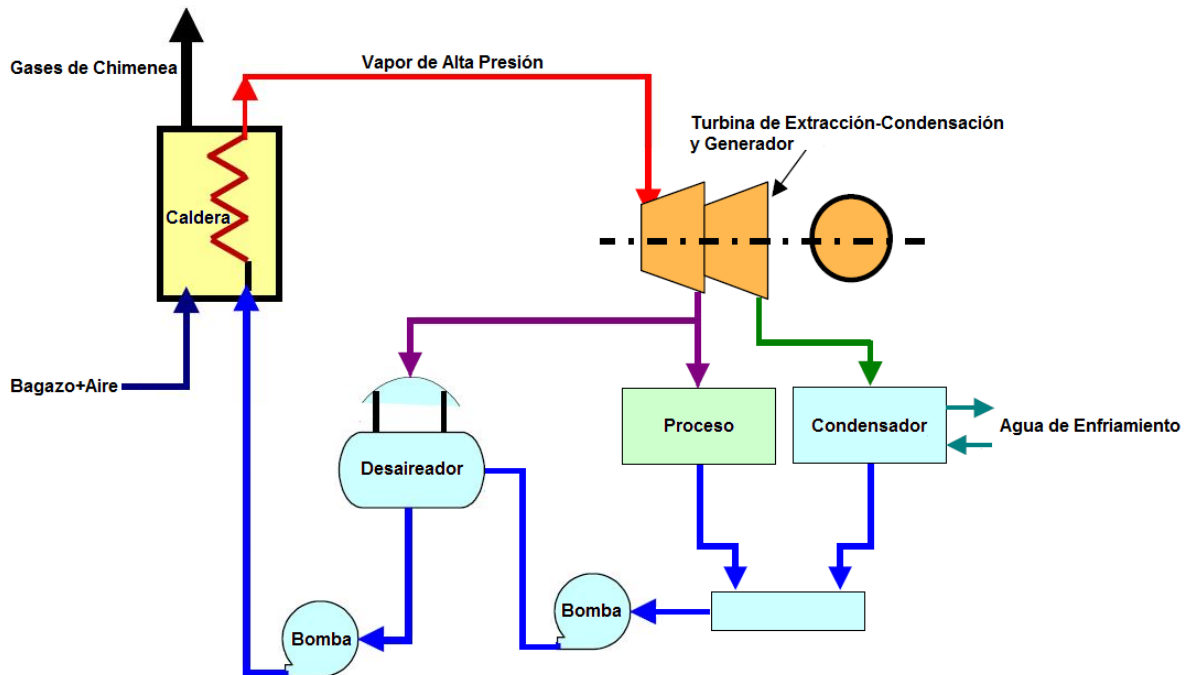
Figura 9. Sistema de cogeneración a partir de turbinas de contrapresión



En la figura 10 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, 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, leñas 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 10. Sistema de cogeneración a partir de turbinas de extracción-condensación

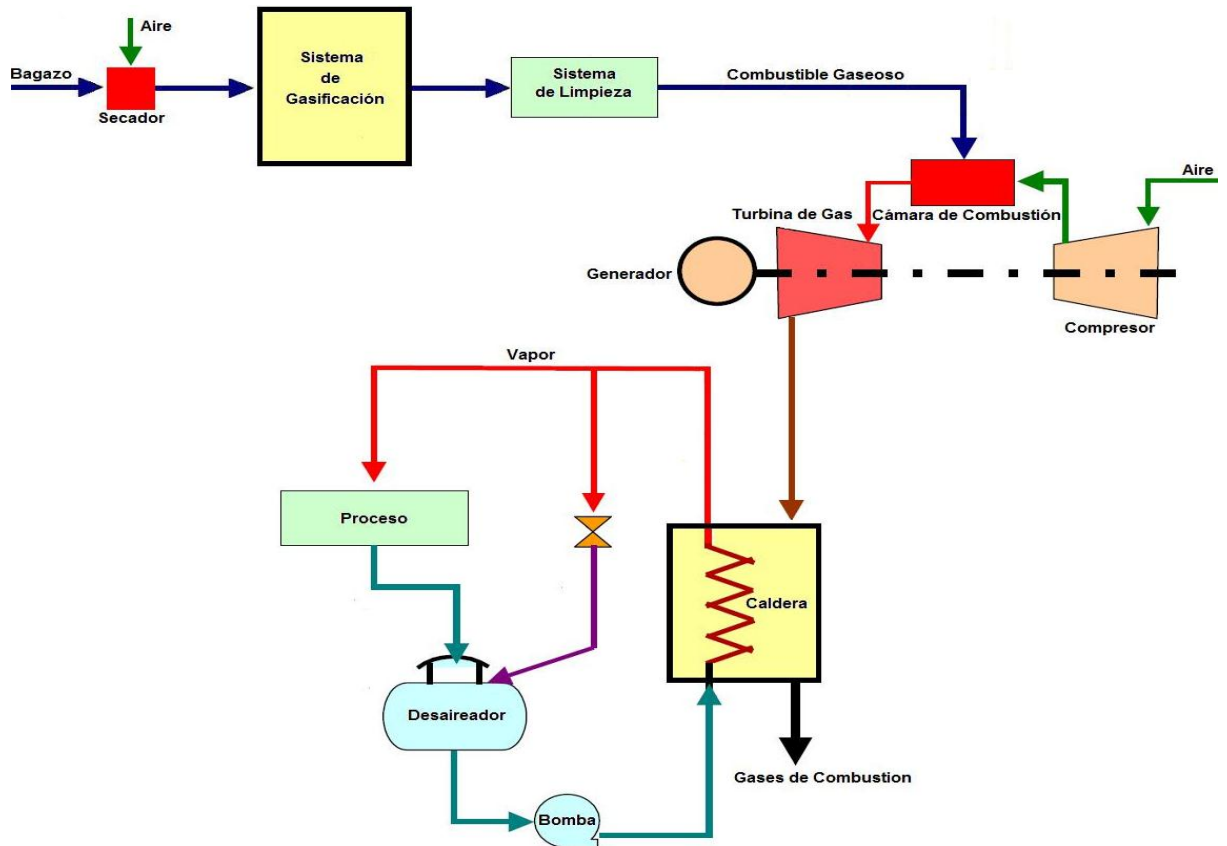


Aunque la energía eléctrica generada por este sistema es inferior por unidad de combustible, en comparación con el ciclo equivalente de turbina de gas, mas su rendimiento global es mayor, alcanzando valores entre 80 y 90%. [33]

3.3.2 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, luego tiene lugar una reacción de oxidación o combustión, en la cual un agente gasificante es un oxidante e implica 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) para su utilización en 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 etanol. 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 [34]. Sin embargo, por razones técnico-económicas la tecnología más usada es aquella que emplea el aire como agente oxidante.

Figura 11. Sistema de cogeneración con turbina de gas y sistema de gasificación



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 Brayton. En la figura 11 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

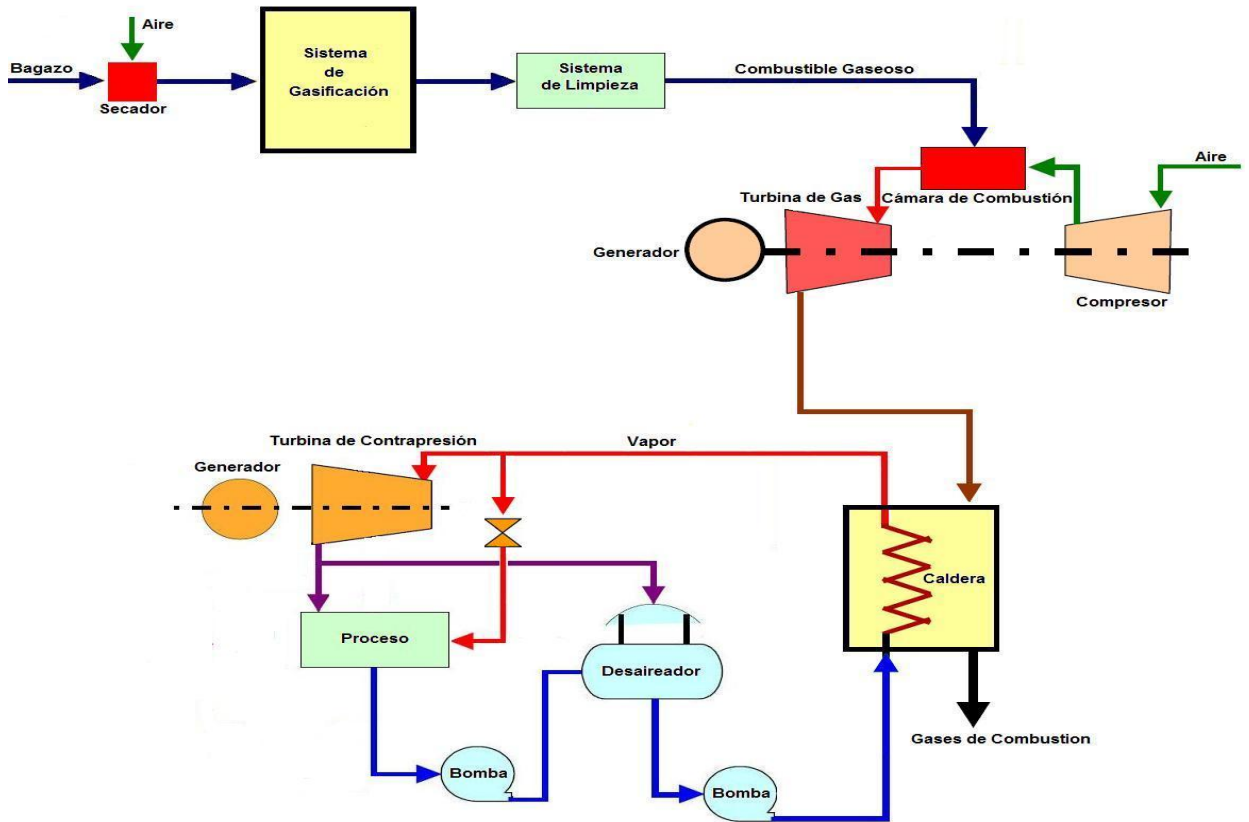
donde la demanda de potencia eléctrica es alta y constante. En estos sistemas existe un mayor aprovechamiento de la energía proporcionada por el bagazo.

3.3.3 Cogeneración a partir de ciclos combinados con sistemas de gasificación de biomasa. En la figura 12 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 Brayton.

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 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 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.

Figura 12. Sistema de cogeneración a partir de ciclo combinado con sistema de gasificación de biomasa



4. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA Y COGENERACIÓN EN UN INGENIO AZUCARERO

En este capítulo se presentan la metodología, la simulación y los resultados obtenidos de la integración energética y evaluación de las posibilidades de cogeneración en una fábrica que produce azúcar y alcohol carburante. La integración energética en el ingenio azucarero fue llevada a cabo mediante una metodología de análisis Pinch, para la reducción del consumo de vapor en el mismo. Mediante el análisis de cuatro configuraciones de cogeneración se determinó cuál técnicamente ofrece mejores rendimientos en cuanto a la producción de energía eléctrica, con el fin de aumentar los excedentes de electricidad que se convertirían en un nuevo producto para brindar un mayor portafolio de servicios en el ingenio.

4.1 PROCESO DE INTEGRACIÓN DE LAS PLANTA DE AZÚCAR Y BIOETANOL CARBURANTE

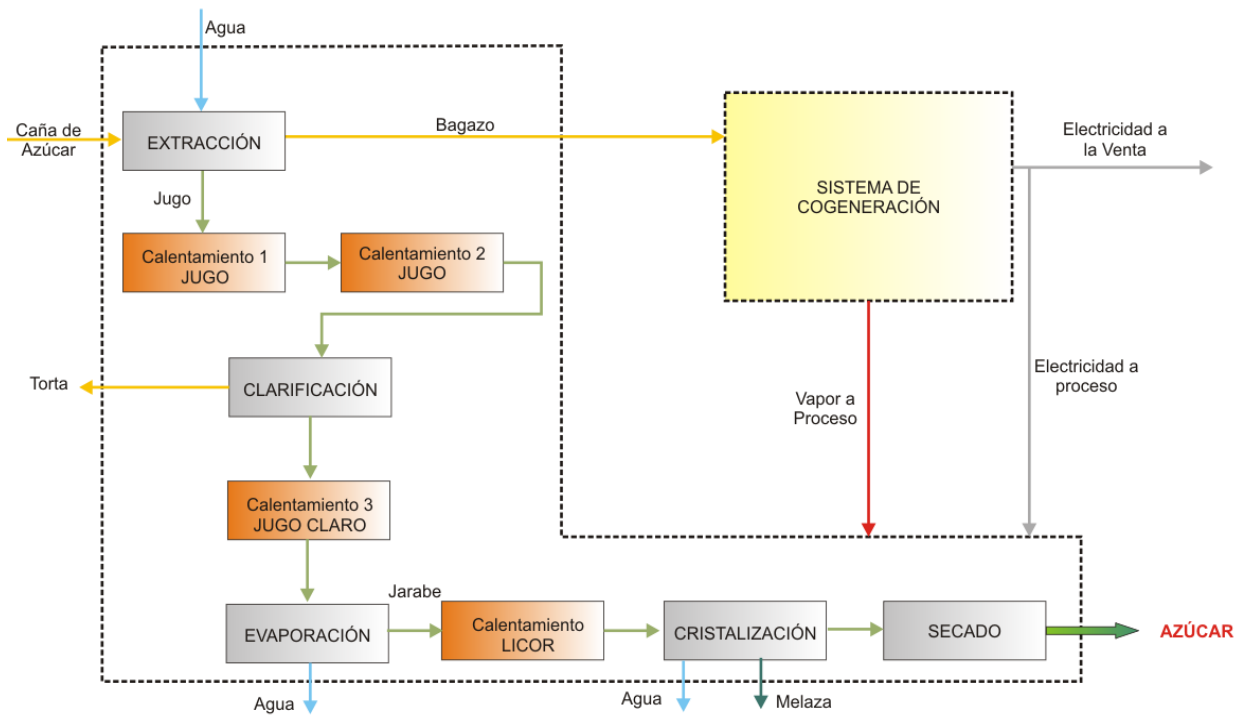
4.1.1 Producción de Azúcar y Bioetanol en Colombia. El proceso de producción de azúcar y bioetanol en Colombia se encuentra descrito en el capítulo 1, sin embargo cabe recordar que la producción de bioetanol en Colombia se realiza desde el 2005, por lo que fueron anexadas estas plantas a las ya existentes para la producción de azúcar, ocasionando que se tenga en un mismo lugar dos plantas con tecnologías diferentes.

El modelo utilizado para este análisis es de una fábrica que produce azúcar y alcohol carburante, el estudio está centrado en la reducción de la demanda de vapor en la planta de producción de azúcar, gracias a que su progreso con el tiempo se debe en su gran mayoría a la adaptación de viejos trapiches, convirtiéndolos en lo que actualmente son las plantas, proporcionando esto que sea en la planta de producción de azúcar donde se encuentran los mayores retos energéticos por enfrentar. Caso contrario ocurre en las plantas de producción de bioetanol que fueron adquiridas recientemente y diseñadas bajo el criterio de optimización de la energía.

4.1.2 Caso de Estudio (Caso Base). El caso de referencia simulado representa el proceso típico para la obtención de azúcar en Colombia. Las necesidades de calefacción en el proceso son asistidas utilizando vapor agotado del sistema de cogeneración y el vapor vegetal producido en el primer efecto del sistema de evaporación. El proceso analizado consiste en:

El jugo diluido (JD) procedente de la molienda es calentado progresivamente en dos intercambiadores de calor desde 35°C hasta 103°C, luego pasa por un proceso de limpieza en donde reduce su temperatura; posteriormente es calentado nuevamente para entrar en la etapa de evaporación con un sistema de cinco efectos, en donde se retira la mayor cantidad de agua del jugo. En esta etapa la concentración del jugo aumenta desde 14 grados Brix hasta 64 grados Brix, el producto de la evaporación (la meladura o jarabe) es calentado de 60°C hasta 80°C para pasar a ser cristalizada y convertirse en el azúcar denominada “azúcar crudo”.

Figura 13. Diagrama Caso Base



4.1.3 Análisis Pinch Caso Base. El análisis Pinch implica conocer los requerimientos de calor en el proceso, identificando las necesidades de calentamiento y enfriamiento. Los vapores utilizados para realizar diferentes calentamientos de jugo y/o licor se denominan corrientes calientes y se presentan en la Tabla 7, estos vapores entran saturados con una calidad de 1 a los calentadores y salen saturados con una calidad de 0. Las corrientes frías se presentan en la Tabla 8.

Tabla 7. Corrientes Calientes.

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (kPa)
Vapor de escape	160,00	250
Efecto I	119,07	150
Efecto II	109,90	114
Efecto III	101,81	78
Efecto IV	91,40	42
Efecto V	76,26	17

Tabla 8. Corrientes frías

Corriente	Temperatura Inicial (°C)	Temperatura Final (°C)	Flujo Másico kg/h
Calentamiento 1 JD	35,00	85,00	80531,07
Calentamiento 2 JD	85,00	103,00	80531,07
Calentamiento 3 JC	93,00	103,00	64045,00
Calentamiento del Licor	62,00	80,00	23241,00
Cristalización	57,00	79,00	53334,00
Miel 1	103,10	110,50	49192,34
Miel 2	92,90	102,60	48560,00
Miel 3	78,20	92,40	45323,00
Miel 4	58,00	77,70	41987,00

El Software Aspen HX-Net®, es un potente paquete de diseño conceptual, que proporciona un entorno dinámico para realizar el diseño óptimo de redes de intercambio de calor y el análisis Pinch. Esta herramienta computacional fue utilizada para simular el caso base y obtener una optimización del proceso en cuanto al uso de sus recursos energéticos.

Para dar inicio al desarrollo del análisis Pinch se tomó la simulación del proceso de producción de azúcar en el simulador de procesos Aspen Plus™ [36]. El proceso fue simulado en estado estacionario y se dividió en 3 jerarquías (etapas del proceso global): Molienda, evaporación y cristalización. La corriente de entrada

de biomasa (caña de azúcar) se asumió como una combinación de celulosa agua y sacarosa, modelada como una corriente mixta tipo MIXCIPSD.

Una vez simulado el proceso de producción de azúcar, mediante el software HX-Net® fueron extraídos los datos de interés para el desarrollo del análisis Pinch (flujos másicos, capacidades caloríficas, temperaturas, presiones entre otros).

Tabla 9. Parámetros generales usados en la simulación.

Parámetros	Valor
Caña de azúcar molida (ton/h).	400
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-h/TCM).	29,06
Presión del vapor demandado por el proceso (Bar).	8
Temperatura del vapor demandado por el proceso (°C).	200
Temperatura del jugo diluido (°C)	35.
Contenido de fibra de la caña (%)	15,5
Contenido de Humedad del bagazo (%)	48,6
Contenido de sólidos del Jarabe (%)	64
Imbibición (% Fibra)	200

Tabla 10. Parámetros usados en el Análisis Pinch.

Nombre de la Corriente	Temperatura Entrada(°C)	Temperatura Salida(°C)	Entalpia (kJ/h)
<i>Calentamiento 1 y 2 JD</i>	35	85	1.323e+007
	85	103	1.977e+005
<i>Calentamiento 3 JC</i>	93	103	3.219e+008
<i>Calentamiento del Licor</i>	62	80	2.014e+006
<i>Vap Efecto 1</i>	119,07	104,63	2,528 e+006
<i>Vap Efecto 2</i>	109,90	100,00	1,429 e+006
<i>Vap Efecto 3</i>	101,81	92,00	3,101 e+006
<i>Vap Efecto 4</i>	91,40	77,21	2,746 e+006
<i>Vap Efecto 5</i>	76,26	57,53	3,298 e+006

Fuente: Proyecto de Maestría: "Simulación del proceso de producción dual bioetanol combustible-azúcar"

- **Curva Compuesta**

En Las Figuras 15 y 16 se muestran la curva compuesta y la gran curva compuesta para un $\Delta t_{min} = 14$ (criterio de diseño, ver figura 14) formada por las corrientes que participan en la HEN. Se observan gráficamente las corrientes frías y calientes con su respectivo cambio en contenido de energía y variación de temperatura.

Figura 14. Resumen de las variables objetivo del simulador (Target)

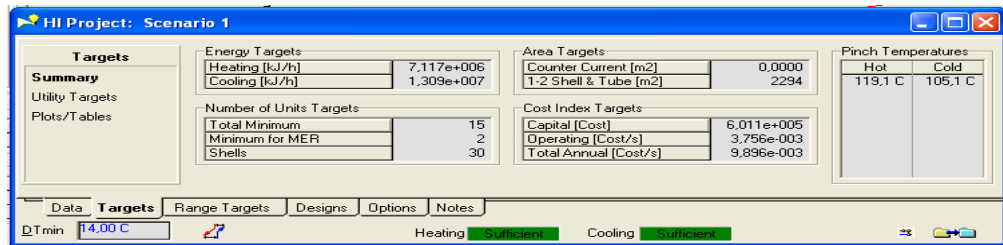
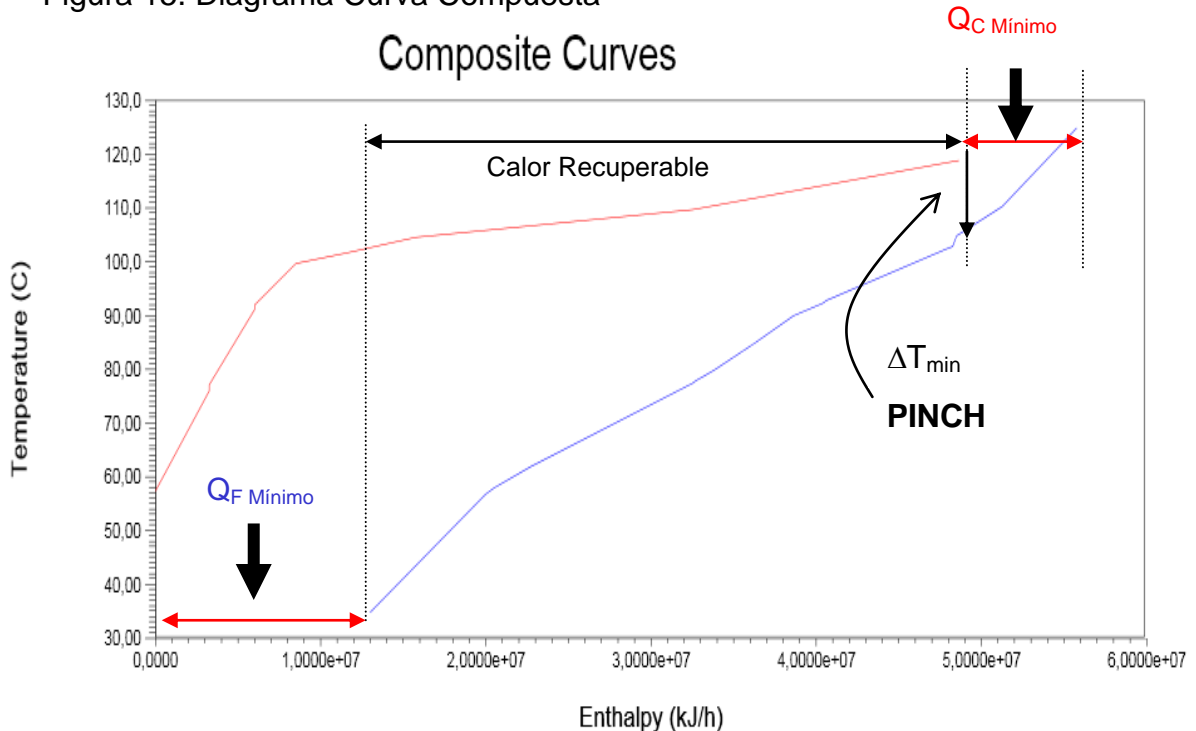


Figura 15. Diagrama Curva Compuesta

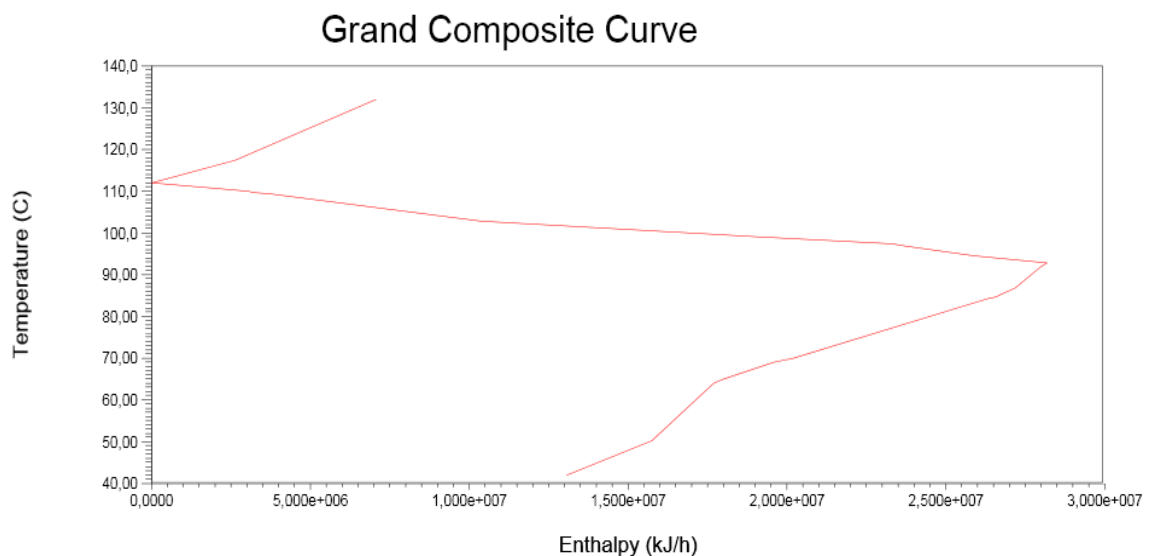


La curva de la corriente fría muestra como la energía total suministrada a las corrientes de proceso en los calentamientos es de $1,309 \times 10^7$ kJ/h. La curva de la corriente caliente representa la energía entregada por el vapor en las etapas de calentamiento, se observa que se entrega un total de $7,117 \times 10^6$ kJ/h.

Una forma de disminuir el consumo de energía del proceso es disminuir la diferencia de temperatura entre las corrientes fría y caliente, en la Figura 14 se puede observar como la menor diferencia de temperatura se presenta cuando la corriente fría alcanza 105.1°C y la corriente caliente 119.1°C siendo el “punto Pinch” igual a 14°C , desde el punto de vista de ahorro energético lo ideal es tener una diferencia de temperatura lo más mínima posible, pero a medida que se disminuye la diferencia de temperatura se hace necesario hacer más inversiones en la disponibilidad de área de transferencia de calor y por consiguiente mayor inversión económica.

- **Gran Curva Compuesta**

Figura 16. Diagrama Gran Curva Compuesta (GCC)



La gran curva compuesta se usa cuando se van a seleccionar los servicios auxiliares que se utilizaran y determinar la temperatura de estos. Esta curva muestra la variación del suministro y de la demanda de calor de todo el proceso.

Tabla 11. Servicios auxiliares necesarios para el sistema

Utilidad	Tipo	Temperatura (°C)	
		T _o	T _f
Vapor de Escape	Caliente	160	120
Aire	Fría	30	35

- **Diseño de la red de intercambio de calor**

Para continuar realizando el análisis Pinch es necesario conocer la red de intercambio de calor del caso base y con esta pasar al nuevo diseño de red de intercambio de calor que llamaremos “Caso integrado” este caso es el producto del análisis y optimización de dos diseños planteados por el simulador bajo criterios de practicidad, la experiencia y la bibliografía encontrada en el estado del arte de la producción de azúcar y bioetanol, en la Figura 17 se muestra el esquema de intercambio de calor para el caso base, donde los consumos de calor del calentamiento 1 y 2 del jugo son atendidos con el vapor del primer efecto, los demás consumos de calor en el proceso son atendidos por el vapor agotado del sistema de cogeneración.

Figura 17. Intercambio de calor Caso Base

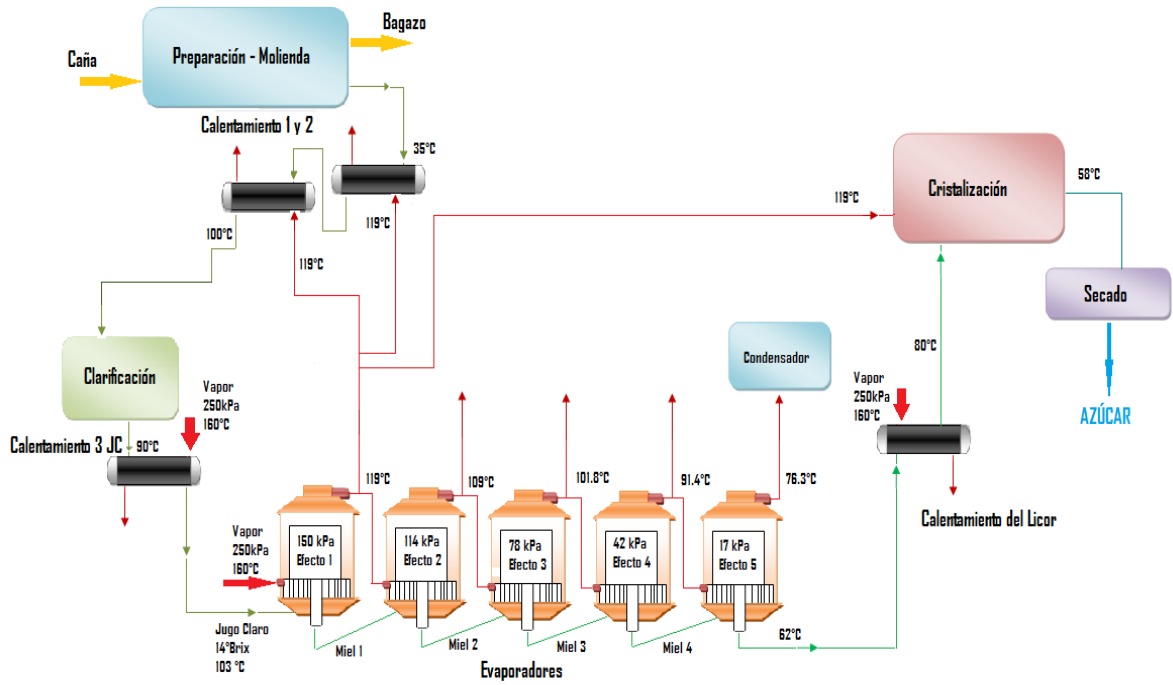
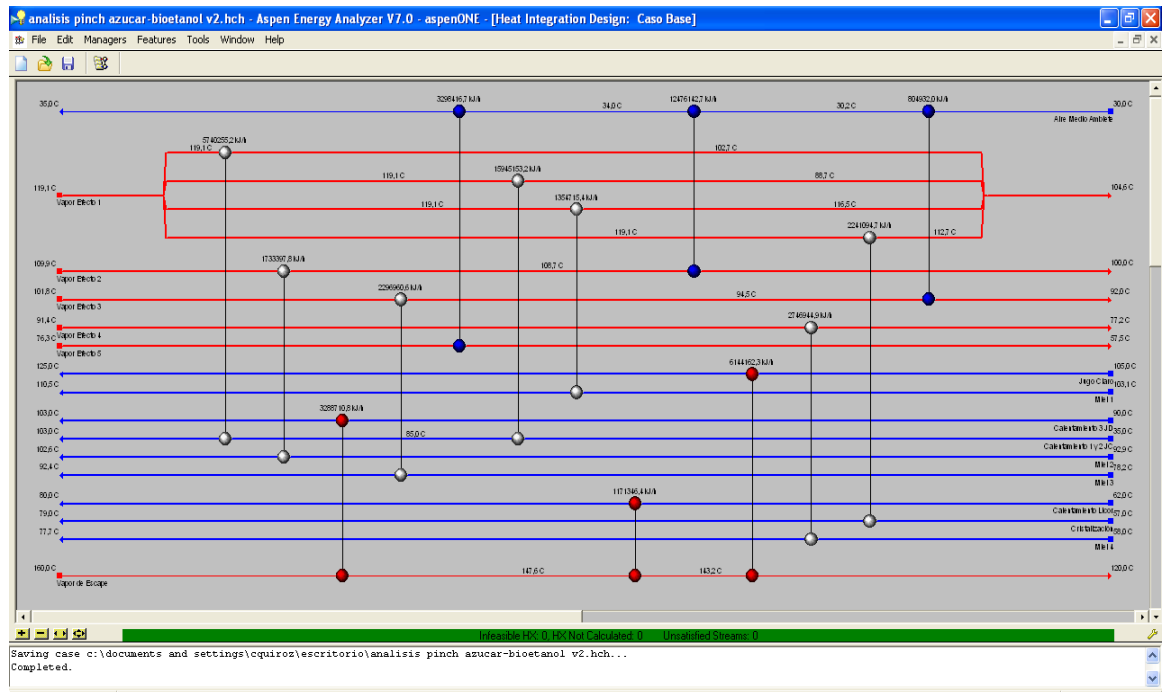


Figura 18. Red de Intercambio de calor Caso Base



4.1.4 Análisis de Resultados “Integración Energética”:

Figura 19. Red de Intercambio de Calor Caso 1 sugerido por el Simulador.

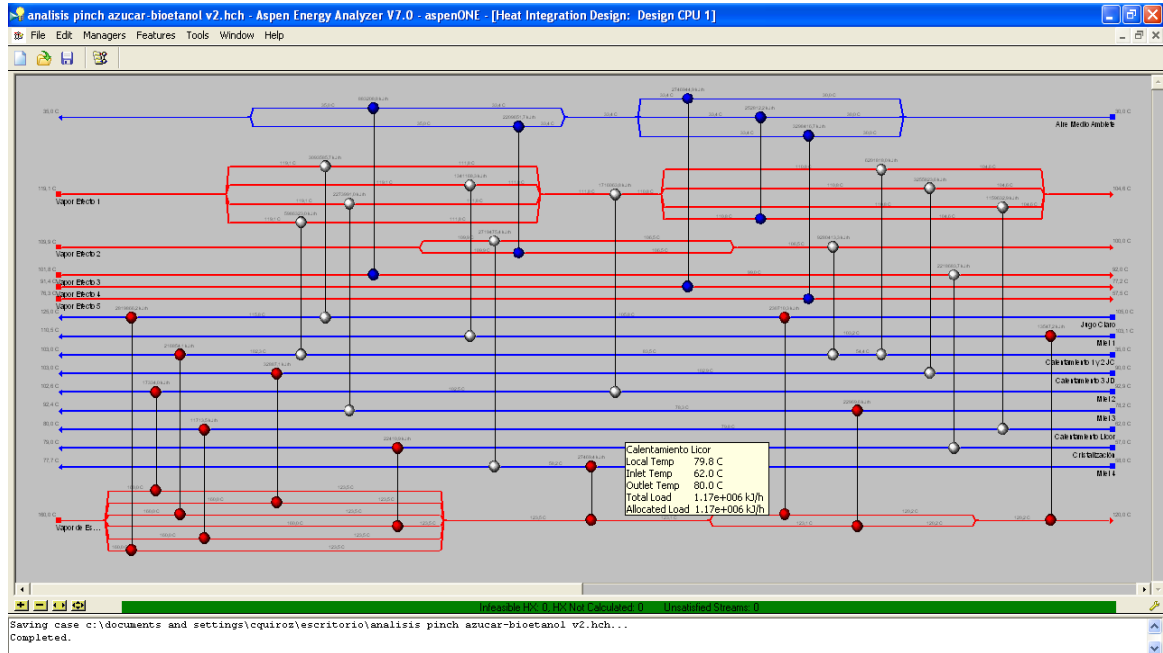


Figura 20. Red de Intercambio de Calor Caso 2 sugerido por el Simulador.

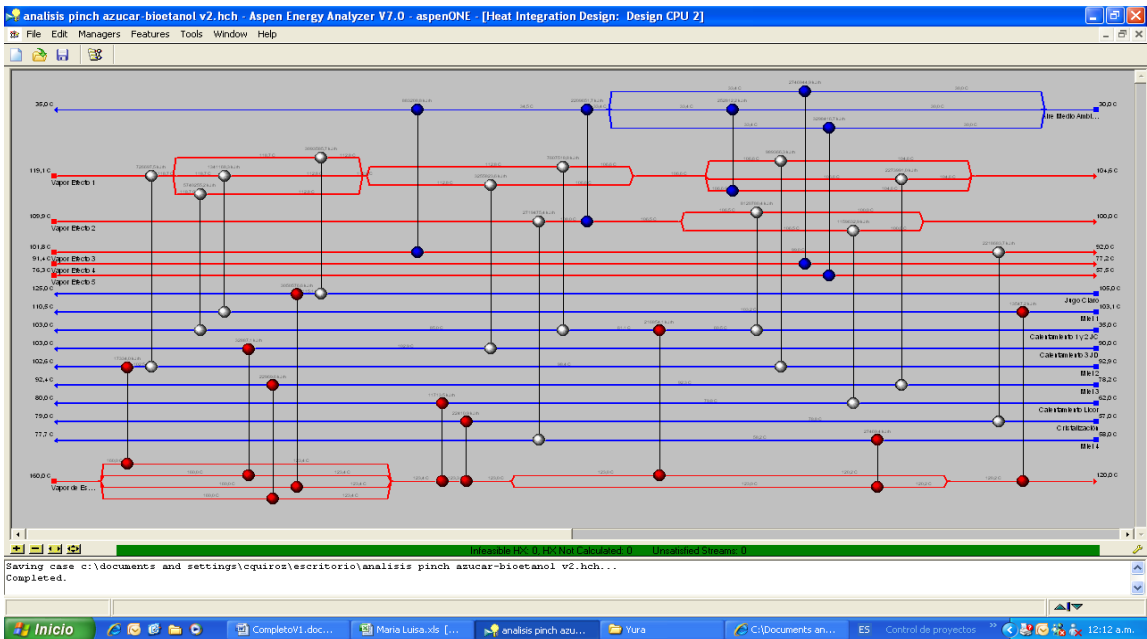
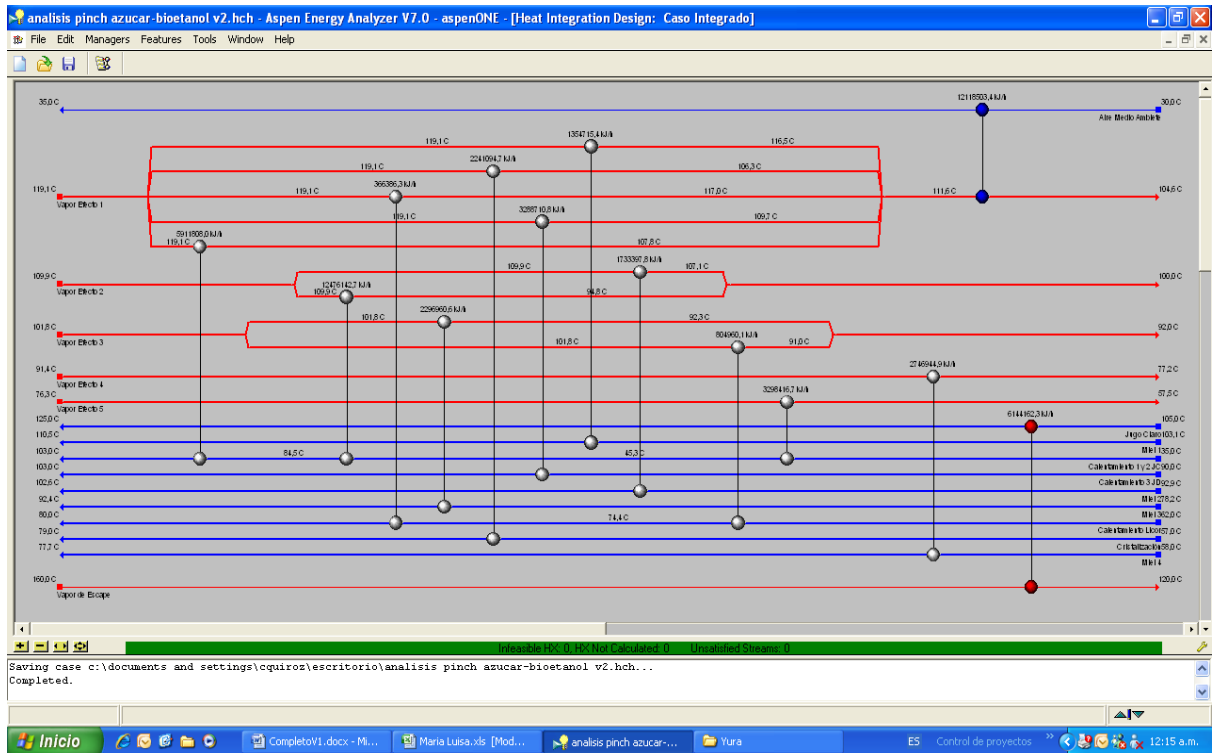


Figura 21. Red de Intercambio de Calor Caso Integrado.



La Tabla 12 presenta la comparación de los resultados de los diferentes diseños para cada caso, se analizan variables como el número de unidades de intercambio de calor, área de transferencia, costos de capital, costos operativos, requerimientos de energía de calentamiento y enfriamiento, estos datos son arrojados por el software Hx-Net®, mientras que en la tabla 14 se muestran estos datos en porcentaje relativo al caso objetivo planteado como criterio de diseño (Dtmín 14° C).

Tabla 12. Resumen de resultados de los casos analizados absolutos

Design	Total Cost Index [Cost/s]	Area [m2]	Units	Shells	Cap. Cost Index [Cost]	Heating [kJ/h]	Cooling [kJ/h]	Op. Cost Index [Cost/s]
Caso Base	1,360e-002	2441	13	16	7,840e+005	1,060e+007	1,658e+007	5,597e-003
Caso Integrado	1,059e-002	2124	13	16	7,197e+005	6,144e+006	1,212e+007	3,243e-003
Design CPU 1	1,042e-002	2025	26	28	8,437e+005	3,416e+006	9,391e+006	1,803e-003
Design CPU 2	1,024e-002	1934	26	28	8,263e+005	3,416e+006	9,391e+006	1,803e-003
Targets	9,896e-003	2294	2	30	6,011e+005	7,117e+006	1,309e+007	3,756e-003

Tabla 13. Resumen de resultados de los casos analizados comparados con el objetivo "Target"

Design	Total Cost Index [%]	Area [%]	Units [%]	Shells [%]	Cap. Cost Index [%]	Heating [%]	Cooling [%]	Op. Cost Index [%]
Caso Base	137,5	106,4	650,0	53,3	130,4	149,0	126,6	149,0
Caso Integrado	107,1	92,6	650,0	53,3	119,7	86,3	92,6	86,3
Design CPU 1	105,3	88,2	1300,0	93,3	140,3	48,0	71,7	48,0
Design CPU 2	103,5	84,3	1300,0	93,3	137,5	48,0	71,7	48,0

De los resultados obtenidos en el simulador se deduce que el diseño más económico es el segundo diseño recomendado por el simulador sin embargo si observamos el número de unidades, una de las variables a comparar, se obtiene el doble de unidades del caso base con áreas pequeñas de transferencia, esto es impráctico ya que se necesitan grandes extensiones de área de procesos para construir estas unidades de intercambio así como la tubería asociada la cual incrementa los costos de capital no contemplados en el software en su modelo económico, adicional en otra de las variables vemos que el simulador utiliza una cantidad apreciable de unidades adheridas a la corriente utilitaria fría para

converger las corrientes de proceso, el mismo análisis aplica para el primer caso recomendado por el simulador solo que se diferencia en que posee menor cantidad de área de transferencia, pero relativamente insignificante.

En contraste el caso integrado muestra un arreglo de red de intercambio de calor coherente, simplificada y eficiente si se compara con el caso base. En el diseño óptimo (caso integrado) del caso de estudio los consumos de calor son atendidos con vapor del efecto adecuado según como se muestra en la red de intercambio de calor figura 21, donde el uso de vapores vegetales extraídos de los efectos finales de la serie propicia la disminución en el consumo del vapor de escape utilizado en los evaporadores y los sistemas de calentamientos necesarios en el proceso de obtención de azúcar.

Con respecto al área de transferencia de los intercambiadores se ve disminuida en el caso integrado debido a la utilización del vapor del efecto 5 el cual no era utilizado en el proceso planteado en el caso base, este vapor es redireccionado a entregar energía útil a la corriente más fría del proceso la de calentamiento de Jugo diluido JD, esto ocasiona un efecto en cadena liberando otras corrientes para aprovechar en procesos con mayor requerimiento energético, lo anterior implica que al utilizar el mismo número de unidades más eficientemente se obtenga una disminución del área de transferencia sin afectar las demandas energéticas del proceso.

Como consecuencia de lo anteriormente descrito se deriva implícitamente un menor requerimiento de vapor de escape de cogeneración, por lo tanto redundando en un menor costo operativo y aunado a la menor área de transferencia implica unos costos de capital bajos en la inversión inicial rápidamente recuperables por la disminución de los costos operativos.

Por lo anterior se concluye que del escenario planteado el caso integrado es el caso más viable desde el punto de vista financiero y desde el punto de vista del proceso.

Tabla 14. Resumen de resultados del escenario planteado

Caso	Calentamiento	Enfriamiento	Área de intercambio de calor	Costo Total
	(%Target)	(%Target)	(%Target)	(%Target)
Caso Base	149	126,6	106,4	137,5
Caso integrado	86,33	92,56	92,57	107,1

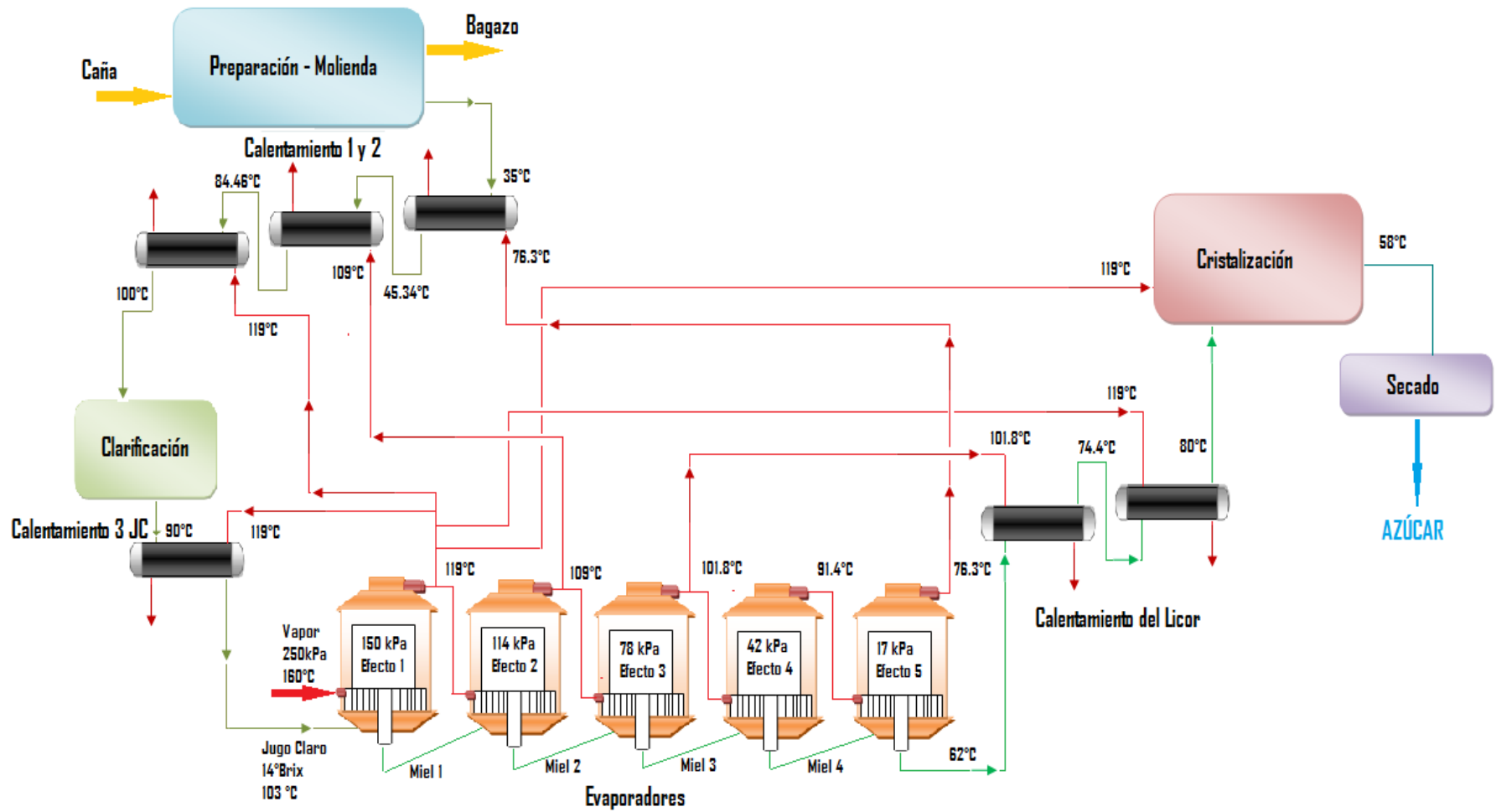
Tabla 15. Demanda de Vapor del Proceso

Demanda de Vapor de Escape (%Target)	
Caso Base	149,00
Caso Integrado	86,33

Para el modelo utilizado donde la molienda es de 400 TCH un ahorro de vapor de escape de 1 % caña, representa 2.3 t/h (5070 lb/h) de disminución en el consumo de vapor y un ahorro de combustible de 859 Toneladas/mes de bagazo requerido para una caldera con una eficiencia de 60%.

En la figura 22 se muestra esquemáticamente como sería el intercambio de calor para el proceso de producción de azúcar ya realizado el análisis Pinch y seleccionado la mejor red de intercambio de calor, los resultados arrojados por el software son presentados en el anexo A.

Figura 22. Esquema de intercambio de calor (Caso Integrado)



4.2 EVALUACIÓN DE LAS POSIBILIDADES DE COGENERACIÓN EN LA PLANTA DE AZÚCAR Y ETANOL

Cuatro configuraciones de sistemas de cogeneración fueron escogidas a partir del análisis bibliográfico, 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 el ingenio, 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 de las configuraciones de cogeneración fueron desarrolladas usando el software THERMOFLEX®. En la tabla 14 se presenta los parámetros generales adoptados para la simulación de las unidades de cogeneración.

Tabla 16. Parámetros generales adoptados para la simulación de las unidades cogeneración.

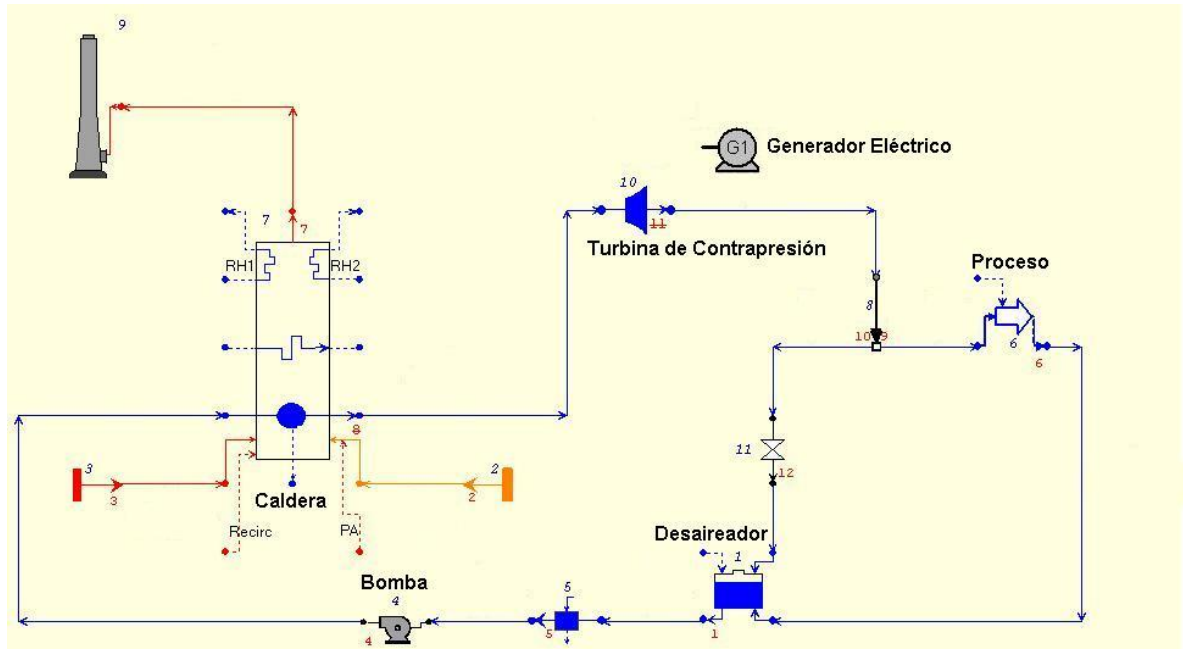
Parámetro	Valor
Caña de azúcar molida (ton/h).	400
Bagazo producido por tonelada de caña molida (kg de bagazo/TCM).	336
Demanda de vapor por tonelada de caña molida (kg de vapor/TCM).	574,25
Demanda de energía eléctrica por tonelada de caña molida (kW-h/TCM).	29,06
Presión del vapor demandado por el 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) ³ .	7634
Eficiencia isoentrópica de las turbinas de vapor (%).	88
Eficiencia isoentrópica de las bombas (%).	75
Eficiencia del generador eléctrico (%).	95

TCM = Tonelada de caña de azúcar molida.
kW-h = Kilovatio hora.

³ Energía liberada por unidad de bagazo en la reacción de combustión, cuando el agua resultante de la reacción se presenta en estado gaseoso

4.2.1 Configuración 1:

Figura 23. Esquema Configuración 1.

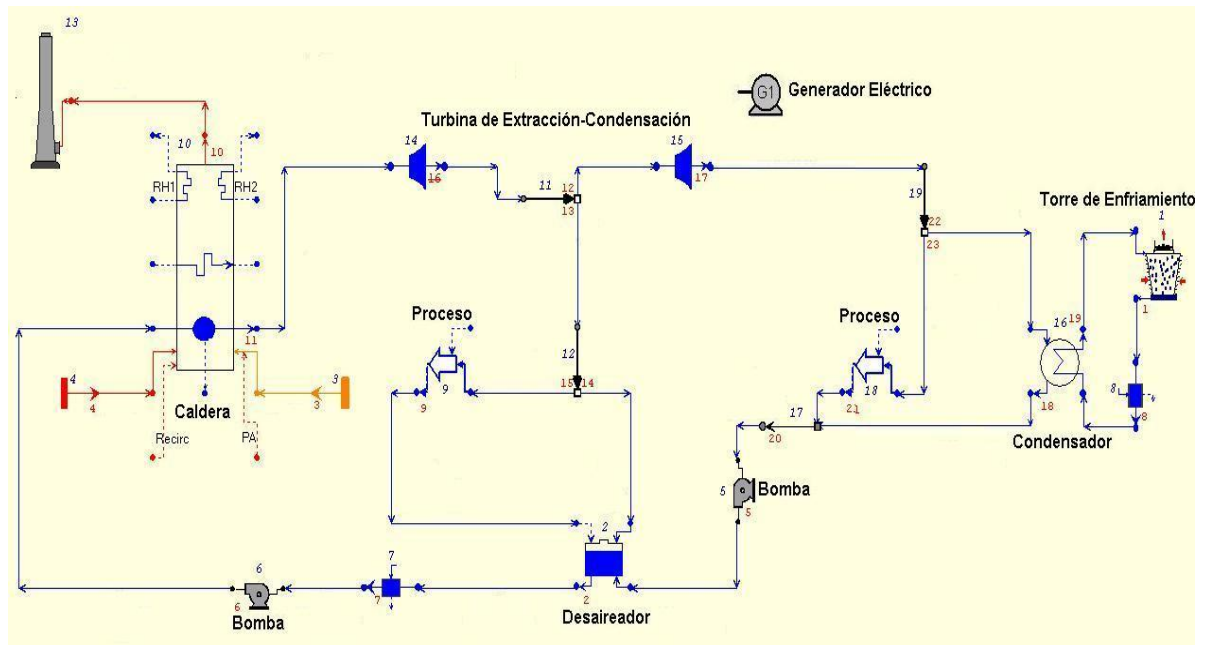


En la figura 19 se muestra la primera configuración analizada. Esta configuración consiste en un ciclo de vapor con turbina de contrapresión. En este esquema el vapor de alta presión es producido en una caldera mediante la combustión del bagazo con un 30% de exceso de aire. El vapor producido es expandido 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 (O_2 , N_2 , CO_2 , 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.

4.2.2 Configuración 2:

Figura 24. Esquema Configuración 2

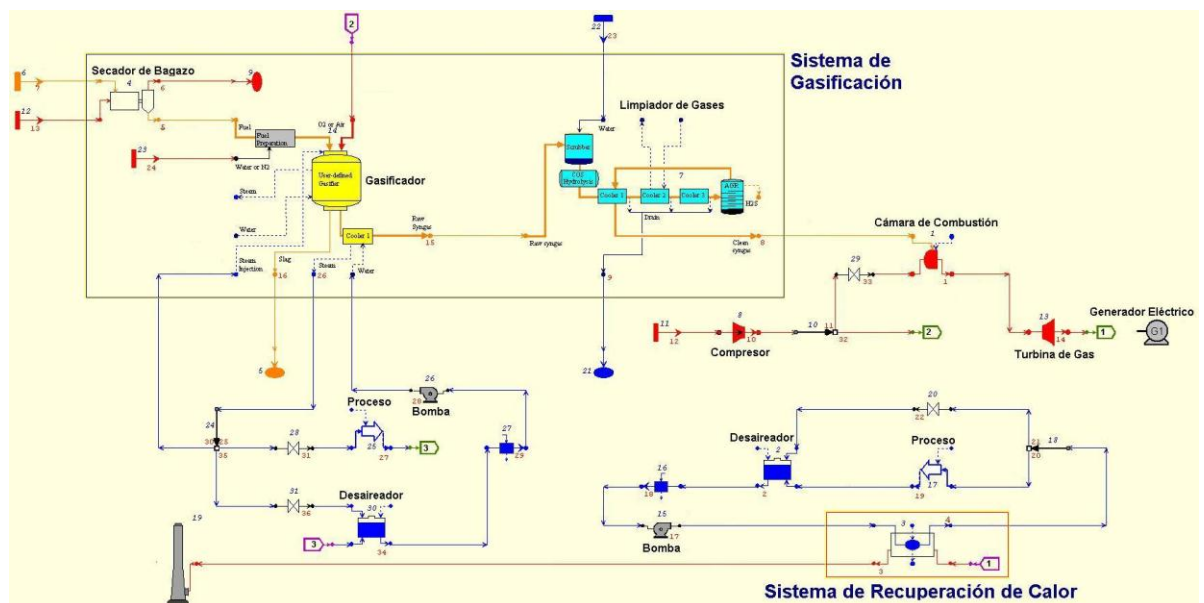


La figura 20 ilustra el esquema de la segunda configuración analizada, la cual es un ciclo de vapor con turbina de extracción-condensación. El vapor de alta presión, producto de la caldera, es expandido en la turbina de extracción-condensación, la cual permite la extracción de vapor a diferentes niveles de presión, antes de que ocurra la expansión completa en el casco de la turbina. El vapor extraído de la turbina es entonces usado en el ingenio como fuente de calentamiento para los procesos industriales. Parte del vapor agotado a la salida de la turbina es usado también en el ingenio como fuente de energía térmica para los procesos industriales, el vapor remanente es condensado a una presión de 2,5

bar y enviado a un desaireador junto con todos los efluentes de los procesos, para la eliminación de los gases disueltos. De la misma manera que en la primera configuración, se añade una corriente de reposición de agua al efluente del desaireador, para luego transportar el flujo resultante a la caldera y dar nuevamente inicio al ciclo.

4.2.3 Configuración 3:

Figura 25. Esquema Configuración 3



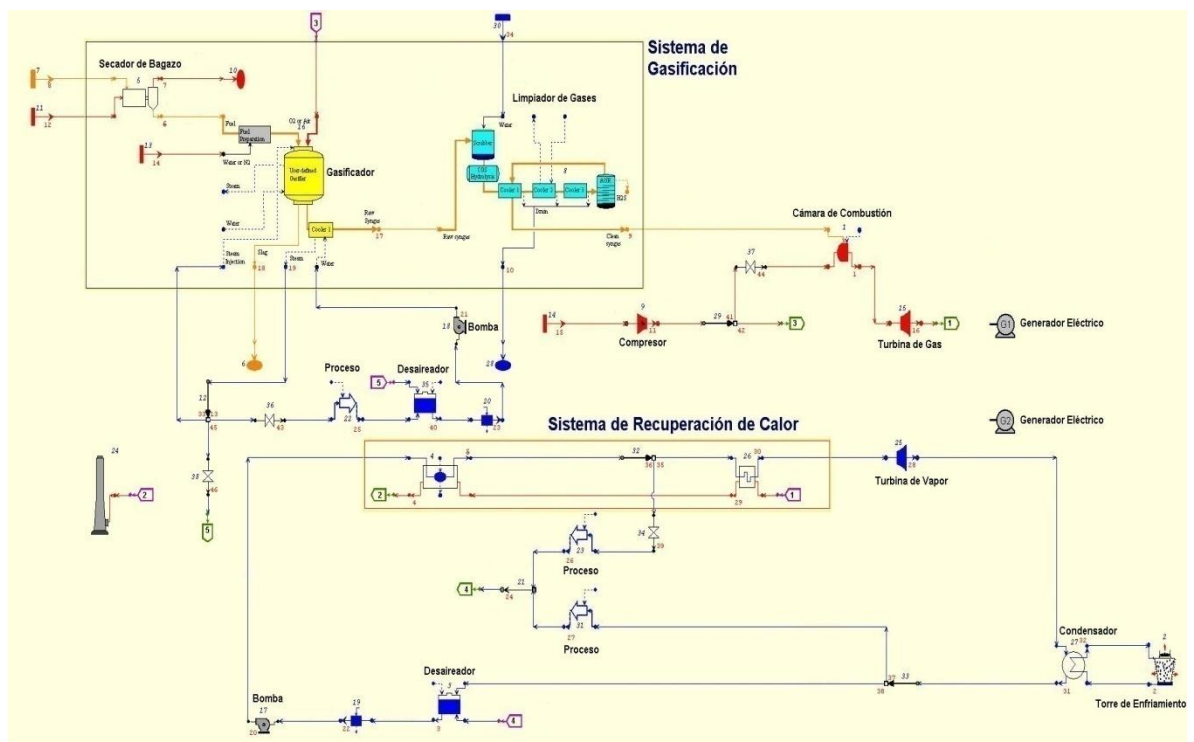
La tercera configuración analizada se indica en la figura 21. Esta configuración está basada en la gasificación del bagazo. El proceso de gasificación consta de tres etapas: El secado, es la primera etapa en la que se retira la mayor parte de la humedad del bagazo (entre el 80 y 90%) con aire caliente, 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 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.

4.2.4 Configuración 4. La cuarta configuración analizada es un ciclo combinado basado en la gasificación de biomasa y su esquema se muestra en la figura 22. 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, 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 bar. 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.

Figura 26. Esquema Configuración 4



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 12 se indican los parámetros adoptados para la simulación de las configuraciones tercera y cuarta.

Tabla 17. Parámetros adoptados para la simulación de la tercera y cuarta configuración.

Parámetro	Valor
Temperatura del reactor de gasificación (°C).	1200
Presión del reactor de gasificación (Bar).	25
Consumo eléctrico del secador de bagazo (kJ/kg de bagazo).	20
Intervalo de flujo másico de combustible a la cámara de combustión (kg/s).	35-45
Eficiencia isoentrópica de la turbina de gas (%).	92
Eficiencia isoentrópica 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 15.

4.2.5 Análisis de Resultados:

- **Configuración 1**

Los resultados de la configuración 1, son presentados en la tabla 16.

Tabla 18. Resultados de la Configuración 1

	Caso Base	Caso Integrado
Consumo de bagazo por tonelada de caña molida (kg de bagazo/TCM).	316,8	201,9
Vapor entregado al proceso por tonelada de caña molida (kg de vapor/TCM).	574,3	367,3
Producción de energía eléctrica por tonelada de caña molida (kW-h/TCM).	28,96	18,47
Potencia eléctrica producida (kW).	11584	7383,54
Consumo eléctrico del sistema de cogeneración (kW).	2453,3	2453,3
Potencia eléctrica neta producida (kW).	9130,7	4930,24
Energía calórica entregada al proceso (kW).	111678	71424,9
Relación calor/potencia	10,3	9,67
Eficiencia del ciclo (%)	45,9	46

La configuración 1 presenta excedentes de bagazo que pueden ser comercializados 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, lo que hace que se satisfagan las necesidades de calor del proceso tanto para el caso base como para el caso integrado. Para el caso base hay un excedente de bagazo del 5.7% lo que serían 19,2 kg de bagazo/TCM, mientras que el caso integrado hay un excedente 39,9% (134 kg de bagazo/TCM). La energía eléctrica producida en esta configuración no satisface la demanda eléctrica del proceso (29,06 kW-h/TCM), 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, para el caso base es de 28,96 kW-h/TCM como se indica en la tabla 16 y para el caso integrado es de 18,47 kW-h/TCM.

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.

- **Configuración 2**

En la tabla 17 se indican los resultados de la configuración 2. 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. La reducción de vapor obtenida en el caso integrado puede aumentar más de un 30% de la generación de excedentes de electricidad en comparación con el caso base.

Tabla 19. Resultados de la Configuración 2

	Caso Base	Caso Integrado
Consumo de bagazo por tonelada de caña molida (kg de bagazo/TCM).	336	336
Vapor entregado al proceso por tonelada de caña molida (kg de vapor/TCM).	574,3	367,3
Producción de energía eléctrica por tonelada de caña molida (kW-h/TCM).	42,85	58,3
Potencia eléctrica producida (kW).	17140	23317,5
Consumo eléctrico del sistema de cogeneración (kW).	2808,4	2808,4
Potencia eléctrica neta producida (kW).	14331,6	20509,1
Energía calórica entregada al proceso (kW).	111678	71424,9
Relación calor/potencia	6,5	3,1
Eficiencia del ciclo (%)	45,2	33,24

De igual manera que en la configuración 1 la demanda de vapor es suplida en ambos casos. 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.

- **Configuración 3**

En la tabla 18 se presentan los resultados para la configuración 3. En esta configuración para el caso base 409,32 kg de vapor/TCM son producidos, de manera que no se satisface la demanda del proceso lo que haría necesario un 40% de excedentes de bagazo para este caso, mientras que en el caso integrado se satisface ampliamente la demanda del proceso y deja un excedente que es aprovechado para la producción de energía eléctrica.

Tabla 20. Resultados de la Configuración 3

	Caso Base	Caso Integrado
Consumo de bagazo por tonelada de caña molida (kg de bagazo/TCM).	336	336
Vapor entregado al proceso por tonelada de caña molida (kg de vapor/TCM).	409,32	367,3
Producción de energía eléctrica por tonelada de caña molida (kW-h/TCM).	180,76	199,6
Potencia eléctrica producida (kW).	72304	79840
Consumo eléctrico del sistema de cogeneración (kW).	4893	4893
Potencia eléctrica neta producida (kW).	67411	74947
Energía calórica entregada al proceso (kW).	82284,6	73837,4
Relación calor/potencia	1,14	0,92
Eficiencia del ciclo (%)	54,24	53,9

La gasificación del bagazo produce un combustible de bajo poder calórico (ver tabla 19), pero el flujo másico de este es suficiente, de tal forma, que entrega más energía en comparación con las anteriores configuraciones que son tecnologías más comercial, lo que permite una mayor producción de energía eléctrica. Para la configuración 3 el caso integrado aumenta un 10,4% su producción en energía eléctrica comparado con el caso base.

Tabla 21. 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

La relación calo-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.

- **Configuración 4**

Los resultados de la configuración 4 se reportan en la tabla 20.

Tabla 22. Resultados de la Configuración 4

	Caso Base	Caso Integrado
Consumo de bagazo por tonelada de caña molida (Kg de bagazo/TCM).	336	336
Vapor entregado al proceso por tonelada de caña molida (Kg de vapor/TCM).	389,888	367,3
Producción de energía eléctrica por tonelada de caña molida (Kw-h/TCM).	208,183	290
Potencia eléctrica producida (Kw).	83273,2	116000
Consumo eléctrico del sistema de cogeneración (Kw).	5520	5520
Potencia eléctrica neta producida (Kw).	77753,2	110480
Energía calórica entregada al proceso (Kw).	61428,6	57869,7
Relación calor/potencia	0,74	0,5
Eficiencia del ciclo (%)	50,8	61

La producción de vapor para la configuración 4 en el caso base 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 bar), el cual es usado en la turbina de vapor para la producción de energía eléctrica.

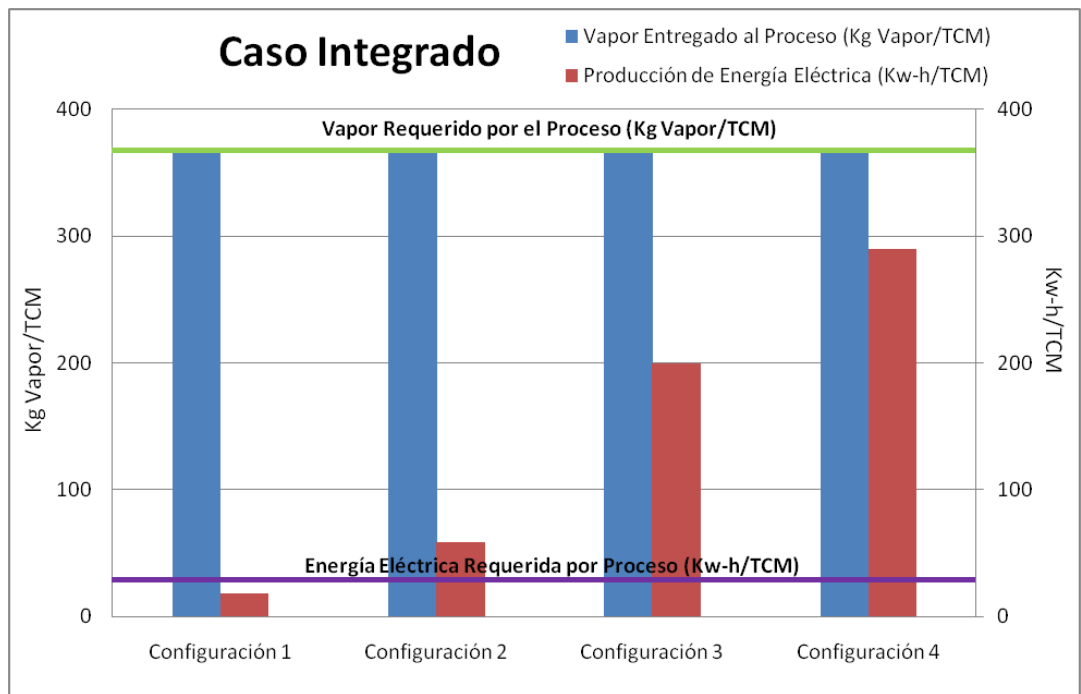
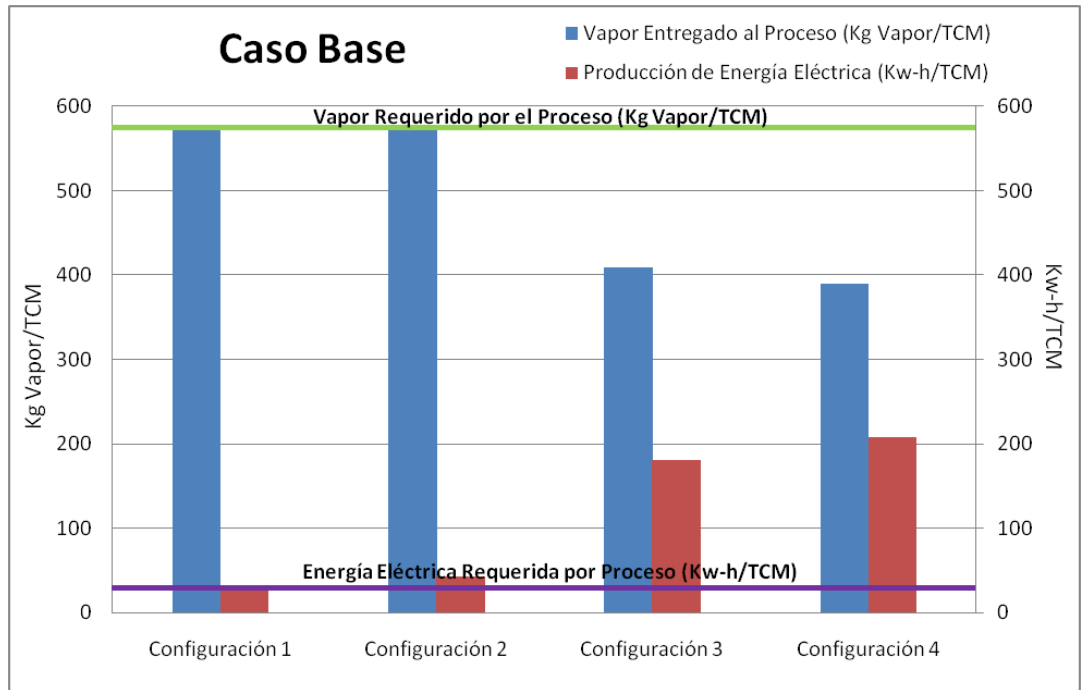
Por otra parte, para el caso integrado, los requisitos de vapor pueden ser atendidos con esta configuración, produciendo más de 260 kW-h/TCM de excedentes de electricidad como se muestra en la tabla 20.

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.

Se sabe que los ciclos de energía basados en la gasificación de la biomasa se encuentra en una etapa diferente de desarrollo que el ciclo de vapor de energía, pero cuando se llegue con estos, a una escala comercial, la posibilidad de generación de excedentes de electricidad en las plantas de azúcar y etanol sería mucho mayor que con los ciclos de vapor.

En la figura 23 se presenta una comparación grafica entre los casos analizados en las configuraciones propuestas, basada en la producción de energía térmica y eléctrica, en esta figura se observa que para el caso integrado las configuración 3 y 4 satisface todos los requerimientos demandados por el proceso con un alto aprovechamiento de la energía suministrada por el combustible, por lo tanto, estas configuraciones se perfilan como las más apropiadas para contribuir con la autosostenibilidad de los procesos en los ingenios azucareros colombianos.

Figura 27. Graficas de comparación de resultados entre las 4 tecnologías de cogeneración.



CONCLUSIONES

- La reducción de la demanda de vapor en el proceso de producción de azúcar se desarrolló mediante la técnica del análisis “Pinch”. El caso de estudio fue una planta donde las necesidades de calefacción en el proceso son asistidas utilizando vapor agotado del sistema de cogeneración y el vapor vegetal producido en el primer efecto del sistema de evaporación, el proceso consume 574,25 kg Vapor/TCM y mediante esta técnica se logra una reducción del 62.67% en el consumo de vapor de escape, proponiendo que los consumos de calor sean atendidos con vapor del efecto adecuado del sistema de evaporación y así tener un consumo de 359,92 kg vapor/TCM. El uso de vapores vegetales extraídos de los efectos finales de la serie, propicia la disminución en el consumo del vapor de escape utilizado en los evaporadores y los sistemas de calentamientos necesarios en el proceso de obtención de azúcar.
- A partir de la revisión bibliográfica se escogieron, para simular y analizar, cuatro configuraciones de cogeneración de energía, que permiten el uso de un combustible sólido, en este caso el bagazo de caña de azúcar. Las simulaciones fueron desarrolladas usando el simulador comercial THERMOFLEX[®], el cual es útil para el diseño y modelado de sistemas térmicos y de potencia eléctrica.
- Para el caso base, *la Configuración 1* no satisface los requerimientos de energía eléctrica demandados por el proceso industrial (29,06 kW-h/TCM), 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 aproximada de un 6% de este, para su uso en otras actividades industriales. Las turbinas de extracción-

condensación (*configuración 2*) permiten una mayor flexibilidad al momento de disponer del vapor, debido a que parte de este puede ser extraído para suplir las necesidades del ingenio, además permite que el vapor remanente se expanda más, logrando una mayor producción de energía eléctrica 42,85 kW-h/TCM, dejando 13,79 kW-h/TCM como excedentes para la venta. Las *Configuraciones 3 y 4* logran satisfacer ampliamente los requerimientos de energía eléctrica en los procesos del ingenio, proporcionando más de 150 kW-h/TCM como excedentes de electricidad que pueden ser comercializados a la red pública nacional, pero se hace necesaria la quema de un 40-50% más de bagazo para poder suplir las necesidades de vapor del proceso.

- *La configuración 1* analizada en el caso integrado no satisface los requerimientos de energía eléctrica del proceso por la misma razón expresada en el caso base, aunque se contaría aproximadamente con un 40% de bagazo para su comercialización. Mientras que las *configuraciones 2, 3 y 4* analizadas, cumplen satisfactoriamente los requerimientos de vapor y electricidad en el proceso, sin embargo los sistemas de gasificación de biomasa (*configuraciones 3 y 4*) pueden ser una alternativa importante para la producción de excedentes de energía eléctrica proporcionando más de 200 kW-h/TCM, aumentando de esta manera la sostenibilidad del sector azucarero.

RECOMENDACIONES

- Dado que en el análisis “Pinch” desde el punto de vista de ahorro energético lo ideal es tener una diferencia de temperatura lo más mínima posible, pero a medida que se disminuye la diferencia de temperatura se hace necesario hacer más inversiones en la disponibilidad de área de transferencia de calor y por consiguiente mayor inversión económica. Se recomienda realizar un estudio de factibilidad económica para confirmar la viabilidad del proyecto.
- Debido a que la energía eléctrica en Colombia es principalmente producida por hidroeléctricas es necesario en los proyectos de cogeneración un análisis bastante riguroso que sustente la viabilidad de estos.
- Debido a las zonas factibles para ampliación de producción de caña de azúcar en Colombia con fines energéticos y alimenticios se recomienda que la tecnología que sea adquirida sea una tecnología dual, aunque inicialmente sea más costosa presentaría una mejor integración másica y energética que con el tiempo generaría mas rentabilidad.
- Realizar una caracterización fisicoquímica de los residuos agrícolas de cosecha (hojas, cogollos y demás) que permita estudiar el aprovechamiento como combustible de estos en los sistemas de cogeneración, ya que su uso podría aumentar significativamente la producción de energía eléctrica.

BIBLIOGRAFÍA

1. AGROCADENAS, *La cadena de azúcar en Colombia*, M.d.A.y.d. Rural, Editor. 2005: Bogota.
2. ASOCAÑA, *Informe Anual Asocaña 2007-2008*. 2008, Asociación de cultivadores de caña de azúcar en Colombia: Cali.
3. CHEN, J.M.P., George, *Cane Sugar Handbook*. 9 ed. 1977, New York: John Wiley & Sons.
4. ARQUED, A.P., *Fabricación de Azúcar*. Vol. 1. 1955: Salvat Editores.
5. HUGOT, E., *Handbook of Cane Sugar Engineering*, ed. ELSEVIER. 1986.
6. SENA-ASOCAÑA-CENICAÑA. *Curso de Preparación y Molienda*. in *Curso de operación de moliendas*. 1999. San Antonio de los Caballeros - Valle del Cauca.
7. MORALES, Y., *Desarrollo de Modelos Matemáticos y Simulación para Unidades Seleccionadas del Proceso de producción de azúcar a partir de caña azucarera*, trabajo de Grado de Maestría. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. 2009. p. 90.
8. Colombia, C.d.l.r.d., *Ley 693*. 2001, Diario Oficial No. 44.564, de 27 de septiembre de 2001: Bogota.

9. BRICEÑO, O. *Aspectos estructurales y de entorno que enmarcan los proyectos e inversiones para la producción de bioetanol en Colombia*. Disponible en Internet: <http://www.cengicana.org/Portal/SubOtrasAreas/Etanol/Presentaciones/ArticuloProduccionBioetanolColombia.pdf>.
10. ASSOCIATION, R.F. *Ethanol industry statistics*. 2009 [cited 2009 5 junio]. Disponible en Internet: <http://www.ethanolrfa.org/industry/statistics/#C>.
11. WILKIE, A.C., RIEDESEL, K.J., OWENS, J.M., *Stillage characterization and anaerobic treatment of ethanol stillage from conventional and cellulosic feedstocks*. . Biomass and Bioenergy 2000. **9**: p. 39.
12. GHOSH, P., GHOSE, T.K., , *Bioethanol in India: recent past and emerging future*. . Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology, 2003. **85**: p. 27.
13. PRAJ Industries, L. *Alcohol Plants*. 2009 [cited 2009 5 junio]. Disponible en Internet: http://www.praj.net/alcohol_plants.asp.
14. SÁNCHEZ, O.J.C., Carlos A, *Trends in biotechnological production of fuel ethanol from diferent feedstocks*. Bioresource Technology, 2008. **99**: p. 26.
15. BASTIDAS, E.Y.A., *Diseño preliminar de un proceso basado en fermentación extractiva para fabricación de etanol.*, in *Escuela de Ingeniería Química*. 2001, Universidad del Valle: Cali.
16. ULLMANN'S, *Enciclopedia of Industrial Chemistry.*, in *Ullmann's Enciclopedia of Industrial Chemistry*. 1996, John Wiley & Sons, Inc.


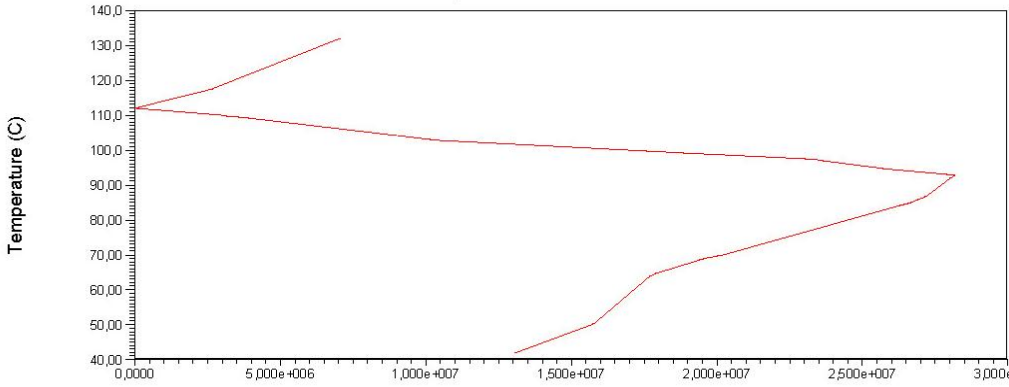
17. AENE Ltda, *Estudio sobre el desarrollo del potencial energetico en Colombia*, U.d.p.m.e. UPME, Editor. 1996: Santafé de Bogotá D.C. p. 443.
18. WADE, W.A.f.D.E. *Wade Report On Global Bagasse Cogeneration*. 2004. Disponible en Internet: http://www.localpower.org/documents/pr_bagasse.pdf.
19. CASTILLO, E.F. *Cogeneración en el sector azucarero colombiano*. in *Segundas Jornadas de Generación*. 2009. Hotel Bogotá Royal: Asociación Colombiana de Generadores de Energía Eléctrica - ACOLGEN.
20. DALLOS, V.K., Viatcheslav. CASTILLO, Edgar. *Análisis del potencial de los residuos lignocelulósicos en la industria azucarera colombiana para la produccion sostenible de bioetanol*. en *XI Seminario Internacional del Medio Ambiente y Desarrollo Sostenible*. 2008. Hotel sol caribe, Cartagena: Publicaciones UIS.
21. PATURAU, M., *El uso del bagazo como materia prima industrial para la obtencion de derivados y generacion de energia*. in *Seminario Internacional sobre derivados de la caña de azúcar*: Cuba.p.369-411.
22. FIGUEROA, L.A., *Energy analisys of the sugar production process modern techniques of process integration*. Zuckerindustrie, 2001. 126(9): P. 7.
23. GONZÁLEZ, E., *La integración de procesos en la producción de biocombustibles: En condiciones energéticamente sustentables y ambientalmente*. 1 ed, ed. E. Cooperativas. 2006, Buenos Aires – Argentina: Red CYTED 306RT0279: Nuevas Tecnologías para la obtención de Biocombustibles. 212.


24. CRIPPS, S., *Process integration in the pulp and paper industry*. Tappi Journal, 2000. **10**(81): p. 6.
25. HELN W; ARTHUR G., *Saving energy costs with your condensing turbine generator*". TAPPI Journal, 1999.
26. HAITHAM M. S.,LUTFI J., *Energy retrofit study of an ammonia plant* Applied Thermal Engineering, 2000. **20**(15-16): p. 8.
27. REYES, M.B., ESPINOSA, R., *Aplicación de la Tecnología Pinch en una destilería de alcohol*. Centro azúcar, 2001. **3**: p. 7.
28. KEMP, C.I., *Pinch Analysis and Process Integration A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of energy*. segunda edición ed, ed. Butterworth-Heinemann. 2007, Gran Bretaña: ELSEVIER.
29. ARRIOLA, M.A.G., *El análisis de pliegue (pinch analysis) una técnica de integración energética de proceso*. aplicaciones tecnológicas boletín IIE,1996.
30. LINNHOFF, B., *User guide on process integration for efficient use of energy*. 1 ed, ed. I.d. química. 1984, Londres: Elsevier.
31. Disponible en Internet:
<http://www.emb.cl/electroindustria/articulo.mv?xid=265&rank=1>
32. TURNER, W., *Handbook of energy efficiency and renewable energy*, Taylor and Francis group. EEUU 2006.


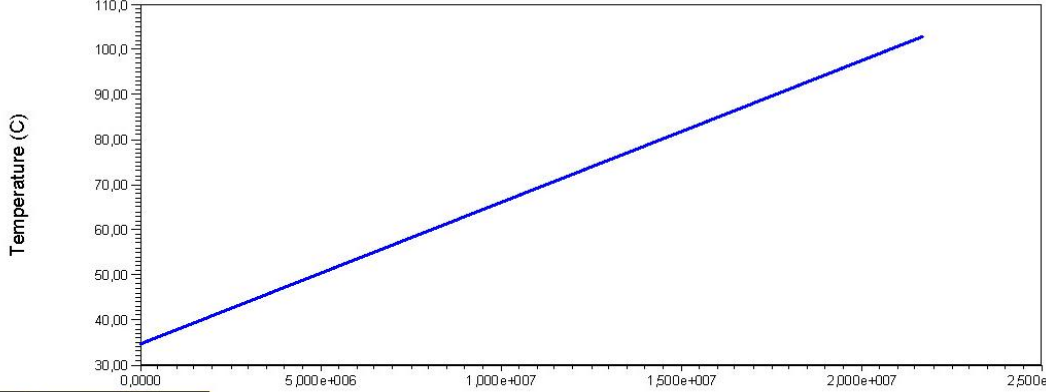
33. Best Practice Manual Cogeneration. Disponible en Internet:
<http://www.energymanagertraining.com>
34. Universidad de Vigo, España. Pirolisis y gasificación. Disponible en Internet:
<http://ambiental.uvigo.es/agroforestal/catedra/assignaturas/pirogas.pdf>
35. CARO, W., RUEDA, J. Modelamiento y simulación de un gasificador de carbón para la obtención de hidrogeno. trabajo de Grado. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierias Fisicoquimicas. Escuela de *Ingeniería Química*. 2007.
36. RAMIREZ, X., Simulación del proceso de producción dual bioetanol combustible-azúcar, trabajo de Grado de Maestria. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierias Fisicoquimicas. Escuela de *Ingeniería Química*. 2009.

ANEXOS

Anexo A. Datos Arrojados por el Simulador HX.NET

1		
2		Case Name: analisis pinch azucar-bioetanol v2.hch
3		Facultad de Ingenierías Físicoquímicas
4		Posgrado en Ingeniería Química
5		Ing. Yuranni María Pérez Cáceres
6	Date/Time: Wed Mar 16 02:17:36 2011	
7	HI Scenario Datasheet	
8	HIP1	
9	Scenario 1	
10		
11	Plots	
12		
13	Grand Composite Curve	
14		
15		
16		
17		
18		
19		
20		
21		
22		
23		
24		
25		
26		
27		
28		
29		
30		
31		
32		
33		
34	Data Page	
35		
36		
37	Process Stream (Summary)	
38		
39		
40		
41		
42		
43		
44		
45		
46		
47		
48		
49		
50		
51		
52		
53		
54		
55		
56		
57		
58		
59		
60		
61		
62		
63		

1	 Universidad Industrial De Santander Facultad de Ingenierías Físicoquímicas Posgrado en Ingeniería Química Ing. Yuranni María Pérez Cáceres		Case Name: analisis pinch azucar-bioetanol v2.hch																																														
2			Unit Set: SI																																														
3			Date/Time: Wed Mar 16 02:17:36 2011																																														
4																																																	
5																																																	
6	HI Scenario Datasheet																																																
7	HIP1																																																
8	Scenario 1																																																
9	Data Page																																																
10																																																	
11																																																	
12																																																	
13																																																	
14	<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th style="width: 25%;">Name</th> <th style="width: 25%;">Flowrate (kg/h)</th> <th style="width: 25%;">Effective Cp (kJ/kg-C)</th> <th style="width: 25%;">Fouling Factor (C-h-m2/kJ)</th> <th style="width: 20%;">Film HTC (kJ/h-m2-C)</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Miel 1</td> <td>4.919e+004 *</td> <td>3.722 *</td> <td>0.0 *</td> <td>8308.8 *</td> </tr> <tr> <td>Miel 2</td> <td>4.856e+004 *</td> <td>3.680 *</td> <td>0.0 *</td> <td>6897.6 *</td> </tr> <tr> <td>Miel 3</td> <td>4.532e+004 *</td> <td>3.569 *</td> <td>0.0 *</td> <td>5097.6 *</td> </tr> <tr> <td>Miel 4</td> <td>4.199e+004 *</td> <td>3.321 *</td> <td>0.0 *</td> <td>2867.0 *</td> </tr> <tr> <td>Calentamiento 1 y 2 JC</td> <td>8.053e+004 *</td> <td>---</td> <td>---</td> <td>---</td> </tr> <tr> <td>Calentamiento 3 JD</td> <td>6.405e+004 *</td> <td>3.950 *</td> <td>0.0 *</td> <td>9560.0 *</td> </tr> <tr> <td>Calentamiento Licor</td> <td>2.324e+004 *</td> <td>2.800 *</td> <td>0.0 *</td> <td>2345.0 *</td> </tr> <tr> <td>Cristalización</td> <td>5.333e+004 *</td> <td>1.910 *</td> <td>0.0 *</td> <td>2390.0 *</td> </tr> </tbody> </table>				Name	Flowrate (kg/h)	Effective Cp (kJ/kg-C)	Fouling Factor (C-h-m2/kJ)	Film HTC (kJ/h-m2-C)	Miel 1	4.919e+004 *	3.722 *	0.0 *	8308.8 *	Miel 2	4.856e+004 *	3.680 *	0.0 *	6897.6 *	Miel 3	4.532e+004 *	3.569 *	0.0 *	5097.6 *	Miel 4	4.199e+004 *	3.321 *	0.0 *	2867.0 *	Calentamiento 1 y 2 JC	8.053e+004 *	---	---	---	Calentamiento 3 JD	6.405e+004 *	3.950 *	0.0 *	9560.0 *	Calentamiento Licor	2.324e+004 *	2.800 *	0.0 *	2345.0 *	Cristalización	5.333e+004 *	1.910 *	0.0 *	2390.0 *
Name	Flowrate (kg/h)	Effective Cp (kJ/kg-C)	Fouling Factor (C-h-m2/kJ)	Film HTC (kJ/h-m2-C)																																													
Miel 1	4.919e+004 *	3.722 *	0.0 *	8308.8 *																																													
Miel 2	4.856e+004 *	3.680 *	0.0 *	6897.6 *																																													
Miel 3	4.532e+004 *	3.569 *	0.0 *	5097.6 *																																													
Miel 4	4.199e+004 *	3.321 *	0.0 *	2867.0 *																																													
Calentamiento 1 y 2 JC	8.053e+004 *	---	---	---																																													
Calentamiento 3 JD	6.405e+004 *	3.950 *	0.0 *	9560.0 *																																													
Calentamiento Licor	2.324e+004 *	2.800 *	0.0 *	2345.0 *																																													
Cristalización	5.333e+004 *	1.910 *	0.0 *	2390.0 *																																													
15																																																	
16																																																	
17																																																	
18																																																	
19																																																	
20																																																	
21																																																	
22																																																	
23																																																	
24																																																	
25	Process Stream (Detail)																																																
26																																																	
27	Process Stream: Calentamiento 1 y 2 JC																																																
28																																																	
29																																																	
30	SEGMENT DATA																																																
31	Status COLD		Flowrate (kg/h) 8.053e+004 *	Total Heat Load (kJ/h) 2.169e+007 *																																													
32	Inlet T (C)	Outlet T (C)	Effective Cp (kJ/kg-C)	MCp (kJ/C-h)	Heat Load (kJ/h)	Film HTC (kJ/h-m2-C)																																											
33	35.00 *	85.00 *	3.960 *	318903.065	1.595e+007	720.00 *																																											
34	85.00 *	103.0 *	3.960 *	318903.065	5.740e+006	720.00 *																																											
35																																																	
36	PHYSICAL PROPERTIES																																																
37																																																	
38	Status COLD		Velocity (m/s) 1.0 *	Flow Area Diameter (m) 2.540e-002 *																																													
39	Inlet T (C)	Outlet T (C)	Viscosity (cP)	Conductivity (W/m-K)	Density (kg/m3)	Eff. Cp (kJ/kg-C)	Clean HTC (kJ/h-m2-C)	Film HTC (kJ/h-m2-C)	Fouling Factor (C-h-m2/kJ)	Calculate FHTC																																							
40	35.00 *	85.00 *	---	---	---	3.960 *	720.00 *	720.00 *	0.000 *	Off																																							
41	85.00 *	103.0 *	---	---	---	3.960 *	720.00 *	720.00 *	0.000 *	Off																																							
42																																																	
43																																																	
44																																																	
45																																																	
46																																																	
47																																																	
48																																																	
49																																																	
50																																																	
51																																																	
52																																																	
53																																																	
54																																																	
55																																																	
56																																																	
57																																																	
58																																																	
59																																																	
60																																																	
61																																																	
62																																																	
63	Hyprotech Ltd.		Aspen Energy Analyzer Version V7.0 (22.0.0.5705)				Page 2 of 10																																										

1	 Universidad Industrial De Santander Facultad de Ingenierías Físicoquímicas Posgrado en Ingeniería Química Ing. Yuranni María Pérez Cáceres		Case Name: analisis pinch azucar-bioetanol v2.hch	
2			Unit Set: SI	
3			Date/Time: Wed Mar 16 02:17:36 2011	
4				
5				
6	HI Scenario Datasheet			
7	HIP1			
8	Scenario 1			
9	Data Page			
10	Process Stream (Detail)			
11	GRAPHS			
12	Temperature - Enthalpy Diagram			
13				
14	Forbidden Matches			
15		Vapor Efecto 3	Vapor Efecto 4	Vapor Efecto 1
16	Miel 2			
17	Calentamiento 3 JD			
18	Calentamiento 1 y 2 JC			
19	Miel 1			
20	Cristalización			
21	Calentamiento Licor			
22	Miel 4			
23	Jugo Claro			
24	Miel 3			
25		Vapor Efecto 5	Vapor Efecto 2	
26	Miel 2			
27	Calentamiento 3 JD			
28	Calentamiento 1 y 2 JC			
29	Miel 1			
30	Cristalización			
31	Calentamiento Licor			
32	Miel 4			
33	Jugo Claro			
34	Miel 3			
35				
36				
37				
38				
39				
40				
41				
42				
43				
44				
45				
46				
47				
48				
49				
50				
51				
52				
53				
54				
55				
56				
57				
58				
59				
60				
61				
62				
63	Hyprotech Ltd.	Aspen Energy Analyzer Version V7.0 (22.0.0.5705)		Page 3 of 10



Universidad Industrial De Santander
 Facultad de Ingenierías Físicoquímicas
 Posgrado en Ingeniería Química
 Ing. Yuranni María Pérez Cáceres

Case Name:	analisis pinch azucar-bioetanol v2.hch
Unit Set:	SI
Date/Time:	Wed Mar 16 02:17:36 2011

HI Scenario Datasheet

HIP1

Scenario 1

Targets

Summary

DTmin	14.00 C *		
Hot	Sufficient	Cold	Sufficient
Energy Targets		Area Targets	
Heating (kJ/h)	7.117e+006 *	Counter-Current (m2)	0.0000 *
Cooling (kJ/h)	1.309e+007 *	1-2 shell & tube (m2)	2294 *
Number of Units Targets		Cost Index Targets	
Total Minimum	15 *	Capital (Cost)	6.011e+005 *
Minimum for MER	2 *	Operating (Cost/s)	3.756e-003 *
Shells	30 *	Total Annual (Cost/s)	9.896e-003 *

Pinch Temperatures

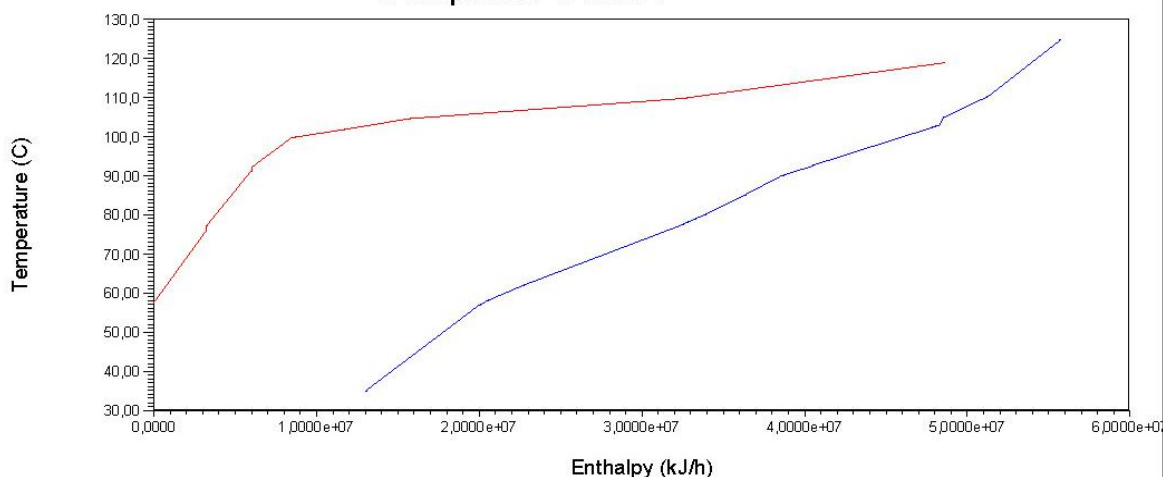
Hot (C)	119.1 *			
Cold (C)	105.1 *			


Utility Targets

Name	Type	Load (kJ/h)	Cost Index (Cost/s)	Losses (kJ/h)	Outlet T (C)
Aire Medio Ambiente	COLD	1.309e+007 *	0.0000 *	0.0000 *	35.00 *
Vapor de Escape	HOT	7.117e+006 *	3.756e-003 *	0.0000 *	120.0 *
Total		2.021e+007 *	3.756e-003 *		

Plots

Composite Curves



1			Case Name: analisis pinch azucar-bioetanol v2.hch						
2		Universidad Industrial De Santander		Unit Set: SI					
3		Facultad de Ingenierías Físicoquímicas		Date/Time: Wed Mar 16 02:17:36 2011					
4		Posgrado en Ingeniería Química							
5		Ing. Yuranni María Pérez Cáceres							
6	HI Scenario Datasheet								
7	HIP1								
8	Scenario 1								
9	Targets								
10	Tables								
11									
12									
13									
14									
15									
16	Grand Composite Curve		Composite Curve			Pocket Data			
17									
18	Temperature (C)	Enthalpy (kJ/h)	Hot Temperature (C)	Hot Enthalpy (kJ/h)	Cold Temperature (C)	Cold Enthalpy (kJ/h)	Start T (C)	End T (C)	Position
19	132.0 *	7.117e+006 *	119.1 *	4.864e+007 *	125.0 *	5.575e+007 *	42.00 *	101.8 *	Below Pinch
20	117.5 *	2.662e+006 *	109.9 *	3.258e+007 *	110.5 *	5.130e+007 *			
21	112.1 *	0.0000 *	104.6 *	1.580e+007 *	105.0 *	4.860e+007 *			
22	112.0 *	8.829e+004 *	101.8 *	1.175e+007 *	103.1 *	4.826e+007 *			
23	110.1 *	3.068e+006 *	100.0 *	8.575e+006 *	103.0 *	4.826e+007 *			
24	110.0 *	3.244e+006 *	92.00 *	6.045e+006 *	102.6 *	4.803e+007 *			
25	109.6 *	3.715e+006 *	91.40 *	6.045e+006 *	92.90 *	4.075e+007 *			
26	102.9 *	1.042e+007 *	77.22 *	3.298e+006 *	92.40 *	4.046e+007 *			
27	99.90 *	1.773e+007 *	76.26 *	3.298e+006 *	90.00 *	3.870e+007 *			
28	99.40 *	1.904e+007 *	57.53 *	0.0000 *	85.00 *	3.630e+007 *			
29	97.64 *	2.336e+007 *			80.00 *	3.389e+007 *			
30	97.00 *	2.381e+007 *			79.00 *	3.335e+007 *			
31	94.81 *	2.590e+007 *			78.20 *	3.283e+007 *			
32	93.00 *	2.820e+007 *			77.70 *	3.259e+007 *			
33	92.00 *	2.804e+007 *			62.00 *	2.277e+007 *			
34	87.00 *	2.722e+007 *			58.00 *	2.053e+007 *			
35	86.00 *	2.699e+007 *			57.00 *	2.011e+007 *			
36	85.20 *	2.672e+007 *			35.00 *	1.309e+007 *			
37	85.00 *	2.669e+007 *							
38	84.70 *	2.654e+007 *							
39	84.40 *	2.635e+007 *							
40	70.22 *	2.023e+007 *							
41	69.26 *	1.963e+007 *							
42	69.00 *	1.952e+007 *							
43	65.00 *	1.798e+007 *							
44	64.00 *	1.774e+007 *							
45	50.53 *	1.581e+007 *							
46	42.00 *	1.309e+007 *							
47									
48									
49									
50									
51									
52									
53									
54									
55									
56									
57									
58									
59									
60									
61									
62									
63	Hyprotech Ltd.		Aspen Energy Analyzer Version V7.0 (22.0.0.5705)			Page 6 of 10			



Universidad Industrial De Santander
 Facultad de Ingenierías Físicoquímicas
 Posgrado en Ingeniería Química
 Ing. Yuranni María Pérez Cáceres

Case Name: analisis pinch azucar-bioetanol v2.hch
 Unit Set: SI
 Date/Time: Wed Mar 16 02:17:36 2011

HI Scenario Datasheet

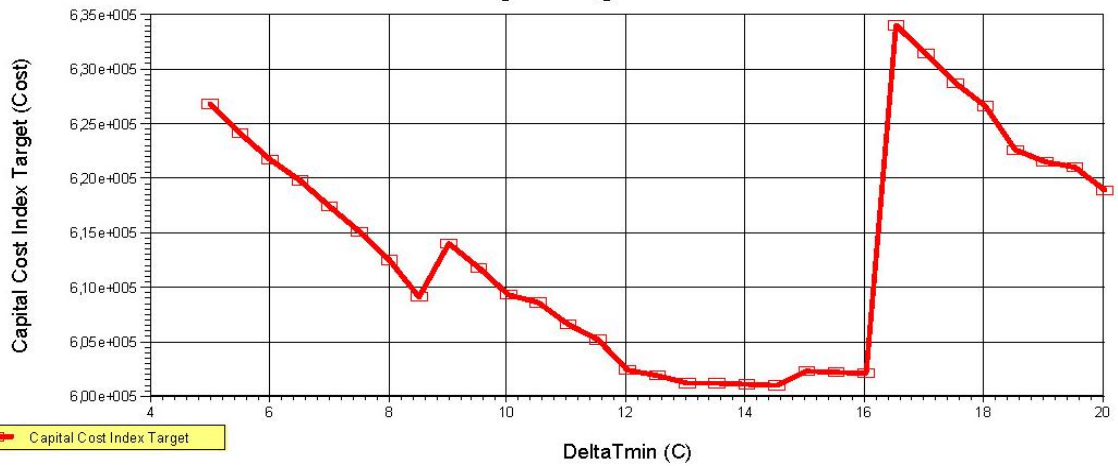
HIP1

Scenario 1

Range Target


Plots


Range Targets



Table

DTmin (C)	Heating (kJ/h)	Cooling (kJ/h)	Area 1-1 (m2)	Area 1-2 (m2)	Units	Shells	Capital Cost Index (Cost)	Op. Cost Index (Cost/s)	Total Cost Index (Cost/s)
5.000	3.358e+006 *	9.333e+006 *	---	2396 *	1 *	30 *	6.268e+005 *	1.772e-003 *	8.174e-003 *
5.500	3.511e+006 *	9.487e+006 *	---	2388 *	1 *	30 *	6.241e+005 *	1.853e-003 *	8.228e-003 *
6.000	3.665e+006 *	9.640e+006 *	---	2381 *	1 *	30 *	6.218e+005 *	1.934e-003 *	8.285e-003 *
6.500	3.819e+006 *	9.794e+006 *	---	2376 *	1 *	30 *	6.198e+005 *	2.015e-003 *	8.346e-003 *
7.000	3.972e+006 *	9.947e+006 *	---	2372 *	1 *	30 *	6.174e+005 *	2.096e-003 *	8.403e-003 *
7.500	4.126e+006 *	1.010e+007 *	---	2365 *	1 *	30 *	6.151e+005 *	2.178e-003 *	8.460e-003 *
8.000	4.279e+006 *	1.025e+007 *	---	2360 *	1 *	30 *	6.126e+005 *	2.259e-003 *	8.515e-003 *
8.500	4.433e+006 *	1.041e+007 *	---	2355 *	1 *	30 *	6.091e+005 *	2.340e-003 *	8.561e-003 *
9.000	4.665e+006 *	1.064e+007 *	---	2345 *	2 *	31 *	6.141e+005 *	2.462e-003 *	8.734e-003 *
9.500	4.910e+006 *	1.089e+007 *	---	2335 *	2 *	31 *	6.118e+005 *	2.592e-003 *	8.841e-003 *
10.000	5.156e+006 *	1.113e+007 *	---	2324 *	2 *	31 *	6.093e+005 *	2.721e-003 *	8.944e-003 *
10.500	5.401e+006 *	1.139e+007 *	---	2318 *	2 *	31 *	6.087e+005 *	2.850e-003 *	9.067e-003 *
11.000	5.646e+006 *	1.162e+007 *	---	2314 *	2 *	31 *	6.067e+005 *	2.980e-003 *	9.176e-003 *
11.500	5.891e+006 *	1.187e+007 *	---	2309 *	2 *	31 *	6.053e+005 *	3.109e-003 *	9.291e-003 *
12.000	6.136e+006 *	1.211e+007 *	---	2306 *	2 *	31 *	6.025e+005 *	3.239e-003 *	9.392e-003 *
12.500	6.381e+006 *	1.236e+007 *	---	2303 *	2 *	31 *	6.020e+005 *	3.368e-003 *	9.516e-003 *
13.000	6.626e+006 *	1.260e+007 *	---	2299 *	2 *	30 *	6.013e+005 *	3.497e-003 *	9.639e-003 *
13.500	6.872e+006 *	1.285e+007 *	---	2295 *	2 *	30 *	6.012e+005 *	3.627e-003 *	9.768e-003 *
14.000	7.117e+006 *	1.309e+007 *	---	2294 *	2 *	30 *	6.011e+005 *	3.756e-003 *	9.896e-003 *
14.500	7.230e+006 *	1.321e+007 *	---	2294 *	2 *	30 *	6.010e+005 *	3.816e-003 *	9.954e-003 *
15.000	7.321e+006 *	1.330e+007 *	---	2293 *	2 *	30 *	6.023e+005 *	3.864e-003 *	1.002e-002 *
15.500	7.413e+006 *	1.339e+007 *	---	2292 *	2 *	30 *	6.023e+005 *	3.912e-003 *	1.006e-002 *
16.000	7.499e+006 *	1.347e+007 *	---	2292 *	2 *	30 *	6.021e+005 *	3.958e-003 *	1.011e-002 *

1	 Universidad Industrial De Santander Facultad de Ingenierías Físicoquímicas Posgrado en Ingeniería Química Ing. Yuranni María Pérez Cáceres		Case Name: analisis pinch azucar-bioetanol v2.hch							
2			Unit Set: SI							
3			Date/Time: Wed Mar 16 02:17:36 2011							
4										
5	HI Scenario Datasheet									
6	HIP1									
7	Scenario 1									
8	Range Target									
9	Table									
10	DTmin	Heating	Cooling	Area 1-1	Area 1-2	Units	Shells	Capital Cost Index	Op. Cost Index	Total Cost Index
11	(C)	(kJ/h)	(kJ/h)	(m2)	(m2)			(Cost)	(Cost/s)	(Cost/s)
12	16.50	7.750e+006 *	1.373e+007 *	---	2292 *	5 *	31 *	6.341e+005 *	4.090e-003 *	1.057e-002 *
13	17.00	8.125e+006 *	1.410e+007 *	---	2292 *	5 *	31 *	6.315e+005 *	4.288e-003 *	1.074e-002 *
14	17.50	8.501e+006 *	1.448e+007 *	---	2291 *	5 *	31 *	6.288e+005 *	4.486e-003 *	1.091e-002 *
15	18.00	8.876e+006 *	1.485e+007 *	---	2290 *	5 *	31 *	6.267e+005 *	4.685e-003 *	1.109e-002 *
16	18.50	9.251e+006 *	1.523e+007 *	---	2285 *	5 *	31 *	6.226e+005 *	4.883e-003 *	1.124e-002 *
17	19.00	9.627e+006 *	1.560e+007 *	---	2281 *	5 *	30 *	6.216e+005 *	5.081e-003 *	1.143e-002 *
18	19.50	1.000e+007 *	1.598e+007 *	---	2283 *	5 *	29 *	6.211e+005 *	5.279e-003 *	1.162e-002 *
19	20.00	1.038e+007 *	1.635e+007 *	---	2283 *	5 *	29 *	6.190e+005 *	5.477e-003 *	1.180e-002 *
20	Designs									
21	DTmin	14.00 C *								
22	ABSOLUTE									
23	Design	Total Cost Index	Area	Units	Shells	Capital Cost Index	Heating	Cooling	Op. Cost Index	
24		(Cost/s)	(m2)			(Cost)	(kJ/h)	(kJ/h)	(Cost/s)	
25	Caso Base	1.360e-002 *	2441 *	13 *	16 *	7.840e+005 *	1.060e+007 *	1.658e+007 *	5.597e-003 *	
26	Caso Integrado	1.059e-002 *	2124 *	13 *	16 *	7.197e+005 *	6.144e+006 *	1.212e+007 *	3.243e-003 *	
27	Design CPU 1	1.042e-002 *	2025 *	26 *	28 *	8.437e+005 *	3.416e+006 *	9.391e+006 *	1.803e-003 *	
28	Design CPU 2	1.024e-002 *	1934 *	26 *	28 *	8.263e+005 *	3.416e+006 *	9.391e+006 *	1.803e-003 *	
29	Targets	9.896 e-003 *	2294 *	2 *	30 *	6.011e+005 *	7.117e+006 *	1.309e+007 *	3.756 e-003 *	
30	RELATIVE TO TARGET									
31	Design	Total Cost Index	Area	Units	Shells	Capital Cost Index	Heating	Cooling	Op. Cost Index	
32		(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	(%)	
33	Caso Base	137.48 *	106.39 *	650.00 *	53.33 *	130.43 *	149.00 *	126.64 *	149.00 *	
34	Caso Integrado	107.05 *	92.57 *	650.00 *	53.33 *	119.73 *	86.33 *	92.56 *	86.33 *	
35	Design CPU 1	105.29 *	88.25 *	1.3000e+03 *	93.33 *	140.35 *	48.00 *	71.73 *	48.00 *	
36	Design CPU 2	103.51 *	84.32 *	1.3000e+03 *	93.33 *	137.46 *	48.00 *	71.73 *	48.00 *	
37	Options									
38	Utility Load Allocation Method	GCC Based		Area Targeting Options			Linear Program			
39	HTC Database									
40	Stream Type	Coefficient			Comment					
41		(kJ/h-m2-C)								
42	DEFAULT	720.0 *								
43	Aromatic Vapor-Stream Azeotrope	1415.1 *								
44	Brine	1964.7 *								
45	Caustic Soda Solution	5853.2 *								
46	Condensing/Reboiling Steam	21600.0 *								
47	Cutback Asphalt	317.2 *								
48	Deminerlized Water	73584.0 *								
49	Ethanol Amine (MEA or DEA) 10-25% solutions	5584.7 *								
50	Hyprotech Ltd.		Aspen Energy Analyzer Version V7.0 (22.0.0.5705)					Page 8 of 10		

1		Universidad Industrial De Santander Facultad de Ingenierías Físicoquímicas Posgrado en Ingeniería Química Ing. Yuranni María Pérez Cáceres	Case Name: analisis pinch azucar-bioetanol v2.hch
2			Unit Set: SI
3			Date/Time: Wed Mar 16 02:17:36 2011
4			

HI Scenario Datasheet

HIP1

Scenario 1


Options

HTC Database

Stream Type	Coefficient (kJ/h-m ² -C)	Comment
Fuel Oil	427.8 *	
Heavy Oils	541.1 *	
High-boiling Hydrocarbons	775.8 *	
Hydrogen-rich Reformer Stream	2799.5 *	
Jacket Water	13176.0 *	
Kerosene	1085.5 *	
Low-boiling Hydrocarbons	4154.1 *	
Low Molecular Weight Hydrocarbon	2713.2 *	
Lube Oil (High Viscosity)	1415.1 *	
Lube Oil (Low Viscosity)	836.2 *	
Organic Solvents high Non-Condensables	897.4 *	
Naphtha	1415.1 *	
Gasoline	1988.8 *	
Organic Solvents low Non-Condensables	2142.1 *	
Organic Solvents (Liquid-Liquid)	2628.1 *	
Stabilizer Reflux Vapors	2628.1 *	
Sulfur Dioxide	5853.2 *	
Water	9198.4 *	
Wax Distillate	427.8 *	

Utility Database

Name	Type	Inlet T (C)	Outlet T (C)	HTC (kJ/h-m ² -C)	Cost Index (Cost/kJ)	ARH (C)	ARL (C)	DTmin
LP Steam	HOT	125.0 *	124.0 *	21600.00 *	1.900e-006 *	115.5 *	-26.50 *	
MP Steam	HOT	175.0 *	174.0 *	21600.00 *	2.200e-006 *	165.5 *	115.5 *	
HP Steam	HOT	250.0 *	249.0 *	21600.00 *	2.500e-006 *	240.5 *	165.5 *	
Hot Oil	HOT	280.0 *	250.0 *	836.22 *	3.500e-006 *	275.5 *	240.5 *	
Fired Heat (1000)	HOT	1000 *	400.0 *	399.60 *	4.249e-006 *	975.5 *	275.5 *	
Fired Heat (2000)	HOT	2000 *	400.0 *	399.60 *	6.342e-006 *	1971 *	975.5 *	
Very High Temperature	HOT	3000 *	2999 *	399.60 *	8.900e-006 *	2991 *	1971 *	
Refrigerant 1 Generation	HOT	-24.00 *	-25.00 *	4680.00 *	-2.711e-006 *	-26.50 *	-41.50 *	
Refrigerant 2 Generation	HOT	-39.00 *	-40.00 *	4680.00 *	-3.330e-006 *	-41.50 *	-65.50 *	
Refrigerant 3 Generation	HOT	-64.00 *	-65.00 *	4680.00 *	-5.816e-006 *	-65.50 *	-103.5 *	
Refrigerant 4 Generation	HOT	-102.0 *	-103.0 *	4680.00 *	-8.447e-006 *	-103.5 *	-273.1 *	
Cooling Water	COLD	20.00 *	25.00 *	13500.00 *	2.125e-007 *	44.50 *	29.50 *	
Air	COLD	30.00 *	35.00 *	399.60 *	0.0000 *	134.5 *	44.50 *	
LP Steam Generation	COLD	124.0 *	125.0 *	21600.00 *	-1.890e-006 *	184.5 *	134.5 *	
MP Steam Generation	COLD	174.0 *	175.0 *	21600.00 *	-2.190e-006 *	259.5 *	184.5 *	
HP Steam Generation	COLD	249.0 *	250.0 *	21600.00 *	-2.490e-006 *	3000 *	259.5 *	
Refrigerant 1	COLD	-25.00 *	-24.00 *	4680.00 *	2.739e-006 *	29.50 *	-21.50 *	
Refrigerant 2	COLD	-40.00 *	-39.00 *	4680.00 *	3.364e-006 *	-21.50 *	-36.50 *	
Refrigerant 3	COLD	-65.00 *	-64.00 *	4680.00 *	5.876e-006 *	-36.50 *	-62.50 *	
Refrigerant 4	COLD	-103.0 *	-102.0 *	4680.00 *	8.531e-006 *	-62.50 *	-100.5 *	
Very Low Temperature	COLD	-270.0 *	-269.0 *	4680.00 *	8.900e-006 *	-100.5 *	-267.5 *	

1			Case Name: analisis pinch azucar-bioetanol v2.hch
2			
3		Universidad Industrial De Santander	Unit Set: SI
4		Facultad de Ingenierías Físicoquímicas	Date/Time: Wed Mar 16 02:17:36 2011
5		Posgrado en Ingeniería Química Ing. Yuranni María Pérez Cáceres	

HI Scenario Datasheet

HIP1

Scenario 1

Extraction Summary

Near-Optimal Delta Tmin 5.0 - 6.0 C

ABSOLUTE EXTRACTION SUMMARY

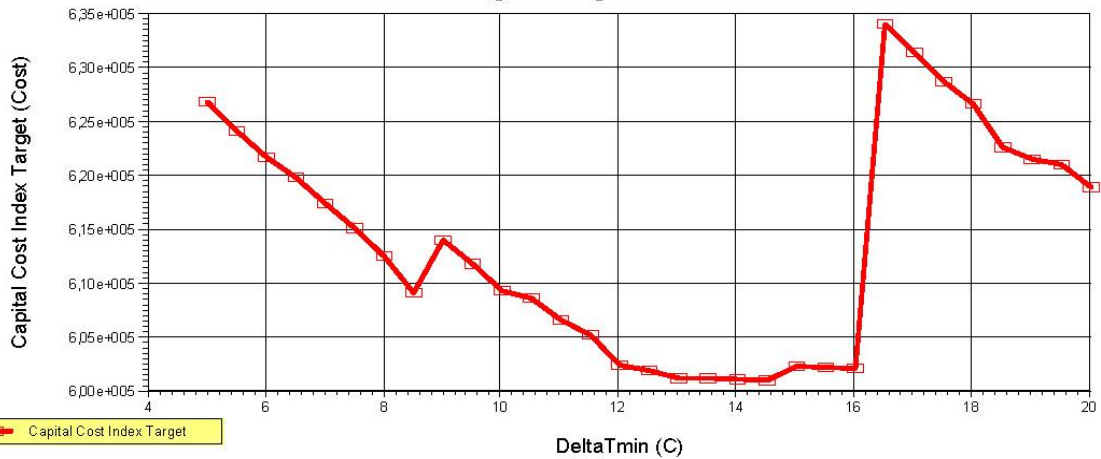
Design	Target	Simulation
Heating (kJ/h)	7.117e+006 *	---
Cooling (kJ/h)	1.309e+007 *	---
Area (m2)	2294 *	---
Shells	30 *	---
Capital Cost (Cost)	6.011e+005 *	---
Operating Cost (Cost/s)	3.756e-003 *	---
Annual Cost (Cost/s)	9.896e-003 *	---

RELATIVE EXTRACTION SUMMARY

Design	Target	Simulation
Heating	100.00 *	---
Cooling	100.00 *	---
Area	100.00 *	---
Shells	100.00 *	---
Capital Cost	100.00 *	---
Operating Cost	100.00 *	---
Annual Cost	100.00 *	---

RANGE TARGET PLOT

Range Targets



Anexo B. Datos Arrojadados por el Simulador THERMOFLOW

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]	0.0000009	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 [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [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/m³

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/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 = 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]:

H ₂ O in	8	31.03	343.33	48.602	552.25	3099.74
H ₂ O 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 m² 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]:

H ₂ O in	10	8.000	195.93	0.752	280.81	2828.30
H ₂ O 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.	N2	O2	Mole Composition %				
										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 [bar]	T [C]	Dew Point [C]	Wet Bulb [C]	RH [%]
3	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	1.0130	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 [bar]	T [C]	H* [kJ/kg]	M [kg/s]	M.W.	Ash %	H2O %	C	H	Atomic %				LHV [kJ/kg]	HHV [kJ/kg]
										O	N	S	Ar		
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 %

		LHV	HHV
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      T      M      H*      H
                [bar]   [C]    [kg/s] [kJ/kg] [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      T      M      H*      H
                [bar]   [C]    [kg/s] [kJ/kg] [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      T      M      H*      H
                [bar]   [C]    [kg/s] [kJ/kg] [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]:						
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]:						
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]
=====						
Stack[13]:						
Gas in	10	1.013	482.22	134.278	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 = 25.09 kg/s						
=====						

Steam Turbine(s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
=====						
Steam Turbine[14]:						

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]:
=====

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
Tsats = 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.	N2	O2	Mole Composition %				
										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 %			Ar	LHV [kJ/kg]	HHV [kJ/kg]
										O	N	S			
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]

```

=====
Combusstor[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 [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [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 [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [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 m^2						
Inlet pressure after control = 11.74 bar						
Design mode						
=====						

Gasifier(user-defined) (s)

Stream	No	P [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [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/m^3						
=====						
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 [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [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 33	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 [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [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 [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [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 %	C	H	Atomic %	O	N	S	Ar	LHV [kJ/kg]	HHV [kJ/kg]
5	S	1.0135	53.76	15608.08	15.68	7.52	2.18	10.71	27.81	22.96	0.08	0.01	0.00	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, DTlgm = 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 [bar]	T [C]	M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [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/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 = 11.357% 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 m² 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, DTl_{gm} = 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

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

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

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

Stream	No	Valve (s)		M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
		P [bar]	T [C]			
=====						
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	Valve (s)		M [kg/s]	H* [kJ/kg]	H [kJ/kg]
		P [bar]	T [C]			
=====						
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 [bar]	T [C]	Dew Point [C]	Wet Bulb [C]	RH [%]
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 %	C	H	Atomic %				LHV [kJ/kg]	HHV [kJ/kg]	
										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

=====