

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA



**ANÁLISIS TERMOECONÓMICO DE UNA PLANTA DE
COGENERACIÓN DE 37 MWe Y SU PLANTA DE
PROCESAMIENTO DE ETANOL ANHÍDRO DE 400 m³/día.**

TESIS

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO MECÁNICO**

JOSUÉ FERNANDO FERNÁNDEZ MÁRQUEZ

PROMOCIÓN 2011-I

LIMA-PERU

2014

DEDICATORIA:

A mis padres, Isabel y Josué.

A mis hermanos, porque siempre encontré su apoyo incondicional en mi época de estudiante.

A todos los ingenieros que brindaron su apoyo para culminar esta tesis, en especial al Ing. Jorge Fernández.

A José Gatica, por sus sabios consejos durante mi estadía en la selva peruana.

“Si la batalla que libras en esta vida es muy dura y la estás perdiendo, desde el fondo de tus quebrantos, ¡levántate!, levántate y pelea, pelea más fuerte aún, porque la batalla de la vida no siempre la gana el hombre más fuerte ni el más hábil... si no aquel que cree poder hacerlo”.

SGTO 2^{do} IMA
P.G.T.

ÍNDICE

PRÓLOGO	5
1 INTRODUCCIÓN.....	7
1.1. Objetivo	9
1.2. Alcance.....	9
1.3. Metodología	10
1.4. Bases y Criterios Considerados	11
1.4.1. Teoría General de Sistemas.....	11
1.4.2. Modelo Matemático de un Sistema Térmico	14
1.4.3. El Concepto de Fuel y Producto.....	20
1.4.4. Teoría del Costo Exergético	28
1.4.5. El Costo Exergo-económico	32
1.4.6. Costos Temporales no Exergético (Z)	35
1.4.7. Costo de Capital de los Equipos de la Planta (PEC _K)	35
1.4.8. Variables Termo económicas de Evaluación	38
2 ASPECTOS TÉCNICOS Y DE INGENIERÍA	40
2.1. Planta de Procesamiento de Etanol.....	40
2.1.1. Recepción y Descarga de Caña	40
2.1.2. Extracción del Jugo	42
2.1.3. Tratamiento del Jugo	42
2.1.4. Fermentación.....	44
2.1.5. Destilación.....	45
2.1.6. Deshidratación	47
2.2. Planta de Cogeneración	53
2.2.1. Sistema de Manejo de Bagazo.....	53
2.2.2. Planta de Caldera	53
2.2.3. Sistema de Combustión.....	55
2.2.4. Sobrecalentador Primario y Secundario	56
2.2.5. Haz convectivo, Economizador y Precalentador de Aire	57
2.2.6. Ductos de Aire y Gases	58
2.2.7. Chimenea	58
2.2.8. Ventilador de Tiro Forzado, Tiro Inducido, de Aire Secundario y Aire para Distribución Neumática	58
2.2.9. Bombas de Agua de Alimentación	59
2.2.10. Desaireador	60

2.2.11.	Descarga de Cenizas de la Parrilla	60
2.2.12.	Lavador de Gases.....	61
2.2.13.	Turbina de Vapor y Auxiliares.....	62
2.2.14.	Módulo de Turbina SST-300	63
2.2.15.	Condensador Principal.....	65
2.2.16.	Torre de Enfriamiento.....	65
2.2.17.	Planta de Tratamiento de Agua.....	65
2.2.18.	Sistema de Tuberías de Vapor, Condensado y Agua	66
2.3.	Equipos Principales.....	72
2.3.1.	Caldera.....	72
2.3.2.	Turbogenerador a Vapor	73
2.3.3.	Condensador y Torre de Enfriamiento	74
2.3.4.	Bomba de Alimentación	74
2.3.5.	Planta de Procesamiento de Etanol.....	75
2.4.	Análisis Energético.....	76
2.4.1.	Análisis de la Caldera.....	76
2.4.2.	Análisis del Turbogenerador.....	78
2.4.3.	Análisis del Condensador y Torre de Enfriamiento.....	79
2.4.4.	Análisis de la Bomba de Alimentación	80
2.4.5.	Análisis de la Planta de Procesamiento de Etanol.....	81
3	ANÁLISIS EXERGÉTICO	83
3.1.	Determinación del Ambiente de Referencia.....	84
3.2.	Estado Muerto.....	85
3.3.	Análisis Exergético	86
3.3.1.	Análisis de la Caldera.....	87
3.3.2.	Análisis del Turbogenerador.....	88
3.3.3.	Análisis del Condensador y Torre de Enfriamiento.....	89
3.3.4.	Análisis de la Bomba de Alimentación.....	90
3.3.5.	Análisis de la Planta de Procesamiento de Etanol.....	91
3.3.6.	Eficiencia Exergética.....	92
4	ANÁLISIS TERMOECONÓMICO	95
4.1.	Cálculo de los Costos Temporales no Exergético (Z)	98
4.1.1.	Costo de capital de los equipos (PEC_K).....	98
4.1.2.	Cálculo de los Costos Anualizados	99
4.2.	Estructura Productiva de la Planta	102
4.2.1.	Caldera.....	103
4.2.2.	Distribuidor	105

4.2.3.	Turbogenerador a Vapor	106
4.2.4.	Condensador y Torre de Enfriamiento	107
4.2.5.	Hot well.....	108
4.2.6.	Bomba de Alimentación	108
4.2.7.	Planta de Procesamiento de Etanol.....	109
4.3.	Costos Exergéticos.....	111
4.3.1.	Caldera.....	111
4.3.2.	Distribuidor	112
4.3.3.	Turbogenerador a Vapor	113
4.3.4.	Condensador.....	113
4.3.5.	Hot well.....	114
4.3.6.	Bomba de Alimentación	114
4.3.7.	Planta de Procesamiento de Etanol.....	114
4.4.	Costos Termo-económicos.....	120
4.5.	Variables Termo económicas de Evaluación.....	122
4.6.	Resultados Termo-económicos.....	123
CONCLUSIONES		125
BIBLIOGRAFÍA.....		128
ANEXO A: Arreglo General-Planta		130
ANEXO B: Arreglo General-Caldera		131
ANEXO C: Arreglo tubería-Macarará		132
ANEXO D: Turbina de vapor.....		133
ANEXO E: Fluxograma General de proceso		134
ANEXO F: Fluxograma de proceso-Caldera		135
ANEXO G: Fluxograma condensados.....		136
ANEXO H: Fluxograma distribución de aguas		137
ANEXO I: Hoja de datos técnicos-Turbina de vapor		138
ANEXO J: Hoja de datos técnicos- Generador eléctrico.		139

PRÓLOGO

La presente tesis, usa la teoría termo-económica como una herramienta para el análisis de una planta real como es la planta de cogeneración de Maple.

Esta tesis propone el análisis termo-económico a una planta industrial, la planta en análisis está conformada por una planta de cogeneración y una planta que procesa caña de azúcar para obtener etanol anhidro. La planta de cogeneración genera vapor a alta presión, el cual un porcentaje del mismo es utilizado por la planta de producción de etanol y la parte restante es utilizado para generar energía eléctrica a través de un turbogenerador a vapor que finalmente es vendida al sistema eléctrico interconectado nacional (SEIN), al realizar el análisis termo económico podemos determinar los costos de todos los flujos internos que intervienen en el proceso productivo de la planta, tanto de etanol anhidro como de energía eléctrica.

Este análisis permite determinar el verdadero costo de la energía eléctrica y etanol sentando así las bases para una posterior optimización de toda la planta, en ese sentido es que se han desarrollado los capítulos que se mencionan a continuación.

En el capítulo 1 del presente trabajo, Introducción, se establecen los objetivos, el alcance considerado en el análisis, la metodología, criterios y limitaciones tenidas en cuenta.

En el capítulo 2, se da una descripción detallada de la planta de cogeneración mostrando las tecnologías la utilizada, se da una descripción de los procesos que intervienen en la planta de procesamiento de etanol anhidro, se establecen los

equipos principales considerados para el análisis y se realiza el análisis energético de la planta basado en la primera ley de la termodinámica.

En el capítulo 3, se realiza el análisis exergetico, se define y establece el ambiente de referencia, se realiza el balance exergetico de cada equipo considerado en el análisis establecido en el capítulo 2 y finalmente se obtienen las eficiencias exérgicas de cada equipo.

En el capítulo 4, se realiza el análisis termo-económico, se determina los costos no exergeticos, se representa la estructura productiva de la planta, se obtienen las variables termo-económicas de evaluación.

Finalmente, se presentan las conclusiones obtenidas en todos los resultados del análisis del trabajo.

El trabajo desarrollado se complementa y finaliza con la presentación de la bibliografía consultada, curvas características de la turbina e información útil relacionada a la planta de procesamiento de etanol y cogeneración.

CAPITULO 1 INTRODUCCIÓN

La preocupación creciente por el uso eficiente de la energía ha fomentado el desarrollo de técnicas avanzadas de análisis basadas en el segundo principio de la termodinámica, y en particular en el concepto de exergía, vivimos en una sociedad donde se busca optimizar el uso de los recursos que disponemos y para optimizar debemos comparar los resultados esperados con los resultados obtenidos, como resultado de esta incesante búsqueda, se define a la exergía como el parámetro adecuado para realizar dicha comparación. Enfocándonos en los sistemas de generación de energía eléctrica, se busca siempre producir más energía eléctrica consumiendo menos recursos (combustible), siendo este el objetivo primordial en todo sistema energético y cuando no se alcanza tal objetivo surge la necesidad de identificar que equipos y de qué manera influyen en el resultado esperado, surgiendo así una interrogante: ¿pagamos el verdadero costo de la energía que consumimos?

El análisis termo-económico es una herramienta analítica que unifica el segundo principio de la termodinámica con los conceptos de economía que nos permite calcular el verdadero costo de la energía eléctrica producida, analizar sistemas energéticos que tengan un objetivo o propósito definido, con el fin de identificar los equipos componentes del sistema térmico que tienen una influencia predominante

en la eficiencia de la planta y en el encarecimiento del producto (diagnostico) para una posterior optimización.

Los proyectos de ingeniería, especialmente los proyectos de generación de energía están sujetos a dos tipos de análisis: análisis técnico y el análisis económico ambos enfocados a los resultados finales, es decir la producción esperada. En operación una planta presenta diferentes parámetros operativos a los estimados, y con el transcurrir de los años cada equipo se desgasta de diferente manera, generando flujos de dinero adicional y diferente al previsto.

El balance de exergía de una instalación nos permite localizar y cuantificar las irreversibilidades con que se desarrolla el proceso productivo, e identificar qué equipos y por qué causas, son responsables de su ineficiencia, sin embargo no nos dice sobre cuanto se pierde por dichas ineficiencias, dentro de este contexto se trata de enlazar las dos materias Termodinámica-Economía y como resultado asociar a cada corriente termodinámica un flujo de dinero que represente el costo de dicho flujo, de esa manera se tiene conocimiento de cuanto representa monetariamente cada flujo, y cuanto representaría si se está operando fuera de los límites del óptimo.

Este trabajo desarrolla el análisis termo económico a una planta real que obtiene como productos principales etanol anhidro y energía eléctrica usando como materia prima caña de azúcar de la planta de MAPLE ETANOL y además el bagazo como biocombustible para la caldera en la planta de cogeneración.

1.1. Objetivo

El propósito de esta tesis es el estudio Termo-económico de una planta de cogeneración en conjunto con su planta de procesamiento de etanol anhidro y demostrar su utilidad para diagnosticar técnicamente sistemas energéticos, visualizando los costos de los flujos internos que intervienen en el proceso de producción tanto de energía eléctrica como de etanol anhidro.

1.2. Alcance

El alcance de este trabajo es realizar el análisis termo económico de la planta de cogeneración y de la planta de procesamiento de etanol en las condiciones de diseño, es por eso que se comienza con los fundamentos teóricos y metodologías termodinámicas con la finalidad de ubicar las características de los flujos de masa y energía.

Se indican los modelos y ecuaciones termodinámicas importantes que fueron aplicadas en el desarrollo de este trabajo.

Se contempla también las consideraciones técnicas de diseño del proceso, los cuales permitieron luego el cálculo exergetico del sistema.

Se determina el ambiente de referencia, se define el estado muerto de una sustancia y se realiza el análisis exergetico.

Se aplica el análisis termo-económico teniendo en cuenta el modelo Fuel-Producto, en condiciones de diseño de la planta y se analiza los parámetros termo-económicos obtenidos.

1.3. Metodología

La metodología seguida para llevar a cabo esta tesis se describe a continuación:

Recopilación y análisis de la información relacionada al trabajo y que son de importancia para los fines que se persiguen dentro de la 2ª ley de la termodinámica.

Se da a conocer una descripción del sistema, del proceso y de equipos que se analizan.

Se realiza al análisis exergético, para ello se separa el sistema de modo práctico mediante volúmenes de control y se tuvieron en cuenta las simplificaciones necesarias y termodinámicamente válidas para facilitar con buen criterio el proceso.

El proceso se estudia en el estado estacionario del sistema, debido a que las horas de funcionamiento al año son 7512 horas.

Los efectos de la energía cinética y potencial de los flujos másicos de las corrientes que entran o salen del volumen de control se despreciaron, ya que los cambios en estas formas de energía resultan despreciables comparados con los cambios en la entalpía de los flujos másicos de las mismas corrientes.

Se hacen los cálculos de las exergía de los flujos y volúmenes de control, con la ayuda de los datos obtenidos de la planta: presión, temperatura, flujos másicos, flujos volumétricos, para la obtención de las propiedades termodinámicas se usa el software TermoGraf V5.7.

Se realiza un balance de exergía total del sistema para calcular la eficiencia exergética.

Se identifican los equipos que tienen mayores pérdidas de exergía y que tienen mayor influencia en la eficiencia exergetica total. Mediante el estudio de las magnitudes obtenidas del análisis exergético se realizan las valoraciones porcentuales pertinentes.

Se aplica la teoría del costo exergetico y exergo-económico para la obtención de los costos de todos los flujos internos que intervienen en el proceso productivo de la planta.

1.4. Bases y Criterios Considerados

1.4.1. Teoría General de Sistemas

Un sistema se puede considerar como una entidad compleja formada por un conjunto de elementos, que son los componentes básicos del sistema y por las relaciones existentes entre ellos y su entorno (Aracil, 1986).

Las relaciones existentes constituyen la estructura que asocia y articula a los elementos, dando como resultado una entidad compleja que es el sistema. En

términos matemáticos, se puede establecer las ecuaciones que gobiernan las interacciones entre los elementos, disponiéndose así de un modelo del sistema real.

Según estas consideraciones podemos asociar a todo sistema, un diagrama o grafo (ver figura 1.1). Las letras A, B, C, D representan los componentes del sistema y por lo tanto el conjunto de estos elementos forman la composición del sistema y se denota $C = \{A, B, C, D\}$, estos elementos están ligados a través de una relación de influencia que se representan mediante trazos.

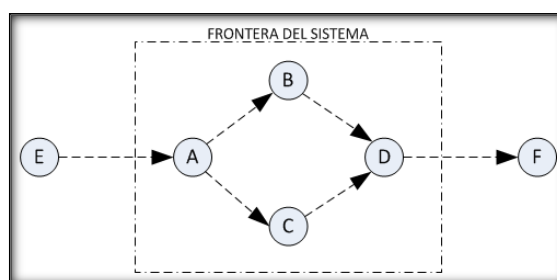


Fig.1.1 Grafo de Sistema

Según la figura 1.1, A influye sobre B y sobre C, B influye sobre C y sobre D, así sucesivamente.

Podemos decir también que sobre los elementos del conjunto C que constituyen la composición del sistema, pueden influir a su vez elementos ajenos a esa composición, en el ejemplo anterior observamos que los elementos E y F son externos al sistema y tienen influencia sobre A y D respectivamente. Los elementos E y F constituyen el entorno **E** y decimos entonces que el entorno de un sistema es el conjunto formado por los elementos que tienen influencia sobre los elementos que constituyen el sistema o son influidos por ellos.

Finalmente, el conjunto de las relaciones entre las partes del sistema forman su estructura y la denominamos por **S**. En la figura 1, la estructura del sistema está formada por los flujos del grafo. De acuerdo a todo lo expuesto anteriormente, se puede definir sistema como un objeto complejo al que se le puede asociar una terna $\langle C, E, S \rangle$; donde **C** es su composición, **E** es su entorno y **S** es su estructura.

Uno de los mayores trabajos realizados en el desarrollo de esta teoría son los de *L. Von Bertalanffy (1972)* y *G. J Klir. (1969)*. Esta teoría nace con una vocación integradora, frente a la tendencia de la especialización progresiva en el pensamiento científico. Una de las manifestaciones fundamentales de la actividad científica reside en la estructuración y organización de los datos que aporta el análisis de la realidad.

De este modo, la *Teoría General de Sistemas* pretende descubrir la existencia de tramas comunes en distintas disciplinas. Estas tramas comunes entre distintas disciplinas, al traducirse en leyes formales, dan lugar a lo que *L. Von Bertalanffy* denomina 'leyes isomórficas'. En la medida que se trate de extraer los rasgos formalmente comunes a distintas teorías, el concepto de isomorfismo entre los sistemas matemáticos y los modelos de cada una de estas disciplinas, jugará un papel primordial en esta teoría. Así dos sistemas son isomorfos si pueden representarse por medio del mismo modelo matemático; recurriendo a la representación de un sistema por medio de un grafo, es claro que dos sistemas serán isomorfos si lo son sus correspondientes grafos. (Torres, C , 1991)

De esta manera el concepto de isomorfismo se convierte en una potente herramienta para relacionar teorías de diferentes sistemas concretos, aunque no posean nada en común lo que respecta a la naturaleza de sus componentes.

Sin embargo no es alcance de esta tesis profundizar acerca de esta teoría, pero sí es útil explicar las ideas básicas puesto que el análisis termo- económico utiliza como base la teoría general de sistemas.

1.4.2. Modelo Matemático de un Sistema Térmico

Todos los sistemas energéticos en el cual están incluídas las plantas termoeléctricas (Ciclo simple, ciclo combinado o cogeneración), plantas petroquímicas, etc., se pueden representar por un conjunto de componentes, relacionados entre sí mediante los flujos de materia, energía o información que intercambian, los flujos de un sistema energético son los productos funcionales que ésta utiliza, procesa y obtiene. El conjunto de máquinas e instrumentación que permite fabricar los productos funcionales a partir de otros se llama equipo o subsistema. La forma como están interconectados los equipos de la planta se denomina proceso industrial.

La teoría general de sistemas, puede utilizarse para el análisis energético, como lo explica Wong (1979), Chandrasheeka (1982). Para ello la planta en análisis se define como un sistema compuesto por un conjunto de equipos o subsistemas de tal modo que todos ellos conforman la planta completa, y otro flujo de materia, calor y trabajo a través de los cuales se relacionan los equipos entre sí y con el entorno de la planta.

Entonces según lo expuesto, un sistema térmico se puede representar mediante un grafo dirigido, abierto y de longitud finita:

$$\theta = \{N, B, \Psi\} \quad (1.1)$$

Siendo:

$N = \{u_1, u_2, \dots, u_n\}$ El conjunto de los nodos del grafo, que representa a los equipos del proceso, siendo n el número de equipos.

$B = \{b_1, b_2, \dots, b_m\}$ El conjunto de líneas del grafo, que representa a los distintos flujos del proceso, siendo m el número de flujos del proceso.

Ψ Es la función de transición del grafo, definida como:

$$\Psi: B \rightarrow N \times N$$

$$\Psi(b) = (u, v) \quad (1.2)$$

Donde, a cada flujo b le corresponde un par (u, v) de equipos a los que conecta. El primer equipo u del par, es el equipo de donde sale el flujo y el segundo v es el equipo al que entra.

Consideremos los subconjuntos de B :

$$\mathcal{S}_u = \{b \in B \mid \psi(e) = (u, v)\} \quad (1.3)$$

Como el conjunto de los flujos de salida del equipo u y \mathcal{E}_u al conjunto de los flujos de entrada al equipo u :

$$\mathcal{E}_u = \{b \in B \parallel \psi(e) = (v, u)\} \quad (1.4)$$

En esta definición se considera también el entorno del sistema como un equipo que se denota por 0 , de esta forma:

\mathcal{E}_0 Es el conjunto de los flujos de salida del sistema (entrada al ambiente).

\mathcal{S}_0 Es el conjunto de los flujos de entrada al sistema (salida del ambiente).

Finalmente de esta manera todos los flujos del sistema pertenecen a uno y solo un conjunto de entrada y otro de salida.

Utilizando los conjuntos de entrada y salida de cada componente, se define la aplicación de incidencia, como:

$$\phi: B \times N \rightarrow \mathbb{Z}$$

$$\phi(b, u) = \begin{cases} 1 & \text{si } b \in \mathcal{E}_u \\ -1 & \text{si } b \notin \mathcal{E}_u \\ 0 & \text{en otros casos} \end{cases} \quad (1.5)$$

Y se denota al conjunto de incidencias del sistema por:

$$\mathcal{Y} = \{(b, u) \parallel \phi(b, u) \neq 0\} \quad (1.6)$$

De esta forma el flujo b incide en dos equipos, siempre y cuando se considera al ambiente como equipo, el equipo al que entra u , el equipo del que sale v y le corresponden dos incidencias que cumplen:

$$\phi(b, u) = +1 \quad (1.7)$$

$$\phi(b, v) = -1 \quad (1.8)$$

Llamaremos matriz de incidencia de un sistema térmico a una matriz $(n \times m)$, construida a partir de la aplicación de incidencia ϕ :

$$A \equiv (a_{ij})_{i=1, \dots, n}^{j=1, \dots, m} = (\phi(b_j, u_i))_{i=1, \dots, n}^{j=1, \dots, m} \quad (1.9)$$

También podemos definir la matriz de incidencia a $(1 \times m)$ del proceso total, complementario del entorno así:

$$a \equiv (a_j)_{j=1, \dots, m} = (-\phi(b_j, 0))_{j=1, \dots, m} \quad (1.10)$$

Y se cumple:

$$u^t A = a \quad (1.11)$$

Para poder realizar el análisis termoeconomico de un sistema, es necesario identificar sus flujos con una magnitud sensible a los cambios en cantidad y calidad de la energía procesada.

Como sabemos de nuestras clases de termodinámica técnica, la exergía es una función termodinámica de los flujos de un sistema, que mide la cantidad máxima de trabajo que puede obtenerse cuando dicho flujo es llevado de su estado inicial hasta el estado de equilibrio térmico, mecánico y químico con el ambiente que lo rodea.

La exergía de un flujo puede dividirse en cuatro componentes básicos, de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$B = B_c + B_p + B_f + B_q \quad (1.12)$$

Donde los subíndices indican cinética, potencial, termo-mecánica y química. Las exergías cinética y potencial son totalmente convertibles en trabajo y por lo tanto coinciden con su exergía. No ocurre lo mismo con las exergías termo-mecánica y química, cuyo cálculo solo puede llevarse a cabo teniendo en cuenta la interacción del sistema con el medio ambiente. La componente físico-química de la exergía de flujo se puede expresar de la forma:

$$B = (H - H_0) - T_0(S - S_0) - \sum_{i=1}^n \mu_{0,i}(N_i - N_{0,i}) \quad (1.13)$$

Donde H, S, representan respectivamente, la entalpía y entropía, N_i representa el número de moles de cada componente química del flujo y μ_i su potencial químico. El subíndice 0 representa el valor de estas magnitudes en las condiciones del ambiente de referencia.

Si se considera un flujo de calor Q , cedido a un sistema a la temperatura T , la exergía contenida en ese flujo viene expresada de la siguiente manera:

$$B = Q \left(1 - \frac{T_0}{T} \right) \quad (1.14)$$

Por consiguiente se hace necesario haber definido las condiciones del ambiente de referencia (AR), también de acuerdo con el modelo matemático presentado los principios de la termodinámica pueden ser expresados en forma matricial del siguiente modo:

El balance de materia, en un sistema sin variaciones de nivel, como:

$$A M = 0 \quad (1.15)$$

M es un vector ($m \times 1$) que representa la masa de los flujos del sistema.

El primer principio de la termodinámica, como:

$$A H = 0 \quad (1.16)$$

H es un vector ($m \times 1$) que representa la energía de los flujos del sistema.

El segundo principio de la termodinámica, o balance de exergía se enuncia como:

$$A B = I > 0 \quad (1.17)$$

Donde B es un vector ($m \times 1$) que representa la exergía de los flujos del sistema, I es un vector ($n \times 1$) que representa las irreversibilidades, tanto internas como externas, de cada componente o equipo.

El balance de exergía del sistema total puede expresarse como:

$$a B = I_T \quad (1.18)$$

Donde I_T es un escalar que representa la irreversibilidad total del sistema, entonces también se verifica:

$$I_T = u^t I \quad (1.19)$$

Siendo u el vector ($n \times 1$) con todas sus componentes igual a la unidad, es decir:

$$I_T = \sum_{i=1}^n I_i \quad (1.20)$$

Esta ecuación se conoce como el principio de aditividad de las irreversibilidades, e indica que la irreversibilidad total de un sistema es suma de las irreversibilidades de cada una de sus componentes.

1.4.3. El Concepto de Fuel y Producto

Para entender el concepto de Fuel-Producto, debemos tener presente que todas las plantas que tienen un propósito definido y en particular las plantas termoeléctricas

obtener el producto (Energía eléctrica), se debe consumir recursos, que en el caso de este tipo de plantas es el combustible que consume o procesa.

Según lo anterior podemos decir lo siguiente:

A todo equipo o componente de un sistema térmico se le identifica un propósito, un conjunto de materia o energía que llamaremos Producto.

Para lograr ese propósito es necesario consumir unos recursos, el conjunto de recursos utilizados para lograr un propósito lo llamaremos Fuel.

También sabemos que no todos los recursos puestos en juego pueden ser aprovechados para obtener el producto, parte de ellos se destruyen ya que los procesos térmicos son irreversibles. Teniendo en cuenta este hecho, se puede definir la eficiencia de un sistema como el producto obtenido por unidad de recurso empleado para obtenerlo.

$$\eta = \frac{\text{Producto}}{\text{Recurso}} \quad (1.21)$$

De acuerdo a la ecuación 1.21, estamos dotando a todas las incidencias de los flujos de un sistema de un propósito productivo; es decir se clasifican los elementos de \mathcal{Y} mediante una partición de dicho conjunto en la forma:

$$\mathcal{Y} = \mathcal{Y}_F \cup \mathcal{Y}_P \text{ Con } \mathcal{Y} = \mathcal{Y}_F \cap \mathcal{Y}_P = \emptyset \quad (1.22)$$

Donde \mathcal{Y}_F es el conjunto de las incidencias fuel y \mathcal{Y}_P es el conjunto de las incidencias producto. Cada subsistema tendrá unos flujos que constituyen su fuel y otros su producto. De esta manera se definen las aplicaciones de incidencia:

$$\phi_F(b, u) = \begin{cases} \phi(b, u) & \text{si } (b, u) \in \mathcal{Y}_F \\ 0 & \text{si } (b, u) \notin \mathcal{Y}_F \end{cases} \quad (1.23)$$

$$\phi_P(b, u) = \begin{cases} -\phi(b, u) & \text{si } (b, u) \in \mathcal{Y}_F \\ 0 & \text{si } (b, u) \notin \mathcal{Y}_P \end{cases} \quad (1.24)$$

Y se cumple que:

$$\phi(b, u) = \phi_F(b, u) - \phi_P(b, u) \quad (1.25)$$

Según lo expuesto anteriormente se llama matriz de incidencia de fuel y producto, a las matrices (nxm) construidas a partir de las aplicaciones ϕ_F , ϕ_P en la forma:

$$A_F \equiv (a_{ij})_{i=1, \dots, n}^{j=1, \dots, m} = (\phi_F(b_j, u_i))_{i=1, \dots, n}^{j=1, \dots, m} \quad (1.26)$$

$$A_P \equiv (a_{ij})_{i=1, \dots, n}^{j=1, \dots, m} = (\phi_P(b_j, u_i))_{i=1, \dots, n}^{j=1, \dots, m} \quad (1.27)$$

Y las matrices de incidencia del sistema total:

$$a_F \equiv (a_{0j})_{j=1, \dots, m} = \phi_F(b_j, 0) \quad (1.28)$$

$$a_P \equiv (a_{0j})_{j=1\dots m} = \Phi_P(b_j, 0) \quad (1.29)$$

Cumpléndose las siguientes relaciones:

$$A_F - A_P = A \quad (1.30)$$

$$a_F - a_P = a \quad (1.31)$$

También denotaremos por el conjunto \mathcal{F}_u :

$$\mathcal{F}_u = \{b \in \mathcal{B} \parallel \Phi_F(b, u) \neq 0\} \quad (1.32)$$

Al conjunto de los flujos fuel del equipo u.

Y al conjunto \mathcal{P}_u :

$$\mathcal{P}_u = \{b \in \mathcal{B} \parallel \Phi_P(b, u) \neq 0 \} \quad (1.33)$$

Al conjunto de los flujos producto del equipo u.

Para que un sistema esté bien definido se debe cumplir lo siguiente para cada equipo:

$$\mathcal{F}_i \cap \mathcal{E}_i \neq \emptyset \text{ Y } \mathcal{P}_i \cap \mathcal{S}_i \neq \emptyset \quad (1.34)$$

Las expresiones anteriores quieren decir que se debe definir al menos un fuel de entrada y un producto de salida.

En la presente tesis supondremos que los flujos fuel del sistema total coinciden con sus flujos de entrada, es decir, el fuel total se utiliza de forma completa en el proceso. De igual modo los flujos producto del sistema total coinciden con sus flujos de salida, esto es, el producto total se obtiene íntegramente durante el proceso. De esta forma agruparemos los flujos de entrada a un flujo fuel total y los de salida a un flujo producto total, entonces:

$$\mathcal{F}_0 = \mathcal{S}_0 \quad (1.35)$$

$$\mathcal{P}_0 = \mathcal{E}_0 \quad (1.36)$$

Si ahora identificamos los flujos con su exergia, podremos cuantificar el producto y el fuel de cada subsistema.

Llamamos fuel de un subsistema i , y lo denotaremos F_i a la suma algebraica de la exergia de los flujos correspondientes a las incidencias fuel \mathcal{F}_i del subsistema. Denotamos por F al vector $(n \times 1)$ que contiene a los fueles de cada subsistema y viene denotado por:

$$F \equiv A_F B \quad (1.37)$$

También llamamos fuel total y lo denotaremos por F_T a la suma algebraica de la exergía de los recursos del sistema:

$$F_T \equiv a_F B \quad (1.38)$$

Llamamos producto de un subsistema i , y lo denotaremos P_i a la suma algebraica de la exergía de los flujos correspondientes a las incidencias fuel \mathcal{P}_i del subsistema.

Denotamos por P al vector ($n \times 1$) que contiene a los productos de cada subsistema y viene denotado por:

$$P \equiv A_P B \quad (1.39)$$

También llamamos producto total y lo denotaremos por P_T a la suma algebraica de la exergía de los productos del sistema:

$$P_T \equiv a_P B \quad (1.40)$$

Según las expresiones anteriores, podemos definir el rendimiento exergetico de un subsistema, partiendo del concepto de eficiencia.

Entonces se define rendimiento exergético de un subsistema, como la exergía producida por unidad de exergía de los recursos utilizada.

$$\eta_i = \frac{P_i}{F_i} \quad (1.41)$$

Al inverso del rendimiento exergético, se conoce como consumo exergético unitario y lo denotamos por k_i .

$$k_i = \frac{1}{\eta_i} = \frac{F_i}{P_i} \quad (1.42)$$

De igual modo se define el rendimiento exergético y consumo exergético unitario del sistema total como:

$$\eta_T = \frac{P_T}{F_T} \quad (1.43)$$

$$k_T = \frac{F_T}{P_T} \quad (1.44)$$

Si denotamos por:

$$H_D \equiv \text{diag}(\eta_1 \dots \dots \dots \eta_n) \quad (1.45)$$

$$K_D \equiv \text{diag}(k_1 \dots \dots \dots k_n) \quad (1.46)$$

A las matrices diagonales (nxn) que contiene el rendimiento exergético y el consumo exergético unitario de cada uno de los subsistemas, se puede verificar las siguientes ecuaciones:

$$K_D = H_D^{-1} \quad (1.47)$$

$$F = K_D P \quad (1.48)$$

$$P = H_D F \quad (1.49)$$

Y se puede verificar las siguientes propiedades:

$$F - P = I \quad (1.50)$$

$$F_T - P_T = I_T \quad (1.51)$$

$$I = (K_D - U_D)P \quad (1.52)$$

El balance de exergía de las componentes de un sistema térmico también puede expresarse como:

$$J B = 0 \quad (1.53)$$

Siendo J una matriz (n x m) definida como:

$$J \equiv A_F - K_D A_D \quad (1.54)$$

Y por lo tanto podemos decir que se cumple la siguiente igualdad:

$$J B = F - K_D P = 0 \quad (1.55)$$

1.4.4. Teoría del Costo Exergético

La teoría del coste exergético ha sido desarrollada por A.Valero, M.A. Lozano.

Esta teoría tiene en cuenta que en cualquier sistema energético para fabricar un producto se necesita consumir un conjunto de recursos, la exergía de los recursos necesarios para obtener un producto será siempre mayor o igual que la exergía contenida en él (Lozano M. A., 1993). Lo expuesto anteriormente se puede representar con la siguiente ecuación:

$$F_T - P_T = I_T \geq 0 \quad (1.56)$$

Y también para cada componente del sistema se cumple la siguiente desigualdad:

$$F_i - P_i = I_i \geq 0 \quad (1.57)$$

Se llama coste exergético de un flujo y lo denotaremos por B^* , a una magnitud medida en términos de exergía y asociadas a los flujos del sistema, que cumplen las condiciones FP1-FP3 mencionadas a continuación:

FP1: El costo exergético de los flujos depende de los costos de los recursos de entrada al sistema. En ausencia de asignaciones externas, el coste de los flujos de entrada al sistema es igual a su exergía, o en otras palabras su coste exergético unitario es uno.

FP2: el coste del producto de cada componente del sistema es igual a la suma del coste exergético de los flujos que constituyen el fuel de dicho componente.

$$F^* = P^* \quad (1.58)$$

En consecuencia todos los costes generados en el proceso productivo deben ser incluidos en el coste final de los productos. En ausencia de asignaciones externas el costo de los flujos de pérdidas es nulo.

FP3: Si el producto de una componente está formado por varios flujos de la misma calidad termodinámica, todos ellos tienen el mismo costo exergético unitario. Esta proposición se basa en el hecho de que si en un equipo se identifican varios productos, se supone que su proceso de formación ha sido el mismo, tienen el mismo coste exergético unitario y por lo tanto asignamos su coste exergético proporcional a la exergía que contiene.

En ambos casos los costos exergéticos son proporcionales a su exergía:

$$\frac{B_i^*}{B_j^*} = \frac{B_i}{B_j} \quad (1.59)$$

Estas dos últimas proposiciones permiten asignar los costes de los flujos en las bifurcaciones de los componentes.

Llamamos parámetros de bifurcación exergético a los cocientes de exergía definidos en la expresión anterior y lo denotaremos por la siguiente ecuación:

$$x_{ij} = \frac{B_i}{B_j} \quad (1.60)$$

Si un subsistema tiene $S_u > 1$ flujos de salida, tiene definidos $S_u - 1$ parámetros de bifurcación y su número total es:

$$\sum_{i=1}^n (S_i - 1) = \sum_{i=1}^n S_i - n = m - e - n \quad (1.61)$$

Vamos a mostrar que las proposiciones FP permiten definir, de forma única, los costes exergéticos de los flujos de un sistema, como solución de un conjunto de ecuaciones lineales.

La proposición FP1 proporciona n ecuaciones en la forma:

$$A B^* = 0 \quad (1.62)$$

Por la proposición FP2, se conoce el costo exergético de los flujos de entrada al sistema. Si denotamos por ω_e al vector (ex_1) , con $e = \text{card}(S_0)$, que contiene en cada uno de sus componentes la exergía de los flujos de entrada al sistema, es decir:

$$\omega_e = (\omega_{e,i})_{i=1 \dots e} \quad (1.63)$$

Con $\omega_{e,i} = B_i$

Y como $\alpha_e \equiv (\alpha_{i,j})_{i=1 \dots e}^{j=1 \dots m} = \delta_{ij}$

Se cumple que:

$$\alpha_e B^* = \omega_e \quad (1.64)$$

Y de esa manera ahora disponemos de $n+e$ ecuaciones para las m incógnitas B^* .

Ahora las proposiciones FP3 definen $m-n-e$ parámetros de bifurcación, que permitirán disponer de una ecuación por cada parámetro de bifurcación, y de este modo se completa el conjunto de m ecuaciones buscado.

Cada ecuación es de la forma:

$$B_i^* - x_{ij} B_j^* = 0 \quad (1.65)$$

Si se define la matriz α_x ($m-n-exm$), como la matriz que contiene los coeficientes de las ecuaciones que definen los parámetros de bifurcación exergetica y se cumple la siguiente ecuación:

$$\alpha_x B^* = 0 \quad (1.66)$$

De acuerdo a esto se construye una matriz \mathbb{A} (mxm), formada por la submatrices $A(nxm)$, $\alpha_e(exm)$ y $\alpha_x(m-n-exm)$, en la forma:

$$\mathbb{A} \equiv \begin{pmatrix} A \\ \alpha_e \\ \alpha_x \end{pmatrix} \quad (1.67)$$

Y al vector Y_e^* ($m \times 1$), que contiene las exergias de los recursos que entran al sistema, en la forma:

$$Y_e^* \equiv \begin{pmatrix} 0 \\ \omega_e \\ 0 \end{pmatrix} \quad (1.68)$$

Por lo tanto el costo exergético de los flujos de un sistema es solución única del sistema de ecuaciones lineales:

$$AB^* = Y_e^* \quad (1.69)$$

1.4.5. El Costo Exergo-económico

El cálculo del coste económico de los flujos, en plantas térmicas o químicas constituye un problema de alta relevancia, porque está ligado de manera directa con la repercusión de los costes de producción a las distintas componentes que constituyen el proceso productivo y como consecuencia a la asignación correcta de los costes de los productos finales (Muñoz, 1987).

Podemos considerar el coste exergo económico de un flujo como la suma de dos contribuciones: La primera que procede del coste monetario de la exergía de los recursos de la planta (su coste exergético) y la segunda que engloba el resto de los costes originados en el proceso productivo asociado a su obtención (capital, operación, mantenimiento)

Llamamos coste exergo económico de un flujo de un sistema térmico, y lo denotamos por Π , a los recursos valorados en términos económicos necesarios para obtener dicho flujo. Denotaremos por $\Pi(mx1)$ al vector cuyas componentes contienen los costos exergo económicos de los flujos.

También llamamos coste exergo económico del fuel (producto) de un sistema, y se denota por $\Pi_F(\Pi_P)$ a los recursos económicos necesarios para obtener el fuel (producto) de dicho subsistema. Denotaremos por $\Pi_F, \Pi_P(nx1)$ a sus correspondientes vectores, que vienen expresados en forma matricial como:

$$\Pi_F = A_F \Pi \quad (1.70)$$

$$\Pi_P = A_P \Pi \quad (1.71)$$

Si llamamos Z_i al coste de los factores de producción no energéticos (amortización, mantenimiento, operación) de cada subsistema, y por $Z (nx1)$ al correspondiente vector, el balance de costes exergoeconomicos para cada equipo individual, se representa de la siguiente manera:

$$\Pi_F + Z = \Pi_P \quad (1.72)$$

Al igual para los costes exergéticos se requieren $(m-n)$ ecuaciones auxiliares para que los costes exergo económicos queden determinados. Como la naturaleza del problema es idéntica a la planteada por los costes exergéticos, las ecuaciones auxiliares deben formularse en base a las proposiciones FP, sustituyendo la

valoración exergetica de los flujos de entrada por su valoración económica a través de un vector (ex1) que denotamos por π_e .

Denotaremos por $z_e(mx1)$ al vector que contiene los términos independientes de las ecuaciones de asignación de costes:

$$z_e = \begin{pmatrix} -Z \\ \pi_e \\ 0 \end{pmatrix} \quad (1.72)$$

Entonces los costes exergeticos vienen determinados por la solución de la ecuación:

$$A\Pi = z_e \quad (1.73)$$

Se llama costo exergo económico unitario de un flujo, y lo denotaremos por c_i , a su coste por unidad de exergía:

$$c_i \equiv \frac{\Pi_i}{B_i} \quad (1.74)$$

De igual modo se llama costo exergo económico unitario del fuel (producto) de un subsistema, y lo denotaremos por $c_{F,i}(c_{P,i})$, a los cocientes:

$$c_{F,i} \equiv \frac{\Pi_{F,i}}{F_i} \quad (1.75)$$

$$C_{P,i} \equiv \frac{\Pi_{P,i}}{P_i} \quad (1.76)$$

1.4.6. Costos Temporales no Exergético (\dot{Z})

Para determinar los costos temporales no exergeticos emplearemos la siguiente formula (Tsatsaronis, 1985):

$$\dot{Z}_k = \frac{(OM_L + CC_l)}{PEC \cdot FC} PEC_k \quad (1.77)$$

Dónde:

\dot{Z}_k : es el coste temporal no exergetico asociado al equipo k.

OM_L : es el costo anualizado de operación y mantenimiento de la planta.

CC_l : es el coste mantenido anualizado.

PEC : es el coste de adquisición de todos los equipos que conforman la planta.

PEC_k : es el coste de adquisición del equipo k.

FC : Horas de funcionamiento por año de la planta.

Además:

$$PEC = \sum_{k=1}^{k=n} PEC_k \quad (1.78)$$

Los costos mantenidos CC, son todos los costos que debe afrontar el propietario de la planta como el pago de la deuda, amortización, impuestos y seguros, etc.

1.4.7. Costo de Capital de los Equipos de la Planta (PEC_k)

Para calcular los costes de capital de los equipos, existe bibliografía abundante (El-Sayed, 1996); (Boehm, 1987); (Frangopoulos, 1991); (Lozano, 1996), se resume a continuación en los siguientes párrafos, diferentes formas de cálculo de costos para estos equipos.

El-Sayed (1996) calcula el coste de los equipos en miles de dólares (k\$) de los principales componentes de una planta combinada de agua y energía, usando la ecuación:

$$Z = Cax A \quad (1.79)$$

Donde A es el área del equipo, calculada usando la formula exponencial función de cuatro parámetros:

$$A = k. x_1^{n_1} x_2^{n_2} x_3^{n_3} x_4^{n_4} \quad (1.80)$$

Boehm (1987) introduce el efecto del tamaño de los equipos en una ecuación muy simple que depende de una variable S. Por lo tanto, sabiendo el coste de un equipo de referencia **Z_r** con un tamaño **S_r** podemos saber otro equipo, con un factor m responsable de las economías de escala.

$$Z = Z_r \left(\frac{S}{S_r} \right)^m \quad (1.81)$$

En esta ecuación, el factor suele estar entre 0.5 y 1.0, aunque puede ser mayor que 1.0 en calderas y calentadores, pudiendo provocar resultados incoherentes.

Las ecuaciones de costes de Frangopoulos (1991) son más finas en general ya que dependen de diversos parámetros básicos y factores de corrección según el tipo de equipo, permiten un tamaño de equipo bastante amplio, es decir, el coste no se dispara conforme el tamaño del componente supera un límite, aunque debería ser actualizado a los rendimientos que proporcionan los equipos actuales.

Finalmente, Lozano et al. (1996) propone unas ecuaciones de coste de los equipos de un ciclo Rankine simple, en función de la producción y el rendimiento exergético de cada componente, con unos resultados bastante cercanos a los datos obtenidos directamente de los proveedores.

$$P_{caldera} = 740 \times e^{\left(\frac{P_1-28}{150}\right)} \times \left(1 + 5 \times e^{\left(\frac{T_1-866}{10.42}\right)}\right) \times \left(1 + \left(\frac{0.45-0.405}{0.45-\eta}\right)\right)^7 \times B^{0.8} \quad (1.82)$$

$$P_{turbina\ vapor} = 3000 \times \left(1 + 5 \times e^{\left(\frac{T_1-866}{10.42}\right)}\right) \times \left(1 + \left(\frac{1-0.953}{1-\eta}\right)\right)^3 \times W^{0.7} \quad (1.83)$$

$$P_{cond} = \left(\frac{1}{T_0 \times e}\right) \times (217 \times (0.247 + \frac{1}{3.24 \times W^{0.8}})) \times \ln\left(\frac{139 - 138e}{1 - e}\right) \times \left(\frac{1}{1 - \eta}\right) \times S \quad (1.84)$$

$$P_{bomba} = 378 \times \left(1 + \left(\frac{1-0.808}{1-\eta} \right)^3 \right) \times B^{0.71} \quad (1.85)$$

1.4.8. Variables Termo económicas de Evaluación

Las variables termo-económicas de evaluación son útiles para comparar resultados antes y después del análisis termo-económico y tener una idea clara de los ahorros de energía obtenidos, entre las principales tenemos las siguientes:

Diferencia de costo relativa de cada componente r_k :

$$r_k = \frac{C_{P,k} - C_{F,k}}{C_{F,k}} \quad (1.86)$$

Este parámetro expresa el incremento relativo en el costo unitario promedio entre el producto y el recurso de un componente.

Factor exergo económico f_k :

$$f_k = \frac{\dot{Z}_k}{\dot{Z}_k + \Pi_{D,k} + \Pi_{L,k}} \quad (1.87)$$

Se define como el cociente entre los costes temporales anualizados y la suma de los anteriores más los costes temporales de las exergías destruidas y perdidas,

valoradas al coste exergético unitario promedio del fuel y del producto respectivamente.

CAPITULO 2

ASPECTOS TÉCNICOS Y DE INGENIERÍA

Con el objetivo de conocer el proceso productivo de la planta, a continuación se dará a conocer el funcionamiento de la planta de procesamiento de etanol y los procesos involucrados para la obtención del etanol, también se describirá los procesos involucrados en la planta de cogeneración para obtener energía eléctrica.

2.1. Planta de Procesamiento de Etanol

2.1.1. Recepción y Descarga de Caña

La caña es transportada desde los campos de cultivo a la planta en camiones que son tipo tráiler con remolque. Toda la caña que llega es pesada para un control interno, después se toma una muestra de la caña de cada camión con fines de análisis de composición.

Los remolques cargados con caña, son separados del tráiler o remolcador y estacionados en un área especialmente preparada para ello. La cantidad total de tráileres en el área de estacionamiento es tal que la cantidad total de caña en espera de ser descargada, mantiene sin interrupción la entrega de caña a la planta.

Los remolques con caña son retirados del parqueo por 3 remolcadores destinados especialmente para este trabajo, mediante el sistema FIFO, (primero que entra,

primero que sale), después los remolques son conducidos a la mesa de descarga donde son descargados mediante un sistema mecánico.

Una vez descargado el remolque es conducido a la playa de enganche, donde es retirado por un tráiler de salida. Este sistema libera los camiones tan rápido como sea posible para retornar a los campos de cultivo minimizando así el número de camiones necesario.

La caña es descargada en una mesa alimentadora que maneja caña picada o caña entera. La caña se coloca en una faja transportadora que tiene una parte horizontal y una parte inclinada, la parte horizontal tiene 6 metros de longitud, la inclinación máxima es de 22° . La velocidad de la faja transportadora es variable y controlada por el sistema de alimentación del difusor. Un juego de cuchillas instalada en la parte inclinada corta y nivela la caña en la faja transportadora preparándola para el picador o desmenuzador de caña.

El picador o desmenuzador es del tipo de alimentación por tope, recibe la caña proveniente de la parte final de la faja transportadora y de esta manera, la caña cae en una faja de caucho de alta velocidad. La velocidad está limitada por el consumo de potencia del juego de cuchillas y del propio desmenuzador, y es de tal manera que mantiene baja la altura de la caña en el desmenuzador, esto facilita que cualquier objeto metálico sea removido por un electroimán. La faja de caucho entrega la caña al sistema de alimentación del Difusor.

2.1.2. Extracción del Jugo

El método de extracción es por el sistema de difusión. La capacidad nominal del difusor es de 5,000 toneladas de caña por día con una extracción de al menos 98%, y es capaz de llegar a las 6,000 t de caña. La extracción es medida como porcentaje de Pol (% pol) en la mezcla de jugos. El difusor tiene unos dispositivos llamados Bed Breaking screws para asegurar permeabilidad, tiene también un sistema de calentamiento por inyección de vapor.

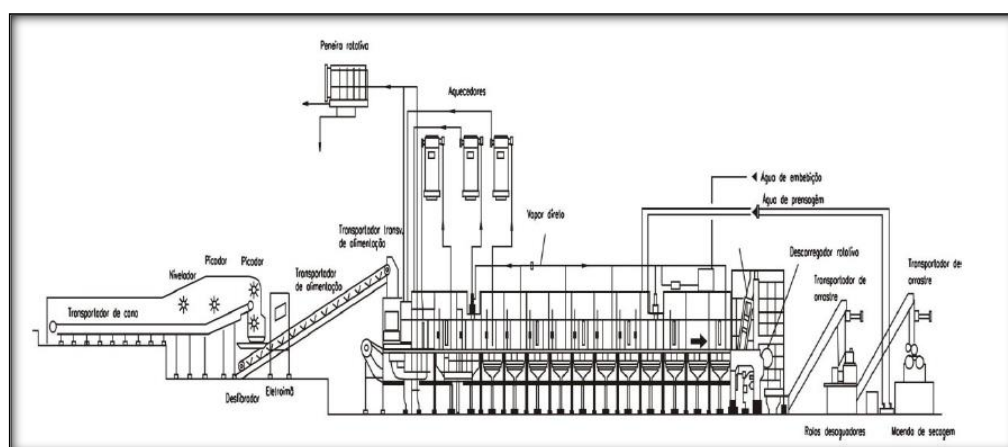


Fig. 2.1. Sistema de extracción por difusión.

2.1.3. Tratamiento del Jugo

En este proceso el único tratamiento del jugo es una ligera evaporación. El jugo proveniente del difusor tiene una clarificación parcial debido a la adición de cal y al efecto de filtrado del bagazo de caña. La calidad de este jugo es suficientemente buena para la fermentación.

La evaporación tiene dos objetivos:

- a. Incrementar la concentración, ya que automáticamente se disminuye el volumen de vinaza y se alcanza más fácilmente el punto azeotrópico (menor reflujo).
- b. La calidad del jugo se estandariza de manera que siempre se tiene las mismas o muy cercanas condiciones de fermentación.

Los evaporadores son de acero inoxidable, múltiple efecto y cuentan con un sistema químico de limpieza.

El vapor después del primer uso en la evaporación, es re-usado también para lo siguiente:

- Una segunda etapa de evaporación.
- Calentamiento de jugos en el difusor.
- Calentamiento del agua de imbibición.
- Calentamiento directo en el difusor.

Todo el líquido condensado es recuperado y recirculado.

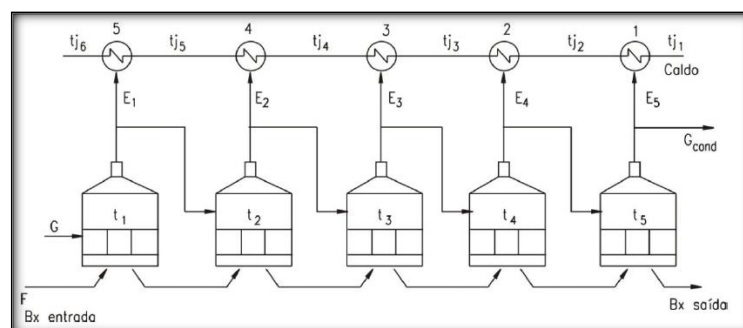


Fig.2.2 Sistema de Evaporación.

2.1.4. Fermentación

La fermentación es de tipo batch, en esta etapa la fermentación de los jugos es primero enfriado en un intercambiador y diluidos si es necesario para corregir el brix.

En el sistema por batch, cada depósito de fermentación tiene su propio sistema de enfriamiento por intercambiador de calor y con reciclaje del agua del enfriamiento utilizada.

El tiempo de fermentación es aproximadamente de 8 a 10 horas. Todo el licor (zumo fermentado) es enviado a un sistema de centrífugas para separar las levaduras arrastradas, las que son tratadas con agua y ácido sulfúrico antes de ser recicladas a los fermentadores. El licor despojado de levaduras de las centrífugas es enviado después a los destiladores.

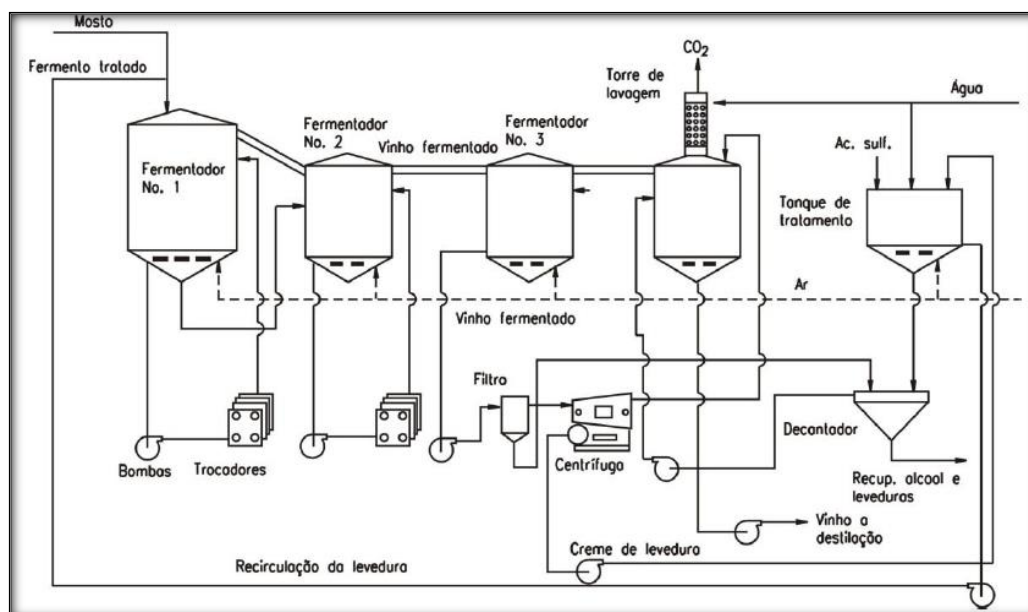


Fig. 2.3 Sistema de fermentación.

2.1.5. Destilación

En esta etapa se posee un destilador que tiene una capacidad nominal de 18.5 m³/hora o 444 m³ de etanol anhidro/día de 24 horas. La producción promedio a plena carga es de 400 m³/día. (105,680 gal. /día).

El licor que es conducido hacia la destilería, es previamente calentado en una columna de rectificación por condensadores de reflujo, así como por un intercambiador de calor que utiliza como fluido de calentamiento la vinaza recirculada resultante del proceso, la cual de esta manera a su vez es enfriada.

Los componentes más volátiles son obtenidos en primer lugar por el tope de la columna de destilación; estas columnas producen un alcohol de calidad inferior (+/- 92 grados GL) que representa del 1 al 3% de la producción de etanol. En esta etapa este alcohol puede ser almacenado y vendido como tal o retornado a la alimentación de la columna para ser enriquecido, según las necesidades y condiciones del proceso.

Después de esta etapa el licor ingresa a la columna de destilación principal, la vinaza es retirada de la columna hacia el intercambiador de calor de licores. Los vapores de etanol que salen de la columna de destilación se dirigen al fondo de la columna de rectificación, esta columna no es calentada externamente debido a que el calor del vapor es suficiente para que la rectificación sea realizada. Los condensados del fondo de la columna de rectificación son recirculados hacia la columna de destilación.

A una altura apropiada los fusel oil (líquidos que contienen alcohol amílico) son extraídos de la columna de rectificación, enfriados y enviados a un lavador/decantador para separarlos del etanol que podrían contener. El etanol retorna al proceso y el fusel oil es almacenado para su venta posterior.

Los vapores rectificados que salen del tope de la columna de rectificación pasan por unos condensadores de reflujo.

El primero de estos condensadores es el primer calentador de licor mencionado anteriormente; los otros condensadores son de enfriamiento por agua. Todo el alcohol condensado retorna al tope de la columna de rectificación.

El etanol rectificado hidratado a alrededor de 96° GL sale de la columna y se dirige hacia un enfriador para ser almacenado como tal, o si no es enviado al tanque de alimentación de la planta de deshidratación.

La columna de rectificación está diseñada para recibir el agua de lavado de la planta de deshidratación, la cual puede contener cantidades significativas de etanol.

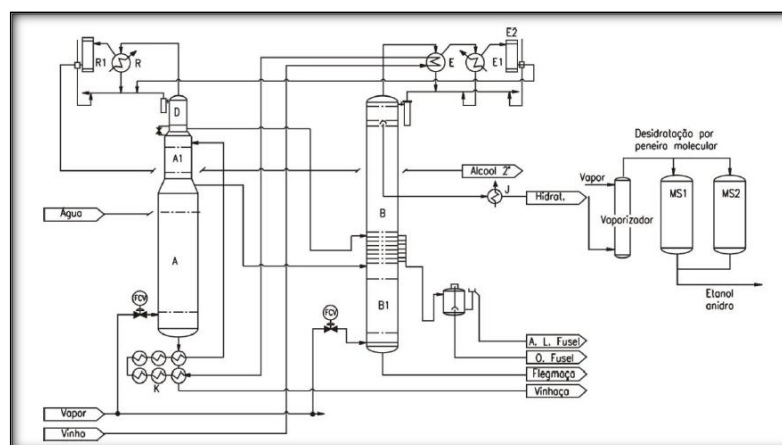


Fig., 2.4 Sistema de destilación

2.1.6. Deshidratación

En esta etapa el etanol líquido es vaporizado en un evaporador hasta obtener una temperatura y presión adecuadas. El etanol vaporizado pasa a través de un tamiz molecular que contiene resinas de zeolita las cuales capturan las moléculas de agua. El etanol al 99.9% libre de agua es condensado y enviado hacia un tanque de medición.

Este proceso cuenta con dos juegos de tamices moleculares de manera que cuando uno esté en regeneración de zeolita, el otro estará operando.

El método de balanceo o viraje de presión es usado para regeneración. El tamiz molecular es sometido a presión negativa (0.14 atm. aproximadamente) para remover las moléculas de agua en forma de vapor, estos vapores, que contienen una cantidad regular de etanol, son condensados y enviados a la columna de rectificación del destilador.

A continuación se muestra unas fotos (cortesía de Maple Etanol S.R.L) de los diferentes procesos que componen la planta de procesamiento de etanol de Maple.

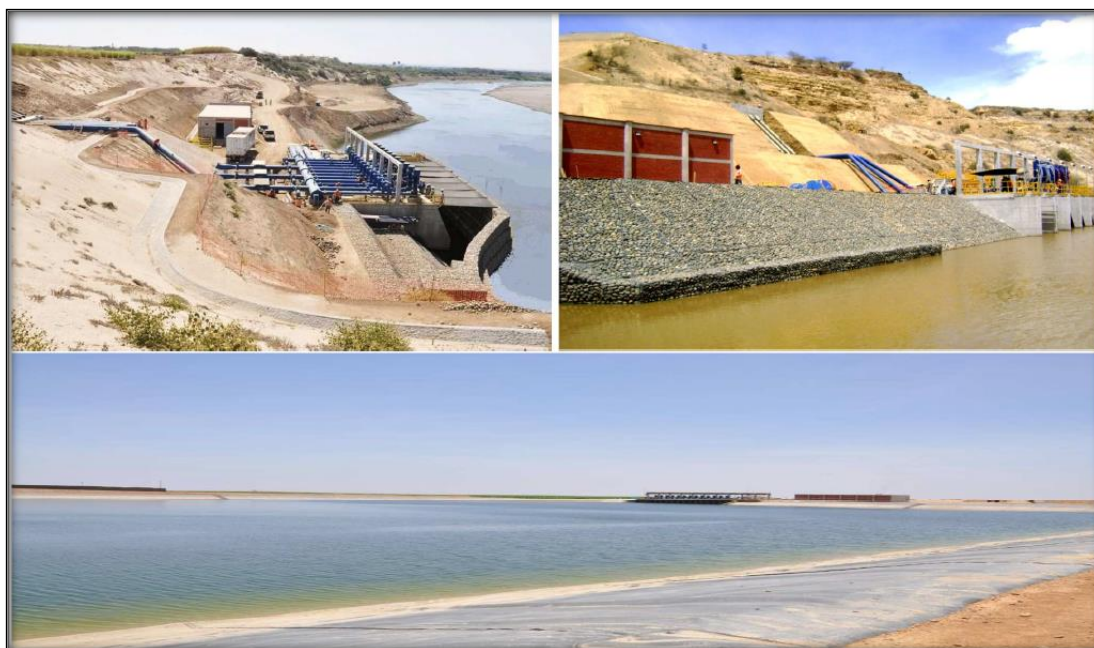


Foto.2.1 Estación de bombeo de Macarará y reservorio de agua (Cortesía Maple Etanol S.R.L).



Foto.2.2 Cosecha y transporte de caña (Cortesía Maple Etanol S.R.L).



Foto.2.3 Preparación de caña (Cortesía Maple Etanol S.R.L).



Foto.2.4 Extracción del jugo (Cortesía Maple Etanol S.R.L).



Foto.2.5 Fermentación del jugo (Cortesía Maple Etanol S.R.L).



Foto.2.6 Etapa de destilación (Cortesía Maple Etanol S.R.L).



Foto.2.7 Tanques de almacenamiento de etanol (Cortesía Maple Etanol S.R.L).



Foto.2.8 Instalaciones de despacho (Cortesía Maple Etanol S.R.L).

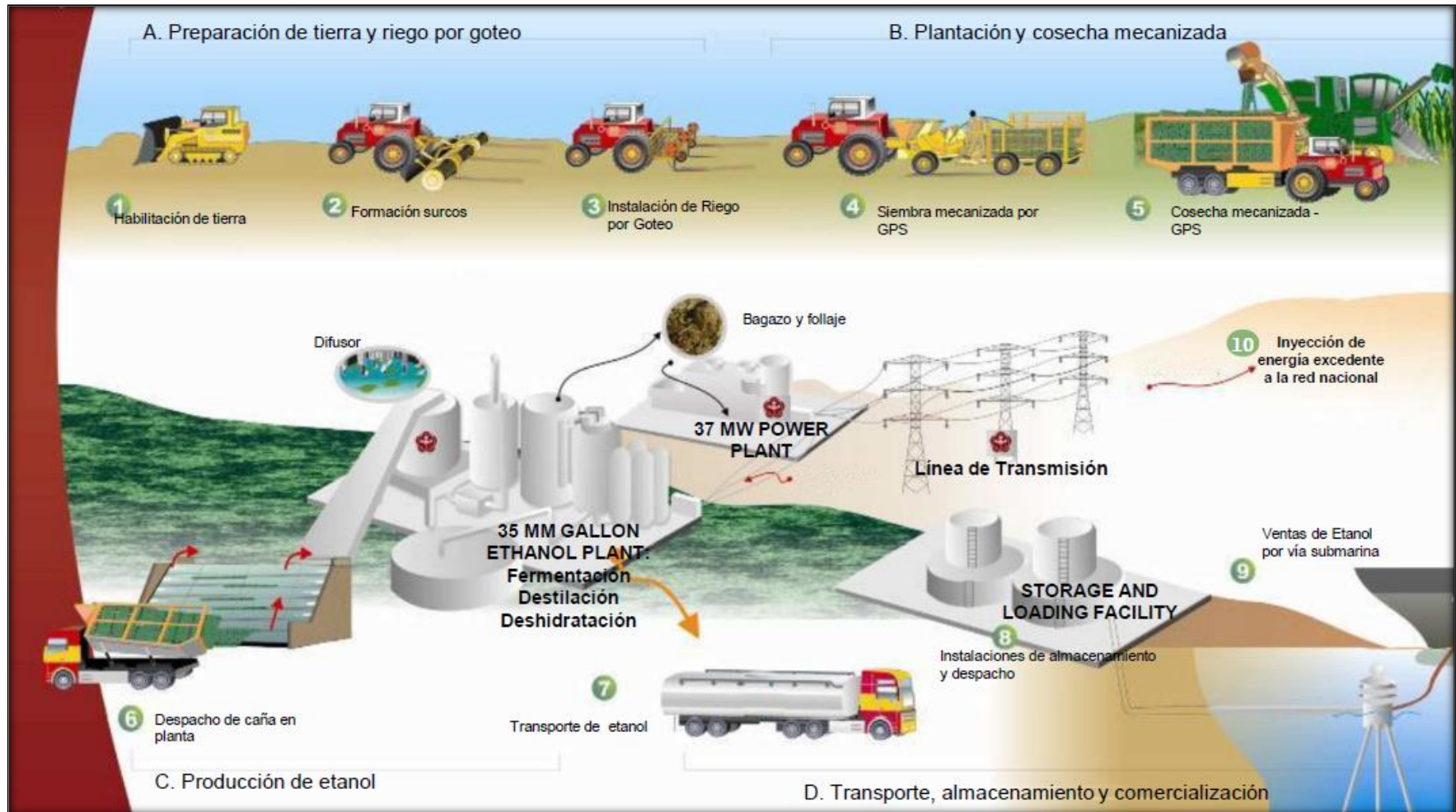


Fig. 2.5 Proceso integrado de producción de etanol (Cortesía Maple Ethanol S.R.L).

2.2. Planta de Cogeneración

La planta de cogeneración utiliza como combustible una mezcla de bagazo y follaje como resultado del proceso de molienda y extracción en la planta de procesamiento de etanol. A continuación se da una descripción de los sistemas que conforman la planta de cogeneración.

2.2.1. Sistema de Manejo de Bagazo

Este sistema suministra el bagazo proveniente de los molinos de caña directamente a la caldera o es almacenado en el patio de almacenamiento. Mediante el sistema de manejo de combustible se alimenta los silos dosificadores de la caldera.

El sistema de manejo de bagazo está conformado por:

- Una faja transportadora para distribución de bagazo.
- Seis silos de bagazo Conductor/Alimentador
- Seis alimentadores de bagazo.
- Seis esparcidores neumáticos de bagazo.

La capacidad máxima del sistema de manejo de bagazo es de 76,000 TM/h

2.2.2. Planta de Caldera

Comprende una caldera modelo MPB200, de un solo tambor, circulación natural, con parrilla basculante y tiro balanceado, capacidad normal de 200,000 kg/h de vapor a 67 kg/cm² (g), sobrecalentado a 490°C, utilizando agua de alimentación

desairada a 105°C y como combustible bagazo de caña con 50% de humedad. La presión nominal del generador de vapor es de 67 kg/cm².

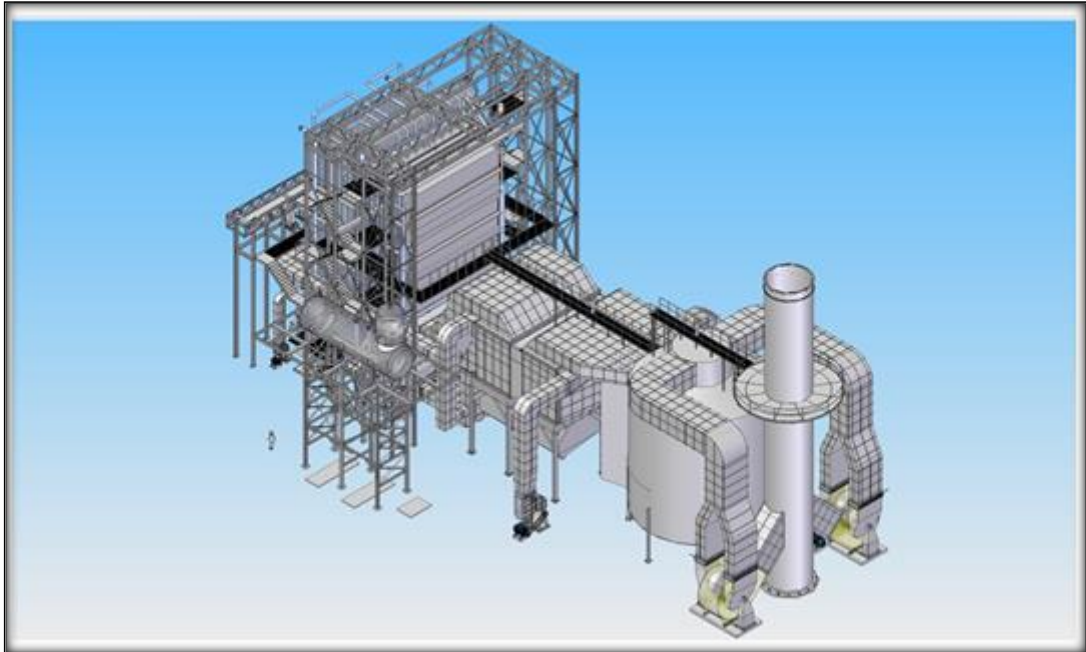


Fig. 2.6 Caldera bagacera.

La caldera está compuesta por los siguientes sistemas auxiliares:

- Sistema de combustión de bagazo.
- Tambor de vapor
- Colectores.
- Paredes de agua.
- Precalentador de Aire.
- Economizador
- Sobrecalentador.
- Atemperadores de vapor.
- Ductos de aire y de gases de combustión.
- Lavador de gases de combustión.
- Chimenea

- Bombas de agua de alimentación (principal y auxiliar).
- Ventilador de Aire para Esparcidores
- Ventilador de aire tiro forzado primario (PDF).
- Ventilador de aire tiro forzado secundario (SDF).
- Ventilador de tiro inducido (IDF).
- Desaerador
- Sistemas auxiliares, tales como: Sopladores de hollín, Extracción de cenizas, tanque de descarga de cenizas de fondo, estructuras metálicas, escaleras y plataformas, aislamiento térmico, refractario y revestimiento externo. Pernos de anclajes. Cañerías, válvulas y accesorios.
- Sistema eléctrico e instrumentación de la caldera
- Medidor de vapor tipo placa orificio.
- Tanque de Condensados.

2.2.3. Sistema de Combustión

El sistema de combustión está conformado por:

- Parrillas basculantes en 6 secciones accionadas por pistones neumáticos.
- Seis alimentadores de bagazo, con accionamiento individual por motor reductor.
- Seis esparcidores neumáticos, con damper rotativo para control de barrido en la alimentación del bagazo, operando con aire proveniente de un ventilador de aire para esparcidores.

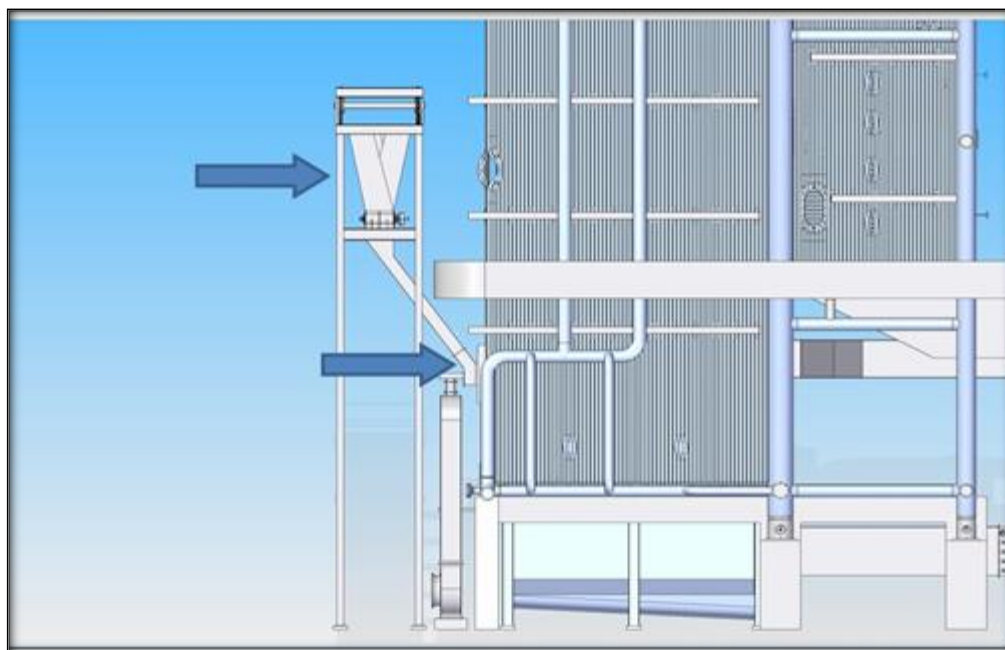


Fig. 2.7 Sistema de alimentación de bagazo.

2.2.4. Sobrecalentador Primario y Secundario

La caldera dispone de sobrecalentadores: primario intermedio y secundario.

El sobrecalentador, es de tipo spray y utiliza agua a 105°C , para controlar la temperatura final del vapor principal, mediante inyección entre el sobrecalentador primario y secundario.

Un transmisor de temperatura después del sobrecalentador secundario, envía una señal a una válvula de control instalada en la línea de agua, controlando de este modo el caudal de agua y consecuentemente la temperatura final del vapor sobrecalentado.

2.2.5. Haz convectivo, Economizador y Precalentador de Aire

El haz convectivo es el responsable de la absorción térmica complementaria, principalmente por convección, necesaria para generar el vapor de la capacidad total de la caldera, es del tipo de tubos aleteados, con colectores fuera del flujo de gases.

El economizador como parte de la superficie de intercambio de calor en el cuerpo de la caldera, es de tubos horizontales lisos, que va montado después del haz convectivo.

La caldera dispone de un precalentador de aire de tipo tubular instalado sobre una estructura metálica.

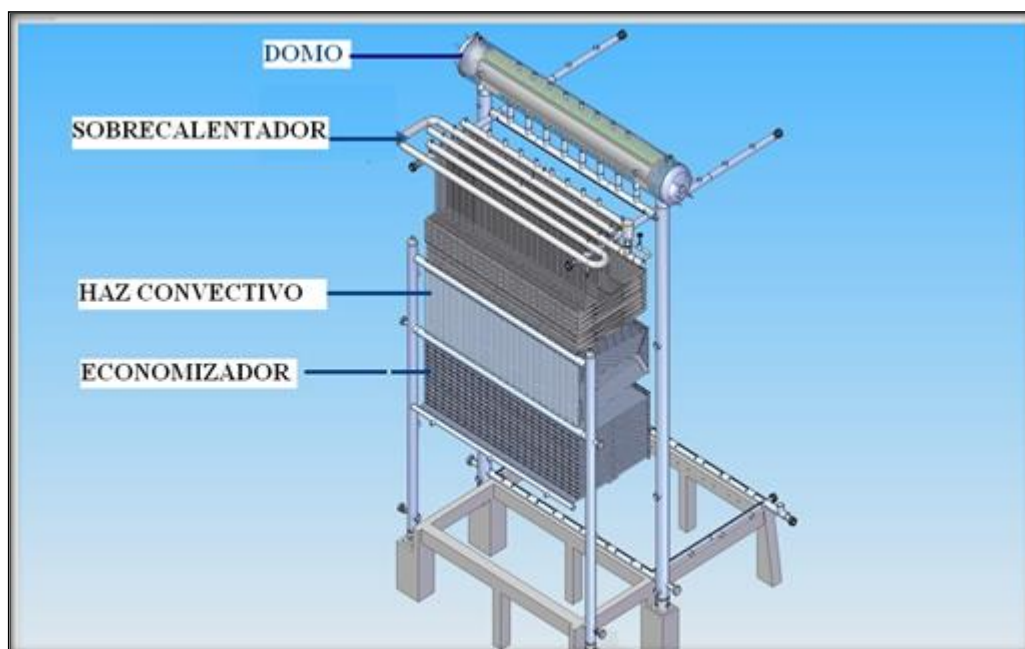


Fig. 2.8 Haz convectivo.

2.2.6. Ductos de Aire y Gases

Los ductos están equipados con los accesorios necesarios tales como: juntas de expansión, refuerzos y soportes, puertas de acceso, tomas para instrumentación, etc.

Se cuenta con ductos de aire primario a la entrada y salida del precalentador de aire, los cuales están aislados térmicamente cubierto con chapa de aluminio.

2.2.7. Chimenea

La chimenea es de acero, cilíndrica, auto-soportada, incluye: base y anclajes, escaleras de acceso y una plataforma para la toma de muestras de gases.

La altura es aproximadamente de 35 m y un diámetro de 4 m.

2.2.8. Ventilador de Tiro Forzado, Tiro Inducido, de Aire Secundario y Aire para Distribución Neumática.

Para el suministro del aire primario de combustión en el caudal y presión adecuados, la caldera dispone de un ventilador de aire de tiro forzado, tipo centrífugo, de doble succión para servicio pesado. El caudal de diseño es de 266,000 m³/h y 27°C a una presión de 317 mmca.

La caldera dispone de dos ventiladores de tiro inducido para los gases de combustión, mediante este ventilador se vencen las pérdidas de carga existentes entre el hogar y la chimenea. El caudal de gases 366,800 m³/h y 167 °C y una presión de 198 mmca.

Para el suministro del aire secundario de combustión (over fire air) a través de la sección del precalentador, en el caudal y presión adecuados, la caldera dispone de un ventilador de aire, tipo centrífugo, para servicio pesado. El caudal de aire es de 88, 725 m³/h y 27°C y una presión de 700 mmca.

Para la distribución del bagazo en la parrilla se emplea aire mediante un ventilador tipo centrífugo con capacidad de 13, 000 m³/h y 27°C y una presión de 722 mmca.

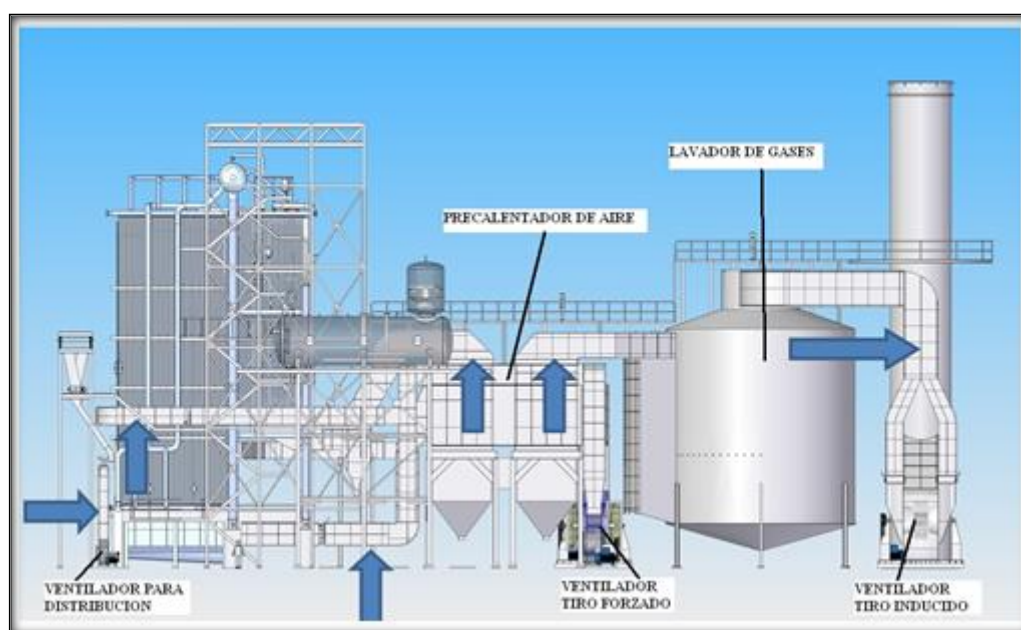


Fig. 2.9 Ductos de aire.

2.2.9. Bombas de Agua de Alimentación

Se cuenta con dos bombas de alimentación (una en funcionamiento y otra en stand by) y una auxiliar para arranque de la caldera. Se trata de bombas tipo centrífugas, de múltiples etapas, para servicio industrial pesado. Las bombas son accionadas por motores eléctricos.

La capacidad de la bomba principal es de 240 m³/h y una presión de 930 mca. La temperatura del agua está comprendida entre 105°C - 125 °C

La bomba auxiliar también es de accionamiento eléctrico con una capacidad de 72 m³/h y una presión de 400 mca.

2.2.10. Desaireador

La función de desaireador es eliminar el oxígeno, el dióxido de carbono y otros gases no-condensables del agua de condensado procedente de la turbina, y en segundo lugar, la caja de agua del desaireador contiene una reserva de agua, para satisfacer la demanda de la caldera en cualquier instante. El desaireador tras extraer los gases no condensables inyecta el agua al sistema de alimentación de la caldera.

El sistema de desaireación del agua de alimentación se efectúa mediante la inyección de vapor a baja presión a contra corriente.

2.2.11. Descarga de Cenizas de la Parrilla

Este sistema de manejo recoge la escoria generada en la parte inferior de la parrilla y la transporta mediante un sistema hidráulico hacia una poza de decantación de hormigón.

La escoria es extraída y transportada en un contenedor en camiones y es utilizada como abono de las plantaciones de caña de azúcar.

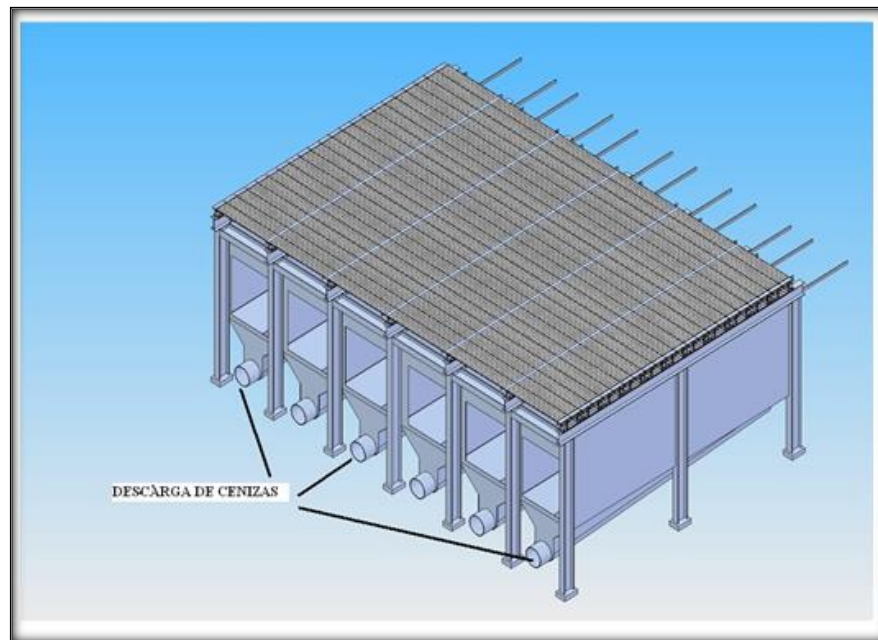


Fig. 2.10 Descarga de cenizas.

2.2.12. Lavador de Gases

Para capturar los finos de cenizas se utiliza un lavador de gases conformado por:

- Precipitadores inerciales de arena, situados a la salida de la zona convectiva en la descarga de gases del pre calentador de aire. Estos elementos recogen las partículas más pesadas.
- Lavador de gases, situado antes de la descarga a la chimenea, donde los gases son tratados con agua.
- Sistema de separación y recirculación de agua de lavado.

En el interior del cuerpo tiene boquillas aspersoras de agua. Los finos de cenizas se humedecen y aumenta su peso precipitándose al fondo por efecto de la baja velocidad de ascensión de los gases y el arrastre del agua hacia abajo.

Las partículas arrastradas son transportadas por medio del flujo de agua de retorno del lavador, hasta los tanques de decantación.

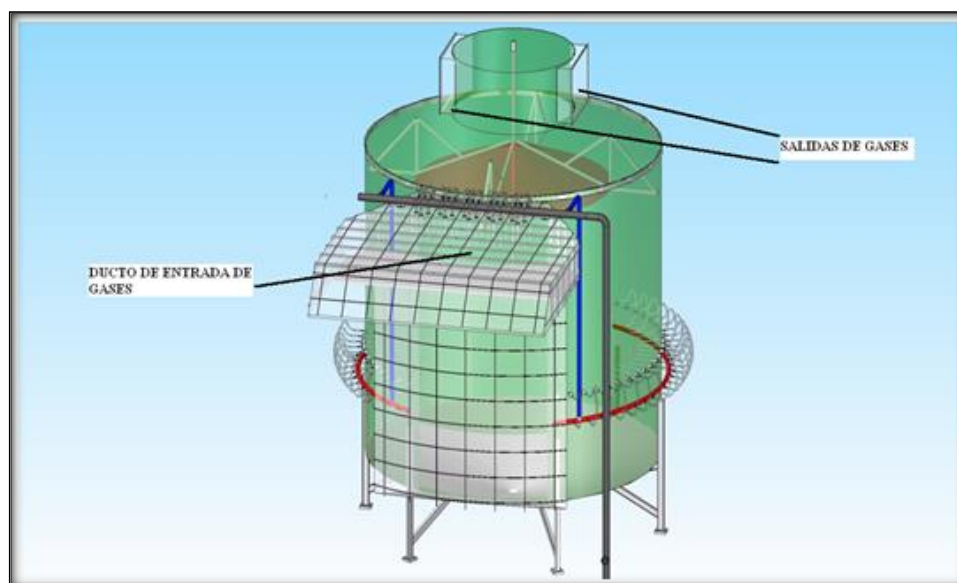


Fig. 2.11 Lavador de gases.

2.2.13. Turbina de Vapor y Auxiliares

El sistema de la Turbina de vapor y auxiliares comprende:

- Turbina de vapor de condensación y extracción.
- Sistema de aceite de lubricación y para control con enfriador de aceite, bomba de aceite mecánica y eléctrica, bomba de aceite de emergencia y filtro de aceite doble.

- Regulador electrónico de velocidad.
- Sistema de protección por sobre velocidad electrónico tipo Woodward.
- Sistema de medición de vibración del turbo-generador.
- Reductor de velocidad.
- Acople de alta y baja rotación con protecciones.
- Panel de mando para la turbina y reductor.
- Válvula de cierre-rápido para extracción.
- Condensador completo con bombas de extracción de condensado y eyectores para arranque y servicio.

2.2.14. Módulo de Turbina SST-300

La turbina a vapor es modelo SST-300 de Siemens, es una turbina de carcasa simple, con reductor para accionamiento de generador (relación de reducción 6800/1800RPM).

La turbina de vapor es del tipo condensación con extracción de vapor para el proceso de elaboración del etanol y otra cantidad de vapor llega hasta la condensación a presión de vacío, equipada con válvulas de regulación integradas en la parte superior de la caja de la turbina, accionadas independientes por medio

de servo motores hidráulicos, que permite estabilidad de rotación y operación a carga parcial.

La turbina dispone de dos válvulas de cierre rápido con accionamiento por cilindro hidráulico, las cuales actúan una en la entrada y una en la extracción de la turbina

El conjunto del rotor está conformado por una rueda de regulación y un número adicional de etapas de reacción. El rotor es soportado por un cojinete radial-axial y un cojinete radial tipo "tilting pads". Asimismo el rotor tiene un cojinete de compensación para equilibrar el conjunto en relación a la presión de salida del vapor, reduciendo el empuje axial. Los sellos de vapor son del tipo sellos de laberinto. La carcasa de la turbina tiene aislamiento térmico con cubierta en plancha metálica.

El sistema de regulación de la turbina tiene un regulador electrónico tipo Woodward 505E, con capacidad de controlar la frecuencia del generador eléctrico y permite controlar el flujo de extracción de vapor.

El sistema de lubricación está dimensionado para suministrar aceite lubricante en cantidad, presión y temperatura requerido por las condiciones de operación y característica de la turbina. Este sistema tiene una bomba principal tipo tornillo, accionado por el eje de baja rotación del reductor. También cuenta con una bomba auxiliar tipo tornillo con accionamiento por motor eléctrico.

Asimismo la turbina a vapor cuenta con dos válvulas de cierre rápido (vapor a la entrada y en la extracción) estas válvulas actúan en el caso de una sobrevelocidad.

2.2.15. Condensador Principal

El condensador principal es del tipo coraza y tubos horizontales de acero al carbono. El condensador está diseñado para evacuar 41, 007 KW, cuando el agua de enfriamiento ingresa a 32°C y 3'527,000 Kg/h, la presión del condensador es de 0.1bar, esta presión menor a la atmosférica para incrementar la eficiencia de la turbina.

2.2.16. Torre de Enfriamiento

La torre de enfriamiento está compuesta por seis celdas adyacentes idénticas de tiro inducido, para el enfriamiento de 8880 m³/h de agua, con un rango de 10 °C y una aproximación de 9 °C.

Los motores de las torres tienen sus velocidades controladas en función de la temperatura del agua.

2.2.17. Planta de Tratamiento de Agua

La Planta requiere para su proceso productivo tres corrientes de agua tratada de distintas calidades, la planta de tratamiento de agua se inicia con un sistema de clarificación del agua vía un Sedimentador de dos tanques en paralelo.

La planta de tratamiento está conformada por un sistema de pretratamiento mediante un Sedimentador de 280 m³/hr de capacidad, fabricada en Acero al Carbono que cubre los diferentes requerimientos de agua:

- Como agua de reposición en la torre de enfriamiento.
- Como agua de procesos.
- Como agua potable.
- Como agua de reposición en la caldera de la planta de cogeneración.

También se tiene filtros de zeolita para el pretratamiento general del agua, equipo de osmosis inversa para llegar a la calidad necesaria en la planta de vapor mediante la unidad electro deionización (EDI).

Tanto la alimentación de agua clarificada ($80 \text{ m}^3/\text{hr}$), como el envío de agua tratada, cuentan con un sistema de transferencia de doble bomba (unidad en Std-By).

2.2.18. Sistema de Tuberías de Vapor, Condensado y Agua

Para la conducción del vapor de alta presión se utiliza tuberías de diámetro 8" y 14" sch. 120 y calidad ASTM A335 P11. Estas llevan aislamiento térmico en colchoneta de Lana Mineral, con un acabado metálico en plancha de aluminio liso debidamente rolada, pestañada y sujetadas con tornillos autorroscantes zincados.

Para el vapor a baja presión se utiliza tuberías de diámetro hasta 36" Calidad ASTM A36. Estas también llevan aislamiento térmico en colchoneta de Lana Mineral, con un acabado metálico en plancha de aluminio liso debidamente rolada, pestañada y sujetadas con tornillos autorroscantes zincados.

La estación reductora de presión está compuesta por válvulas motorizadas que entran en funcionamiento cuando la turbina sale de operación y se requiere vapor a

baja presión para el proceso. El vapor proveniente de la línea de vapor de alta presión a 67 kg/cm² y 490 °C, pasa por válvulas reductoras de presión y de inyección de agua de enfriamiento para entregar vapor saturado a 2.5 kg/cm² y 127 °C a la línea de baja presión.

El sistema de vapor para la planta está equipado con un desaereador y un tanque de Agua para Caldera que se usa para captar los condensados de vapor de escape del condensador, destilería y evaporador. Desde el desaereador se alimenta a la caldera de vapor. En este tanque desaereador se mezcla el agua de red de agua tratada con el retorno de los condensados, mejorándose el rendimiento de la instalación.

Las tuberías de condensado son de acero al carbono de 4, 6",8" y 10" de diámetro sch 40.

Para el sistema de agua de refrigeración, se emplean tuberías de diámetro 18, 28, 32, 24 y 36".

En el sistema de agua para cenizas, el agua con ceniza proveniente del cenicero es admitida en un tanque desde donde es bombeada hacia un tamiz rotativo. En el tamiz ocurre la separación de las partículas de ceniza y hollín cuya granulometría es inferior a la del tamiz. Los sólidos son separados y descargados en una tolva para después ser transportados mediante camiones al campo como fertilizante por ser rico en potasio. El agua semi clarificada va hacia dos tolvos de decantación, donde recibe la dosificación de producto auxiliar de floculación, desarrollado especialmente para la floculación de cenizas.

El lodo con ceniza y hollín, ya floculada, sigue hacia un tanque, desde donde se bombea de retorno hacia la 2ª tela del tamiz.

El agua clarificada, libre de partículas sólidas, fluye por gravedad, desde el tanque de decantación hacia un tanque de agua limpia, donde se tiene agua de alimentación para reposición del volumen perdido en el proceso (caldera, scrubbers y ceniceros). Las tuberías de agua para cenizas son de acero al carbono de 12", 14" y 16" de diámetro sch 40.

A continuación se mostrará con fines instructivos, unas fotos tomadas de la planta de cogeneración.



Foto.2.9 Vista panorámica de la caldera bagacera (Cortesía Maple Etanol S.R.L).



Foto.2.10 Lavador de gases de la caldera bagacera (Cortesía Maple Etanol S.R.L).



Foto.2.11 Turbogenerador (Cortesía Maple Etanol S.R.L).



Foto.2.12 Torres de enfriamiento (Cortesía Maple Etanol S.R.L).



Foto.2.13 Subestación eléctrica en 60Kv (Cortesía Maple Etanol S.R.L).



Foto.2.14 Vista panorámica de la planta de cogeneración y de la planta de procesamiento de etanol anhidro (Cortesía Maple Etanol S.R.L).

El objetivo de dar una descripción de la planta es proporcionar una idea clara de toda la planta, los procesos involucrados, los equipos y las funciones que desempeñan, ya que mientras más conozcamos la planta y los procesos involucrados en la obtención de un producto, el análisis termo económico se hace más entendible. A partir de los siguientes capítulos se desarrolla el análisis termo económico.

2.3. Equipos Principales

Para efectos de esta tesis, he elegido los equipos más relevantes en cuanto al uso de la energía. A continuación se dará una breve descripción de cada equipo mostrando además los flujos que intervienen en el presente análisis.

2.3.1. Caldera

La caldera es el equipo más importante en la planta de cogeneración ya que es el equipo que produce el vapor (producto) a la temperatura y presión adecuada necesario para expandirlo a través de un turbogenerador a vapor. El combustible (Fuel) es una mezcla de bagazo (74%) residuo del proceso de molienda y follaje (26%), residuo del proceso de cosecha. En la figura 2.11 se muestran los flujos que intervienen en el análisis.

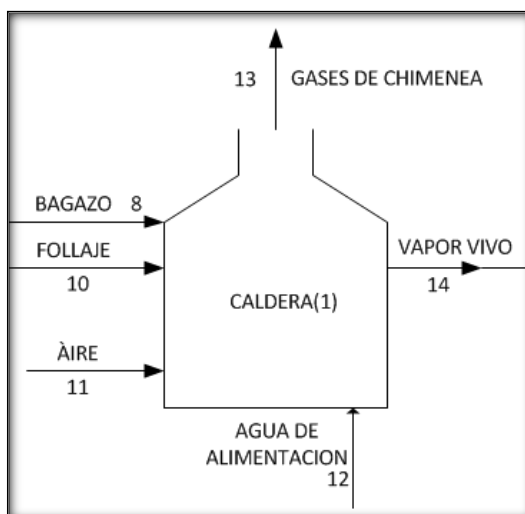


Fig.2.11 Representación de la Caldera.

2.3.2. Turbogenerador a Vapor

El turbogenerador es también el equipo de comparable importancia, la turbina a vapor recibe el vapor generado por la caldera para expandirlo generando energía mecánica, tiene una extracción de vapor intermedia (flujo 4) para la planta de procesamiento de etanol. La turbina a vapor está acoplada al generador eléctrico y se considera todo como un bloque. Los flujos se muestran en la figura 2.12.

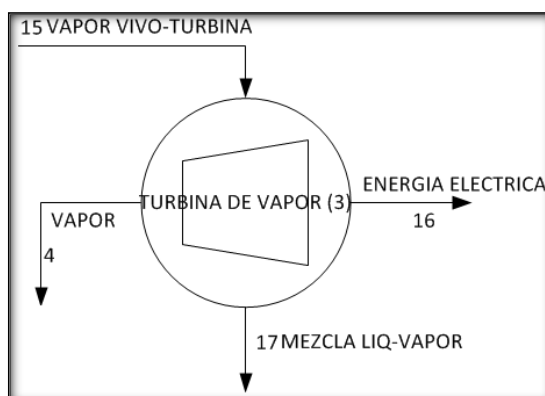


Fig. 2.12 Representación del Turbogenerador.

2.3.3. Condensador y Torre de Enfriamiento

Después que el vapor se exhausta en la turbina sale como una mezcla liquido-vapor; sin embargo, para poder ser reutilizada en la caldera necesita que todo el flujo sea agua líquida.

Un bloque condensador-torre de enfriamiento de tiro forzado recibe esta mezcla para enfriarlo mediante un flujo de agua de circulación y ventiladores de tiro forzado, como se muestra en la gráfica 2.13.

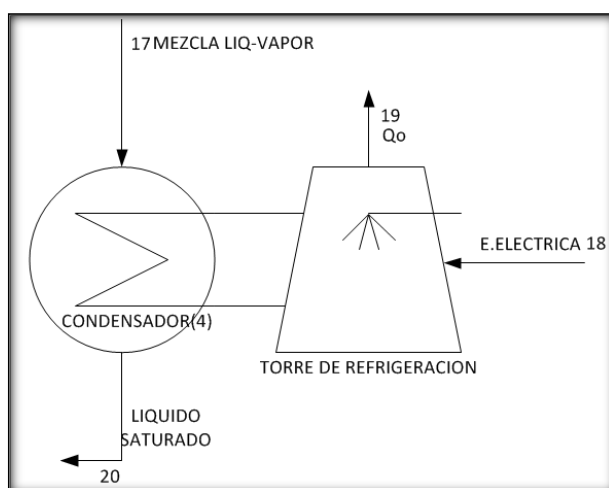


Fig. 2.13 Representación del Condensador-Torre de enfriamiento.

2.3.4. Bomba de Alimentación

La bomba de alimentación succiona el agua almacenada en un tanque de almacenamiento y lo envía a la caldera a una presión por encima de la presión nominal de la caldera, comprendida entre 70- 91 bar (a).

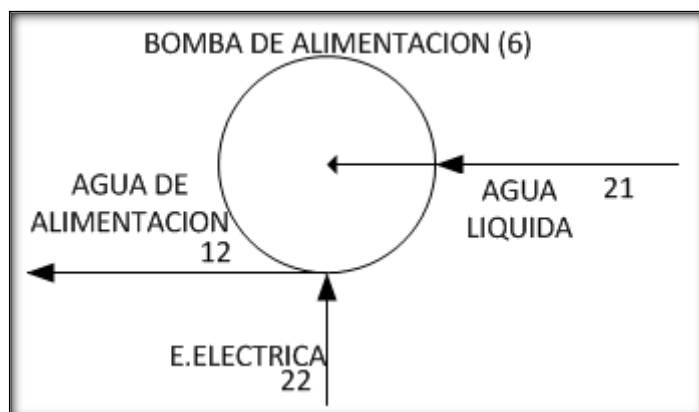


Fig. 2.14 Representación de la Bomba de alimentación.

2.3.5. Planta de Procesamiento de Etanol

Es en este proceso donde se obtiene el producto principal de la planta que es la obtención de Etanol anhidro y como subproductos la vinaza y bagazo de caña de azúcar. Los procesos involucrados fueron estudiados en el capítulo 1.

Los flujos de entrada son principalmente la caña de azúcar, agua líquida para el proceso de imbibición, vapor de proceso procedente de la extracción de la turbina y de la caldera y también los requerimientos de energía eléctrica, tal como se muestra en la figura 2.15.

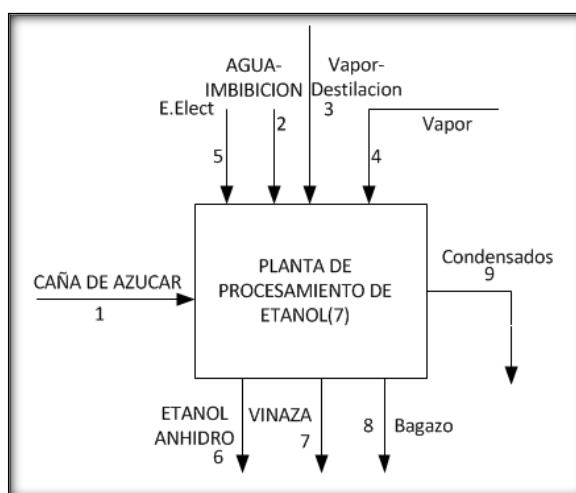


Fig.2.15 Representación de la Planta de procesos.

2.4. Análisis Energético

El análisis energético de la planta tiene como objetivo la determinación de las potencias energéticas de todas las corrientes que tienen un papel decisivo en el funcionamiento de la planta, es decir, asignar valores de energía racionales y reales de acuerdo a su funcionamiento.

El análisis energético, exergético, junto con el análisis económico conformaran el punto de partida del análisis termo-económico. Por este motivo, es muy importante la exactitud en los cálculos, ya que errores en los datos de partida se pueden ver amplificados afectando muy negativamente al análisis termo económico.

2.4.1. Análisis de la Caldera

El análisis energético de la caldera tiene como objetivo la determinación de las potencias energéticas de todas las corrientes que intervienen en el funcionamiento de la planta. Las pérdidas de calor por radiación se han considerado mínimas y en

su defecto se han considerado que toda su energía térmica es expulsada con los gases de combustión.

La caldera consume 76, 000Kg/h de bagazo, residuo del proceso de molienda en la planta de procesos, el suministro de aire primario a 27°C es suministrada mediante ventiladores de tiro forzado.

El flujo de agua de alimentación es de 171, 570 Kg/h a 70 bar (a) con una temperatura de 52.8 °C y sale de la caldera como vapor sobrecalentado a 65 bar(a) con una temperatura de 485 °C.

El poder calorífico inferior del bagazo (49% de humedad) se ha considerado 8033.96 KJ/Kg. Teniendo en cuenta el porcentaje de humedad de la mezcla bagazo y follaje, se obtiene el poder calorífico del bagazo cuyo valor es 8181.13KJ/Kg. La figura 2.16 muestra las corrientes energéticas calculadas para cada flujo:

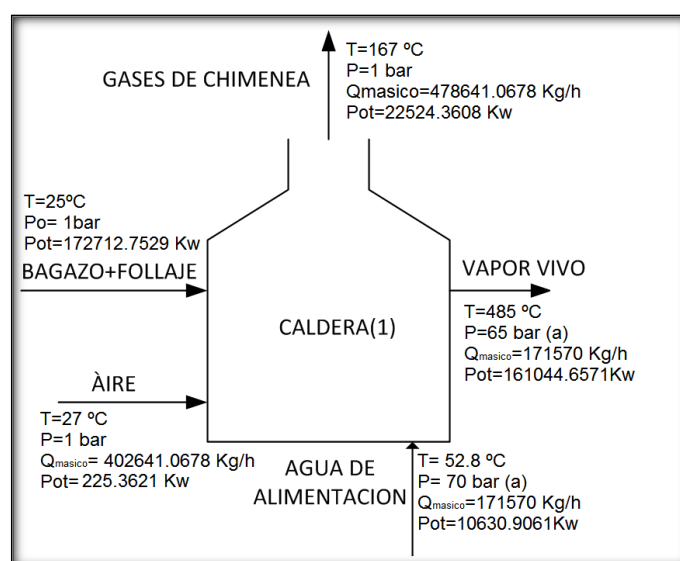


Fig. 2.16 Análisis de la caldera.

2.4.2. Análisis del Turbogenerador

Los parámetros de funcionamiento del turbogenerador se muestran en las curvas y hoja de datos suministrados por los fabricantes (Ver anexos), el cual garantizan la producción de potencia eléctrica nominal de 37.5Kw, este valor es obtenido después de multiplicar la potencia bruta generada en la turbina por la eficiencia del generador y la eficiencia de la caja reductora de velocidad (6800 rpm: 1800 rpm) que son 98.18% y 98.5% respectivamente.

Los parámetros termodinámicos del vapor vivo a la entrada de la turbina tiene una temperatura de 485 °C, presión de 65 bar(a) y un flujo de 171, 000Kg/h, los parámetros termodinámicos de la extracción para los procesos de producción de etanol, tiene una temperatura de 127°C y 2.5 bar(a) de presión con un flujo de 102, 000Kg/h, la diferencia de flujos corresponde al flujo a la salida de la turbina, cuya valor es 69, 000Kg/h, calidad $X=89.2\%$, temperatura de 47.64°C y 0.11 bar(a) de presión.

Normalmente todas las turbinas instaladas en la industria tienen un buen aislamiento térmico que disminuyen considerablemente las pérdidas de calor por convección con su entorno, razón por la cual no se ha considerado este flujo de calor. La figura 2.17 muestra las potencias energéticas para cada flujo:

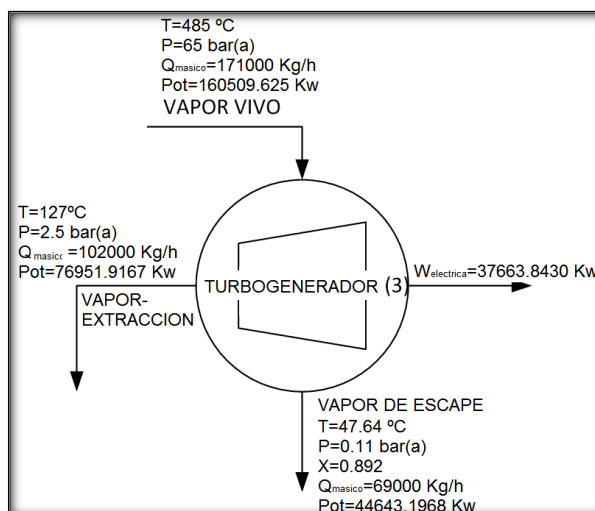


Fig. 2.17 Análisis del turbogenerador.

2.4.3. Análisis del Condensador y Torre de Enfriamiento

El análisis del condensador y la torre de enfriamiento en conjunto surgen desde el punto de vista que son equipos disipativos, los cuales están intrínsecamente ligados mediante un flujo de agua de circulación que extrae la energía térmica de la mezcla líquido-vapor en la entrada del condensador. La mezcla ingresa al condensador a 47.64°C , 0.11 bar (a) , calidad $x=0.892$ y una entalpía de 2329.21 KJ/Kg . Sale a las mismas condiciones de presión y temperatura como líquido con entalpía 199.785 KJ/Kg . La entalpía específica multiplicada por su caudal másico nos da el valor de la potencia térmica que deben extraer los seis ventiladores de tiro forzado en la torre de enfriamiento. La figura 2.18 muestra los respectivos valores para cada corriente involucrada en el subproceso.

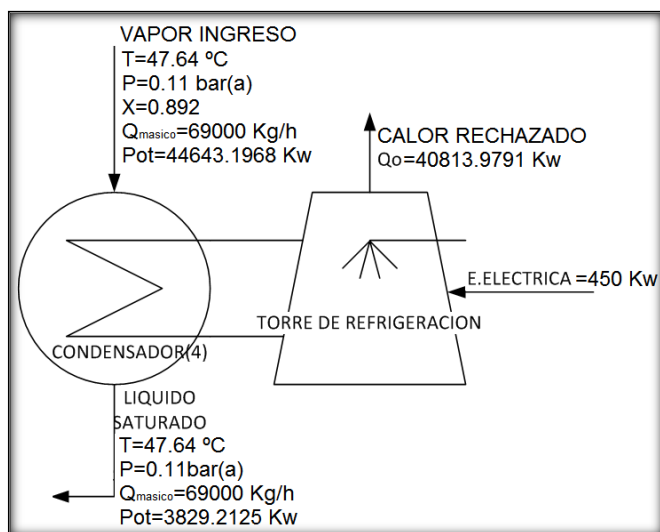


Fig. 2.18 Análisis del condensador.

2.4.4. Análisis de la Bomba de Alimentación

El motor eléctrico de la bomba de alimentación consume potencia eléctrica para impulsar la bomba de alimentación y aumentar la presión del agua a la salida del condensador y suministrarlo a la caldera.

Para efectos de cálculos no se considera pérdidas de agua durante el proceso, sin embargo es útil decir que realmente hay un flujo de agua de reposición en la caldera producto de las purgas y evaporación y como consecuencia al considerarlos originaria un encarecimiento de los flujos resultantes.

El agua a bombear es almacenado en un tanque llamado hot well que colecta el agua que proviene del condensador y de la planta de procesos de etanol, la temperatura es de 52°C y 1 bar (a) a la entrada de la bomba y eleva la presión hasta 70 bar(a) . La figura 2.19 muestra las corrientes energéticas para la bomba de alimentación.

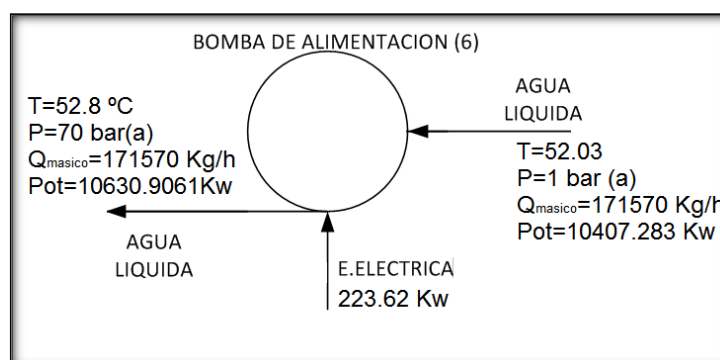


Fig. 2.19 Análisis de la bomba de alimentación.

2.4.5. Análisis de la Planta de Procesamiento de Etanol

El análisis de la planta de procesamiento de etanol implica considerar los procesos involucrados en conjunto, extracción del jugo, evaporación, fermentación, destilación. Es aquí donde se obtiene el producto final de la planta, el etanol anhidro. En el proceso productivo se consume 200, 000 Kg/h de caña de azúcar, se requiere 30, 000 Kg/h de agua líquida a las condiciones ambientales, un flujo de vapor a 10 bar(a) y 454°C de 570Kg/h, un flujo de vapor a 2.5 bar(a) y 127°C de 102, 000 Kg/h y 6, 400Kw de energía eléctrica. Como producto principal obtenemos 400 m³/día de etanol anhidro también se obtienen residuos como la vinaza 160, 800 Kg/h a 90°C con una concentración de 11brix, 56, 000Kg/h de bagazo con 49% de humedad.

El poder calorífico inferior de la caña de azúcar se considera 4709KJ/Kg (Fernandez, Nebra y Martinez).

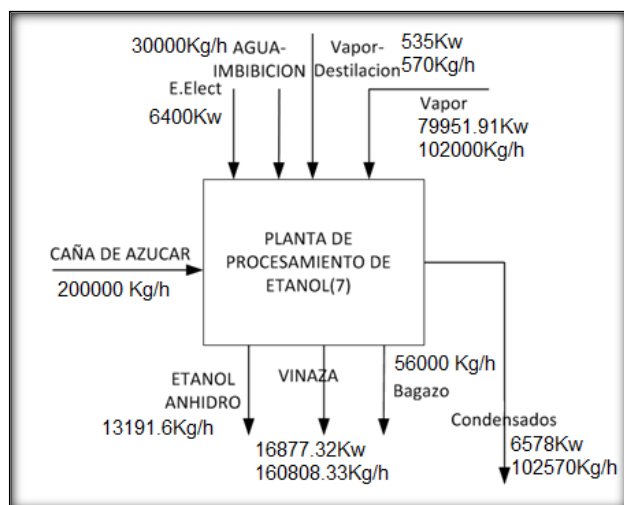


Fig. 2.20 Análisis de la planta de procesamiento de etanol.

CAPITULO 3

ANÁLISIS EXERGÉTICO

Los análisis realizados hasta este punto muestran que la aplicación de los principios de conservación de masa y energía da una imagen útil del rendimiento en los diferentes equipos energéticos. Sin embargo, estos principios dan solamente las cantidades de energía transferidas hacia y desde cada equipo y no consideran la utilidad de los diferentes tipos de energía transferida. Por ejemplo, con el primer principio de la termodinámica, 100Kw de energía que sale como electricidad producida se considera equivalente a 100Kw de energía que sale como vapor de proceso, aunque sabemos que la electricidad tiene mayor utilidad y valor económico. También es claro que los principios de conservación no indican por sí solos nada acerca de la importancia relativa de las irreversibilidades presentes en los diversos equipos de la planta ni de las pérdidas asociadas con dichos equipos.

La importancia del desarrollo de sistemas térmicos que hagan un uso efectivo de los recursos energéticos no renovables, como petróleo, gas natural y carbón, es evidente.

El análisis exergético es especialmente adecuado para conseguir un uso más eficiente de los recursos energéticos, pues permite determinar la localización, tipo y magnitud real de su mal uso.

Esta información puede utilizarse para evaluar los sistemas térmicos y permite guiar los esfuerzos para reducir las fuentes de ineficiencia en los sistemas existentes. (Morán, 2º Edición 2004.).

3.1. Determinación del Ambiente de Referencia

El ambiente de referencia para el sistema termodinámico estará constituido a la manera de **Kestin**, por la unión de tres grandes reservorios un reservorio de energía (foco de calor a T_0), un reservorio de volumen y un reservorio de masas que contiene K especies químicas. Este ambiente de referencia (AR) quedará fijado por los siguientes estados intensivos:

- La temperatura ambiente T_0 , para el reservorio de energía.
- La presión atmosférica P_0 , para el reservorio de volumen.
- K potenciales químicos $U_{ij, 00}$, para el reservorio de masas.

La definición del ambiente de referencia incluye la condición de que sus variables extensivas conjugadas, U_0 , V_0 y n_0 , son tan grandes que los reservorios permanezcan en una situación de equilibrio interno durante la interacción con dispositivos construidos por el hombre.

Como en el sistema en análisis no ocurren reacciones químicas con generación de productos o resultantes (excepto en la caldera). La determinación del potencial químico del ambiente de referencia carece de relevancia y por lo tanto podemos

decir que el AR quedará determinado solamente por la temperatura ambiente y la presión atmosférica.

3.2. Estado Muerto

El estado muerto de una sustancia o cantidad de materia es determinado por los parámetros termodinámicos del ambiente de referencia y en ese estado cualquier sustancia o cantidad de materia es incapaz de producir trabajo porque está en equilibrio termodinámico con el entorno.

Si el estado de una cantidad fija de materia (un sistema cerrado) es diferente al del ambiente, existirá la posibilidad de producir trabajo. Sin embargo, según vaya el sistema evolucionando hacia el equilibrio con el ambiente, dicha posibilidad disminuirá, desapareciendo por completo cuando alcancen el equilibrio uno con el otro. A este estado particular del sistema se le denomina estado muerto.

Podemos imaginar que en el estado muerto la cantidad fija de materia considerada se encuentra sellada por un envoltorio impermeable al flujo de masa, en reposo con relación al ambiente, y en equilibrio interno a la temperatura T_0 y a la presión P_0 del ambiente, además en el estado muerto, tanto el sistema cerrado como el ambiente poseen energía, pero el valor de su exergía es cero ya que no existe la posibilidad de que se produzca una variación espontánea en el sistema cerrado o en el ambiente, y por tanto no puede existir interacción entre ellos. (Morán, 2^o Edición 2004.)

En la localidad de la planta en análisis, se tiene registrado las condiciones mínimas y máximas de las temperaturas ambientales durante el año, entonces el ambiente de referencia queda determinado como se muestra en la tabla 3.1.

$T_{0min} = 10^{\circ}C$
$T_{0max} = 40^{\circ}C$
$T_{0prom} = 25^{\circ}C$
$P_0 = 1 \text{ bar}$
$HR = 70\%$

Tab. 3.1 Ambiente de referencia.

3.3. Análisis Exergético

En este subcapítulo se va a calcular las exergías de todos los flujos involucrados en el análisis de cada equipo considerado como un volumen de control y en estado estacionario, se ha despreciado el término de la energía cinética y potencial en comparación con las otras propiedades como la entalpía, el término b expresado en KJ/Kg se refiere a la exergía específica de cada flujo considerado.

El análisis exergético nos permitirá identificar los lugares donde la exergía se destruye o se pierde y los ordenará según su importancia, de esta manera es útil para dirigir la atención a los aspectos que ofrecen mayores oportunidades de mejorar el rendimiento de la planta mediante la aplicación de medidas técnicas prácticas, sin embargo, la decisión para adoptar una modificación particular está determinada por consideraciones económicas que ponderan el ahorro económico

en combustible y los costes económicos que supone la adopción de dicha modificación.

Las irreversibilidades presentes en cada equipo imponen una penalización sobre la exergía aportada a la planta, penalización que no es sino la exergía destruida en ese equipo.

Se demostrará que el valor más importante de estas penalizaciones aparece en la caldera, ya que una gran parte de la exergía que entra en ella se destruye debido a sus irreversibilidades.

3.3.1. Análisis de la Caldera

La principal fuente de exergía es el flujo de bagazo (50 % humedad) y follaje que entra como una mezcla en la caldera. En este equipo el flujo de bagazo y follaje ingresan a la temperatura del ambiente de referencia por lo tanto su exergía coincide con su poder calorífico inferior 8181.130KJ/Kg, para el análisis exergetico de los gases de combustión se considera el modelo de cálculo de exergias para gases ideales, la determinación de las exergias del agua de alimentación, del vapor vivo y del aire comburente se calculan usando la fórmula 1.13 dada en el capítulo 1 presentada a continuación.

$$B = (H - H_0) - T_0(S - S_0) - \sum_{i=1}^n \mu_{0,i}(N_i - N_{0,i}) \quad (1.13)$$

Para el agua o vapor se obtiene un valor de $H_0 = 104.24\text{KJ/Kg}$ y $S_0 = \frac{0.365\text{KJ}}{\text{Kg-K}}$.

El término $\sum_{i=1}^n \mu_{0,i}(N_i - N_{0,i})$ se considera igual a cero, debido a que no se producen reacciones químicas.

Para el aire se obtiene un valor de $H_0 = 456.53 \text{KJ/Kg}$ y $S_0 = \frac{4.547 \text{KJ}}{\text{Kg-K}}$

Para efectos de cálculos la exergía asociada a la transferencia de calor por convección se desprecia. Los resultados se muestran en la tabla 3.2:

ANÁLISIS EXERGÉTICO DE LA CALDERA							
DENOMINACIÓN	FLUJO (Kg/h)	P(bar a)	T(°C)	H (KJ/Kg)	S(KJ/Kg-K)	b (KJ/Kg)	B(KW)
BAGAZO	76,000.00	1.00	25.00	8,181.13	-	8,181.13	172,712.75
AIRE	402,641.07	1.00	27.00	458.54	4.55	-	0.39
AGUA	171,570.00	70.00	52.80	223.07	0.73	8.75	417.23
GASES	478,641.07	1.00	167.00	169.41	-	-	3,910.55
VAPOR VIVO	171,570.00	65.00	485.00	3,379.15	6.79	1,360.40	64,834.21

Tabla 3.2 Análisis exergético de la caldera.

3.3.2. Análisis del Turbogenerador

La irreversibilidad más importante que experimenta el flujo de vapor esta enlazada con la expansión en la turbina. Sabemos que una expansión real en una turbina viene acompañada de una generación de entropía, en el presente trabajo se ha considerado adiabática la turbina por consideraciones propias de la planta, formando así el flujo de calor perdido parte de la exergía destruida. Para calcular la exergía de los flujos se utilizará la ecuación 1.13.

$$B = (H - H_0) - T_0(S - S_0) - \sum_{i=1}^n \mu_{0,i}(N_i - N_{0,i})$$

Para el agua o vapor se considera un valor de $H_0 = 104.24\text{KJ/Kg}$ y $S_0 = \frac{0.365\text{KJ}}{\text{Kg-K}}$.

El término $\sum_{i=1}^n \mu_{0,i}(N_i - N_{0,i})$ se considera igual a cero, debido a que no se producen reacciones químicas.

ANÁLISIS EXERGÉTICO DE LA TURBOGENERADOR A VAPOR							
DENOMINACIÓN	FLUJO(Kg/h)	P (bar a)	T (°C)	H (KJ/Kg)	S (KJ/Kg-K)	b (KJ/Kg)	B (KW)
VAPOR VIVO	171,000.00	65.00	485.00	3,379.15	6.79	1,360.40	64,618.81
EXTRACCION	102,000.00	2.50	127.00	2,715.95	7.05	619.05	17,539.79
VAPOR-SALIDA	69,000.00	0.11	47.64	2,329.21	7.31	154.72	2,965.43
ENERGIA ELECTRICA							37,663.84

Tabla 3.3 Análisis exergético del turbogenerador.

3.3.3. Análisis del Condensador y Torre de Enfriamiento

El condensador está en estado estacionario y tiene dos corrientes. Un flujo que entra como una mezcla liquido-vapor y un flujo que condensa y sale como líquido, la transferencia de calor ocurre a la temperatura del agua de condensación y este calor es expulsado hacia la atmosfera mediante ventiladores. Para calcular la exergia de los flujos se utilizará la ecuación 1.13.

$$B = (H - H_0) - T_0(S - S_0) - \sum_{i=1}^n \mu_{0,i}(N_i - N_{0,i})$$

Para el agua o vapor se considera un valor de $H_0 = 104.24\text{KJ/Kg}$ y $S_0 = \frac{0.365\text{KJ}}{\text{Kg-K}}$.

El término $\sum_{i=1}^n \mu_{0,i}(N_i - N_{0,i})$ se considera igual a cero, debido a que no se producen reacciones químicas.

ANÁLISIS EXERGÉTICO DEL CONDENSADOR							
DENOMINACIÓN	FLUJO(Kg/h)	P(bar a)	T (°C)	H (KJ/Kg)	S (KJ/Kg-K)	b(KJ/Kg)	B (KW)
VAPOR-INGRESO	69,000.00	0.11	47.64	2,329.21	7.31	154.72	2,965.43
AGUA-ENTRADA	3,527,000.00	6.00	32.00	134.12	0.46	0.86	838.39
AGUA-SALIDA	3,527,000.00	6.00	42.00	176.36	0.60	2.50	2,450.46
CONDENSADO	69,000.00	0.11	47.64	199.79	0.67	3.41	65.44

Tabla 3.4 Análisis exergetico del condensador.

3.3.4. Análisis de la Bomba de Alimentación.

El líquido que proviene del condensador es bombeado hasta la presión más alta de la caldera. Las pérdidas de calor se desprecian los resultados del análisis exergetico se muestra en la tabla 3.5.

Para calcular la exergia de los flujos se utilizará la ecuación 1.13.

$$B = (H - H_0) - T_0(S - S_0) - \sum_{i=1}^n \mu_{0,i}(N_i - N_{0,i})$$

Para el agua o vapor se considera un valor de $H_0 = 104.24\text{KJ/Kg}$ y $S_0 = \frac{0.365\text{KJ}}{\text{Kg-K}}$.

El término $\sum_{i=1}^n \mu_{0,i}(N_i - N_{0,i})$ se considera igual a cero, debido a que no se producen reacciones químicas.

ANÁLISIS EXERGÉTICO DE LA BOMBA DE ALIMENTACIÓN							
DENOMINACIÓN	FLUJO (Kg/h)	P (bar a)	T(°C)	H (KJ/Kg)	S (KJ/Kg-K)	b (KJ/Kg)	B (KW)
AGUA-DESCARGA	171,570.00	70.00	52.80	223.07	0.73	8.75	417.23
AGUA-SUCCIÓN	171,570.00	1.00	52.03	218.37	0.73	4.95	236.07
ENERGÍA ELÉCTRICA							223.62

Tabla 3.5 Análisis exergético de la bomba de alimentación.

3.3.5. Análisis de la Planta de Procesamiento de Etanol

El análisis exergético de los flujos que integran la planta de procesamiento de etanol requiere del conocimiento de las propiedades físico-químicas de las materias primas principalmente de la caña de azúcar. En la presente tesis el poder calorífico de la caña de azúcar es considerado 4,709 KJ/Kg, ya que este valor es el resultado de trabajos de Fernandez, Nebra y Martinez, notables investigadores en el campo de la termo-economía.

Los flujos de vapor de proceso ya se han calculado en los análisis anteriores, la concentración de la vinaza es tan baja que se puede tratar como si fuera agua contaminada de desecho a 90 °C, es interesante mencionar en cuanto a la producción de vinaza existen métodos como la digestión anaeróbica para obtener un biocombustible de poder calorífico cercano a la del bagazo, pero este análisis esta fuera del alcance de esta tesis.

Los requerimientos de energía eléctrica se han calculado en 6,400Kw, el agua de imbibición ingresa a la temperatura ambiente el cual está en equilibrio termodinámico. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 3.6.

Para calcular la exergia de los flujos se utilizará la ecuación 1.13.

$$B = (H - H_0) - T_0(S - S_0) - \sum_{i=1}^n \mu_{0,i}(N_i - N_{0,i})$$

Para el agua o vapor se considera un valor de $H_0 = 104.24 \text{ KJ/Kg}$ y $S_0 = \frac{0.365 \text{ KJ}}{\text{Kg-K}}$.

El término $\sum_{i=1}^n \mu_{0,i}(N_i - N_{0,i})$ se considera igual a cero, puesto que no se producen reacciones químicas.

ANÁLISIS EXERGÉTICO EN LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE ETANOL							
DENOMINACIÓN	FLUJO (Kg/h)	P(bar a)	T(°C)	H(KJ/Kg)	S (KJ/Kg-K)	b (KJ/Kg)	B (KW)
CAÑA DE AZUCAR	200,000.00	1.00	25.00		-	4,709.00	261,611.11
AGUA DE IMBIBICIÓN	30,000.00	1.00	25.00	104.25	0.37	-	-
VAPOR-DESTILACIÓN	570.00	10.00	454.35	3,379.15	7.63	1,109.71	175.70
VAPOR-EXTRACCION	102,000.00	2.50	127.00	2,715.95	7.05	619.05	17,539.79
ENERGÍA ELÉCTRICA	-	-	-	-	-	-	6,400.00
ETANOL ANHÍDRO	13,191.67	1.00		26,790.00	-	26,790.00	98,168.01
VINAZA	160,808.33	1.00	90.00	377.83	1.20	26.18	1,169.23
BAGAZO	56,000.00	1.00	25.00	8,033.96	-	8,033.96	124,972.71
CONDENSADOS	102,570.00	1.00	55.00	230.88	0.77	6.03	171.87

Tabla 3.6 Análisis exergético de la planta de procesos.

3.3.6. Eficiencia Exergética

Las eficiencias exergéticas son útiles para estimar la medida en que los métodos de uso de los recursos energéticos resultan termodinámicamente efectivos, además las eficiencias exergéticas pueden emplearse también para determinar la efectividad de los posibles proyectos técnicos destinados a mejorar las prestaciones de los sistemas térmicos. Esto se realizaría comparando los valores de la eficiencia, tomados antes y después de que la modificación propuesta se lleve a cabo, para demostrar el grado de mejora que se ha conseguido.

Es importante reconocer que el límite del 100% para la eficiencia exergética no debe contemplarse como un objetivo práctico, este límite teórico únicamente se obtendría si no hubiera destrucciones o pérdidas de exergía, lo cual es imposible.

En la práctica es habitual que las decisiones se tomen sobre la base de los costos totales, un incremento de la eficiencia reducirá el consumo de combustible, o dicho de otra manera, implicará un mejor aprovechamiento de los recursos, que normalmente supondrá costes adicionales en equipos y/o en operación.

De acuerdo con lo expuesto anteriormente, y por lo general, una mejora de la eficiencia no se incorporaría cuando se lleva aparejado un incremento de los costes totales.

Para mejorar la utilización de los recursos energéticos se usan diferentes métodos, todos ellos deben lograr sus objetivos con una efectividad de costes, como por ejemplo la cogeneración, la cual produce de forma secuencial potencia y cierta transferencia de calor (o vapor de proceso) requerida para algún uso, uno de los objetivos de la cogeneración es desarrollar la potencia y la transferencia de calor usando un sistema integrado con un consumo de recursos menor al que se requeriría para producir individualmente cada uno de ellos.

La tabla 3.7 muestra el resumen con las respectivas eficiencias exergéticas para cada subsistema analizado en el presente trabajo.

ANALISIS EXERGETICO DE LA CALDERA									
DENOMINACION	FLUJO (Kg/h)	P(bar a)	T(°C)	H (KJ/Kg)	S (KJ/Kg-K)	b (KJ/Kg)	B(KW)	I(KW)	Eficiencia
BAGAZO	76000	1	25	8181.13	-	8181.13	172712.75	104385.61	38.16%
AIRE	402641.07	1	27	458.54	4.55	0	0.39		
AGUA	171570	70	52.8	223.07	0.73	8.75	417.23		
GASES	478641.07	1	167	169.41	-	-	3910.55		
VAPOR VIVO	171570	65	485	3379.15	6.79	1360.4	64834.21		
ANALISIS EXERGETICO DE LA TURBOGENERADOR A VAPOR									
DENOMINACION	FLUJO(Kg/h)	P (bar a)	T (°C)	H (KJ/Kg)	S (KJ/Kg-K)	b (KJ/Kg)	B (KW)	I(KW)	Eficiencia
VAPOR VIVO-TURBINA	171000	65.00	485.00	3379.15	6.79	1360.40	64618.81	6449.74	85.38%
VAPOR-EXTRACCION	102000	2.50	127.00	2715.95	7.05	619.05	17539.79		
VAPOR-SAL TURBINA	69000	0.11	47.64	2329.21	7.31	154.72	2965.43		
ENERGIA ELECTRICA							37663.84		
ANALISIS EXERGETICO CONDENSADOR									
DENOMINACION	FLUJO(Kg/h)	P(bar a)	T (°C)	H (KJ/Kg)	S (KJ/Kg-K)	b(KJ/Kg)	B (KW)	I(KW)	Eficiencia
MEZCLA ENTR CONDENS	69000	0.11	47.64	2329.21	7.31	154.72	2965.43	1287.92	55.59%
AGUA DE REFRIG ENTRADA	3527000	6.00	32.00	134.12	0.46	0.86	838.39		
AGUA DE REFRIG SALIDA	3527000	6.00	42.00	176.36	0.60	2.50	2450.46		
AGUA SAL-CONDENSADOR	69000	0.11	47.64	199.79	0.67	3.41	65.44		
ANALISIS EXERGETICO DE LA BOMBA DE ALIMENTACION									
DENOMINACION	FLUJO (Kg/h)	P (bar a)	T(°C)	H (KJ/Kg)	S (KJ/Kg-K)	b (KJ/Kg)	B (KW)	I(KW)	Eficiencia
AGUA-CALDERA	171570	70	52.80	223.07	0.73	8.75	417.23	42.46	81.01%
AGUA-LIQUIDA	171570	1	52.03	218.37	0.73	4.95	236.07		
ENERGIA ELECTRICA							223.62		
ANALISIS EXERGETICO EN LA PLANTA DE PROCESAMIENTO DE ETANOL									
DENOMINACION	FLUJO (Kg/h)	P(bar a)	T(°C)	H(KJ/Kg)	S (KJ/Kg-K)	b (KJ/Kg)	B (KW)	I(KW)	Eficiencia
CAÑA DE AZUCAR	200000.000	1.0	25.0		-	4709.00	261611.11	61244.78	61.58%
AGUA DE IMBIBICION	30000.000	1.0	25.0	104.247	0.365	0.00	0.00		
VAPOR-DESTILACION	570.000	10.0	454.4	3379.150	7.631	1109.71	175.70		
VAPOR-EXTRACCION	102000.000	2.5	127.0	2715.950	7.052	619.05	17539.79		
ENERGIA ELECTRICA	-	-	-	-	-	-	6400.00		
ETANOL ANHIDRO	13191.670	1.0		26790.000	-	26790.00	98168.01		
VINAZA	160808.330	1.0	90.0	377.831	1.195	26.18	1169.23		
BAGAZO	56000.000	1.0	25.0	8033.960	-	8033.96	124972.71		
CONDEN-CALDERA	102570.000	1.0	55.0	230.877	0.770	6.03	171.87		

Tabla 3.7 Resultados del balance exergetico de equipos principales.

Según la tabla 3.7, observamos que la caldera es un equipo que genera las mayores irreversibilidades en la planta, en segundo lugar la planta de procesamiento de etanol, tercero la turbina a vapor, cuarto el condensador y por último la bomba de alimentación cuya irreversibilidad es insignificante en comparación con los demás equipos.

Con todos estos resultados, finalmente en el siguiente capítulo vamos a realizar el análisis termo económico.

CAPITULO 4

ANÁLISIS TERMOECONÓMICO

Para el análisis termo-económico, debemos primero establecer la matriz de incidencia como se muestra en la tabla 4.1, la matriz de incidencia tiene una fila por equipos (n filas) y una columna por flujo (m columnas), sus elementos a_{ij} toman valor +1 si el flujo j entra en el equipo i, el valor -1 si sale del equipo y 0 cuando no aparece en el equipo.

Por ejemplo de la siguiente grafica observamos que el bagazo (flujo 8), follaje (flujo 10), aire (flujo 11) y agua de alimentación (flujo 12) ingresa a la caldera (equipo 1); por lo tanto le corresponde un valor de +1, también observamos que el vapor vivo (flujo 14) y los gases de chimenea (flujo 13) salen de la caldera por lo tanto le corresponde un valor de -1.

El mismo análisis se realiza para el distribuidor (equipo 2), el turbogenerador (equipo 3), el grupo condensador torre de enfriamiento (equipo 4), reservorio o hot well (Equipo 5), la bomba de alimentación (equipo 6) y la planta de procesamiento de etanol (equipo 7).

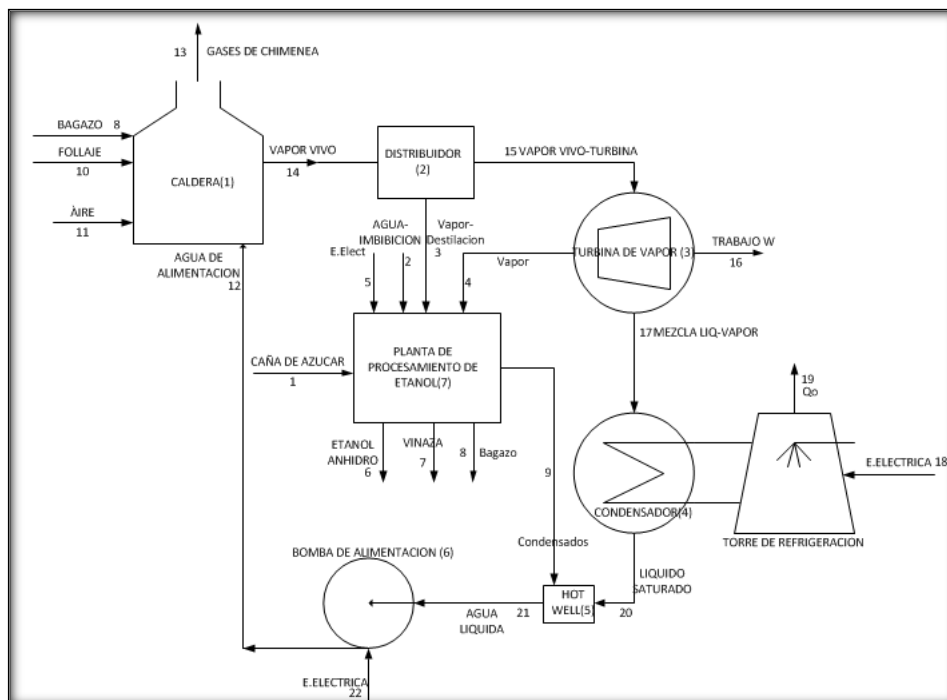


Fig. 4.1 Estructura productiva de la planta.

MATRIZ DE INCIDENCIA A																						
FLUJOS																						
EQUIPO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
1	0	0	0	0	0	0	0	1	0	1	1	1	-1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0
2	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	-1	0	0	0	0	0	0	0
3	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	-1	-1	0	0	0	0	0
4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	-1	-1	0	0
5	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	-1	0
6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1
7	1	1	1	1	1	-1	-1	-1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Tabla 4.1 Matriz de incidencia A.

Luego aplicando la sumatoria a la ecuación 1.50, para cada equipo se cumple;

$$\sum_e B_e - \sum_s B_s = I$$

Donde B es el vector fila cuyos elementos son las exergias de cada flujo.

El balance de exergía se puede expresar en función de la matriz de incidencia A y del vector B mediante la ecuación 1.17:

$$AxB = I$$

Donde I es el vector que contiene las irreversibilidades de cada uno de los equipos considerados en el análisis.

La tabla 4.2 muestra el resultado de aplicar la ecuación anterior obteniendo las irreversibilidades de cada equipo de la planta en análisis.

EQUIPO	I (Kw)
CALDERA	104,385.62
DISTRIBUIDOR	39.69
TURBINA	6,449.74
CONDENSADOR	467.73
HOT WELL	1.24
BOMBA	42.46
PLANTA DE ETANOL	61,244.78

Tabla 4.2 Irreversibilidades de los equipos de la planta.

La grafica 4.1 muestra la distribución de irreversibilidades en la planta de procesamiento de etanol y su sistema de cogeneración.

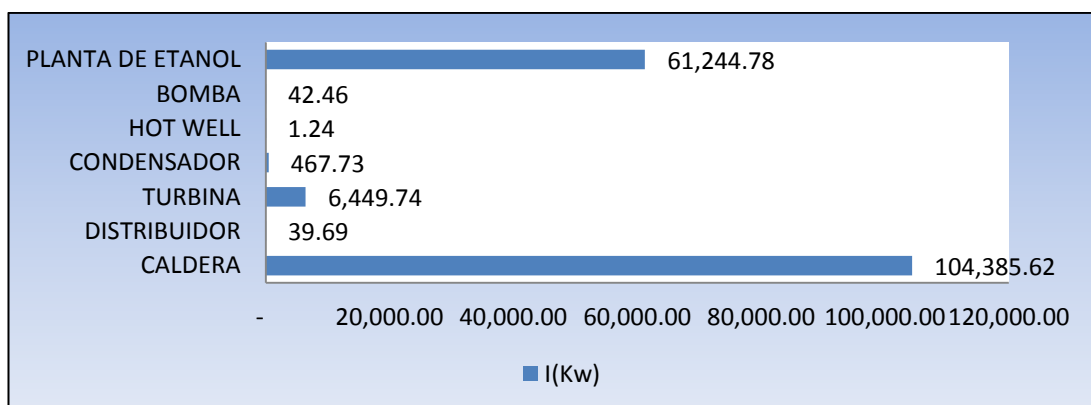


Grafico 4.1 Distribución de irreversibilidades (Kw).

Esta grafica muestra como la caldera (60.46%) y la planta de procesamiento de etanol (35.47%) tiene una gran influencia en la destrucción de la exergía.

La turbina a vapor (3.73%) también es un equipo que tiene una influencia considerable, pero sin duda si se quiere realizar una mejora en la planta, todos los esfuerzos se enfocarían primero en los diferentes procesos que integra la caldera y en segundo lugar los diferentes procesos en la planta de procesamiento de etanol.

4.1. Cálculo de los Costos Temporales no Exergético (\dot{Z})

Para calcular los costos temporales no exergeticos emplearemos las ecuaciones 1.77 y 1.78, previamente debemos determinar el costo de capital de cada equipo analizado.

4.1.1. Costo de capital de los equipos (PEC_K)

En el capítulo 1 se expuso la teoría necesaria para el cálculo del costo de capital de los equipos que conforman una planta industrial, que es útil cuando no se dispone de dicha información por los fabricantes, en el presente trabajo se usará la información de los costos de los equipos de la planta en análisis suministrado por fuentes gerenciales internas en la planta tal como se muestra en la tabla 4.4.

	EQUIPO	PEC-K
1	CALDERA	24,400,000.00
2	DISTRIBUIDOR	-
3	TURBOGENERADOR	9,500,000.00
4	CONDENSADOR	1,795,431.25
5	HOT WELL	-
6	BOMBA DE ALIMENTACIÓN	100,000.00
7	PLANTA ETANOL	35,000,000.00

Tabla 4.3 Costos de capital de los equipos PECK (USD).

4.1.2. Cálculo de los Costos Anualizados

El análisis económico-financiero de la planta es importante, ya que los valores de \dot{Z} para cada equipo van a depender de ciertos parámetros financieros como la tasa de interés/descuento, la tasa de inflación, la tasa de anualización, la relación deuda/capital, el periodo de análisis, entre otros que fueron analizado en la etapa de factibilidad.

En el presente análisis se considera una tasa de interés 12%, una tasa de inflación de 3%, la relación deuda/capital de 60/40, y un periodo de análisis de 10 años. Estos valores fueron suministrados por fuentes gerenciales internas de la planta de Maple.

Lo primero que determinaremos es la tasa de anualización empleando la siguiente formula clásica:

$$FA = \frac{i_n(1+i_n)^n}{(1+i_n)^n - 1} \quad (4.1)$$

Con un periodo de análisis $n=10$ años y $i_n = 12\%$ obtenemos el factor de anualización:

$$FA = 17.698\%$$

Luego, calculamos el valor actual de los costos de operación y mantenimiento y los costos mantenidos en todo el horizonte de análisis. El costo anualizado es el producto entre el valor actual y entre el factor de anualización **FA**.

La tabla 4.4 muestra los costos de operación y mantenimiento por cada año de análisis:

	Año				
	1	2	3	4	5
COSTO O&M (\$)	1,651,987.00	2,115,914.00	2,084,952.00	2,053,900.00	2,022,757.00
COSTO ACTUALIZADO	1,518,831.21	1,788,561.14	1,620,334.68	1,467,543.05	1,328,795.52
	6	7	8	9	10
COSTO O&M (\$)	1,991,523.00	1,960,198.00	1,928,782.00	1,897,275.00	1,876,001.00
COSTO ACTUALIZADO	1,202,825.59	1,088,479.27	984,705.25	890,545.85	809,584.07
				TOTAL	12,700,205.63

Tabla 4.4 Flujo de costos O&M (\$).

Empleando la siguiente formula:

$$OM = \sum_{t=1}^n OM_t \left[\frac{(1+r_{OM})(1+r_i)}{(1+i_n)} \right]^t \quad (4.2)$$

Considerando la tasa real promedio de aumento en los precios de los costos de operación y mantenimiento (r_{OM}) igual $r_{OM} = 0$, obtenemos el costo de operación y mantenimiento actualizado de \$ 12, 700,205.63 y finalmente obtenemos el costo anualizado de operación y mantenimiento:

$$OM_L = 0.179 \times 12,700,205.63 = \$ 2,246,666.38$$

Los valores de los costos mantenidos (CC) se muestran en las tablas 4.5, 4.6, 4.7 y 4.8.

	AÑO				
	1	2	3	4	5
INTERESES	2,901,651.00	3,639,401.00	3,354,643.00	3,043,173.00	2,702,485.00
INTERESES ACTUALIZADO	2,667,768.04	3,076,349.60	2,607,083.71	2,174,393.78	1,775,324.46
	6	7	8	9	10
INTERESES	2,329,838.00	1,922,234.00	1,476,394.00	988,732.00	455,323.00
INTERESES ACTUALIZADO	1,407,158.62	1,067,398.22	753,746.63	464,092.54	196,493.63
				TOTAL	16,189,809.22

Tabla 4.5 Flujo de intereses (\$).

	AÑO				
	1	2	3	4	5
DEPRECIACION	1,724,254.00	3,457,591.00	3,466,676.00	3,475,760.00	3,484,845.00
ACTUALIZADO	1,724,254.00	3,457,591.00	3,466,676.00	3,475,760.00	3,484,845.00
	6	7	8	9	10
DEPRECIACION	3,493,929.00	3,503,014.00	3,512,098.00	2,488,864.00	2,497,948.00
ACTUALIZADO	3,493,929.00	3,503,014.00	3,512,098.00	2,488,864.00	2,497,948.00
TOTAL					20,069,527.96

Tabla 4.6 Flujo de depreciaciones (\$).

	AÑO				
	1	2	3	4	5
DEUDA-PRESTAMO	3,035,574.00	3,320,332.00	3,631,802.00	3,972,490.00	4,345,137.00
DEUDA ACTUALIZADO	2,790,896.38	2,806,643.74	2,822,479.72	2,838,405.03	2,854,420.28
	6	7	8	9	10
DEUDA-PRESTAMO	4,752,740.00	5,198,580.00	5,686,243.00	6,219,652.00	0.00
DEUDA ACTUALIZADO	2,870,525.37	2,886,721.94	2,903,009.95	2,919,389.79	0.00
TOTAL					25,692,492.19

Tabla 4.7 Flujo de pago de deudas (\$).

	AÑO				
	1	2	3	4	5
CUENTAS POR PAGAR	1,077,402.00	1,175,348.00	1,175,348.00	1,175,348.00	1,175,348.00
ACTUALIZADO	990,559.73	993,510.02	913,429.72	839,804.17	772,113.09
	6	7	8	9	10
CUENTAS POR PAGAR	1,175,348.00	1,175,348.00	1,175,348.00	1,175,348.00	1,175,348.00
ACTUALIZADO	709,878.14	652,659.54	600,052.96	551,686.65	507,218.82
TOTAL					7,530,912.84

Tabla 4.8 Flujo de cuentas por pagar (\$).

La segunda fila de cada uno son los costos actualizados para cada año, y suman un total de \$ 69, 482,742.22.

Entonces el costo mantenido anualizado CC_L es:

$$CC_L = 0.17968 * (69,482,742.22) = \$12,484,659.12$$

La tabla 4.9 resume y muestra los resultados de estos cálculos aplicando las ecuaciones 1.77 y 1.78 para el análisis termo económico:

	EQUIPO	PEC-K	Z-K (USD/h)	Z-K (USD/s)
1	CALDERA	24,400,000.00	675.88	0.19
2	DISTRIBUIDOR	-	-	-
3	TURBOGENERADOR	9,500,000.00	263.15	0.07
4	CONDENSADOR	1,795,431.25	49.73	0.01
5	HOT WELL	-	-	-
6	BOMBA DE ALIMENTACIÓN	100,000.00	2.77	0.0008
7	PLANTA ETANOL	35,000,000.00	969.50	0.27
COSTOS ANUALIZADOS				
	OM-L	2,246,666.38		
	CC-L	12,484,659.12		
	FC	7,512.00		

Tabla 4.9 Costos de capital y costos temporales no exergéticos de los equipos.

4.2. Estructura Productiva de la Planta

Todo sistema térmico o proceso industrial tiene un propósito definido, que es de obtener una serie de productos, dicha serie de productos requiere del consumo de un conjunto de recursos. La estructura productiva nos permite identificar que flujos son fueles y que flujos son productos para cada subsistema analizado.

Para la determinación de los costos exergéticos analizaremos la estructura productiva de cada uno de los equipos de la planta.

El concepto Fuel-Producto fue introducido en el capítulo 1 y definimos el producto (P) como la exergía contenida en la utilidad deseada en el equipo analizado y fuel (F) como la exergía empleada para conseguir dicha utilidad. Entonces planteamos la siguiente ecuación:

$$F = P + R + D = P + I \quad (4.3)$$

Donde I es la irreversibilidad del proceso y vendría a ser la suma de la exergía destruida y la exergía de los residuos.

Para cada uno de los n subsistemas o equipos se va a realizar la definición de fueles, productos y residuos. La siguiente figura muestra los equipos y los flujos que intervienen en el análisis de la planta completa.

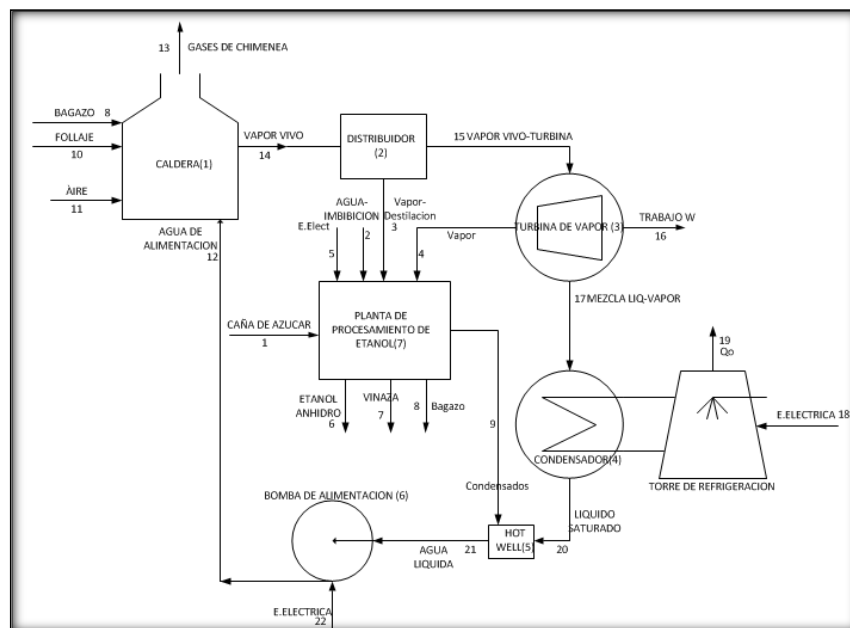


Grafico 4.2 Estructura productiva de la planta.

4.2.1. Caldera

El objetivo de la caldera es aumentar la exergía del agua de alimentación, para ello necesita dos flujos: Combustible y aire.

El flujo del biocombustible es una mezcla de bagazo y follaje, el bagazo proviene del proceso de molienda y el follaje del proceso de cosecha.

El fuel es la suma de las exergias de la mezcla de biocombustible y el aire, como el aire ingresa a la temperatura de referencia su exergía es nula.

$$F=B_8+B_{10}+B_{11}-B_{13} \quad (4.4)$$

El producto es la exergía trasferida al agua de alimentación por lo tanto será la diferencia entre la exergía del agua de alimentación y la exergía del vapor vivo:

$$P=B_{14}-B_{12} \quad (4.5)$$

Los flujos se muestran en la figura 4.1.

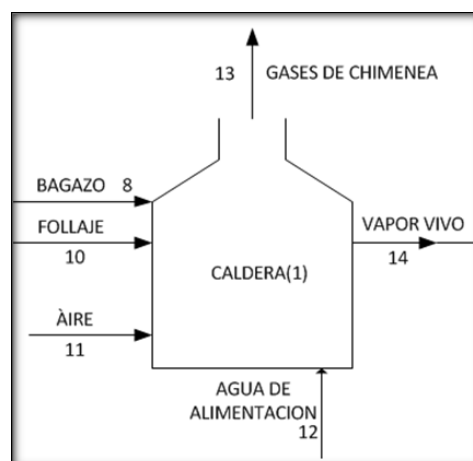


Fig. 4.1 Caracterización de Fuel - Producto Caldera.

4.2.2. Distribuidor

El vapor generado en la caldera se distribuye en dos flujos: Un flujo a 10 bar (a) para requerimientos en el proceso de destilación, y el segundo flujo a 65 bar (a) para expandirse sobre una turbina de vapor. El distribuidor puede ser un manifold para distribuir vapor a diferentes presiones pero dado que la demanda de vapor a 10 bar es pequeña en comparación con las demás, en el presente análisis se ha considerado con costo 0, ya que su costo es ínfimo comparado con los otros equipos.

Definimos el fuel de este equipo como el flujo de vapor que sale de la caldera.

$$F=B_{14} \quad (4.6)$$

Y el producto como la suma de la exergía de los flujos a las diferentes presiones.

$$P=B_{15}+B_3 \quad (4.7)$$

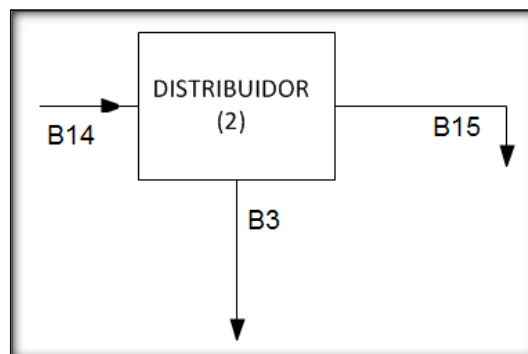


Fig. 4.2. Caracterización de Fuel - Producto Distribuidor.

4.2.3. Turbogenerador a Vapor

El objetivo del turbogenerador es producir energía eléctrica mediante el giro de un eje acoplado al generador eléctrico, producto de la expansión del flujo de vapor proveniente de la caldera.

El fuel o exergía utilizada es la diferencia entre los flujos de vapor a la entrada, la salida y extracción de la turbina.

$$F=B_{15}-B_4-B_{17} \quad (4.8)$$

El producto es la energía eléctrica producida:

$$P=B_{16} \quad (4.9)$$

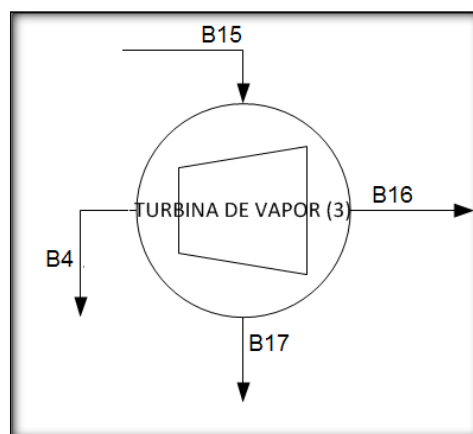


Fig. 4.3 Caracterización de Fuel - Producto Turbogenerador.

4.2.4. Condensador y Torre de Enfriamiento

El condensador y la torre de enfriamiento son los componentes que se denominan equipos disipativos. Como el calor que rechaza es un flujo que abandona el sistema sin dar lugar a producto útil debe ser imputado a los equipos donde se ha producido.

El criterio de asignaciones es proporcional a la entropía generada por cada equipo, este criterio se adoptará para la asignación de costes de los equipos de la planta.

El fuel de este equipo estaría determinado por la diferencia de exergias entre el flujo de entrada del condensador y de la salida.

$$F=B_{17}-B_{20}+B_{18} \quad (4.10)$$

El producto es el calor que rechaza del agua

$$P=B_{19} \quad (4.11)$$

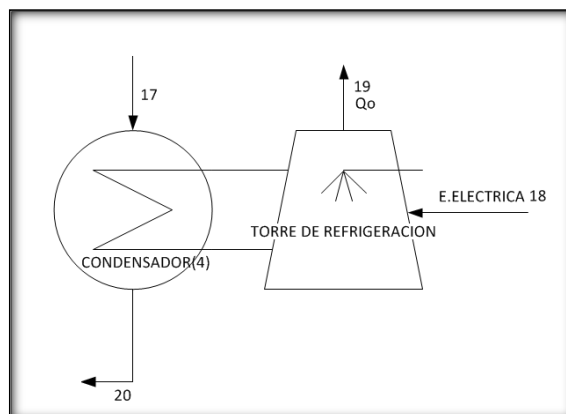


Fig. 4.4 Caracterización de Fuel – Producto Condensador.

4.2.5. Hot well

Este equipo colecta los condensados de los diferentes procesos, este equipo no tiene un producto y se ha considerado con fines prácticos (equipo ficticio).

Podemos decir que el fuel está determinado por la suma de las exergias de los diferentes flujos de condensados:

$$F=B_{20}+B_9 \quad (4.12)$$

Y su producto el agua líquida total a bombear:

$$P=B_{21} \quad (4.13)$$

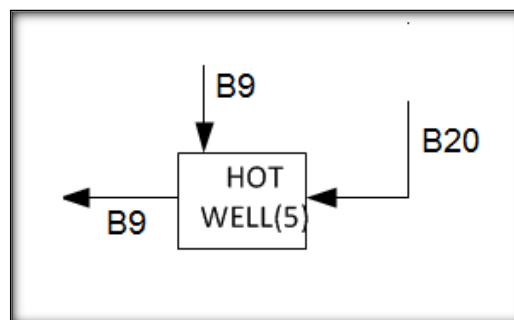


Fig. 4.5 Caracterización de Fuel – Producto Hot Well.

4.2.6. Bomba de Alimentación

La bomba de alimentación requiere del consumo de energía eléctrica para elevar la presión del agua de alimentación a la caldera.

Por lo tanto el fuel de este equipo es determinado por la energía eléctrica necesaria para poner en funcionamiento la bomba.

$$F=B_{22} \quad (4.14)$$

El producto estaría determinado por la diferencia de exergía que se produce entre la entrada y la salida del agua.

$$P=B_{12}-B_{21} \quad (4.15)$$

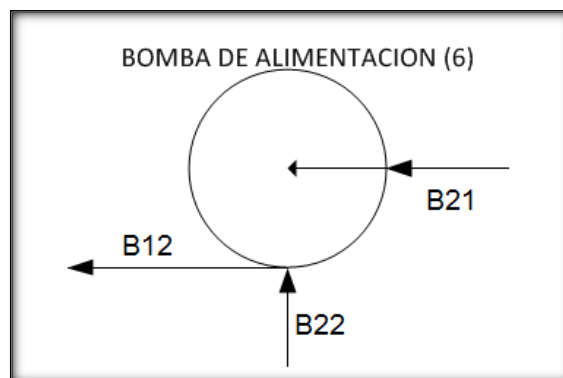


Fig. 4.6 Caracterización de Fuel - Producto
Bomba de alimentación.

4.2.7. Planta de Procesamiento de Etanol

El propósito de la planta es producir en promedio 400m³/día de etanol anhidro, como resultado de una serie de procesos secuenciales y específicos desde la recepción de la caña de azúcar, los flujos principales para el análisis son: el flujo de la caña de azúcar, el consumo de vapor, la demanda eléctrica y el agua de imbibición.

El fuel es la suma de las exergias de los flujos de entrada:

$$F=B_1+B_2+B_3+B_4+B_5-B_9-B_7-B_8 \quad (4.16)$$

El producto es el flujo de etanol anhidro.

$$P=B_6 \quad (4.17)$$

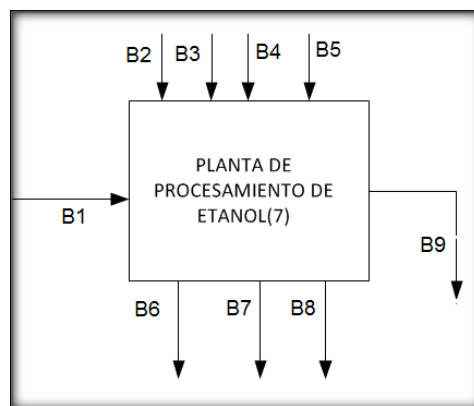


Fig. 4.7 Caracterización de Fuel – Producto
Planta de etanol.

Hasta aquí ya tenemos definido el propósito de cada equipo considerado en el análisis, la tabla 4.11 da un resumen mostrando claramente el fuel y producto de cada equipo analizado:

EQUIPO	FUEL	PRODUCTO
CALDERA	B8+B10+B11-B13	B14-B12
DISTRIBUIDOR	B14	B15+B3
TURBOGENERADOR	B15-B17-B4	B16
CONDENSADOR	B18+B17-B20	B19
HOT WELL	B9+B20	B21
BOMBA	B22	B12-B21
PLANTA DE ETANOL	B1+B5+B2+B3+B4-B7-B8-B9	B6

Tabla 4.11 Definición de Fuegos y productos.

4.3. Costos Exergéticos

En todo equipo, debido a las irreversibilidades se destruye exergía, por lo tanto la exergía necesaria para la obtención de un producto siempre será mayor que el contenido exergetico de dicho producto.

El coste exergetico de un producto es la cantidad de exergía necesaria para obtenerlo y lo simbolizamos por B^* .

El coste exergetico unitario, es la exergía necesaria para la obtención de la unidad de exergía del producto, emplearemos la ecuación 1.44 para el cálculo de los costos exergéticos.

$$k^* = \frac{B^*}{B}$$

A continuación vamos a analizar las ecuaciones de asignación de costes para cada subsistema.

4.3.1. Caldera

El balance de costes exergéticos se escribiría de la siguiente manera:

$$B_8^* + B_{10}^* + B_{11}^* - B_{13}^* - B_{14}^* + B_{12}^* = 0 \quad (4.18)$$

Como el flujo B13, corresponde a los gases de escape de la chimenea y son parte del fuel que se pierde, la ecuación adicional se plantea considerando igual costo exergetico unitario.

$$\frac{B_8^* + B_{10}^* + B_{11}^*}{B_8 + B_{10} + B_{11}} = \frac{B_{13}^*}{B_{13}} \rightarrow \frac{B_{13}}{B_8 + B_{10} + B_{11}} (B_8^* + B_{10}^* + B_{11}^*) - B_{13}^* = 0 \quad (4.19)$$

4.3.2. Distribuidor

En este equipo el vapor se distribuye a presiones diferentes, el distribuidor es un manifold para distribuir vapor a diferentes presiones para los requerimientos de la planta.

Planteamos entonces la siguiente ecuación de coste exergetico:

$$B_{14}^* - B_{15}^* - B_3^* = 0 \quad (4.20)$$

Los productos son los vapores a diferentes procesos, se plantea la ecuación adicional considerando el mismo coste exergetico unitario, debido a que el proceso de formación de dichos flujos ha sido el mismo.

$$\frac{B_{15}^*}{B_{15}} = \frac{B_3^*}{B_3} \rightarrow \frac{B_{15}}{B_3} B_3^* - B_{15}^* = 0 \quad (4.21)$$

4.3.3. Turbogenerador a Vapor

El balance de costes exergéticos se escribiría de la siguiente manera:

$$B_{15}^* - B_{17}^* - B_4^* - B_{16}^* = 0 \quad (4.22)$$

Las ecuaciones adicionales se plantean tomando en cuenta que el vapor de extracción para procesos B4, y la mezcla liquido-vapor a la salida de la turbina tiene el mismo costo exergético unitario que el vapor de entrada.

$$\frac{B_{15}^*}{B_{15}} = \frac{B_{17}^*}{B_{17}} = \frac{B_4^*}{B_4}$$

$$\frac{B_{15}^*}{B_{15}} = \frac{B_{17}^*}{B_{17}} \rightarrow \frac{B_{17}}{B_{15}} B_{15}^* - B_{17}^* = 0 \quad (4.23)$$

$$\frac{B_{15}^*}{B_{15}} = \frac{B_4^*}{B_4} \rightarrow \frac{B_{15}}{B_4} B_4^* - B_{15}^* = 0 \quad (4.24)$$

4.3.4. Condensador

El balance de costes exergéticos se escribiría de la siguiente manera:

$$B_{17}^* - B_{20}^* + B_{18}^* - B_{19}^* = 0 \quad (4.25)$$

Se plantea la ecuación adicional considerando que ambos flujos de salida del condensador tiene el mismo costo exergético unitario.

$$\frac{B_{19}^*}{B_{19}} = \frac{B_{20}^*}{B_{20}} \rightarrow \frac{B_{20}}{B_{19}} B_{19}^* - B_{20}^* = 0 \quad (4.26)$$

4.3.5. Hot well

El balance de costes exergeticos se escribiría de la siguiente manera:

$$B_9^* + B_{20}^* - B_{21}^* = 0 \quad (4.27)$$

$$\frac{B_9^*}{B_9} = \frac{B_{20}^*}{B_{20}} \rightarrow \frac{B_{20}}{B_9} B_9^* - B_{20}^* = 0 \quad (4.28)$$

4.3.6. Bomba de Alimentación

Planteamos la siguiente ecuación de coste exergetico:

$$B_{22}^* - B_{12}^* + B_{21}^* = 0 \quad (4.29)$$

4.3.7. Planta de Procesamiento de Etanol

Planteamos la siguiente ecuación de coste exergetico:

$$B_1^* + B_2^* + B_3^* + B_4^* + B_5^* - B_7^* - B_8^* - B_9^* - B_6^* = 0 \quad (4.30)$$

Las ecuaciones adicionales se plantean considerando que la vinaza, como el bagazo forman parte del fuel no utilizado, y por lo tanto tiene el mismo costo exergético unitario, ya que su proceso de formación ha sido el mismo.

$$\frac{B_1^* + B_2^* + B_5^*}{B_1 + B_2 + B_5} = \frac{B_8^*}{B_8} \rightarrow \frac{B_8}{B_1 + B_2 + B_5} (B_1^* + B_2^* + B_5^*) - B_8^* = 0 \quad (4.31)$$

$$\frac{B_1^* + B_2^* + B_5^*}{B_1 + B_2 + B_5} = \frac{B_7^*}{B_7} \rightarrow \frac{B_7}{B_1 + B_2 + B_5} (B_1^* + B_2^* + B_5^*) - B_7^* = 0 \quad (4.32)$$

Por ultimo queda expresar las ecuaciones para los flujos de energía eléctrica, todos estos flujos tiene el mismo costo exergético unitario, dado que su proceso de formación ha sido el mismo.

$$\frac{B_{16}^*}{B_{16}} = \frac{B_{22}^*}{B_{22}} = \frac{B_{18}^*}{B_{18}} = \frac{B_5^*}{B_5}$$

$$\frac{B_{16}^*}{B_{16}} = \frac{B_{22}^*}{B_{22}} \rightarrow \frac{B_{22}}{B_{16}} B_{16}^* - B_{22}^* = 0 \quad (4.33)$$

$$\frac{B_{16}^*}{B_{16}} = \frac{B_5^*}{B_5} \rightarrow \frac{B_{16}}{B_5} B_5^* - B_{16}^* = 0 \quad (4.34)$$

$$\frac{B_{16}^*}{B_{16}} = \frac{B_{18}^*}{B_{18}} \rightarrow \frac{B_{18}}{B_{16}} B_{16}^* - B_{18}^* = 0 \quad (4.35)$$

Las expresiones anteriores junto con la matriz de los flujos de entrada mostrada en la tabla 4.12, forman el sistema de ecuaciones completo para resolver la matriz de costos exergéticos.

MATRIZ α_e																						
	FLUJOS																					
Ec	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
9	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
10	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
11	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Tabla 4.12 Matriz de flujos de entrada.

La matriz de la tabla 4.12 se forma considerando todo la planta como un bloque de análisis, por ejemplo del grafico 4.2 tenemos que los flujos de entrada son la caña de azúcar (flujo 1), agua de imbibición (flujo 2), follaje (flujo 10) y aire (flujo 11) y le corresponde un valor de +1 en cada columna respectiva de la matriz α_e , la columna **Ec** representa cada ecuación adicional para poder resolver el sistema total.

La matriz **Be**, representa la matriz de exergias de flujo de entrada del sistema total.

Be (Kw)
47,777.78
0.39
-
261,611.11

Tabla 4.13 Exergía de Flujos de entrada.

Una vez establecido las matrices de incidencia A y de recursos externos α_e tenemos una matriz de 11x22, pero debemos formar la matriz ampliada de 22x22, esto se logra estableciendo las ecuaciones adicionales de las secciones anteriores

4.18 hasta 4.35 y reemplazar los coeficientes en la respectiva columna de los flujos. Por ejemplo de la ecuación 4.19 le corresponde la fila 12 y observamos que a los flujos 8, 10 y 11 le corresponde un coeficiente de $\frac{B_{13}}{B_8+B_{10}+B_{11}}$ cuyo valor es 0.02 y un valor de -1 para el flujo 13, la fila 13 es la representación de la ecuación 4.21 la fila 14 es la representación de la ecuación 4.23, la fila 15 es la representación de la ecuación 4.24, la fila 16 es la representación de la ecuación 4.26 y así sucesivamente con cada una de las ecuaciones adicionales hasta llegar con la ecuación 4.35 que es la fila 22, estos valores aparecen en la matriz ampliada de la tabla 4.14.

La matriz ampliada para el cálculo de costos exergéticos, se muestra en la tabla 4.14. En la columna **B**, los números del 1 al 7 representan las ecuaciones formada por cada equipo analizado, los numeros del 8 al 11 representa las ecuaciones formada por la matriz de flujos externos αe y los números de 12 al 22 representan las ecuaciones adicionales formada por la estructura productiva de la planta y modelo Fuel-Producto.

MATRIZ COSTE EXERGETICO																						
B	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	F12	F13	F14	F15	F16	F17	F18	F19	F20	F21	F22
1	0	0	0	0	0	0	0	1	0	1	1	1	-1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0
2	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	-1	0	0	0	0	0	0	0
3	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	-1	-1	0	0	0	0	0
4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	-1	-1	0	0
5	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	-1	0
6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1
7	1	1	1	1	1	-1	-1	-1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
9	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
10	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
11	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
12	0	0	0	0	0	0	0	0.023	0	0.023	0.023	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0
13	0	0	367.8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0
14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.05	0	-1	0	0	0	0	0
15	0	0	0	3.68	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0
16	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.02	-1	0	0
17	0	0	0	0	0	0	0	0	0.381	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0
18	0.466	0.466	0	0	0.466	0	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
19	0.004	0.004	0	0	0.004	0	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
20	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.01	0	0	0	0	0	-1
21	0	0	0	0	5.88	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	0	0	0	0	0	0
22	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.01	0	-1	0	0	0	0

Tabla 4.14 Matriz de costo Exergético ampliada A.

Al plantear y resolver la ecuación 1.69, obtenemos los costos exergeticos B^* de cada flujo del sistema en análisis.

Los resultados que se muestran en la tabla 4.15 son los costos exergeticos (B^*) y los costos exergeticos unitarios K^* ($\frac{B^*}{B}$) calculados empleando la ecuación 1.69 y 1.44. Con ayuda del software Matlab Versión 2012 para la solución de la matriz cuadrada de 22 x 22.

FLUJO	B (KW)	B* (KW)	K*
1	261,611.11	261,611.11	1.00
2	-	-	-
3	175.70	520.06	2.96
4	17,539.79	51,915.16	2.96
5	6,400.00	22,186.94	3.47
6	98,168.01	187,445.68	1.91
7	1,169.23	1,344.93	1.15
8	124,972.71	146,933.94	1.18
9	171.87	508.72	2.96
10	47,777.78	47,777.78	1.00
11	0.39	0.39	1.00
12	417.23	1,477.65	3.54
13	3,910.55	4,407.68	1.13
14	64,834.21	191,782.07	2.96
15	64,618.81	191,262.01	2.96
16	37,663.84	130,569.61	3.47
17	2,965.43	8,777.24	2.96
18	450.00	1,560.02	3.47
19	2,882.26	10,143.56	3.52
20	65.44	193.69	2.96
21	236.07	702.41	2.98
22	223.62	775.24	3.47

Tabla 4.15 Costos exergeticos y costos exergeticos unitarios.

En la tabla 4.15 se observa que para producir 37, 663.84Kw de energía eléctrica (flujo 16) se requiere 130, 569.614 Kw, observamos también que los flujos de vapor (flujo 4, 15, 16) tiene un costo exergetico ($k=2.96$) ligeramente menor que el flujo 16 que es la energía eléctrica ($k=3.46$), este hecho es lógico puesto que la energía

eléctrica tiene mayor calidad que el vapor, dicho de otro modo la energía eléctrica es un producto refinado ya que esta al final de la cadena de la estructura productiva.

4.4. Costos Termo-económicos

El balance de costos termo-económicos toma en cuenta ambas corrientes, la exergía del flujo y el costo del equipo que se usa, es decir en todo sistema con un producto P y un fuel F bien definido, puede decirse que el costo termo económico para obtener el producto P, es igual al costo del combustible usado para producirlo más el costo Z., los costos Z ya fueron obtenidos anteriormente y se muestran en la tabla 4.10.

Como la estructura de costos ya fue definida y que es la matriz ampliada A, esta matriz se usará para calcular los costes termo-económicos.

Por lo tanto para cada flujo de un sistema dado, la matriz A puede asociarle un costo termo-económico Π , que es la cantidad de unidades económicas necesarias para producirlo.

Ahora cada valor de las exergías de entrada al sistema W (tabla 4.13), se multiplicará por su precio para formar la matriz ampliada \mathbb{Z} mostrada en la tabla 4.16.

El precio de la caña de azúcar es 17.8\$/ton (Ministerio de Agricultura, 2008), sin embargo en la presente tesis, se ha considerado 24\$/Ton, dicho valor, suministrado

por fuentes confiables internas de la planta, vendría a ser la suma de los insumos adicionales (materia prima) para el proceso de producción como cal, levaduras, que se consideraron juntos con el flujo que representa la caña de azúcar.

A continuación, la tabla 4.16 muestra la matriz que contiene los costos Z en unidades monetarias por unidad de tiempo ($\$/s$).

FLUJO	Z ($\$/seg$)
1	-0.188
2	0.000
3	-0.073
4	-0.014
5	0.000
6	0.000
7	-0.270
8	0.000
9	0.000
10	0.000
11	1.452
12	0.000
13	0.000
14	0.000
15	0.000
16	0.000
17	0.000
18	0.000
19	0.000
20	0.000
21	0.000
22	0.000

Tabla 4.16 Matriz de costos Z ($\$/seg$).

Esta matriz columna se construye utilizando los valores de la tabla 4.10 y asociando el costo de los flujos externos, que es la caña de azúcar (1.452 $\$/s$), follaje (0 $\$/s$), aire (0 $\$/s$).

Al emplear la ecuación 1.73, obtenemos los costos exergo-económicos Π para cada corriente de los subsistemas analizados, estos valores se muestran en la tabla 4.17.

Nº	CORRIENTE	B (KW)	C-(\$/Mw-h)	ρ (\$/s)	ρ (\$/h)
1	CAÑA DE AZUCAR	261,611.11	19.99	1.452	5,228.67
2	AGUA DE IMBIBICION	-	-	-	-
3	VAPOR-DESTILACION	175.70	50.61	0.002	8.89
4	VAPOR-EXTRACCION	17,539.79	50.61	0.247	887.64
5	ENERGIA ELECTRICA	6,400.00	66.26	0.118	424.06
6	ETANOL ANHIDRO	98,168.01	49.44	1.348	4,853.29
7	VINAZA	1,169.23	19.34	0.006	22.61
8	BAGAZO	124,972.71	21.08	0.732	2,634.17
9	CONDENSADOS-CALDERA	171.87	50.57	0.002	8.69
10	FOLLAJE	47,777.78	-	-	-
11	AIRE	0.39	-	-	-
12	AGUA DE ALIMENTACION	417.23	70.92	0.008	29.59
13	GASES DE CHIMENEA	3,910.55	15.49	0.017	60.59
14	VAPOR VIVO	64,834.21	50.58	0.911	3,279.06
15	VAPOR VIVO-TURBINA	64,618.81	50.61	0.908	3,270.17
16	ENERGIA ELECTRICA	37,663.84	66.26	0.693	2,495.61
17	VAPOR-SALIDA TURBINA	2,965.43	50.61	0.042	150.07
18	ENERGIA ELECTRICA	450.00	66.26	0.008	29.82
19	CALOR RECHAZADO	2,882.26	78.52	0.063	226.31
20	AGUA SAL-CONDENSADOR	65.44	50.61	0.001	3.31
21	AGUA ALIMENTACION-LIQUIDA	236.07	50.85	0.003	12.00
22	ENERGIA ELECTRICA -BOMBA	223.62	66.26	0.004	14.82

Tabla 4.17 Costos termo económicos de los flujos internos de la planta.

4.5. Variables Termo económicas de Evaluación

Una vez calculado el coste exergético unitario y el coste temporal de todas las corrientes, se pueden calcular los parámetros termo-económicos de evaluación para todo el sistema en estudio que serán útiles para una futura optimización.

Las variables calculadas son la diferencia relativa de costos y el factor exergo-económico, según se muestra en la sección 4.6 de resultados termo-económicos.

4.6. Resultados Termo-económicos

A continuación en las siguientes tablas se muestra un resumen de los resultados termo-económicos calculados en el presente trabajo.

Nº	CORRIENTE	B (KW)	C-(\$/Mw-h)	ρ (\$/s)	ρ (\$/h)
1	CAÑA DE AZUCAR	261,611.11	19.99	1.452	5,228.67
2	AGUA DE IMBIBICION	-	-	-	-
3	VAPOR-DESTILACION	175.70	50.61	0.002	8.89
4	VAPOR-EXTRACCION	17,539.79	50.61	0.247	887.64
5	ENERGIA ELECTRICA	6,400.00	66.26	0.118	424.06
6	ETANOL ANHIDRO	98,168.01	49.44	1.348	4,853.29
7	VINAZA	1,169.23	19.34	0.006	22.61
8	BAGAZO	124,972.71	21.08	0.732	2,634.17
9	CONDENSADOS-CALDERA	171.87	50.57	0.002	8.69
10	FOLLAJE	47,777.78	-	-	-
11	AIRE	0.39	-	-	-
12	AGUA DE ALIMENTACION	417.23	70.92	0.008	29.59
13	GASES DE CHIMENEA	3,910.55	15.49	0.017	60.59
14	VAPOR VIVO	64,834.21	50.58	0.911	3,279.06
15	VAPOR VIVO-TURBINA	64,618.81	50.61	0.908	3,270.17
16	ENERGIA ELECTRICA	37,663.84	66.26	0.693	2,495.61
17	VAPOR-SALIDA TURBINA	2,965.43	50.61	0.042	150.07
18	ENERGIA ELECTRICA	450.00	66.26	0.008	29.82
19	CALOR RECHAZADO	2,882.26	78.52	0.063	226.31
20	AGUA SAL-CONDENSADOR	65.44	50.61	0.001	3.31
21	AGUA ALIMENTACION-LIQUIDA	236.07	50.85	0.003	12.00
22	ENERGIA ELECTRICA -BOMBA	223.62	66.26	0.004	14.82

Tabla 4.18 Costos termo económicos de los flujos internos de la planta.

EXERGIA (KW)			
EQUIPO	FUEL	PRODUCTO	I
CALDERA	168,840.33	64,416.97	104,423.36
DISTRIBUIDOR	64,834.21	64,794.52	39.69
TURBOGENERADOR	44,113.59	37,663.84	6,449.74
CONDENSADOR	3,349.99	2,882.26	467.73
HOT WELL	237.31	236.07	1.24
BOMBA	223.62	181.16	42.46
PLANTA DE ETANOL	159,412.79	98,168.01	61,244.78

Tabla 4.19. Tabla de exergía Fuel, Producto e Irreversibilidades.

COSTOS EXERGEOECONOMICOS		
EQUIPO	$\Pi F(\\$/s)$	$\Pi P(\\$/s)$
CALDERA	0.715	0.903
DISTRIBUIDOR	0.911	0.911
TURBOGENERADOR	0.620	0.693
CONDENSADOR	0.049	0.063
HOT WELL	0.003	0.003
BOMBA	0.004	0.005
PLANTA DE ETANOL	1.079	1.348

Tabla 4.20. Costos Exergo-económicos.

COSTO EXERGIA DESTRUIDA		
EQUIPO	$I(Kw)$	$Cd(\\$/h)$
CALDERA	104,423.36	1,591.70
DISTRIBUIDOR	39.69	2.01
TURBOGENERADOR	6,449.74	326.40
CONDENSADOR	467.73	24.65
HOT WELL	1.24	0.06
BOMBA	42.46	2.81
PLANTA DE ETANOL	61,244.78	1,492.11
TOTAL	172,669.01	3,439.75

Tabla 4.21. Costos de la exergía Destruída.

EQUIPO	r	f	$Z+Cd (\\$/h)$	Eficiencia
CALDERA	2.309	0.298	2,267.58	38.15%
DISTRIBUIDOR	-	-	-	-
TURBOGENERADOR	0.309	0.446	589.55	85.38%
CONDENSADOR	0.490	0.669	74.39	86.04%
HOT WELL	-	-	-	-
BOMBA	0.465	0.496	5.58	81.01%
PLANTA DE ETANOL	1.029	0.394	2,461.61	61.58%

Tabla 4.22. Variables Termo-económicas de evaluación.

CONCLUSIONES

Las conclusiones que se obtienen de este análisis son:

Se concluye que el análisis Termo económico es una herramienta de ingeniería útil para visualizar la distribución de los costos en el interior de una planta industrial ya que se obtienen los costos monetarios de cada uno de los flujos que participan en la elaboración de un producto determinado, incluyendo los productos mismos.

Con el análisis termo-económico podemos identificar rápidamente cuales son los focos de ineficiencia en un sistema térmico, los flujos que causan dichas ineficiencias, al obtener los valores de todos los flujos que participan en un proceso productivo, se pueden analizar diferentes regímenes de funcionamiento y mediante algoritmos obtener las relaciones entre ellos para una optimización en su funcionamiento.

El análisis termo económico nos permite identificar grandes posibilidades de ahorro energético y consecuentemente de dinero, al obtener el costo de las irreversibilidades sabemos cuánto dinero estamos invirtiendo y pagando por obtener los productos deseados.

Puesto que el análisis termo económico enlaza los análisis termodinámicos y análisis económicos clásicos, se concluye que por el lado económico la tasa de interés y el tiempo con que se amortiza una financiación en la etapa de factibilidad

son parámetros importantes a tener en cuenta para establecer el límite base sobre el cual se establece los objetivos de optimización y ahorro energético en una planta en operación Tabla 4.22, Tablas 4.6-4.9.

Debido a que la caldera es un elemento muy caro y genera grandes irreversibilidades, provoca un alto encarecimiento de la unidad exergética de sus productos. Se puede concluir entonces que la adquisición de una caldera más barata aunque con menor rendimiento exergético podría aumentar la rentabilidad del proceso global.

El aprovechamiento de todas las corrientes actualmente desaprovechadas reduciría los costes imputados a los productos y mejoraría la eficiencia de la instalación. Tanto los gases de escape a la salida de la caldera, que se encuentran a 167 °C, como los calores cedidos por el agua de las torres de refrigeración, podrían ser utilizados disminuyendo así el coste imputado a los productos de la instalación.

El aprovechamiento de los gases calientes para calentar el bagazo y disminuir su humedad, podría mejorar la eficiencia de la caldera y a su vez disminuiría los costos imputados al producto final (energía eléctrica).

Cuanto mayor sea la diferencia relativa de costos (r), se debe prestar más atención a ese componente, sobre todo cuando la tasa de costos Z_k y C_d son altos, tal es el caso de la caldera bagacera debido a las grandes irreversibilidades que genera, produce un encarecimiento de su producto (vapor vivo).

Cuando el valor de la diferencia relativa de costos (r) es alto, el factor exergo-económico identifica la fuente de mayor costo (costo de capital Z_k o costo de destrucción de exergía C_d) que causa el alto valor de r .

BIBLIOGRAFÍA

Can Ahmet, B. E. (2002). Exergoeconomics analysis of condenser. Exergy, An International Journal 2, pp. 113-118.

El-Sayed, Y. M. (1970). Thermoeconomics and the Design of Heat Systems. New York: Transactions of the ASME. Journal of Engineering and Power, Vol. 92 no. 1, pp. 27-35.

Escobar, Jose Carlos. (2010). Análise Termoeconômica Integrada das Plantas de Cogeração e Etanol em uma Destilaria Autônoma. Tesis de doctorado.

Kwak, H.-Y. K.-J.-S. (2009). Exergetic and thermoeconomic analyses of power plants. pag 28:343-360.

Lozano M.A. (1987). Metodología para el análisis exerético de calderas de vapor en centrales térmicas. Zaragoza: Tesis Doctoral.

Lozano, M. A. (1993). Theory of the exergetic cost and thermoeconomic optimization. Energy Systems and Ecology. J. Szargut et al, Eds, pp. 339-350.

Lozano, M. A. (1993). Theory of the exergetic cost. . Zaragoza.

Morán, M. a. (2º Edición 2004.). Fundamentos de Termodinámica Tecnica. New York: Mc Graw Hill.

Pérez M. (2009). Análisis energético y exerético de un condensador principal de un ciclo híbrido de 550 MW. Tesis de maestría, IPN.

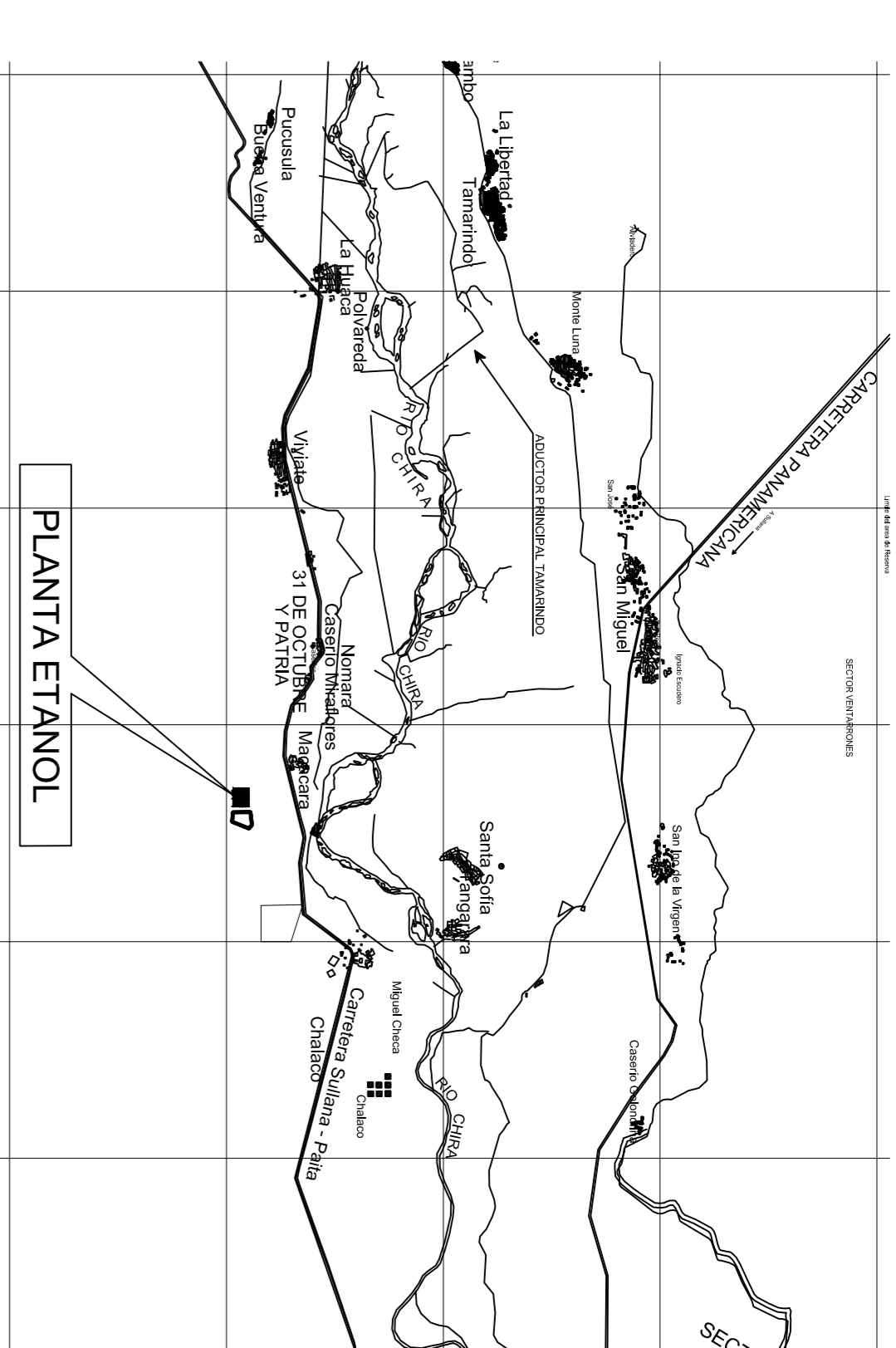
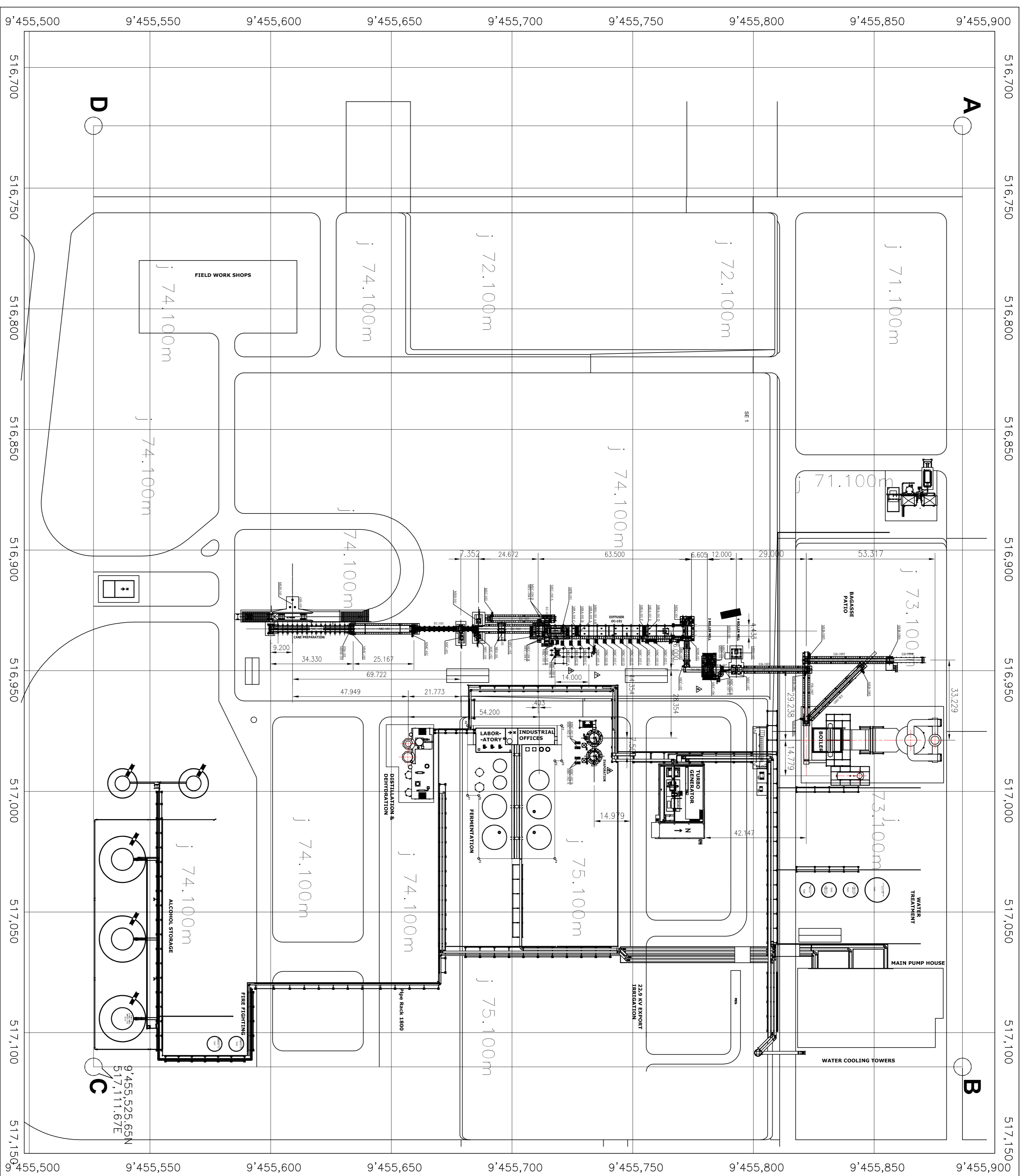
Sánchez A., L. R. (n.d.). Análisis Termoeconómico de una planta termosolar de 34 kW. Memoria del VI Congreso Anual de la Sociedad Mexicana de Ingeniería Mecánica pp. 19-26.

Serra L. (1994). Optimización Exergoeconómica de Sistemas Térmicos. . Tesis Doctoral.Dpto. de Ingeniería Mecánica. Universidad de Zaragoza.

Stodola, A. (1927). Steam and Gas Turbines. pp. 316. New York, USA.: McGraw Hill Company, Vol. 1,.

- T.J., K. (1985). The exergy method of thermal plant analysis. Butterworths, London.
- Torres, C . (1991). Exergoeconomía Simbólica. Metodología para el Análisis termoeconómico de sistemas energéticos. . Zaragoza: Tesis Doctoral. Departamento de Ingeniería Mecánica. Universidad de Zaragoza.
- Tsatsaronis, G. W. (1985). Exergoeconomic Analysis and Evaluation Of Energy Conversion Plants. New York.
- Uche Marcuello Javier. (2000). Análisis Termo económico de una planta combinada de producción de agua y energía. Zaragoza: Tesis Doctoral.
- Valero A., L. M. (1986). A general theory of exergy saving. Part I: On the exergetic cost. Part II: On the thermoeconomic cost. Part III: Energy saving and thermoeconomics. Computed-Aided engineering and energy systems. AES. Vol. 2-3. (ASME Book H0341C). pp. 1-22.
- Valero, A. L. (1989). A General Theory Of exergy Saving. Madrid.
- Yehia M., E.-S. (1999). Thermodynamics and Thermoeconomics. Thermodynamics, Vol.2 (No.1), pp.5-18.
- Zylbersztajn, D. (1999). Thermoeconomic Analysis of Electricity Cogeneration from Sugarcane Origin. Sao Paulo .

ANEXO A: Arreglo General-Planta



CUADRO DE VERTICES

VERTICE	COORDENADAS U.T.M. PSAD 56	
	NORTE	ESTE
A	9455885.71	516721.67
B	9455885.71	517111.67
C	9455525.65	517111.67
D	9455525.65	516721.67

NOTAS:
 PLANO DE REFERENCIA N° SSO.000416: DEFINICIONES PARA LA COLOCACION DE LOS EQUIPOS UNI-SYSTEMS EN LAYOUT ACTUAL (SUGAR SOFT) REV. 0
 PLANO DE REFERENCIA N° 41618-LO-GE01-0100-08 LAY OUT GERAL UNI SYSTEMS.
 ⊕ = ALTURA REFERIDA EN msnm

REV.	REVISIONES	FECHA	POR	DISEÑO	REVISADO 1	REVISADO 2	REVISADO 3	REVISADO 4	REVISADO 5	APROBADO	FECHA	INGENIERIA	INGENIERA :	PROYECTO N°:	DISCIPLINA :	ESCALA :	APROBACION DEL CLIENTE:	PLANO N°:	REV.	
F	EMITIDO PARA APROBACION	28/04/11	WCV	HAUG S.A.	FFG	JG	AD	E	P869-000-CV-LY-0002											
E	EMITIDO PARA APROBACION	11/04/11	WCV	HAUG S.A.	FFG	JG	AD	D	P869-000-CV-LY-0002											
D	EMITIDO PARA APROBACION	19/03/11	WCV	HAUG S.A.	FFG	JG	AD	C	P869-000-CV-LY-0002											
C	EMITIDO PARA APROBACION	03/01/11	WCV	HAUG S.A.	FFG	JG	AD	B	P869-000-CV-LY-0002											
B	EMITIDO PARA APROBACION	10/11/10	FFM	HAUG S.A.	ADS		ADS	A	P869-000-CV-LY-0002											
A	EMITIDO PARA APROBACION	09/11/10	FFM	HAUG S.A.	ADS		ADS		P869-000-CV-LY-0002											

INGENIERIA		
NOMBRE	FECHA	
HAUG S.A.	ABR. 2011	
WCV	ABR. 2011	
FFG	ABR. 2011	
JG	ABR. 2011	
AD	ABR. 2011	

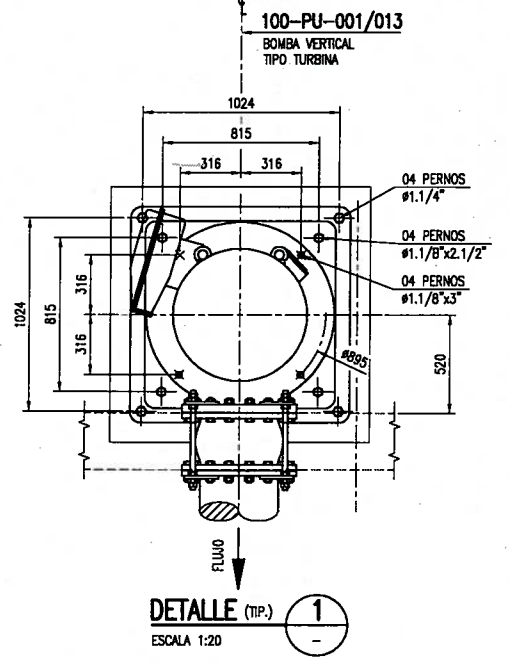
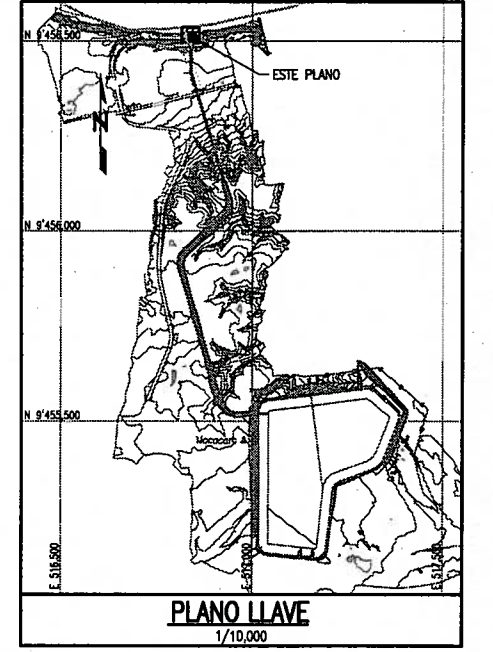
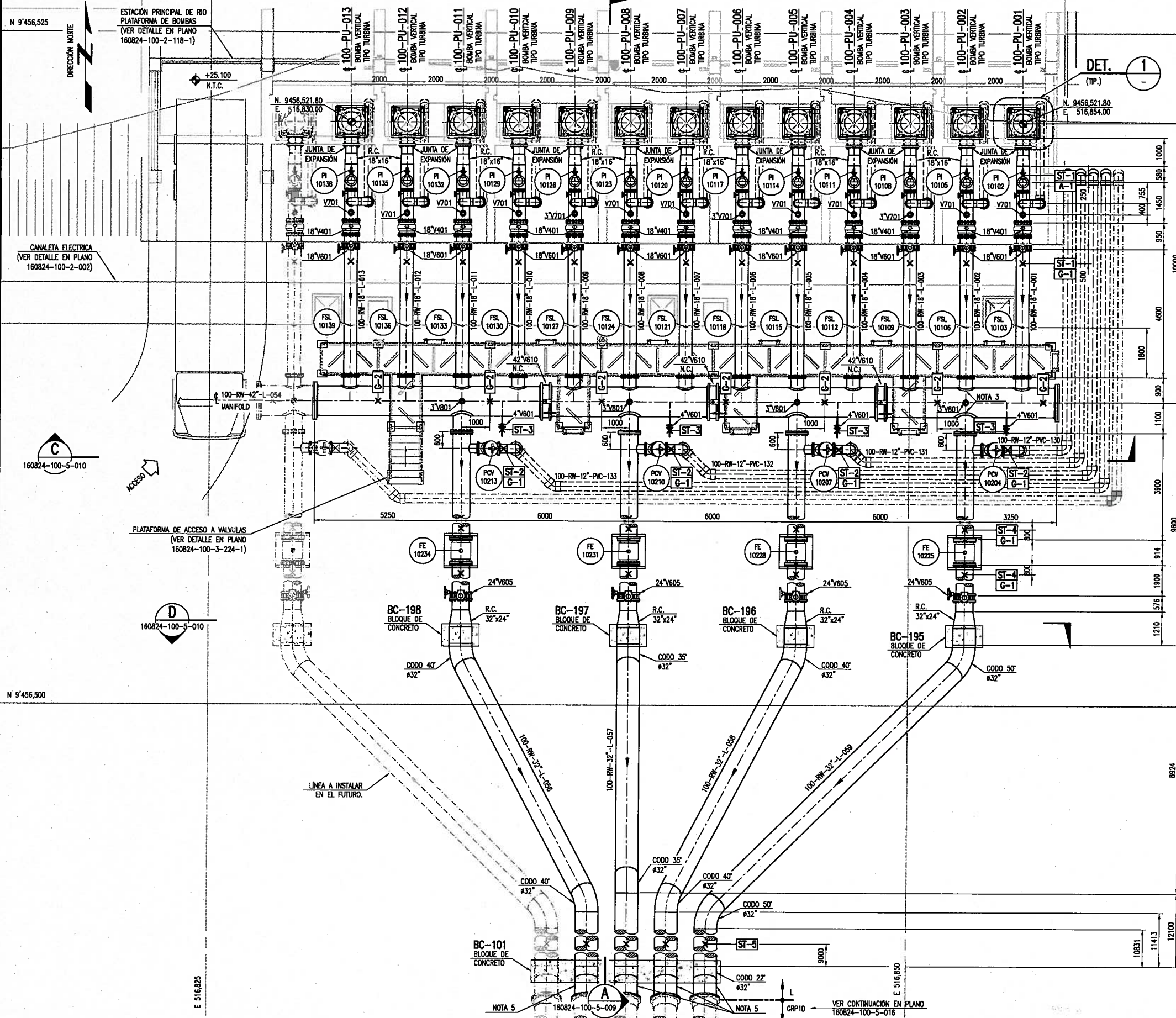
PROYECTO N°:	
ME-CIC-013	
DISCIPLINA :	
CIVIL	

CLIENTE :	
MAPLE ETANOL	
PROYECTO MAPLE ETANOL	
ARREGLO GENERAL	

ESCALA :	APROBACION DEL CLIENTE:	PLANO N°:	REV.
1/1000		P869-000-CV-LY-0002	F

ANEXO B: Arreglo General-Caldera

ANEXO C: Arreglo tubería-Macarará



PLANTA
ESCALA 1:75

DETALLE (TIP.) 1
ESCALA 1:20

1. TODAS LAS DIMENSIONES ESTAN EN MILIMETROS (S.I.C.)
2. TODAS LAS ELEVACIONES Y COORDENADAS EN METROS (S.I.C.)
3. VER DETALLE DE REFUERZOS EN PLANO: 160824-000-5-003-1.
4. EL CONTRATISTA PROPORCIONARÁ TODOS LOS MATERIALES NECESARIOS PARA LOS SOPORTES INDICADOS.
5. PARA TUBERÍAS DE ACERO ENTERRADAS SE DEBERÁ PROTEGER CON RECUBRIMIENTO BITUMINOSO:
 - 01 CAPA DE ZINC INORGANICO REFORZADO DE 4 MILS.
 - 02 CAPAS DE COALITAR EPOXICO DE 8 MILS C/U.

REV.	DESCRIPCION	FECHA	DIB.	DS.	REV. 1	REV. 2	APROB.	PLANO No.	PLANOS DE REFERENCIA
								160824-000-5-004	ESTÁNDARES DE TUBERÍAS - SOPORTES DE TUBERÍAS
								160824-100-2-118-1	ESTACIÓN PRINCIPAL DE RIO - PLATAFORMA DE BOMBAS
O	EMITIDO PARA CONSTRUCCIÓN	10.JUL.09	LZ	CY	CY	JB	GPP	160824-100-5-009/010	ESTACIÓN DE BOMBEO MACACARÁ - ARREGLO DE TUBERÍAS - SECCIONES
C	EMITIDO PARA APROBACIÓN DEL CLIENTE	19.MAY.09	LZ	CY	JB	WC	GPP	160824-100-5-007	ARREGLO GENERAL DE TUBERÍAS - MACACARÁ
B	EMITIDO PARA APROBACIÓN DEL CLIENTE	30.ABR.09	LZ	CY	CY	JB	GPP	160824-000-5-002	ARREGLO GENERAL DE TUBERÍAS - PLOT PLAN
A	EMITIDO PARA REVISIÓN INTERNA	20.MAR.09	LZ	CY	CY	JB	GPP	160824-100-5-002-1	ESTACIÓN DE BOMBEO MACACARÁ - DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN

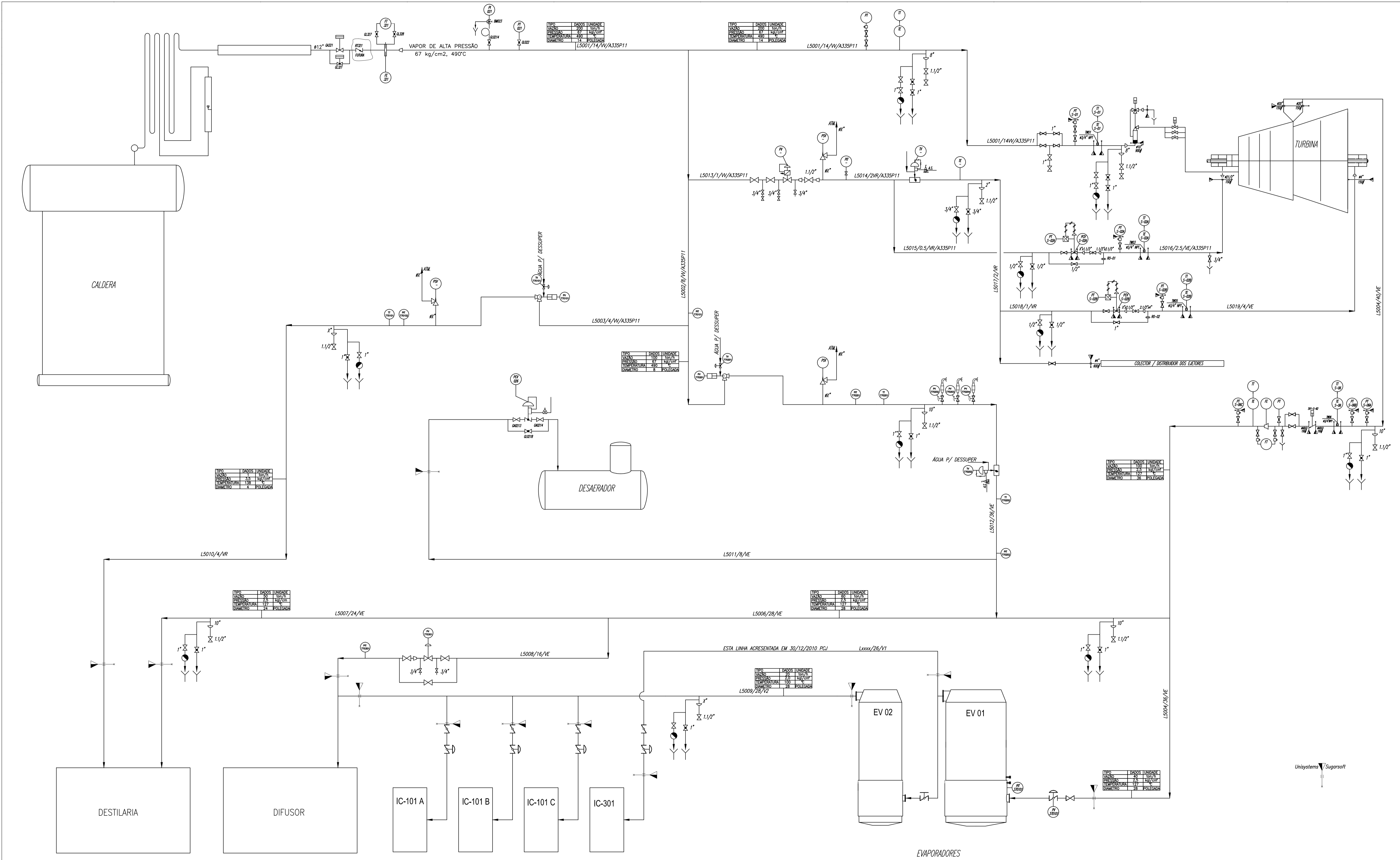
INGENIERIA		CLIENTE:	PROYECTO No.:
DIBUJADO:	L. ZAPATA	CONSORCIO BAJO CHIRA	ME-GIC-001
DISEÑADO:	C. YALÁN	CONSEJO REGULADOR DE OBRAS DE CONSTRUCCIÓN	DISCIPLINA: MECÁNICA
REVISADO 1:	C. YALÁN	GMI S.A. Ingenieros Consultores	
REVISADO 2:	J. BACILLO		
APROBADO:	G. PATIÑO		

APROBACION DEL CLIENTE		CLIENTE:	PLANO:	REV.
POR	FECHA	MAPLE ETANOL	160824-100-5-008	0
		INGENIERIA DE DETALLE-PROYECTO MAPLE ETANOL		
		ESTACIÓN DE BOMBEO MACACARÁ		
		ARREGLO DE TUBERÍAS		
		PLANTA		

Concesionario Bajo Chira 2009. Está prohibida la reproducción total o parcial de este documento sin la autorización expresa del Concesionario Bajo Chira.
 Este dibujo contiene información confidencial de propiedad del Concesionario Bajo Chira.
 Versión: 01 - 01/11/2009

ANEXO D: Turbina de vapor

ANEXO E: Fluxograma General de proceso



ALTERADO EM MARÇO 2011

FLUIDOS W - VAPOR VÍO DE ALTA PRESSÃO VR - VAPOR REDUZIDO VE - VAPOR DE ESCAPE V2 - VAPOR VERETAL		IDENTIFICACION DE LINEA L5001/14/W/A335P11 Material de la tubería (Ver nota 1) Fluido Diámetro de la línea en pulgadas Cronología de línea		LEGENDA [Symbol] - VALVULA CUPIERTA [Symbol] - VALVULA GLOBO [Symbol] - VALVULA ESFERA [Symbol] - VALVULA MARIPOSA [Symbol] - VALVULA RETENCION [Symbol] - VALVULA DIAPHRAGMA [Symbol] - JUNTA DE EXPANSION [Symbol] - FILTRO "Y" [Symbol] - TRAMPA DE VAPOR [Symbol] - VALVULA DE SEGURIDAD [Symbol] - VALVULA DE CONTROL [Symbol] - DRENAJE [Symbol] - VALVULA DE CONTROL PILOTO OPERADA [Symbol] - DESORCALENTADOR [Symbol] - LIMITE DE FORNECIMENTO (TIE IN)		NOTAS 1.- Para material de la tubería, ver Especificación Técnica 1208-AA-E-001-00		DIBUJOS DE REFERENCIA 1.- SSK1.000192 2.- 1.70.1000.0.43025 3.- PF-07018 VAPOR PAI DISTRIBUCION SugarSoft DIAGRAMA DE VAPOR TURBINA DE CONDENSACION SIEMENS FLUXOGRAMA DE PROCESSO CALDEIRA MP B200 MITRE ENGENHARIA		CLIENTE MAPLE	
TITULO VAPOR DIAGRAMA DE FLUJOS DE INGENIERIA		ESCALA PROJ. GF 07/04/09 DESEN. GF 07/04/09 VERIF. SALVADOR 07/04/09 APROV. XX XX		PROIECCION 1º DIBUJO		CODIGO DE ORIGEM SSK1.000192		NUMERO 1208-A1-F-001		REV. 1	

Unisystems Sugarsoft

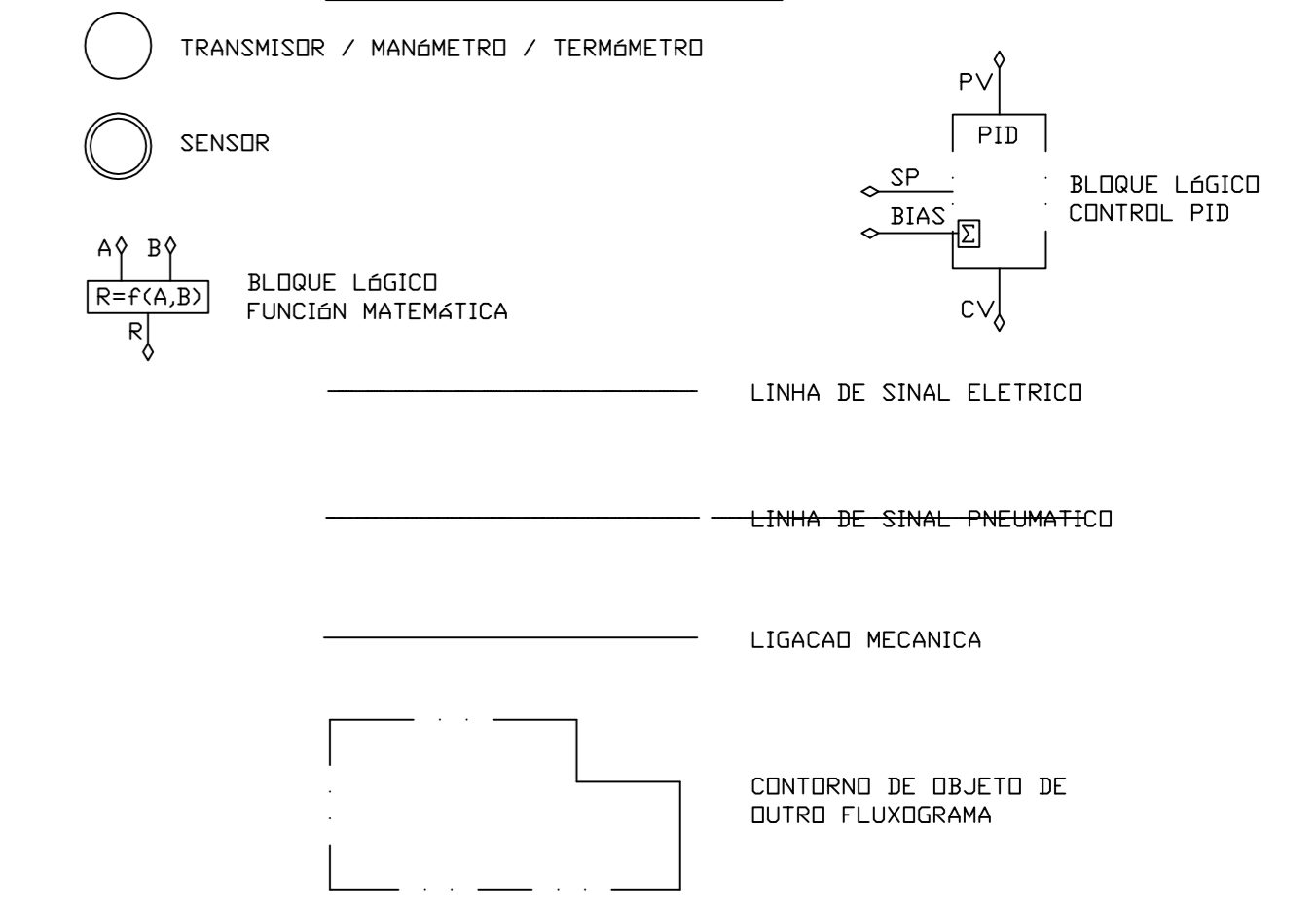
ANEXO F: Fluxograma de proceso-Caldera

CODIFICAÇÃO DE TAGS

POR TIPO DE INSTRUMENTO	1 SOBRE LA CALDERA 1	1 LINEA DE AGUA	SECUENCIAL POR INSTRUMENTO DE 0 A 99
TT - TRANSMISOR TEMPERATURA	2 SOBRE EL DIFUSOR 1	2 LINEA DE VAPOR	
PT - TRANSMISOR PRESION	3 SOBRE EL EVAPORADOR 1	3 LINEA DE GASES	
LT - TRANSMISOR NIVEL	0 COMUN A TODAS LAS LINEAS	4 LINEA DE AIRE / AIRE COMPRIMIDO	
FT - TRANSMISOR FLUJO		5 LINEA DE BAGAZO	
UT - TRANSMISOR ULTRASONIDO			
CS - SENSOR CAPACITIVA			
IS - SENSOR INDUCCION			
TI - TERMOMETRO			
PI - MANOMETRO			
PS - VALVULA / ACTUADOR CONTINUO			
DV - VALVULA / ACTUADOR DISCRETO			

EJEMPLO (PT 1254) = TRANSMISOR DE PRESION DE VAPOR DE LA CALDERA

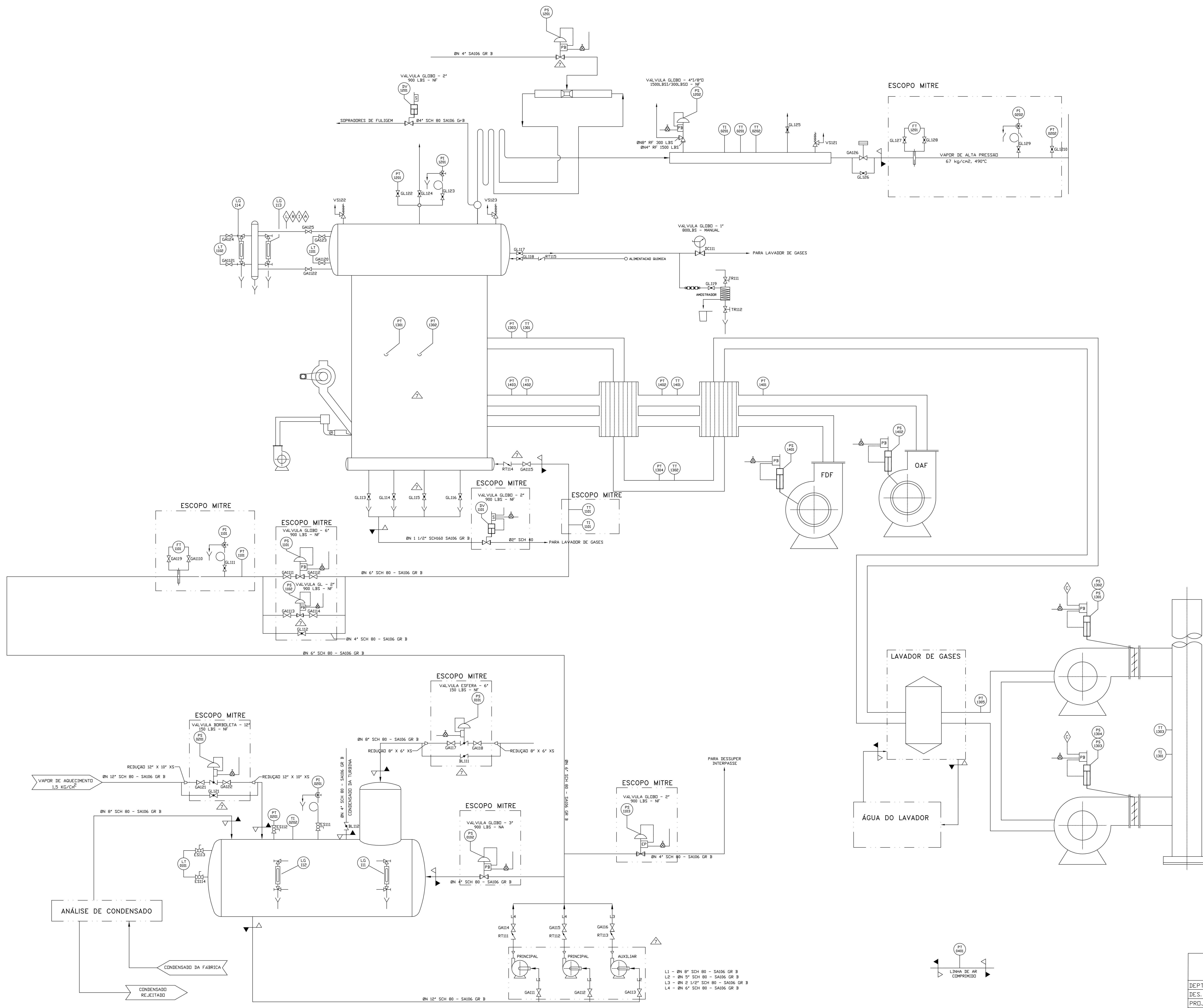
SIMBOLOS DE LOS SINALES



SIMBOLOGIA DE COMPONENTES

- GA - VALVULA GAVETA
- GL - VALVULA GLOBO
- RT - VALVULA DE RETENCAO
- ES - VALVULA ESFERA
- MA - VALVULA MACHO
- BL - VALVULA BORBOLETA
- RG - VALVULA REGULADORA DE AR
- BN - VALVULA DE BLOQUEIO DE VISSOR DE NIVEL COM ESFERA DE RETENCAO
- BN - VALVULA DE BLOQUEIO E DRENIO DE MANOMETRO
- DC - VALVULA DE DESCARGA CONTINUA COM REGULAGEM MANUAL
- AG - VALVULA DE AGULHA
- VS - VALVULA DE ALIVIO E SEGURANCA
- VALVULA DE ALARME
- FILTRO
- PURGADOR
- TR - TORNEIRA OU VALVULA DE AGUA INDUSTRIAL
- VALVULA CONTROLADORA
- ACTUADOR DE DAMPER
- POSICIONADOR ELETRICO/PNEUMATICO - I/P
- POSICIONADOR PROFIBUS - PB
- POSICIONADOR FIELDBUS FOUNDATION - FB
- POSICIONADOR ON/OFF - SOLENOIDE
- PLACA DE ORIFICIO
- MECANISMO DE BOIA
- FLANGE
- REDUCAO
- JUNTA DE EXPANSAO

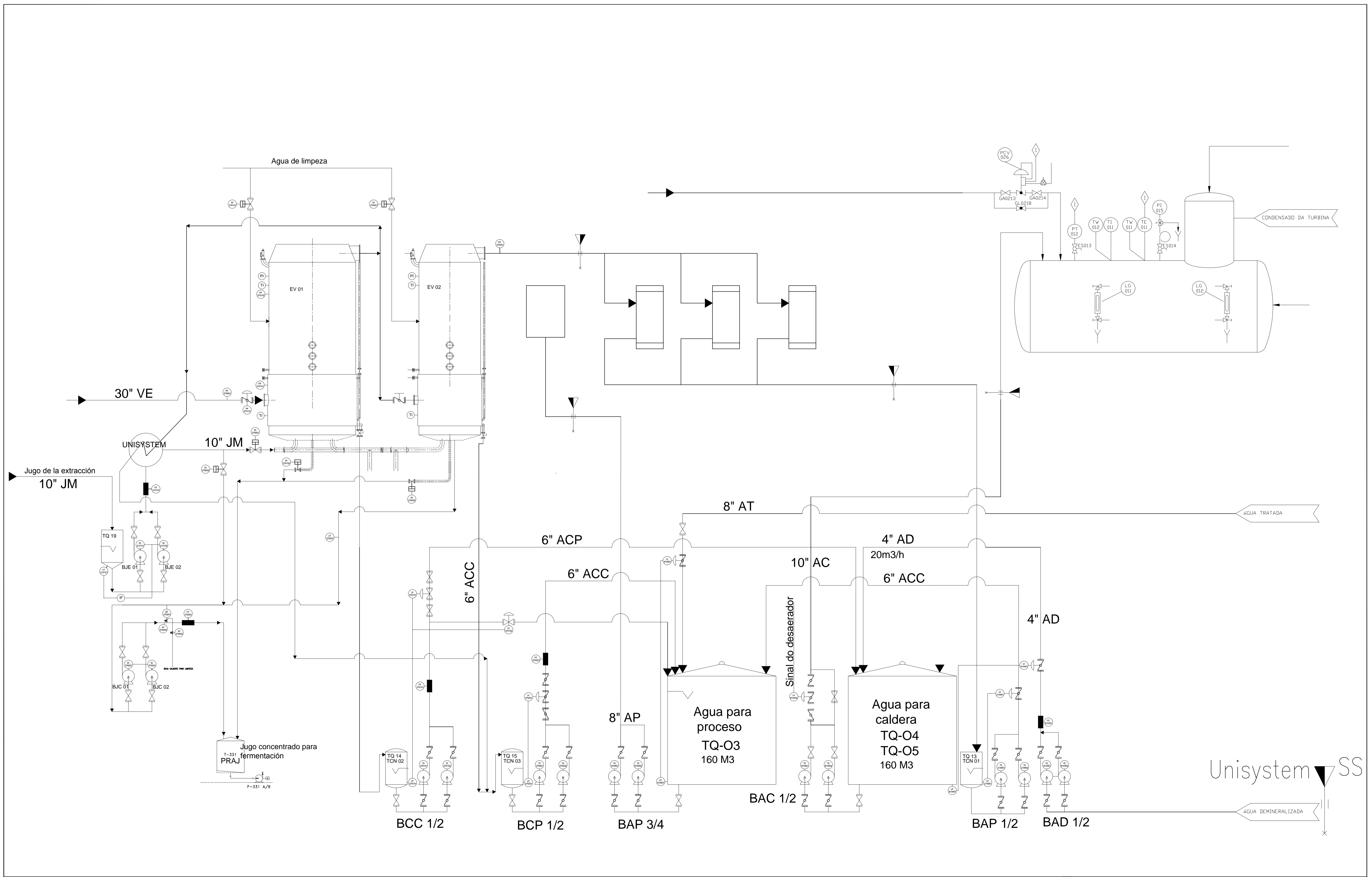
3 = EQUIPAMENTOS: MAPLE ETHANOL MITRE



MAPLE		
MITRE ENGENHARIA		
DEPTO	DATA	RUBRICA
DES.	11/07/11	
PROJ.	07/10/09	
APR.	11/07/11	Marcelinho
DESENHO	F-090520	REV. 7
ESCALA		

FLUXOGRAMA DE PROCESSO
CALDEIRA MPB200
TÍPICO

ANEXO G: Fluxograma condensados



Unisystem SS

FLUIDOS		IDENTIFICACION DE LINEA		LEGENDA		NOTAS		DIBUJOS DE REFERENCIA		POS.	QTD.	DENOMINACION	NÚMERO	MATERIAL	PESO									
W - VAPOR VIVO DE ALTA PRESION	VR - VAPOR REDUCIDO	VE - VAPOR DE ESCAPE	VZ - VAPOR VEGETAL	L500/14/MVA3350P11	Materia de la tubería (ver nota 1)	Fluido	Dímetro de la línea en pulgadas	Crónología de línea	<ul style="list-style-type: none"> VALVULA CUAPERTA VALVULA GLOBO VALVULA ESTERA VALVULA MARIPOSA VALVULA RETENCION VALVULA DIAFRAGMA JUNTA DE EXPANSION 	<ul style="list-style-type: none"> FILTRO "Y" TRAMPA DE VAPOR VALVULA DE SEGURIDAD VALVULA DE CONTROL DRENAJE 	<ul style="list-style-type: none"> VALVULA DE CONTROL PILOTO OPERADA DESOBRECALENTADOR LIMITE DE FORNECIMENTO (TIE IN) 	<ul style="list-style-type: none"> TUBERIA SugarSoft TUBERIA DE OTROS 	1.- Para material de la tubería, ver Especificación Técnica 1208-AA-E-001-00 1.- SSX1.000192 2.- 1.70.1000.0.43025 3.- PF-07018	VAPOR P&I DISTRIBUCION SugarSoft DIAGRAMA DE VAPOR TURBINA DE CONDENSACION SIEMENS FLUXOGRAMA DE PROCESO CALDERA MP B200 MITRE ENGENHARIA		CLIENTE MAPLE	ESCALA PROJ. MA 01/02/09	DIMENS. DESEN. 04/mm/00	GRUPO VERIF. 04/mm/00	APROV. 04/mm/00	TITULO AGUAS P&I CONDENSADOS	PROJECCION 1º DIBUJO ESCOPO DE ORIGEM	NÚMERO SS1.000189	REV. 0
REV.	DESCRIPCION	DESEN.	VERIF.	APROV.																				

ANEXO H: Fluxograma distribución de aguas

ANEXO I: Hoja de datos técnicos-Turbina de vapor

PROJ NO: I2-07-02238-01
 CLIENT: Maple Etanol S.R.L.

NUMBER: FD.I2-07-02238-01

SHEET: 2 of 13
 TURBINE: SST-300

2 - Site Conditions

Rev Line

1 2.1. Installation data

2

3 Installation type:

Power House (indoor)

4 Altitude:

< 1000 meters above the sea level

5 Area classification:

Non hazardous

6

7

8 2.2. Cooling water

9

10 Water source:

Cooling water tower

Pressure:

min	nor	max
4,0	5,0	6,0

bar g

11 Specification:

As per technical proposal

Temperature:

28	30	32
----	----	----

oC

12

13

14 2.3. Desuperheating water

15

16 Applicable:

Yes

No

Pressure:

-

bar abs

Temperature:

-

oC

17

18

20 2.4. Steam for sealing system and service ejectors

21

22 Sealing:

Front	Rear
65,0	65,0
480	250 **

Bar (a)

Ejectors:

Pressure:

15 *

Bar (a)

24 Temperature:

480	250 **
-----	--------

oC

Temperature:

250 **

oC

25 Other info:

Other info:

26

*This steam shall come from an existint source of the plant, or through the live steam after a pressure reduction station. ** The same for this steam but with dessuperheater. Pressure reduction station and dessuperheater are not included in the scope of supply. Preliminary data to be discussed.

30

31 2.5. Compressed air

32

33 Service air:

not applicable

Instrument air:

Yes

34 min nor max

min	nor	max
-	7,0	-
-	30	-

35 Pressure:

-	-	-
---	---	---

bar g

Pressure:

-	7,0	-
---	-----	---

bar g

36 Temperature:

-	-	-
---	---	---

oC

Temperature:

-	30	-
---	----	---

oC

37

38

39 2.6. Nitrogen

40

41 Quality:

not applicable

Pressure:

min	nor	max
-	-	-

bar abs

Temperature:

-	-	-
---	---	---

oC

42

43

44

46 2.7. Electric voltage levels - (preliminary information)

47

48 Solenoid feeding:

Voltage

Frequency

125 Vdc	
---------	--

49 Control system feeding:

125 Vdc	
---------	--

50 AC motors feeding:

440 Vac	60 Hz
---------	-------

51 DC motors feeding:

125 Vdc	
---------	--

52

53

PROJ NO: I2-07-02238-01

SHEET: 3.a of 13

CLIENT: Maple Etanol S.R.L.

NUM: FD.I2-07-02238-01

TURBINE: SST-300

3.a - Performance - ALTERNATIVE B - 37,5 MW CONDENSING EXTRACTION TURBINE

Rev Line

1

2

3.1.1 Operation conditions

3

4

5

Load Point	1	2	3	4	5	6	7	8	9
------------	---	---	---	---	---	---	---	---	---

6

7

Live Steam

8

Pressure	65,00	-	-	-	-	-	-	-	-	bar (a)
Temperature	485	-	-	-	-	-	-	-	-	°C
Flow	171,00	-	-	-	-	-	-	-	-	t/h

1

9

10

11

12

Bleed 1

Pressure	-	-	-	-	-	-	-	-	-	bar (a)
Temperature	-	-	-	-	-	-	-	-	-	°C
Flow	-	-	-	-	-	-	-	-	-	t/h

13

14

15

16

17

Bleed 2

Pressure	-	-	-	-	-	-	-	-	-	bar (a)
Temperature	-	-	-	-	-	-	-	-	-	°C
Flow	-	-	-	-	-	-	-	-	-	t/h

18

19

20

21

22

Extraction 1

Pressure	2,50	-	-	-	-	-	-	-	-	bar (a)
Temperature	127	-	-	-	-	-	-	-	-	°C
Flow	102,00	-	-	-	-	-	-	-	-	t/h

23

24

25

26

27

Bleed 3

Pressure	-	-	-	-	-	-	-	-	-	bar (a)
Temperature	-	-	-	-	-	-	-	-	-	°C
Flow	-	-	-	-	-	-	-	-	-	t/h

28

29

30

31

32

Exhaust Steam

Pressure	0,110	-	-	-	-	-	-	-	-	bar (a)
Temperature	48	-	-	-	-	-	-	-	-	°C
Flow	69,00	-	-	-	-	-	-	-	-	t/h

33

34

35

36

37

38

39

40

41

42

Power at generator terminals	37,5	-	-	-	-	-	-	-	-	MW
Turbine speed	6,800	-	-	-	-	-	-	-	-	rpm
Guarantee points	X	-	-	-	-	-	-	-	-	
Construction tolerance	0,5	-	-	-	-	-	-	-	-	%

43

44

45

46

47

48

49

50

51

Load	100%	75%	50%	25%
Generator efficiency	98,19%	97,95%	97,34%	95,28%
Gearbox efficiency	98,5%			

3.1.2. Performance guarantees

Guaranteed values according to procedures of DIN VDI 1943, February of 1975.

Guarantee points and tolerance according to item 3.1. Not included consumptions of auxiliary equipment.

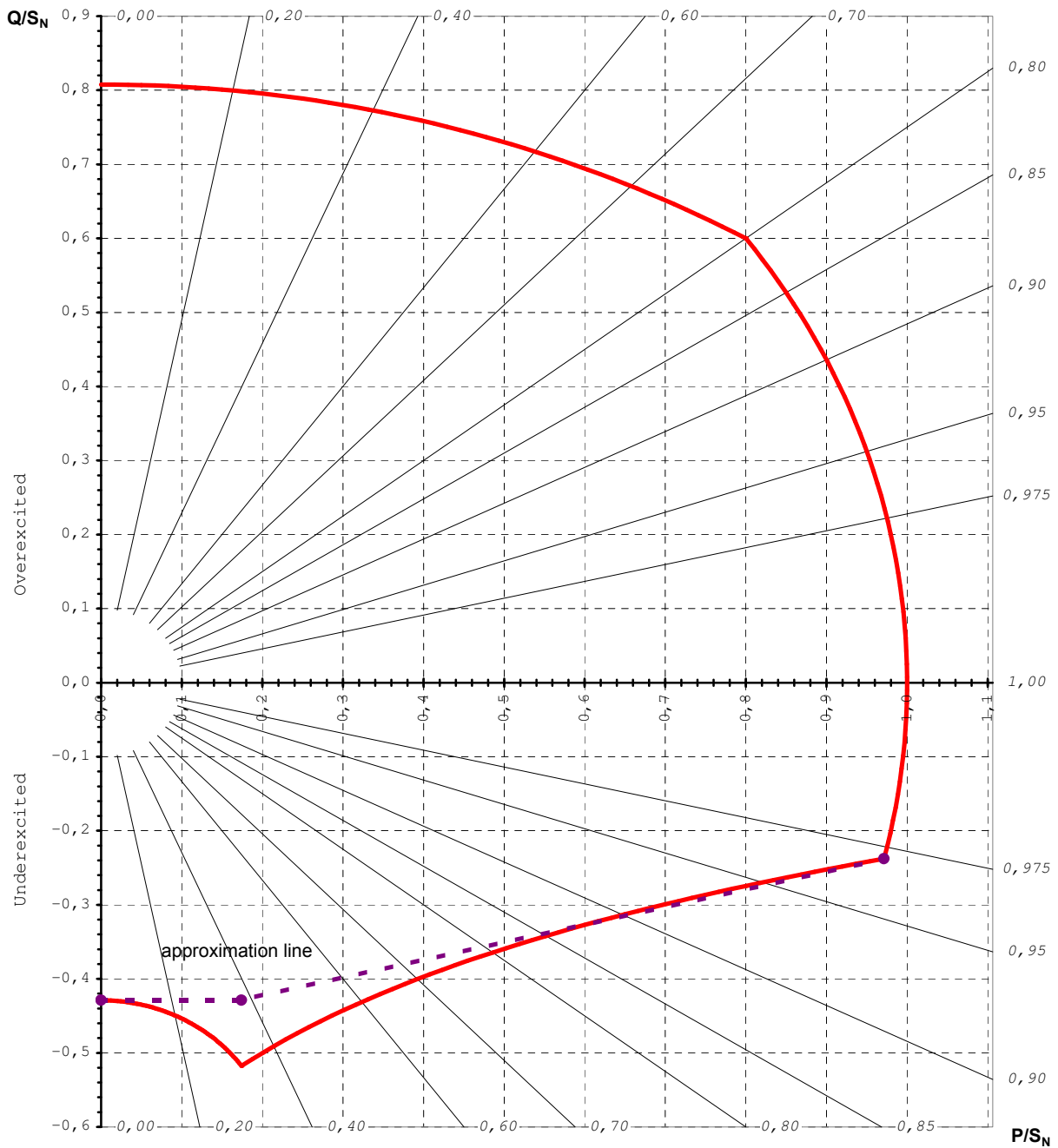
ANEXO J: Hoja de datos técnicos- Generador eléctrico.

Generator Type: SGen6-100A-4P 120-18

Load Point						N			
Standard						IEC 34			
Thermal Classification: Design / Using						F / B			
Power				MVA		46,90			
Cold Air Temperature				°C		37,0			
Voltage				kV		13,80			
Voltage Deviation		+	-	%		5,0	5,0		
Armature Current				kA		1,962			
Frequency	Speed			Hz	rpm	60	1800		
Power Factor				-		0,80			
Excitation Requirements	No load	I_{f0}	U_{f0}	A	V	349	39		
	4/4-load	I_{fN}	U_{fN}	A	V	951	105		
	5/4-load	$I_{f5/4}$	$U_{f5/4}$	A	V	1144	127		
Cooling Air	Losses			kW		740			
	Air flow	Temp. rise		m ³ /s	K	16,0	40,9		
Sudden-SCC at No-Load and Nominal Voltage	I_s : 3-phase (peak)			kA		29			
	I_{K3} : 3-ph. (sustained at I_{fN})			kA		3,1			
I_{K2} : 2-ph. (sustained at I_{fN})			kA		4,6				
Short Circuit Ratio				-		0,57			
Reactances calculated values, tolerance +/--15% acc. IEC 60034-3	x''_d	unsat.	sat.	%	%	24,4	17,3		
	x'_d	unsat.	sat.	%	%	31,1	23,3		
	x_d	unsat.	sat.	%	%	210	175		
	x''_q	unsat.	sat.	%	%	34,5	24,5		
	x'_q	unsat.	sat.	%	%	---	---		
	x_q	unsat.	sat.	%	%	120	99		
	x_2	unsat.	sat.	%	%	28,6	20,3		
	x_0	unsat.		%		8,9			
	x_{leak}	unsat.		%		14,3			
Time constants at 95 °C winding temperature	T''_d			s		0,025			
	T'_d			s		1,213			
	T'_{d0}			s		8,187			
	T''_{d0}			s		0,030			
	T_a			s		0,300			
Resistance at 20°C	Stator winding / phase			mΩ		7,93			
	Rotor winding			mΩ		77,92			
Voltage regulation	PF = rated P.F.			%		34,3			
	PF = 1,00			%		29,4			
Max. unbalanced load	Continuous			%		10			
	Short time $i_2^2 * t$			s		40			
Power at PF = 0	Underexcited			Mvar		20,1			
	Overexcited			Mvar		37,9			
Winding temp. rise	Stator (RTD)			K	°C	68	105		
Winding temp.	Rotor (average)			K	°C	90	127		
Losses	Bearing losses			kW		19			
	Windage losses			kW		160			
	Core losses			kW		149			
	Short circuit losses			kW		212			
	Rotor I ² R losses			kW		112			
	Total losses			kW		652			
Efficiencies with tolerance at brushless excitation and rated P.F. (incl. bearing losses)	4/4-load			%		98,29			
	3/4-load			%		98,17			
	2/4-load			%		97,74			
	1/4-load			%		96,15			

Generator - Type: **SGen6-100A-4P 120-18**

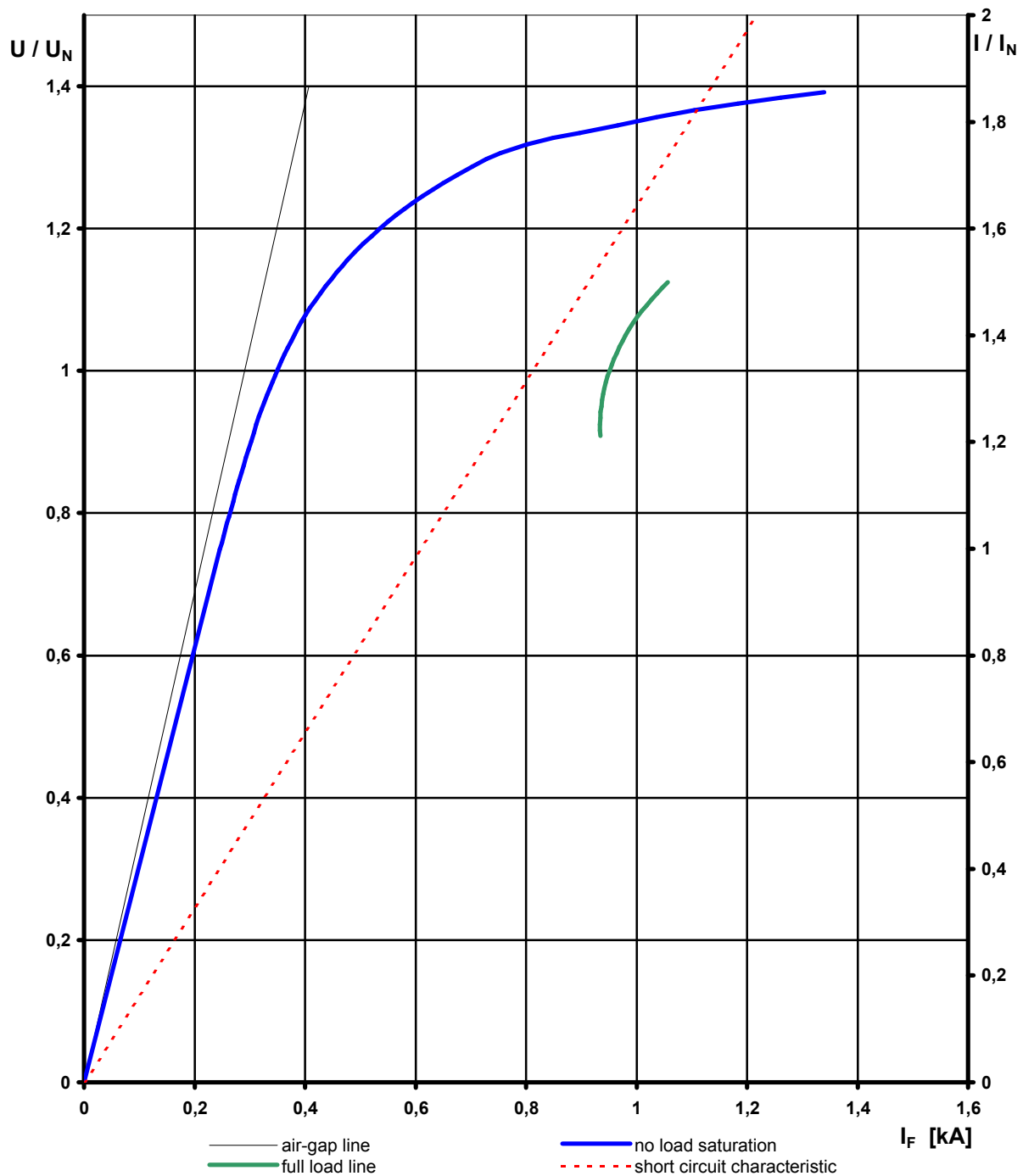
Load Point	Rated
S_N	46,90 MVA
U_N	13,80 kV
I_N	1,962 kA
f_N	60 Hz
PF	0,80
T_{Cold}	37,0 °C



Generator - Typ:

SGen6-100A-4P 120-18

$S_N =$	46,90 MVA	$PF =$	0,80	$S(1,0) =$	20,7 %
$U_N =$	13,80 kV	$SCR =$	0,57	$S(1,2) =$	53,6 %
$I_N =$	1,962 kA	$I_{f0} =$	349 A		
$f_N =$	60 Hz	$I_{fN} =$	951 A		



Generator - Typ:

SGen6-100A-4P 120-18

$S_N = 46,90 \text{ MVA}$

$PF = 0,80$

$I_{f0} = 349 \text{ A}$

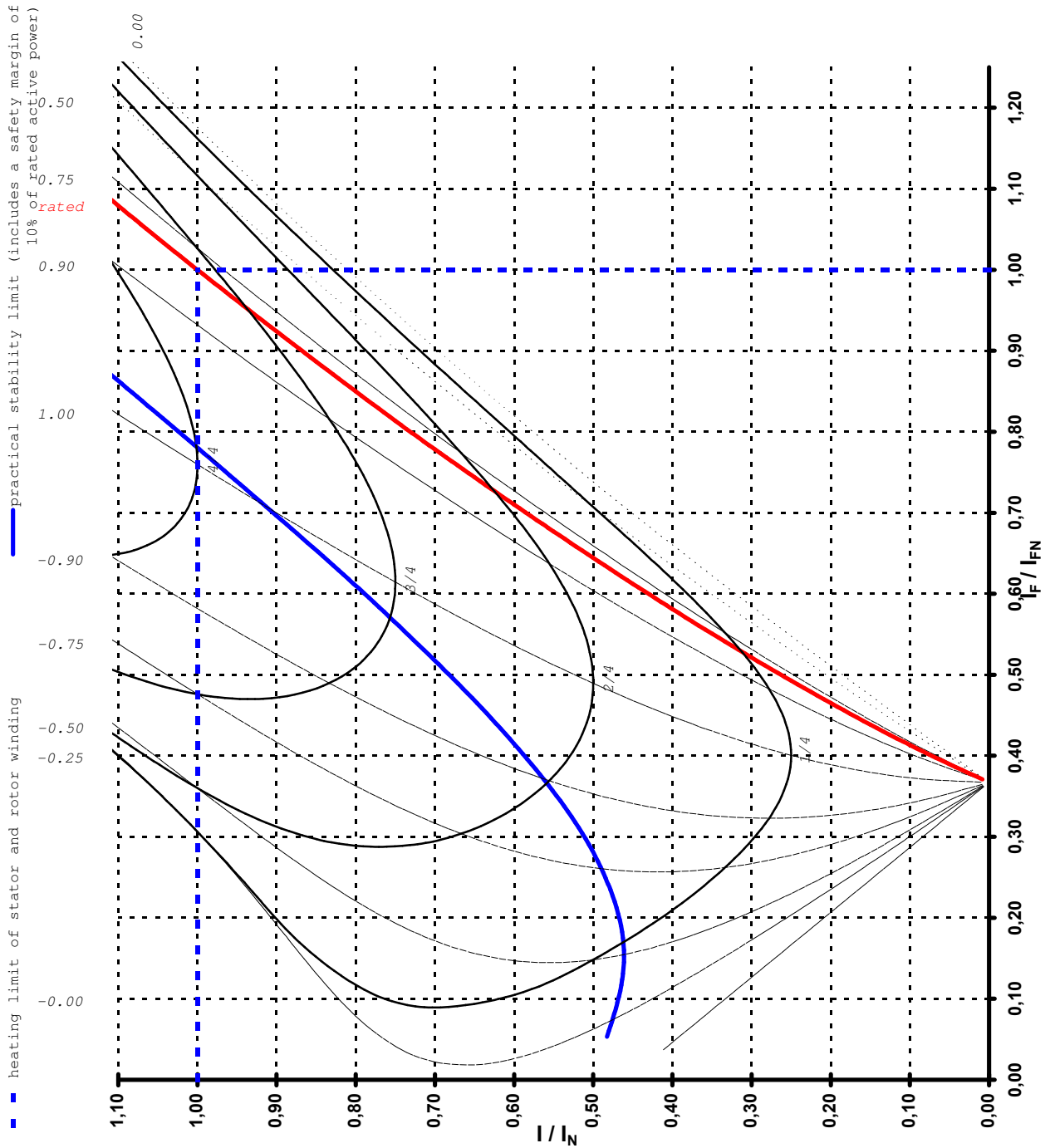
$U_N = 13,80 \text{ kV}$

$f_N = 60 \text{ Hz}$

$I_{fN} = 951 \text{ A}$

$I_N = 1,962 \text{ kA}$

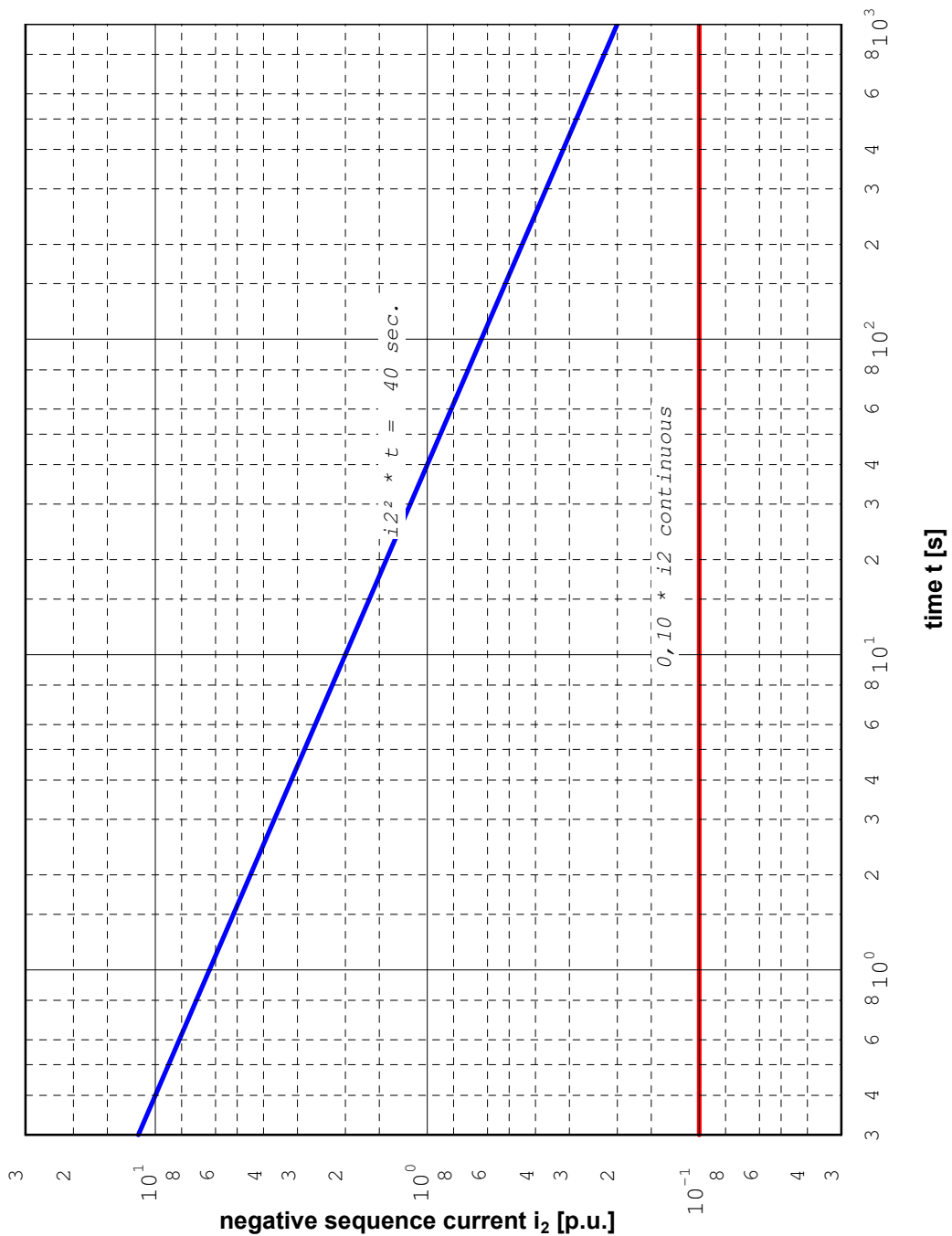
$T_{\text{Cold Air}} = 37,0 \text{ }^\circ\text{C}$



V-Curves Refer to Active Power

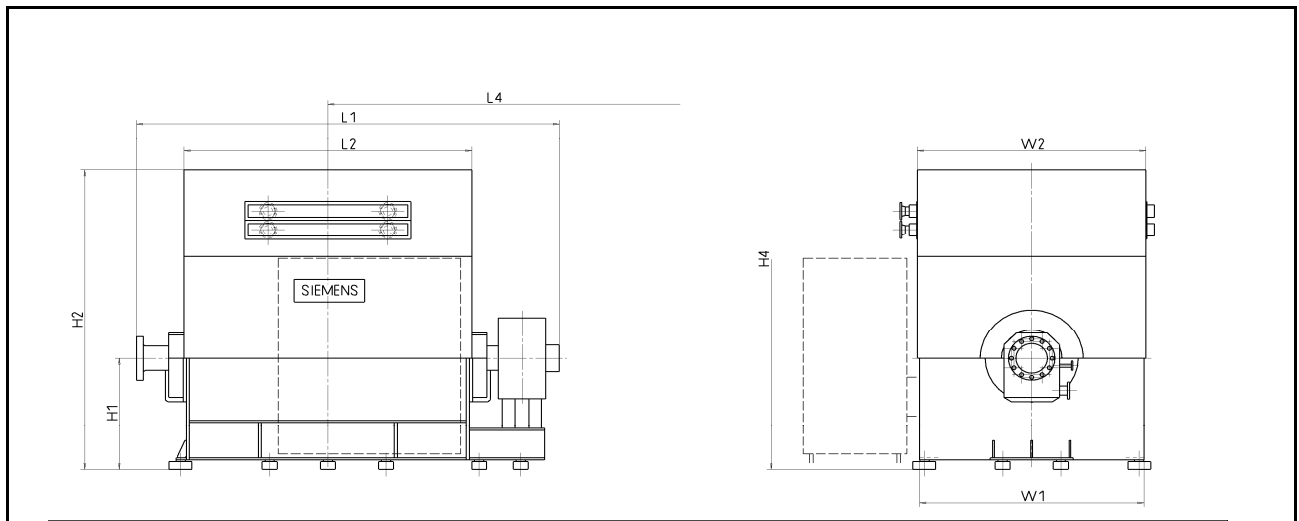
Generator - Typ: SGen6-100A-4P 120-18

$S_N =$	46,90 MVA	$PF =$	0,80	$T_{Cold Air} =$	37,0 °C
$U_N =$	13,80 kV	$f_N =$	60 Hz		
$I_N =$	1,962 kA	$n_N =$	1800 rpm		



Generator - Type: SGen6-100A-4P 120-18

$S_N =$	46,90 MVA	$PF =$	0,80	$T_{Cold Air} =$	37,0 °C
$U_N =$	13,80 kV	$f_N =$	60 Hz	$T_{Warm Air} =$	77,9 °C
$I_N =$	1,962 kA	$n_N =$	1800 rpm	$P_{V, Cooler} =$	740 kW



Dimensions [mm]:

L1 =	5700	H1 =	1425
L2 =	4100	H2 =	3750
L3 =	0	H3 ¹⁾ =	0
W1 =	2700	W2 =	2740
L4 =	7500	H4 =	6100
for rotor withdrawal		crane hook height	

Preliminary values.

Exact values are part of detail engineering.

Overall weight:	59200 kg
Stator weight:	39800 kg
Rotor weight:	19400 kg
Rotor moment of inertia:	3080 kgm²
Oil flow for both bearings:	45 l/min
breakaway torque w. jacking oil:	85 Nm
breakaway torque w/o jacking oil:	7077 Nm
Thermal time constants [min]:	
Stator Winding:	10,7 min
Rotor Winding:	14,3 min

Estimation for required cooling water²⁾ flow (for TEWAC - cooling):

$T_{A(\text{cooling air})} - T_{W(\text{cooling water})}$	Standard water temperature rise	Required cooling water flow
15 K	10 K	64 m³/hour
10 K	7 K	91 m³/hour
5 K	3,5 K	182 m³/hour

1) For cooler in top position.

2) Data are generated independent of cooling method; for DAC- or CACA-applications these data are not applicable.

Generator - Type: **SGen6-100A-4P 120-18**

S_N =	46,90 MVA	PF =	0,80	T_{Cold Air} =	37,0 °C
U_N =	13,80 kV	f_N =	60 Hz	T_{Warm Air} =	77,9 °C
I_N =	1,962 kA	n_N =	1800 rpm	P_{V, Cooler} =	740 kW

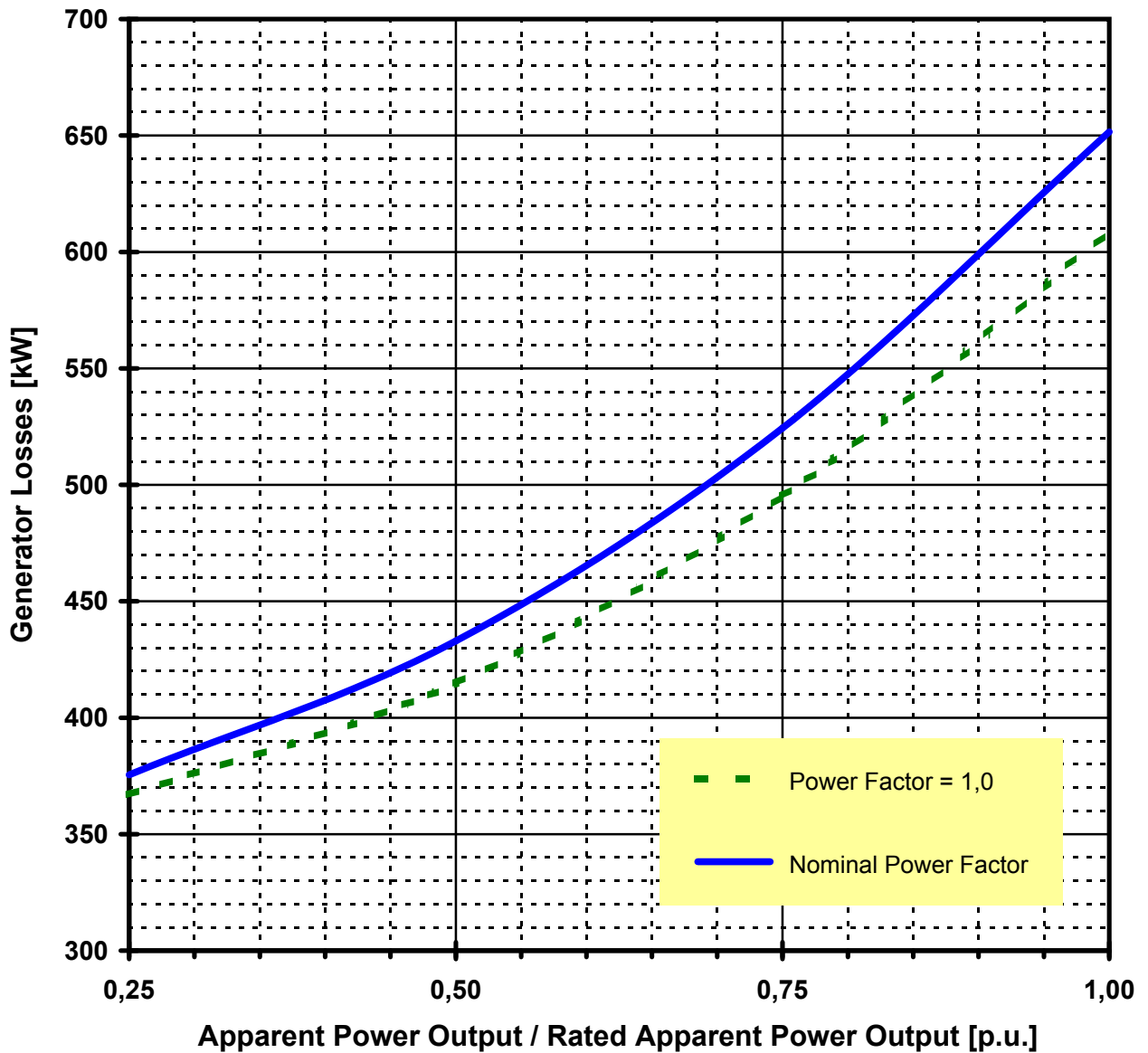
	<table border="1" style="display: inline-table; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="padding: 2px;">left</td> <td style="padding: 2px;">right</td> <td style="padding: 2px;">TS</td> <td style="padding: 2px;">ES</td> </tr> </table>	left	right	TS	ES	
left	right	TS	ES			
	Excitation					
static	<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr><td style="height: 15px;"> </td></tr> <tr><td style="text-align: center;">x</td></tr> <tr><td style="text-align: center;">x</td></tr> </table>				x	x
x						
x						
Brushless-Excitation						
PMG						
	Position of Cooler	Pressure				
top	x	design	test			
Flange		x				
side						
water collecting pipe						
		600 kPa	900 kPa			
	Oil Supply Unit					
oil inlet		x				
oil collecting pipe						
	Position of Terminals					
together on the support						
top						
bottom						
separate support	Neutral Line Terminals					
top						
bottom						
side		x	x			
neutral side cubical						
	Line Side Terminals					
top						
bottom						
side						
line side cubical		x	x			
	Foundation					
table foundation	x					
block foundation						
concrete foundation						
steel foundation						
direction of rotation looking						
on generator drive end	x					
sound attenuation	85dB(A)					
for cover design						
Colour	RAL 7030	Colour structure	International			

The offer outline drawing applies to the execution with supplementary details

Generator - Type: SGen6-100A-4P 120-18

$S_N = 46,90 \text{ MVA}$ $PF = 0,80$ $T_{\text{Cold Air}} = 37,0 \text{ }^\circ\text{C}$
 $U_N = 13,80 \text{ kV}$ $f_N = 60 \text{ Hz}$
 $I_N = 1,962 \text{ kA}$ $n_N = 1800 \text{ rpm}$

Apparent Power Output		MVA	11,7	23,5	35,2	46,9
		p.u.	0,25	0,50	0,75	1,00
Losses at	P.F. = 1,00	kW	367	415	495	609
Losses at	nominal P.F. = 0,80	kW	376	433	524	652



GENERATORS for Steam- and Gas-Turbines

Information from Erfurt Manufacturing Plant

Vibration Limits

Siemens PG S47 guarantees the vibration limits Zone A of ISO 7919 and ISO 10816.

Preconditions are installation at site corresponding manual and proper shaft alignment.

For test field conditions with temporary foundation Zone B can be used.

When other (lower) limits specified - e.g. API - project-specific calculations are required.

Shaft Vibration Limits - ISO 7919 - Peak-to-Peak-Values in μm

Zone	Speed rpm	Steam-Turbine Generator		Industrial Application		Gas-Turbine Generator	
		ISO 7919-2		ISO 7919-3		ISO7919-4	
A	3600	75		80		80	
	3000	80		88		88	
	1800	90		113		113	
	1500	100		124		124	
<i>B</i> <i>Alarm</i>	3600	150	240	150	220	150	220
	3000	165	260	164	241	164	241
C Trip	1800	185	290	212	311	212	311
	1500	200	320	232	341	232	341

Bearing Housing Vibration Limits - ISO 10816 - v_{eff} in mm/s

Zone	Speed rpm	Steam-Turbine Generator		Industrial Application		Gas-Turbine Generator	
		ISO 10816-2		ISO 10816-3		ISO10816-4	
A	3600	3,8		3,5		4,5	
	3000	3,8		3,5		4,5	
	1800	2,8		3,5		3,5	
	1500	2,8		3,5		3,5	
<i>B</i> <i>Alarm</i>	3600	7,5	11,8	7,1	11	9,3	14,7
	3000	7,5	11,8	7,1	11	9,3	14,7
C Trip	1800	5,3	8,5	7,1	11	7,1	11
	1500	5,3	8,5	7,1	11	7,1	11