

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA



Facultad de Electrotecnia y Computación

Ingeniería Eléctrica

Trabajo Monográfico para optar al título de ingeniero eléctrico

**Estudio técnico de Repotenciación de la planta de
cogeneración del Ingenio Benjamín Zeledón.**

Realizado por:

Br. Alder Ernesto Chavarría Mercado 2009-29005

Tutor:

Ing. Ramiro Arcia

Fecha:

Managua, 26 de Junio 2015

Agradecimiento:

A mis padres por brindarme su apoyo, tiempo y cariño durante todo el proceso educativo, siendo mí soporte en los momentos difíciles.

Resumen:

Los ingenios azucareros de Nicaragua son agentes de mercado eléctrico, generando un excedente de 30 MW en el caso de Monte rosa y San Antonio, con excepción del Ingenio Benjamín Zeledón que es un consumidor de la red de distribución.

Este trabajo monográfico evalúa la eficiencia y capacidad de satisfacer la demanda de la planta de cogeneración del Ingenio Benjamín Zeledón, evaluando estado actual y la proyección de crecimiento con respecto al aumento de la producción de la fábrica de azúcar.

CASUR es un gran consumidor de energía a la red, por tanto existe una demanda insatisfecha de energía, por esto se procedió a evaluar el origen del problema, y la capacidad de satisfacer esta carga con la disponibilidad del bagazo de caña.

Para esto se evaluó la demanda de energía eléctrica, demanda de vapor, y la disponibilidad de bagazo de las últimas zafras y las futuras, valorando el crecimiento de la molienda y la producción de azúcar; para poder definir el tamaño ideal de la planta, considerando la eficiencia de los ciclos termodinámicos y la capacidad de la materia prima, que en este caso es el bagazo de caña.

La investigación está constituida de los siguientes capítulos:

- Demanda de energía eléctrica actual y futura.
- Consumo de vapor, y evaluación del ciclo termodinámico de generación actual.
- Disponibilidad de bagazo, y producción futura.
- Análisis de los ciclos termodinámicos.
- Propuesta de tamaño de planta a implementar.
- Evaluar excedente para venta de energía a la red de transmisión.

El ingenio Benjamín Zeledón tiene un proyecto de crecimiento de molienda para la zafra 2015-16, el cual contempla la implementación de una caldera de 250 PSI para aumentar la producción de vapor, siendo el único Ingenio que posee calderas de esta presión.

Para conocer la eficiencia y capacidad de producción de mayor rendimiento, evaluamos 3 tipos de ciclos termodinámicos con diferentes valores de presión, calculando el salto entálpico disponible y la eficiencia de cada tipo de ciclo.

Índice

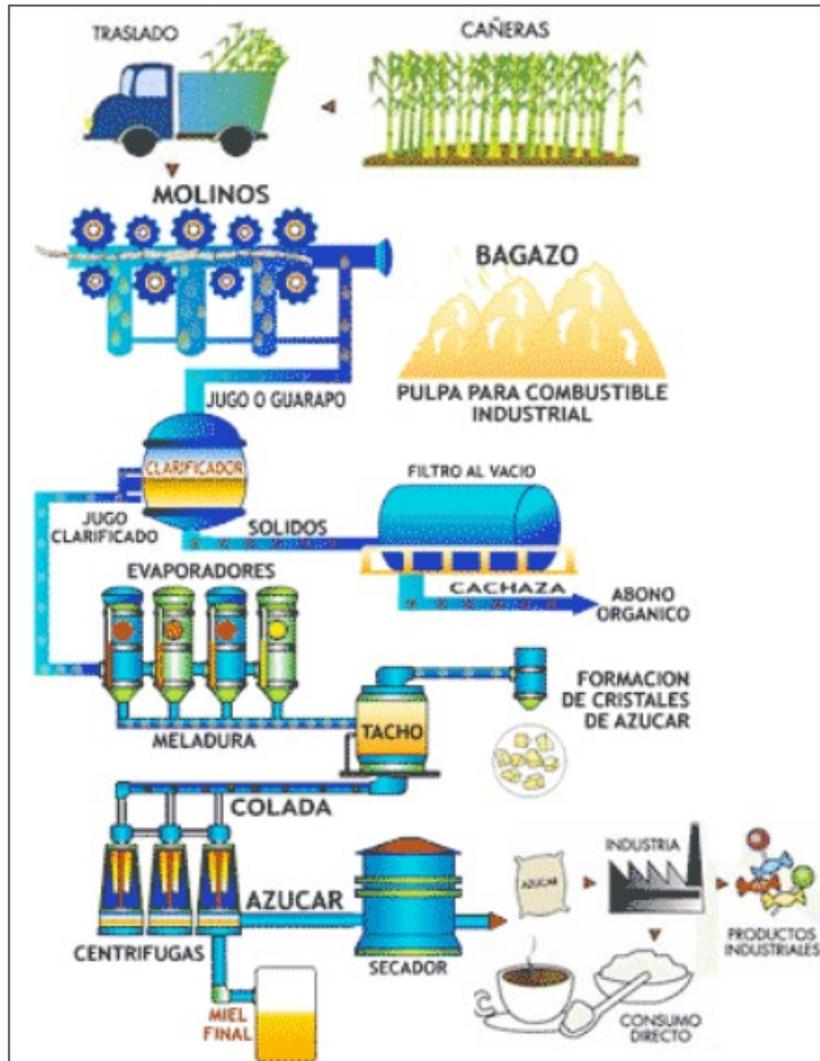
1. Introducción:	1
2. Antecedentes:	5
3. Justificación:	7
4. Objetivos:	9
4.1 Objetivo General:	10
4.2 Objetivos Específicos:	10
5. Marco Teórico:	11
5.1 Ciclo de Rankine:	12
Reducir temperatura y presión de vapor de escape de la turbina:	14
Súper-calentador de vapor:	15
Influencia de presión máxima en la eficiencia:	15
5.2 Ciclo de Rankine con recalentador:	16
5.3 Ciclo Regenerativo:	17
Ciclo real de Rankine:	19
6. Descripción del sistema de producción de azúcar y energía:	20
6.1 Preparación y molienda:	21
6.1.1 Preparación:	21
6.1.2 Extracción de jugo:	22
6.2 Fabricación de azúcar:	23
6.3 Producción de Energía eléctrica:	25
7. Análisis de demanda eléctrica:	27
7.1 Descripción del sistema eléctrico del Ingenio Benjamín Zeledón:	28
7.2 Medición de demanda eléctrica:	29
7.3 Análisis de comportamiento de curvas diarias:	38
7.4 Consumo de Energía eléctrica:	41
7.5 Historial de generación y molienda:	50
7.6 Proyección de crecimiento 2015-16:	51
8. Análisis de demanda de Vapor:	54
8.1 Descripción de consumo de vapor:	55
8.2 Demanda de vapor:	57
8.3 Generación actual de vapor:	58

8.4 Demanda futura de vapor:.....	60
9. Disponibilidad del bagazo y poder calorífico.....	61
9.1 Disponibilidad del bagazo:	62
9.2 Poder Calorífico.....	63
9.3 Rendimiento de generación de vapor.....	64
9.4 Aumento de producción de bagazo proyectado:	65
10. Análisis de ciclo termodinámico y tamaño de planta propuesta.....	66
10.1 Ciclo de Rankine tradicional:.....	67
10.1.1 Ciclo Rankine 600 PSI:	68
10.1.2 Ciclo Rankine 900 PSI	69
10.1.3 Ciclo Rankine 1250 PSI	70
10.2 Ciclo de Rankine con recalentador:	71
10.2.1 Ciclo Rankine con recalentador 600 PSI.....	71
10.2.2Ciclo con recalentador de 900 PSI	72
10.2.3Ciclo con recalentador de 1250 PSI	73
10.3 Ciclo de Rankine Regenerativo:	74
10.3.1 Ciclo regenerativo de 600 PSI	74
10.3.2 Ciclo regenerativo 900 PSI evaluado:.....	76
10.3.3 Ciclo regenerativo 1250 PSI evaluado:.....	76
10.4 Tamaño propuesto de planta.....	79
10.4.1 Características de planta Propuestas:.....	80
10.4.2 Explotación de la planta:.....	80
11. Potencia disponible para venta de energía.....	81
Potencia disponible para venta:	82
12. Calculo de la VAN.....	81
Costo de inversión.....	85
Presio de energía.....	85
Costos energéticos de operación de planta.....	85
Energía disponible de venta.....	86
Estimacion de VAN.....	86
13. Conclusiones y recomendaciones	87
Conclusiones	88
Recomendaciones:.....	89
13. Bibliografía:	90
14. Anexos	91

1. Introducción

En Nicaragua existen cuatro ingenios productores de azúcar, pero solo San Antonio y Monte Rosa son agentes del mercado eléctrico nacional, los otros dos, Ingenio Benjamín Zeledón y Montelimar, producen energía eléctrica solo para el consumo de producción.

Centrando nuestra atención en el Ingenio Benjamín Zeledón, que según la revista del CNPA (comité nacional de productores de azúcar) produce el 9.2% de azúcar del total nacional. En el proceso de producción hay un alto consumo de energía térmica y eléctrica, en la figura 1.1 podemos observar el proceso de producción:



Tomado de la Revista del Comité Nacional de Productores de Azúcar (CNPA)

Figura 1.1 Proceso de producción de azúcar

Debido al gran consumo de vapor y electricidad, las centrales de cogeneración son indispensables en los ingenios azucareros, es decir se genera energía eléctrica y vapor para el proceso de producción. En los evaporadores la presión de trabajo es de 20 PSI, por esto se puede utilizar el vapor de salida de las turbinas, ya que no se necesita una presión tan alta, este ciclo se conoce como ciclo superior o ciclo de cabeza.

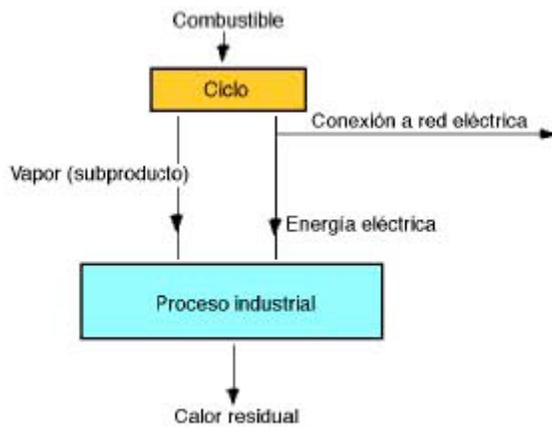


Figura 1.2 Diagrama de ciclo de cabeza de cogeneración

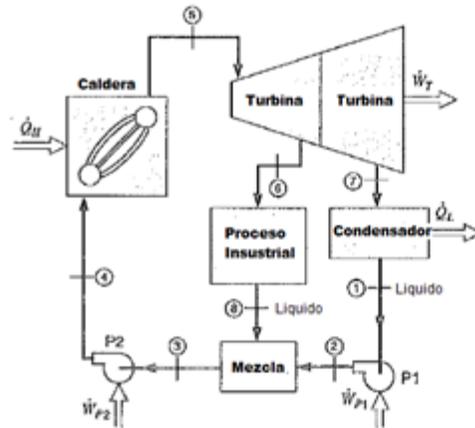


Figura 1.3 Esquema tradicional de cogeneración extraído de Fundamentos de termodinámica Van Wylen

En la figura 1.2 se observa el esquema general de una central de cogeneración; en un ingenio azucarero el combustible de la caldera es el bagazo, y el consumo térmico de la producción se centra en los evaporadores. Un evaporador tiene el objetivo de concentrar el jugo clarificado, es decir aumentar el cociente total de sacarosa, lo que se conoce como aumentar su grado Brix, esto se logra al evaporar parte del agua contenida en el jugo clarificado.

Los turbogeneradores y evaporadores son los principales consumidores de energía térmica en la mayoría de los ingenios; pero en el caso del ingenio Benjamín Zeledón, también se tiene un gran consumo en las turbinas de vapor que accionan los molinos.

En una central convencional, el vapor de escape de las turbinas es utilizado en la producción, pero en el caso a estudiar los evaporadores son alimentados directamente de las calderas pasando por válvulas de expansión y otra parte de la salida de las turbinas, esto se debe a que el flujo de vapor destinado a generación no es suficiente para satisfacer la demanda en producción,

La figura 1.3 refleja esta realidad. El ingenio tampoco es autosuficiente en consumo eléctrico, por esto una parte de la energía eléctrica se compra a la red distribuidora, lo que nos lleva a la idea principal de investigación, la repotenciación de la central de cogeneración de este Ingenio.

Aumentar la capacidad de generación de una planta o repotenciarla se puede lograr de varias formas:

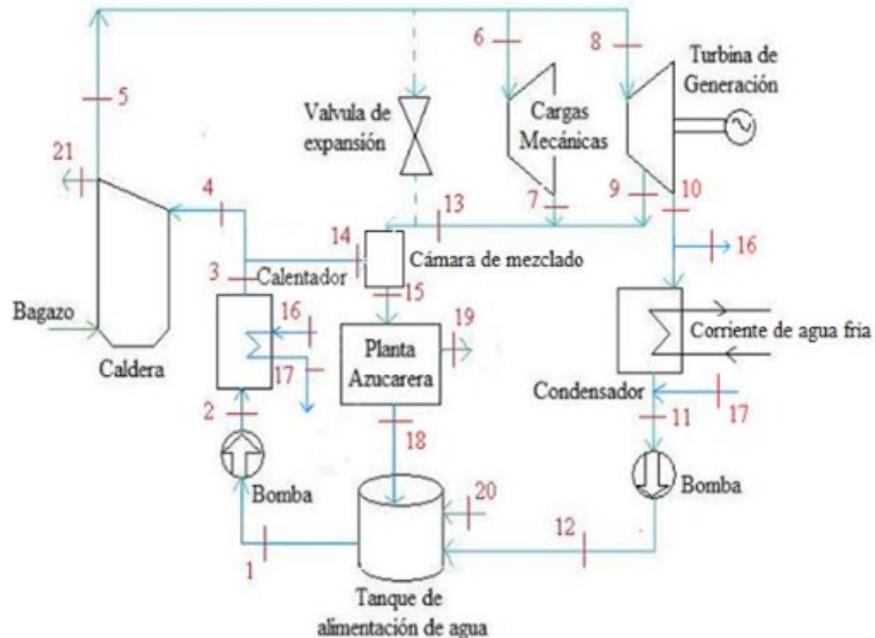


Figura 1.4 Ciclo de cogeneración del ingenio Benjamín Zeledón

- Cambiando equipos que ya no funcionan (equipos que disminuyen la capacidad de la planta).
- el reequipamiento con equipos de mayor calidad.
- repotenciar mediante cambio del ciclo termodinámico implementado. En el caso de los ingenios azucareros debido a la gran demanda de vapor y agua caliente, y el alto porcentaje de humedad en el bagazo, se implementa un ciclo de Rankine, es decir generación con turbinas de vapor y no de gases.

En el ciclo de Rankine se pueden realizar varios tipos de modificaciones, como agregar recalentadores, que tienen la función de tomar vapor de salida de turbina y recalentarlo para alimentar otra turbina de menor presión, también se le pueden agregar pre-calentadores, este es conocido como ciclo de Rankine regenerativo.

2. Antecedentes:

La implementación de centrales de cogeneración eficientes en los ingenios azucareros en Nicaragua está ligada al proceso de inserción de productores privados al sector eléctrico de Nicaragua en el año 1996. La nueva Ley de Electricidad fue aprobada en 1998, que permitió la entrada de nuevas plantas a partir de contrataciones con empresas privadas (PPA's)

Acordando la compra-venta de energía eléctrica con dos ingenios azucareros: Nicaragua Sugar Estates (ISA, S.A.), y Agroindustrial Azucarera S.A. (Timal).

En 1998 el ingenio San Antonio instaló una caldera nueva y modificó una antigua, ambas con una presión de 600 PSI, también se instaló un turbogenerador de 15.9 MW, aumentando la potencia instalada a 23.4 MW. En el año 2003 se modifica la planta de cogeneración sustituyendo un turbo antiguo de 7.5 MW por otro de 20 MW, en 2004 se instala otro turbo de 20 MW, junto a otra caldera de 600 PSI.

La última repotenciación se realizó en el año 2011, cuando se instala otro turbogenerador de 20 MW, dándole una potencia instalada de 80 MW a la planta de cogeneración, entregando 30 MW al SIN.

Monte Rosa también es agente del mercado eléctrico de Nicaragua, desde la administración del grupo Pantaleón se implementa un ciclo de cogeneración eficiente, este proyecto está compuesto de dos fases.

La primera expansión se realizó entre las zafras 2001-2002 y 2003-2004. Esta expansión incluyó la instalación de un turbogenerador de escape de 15 MW y la instalación de una caldera de alta presión. En el 2004 se instala una caldera de 900 PSI y la potencia instalada aumenta a 62.5 MW.

Uno de los ingenios que está realizando una fuerte inyección de capital es el Montelimar, propiedad del consorcio naviero Navinic, implementara una caldera de 1200 PSI para poder generar 36 MW, convirtiéndose en otro agente del mercado eléctrico y aumentando la capacidad de molienda de caña de azúcar.

3. Justificación:

La motivación para realizar un estudio de repotenciación de la planta de cogeneración de CASUR se basa en dos razones principales:

- Satisfacer la demanda de energía eléctrica y térmica total de la empresa, considerando el incremento proyectado en la carga de fábrica.
- Incrementar el rendimiento de la planta.

El ingenio Benjamín Zeledón o CASUR, durante la zafra 2013-14 tiene un promedio de molienda de 4,200 toneladas de caña en 24h, produciendo 6,900 sacos de 50 kg de azúcar diario. El consumo de energía, está dividida en dos cargas principales, que son consumo de fábrica y consumo de riego.

En fábrica se tiene un consumo de energía térmica y eléctrica, los principales consumidores térmicos son las turbinas del molino, los evaporadores y los turbogeneradores, la demanda total de vapor es de 240,000 lbs, la energía eléctrica generada es de 4.5 Mwh, destinando 3.5 Mwh a fábrica y el resto al consumo de riego.

La demanda del circuito de riego es abastecida en un 40% por compra a la empresa distribuidora de electricidad, que equivale a 800kwh, debido a que la planta de generación no tiene la capacidad de satisfacer toda la demanda.

La capacidad de molienda proyectada para la zafra 2015-16, es de 8,000 Toneladas en 24h, aumentando la potencia instalada a 11.2 Mw, este incremento de carga no podría ser abastecido con la capacidad de la planta de cogeneración actual, lo que genera la necesidad de aumentar la potencia generada.

La planta de cogeneración actual consta de 4 calderas de 250 PSI de presión y 280° C de temperatura, con un rendimiento de 1050 lbs de vapor/tonelada de bagazo, con un promedio de 220 toneladas de bagazo disponible por hora, es necesario implementar un ciclo termodinámico más eficiente, lo que involucraría:

- Calderas de alta presión y mayor rendimiento.
- Turbinas de mayor presión.

4. Objetivos:

4.1 Objetivo General:

- Realizar estudio técnico de Repotenciación de la planta de cogeneración del Ingenio Benjamín Zeledón.

4.2 Objetivos Específicos:

- Dimensionar la planta de cogeneración con capacidad de satisfacer la demanda de energía eléctrica y térmica del Ingenio Benjamín Zeledón.
- Evaluar la posibilidad de convertir la planta de cogeneración del Ingenio Benjamín Zeledón en agente del mercado eléctrico nacional.
- Determinar el ciclo termodinámico más eficiente, considerando la evaluación de las ventajas técnicas de los ciclos de Rankine simples, con recalentadores y regenerativos.

5. Marco Teórico:

Repotenciar la central de cogeneración del Ingenio Benjamín Zeledón comprende un dimensionamiento adecuado, convirtiendo a la empresa en autosuficiente energéticamente, y aumenta el rendimiento de la central, volviéndola capaz de vender un excedente energético. Para analizar la eficiencia del ciclo de la planta, es necesario realizar un análisis termodinámico.

Las plantas de cogeneración tradicionales trabajan con el ciclo de Rankine, este ciclo consta de cuatro procesos estables, que se muestran en la siguiente figura 5.1:

5.1 Ciclo de Rankine:

La figura 5.1 muestra un ciclo ideal de Rankine mediante el comportamiento de temperatura – entropía (T vs S), en el que todos los procesos son reversibles.

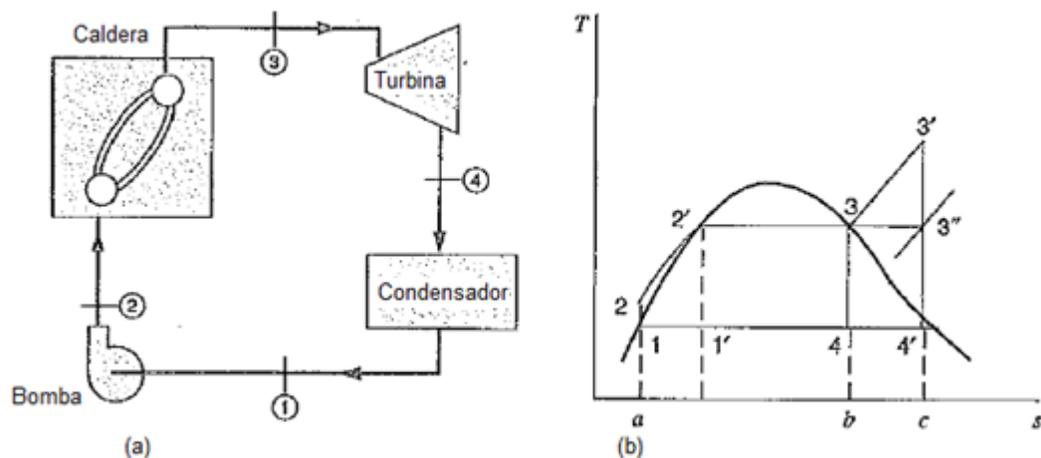


Figura 5.1 Ciclo ideal de Rankine

1-2: Proceso adiabático, se entrega trabajo al sistema para bombeo de agua hacia la caldera.

2-3: Transferencia de calor a presión constante en la caldera.

3-4: Proceso adiabático, expansión del vapor en la turbina.

4-1: Transferencia de calor al ambiente en el condensador.

Al aplicar la primera ley de la termodinámica en un volumen de control, se obtiene la siguiente ecuación:

$$\dot{Q}_{c.v.} + \dot{m} \left(h_i + \frac{V_i^2}{2} + gZ_i \right) = \dot{m} \left(h_e + \frac{V_e^2}{2} + gZ_e \right) + \dot{W}_{c.v.} \quad \text{Ecuación \#1}$$

$$q = \frac{\dot{Q}_{c.v.}}{\dot{m}} \quad w = \frac{\dot{W}_{c.v.}}{\dot{m}}$$

$$q + h_i + \frac{V_i^2}{2} + gZ_i = h_e + \frac{V_e^2}{2} + gZ_e + w \quad \text{Ecuación \#2}$$

1ra Ley de la termodinámica en un V.C
Fundamentos de termodinámica Van Wylen

Los valores de energía cinética y energía potencial en los procesos del ciclo de Rankine no son tomados en cuenta, debido a que son bastante bajos, en el caso de las turbinas y bombas se consideran procesos adiabáticos debido a que la transferencia de calor al ambiente es baja.

Al aplicar la 1era ley de la termodinámica (Ecuación #2) en cada uno de los procesos, obtenemos el siguiente resultado:

Trabajo realizado por la turbina:

$$\omega_T = h_3 - h_4 \quad \text{Ecuación \# 3}$$

Calor transferido en caldera:

$$q_C = h_3 - h_2 \quad \text{Ecuación \#4}$$

Calor transferido en compresor:

$$q_L = h_4 - h_1 \quad \text{Ecuación \# 5}$$

Trabajo de bomba:

$$\omega_P = h_2 - h_1 = \int_1^2 v \, dP \quad \text{Ecuación \#6}$$

La eficiencia térmica del ciclo será:

$$\eta_{ter} = \frac{w_{neto}}{q_C} = \frac{\omega_T - \omega_P}{q_C} \quad \text{Ecuación \# 7}$$

Basándonos en la figura 5.1 (b), podemos calcular la eficiencia del ciclo, al dividir el área de la gráfica que está sobre la línea de temperatura del condensador (energía útil), sobre el área total (calor transferido en la caldera).

Es decir:

$$\omega_{net} = \text{área } 1 - 2 - 2' - 3 - 3' - 4' - 1 \quad \text{Ecuación \# 8}$$

Sobre el calor transferido en la caldera:

$$q_c = \text{área } a - 2 - 2' - 3 - 3' - c - a \quad \text{Ecuación \#9}$$

Reflejando el análisis descrito obtenemos:

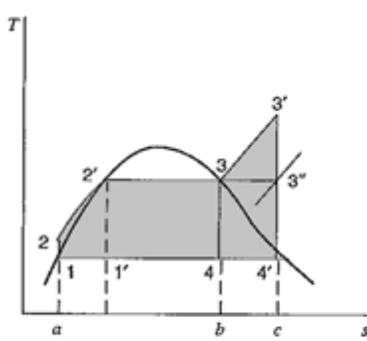


Figura 5.2 Trabajo neto de turbina

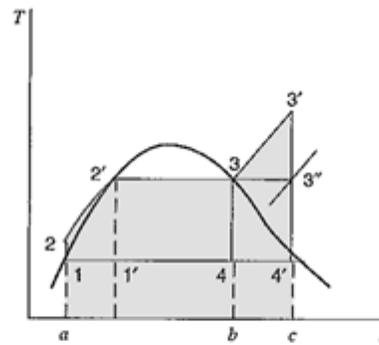


Figura 5.3 Calor transmitido en la caldera

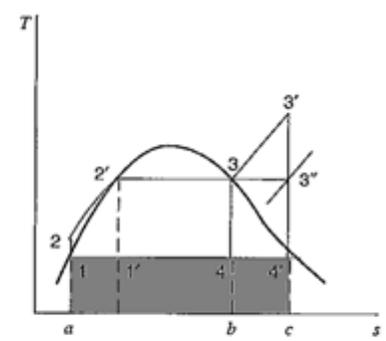


Figura 5.4 Calor liberado en el condensador

Esta gráfica nos proporciona información relevante para comprender la eficiencia del ciclo, el incremento del área de energía útil mejora la eficiencia, o bien reducir el área del calor transferido en el condensador, este efecto se logra variando los límites de temperatura y presión en el ciclo.

Reducir temperatura y presión de vapor de escape de la turbina:

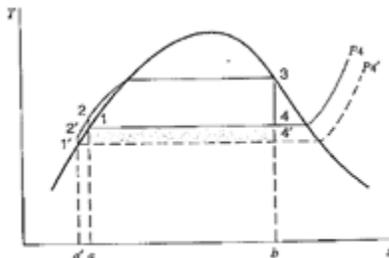


Figura 5.5 Efecto de presión en la eficiencia.

La gráfica 5.5 muestra el efecto de disminuir la presión de P_4 a P_4' , el trabajo neto aumenta, al igual que la eficiencia, pero aumenta la humedad del vapor de salida en la turbina, esto disminuye la eficiencia de la turbina y genera problemas de corrosión.

Por este problema, la salida del vapor de la turbina debe ser vapor sobrecalentado o con poca humedad.

Súper-calentador de vapor:

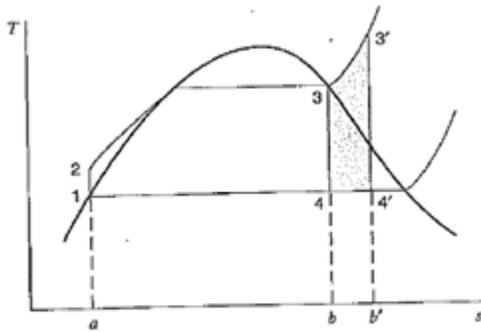


Figura 5.6 Efecto de supercalentador

El área sombreada de la gráfica 5.6 (4-3-3'-4') es el aumento de trabajo neto resultado de súper-calentar el vapor; también hay un aumento de calor transferido al sistema que es igual al área $b-3-3'-b'$, la relación entre estas dos áreas es mayor que la relación trabajo-calor del resto del ciclo, provocando un aumento en la eficiencia.

La temperatura promedio aumenta, siendo otro indicador del incremento de la eficiencia del ciclo.

Influencia de presión máxima en la eficiencia:

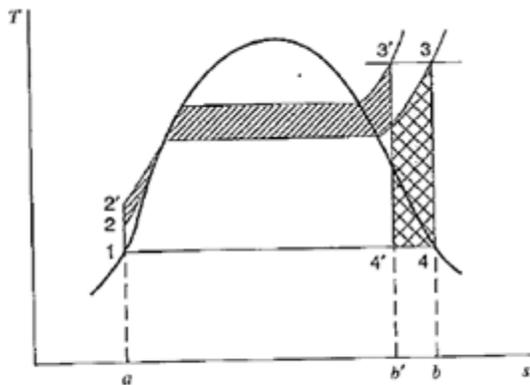


Figura 5.7 Efecto de la presión máxima en la eficiencia

Al aumentar la presión y temperatura máxima del ciclo, de una presión P_3 a una presión P_3' , el calor rechazado disminuye, esta reducción está representada por el área $b'-4'-4-b-b'$ de la gráfica 5.7, la energía útil se mantiene constante, pero la calidad del vapor de salida disminuye.

En resumen la eficiencia de un ciclo de Rankine tradicional se puede maximizar con las siguientes condiciones:

- Baja presión de salida de turbina pero sin exceso de humedad.
- Alta presión y temperatura en transferencia de calor en la caldera.
- Súper calentar el vapor que entra a las turbina, disminuyendo los problemas de humedad.

Estas condiciones también se pueden aplicar para modificar el ciclo de Rankine tradicional, aumentando la eficiencia y el trabajo neto.

5.2 Ciclo de Rankine con recalentador:

Incrementar la presión en la transferencia de calor en la caldera aumenta la eficiencia del ciclo, pero también aumenta la humedad del vapor de baja presión de escape de la turbina. El ciclo con recalentador ha sido desarrollado para aprovechar la ventaja de un ciclo con alta presión y evita el exceso de humedad. Este ciclo se muestra en la figura 5.8 en un gráfico T-S,

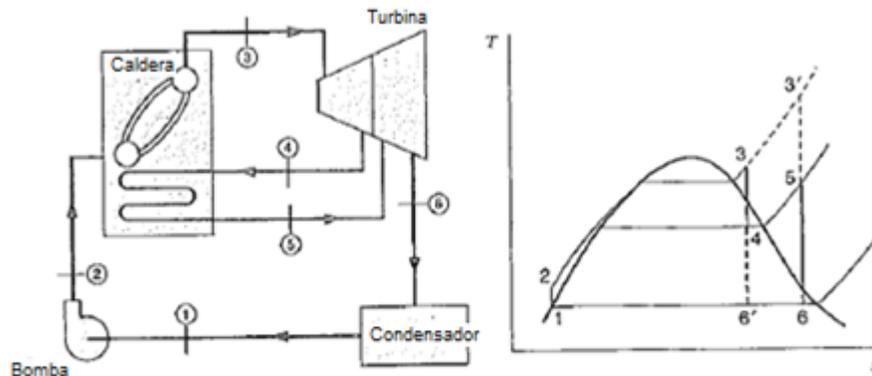


Figura 5.8 Ciclo de Rankine con recalentador

La principal característica de este ciclo, es expandir el vapor a una presión intermedia (punto 4 en la gráfica 5.8), luego se recalienta en la caldera (proceso 4-5) y se expandirá en una turbina de presión intermedia.

El trabajo neto en este tipo de ciclo será:

$$\omega_{net} = (h_3 - h_4) + (h_5 - h_6) - (h_2 - h_1) \quad \text{Ecuación \#10}$$

La transferencia de calor en la caldera será:

$$q_C = (h_3 - h_2) + (h_5 - h_4) \quad \text{Ecuación \#11}$$

Utilizar recalentador en el ciclo no mejora mucho la eficiencia del ciclo, la principal ventaja es disminuir la humedad del vapor de escape de la turbina, lo que reduce los problemas de corrosión en la turbina y en el circuito de vapor en general.

5.3 Ciclo Regenerativo:

Otra importante variación del ciclo de Rankine es el ciclo regenerativo, el cual utiliza pre calentadores de agua para aumentar la temperatura promedio del fluido de trabajo, de esta manera aumenta la eficiencia, en la figura 5.9 se muestra el ciclo regenerativo ideal.

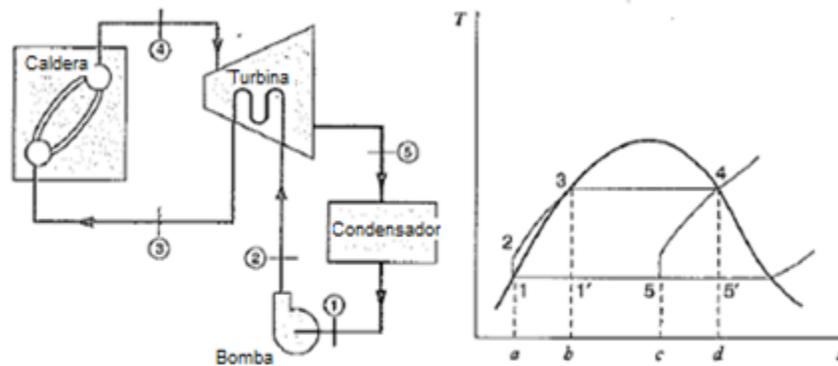


Figura 5.9 Ciclo regenerativo ideal

Durante el proceso 2-3 el fluido de trabajo es calentado en su estado líquido, y la temperatura promedio es mucho menor que durante el proceso de evaporación, reduciendo la eficiencia. Para mejorar esta condición en el ciclo regenerativo, el agua que entra a la caldera tiene una temperatura entre el punto 2 y 3, mejorando la temperatura promedio.

La figura 5.9 muestra un ciclo regenerativo ideal, el agua antes de entrar a la caldera circula por la carcasa de la turbina. La línea 4-5 muestra el estado del vapor en la turbina, en este caso además de la energía liberada por la expansión, transmite calor al agua de alimentación de caldera, variando su entropía hasta el punto 5. Este ciclo es poco práctico debido a la alta humedad del vapor de escape de la turbina y la transmisión del calor en la turbina no sería suficiente para precalentar el agua. En un ciclo práctico se extrae vapor de la turbina después de una expansión parcial del vapor como se muestra en la figura 5.10.

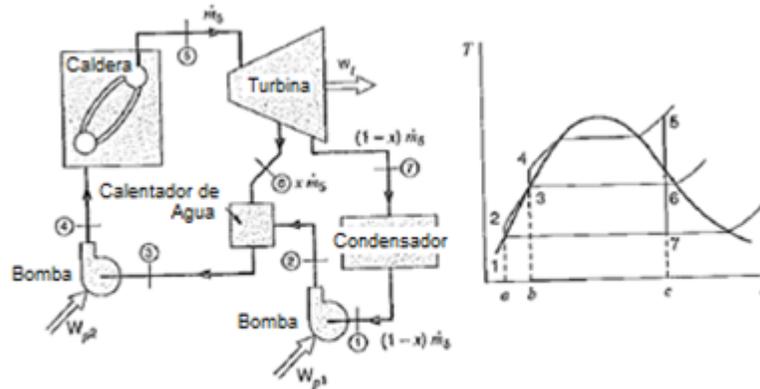


Figura 5.10 Ciclo regenerativo de Rankine

El vapor entra en la turbina en el estado 5, después parte del vapor es extraído de la turbina en el estado 6 y conducido al calentador de agua, el vapor no extraído se expande hasta llegar al estado 7. La porción vapor extraída es la suficiente para llevar al agua a condición de saturación en el estado 3, dicha porción será igual a:

$$\dot{m}_2 + \dot{m}_6 = \dot{m}_3 \quad \text{Ecuación \# 12}$$

$$X = \frac{\dot{m}_6}{\dot{m}_5} \quad (1 - X)\dot{m}_5 = \dot{m}_1 = \dot{m}_2$$

$$\dot{m}_2 h_2 + \dot{m}_6 h_6 = \dot{m}_3 h_3$$

$$\text{Si } (\dot{m}_3 = \dot{m}_5)$$

$$(1 - X)\dot{m}_5 h_2 + x\dot{m}_5 h_6 = \dot{m}_5 h_3 \quad \text{Ecuación \# 13}$$

$X = \frac{h_3 - h_2}{h_6 - h_2}$; Esta es la extracción máxima de vapor, para llevar el agua al estado 3.

El trabajo de la turbina será:

$$\omega_T = (h_5 - h_6) + (1 - X)(h_6 - h_7) \quad \text{Ecuación \# 14}$$

El trabajo neto será:

$$\omega_{net} = \omega_T - (1 - X)(h_2 - h_1) - (h_4 - h_3) \quad \text{Ecuación \# 15}$$

Transferencia de calor:

$$q_c = h_5 - h_4 \quad \text{Ecuación \# 16}$$

Ciclo real de Rankine:

Un ciclo ideal de Rankine es un ciclo reversible, es decir un sistema donde se puede revertir el proceso térmico sin dejar cambios en el sistema o entorno esto se representa con una entropía constante en una turbina o en una bomba; pero en un ciclo real esto no es posible, por esto se les llama ciclos irreversible y existe entropía generada.

Entropía en un ciclo ideal:

En una caldera y un condensador al agregar calor se da una variación de entropía, pero en la turbina se considera un proceso adiabático, y no existe transmisión de calor al ambiente por esto se considera una entropía constante, y se aprovecha el salto entálpico en la expansión del vapor para generar energía mecánica en la turbina.

Entropía en un ciclo real:

La entropía en un ciclo real no permanece constante, existen un leve crecimiento cuando el vapor se introduce en la turbina, este efecto se le conoce como generación de entropía. El salto entálpico de un ciclo real es menor en comparación de un ciclo ideal.

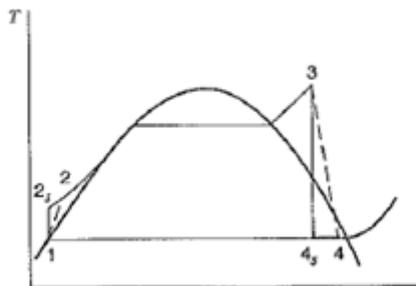


Figura 5.11 Ciclo real de Rankine

La figura 5.11 muestra el crecimiento de entropía que ocurre en un ciclo real, el estado 4 es el valor de entropía del vapor de escape, y el estado 4s es el valor de entropía en un ciclo ideal.

La eficiencia de una turbina es igual a:

$$\eta = \frac{h_3 - h_4}{h_3 - h_{4s}} \quad \text{Ecuación \#17}$$

6. Descripción del sistema de producción de azúcar y energía:

El proceso de producción de azúcar del Ingenio Benjamín Zeledón consta de las siguientes fases:

- Siembra y cosecha de caña de azúcar.
- Transporte de caña.
- Preparación y molienda (Extracción).
- Tratamiento de jugo, centrifugado y cristalización (Fabricación de azúcar).

Siendo las actividades de extracción y Fabricación los principales consumidores de energía eléctrica y térmica; en las actividades de campos también existe demanda de energía por parte de la carga de riego y talleres automotrices.

Por esta alta demanda de energía el ingenio utiliza planta de generación térmica, para el consumo de vapor del proceso de fabricación y para generación eléctrica; siendo esta etapa parte del sistema de producción de azúcar.

6.1 Preparación y molienda:

Esta fase tiene como objetivo extraer el jugo de la caña. Se agrega agua caliente para extraer el máximo de sacarosa que contiene el material fibroso.

Consta de dos procesos principales, la preparación de la caña y la extracción del jugo.

6.1.1 Preparación:

La preparación permite mejorar la uniformidad de la alimentación de los molinos, asegurando un aumento de la capacidad del molino y en la extracción de la sacarosa, y reduciendo por otro lado, la pérdida de sacarosa en el bagazo.

La preparación de la caña en el ingenio inicia con el proceso de lavado para disminuir la cantidad de tierra y de arena en las mesas alimentadoras de caña, estas mesas dirige la caña hasta el conductor, al poseer volumen variable atraviesa 2 rodos niveladores instalados previos a la alimentación de la picadora.

Las cuchillas rompen la estructura de la caña para luego enviarla mediante un conductor hacia la desfibradora, esta desgarrar los pedazos y los convierten tiras, en el proceso de preparación no se extrae jugo de la caña.

6.1.2 Extracción de jugo:

El método de extracción implementado en el ingenio es difusión, existe un difusor longitudinal con capacidad de procesar 200 Toneladas de caña por hora, el cual consta de 9 colochos, 2 bombas de alimentación de agua, 2 de bombeo de jugo, y un tamiz de movimiento principal. La figura 6.1 muestra el funcionamiento del difusor instalado en el ingenio.

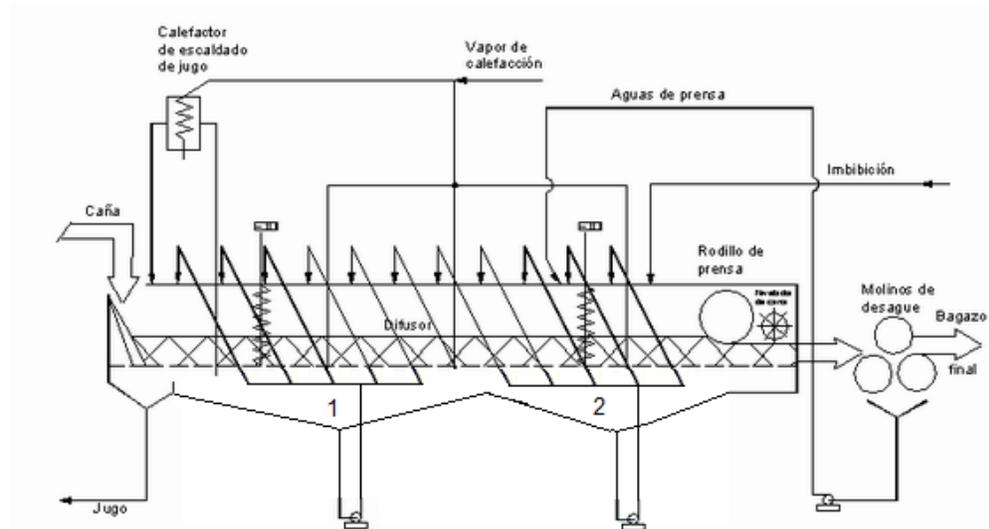


Figura 6.1

Los transportadores entregan la caña preparada o el bagazo con un 91 al 94% de las células abiertas al alimentador del difusor. Puertas deslizantes ajustables colocadas en la parte inferior del transportador alimentador distribuyen uniformemente la caña preparada o el bagazo a través del ancho del difusor.

En el difusor, la caña o bagazo que entra se calienta con jugo de circulación caliente que tiene una temperatura de 84 a 90°. Esto hace que la temperatura en la cama de bagazo se incremente inmediatamente a 75 °C, que es la temperatura requerida en el proceso de extracción.

Esto hace posible que las paredes de las celdas sean permeables y que las moléculas de sacarosa se disuelvan en el jugo. Así aun aquellas celdas que no se abrieron mecánicamente por las cuchillas picadoras y por las desfibradoras toman parte en el proceso de extracción. El proceso de extracción es una combinación de genuina difusión y lavado. Este proceso se muestra en la figura 6.2.

Luego se transporta el bagazo húmedo hacia un molino, extrayendo así la mayor parte de la humedad, y la última extracción de jugo, llamada agua de prensa.

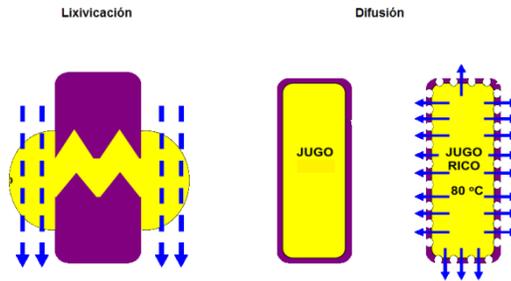


Figura 6.2

6.2 Fabricación de azúcar:

Una vez extraído el jugo de la caña, se procede a ejecutar los siguientes procesos:

- Clarificación
- Evaporación
- Cristalización
- Separación
- Secado

La planta actual tiene capacidad de procesar 6,500 sacos de azúcar diarios, la demanda de energía es bastante estable, puesto que no existen centrifugas discontinuas, haciendo que la alimentación de material sea continuo.

Clarificación:

El jugo proveniente de los molinos pasa por calentadores, que llegan a temperaturas entre 140 y 155 °F. Luego pasa por la torre de sulfatación, bajando el PH para producir azúcar blanco únicamente.

En esta etapa se utiliza azufre como agente decolorante; luego mediante la edición de la bachada de cal entre 6 y 10 baume se neutraliza el jugo. El calentamiento del jugo se realiza en tres etapas; la primera por vapor vegetal de 5.0 psi alcanzando temperaturas entre 175 y 185 °F; la segunda por vapor de 5.0 psi alcanzando temperaturas entre 205 y 215 °F y la última con vapor de 10 psi para rectificación del jugo en forma automática.

Con el proceso anterior se logra que el jugo, al ser liberado a presión atmosférica, sufra una pequeña evaporación en el tanque flash evitando que los flóculos floten o decanten con lentitud por la presencia de burbujas atrapadas en el interior.

El siguiente paso es alimentar el jugo a los clarificadores a baja velocidad para permitir la concentración de lodos y que pueden ser extraídos por gravedad en

un clarificador SRI y con bombas en los Rapi Door 444. En la etapa final de este proceso se utilizan coladores vibratorios con malla 110 mesh para la eliminación de bagacillo y evitar que llegue al producto final.

Los filtros de cabeza son parte indispensable del proceso, pues sin ellos, la pérdida de sacarosa en la cachaza sería significativa.

Evaporación:

La operación del sistema de evaporación en la planta es de quíntuple efecto, tanto para la línea de blanco como para la línea de crudo. La operación es relativamente sencilla debido a que se fijan las condiciones de entrada, salida, nivel de cada evaporador y extracción de vapores vegetales hacia el exterior.

La evaporación se realiza en evaporadores tipo Roberts en los cuales el vapor y el jugo se encuentran en cámaras separadas que fluyen en el mismo sentido. El jugo pasa de un evaporador a otro con bombas denominadas “de transferencia”.

Cristalización

La cristalización o crecimiento de la sacarosa que contiene el jarabe se lleva a cabo en tachos al vacío. Estos cocimientos, según su pureza producirán azúcar crudo y azúcar blanco. Este es un proceso demorado que industrialmente se acelera introduciendo al tacho unos granos microscópicos de azúcar, denominados semillas. La experiencia del operativo debe juzgar el punto exacto del cocimiento, para la obtención de un buen producto.

Separación

Los cristales del azúcar se separan de la miel restante en la centrifugas, equipos cilíndricos que giran a gran velocidad. La miel pasa a través de las telas, los cristales quedan atrapados dentro de las centrifugas y luego se lavan con agua. Las mieles vuelven a los tachos o bien se utilizan como materia prima para la producción de alcohol en las destilerías. El azúcar pasa al proceso de secado y enfriado.

Secado

En el proceso de centrifugado se utiliza agua de condensado para lavar el azúcar, lo cual da como resultado humedades entre 0.3 % y 0.6%, por lo que es necesario pasarla por un proceso de secado para alcanzar niveles entre 0.2% para azúcar crudo y 0.03% para azúcares blancos.

6.3 Producción de Energía eléctrica:

Para satisfacer la demanda energética existe una planta térmica, la cual consta de 4 calderas que trabajan a una presión de 250 PSI y 280°C, encargadas de generar suficiente vapor para alimentar las turbinas de extracción y los turbogeneradores.

La planta consta de 4 generadores con potencia instalada de 7MW, pero solo dispone de 5.5 MW, puesto que uno de las unidades generadoras esta averiada.

Las calderas son alimentadas con bagazo proveniente de mesa alimentadora; la mesa alimentadora es alimentada por conductor proveniente de la molienda.

El volumen de bagazo es nivelado antes de entrar a la caldera, el sobrante es almacenado en el patio de la planta, este será utilizado cuando falte la alimentación continua de los conductores.

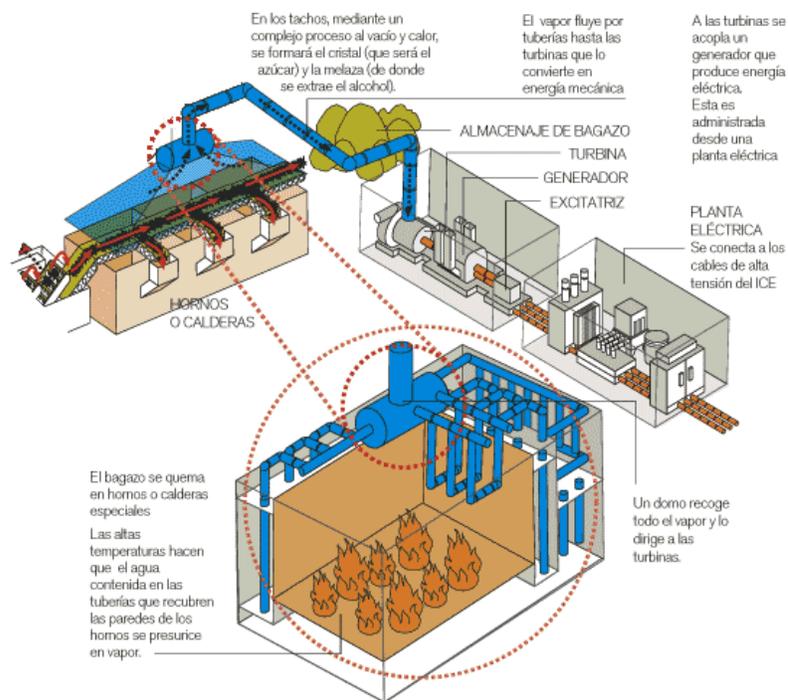


Figura 6.3

La figura muestra el proceso de generación descrito de energía eléctrica, la salida de vapor de las turbinas es de 20 PSI, este es destinado a la alimentación de los evaporadores y otros consumos de vapor.

Una parte de la salida de vapor de las calderas está dirigida al accionamiento de las turbinas y otra a una válvula de expansión que alimenta a los evaporadores,

puesto que la demanda de vapor de fabricación no se satisface totalmente con la salida de las turbinas.

Proyección de crecimiento de producción zafra 2015-16

Para la zafra 15-16 se cambiara el proceso de molienda, y se aumentará la capacidad de producción de azúcar, con el objetivo de procesar 2,000,000 de quítales de azúcar, además se estima un incremento de 7,000 toneladas de cañas molidas diarias.

El mayor porcentaje del crecimiento de la demanda energética será causado por el cambio de molienda, puesto que la picadora o cuchilla, y la desfibradora de caña serán accionadas por motores eléctricos; y el método de molienda cambiará a 5 molinos en serie.

Se estima un crecimiento de 11.263 MW de potencia instalada, esta demanda energética debe ser asumida por una planta de mayor capacidad.

7. Análisis de demanda eléctrica

7.1 Descripción del sistema eléctrico del Ingenio Benjamín Zeledón

Basados en el diagrama unifilar proporcionado por jefatura eléctrica de la empresa, el circuito del ingenio está conectado a la red de distribución por circuito de alimentación de 24.9 KV.

La barra principal del sistema trabaja con tensión de 0.48KV; de este nodo se derivan los siguientes circuitos de consumo propio, el circuito de riego, la barra de mantenimiento, talleres mecánicos automotrices, y el consumo de oficinas.

Se considera consumo de fábrica las subdivisiones de consumo propio, barra de mantenimiento, y el consumo de fabricación (centrífugas, clarificación de jugo, cristalización, etc); dichos circuitos garantizan alimentación de los equipos de calderas, generación, molienda, y proceso de fabricación de azúcar.

Los talleres automotrices, gasolinera, y almacenes, son considerados consumo de actividades agrícolas, a excepción del circuito de riego que es estimado en demanda de siembra y riego; ambos son facturados a gerencia de campo.

En la figura 7.1 podemos observar la división de la carga en el sistema del ingenio, se puede observar que la potencia eléctrica instalada es de 7 MW, pero solo dos unidades están trabajando, puesto que la demanda de vapor no se satisface con las calderas existentes.

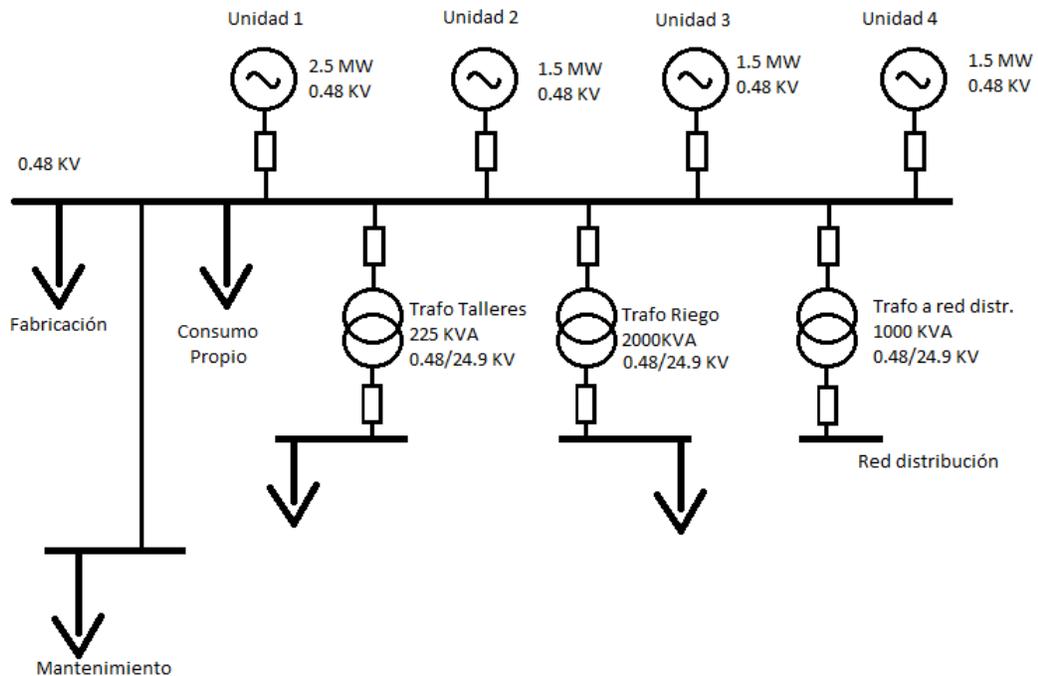


Figura 7.1

7.2 Medición de demanda eléctrica:

Para poder medir las principales cargas del sistema eléctrico del ingenio, se definió puntos claves de medición, para conocer la generación total, el consumo de fábrica, circuito de riego, y demanda de talleres.

Puntos de medición:

Se realizó medición de características eléctricas en unidades generadoras #1 y #4, puesto que eran los únicos turbogeneradores trabajando, la unidad 3 presenta fallas en generador; la unidad 2 alterna trabajo con unidad 4 y es equipo de reserva de planta de generación,.

Se realizó medición en celdas de circuitos de riego y transformador de talleres, en el caso de medición de consumo de la red se registró medición de energía de cada hora.

En la figura 7.2, se muestran los puntos de medición mencionados en los párrafos anteriores:

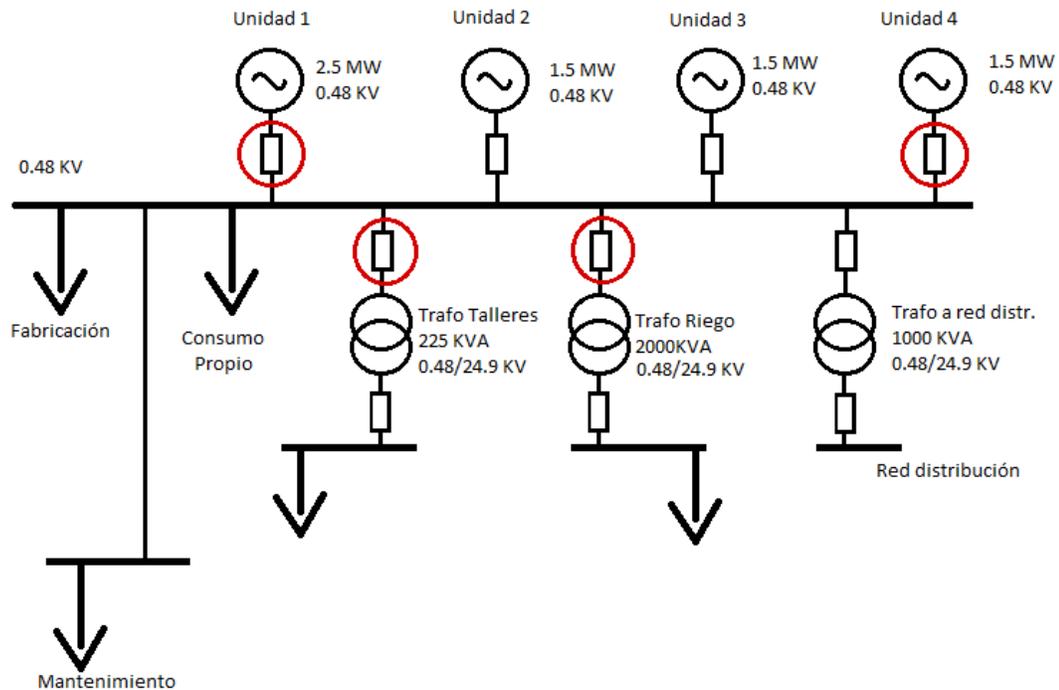


Figura 7.2

La demanda de fábrica, se estimó de la siguiente manera:

Demanda de fábrica = (Generación total) + Consumo a red – (Demanda de riego) – (Demanda de talleres automotrices).

Características de la medición

Las características eléctricas consideradas en la medición fueron:

- Voltaje
- Corriente
- Factor de potencia
- Potencia Activa
- Potencia Aparente

Se utilizó analizador de calidad de energía para realizar dichas mediciones, este equipo cuenta con modo registrador para realizar mediciones de potencia, donde se puede almacenar los valores antes mencionados.

El período de medición se definió para registrar 24 horas, debido al tamaño de la memoria interna del equipo que es de 18 MB se ajustó registro de medición en cada 5 segundos; el equipo registra el valor mínimo, medio, y máximo de cada característica eléctrica considerada en los 5 segundos, generando de esta manera un total de 17280 muestras por cada medición equivalentes a 17.3 MB.

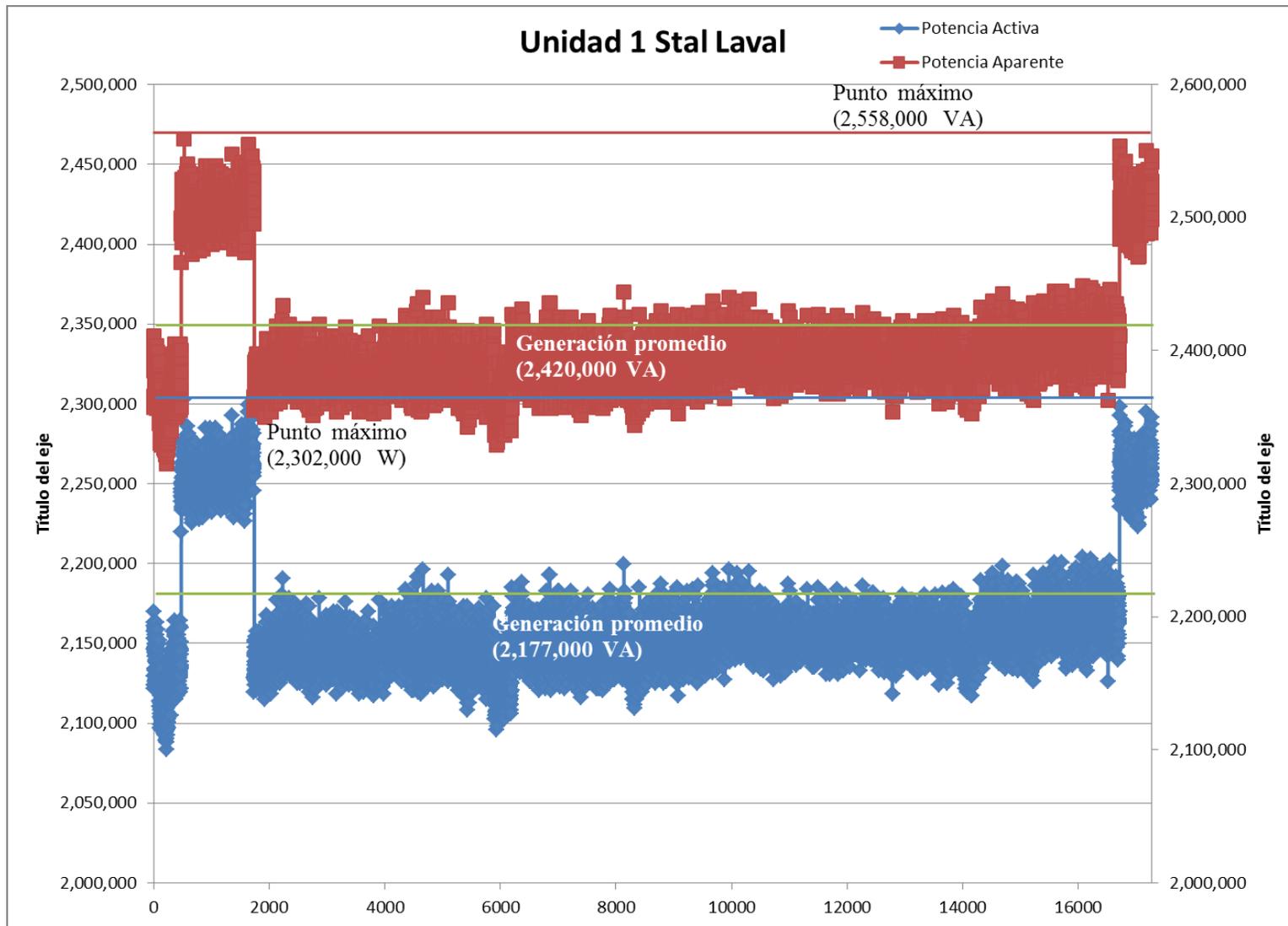
Los valores reflejados en las gráficas de demanda diaria son los puntos máximos de cada registro, siendo 17280 puntos máximos de potencia. El eje vertical primario (izquierdo) muestra los rangos de potencia activa en W, el eje vertical secundario (derecho) los valores de potencia aparente en VA.

El suministro de potencia es dependiente de la alimentación de vapor hacia la turbina.

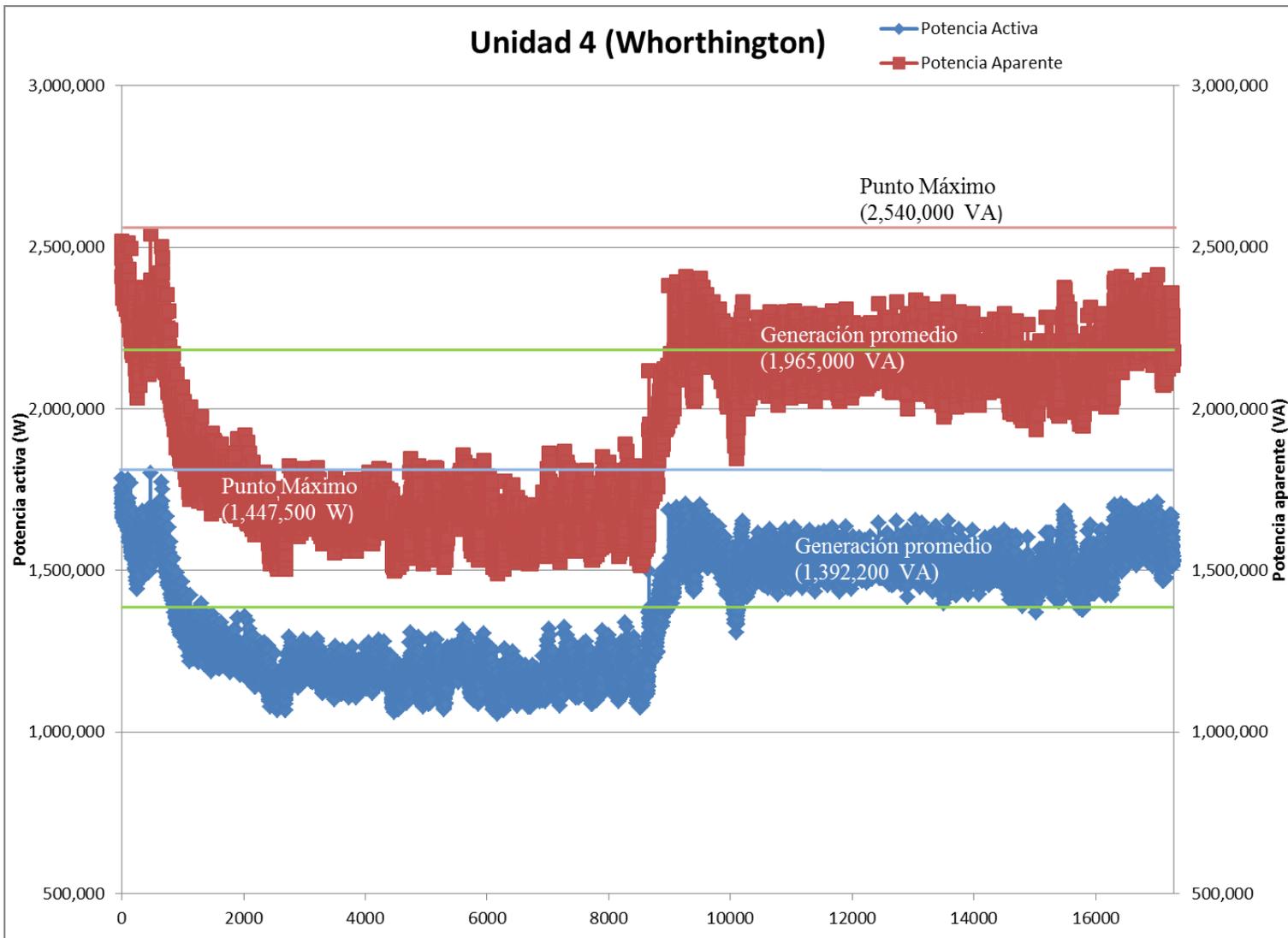
Existe variación de carga en dependencia de la molienda que a la vez depende de la capacidad de suministro de caña de parte de transporte.

La generación de activa se muestra en la serie azul, el promedio de potencia activa es de 2.177 MW, el pico máximo de activo es de 2.302 MW.

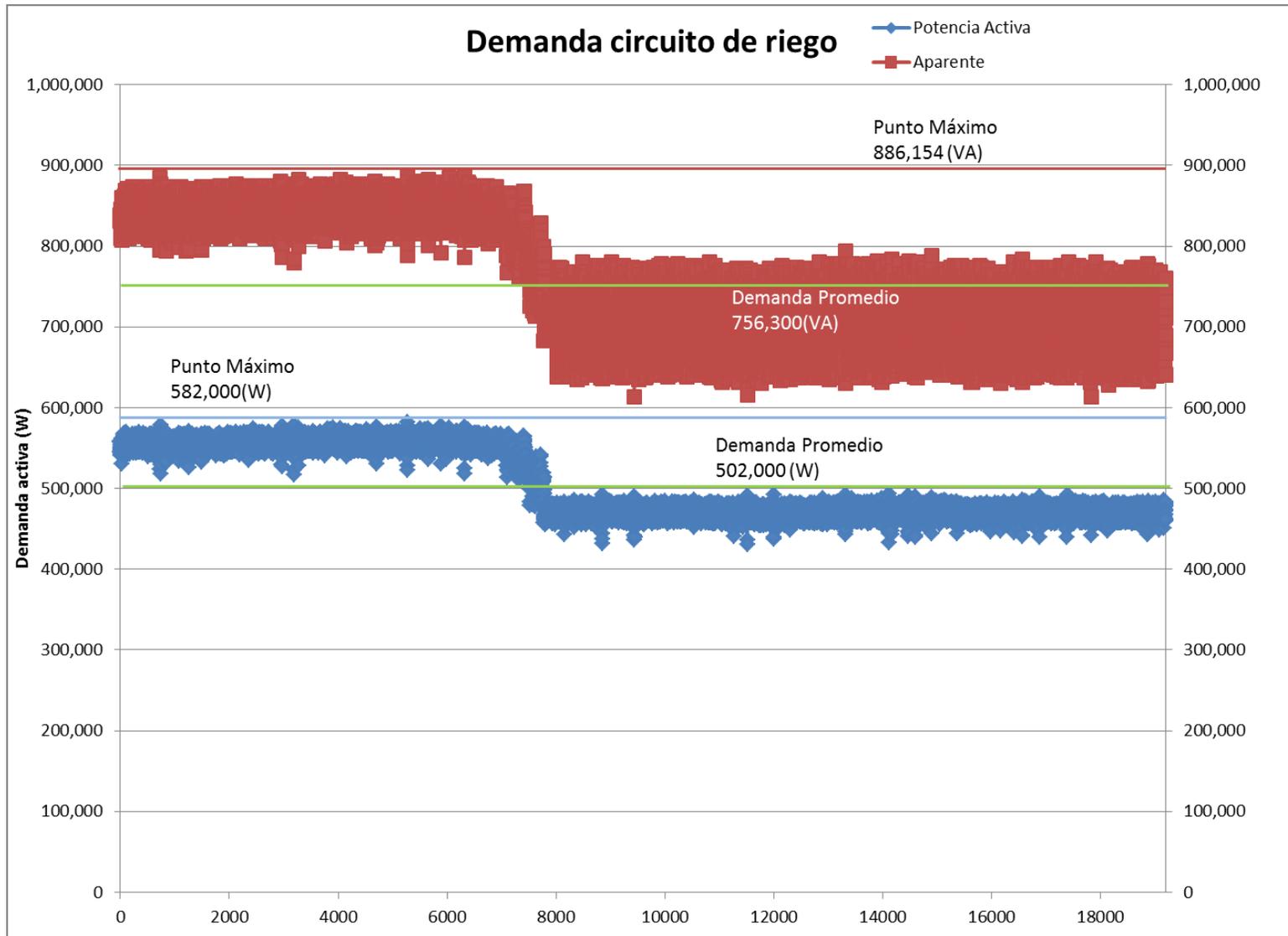
Los valores de potencia aparente se muestran en rojo, el punto máximo de potencia aparente es de 2.047 MVA y la generación promedio es de 1.935 MVA. Dichos valores máximos ocurren en la muestra 527 (5:44 pm)



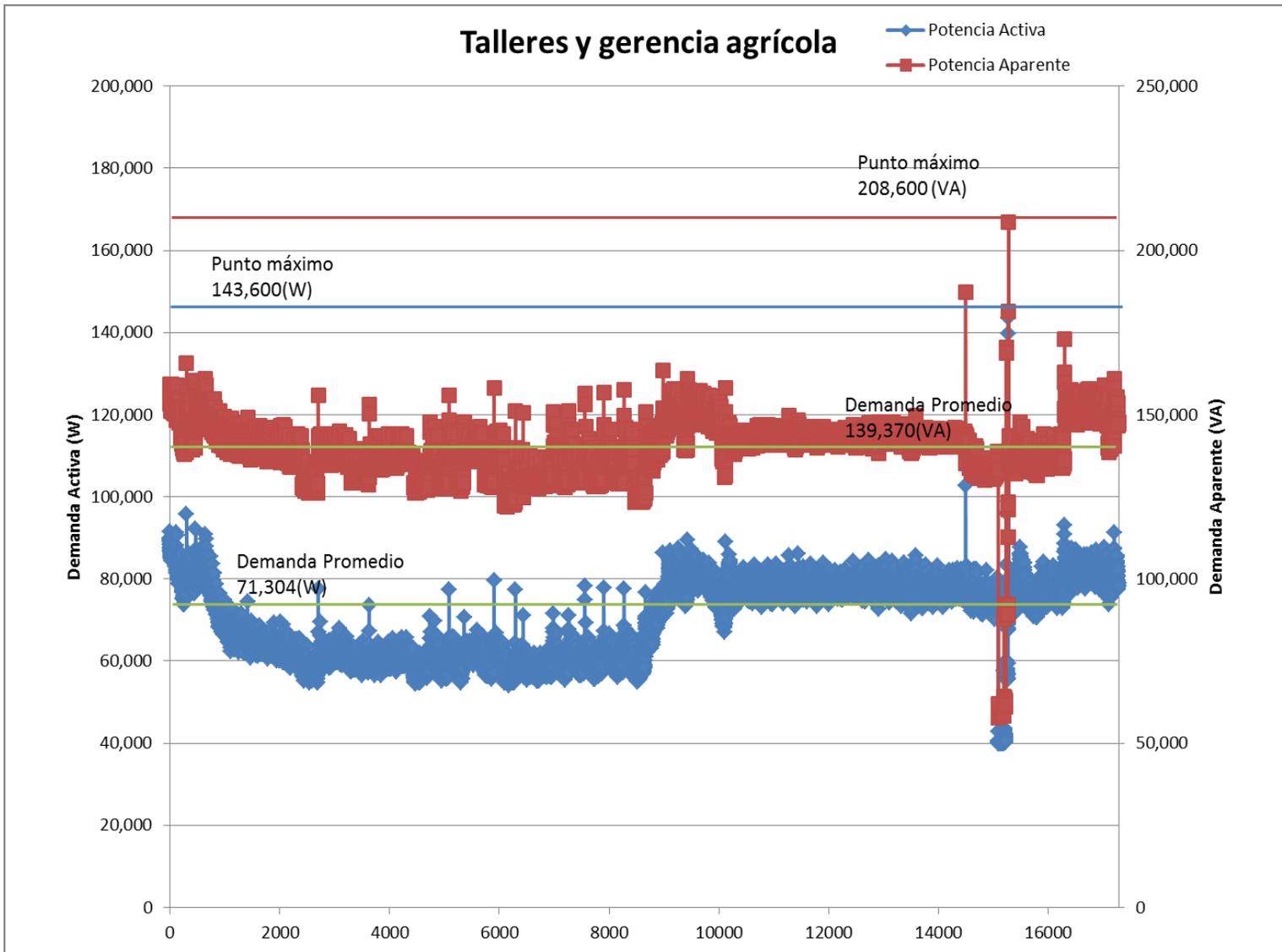
Gráfica 7.3



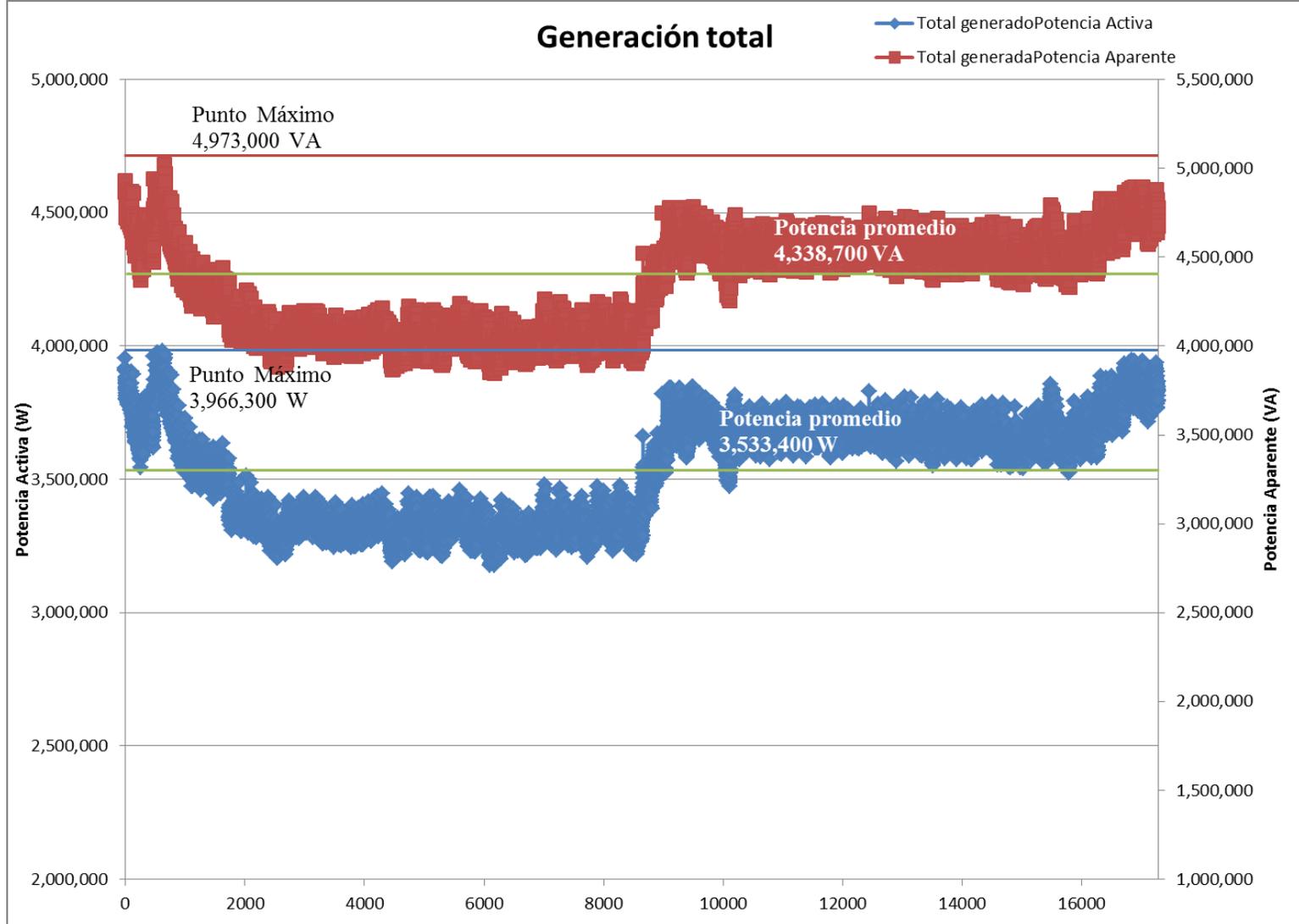
Gráfica 7.4



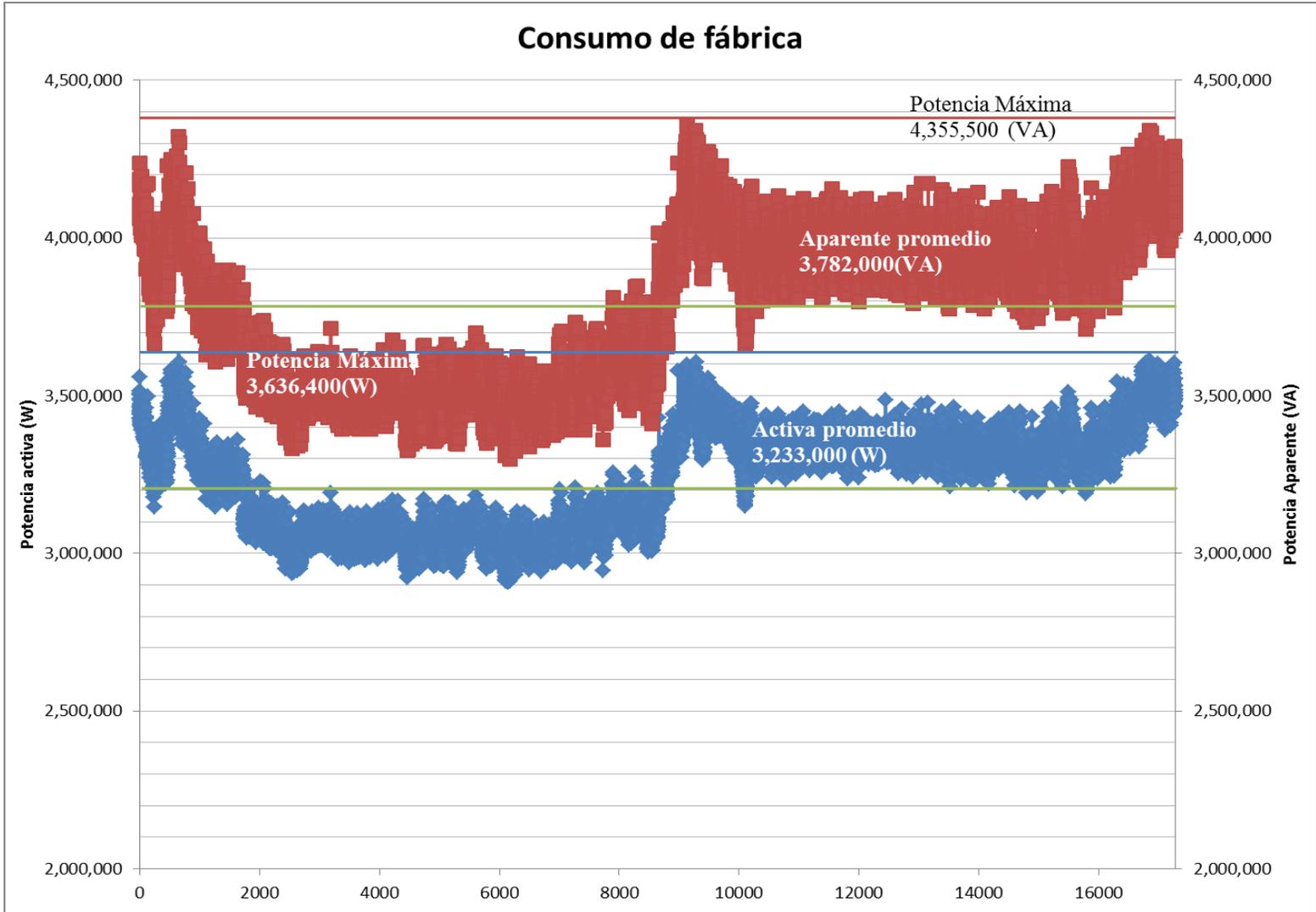
Gráfica 7.5



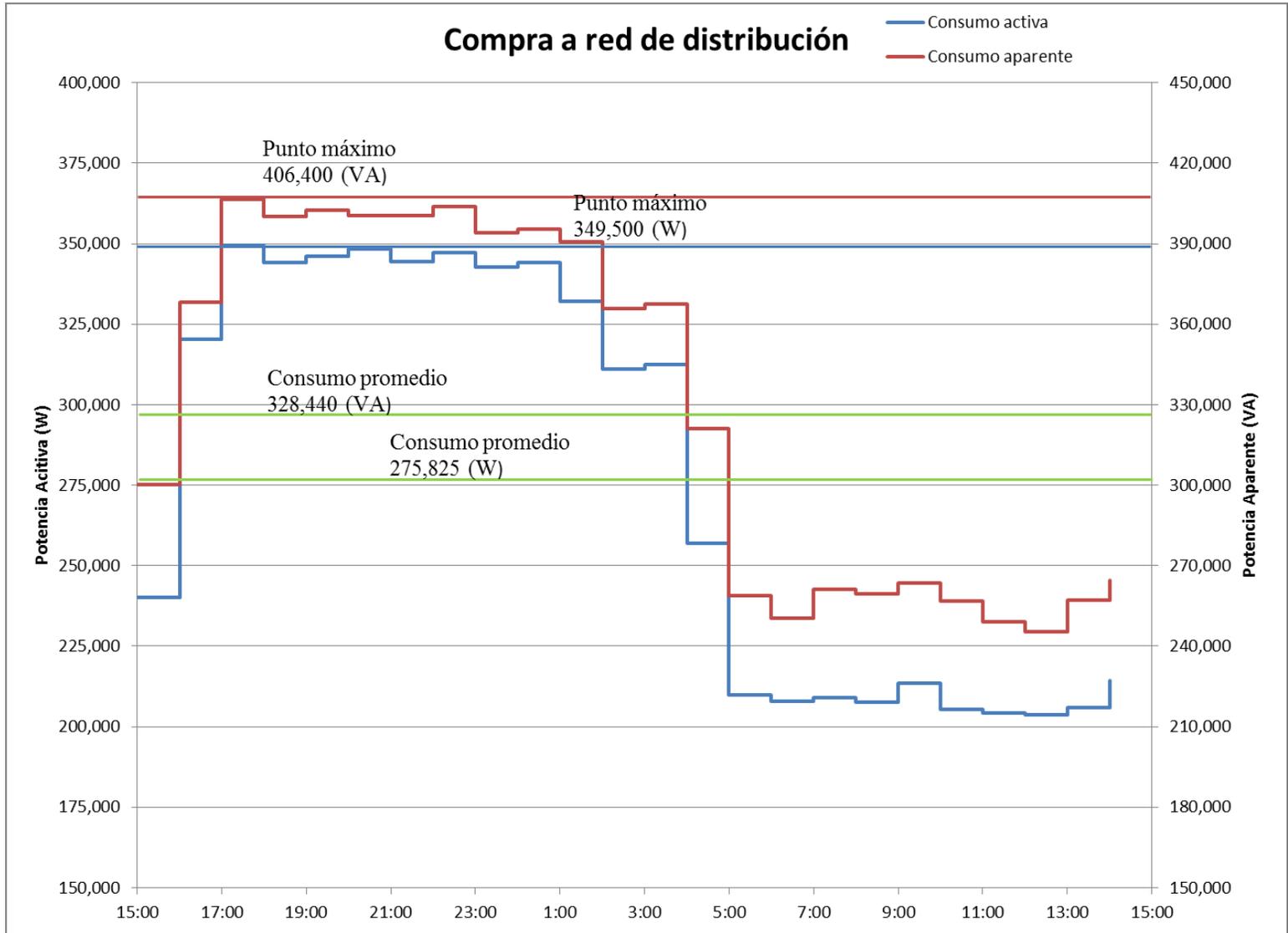
Gráfica 7.6



Gráfica 7.6



Gráfica 7.7



Gráfica 7.7

7.3 Análisis de comportamiento de curvas diarias:

7.3.1 Demanda:

Tenemos 3 curvas de demanda analizar, que son demanda de fábrica, de circuito de riego, y de talleres y gerencia.

Se revisó los siguientes factores para poder comprender el comportamiento de las cargas.

Potencia promedio:

Equivalente de potencia continúa demanda por el sistema para consumir el valor de energía real que demanda la curva variable en un periodo de tiempo, en nuestro caso es 24 horas.

$$P_{\text{promedio}} = (\text{Energía diaria consumida}) / (\text{período de tiempo evaluado})$$

Horas equivalentes:

Tiempo que se requiere para consumir la misma cantidad de energía diaria con una demanda máxima estable.

$$H.E = (\text{Energía diaria consumida}) / (\text{Demanda máxima})$$

Factor de demanda:

Índice al que opera la carga total conectada al sistema.

$$F_{\text{demanda}} = (\text{Carga máxima}) / (\text{Carga Instalada})$$

Factor de utilización:

Indica la fracción de la capacidad del sistema de distribución utilizado durante la demanda máxima.

$$F_{\text{utilización}} = (\text{Carga máxima}) / (\text{Capacidad Instalada})$$

Factor de carga:

Es el grado de sostenibilidad del pico máximo de carga.

$$F_{\text{carga}} = (\text{Demanda promedio}) / (\text{Demanda máxima})$$

Factor de diversidad:

El factor de diversidad es la forma expresa la relación que existe en la coincidencia de los valores de demandas máximas en el tiempo. Este factor de diversidad entre dos o más cargas se obtiene de la siguiente manera:

$F_{div} = (\sum \text{demandas máximas individuales}) / (\text{Demanda máxima del sistema}).$

La tabla 7.1 muestra los factores y datos obtenidos de las gráficas de demanda diaria de las cargas evaluadas.

Datos de la demanda								
Demanda Fábrica		U/M	Demanda Riego		U/M	Demanda Talleres		U/M
Carga instalada	4,030,000	W	Carga instalada	1,451,000	W	Carga instalada	400,000	W
Demanda Máxima	3,636,400	W	Demanda Máxima	582,000	W	Demanda Máxima	143,600	W
Consumo energía	77,592,000	Wh	Consumo energía	12,480,000	Wh	Consumo energía	1,711,296	Wh
Demanda Promedio	3,233,000	W	Demanda Promedio	502,000	W	Demanda Promedio	71,304	W
Horas equivalentes	21.338	H	Horas equivalentes	21.443	H	Horas equivalentes	11.917	H
Factor de demanda	0.902		Factor de demanda	0.401		Factor de demanda	0.359	
Factor de carga	0.889		Factor de carga	0.863		Factor de carga	0.497	
Factor de pérdidas	0.790		Factor de pérdidas	0.744		Factor de pérdidas	0.247	
Factor diversidad	1.100							

Tabla 7.1

El factor de carga de fábrica y riego muestra la estabilidad de dichas cargas y un alto grado de utilización del sistema en la temporada de zafra, este efecto se logra cuando el transporte de caña es estable, manteniendo la molienda con valores constantes.

En caso de la demanda del circuito de talleres automotrices se observa un bajo valor de factores de carga y demanda, debido a la naturaleza de la carga que no es muy estable.

7.3.2 Producción de energía:

Para analizar el comportamiento de curva de generación se evaluó los siguientes factores:

Potencia disponible:

Suma de la potencia de los grupos generadores que están disponibles en determinado momento.

Factor de reserva:

Capacidad de planta para cubrir una demanda mayor a la máxima estimada.

$$F_{reserva} = (\text{Potencia disponible}) / (\text{demanda máxima})$$

Factor de Instalación:

Relación entre la capacidad instalada y la carga conectada.

$$F_{Instalación} = (\text{Capacidad Instalada}) / (\text{Carga conectada}).$$

Factor de uso de planta:

Indica el uso que se ha dado a la planta respecto a su capacidad, en este caso se utilizara el factor de uso planta porque se tiene un período de trabajo de 6 a 7 meses anuales, en caso de trabajar todo el año se prefiere conocer el factor de capacidad de planta.

$$F_{uso} = \frac{\text{Producción anual de energía}}{(\text{Capacidad instalada} \times \text{número de horas de trabajo anual})}$$

La tabla 7.2 muestra el rendimiento actual de la planta de generación del Ingenio Benjamín Zeledón.

Planta de generación				
Demanda Fábrica	Potencia	U/M		
Potencia Instalada	7,000,000	W		
Potencia disponible	4,000,000	W	Energía total generada	16,973,940
Potencia conectada	5,205,000	W	Zafra 13-14	Kwh
P.Máxima entregada	3,266,300	W	Dias de zafra	199
Generación energía diaria	69,060,000	Wh	Horas de zafra	4776
P. media diaria	2,877,500		Factor de uso de planta	0.508
Factor de reserva	1.225			
Factor de instalación	1.345			
Horas equivalentes	21.143			

Tabla 7.2

Al revisar los factores de reserva e instalación se observa que la planta está siendo sub-utilizada, aunque existe capacidad eléctrica instalada suficiente para cubrir la demanda, siempre existe un consumo considerable a la red de distribución.

Una de las principales causas de la subutilización del sistema eléctrico es la falta de abastecimiento de vapor a la turbina, debido a la baja capacidad de las calderas, este problema se evalúa en el capítulo de análisis energía térmica.

7.4 Consumo de Energía eléctrica:

Los registros de consumo y generación energética presentados por la CNPA describen el consumo de las dos principales cargas del ingenio, siendo estas la fábrica de producción de azúcar y el circuito de riego.

Los meses presentados en el historial son los meses de producción o período de zafra, los meses de reparaciones y pruebas no existe potencia generada, puesto que la demanda de energía es muy baja.

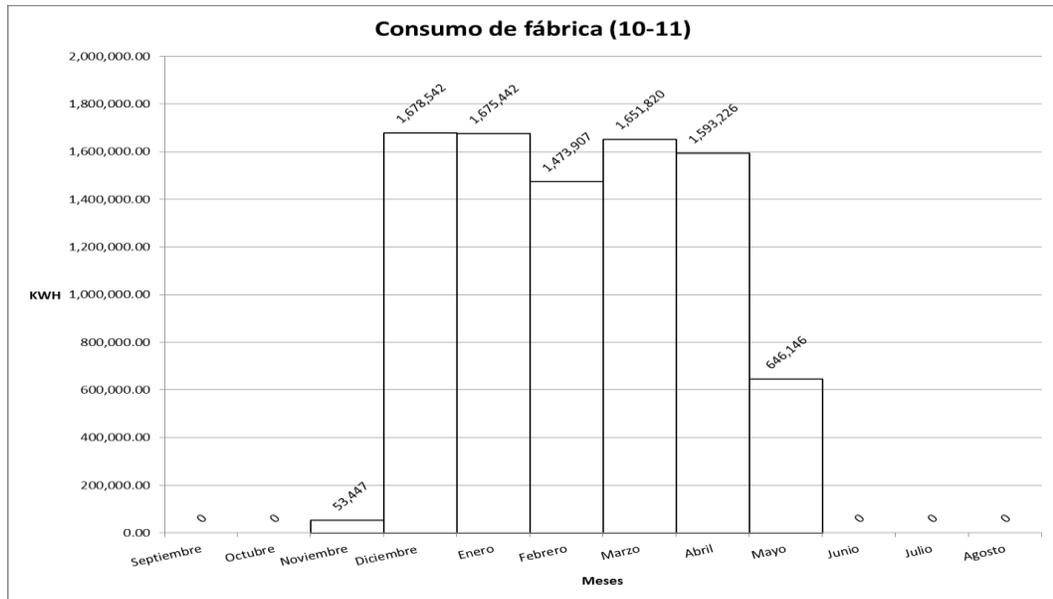
Consumo en fábrica:

Los principales accionamientos eléctricos en el área de fabricación involucran picadoras, bandas de transporte, centrifugas, colochos, mezcladores, ventiladores, grúas, bombas, etc.

Durante los meses de zafra el proceso de producción es bastante estable, reflejándose en los porcentajes de tiempos perdido que en la última zafra del Ingenio Benjamín Zeledón fue de 8.95%, el crecimiento de consumo y generación es proporcional al crecimiento de molienda y producción mostrado.

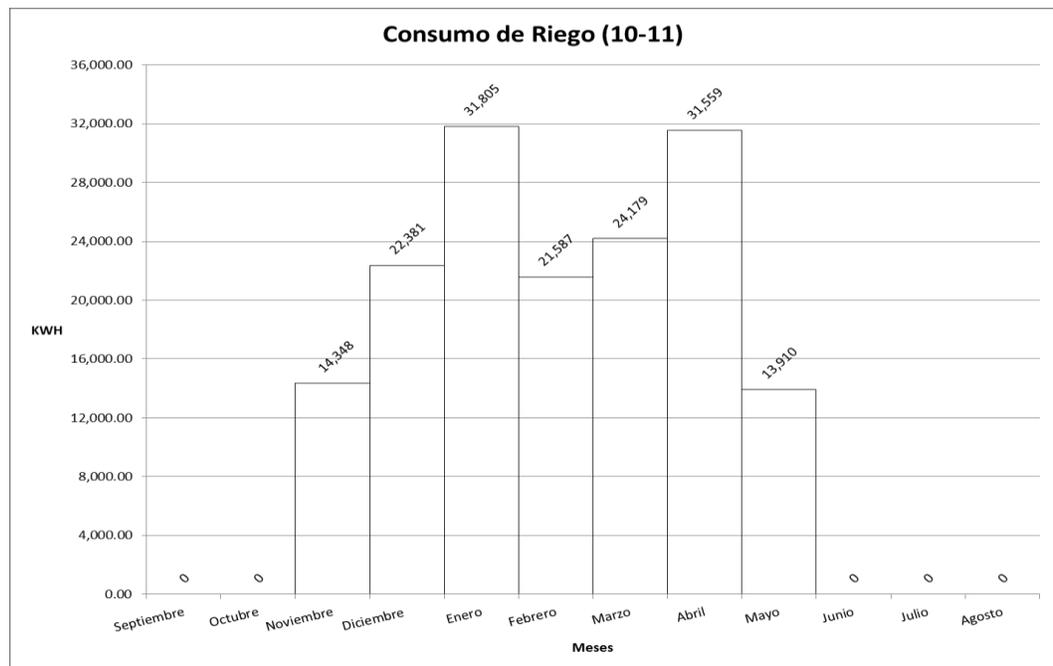
7.4.1 Demanda de energía eléctrica Zafra 2010-11:

Consumo de energía eléctrica de fábrica:



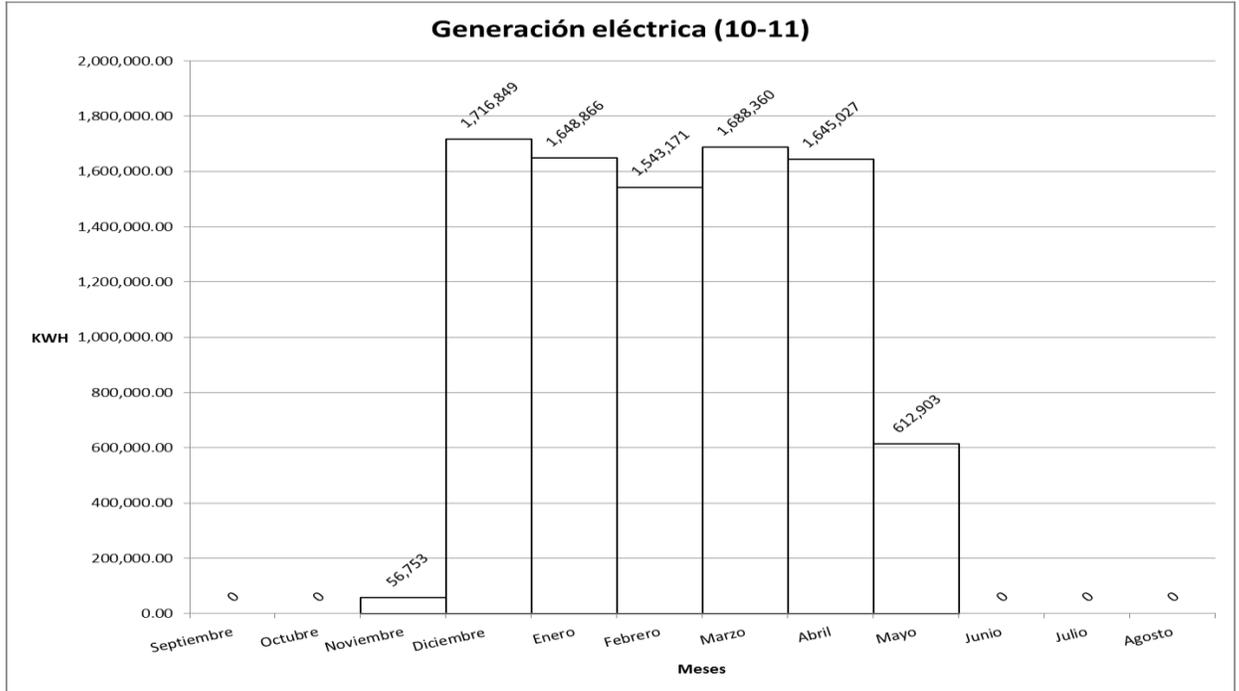
Gráfica 7.8

Consumo de energía eléctrica de riego:



Gráfica 7.9

Generación de energía eléctrica mensual:



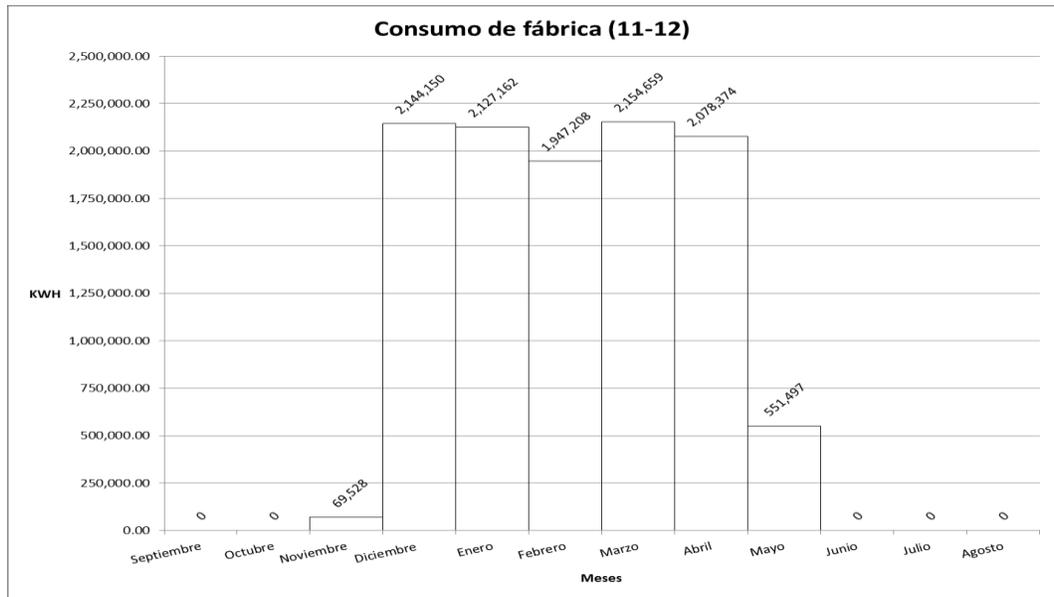
Gráfica 7.10

Resumen de consumo eléctrico Zafra 2010-11		
Concepto	Unidad de medida	Cantidad
Generación energía eléctrica total	MWH	8,911.930
Consumo eléctrico de fábrica	MWH	8,772.530
Consumo eléctrico de riego	MWH	159.770
Consumo eléctrico de Auxiliares	MWH	63.14
Compra a la red	MWH	83.50
Días de zafra	Días	163
Tiempo Perdido	Horas	881.33
Promedio de generación diario	MWH	54.674
Potencia de generación	MW	3
Consumo por tonelada de caña molida	KWH/TM	21.14

Tabla 7.3

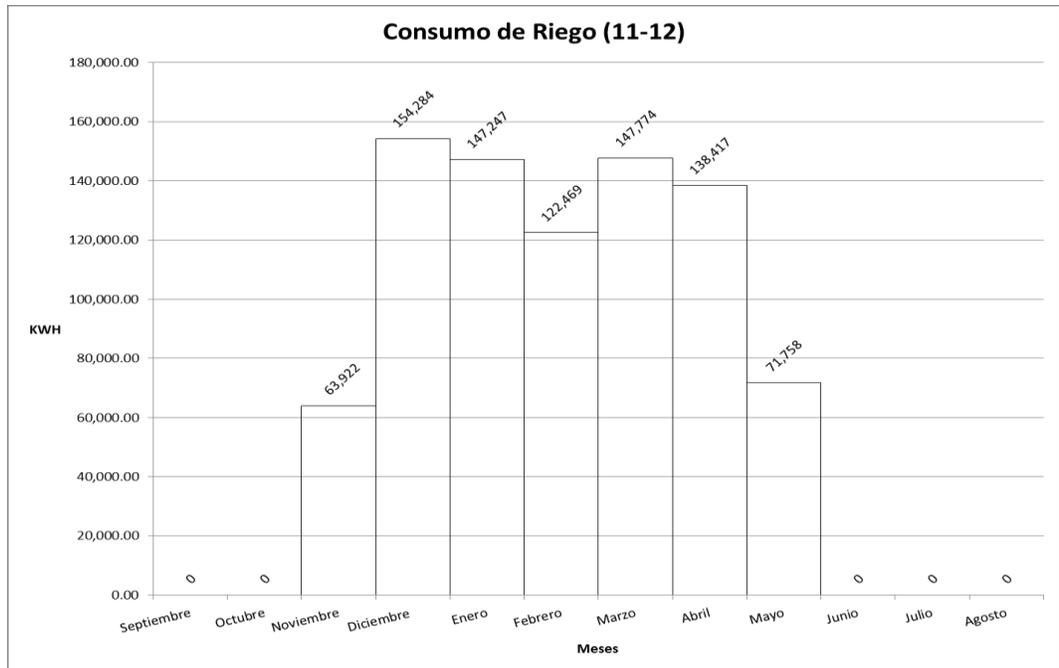
7.4.2 Demanda de energía eléctrica Zafra 2011-12:

Consumo de energía eléctrica de fábrica:



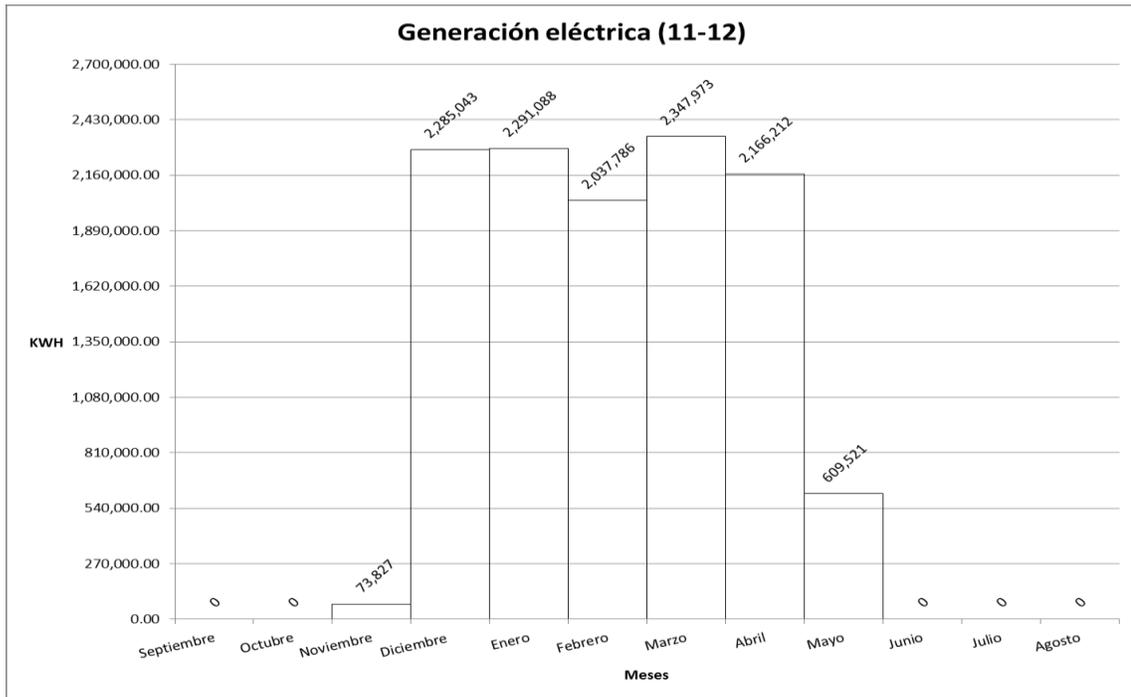
Gráfica 7.11

Consumo de energía eléctrica de riego:



Gráfica 7.12

Generación de energía eléctrica mensual:



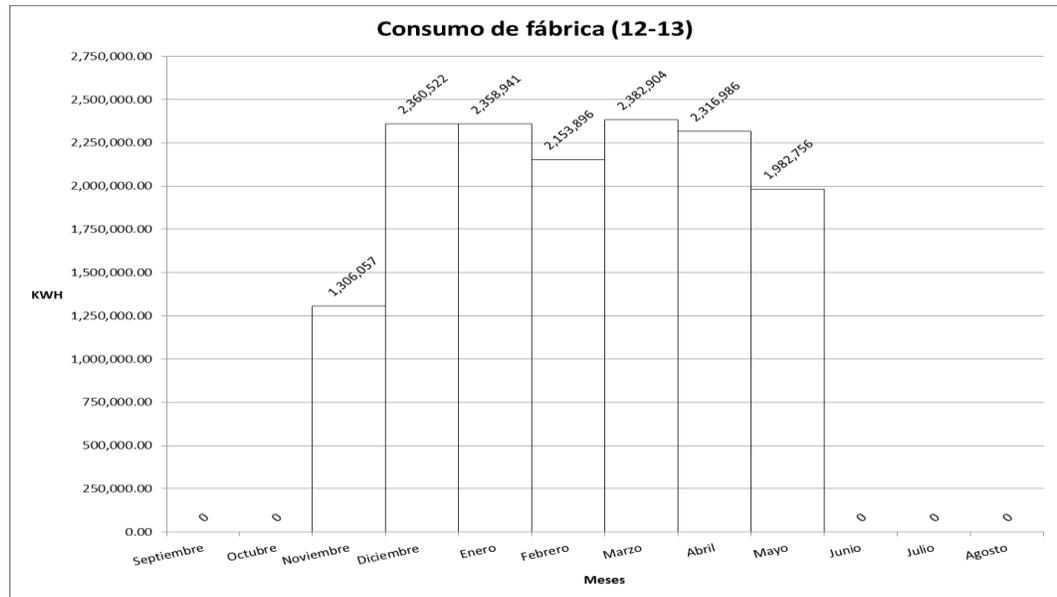
Gráfica 7.13

Resumen de consumo eléctrico Zafra 2011-12		
Concepto	Unidad de medida	Cantidad
Generación energía eléctrica total	MWH	11,811.450
Consumo eléctrico de fábrica	MWH	11,072.58
Consumo eléctrico de riego	MWH	845.770
Consumo eléctrico de Auxiliares	MWH	113.420
Compra a la red	MWH	220.30
Días de zafra	Días	160
Tiempo Perdido	Horas	746.48
Promedio de generación diario	MWH	73.82
Potencia de generación	MW	4
Consumo por tonelada de caña molida	KWH/TM	21.14

Tabla 7.4

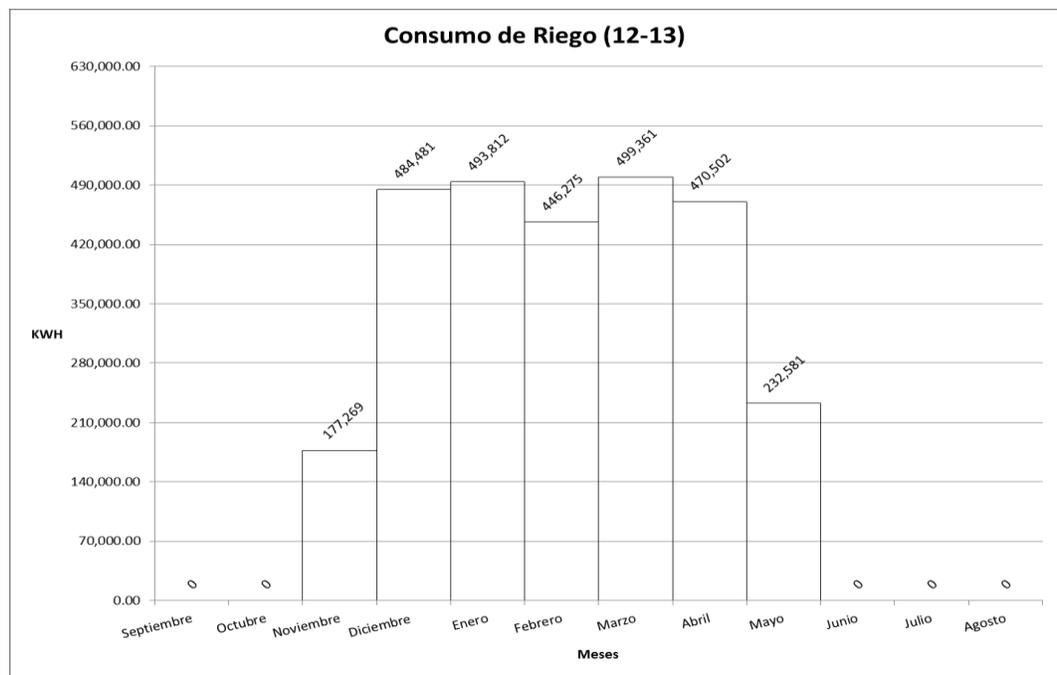
7.4.3 Demanda de energía eléctrica Zafra 2012-13:

Consumo de energía eléctrica de fábrica:



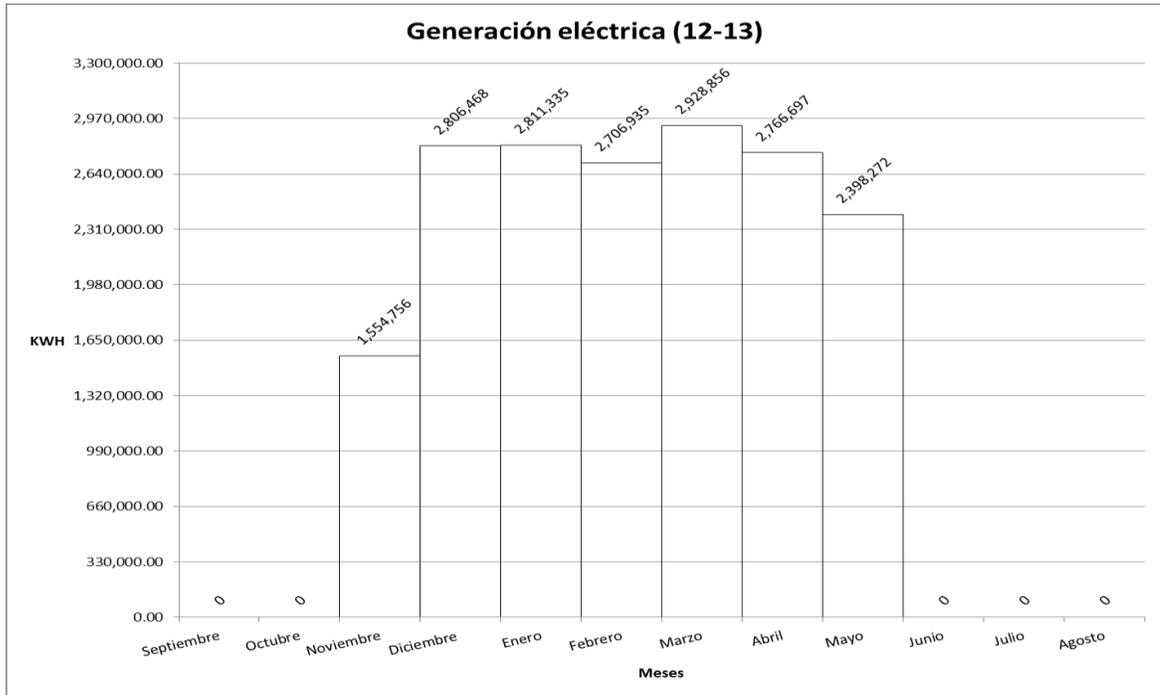
Gráfica 7.14

Consumo de energía eléctrica de riego:



Gráfica 7.15

Generación de energía eléctrica mensual:



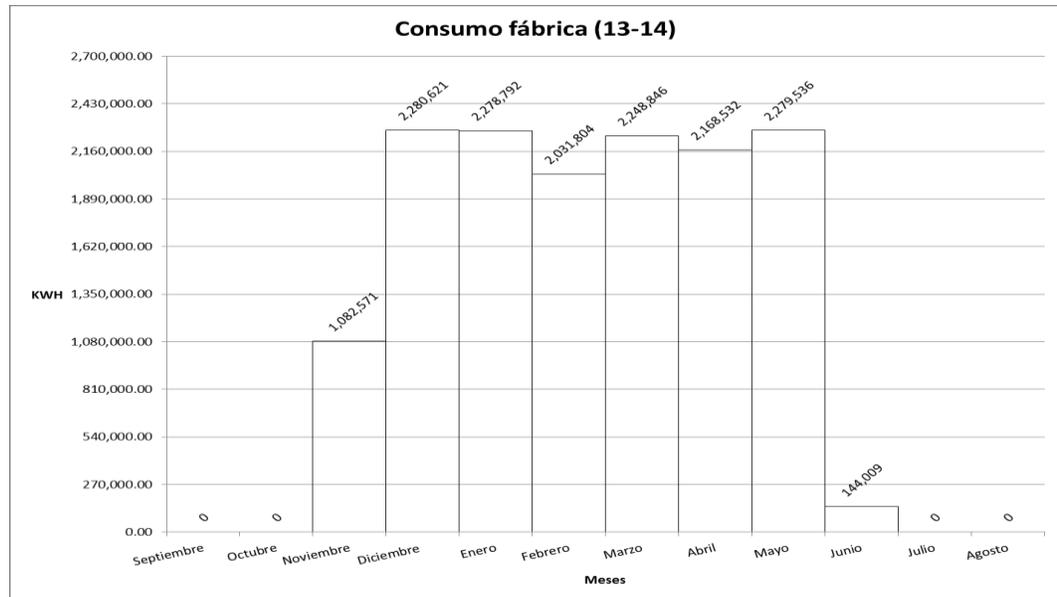
Gráfica 7.16

Resumen de consumo eléctrico Zafra 2012-13		
Concepto	Unidad de medida	Cantidad
Generación energía eléctrica total	MWH	17,973.32
Consumo eléctrico de fábrica	MWH	14,862.06
Consumo eléctrico de riego	MWH	2,804.28
Consumo eléctrico de Auxiliares	MWH	338.61
Compra a la red	MWH	31.63
Días de zafra	Días	193
Tiempo Perdido	Horas	744.49
Promedio de generación diario	MWH	93.126
Potencia de generación	MW	4.6
Consumo por tonelada de caña molida	KWH/TM	27.88

Tabla 7.5

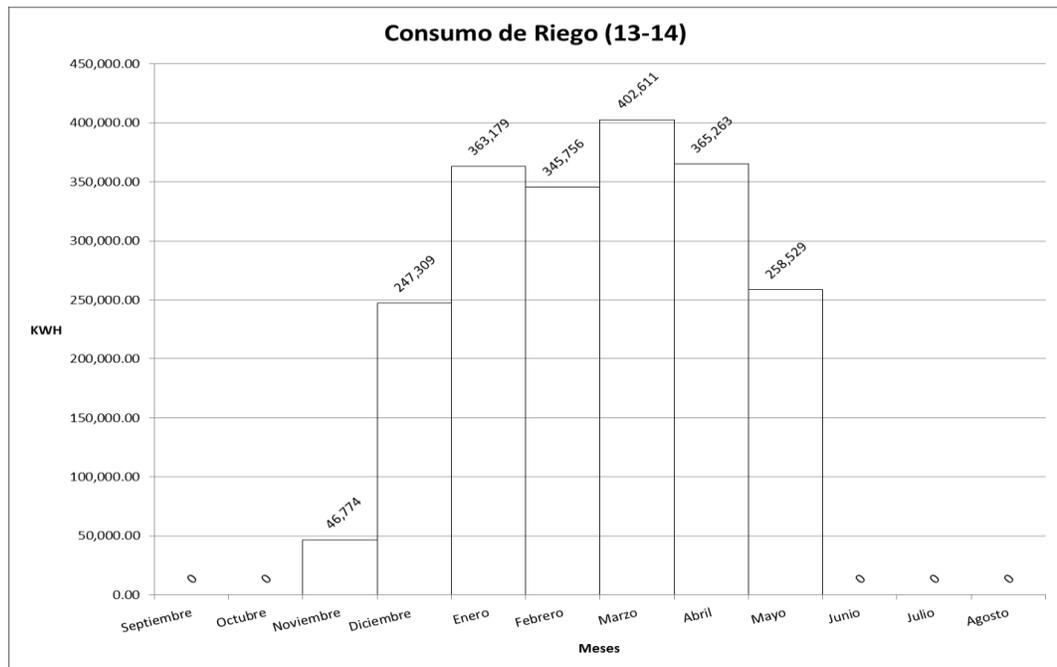
7.4.4 Demanda de energía eléctrica Zafra 2013-14:

Consumo de energía eléctrica de fábrica



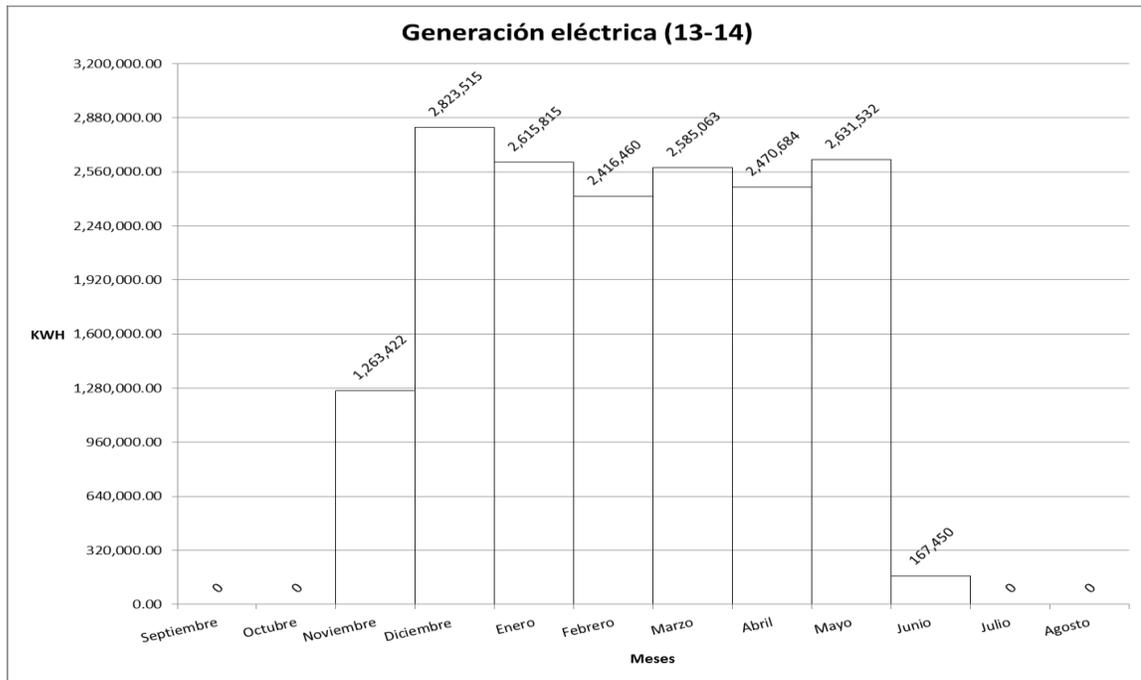
Gráfica 7.17

Consumo de energía eléctrica de riego:



Gráfica 7.18

Generación de energía eléctrica mensual:



Gráfica 7.19

Resumen de consumo eléctrico Zafra 2013-14		
Concepto	Unidad de medida	Cantidad
Generación energía eléctrica total	MWH	16,973.94
Consumo eléctrico de fábrica	MWH	14,514.71
Consumo eléctrico de riego	MWH	2,029.42
Consumo eléctrico de Auxiliares	MWH	454.20
Compra a la red	MWH	24.39
Días de zafra	Días	199
Tiempo Perdido	Horas	429.33
Promedio de generación diario	MWH	85.296
Potencia promedio de generación	MW	3.5
Consumo por tonelada de caña molida	KWH/TM	22.06

Tabla 7.6

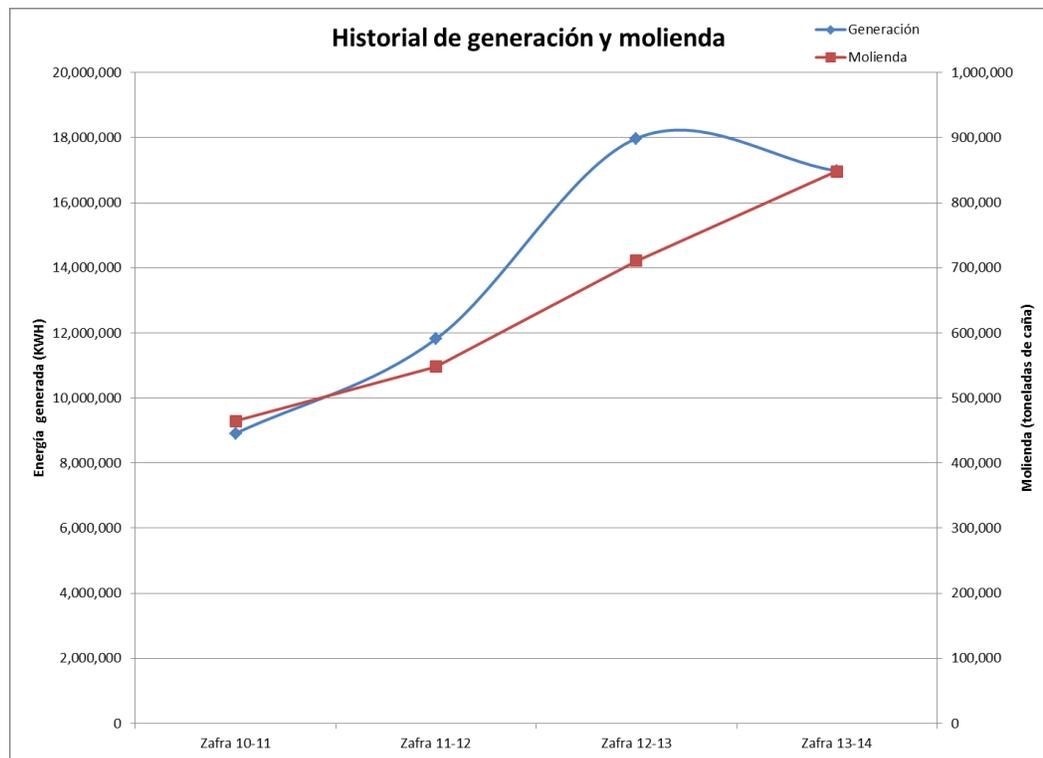
7.5 Historial de generación y molienda:

La tabla 7.7 muestra los valores de molienda y generación de las últimas 4 zafras del ingenio Benjamín Zeledón, obtenidas del registro estadístico de la CNPA.

Historial de producción								
	Generación		Molienda		Rendimiento		Producción (Azúcar)	
Zafra 10-11	8,911,930	KWH	464,694	Ton.M	19.178053	KWH/TM	1,042,464	QQ
Zafra 11-12	11,811,450	KWH	547,746	Ton.M	21.5637239	KWH/TM	1,236,875	QQ
Zafra 12-13	17,973,320	KWH	710,554	Ton.M	25.2947875	KWH/TM	1,502,453	QQ
Zafra 13-14	16,973,940	KWH	848,085	Ton.M	20.014442	KWH/TM	1,543,600	QQ

Tabla 7.7

Es notable que la molienda se ha incrementado en un 200% en las últimas 4 zafras, igual que la generación de energía.



Gráfica 7.20

La gráfica 7.20 muestra el crecimiento de la generación de energía y la molienda, mostrando una alta dependencia entre ellos. La zafra 12-13 muestra un alto valor de energía generada, pero es notable una disminución en el rendimiento de fabricación o la relación producción-molienda.

Este efecto es notable debido al bajo rendimiento de molienda y calidad de la caña procesada, puesto que hay una deficiente extracción, generando mayor disponibilidad de bagazo y menor material para producción de azúcar.

7.6 Proyección de crecimiento 2015-16

El crecimiento planeado de molienda, exige un aumento en la capacidad de producción, molienda y generación de energía.

Demanda en circuito de fábrica:

Para analizar el comportamiento futuro de demanda se dividió el consumo de fábrica en 2 consumos principales, extracción o molienda, y fabricación con generación, debido a que el cambio en el sistema de molienda aportara un cambio considerable en el comportamiento de la demanda.

Molienda o Extracción:

Al sustituir las turbinas de la picadora, instalar una desfibradora, y cambiar el sistema de molienda, el sistema de extracción incrementará en gran medida la potencia instalada del sistema eléctrico.

La potencia instalada actual de equipos de extracción es de 512KW, puesto que es solo referido a equipos auxiliares de extracción, la potencia instalada futura será de 5,221 KW.

Los equipos de gran consumo se detallan a continuación:

Equipo	KW
DESFIBRADORA EN 4,160V	1,300
Cuchilla PICADORA EN 480V	600
MOTOR EN 480V MOLINO 1	600
MOTOR EN 480V MOLINO 2	600
MOTOR EN 480V MOLINO 3	600
MOTOR EN 480V MOLINO 4	600
MOTOR EN 480V MOLINO 5	600
Total	4,900

Gráfica 7.21

La proyección de este sistema está diseñada para un crecimiento de molienda sostenida de 10,000 toneladas de caña, los valores de ajuste de las protecciones es de 1.25 la potencia nominal. Este tipo de accionamiento tiene un alto valor de sobrecarga por la naturaleza altamente variable de la alimentación del chute de los molinos.

El valor de potencia máxima a consumir será:

$$\text{Potencia máxima} \leq [(\text{Potencia instalada}) * (1.25)] = 6,125 \text{ KW}$$

La potencia máxima asumida en este caso se realizó de esta manera debido a que la carga de molinos al depender del volumen de caña en el chute, al tener molinos en serie y con velocidades distintas la disminución de volumen de caña es mínimo entre un molino a otro, por esto la demanda de energía de los molinos es prácticamente la misma. Este comportamiento también afecta la desfibradora y la picadora.

Por esta razón dejamos el peor escenario posible en demanda, que estará limitado por la protección al equipo, en este caso 1.25 veces la potencia nominal.

El restante de potencia instalada en extracción es de equipos auxiliares, como bombas de lubricación, bandas transportadoras, etc; esta demanda será incluida en el comportamiento de carga de fabricación y generación.

Fabricación:

El incremento de la producción será asumido por la instalación de una línea de producción paralela a la existente, llevando la carga instalada de 1,344 KW hasta 3,038 KW.

El comportamiento de la demanda se estima igual a la actual, por esto se utilizó los factores obtenidos en la curva de demanda actual, para estimar el comportamiento de fabricación y generación.

$P_{\text{máxima estimada}} = (\text{Factor de demada}) * (\text{Carga instalada})$

$P_{\text{máxima estimada fabricación}} = (0.902) * 3,038 \text{ KW} = 2,740.276 \text{ KW}$

Riego:

La capacidad de riego también se ve afectada, se estima un crecimiento de 80% de la potencia instalada en dicho circuito, el comportamiento de dicha carga no debe sufrir muchos cambios, puesto que este tipo de carga depende del horario definido por gerencia de campo.

$P_{\text{máxima estimada riego}} = (0.401) * (2,600 \text{ KW}) = 1,042 \text{ KW}$

Demanda máxima total:

Al sumar las demandas máximas individuales, obtenemos un total de 9,907 KW, con un factor de coincidencia de 1.1 obtenido de las curvas diarias, obtenemos un valor de demanda máxima estimada de:

$$\text{Demanda máxima estimada} = (9,907 \text{ KW}) / (1.1) = 9,006 \text{ KW}$$

Esta será la potencia máxima que la planta deberá entregar con la máxima capacidad de molienda, de las futuras instalaciones de la fábrica.

El valor de potencia máxima a generar se debe añadir la demanda de los equipos de caldera, esta demanda será tratada como consumo propio de planta, y depende de la caldera a implementar, que se define en tamaño de planta, en este caso la potencia instalada es de 2,740 KW.

El comportamiento de la planta se toma como la curva de fábrica actual, puesto que siempre será dependiente de la molienda.

Utilizando la relación de factor de demanda obtenemos:

$$\text{Potencia máxima de consumo propio} = (0.902) * 2,740 \text{ KW} = 2,466 \text{ KW}.$$

Con factor de diversidad 1.1 sabemos que:

$$\text{Potencia máxima de generación} = (9,907 + 2,466) \text{ KW} / 1.1 = 11,248 \text{ KW}$$

La planta de generación debe tener la capacidad de asumir este valor, por esto es necesario un valor de potencia disponible igual o superior a 12 MW.

8. Análisis de demanda de Vapor

8.1 Descripción de consumo de vapor:

El consumo de vapor tiene por principales cargas las turbinas de molienda, los turbogeneradores, y los evaporadores, estos últimos trabajan con una presión de 20 PSI; en la figura 8.1 podemos observar el ciclo de vapor utilizado en el Ingenio Benjamín Zeledón:

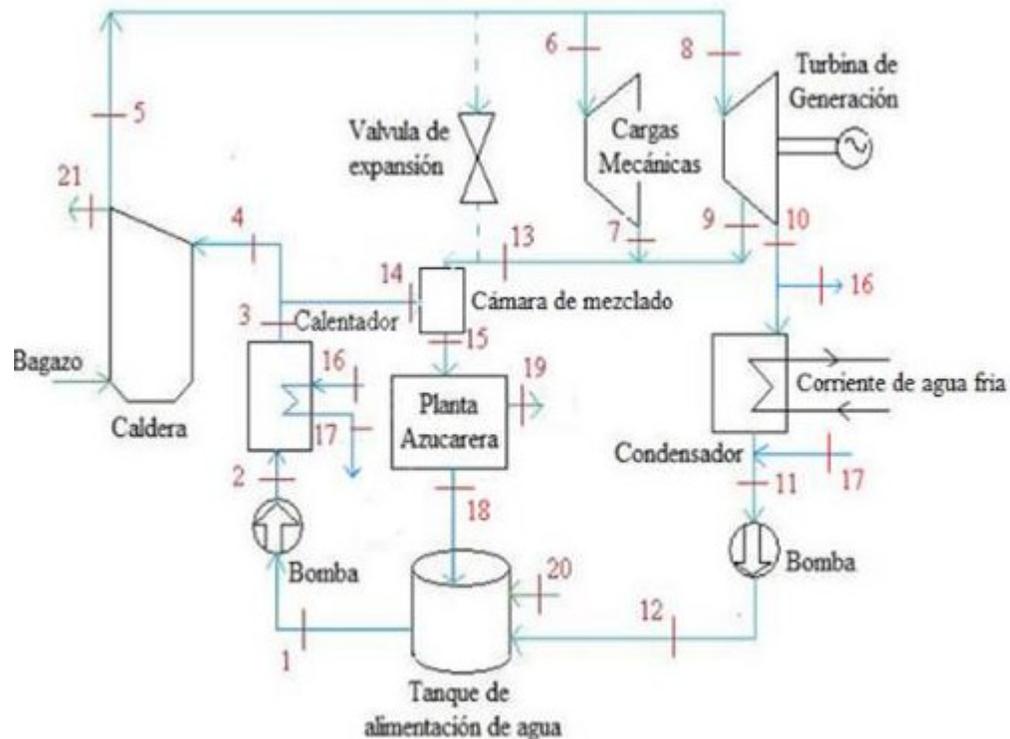


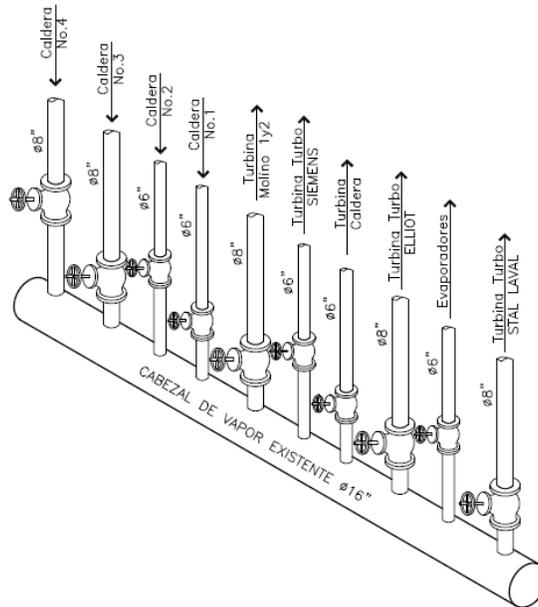
Figura 8.1

En el punto 13 de la figura podemos observar que la salida del vapor de las turbinas es dirigido a la planta, que en este caso se refiere a los evaporadores; al no satisfacer la demanda de vapor la salida de las turbinas, se utiliza una válvula de expansión para poder disminuir la presión a 20 PSI.

Este ciclo de vapor notablemente desperdicia un salto entálpico, es una práctica muy ineficiente de satisfacer la demanda de los evaporadores.

Las turbinas de molienda, se refiere a las turbinas que accionan la picadora y la desfibradora de caña de azúcar, estas al igual que la turbina de los turbogeneradores trabajan con una presión de 250 PSI, por esto están conectadas directamente al cabezal de distribución de vapor.

La distribución de flujo de vapor se realiza en un cabezal de vapor, que es que un nodo de distribución de la carga de vapor, la siguiente imagen muestra el cabezal instalado en el ingenio:



ISOMETRICO ACTUAL DE CABEZAL DE VAPOR

Figura 8.2

En la figura 8.2 podemos observar la dirección de los flujos, donde tenemos una alimentación de las 4 calderas al nodo, y las cargas de las turbinas y a los evaporadores, que luego atraviesa por una válvula de expansión.

Los circuitos de alimentación a los evaporadores se dividen en 2 alimentaciones principales, para poder mantener la presión estable en todo el evaporador.

Las válvulas de alimentación de los turbos de la unidad 2, y 3 están cerradas, puesto que estos equipos no están trabajando

8.2 Demanda de vapor:

Los valores de consumo de dichos equipos son los siguientes:

Flujos de vapor nominales del Ingenio Benjamín Zeledón			
Equipo	Demanda de vapor	Nombre de caldera	Flujo generado
Turbina picadora	13,000 lb/h	Caldera 1	30,000 lb/h
Turbina desfibadora	20,000 lb/h	Caldera 2	25,000 lb/h
Turbina molino	15,000 lb/h	Caldera 3	70,000 lb/h
Turbogenerador 1	55,000 lb/h	Caldera 4	70,000 lb/h
Turbogenerador 2	35,000 lb/h	Total generado	195 Klb/h
Turbogenerador 3	37,000 lb/h		
Turbogenerador 4	34,000 lb/h		
Evaporador 1,2,3	35,000 lb/h		
Evaporador 4,5,6	15,000 lb/h		
Total	260 Klb/h		
Demanda	187 Klb/h		

Tabla 8.1

Consumo de Turbo generadores y Turbinas de molienda:

La presión de entrada de las turbinas es de 250 PSI con temperatura de 280°C, el vapor de salida tiene presión de 20 PSI, como vapor sobre-calentado, los turbogeneradores de la unidad 2 y 3, no están en funcionamiento puesto que no existe capacidad de satisfacer la demanda de vapor de estos equipos.

Existe una demanda insatisfecha de 73 Klb/h de vapor respecto a la capacidad total instalada de los circuitos de vapor.

Este efecto causa demanda insatisfecha eléctrica, puesto que de existir suficiente capacidad de generación de vapor, podría trabajar la unidad 3 de generación con capacidad de 1.5 MW pudiendo satisfacer la compra a la red de distribución, que tiene un consumo máximo de 349.5 KW.

Consumo de evaporadores:

La presión del vapor entrante es de 20 PSI, con temperatura de 100°C, en condiciones de vapor sobrecalentado, el consumo de los evaporadores es de 50,000 lb/h, el vapor de salida es de 10 PSI, en condiciones de saturación, dirigiéndose al condensador, para reutilizar el agua de alimentación al economizador.

8.3 Generación actual de vapor:

Las 4 calderas trabajan en un ciclo de Rankine tradicional, que consta de bomba de alimentación, un economizador, domo de caldera, recalentador de vapor, una turbina de expansión y un intercambiador de calor, en la figura 8.3 se muestra un ciclo de Rankine tradicional.

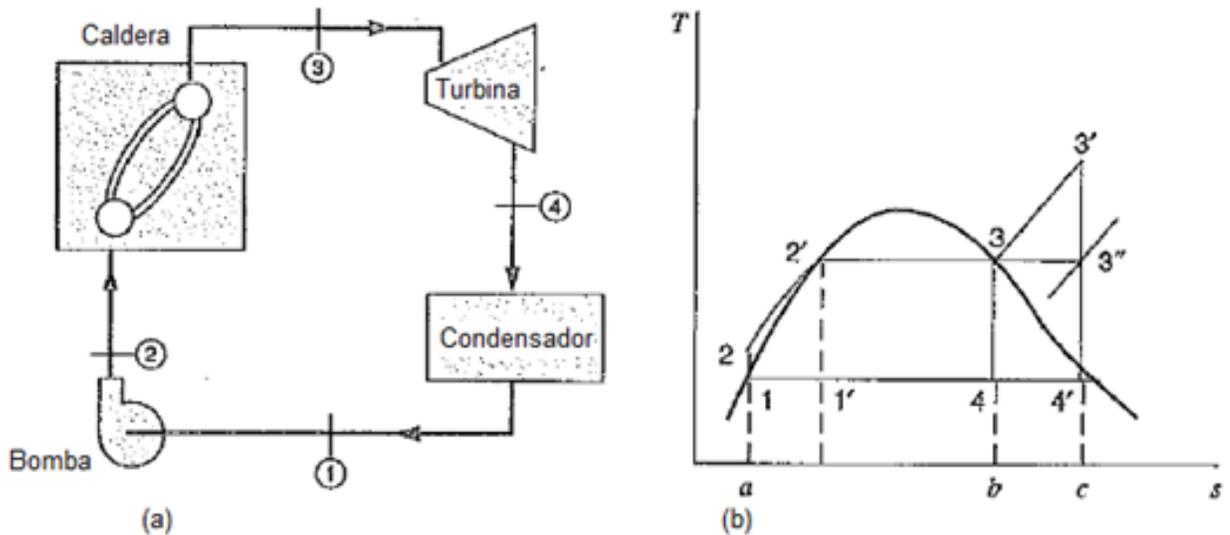


Figura 8.3

En el caso del ciclo termodinámico del sistema de generación del Ingenio, el proceso de 2 hasta 2' es realizado por un economizador o bien un pre calentador de vapor, alimentado de los gases de escape de la caldera.

A continuación se presentan los datos de cada etapa del ciclo:

Presión constante: 250 PSI

Temperatura de saturación: 190°C

Temperatura máxima de vapor sobrecalentado: 280°C

Se procede a calcular los valores de potencia útil, y eficiencia del ciclo:

$$\omega_T = h_3 - h_4$$

h_3 = entalpía de vapor sobre calentado a 250 PSI y 280°C, al buscar en tablas de propiedades de estado Van Wylen, obtenemos

$$h_3 = 1283.33 \text{ Btu/lbm} ; s_3 = 1.61745 \text{ Btu/lbm R}$$

Sabemos que $S_3=S_4$; $P_4=1.27\text{PSI}$ (presión de condensador)

$S_4= 1.61745$ está en condiciones de saturación; se busca la calidad y luego la entalpia.

$$S_4= 0.1473+(X_4*1.8101) \quad X_4=0.8122$$

$$h_4= 78.01+(0.8122*1031.28)=915.61 \text{ Btu/lbm}$$

El trabajo neto disponible es igual:

$$W_t= 1283.33 - 915.61 = 367.72 \text{ Btu/ lbm}$$

Calor transferido en las calderas:

$$q_c = h_3 - h_2$$

$$h_2= h_1 + w_p$$

w_p = trabajo de la bomba

$$w_p = h_2 - h_1 = \int_1^2 v \, dP$$

W_p = volumen especifico x $(P_2 - P_1)$

Obtenemos el volumen especifico de la tabla a $1.47\text{PSI} = 0.01617 \text{ ft}^3/\text{lbm}$

$$W_p= 0.01617 \text{ ft}^3/\text{lbm} *(250-1.47) *(144/778)= 0.7438 \text{ Btu/lbm}$$

Buscamos h_1 en tablas con una presión de 1.47PSI

$$h_1 = 78.01 \text{ Btu/lbm}$$

$$h_2= 78.01+0.7438 \text{ btu/lbm}= 78.754 \text{ btu/lbm}$$

$$Q_c= h_3 - h_2 = 1283.33 - 78.754 = 1,204.246 \text{ btu/lbm}$$

La eficiencia del ciclo termodinámico será

$$\eta_{ter} = \frac{w_{neto}}{q_c} = \frac{w_T - w_P}{q_c}$$

$$\text{Eficiencia} = \frac{367.72 - 0.7438}{1,204.246} \left(\frac{\text{Btu}}{\text{lbm}} \right) = 30.47 \%$$

8.4 Demanda futura de vapor:

Las cargas de turbinas de mollienda serán eliminadas, puesto que se accionara con motores eléctricos, la picadora, la desfibradora y los molinos a instalar, reduciendo así 48,000 lb/h en el consumo de vapor.

En el caso de los evaporadores, se aumentará la demanda puesto que se instalará una nueva línea de producción, llevando la demanda de vapor a 110,000 lb/h de consumo de vapor a 20 PSI.

El consumo referido a los turbogeneradores se definirá en la propuesta de potencia de la planta de cogeneración.

9. Disponibilidad del bagazo y poder calorífico

9.1 Disponibilidad del bagazo:

La disponibilidad del bagazo de caña es proporcional a la disponibilidad de caña de azúcar, y el rendimiento de producción de bagazo, para esto necesitamos conocer los siguientes datos:

- Áreas cultivadas y rendimiento agrícola
- Caña total entregada para proceso y eficiencia de transporte
- Total de caña molida y Bagazo producido

Áreas cultivadas y rendimiento agrícola

El área cultivada en el ingenio se divide en áreas de cosecha propia y colonos, los últimos son áreas cosechadas por el ingenio pero algunas no son cultivadas por el Ingenio, por lo que existe variación de eficiencia de las áreas de cosecha.

Zafra	Área cosechada		Rendimiento de cultivo	
	Del Ingenio (Mz)	Colonos (Mz)	Del Ingenio (T.C/Mz)	Colonos (T.C/Mz)
2013-14	7,735.79	3,384.68	80.82	72.9
2012-13	7,806.90	2,323.64	75.71	66.8
2011-12	6,609.89	2,861.51	64.6	61.81
2010-11	5,540.10	2,524.00	60.91	61.4

Tabla 9.1

La tabla 9.1 muestra las áreas totales de cosechas de las últimas 4 zafras, en las cuales existe un crecimiento de un 42% en las áreas de cosecha, además se puede observar que existe un alto crecimiento en el rendimiento del cultivo, este rendimiento depende de las técnicas de agricultura y de la calidad del invierno.

Caña total entregada para proceso y eficiencia de transporte

Uno de los procesos más importantes de la producción es el transporte de la caña hasta la molienda, y es un proceso que conlleva pérdidas de la materia, la eficiencia de este proceso depende de la calidad de corta de la caña, y del trato de la materia durante el transporte.

La tabla 9.2 muestra las cantidades de caña disponibles para molienda de las últimas 5 zafras, y la eficiencia de transporte.

Zafra	Caña entregada para molienda		Eficiencia del transporte	
	Ingenio (Mz)	Colonos (Mz)	Ingenio (T.C.E/TCC)	Colonos (T T.C.E/TCC)
2013-14	606,276.09	241,808.5	0.970	0.980
2012-13	561,543.77	149,010.46	0.950	0.960
2011-12	388,563.49	159,182.79	0.910	0.900
2010-11	320,568.56	144,125.62	0.950	0.930

Tabla 9.2

Bagazo producido:

La cantidad de bagazo producido diario depende de la molienda, a continuación se muestra la cantidad de bagazo producido en las últimas 4 zafras.

Zafra	Molienda de Caña		Producción de Bagazo	
	Total Molienda (T.C)	Promedio por hora	Total producido (TB)	Promedio por hora (T.B)
2013-14	848,084.59	185 TC	228,983	49.95 T.B
2012-13	710,554.23	180 TC	206,061	52.2 T.B
2011-12	547,746.28	176 TC	147,891	47.25 T.B
2010-11	464,694.18	155 TC	130,114	43.4 T.B

9.2 Poder Calorífico

El poder calorífico del bagazo depende de la calidad de la caña y del proceso de extracción del jugo de la caña, para poder evaluar las características del poder calorífico del Bagazo.

Según el informe diario del laboratorio químico de molienda, el bagazo procesado presenta las siguientes características:

% bagazo en caña	27
% Fibra en caña	13.44
% Fibra en Bagazo	44.64
% Humedad en bagazo	50.67
% pol en bagazo	3.82

Para determinar el poder calorífico utilizamos la siguiente ecuación, propuesta en el Manual para ingenios azucareros por Hugot,

$$PCIH = PCIS - 48.50 * W \quad (kcal/kg)$$

Dónde:

W; humedad del bagazo

PCIS: Poder de combustion seco

PCIS: 4250 (Kcal/Kg) para contenido de hidrogeno de 0.065

Resultando el valor de poder calorífico:

$$PCIH = 4250 - 48.50 * 50.67 \quad (kcal/kg)$$

$$PCIH = 1,792.505 \quad (Kcal/kg)$$

	KJ/Kg	Kcal/Kg	Btu/lb
PCIH Bagazo	7,582.3	1,792.505	3,258.77409

9.3 Rendimiento de generación de vapor

El ciclo de generación de vapor actual, tiene un rendimiento de 4,350lbv/ton. Bagazo, consumiendo un total de 44.85 toneladas de bagazo para producir las 195,000 lbs de vapor de consumo.

Potencia disponible de materia prima será:

Potencia de bagazo: masa x Poder calorífico

Masa; 44.85 T.B = 98,670 lb/h de bagazo

Poder calorífico: 3,258.774 Btu/lb

Potencia disponible: 321,543,230.6 Btu/h

Potencia desarrollada por las calderas:

$$Qc.v = (1,204.246 \text{ Btu/lbm}) * (195,000 \text{ lbm/h}) = 234,827,970$$

La eficiencia de uso de bagazo:

$$\eta = \frac{\text{Potencia desarrollada por las calderas}}{\text{Potencia disponible de bagazo}} = \frac{234,827,970}{321,543,230.6} = 0.659$$

En la última zafra se almacenó un total de 21,200 toneladas de bagazo, las cuales significan 19.6 días de generación; 8,700 toneladas fueron utilizadas en el arranque de zafra, dejando un total de 12,500 toneladas desperdiciadas, puesto que el ingenio no es agente del mercado eléctrico nacional.

9.4 Aumento de producción de bagazo proyectado:

El aumento de producción de azúcar y molienda de caña significa un aumento en la producción de bagazo, estimando la molienda proyectada de 7,000 diarias toneladas para la zafra 15-16, se estima una disponibilidad de 87.5 toneladas de bagazo de caña por hora.

Estimando una producción de 357,000 toneladas de bagazo durante toda la zafra.

El cambio del tipo de molienda, genera un cambio en la humedad final del bagazo, puesto que este atravesaría 5 molinos en serie, lo que reduciría su nivel de humedad hasta un 48%, mejorando el poder calorífico del bagazo a un valor de:

$$PCIH = 4250 - 48.50 * 48 \quad (\text{kcal/kg})$$

$$PCIH = 1,922 \text{ (Kcal/Kg)}$$

	KJ/Kg	Kcal/Kg	Btu/lb
PCIH Bagazo	8,130.06	1,792.505	3,494.2

Potencia disponible por bagazo:

$$P = (192,500 \text{ lb/h de bagazo}) * (3,494.2 \text{ Btu/lb}) = 672,633,500.$$

La potencia disponible futura duplicaría la potencia actual del bagazo.

10. Análisis de ciclo termodinámico y tamaño de planta propuesta

10.1 Ciclo de Rankine tradicional:

Para evaluar la caldera a implementar y el ciclo termodinámico a implementar, se utilizó 3 valores de presión de funcionamiento de la caldera, para determinar la mayor eficiencia y capacidad de generación.

Los valores de presión utilizados son: 600 PSI, 900 PSI, 1250 PSI, debido a que son los valores de presión comunes de operación de las calderas implementadas en los ingenios Nicaragüense.

Los valores de temperatura máxima de vapor sobrecalentado, depende de la turbina implementada, en este caso se utilizaron las temperaturas de operación de turbinas de 10-50 MW de la marca Siemen, Toshiba y Mitsubishi con presión de trabajo de 600 PSI, 900 PSI, 1250 PSI.

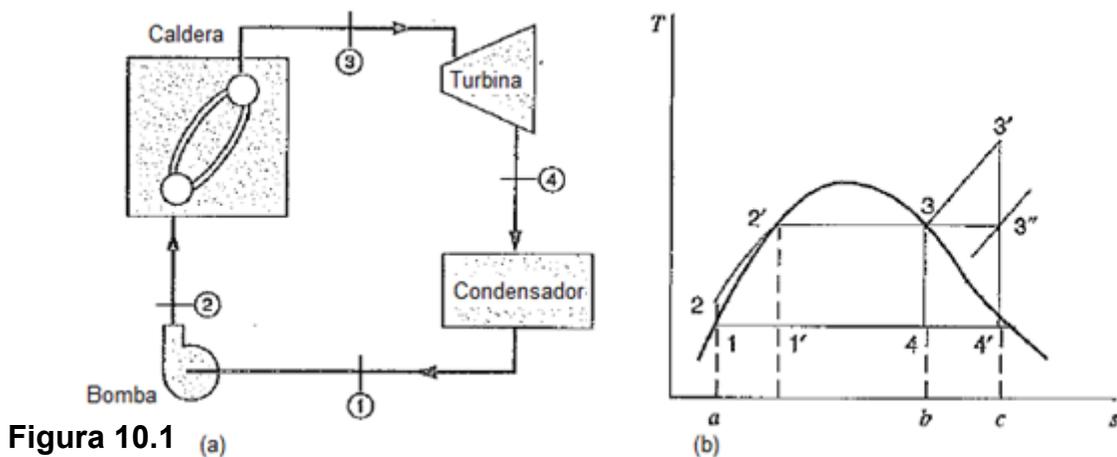
Temperatura trabajo de las turbinas (°F)	Presión de caldera (PSI)
698 °F	600
842 °F	900
950 °F	1250

Tabla 10.1

Los ciclos termodinámicos evaluados son el ciclo de Rankine tradicional, ciclo con recalentador, y ciclo de Rankine regenerativo, para poder conocer la eficiencia del ciclo y salto entálpico, y proceder a proponer los valores de calderas y turbinas a implementar.

Ciclo de Rankine tradicional:

La siguiente figura muestra un ciclo de Rankine tradicional:



En la figura 8.2 a se muestran los elementos que componen un ciclo de Rankine tradicional, la figura B, muestra los valores de temperatura vs entropía del ciclo a presión constante.

Los valores de cada uno de los puntos mostrados en la figura 8.2 b representan las características de entrada y salida del vapor o líquido en cada uno de los elementos.

3' – 4': Entrada y salida de turbina respectivamente.

4' – 1: Entrada y salida de condensador.

1 – 2: Entrada y salida de Bomba de alimentación.

2- 3': Entrada y salida de la caldera.

10.1.1 Ciclo Rankine 600 PSI:

Datos de ciclo	
Presión de caldera	600 PSI
Temperatura máxima vapor sobrecalentado	698 °F
Presión condensador	1.27 PSI
Temperatura de condensador	110 °F

Tabla 8.2

Volumen de control: Turbina

h_3' – Se busca valor de entalpia, de vapor sobrecalentado de 600 PSI a 698°F en las tablas de propiedades termodinámicas.

$$h_3': 1349.4 \text{ btu/lbm}$$

$$S_3': 1.586 \text{ btu/lbm}$$

$$S_3 = S_4 = 1.586 \text{ btu/lbm} \quad 1.27 \text{ PSI}$$

Agua está en condiciones de saturación al salir de la turbina:

$$\text{Calculamos la calidad } X_4 = (S_4 - S_f) / (S_{fg}) = (1.586 - 0.1473) / (1.8101) = 0.7948$$

$$\text{Calculamos la entalpía } h_4 = h_f + X h_{fg} = 78.01 + (0.7948) * (1031.28) = 897.69 \text{ btu/lbm}$$

$$W_T = (h_3 - h_4) = (1349.4 - 897.69) = (451.711 \text{ btu/lbm})$$

Volumen de control: Bomba

h_1 = entalpía de agua saturada a 1.27 PSI ; $h_1 = 78.01$ Btu/lbm

$$w_P = h_2 - h_1 = \int_1^2 v \, dP$$

$$h_2 - h_1 = (0.01617) * (600 - 1.27) * (144/778) = 1.791$$

$$h_2 = 78.01 + 1.791 = 79.8 \text{ btu/lbm}$$

Volumen de control: Caldera

$$q_c = (h_3 - h_2) = (1349.4 - 79.8) = 1,269.6 \text{ btu/lbm}$$

eficiencia:

$$n = (451.711 \text{ btu/lbm} - 1.791 \text{ btu/lbm}) / 1,296.6 \text{ btu/lbm} = 0.3543$$

Resumen características de vapor de ciclo 1

Características de ciclo	Valor
h_1 (entalpía entrada de bomba)	78.01 btu/lbm
h_2 (entalpía entrada de caldera)	79.8 btu/lbm
h_3' (entalpía entrada turbina)	1349.4 btu/lbm
h_4' (entalpía entrada condensador)	896.67 btu/lbm
W_t (trabajo de turbina)	451.11 btu/lbm
W_p (trabajo de bomba)	1.791 btu/lbm
Q_c (calor de calderas)	12669.6 btu/lbm
N (eficiencia)	0.3543

Tabla 10.3

10.1.2 Ciclo Rankine 900 PSI

Datos de ciclo	
Presión caldera	900 PSI
Temperatura máxima vapor sobrecalentado	842 °F
Presión condensador	1.27 PSI
Temperatura de condensador	110 °F

Tabla 10.4

Al repetir el procedimiento de cálculo realizado en el ciclo # 1, obtenemos los siguientes datos:

Resumen características de vapor de ciclo # 2

Características de ciclo	Valor
h1 (entalpía entrada de bomba)	78.01 btu/lbm
h2 (entalpía entrada de caldera)	80.7 btu/lbm
h3'(entalpía entrada turbina)	1417.91 btu/lbm
h4' (entalpia entrada condensador)	905.6 btu/lbm
Wt (trabajo de turbina)	511.31 btu/lbm
Wp (trabajo de bomba)	2.6898 btu/lbm
Qc (calor de calderas)	1337.21 btu/lbm
N (eficiencia)	0.38237

Tabla 10.5

10.1.3 Ciclo Rankine 1250 PSI

Datos de ciclo	
Presión caldera	1250 PSI
Temperatura máxima vapor sobrecalentado	950 °F
Presión condensador	1.27 PSI
Temperatura de condensador	110 °F

Tabla 10.6

Resumen características de vapor de ciclo # 3

Características de ciclo	Valor
h1 (entalpía entrada de bomba)	78.01 btu/lbm
h2 (entalpía entrada de caldera)	81.747 btu/lbm
h3'(entalpía entrada turbina)	1466.715 btu/lbm
h4' (entalpia entrada condensador)	903.034 btu/lbm
Wt (trabajo de turbina)	563.68 btu/lbm
Wp (trabajo de bomba)	3.737 btu/lbm
Qc (calor de calderas)	1384.95 btu/lbm
N (eficiencia)	0.406

Tabla 10.7

10.2 Ciclo de Rankine con recalentador:

Se evaluó las características del ciclo termodinámico, si se implementa un recalentador, esto consiste en reducir el salto entálpico de una turbina, para poder recalentar el vapor y poder accionar una turbina adicional de baja presión.

La siguiente figura muestra un ciclo de Rankine con recalentador:

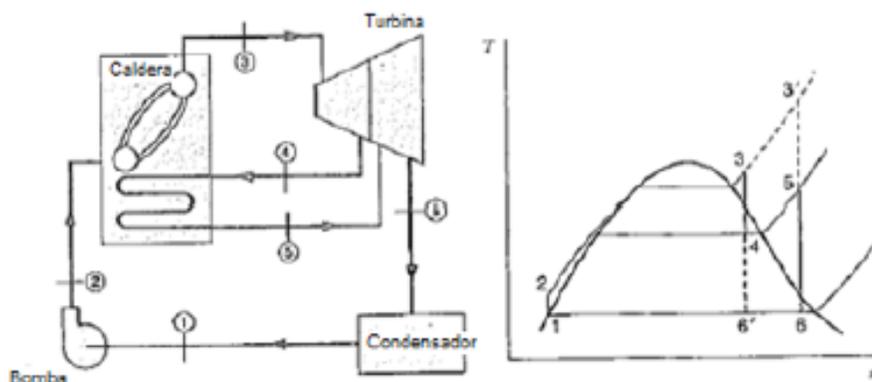


Figura 10.2

En la figura se observa el aumento de temperatura los puntos 4, 5, 7 que son el resultado del uso de un recalentador.

10.2.1 Ciclo Rankine con recalentador 600 PSI

Datos de ciclo	
Presión de caldera	600 PSI
Temperatura máxima vapor sobrecalentado turbina de alta presión	698 °F
Presión de entrada de generador de baja presión	60 PSI
Presión condensador	1.27 PSI
Temperatura de condensador	110 °F

Tabla 10.8

Volumen de control:

$$W_T = (h_3 - h_4) + (h_5 - h_6)$$

h_3 - Entalpía de vapor sobre-calentado a 698°F y 600 PSI

$$h_3 = 1349.4 \text{ btu/lbm}$$

$$S_3 = 1.586 \text{ btu/lbm} \quad S_3 = S_4$$

En el punto 4 se encuentra en condicione de saturación, calculamos la calidad

$$X = (S4 - S_f) / (S_{fg}) = 0.952$$

$$h_4 = h_f + x h_{fg} = 262.12 + (0.9552 * 915.85) = 1132.174 \text{ but/lbm}$$

h5- se buscó en tabla de propiedades termograficas del agua, a 60 PSI, a 698°F,

$$h_5 = 1380.384 \text{ btu/lbm} \quad S_5 = 1.86 \text{ btu/lbm}$$

$$S_5 = S_6$$

$$S_6 = 0.1473 - (X * 1.8101) \quad X = 0.946$$

$$h_6 = (78.01 + 0.946 * 1031.28) = 1,053.8 \text{ Btu/lbm}$$

$$WT = (h_3 - h_4) + (h_5 - h_6)$$

$$WT = (1349.4 - 1132.174) + (1380.384 - 1053.8) = 543.81 \text{ Btu/lbm}$$

Volumen de control: Bomba

h1- a presión de 1.27 PSI, se obtiene um valor de agua saturada

$$W_p = v(P_2 - P_1) = (0.01617)(600 - 1.27)(144/778) = 1.792 \text{ btu/lbm}$$

$$h_2 = (h_1 + 1.792) = 79.802 \text{ btu/lbm}$$

Volumen de control: Caldera

$$q_c = (h_3 - h_2) + (h_5 - h_4) = (1349.4 - 79.802) + (1380.384 - 1132.174) = 1571.81 \text{ btu/lbm}$$

$$\text{Eficiencia} = (543.81 - 1.792) / 1517.81 = 0.357$$

10.2.2 Ciclo con recalentador de 900 PSI

Datos de ciclo	
Presión de caldera	900 PSI
Temperatura máxima vapor sobrecalentado turbina de alta presión	842 °F
Presión de entrada de generador de baja presión	150 PSI
Presión condensador	1.27 PSI
Temperatura de condensador	110 °F

Tabla 10.9

Características de ciclo con recalentador y 900 PSI

Características de ciclo	Valor
h1 (entalpía entrada de bomba)	78.01 btu/lbm
h2 (entalpía entrada de caldera)	80.692 btu/lbm
h3'(entalpía entrada turbina)	1417.91 btu/lbm
h4' (entalpia salida primera turbina)	903.034 btu/lbm
h5 (entrada de vapor turbina de 150 PSI)	1448.99 btu/lbm
H6 (entalpia entrada de condensador)	1028.39
Wt (trabajo de turbina)	619.6 btu/lbm
Wp (trabajo de bomba)	2.689 btu/lbm
Qc (calor de calderas)	1,566.7 btu/lbm
N (eficiencia)	0.395

Tabla 10.10

10.2.3Ciclo con recalentador de 1250 PSI

Datos de ciclo	
Presión de caldera	1250 PSI
Temperatura máxima vapor sobrecalentado turbina de alta presión	950 °F
Presión de entrada de generador de baja presión	200 PSI
Presión condensador	1.27 PSI
Temperatura de condensador	110 °F

Tabla 10.11

Características de ciclo con recalentador y 1250 PSI

Características de ciclo	Valor
h1 (entalpía entrada de bomba)	78.01 btu/lbm
h2 (entalpía entrada de caldera)	81.75 btu/lbm
h3'(entalpía entrada turbina)	1466.715 btu/lbm
h4' (entalpia salida primera turbina)	1246.52 btu/lbm
h5 (entrada de vapor turbina de 150 PSI)	1503.16 btu/lbm
H6 (entalpia entrada de condensador)	1033.3btu/lbm
Wt (trabajo de turbina)	689.3368 btu/lbm
Wp (trabajo de bomba)	3.74 btu/lbm
Qc (calor de calderas)	1,641.6 btu/lbm
N (eficiencia)	0.4176

Tabla 10.12

10.3 Ciclo de Rankine Regenerativo:

Este ciclo consiste en colocar un pre-calentador alimentado de parte del vapor proveniente de la turbina, disminuyendo levemente la potencia de generación y aumentando la eficiencia de la caldera.

La figura 8.3 muestra los componentes del ciclo regenerativo y la gráfica temperatura Vs entropía,

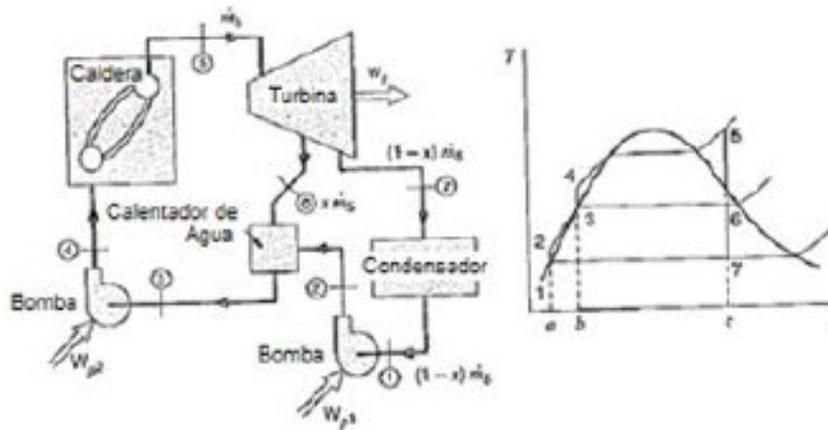


Figura 10.3

A continuación evaluaremos las características de vapor con los 3 valores de presión antes utilizados:

10.3.1 Ciclo regenerativo de 600 PSI

Datos de ciclo	
Presión de caldera	600 PSI
Temperatura máxima vapor sobrecalentado turbina de alta presión	698 °F
Presión de extracción de vapor en turbina	60 PSI
Presión condensador	1.27 PSI
Temperatura de condensador	110 °F

Tabla 10.13

De los ejercicios anteriores tenemos

h1- entalpía de punto de líquido saturado a 1.27PSI h1: 78.01btu/lbm

h5- vapor sobrecalentado a 600 PSI y 698°F h5=1349.4 btu/lbm

h6-Condiciones de saturación en extracción de vapor al turbo 1132.7 btu/lbm

h7-Condiciones de saturación 897.69

Bomba de baja presión

$$W_p = h_2 - h_1 = v(P_2 - P_1) = 0.01617 (600 - 1.27)(144/778) = 0.1697 \text{ btu/lbm}$$

$$h_2 = 78.01 + 0.1697 = 78.1797 \text{ btu/lbm}$$

Turbina

$$W_T = (h_5 - h_6) + (1 - X)(h_6 - h_7)$$

Se calcula X :

$$X = (h_3 - h_2) / (h_6 - h_2)$$

Para encontrar h3:

buscamos entalpia en liquido saturado. $h_f = 262.1167 \text{ btu/lbm}$

$$X = 0.1737$$

$$W_T = (1349.4 - 1132.174) + (1 - 0.1737)(1132.174 - 867.69)$$

$$W_T = 435.76 \text{ btu/lbm}$$

Bomba de alta presión:

$$W_p = 0.01735 * (600 - 60) * (144/778) = 1.7405 \text{ btu/lbm}$$

$$h_4 = h_3 + W_p = 263.86 \text{ btu/lbm}$$

Caldera:

$$q_c = h_5 - h_4 = (1349.4 - 263.86) \text{ Btu/lb}$$

$$q_c = 1085.53 \text{ btu/lbm}$$

$$\text{eficiencia} = (W_{net}) / (q_c) = (435.76 / 1085.53) = 0.4014$$

Resumen de ciclo evaluado:

Características de ciclo	Valor
h1 (entalpía entrada de bomba)	78.01 btu/lbm
h2 (entalpía entrada de caldera)	81.75 btu/lbm
h3' (entalpía entrada segun bomba)	1466.715 btu/lbm
h4' (entalpia salida segunda Bomba)	262.1167 btu/lbm
h5 (entrada de vapor turbina)	1349.4 btu/lbm
H6 (entalpia extracción de vapor)	1132.174btu/lbm
H7 (Entalpia condensador)	897.69 btu/lbm
X (flujo de liquido)	0.1737
Wt (trabajo de turbina)	435.76 btu/lbm
Wp (trabajo de bomba)	0.1697 btu/lbm
Wp (trabajo de bomba #2)	1.7405
Qc (calor de calderas)	1,085.53 btu/lbm
N (eficiencia)	0.4014

Tabla 10.14

10.3.2 Ciclo regenerativo 900 PSI evaluado:

Datos de ciclo	
Presión de caldera	900 PSI
Temperatura máxima vapor sobrecalentado turbina de alta presión	842 °F
Presión de extracción de vapor en turbina	150 PSI
Presión condensador	1.27 PSI
Temperatura de condensador	110 °F

Tabla 10.15

Características del ciclo:

Características de ciclo	Valor
h1 (entalpía entrada de bomba)	78.01 btu/lbm
h2 (entalpía entrada de caldera)	78.455 btu/lbm
h3'(entalpía entrada segun bomba)	330.67 btu/lbm
h4' (entalpia salida segunda Bomba)	333.098 btu/lbm
h5 (entrada de vapor turbina)	1417.91 btu/lbm
H6 (entalpia extracción de vapor)	1219.5 btu/lbm
H7 (Entalpia condensador)	897.69 btu/lbm
X (flujo de liquido)	0.221
Wt (trabajo de turbina)	449.1 tu/lbm
Wp (trabajo de bomba baja presión)	0.445 btu/lbm
Wp (trabajo de bomba de alta presión)	2.4279 btu/lbm
Qc (calor de calderas)	1,084.81 btu/lbm
N (eficiencia)	0.414

Tabla 10.16

10.3.3 Ciclo regenerativo 1250 PSI evaluado:

Datos de ciclo	
Presión de caldera	1250 PSI
Temperatura máxima vapor sobrecalentado turbina de alta presión	950 °F
Presión de extracción de vapor en turbina	200 PSI
Presión condensador	1.27 PSI
Temperatura de condensador	110 °F

Tabla 10.17

Características de ciclo 1250 PSI:

Características de ciclo	Valor
h1 (entalpía entrada de bomba)	78.01 btu/lbm
h2 (entalpía entrada de caldera)	78.605 btu/lbm
h3'(entalpía entrada segun bomba)	355.53 btu/lbm
h4' (entalpia salida segunda Bomba)	359.142 btu/lbm
h5 (entrada de vapor turbina)	1466.715 btu/lbm
H6 (entalpia extracción de vapor)	1246.52 btu/lbm
H7 (Entalpia condensador)	897.69 btu/lbm
X (flujo de líquido)	0.2371
Wt (trabajo de turbina)	486.3371 btu/lbm
Wp (trabajo de bomba baja presión)	0.59478 btu/lbm
Wp (trabajo de bomba de alta presión)	3.612 btu/lbm
Qc (calor de calderas)	1,107.573 btu/lbm
N (eficiencia)	0.4388

Tabla 10.18

Resumen de Rendimiento de ciclos termodinámicos:

Tipo de ciclo	Presión	Wt (Btu/lbm)	Eficiencia
Ciclo tradicional de rankine	Tradicional 600 PSI	451.11	0.354
	Tradicional 900 PSI	511.31	0.382
	Tradicional 1250 PSI	563.68	0.406
Ciclo con recalentador	Recalentador 600 PSI	543.81	0.357
	Recalentador 900 PSI	619.60	0.395
	Recalentador 1250 PSI	689.34	0.418
Ciclo regenerativo	Regenerativo 600 PSI	435.76	0.404
	Regenerativo 900 PSI	449.10	0.414
	Regenerativo 1250 PSI	486.34	0.439

Tabla 10.19

La tabla muestra el comportamiento de todos los ciclos evaluados, donde podemos observar los valores de salto entálpico y eficiencia del ciclo termodinámico, es notable que en un ciclo de mayor presión hay un mayor rendimiento.

Además se observa que el ciclo con mayor salto entálpico es el ciclo con recalentador, pero el más eficiente es el ciclo regenerativo, para el caso del Ingenio escogemos el ciclo regenerativo de 1250 PSI, puesto que la caldera tendrá un mayor rendimiento de consumo de vapor.

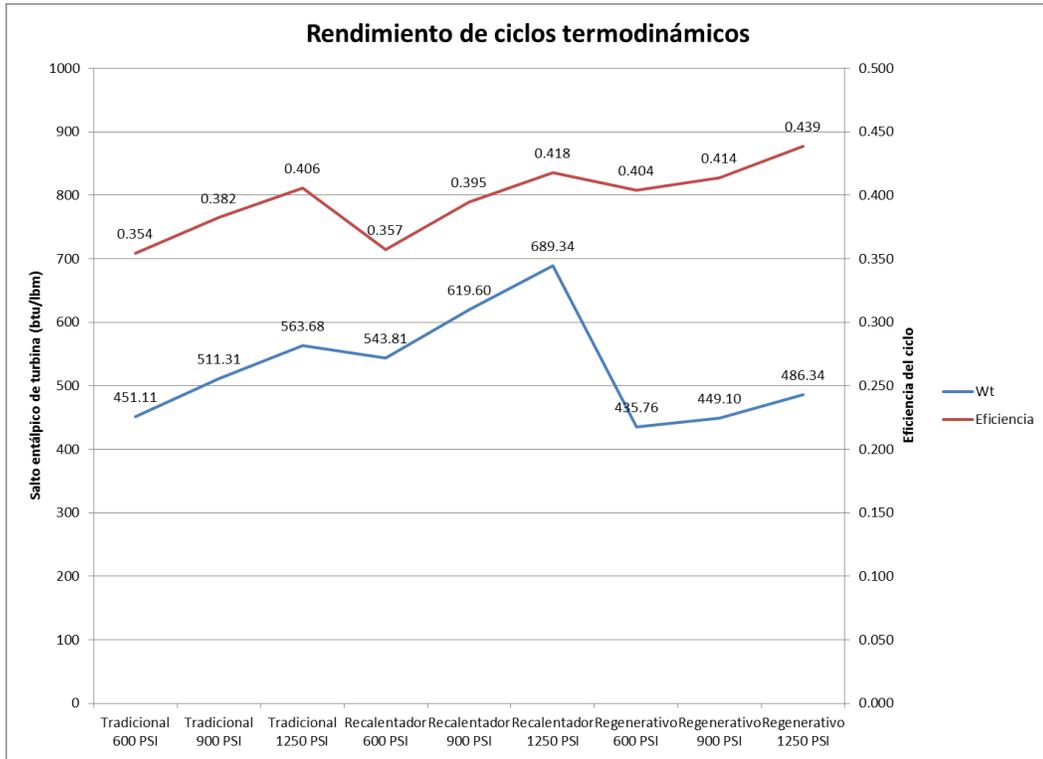


Figura 10.4

En la gráfica se observa el comportamiento de alta eficiencia del ciclo regenerativo, con la desventaja que reduce el salto entálpico puesto que se extrae vapor de la turbina para aumentar la eficiencia del ciclo.

En el caso del ciclo con recalentador observamos que tiene un alto salto entálpico, siendo una ventaja para aumentar la potencia generada, pero con una eficiencia baja.

10.4 Tamaño propuesto de planta

Las demandas actuales y futuras a satisfacer se presentan en la siguiente tabla:

Tipo de demanda	Actual	Demanda Insatisfecha	Capacidad disponible	Futura
Demanda máxima eléctrica	4,315.8 KW	349.5 KW	4 MW	11,248 KW
Demanda de vapor	187,000 lb/h	73,000 lb/h	195,000 lb/h	110,000lb+demanda de turbogeneradores.

Tabla 10.20

Rendimiento de materia prima

	Capacidad actual de producción de bagazo	Producción de bagazo futura
Toneladas por cada hora	49.95	87.5
Toneladas	228.983	357,000

Tabla 10.21

El tamaño de la demanda los definiremos en dependencia de la materia prima disponible, y el rendimiento del ciclo termodinámico seleccionado.

La disponibilidad de bagazo producido será de 87.5 toneladas por cada hora, es necesario almacenar el 5%, para utilizar este bagazo al activar el sistema eléctrico. Por esto la producción destinada para generación inmediata será 83.1 toneladas de bagazo, los rendimientos de la calderas de 1250 PSI con ciclo regenerativo varían desde 3,200 lb/ton de bagazo, hasta 3,700lb/ton.

Existe la capacidad de generar 265,920 lbs/h de vapor, el valor comercial próximo es de 260,000lbs/h de vapor, con rendimiento de 3,400 lb/ton de bagazo.

Para disponer de 2 unidades generadoras, tenemos 2 unidades de 15 MW de 1250 PSI con consumo de 125,000 lbs de vapor.El consumo de vapor de fabricación será satisfecho por el vapor de salida de las turbinas, siendo un consumo total de 250,000 lbs de vapor.

El tamaño de la planta es capaz de satisfacer en este caso, la demanda eléctrica y la demanda de vapor de fabricación, dejando además un excedente de energía bastante alto, generando la necesidad de ser agente del mercado eléctrico Nacional.

10.4.1 Características de planta Propuestas:

Características de ciclo termodinámico		Características de generadores	
Presión de caldera	1250 PSI	Potencia	2 x 15MW
Flujo total generado	260,000 lbs/h	Turbina	
Tipo de ciclo	Regenerativo	Temperatura de turbo	950°F
X (extracción de flujo)	0.2371	Flujo de turbo	125,000 lbs/h
Extracción de flujo		Potencia de turbo	15 MW
Presión de extracción	200 PSI		
Bombeo de baja presión	50 kw		
Bombeo de alta presión	265 kw		
eficiencia	0.4388		

Tabla 10.22

10.4.2 Explotación de la planta:

La 8.23 presenta los valores de rendimiento de la planta estimados para la zafra 15-16, al aumentar a la potencia actual a la propuesta.

Los factores de reservas e Instalación son referidos al consumo del Ingenio.

Rendimiento de planta estimado			
Potencia Instalada	37 MW		
Potencia media generada	30 MW		
Potencia conectada de Ingenio	14.06 MW	Energía total a generar	122,400 MWH
Demanda máxima estimada de Ingenio	12 MW	Días estimados de funcionamiento	170
Venta de potencia estimada	18 MW	Reserva de bagazo	28,850 ton
Energía diaria generada	720 MWH	Factor de uso de planta	0.8
Energía diaria de venta	280 MWH		
F. Reserva	2.5		
F. Instalación	2.64		
Bagazo consumido diario	1,925.9 ton		
rendimiento	373 Kw/T.B		

Tabla 10.23

11. Potencia disponible para venta de energía

Potencia disponible para venta:

En la planta propuesta existe la capacidad de vender el excedente producido, que equivale a un mínimo disponible de 18 MW.

Al considerar el factor de carga de 0.88 de demanda del ingenio, se tiene una potencia promedio de 20 MW disponible para venta, con un estimado de 81,600MWH de energía disponible para venta en período de zafra.

En período post-zafra existe una reserva de 28,850 toneladas de bagazo, que son equivalentes a 10,761 MWH, la distribución de los días de funcionamiento post-zafra se debe establecer en dependencia de la capacidad de la subestación disponible a instalar.

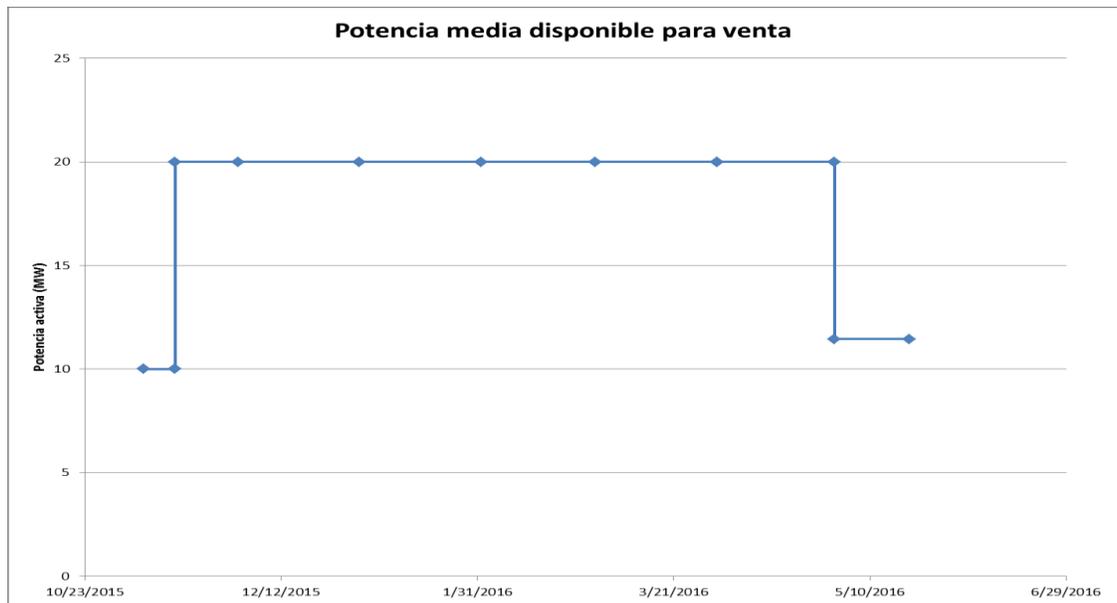
La subestación deberá tener capacidad de soportar el punto de venta máximo en período de zafra.

Por esto conviene utilizar un solo generador al terminar la zafra, para definir la capacidad de la subestación con las potencias de venta en periodos de zafra.

Estableciendo el trabajo de un solo generador al finalizar los meses de producción, con la energía disponible de 10,761 MWH se tiene 30 días de generación, se deben reducir al menos 7 días para poder reservar bagazo para el arranque de la zafra siguiente.

	Período de zafra	Período pos-zafra
Potencia media generada	20 MW	15 MW
Potencia Mínima disponible	18 MW	-
Días de generación estimados	170	30
Energía disponible	81,600 MWH	10,800 MWH

Es necesario construir una subestación de transmisión para conectar el sistema eléctrico del Ingenio al SIN mediante la subestación de Rivas, además de línea de transmisión a 138 KV, con un dimensionamiento mayor a 20 MW, puesto que es la potencia entregada por el sistema durante toda la zafra



Limitaciones técnicas para ser Agente de mercado eléctrico

En el mercado mayorista de electricidad se compra y vende, potencia y energía. Estos se comercializan por medio de Mercado de Contratos y/o por el Mercado de Ocasión.

Mercado de Contratos:

Pueden ser acordados para comprar potencia y energía, o solamente para la potencia o la energía. Las cantidades de potencia o de energía contratadas por día, por hora o por la estación pueden variar.

En el caso del Ingenio, es necesario definir el tiempo de producción de energía dependiente del tiempo de producción de azúcar, que equivalen a 7 meses de funcionamiento de la planta, los meses siguientes el ingenio es una demanda alta al sistema.

Los valores de potencia promedio de venta fueron definidos en el valor de potencia disponible de venta.

12. Cálculo de VAN

Costos de Inversión:

Caldera y central de generación

La Instalación de una caldera de 1250 PSI con la capacidad de 250 klb/h, tiene costo de 7,750,000 USD, obtenido de cotización de la empresa IBL (Industrial Boiler LTD).

Instalación de 2 turbogeneradores: 5,200,000 USD, obtenidos de unidades siemens de generación.

Precio de energía:

El precio monómico de la energía dependerá del contrato de venta realizado, en los ingenios azucareros San Antonio y Monte Rosa se define de la siguiente manera:

$$PE = CE_n \times EG$$

PE=pago por energía generada

CE_n = Precio de energía en año "n".

EG= Energía generada.

$$CE_n = CE_{n-1} \times 1.03$$

CE_{n-1} = Precio de energía en año anterior a "n".

Para el año $CE_{2015} = 0.11473$ USD/kwh.

El precio máximo de contratos es de: 0.13986 USD/kwh.

Costos energéticos de operación de planta:

El consumo estimado de energía de consumo propio en el análisis de demanda máxima eléctrica es de 2,466 kw, y la promedio es de 2,192.3, al proyectar un total de 170 días de producción, tendremos un consumo de 8,944,477.92 kwh.

Costo de energía consumida		
Zafra	Precio de venta de energía (\$/kwh)	Costo de energia (\$)
15-16	0.11473	1,026,199.95
16-17	0.11817	1,056,985.95
17-18	0.12172	1,088,695.53
18-19	0.12537	1,121,356.39
19-20	0.12913	1,154,997.09

Energía disponible de venta:

La energía disponible de venta es de 92,400 MWH por zafra, a continuación se muestra tabla con los ingresos a obtener por venta de energía en las próximas 5 zafras

Ingresos por energía vendida		
Zafra	Precio de venta de energía (\$/kwh)	Costo de energía (\$)
15-16	0.11473	10,601,052.00
16-17	0.11817	10,919,083.56
17-18	0.12172	11,246,656.07
18-19	0.12537	11,584,055.75
19-20	0.12913	11,931,577.42

Estimación de VAN:

Flujo efectivo USD						
Inversión total	12,950,000					
Período		Zafra 15-16	Zafra 16-17	Zafra 17-18	Zafra 18 - 19	Zafra 19-20
Ingresos		10,601,052	10,919,084	11,246,656	11,584,056	11,931,577
Costos de energía		1,026,199.95	1,056,985.95	1,088,695.53	1,121,356.39	1,154,997.09
Depreciación		1,295,000.00	1,295,000.00	1,295,000.00	1,295,000.00	1,295,000.00
Valor de rescate						6,475,000.00
Flujo efectivo	-12,950,000	8,279,852	8,567,098	8,862,961	9,167,699	15,956,580
TMAR	10%					
VAN	24,485,701					
TIR	63%					

13. Conclusiones y recomendaciones

Conclusiones

1. La potencia de generación actual no satisface la demanda de energía eléctrica y de vapor del Ingenio Benjamín Zeledón, siendo la principal causa la baja capacidad de generación de vapor.

Las demandas insatisfechas actuales son las siguientes:

Demanda de potencia consumida a la red de distribución eléctrica:
275.85 KW promedio.

Demanda de vapor: 73,000 lb/h.

El bajo rendimiento de la caldera y baja capacidad de generación producen desperdicio del bagazo producido, en la última zafra se estimó una pérdida de 12,500 toneladas de bagazo, equivalentes a 12 días de generación en período de zafra.

La propuesta de tamaño de planta y explotación de la misma se definió mediante la disponibilidad de bagazo, estimado con el nuevo proceso de molienda y el aumento de áreas cultivadas.

Al tener una capacidad de generación promedio de 30 MW, con 250,000 lbs de vapor, suficiente para cubrir la demanda actual y futura proyectada con 10,000 toneladas de caña molida diaria del ingenio Benjamín Zeledón actual y aprovechar la producción total de bagazo.

2. Con la capacidad de generación propuesta, es necesario ser agente de mercado eléctrico, puesto que se cuenta con un alto excedente de generación de energía, estimado en 92,400 MWH para venta
Dividido como se muestra en la siguiente tabla:

	Período de zafra	Período pos-zafra
Energía disponible	81,600 MWH	10,800 MWH

Para ello es necesario la construcción de una subestación y realizar contrato de venta de potencia o energía a la red de transmisión por período mínimo de 8 meses.

3. Se evaluó 3 tipos de ciclo termodinámicos, con diferentes valores de presión de trabajo, resultando el más eficiente el ciclo regenerativo con 1250 PSI, este ciclo fue considerado en la propuesta de tamaño de planta realizada.

Recomendaciones:

Se debe realizar un análisis económico para conocer la viabilidad de la propuesta de tamaño de la planta, y realizar una propuesta rentable y eficiente.

Para poder evaluar la rentabilidad también es necesario incluir el diseño y construcción de la subestación a construir para conectar al sistema Interconectado Nacional para vender el excedente de energía producido.

Se debe evaluar los incentivos legales existentes que incentiva el crecimiento de generación renovable, puesto que se brindan muchos beneficios por ser generación de energía con Biomasa.

Convertirse en agente de mercado eléctrico llevará múltiples condicionamientos legales que deben ser evaluados, puesto es necesario realizar contrato por la energía a vender.

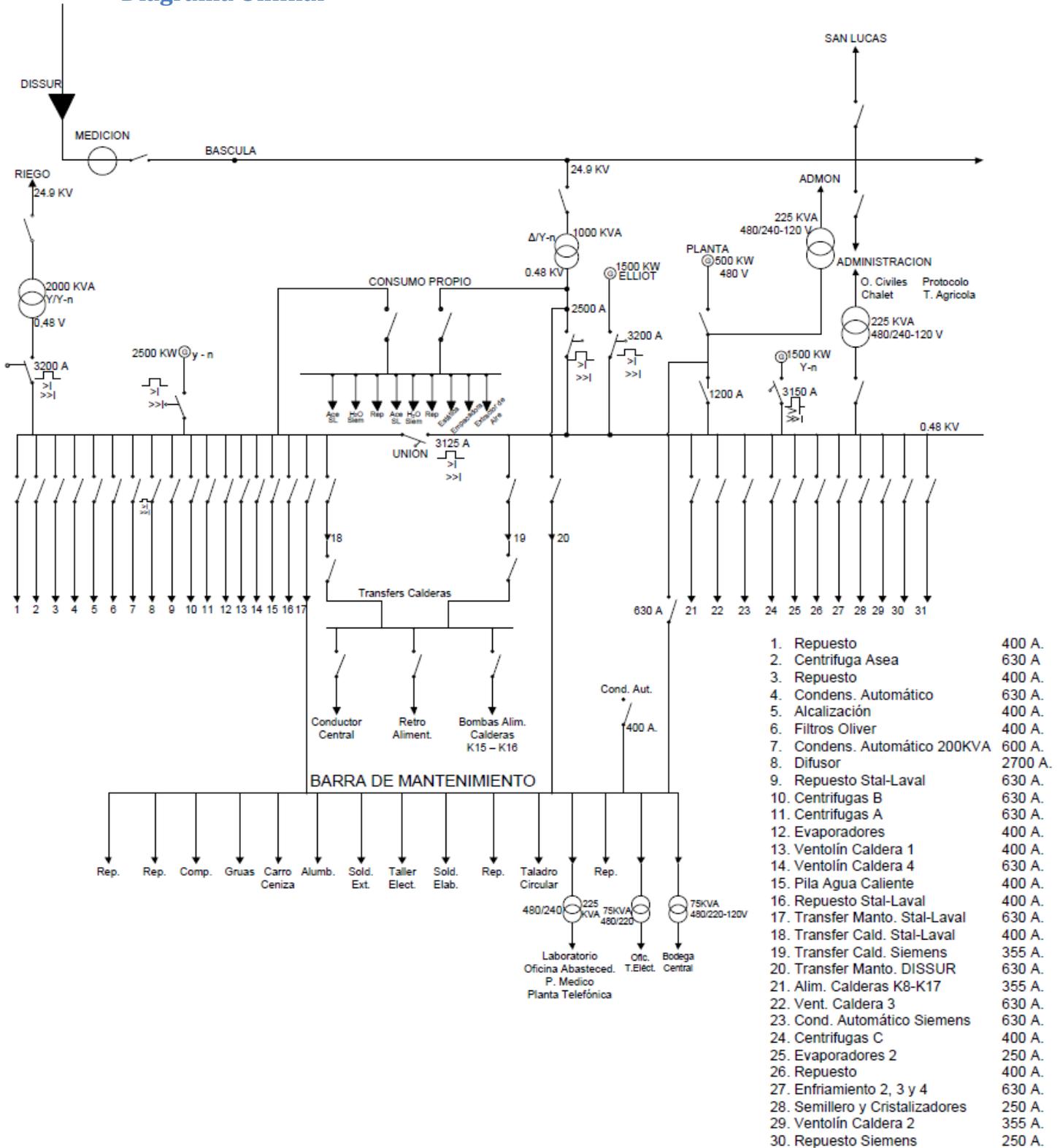
13. Bibliografía:

- [1] **Sonntag, Van Wylen (2003), Fundamentos de termodinámica, Sexta edición. John Wiley & sons.**
- [2] **Kolanowski, Bernard (2003), Small-Scale cogeneration Handbook, Segunda Edición, The fairmont Press, Inc and Marcel Dekker, Inc.**
- [3] **Maza Ortega, Jiménez Calle, Martínez Ramos, Mora García (2006), Optimización del funcionamiento de planta de cogeneración para su inclusión en el mercado eléctrico. Publicación del departamento de Ingeniería eléctrica de la universidad de Sevilla.**
- [4] **Oliveira Jr., Pellegrini, Plantas de cogeneración con caña de azúcar (2010), Publicación del Departamento de Ingeniería Mecánica de Escuela Politécnica, Universidad de São Paulo, São Paulo (Brasil).**
- [5] **Van Den Brock, R. (1998). Electricidad a partir de bagazo de caña y eucalipto en los ingenios azucareros de Nicaragua. Recuperado de <http://www.fao.org/docrep/x2351s/x2351s03.htm#TopOfPage>**
- [6] **Hugot E. (1963). Manual para ingenios azucareros. CECSA. México**
- [7] **Ricardo Barrios V. (2015). Informe anual CNPA . Susaeta ediciones (Nicaragua).**

Anexos

DIAGRAMA UNIFILAR BAJA TENSIÓN FÁBRICA – CASUR, S.A.

Diagrama Unifilar





COMPañIA AZUCARERA DEL SUR S.A.
DEPARTAMENTO DE CONTROL QUÍMICO
POTOSI - RIVAS

REP. N° 167
DIA ZAFRA 167.000
DIA Miércoles
FECHA 30/04/2014
ZAFRA 2013 - 2014

INFORME DIARIO DE PRODUCCION

DATOS DE MOLIENDA				HF ZAFRA 12 - 13	HOY	A LA FECHA	DATOS DE PRODUCCION					
							AZUCAR					
							HF ZAFRA 12 - 13	HOY	A LA FECHA			
Toneladas Caña Molida	633,006.92			4,347.38	701,366.87	AZUCAR						
Horas Moliendo	3,446.93			22.750	3,641.921	Quintales Azúcar Físico Sulfitada	1094,898.06	5,754.01	9,671,173.45			
Horas Perdidas	561.07			1.250	366,079	Quintales Azúcar Físico Crudo	214,079.67	524.03	305,275.81			
% Tiempo Perdido	14.00			5.21	9.13	Quintales Azúcar Físico Total	1308,977.72	6,278.04	12,724,449.26			
T.C. Molida/ Horas Efectivas	183.64			191.09	192.58	Quintales Azúcar Base 96 Total	1357,649.17	6,512.97	13,180,098.50			
T.C. Molida/ Horas Zafra	157.94			181.14	174.99	Sacos 50 Kilogramos Azúcar Físico Sulfitada	993,285.00	5,220.00	8,774,414.00			
Molienda Potencial	4,407.45			4,586.25	4,621.96	Sacos 50 Kilogramos Azúcar Crudo	194,211.80	475.40	276,944.40			
Molienda / Día Zafra	3,790.46			4,347.38	4,199.80	TOTAL SACOS DE 50 KILOGRAMOS.	1187,496.80	5,695.40	11,543,588.40			
Imbibición % Caña	27.81			22.98	25.93	Quintales de azúcar en proceso	10,573.03	102.03	14,107.11			
Jugo Diluido % Caña	99.81			92.87	98.13	MELAZA				HF ZAFRA 12 - 13	HOY	A LA FECHA
Dilución % Caña	18.40			16.61	18.62	Toneladas Cortas Miel Final Física	21,962.05	170.44	20,789.56			
% Solidos Insolubles Jugo Diluido	1.29			3.36	2.32	Toneladas Métricas Miel Final Física	19,923.84	154.62	18,860.16			
% Extracción Molino #1	72.00			69.87	72.19	Gatones Miel Final / T.C.	6.25	7.54	5.14			
Ext. J.A.E. % Caña	81.41			76.26	79.51	Toneladas Cortas Miel Final en Proceso	513.77	19.95	337.97			
Extracción Sacarosa % Sacarosa Caña	93.44			88.50	91.40	ENERGIA				HF ZAFRA 12 - 13	HOY	A LA FECHA
Extracción Reducida 12.5 Fibra	93.43			89.42	91.38	Producción Stal Laval (MW)	6,129.44	41.60	6,647.30			
No Azúcares % Caña	2.21			2.76	2.02	Producción Siemens (MW)	3,698.98	0.00	3,107.58			
Bagazo % Caña	28.00			30.11	27.80	Producción General Electric (MW)	6,032.10	0.00	2,020.70			
Cachaza % Caña	1.98			1.14	1.42	Producción Whorthington (MW)	0.00	37.20	2,622.50			
Fibra % Caña	12.48			13.44	12.47	PRODUCCIÓN TOTAL (MW)	15,860.52	78.80	14,218.08			
% Fibra en Bagazo	44.58			44.64	44.84	Compra a la Red (MW)	27.37	0.00	20.16			
% Humedad en Bagazo	51.56			50.16	50.62	Consumo de Fábrica (MW)	12,929.07	76.16	12,062.41			
% Pol Cachaza	0.93			0.74	0.82	Consumo de Fábrica (KWh/Ton)	20.42	17.52	17.20			
% Pol Bagazo	3.06			3.82	3.56	Consumo de Riego (MW)	2,670.49	0.00	1,793.16			
% Pol Caña	13.05			9.99	11.50	Consumo de Auxiliares (MW)	288.32	2.64	382.61			
Toneladas Caña Ingreso	633,257.06			4,285.24	701,810.47	CONSUMO TOTAL (MW)	15,887.89	78.80	14,238.18			
Toneladas Caña Stock Patio				443.60		Consumo de Vapor (Lbs)	634850,188	3759,292	658862,450			
JUGOS	BRIX	%SAC.	PUREZA	P.H.	%AZ. RED.	%CENIZAS	PIE 9/TC	INDICES DE EFICIENCIA				
J. Primario Hoy	16.64	13.12	78.77	5.19	1.92	0.39		RENDIMIENTOS				
J. Primario H. F.	16.17	13.95	86.26	5.28	0.90	0.30		Rto. Físico Lbs/TC	HF ZAFRA 12 - 13	HOY	A LA FECHA	
J. Diluido Hoy	12.50	9.52	76.20	5.41	1.68	0.40		208.46	146.76	183.44		
J. Diluido H. F.	12.77	10.71	83.88	5.55	0.85	0.30		216.21	152.25	190.02		
J. Residual Hoy	10.99	8.06	73.32					BAL. POL %CAÑA				
J. Residual H. F.	8.60	6.75	78.44					Miel Final	HF ZAFRA 12 - 13	HOY	A LA FECHA	
J. Clarif. Hoy	12.63	9.72	76.96	6.62	1.59	0.40		1.29	1.33	0.95		
J. Clarif. H. F.	12.57	10.63	84.54	6.70	0.78	0.32		0.86	1.15	0.99		
J. Filtrado Hoy	11.70	8.07	68.91	6.29				0.02	0.01	0.01		
J. Filtrado H. F.	10.08	7.72	76.61	6.43				Indeterminada	0.51	0.20	0.43	
J. Difusor Hoy	11.28	8.38	74.28	6.16				Recobrado	10.38	7.31	9.12	
J. Difusor H. F.	11.09	9.10	82.04	5.96				Pol Caña	13.05	9.99	11.50	
Meladura Hoy	65.73	52.26	79.49	6.24	5.09	1.73		Pérdidas Fábrica	1.82	1.54	1.39	
Meladura H. F.	62.14	53.32	85.81	6.50	3.57	1.59		Pérdidas Totales	2.67	2.69	2.38	
Mel. Clarif. Hoy	62.70	50.08	79.84	6.18	4.56	1.53		RECOBRADO				
Mel. Clarif. H. F.	60.10	51.51	85.70	6.39	3.36	1.52		% Recobrado	HF ZAFRA 12 - 13	HOY	A LA FECHA	
Masa A Hoy	91.20	76.68	84.08				2.01	79.52	73.13	79.30		
Masa A H. F.	91.15	79.88	87.63				2.92	LBS PERDIDAS				
Miel A Hoy	76.49	53.24	69.61					Miel Final	HF ZAFRA 12 - 13	HOY	A LA FECHA	
Miel A H. F.	75.63	55.81	73.80					18.10	26.56	19.06		
Masa B Hoy	93.01	66.45	71.45				1.60	Bagazo	15.56	22.98	19.77	
Masa B H. F.	93.17	68.67	73.71				2.00	Cachaza	0.41	0.17	0.23	
Miel B Hoy	73.79	36.34	49.27					Indeterminada	7.11	4.00	8.55	
Miel B H. F.	75.35	38.38	50.93					Pérdidas Totales	41.18	53.70	47.62	
Masa C Hoy	97.25	56.29	57.88				1.09	INDICE DE PROD.QUIM.				
Masa C H. F.	97.51	56.13	57.56				1.15	Cal Lb/TC	HF ZAFRA 12 - 13	HOY	A LA FECHA	
Miel R Hoy								2.43	2.94	2.63		
Miel R H. F.	73.12	57.48	78.61					Azufre Lb/TC	0.25	0.30	0.22	
Magma B Hoy	90.30	86.05	95.29					Fioculante Lb/TC	0.008	0.009	0.008	
Magma B H. F.	91.27	86.49	94.76					Fioculante Mel.Lb/TC	0.004	0.002	0.002	
Magma C Hoy	92.44	81.11	87.75					Ac. Fosf. Lb/TC	0.040	0.008	0.021	
Magma C H. F.	92.59	79.01	85.33					Bactericida Lb/TC	0.026	0.029	0.022	
Miel Final Hoy	88.61	29.21	32.96		30.88	12.47		Policl. Alum. Lb/TC	0.020	0.023	0.016	
Miel Final H. F.	87.36	30.74	35.19		18.56	16.08		Tensoactivo Lb/TC	0.011	0.016	0.008	
C.Cal. Masa C	91.52	26.96	29.46					Premezcla Vit."A" gr/Kg	0.737	0.766	0.713	
C.Frio Crist. #8	87.76	26.96	30.72					DESGLOSE % T.P.				
								% T.P. F.C./Corte Man.	HF ZAFRA 12 - 13	HOY	A LA FECHA	
								0.00	0.00	0.00	0.07	
								% T.P. F.C./Corte Mec.	0.00	0.00	0.00	0.00
								% T.P. F. C./Cargue	0.00	0.00	0.00	0.05
								% T.P. F. C./Transporte	0.02	0.00	0.00	0.31
								% T.P. F. C./Otras Caus.	0.04	0.00	0.00	0.14
								% T.P. Extracción	3.01	2.08	2.83	
								% T.P. Fabricación	1.69	0.00	0.00	0.35
								% T.P. Electrico	0.65	0.00	0.00	0.16
								% T.P. Calderas	6.33	3.13	4.05	
								% T.P. Instrumentación	0.01	0.00	0.00	0.00
								% T.P. Dep. Mecánico	0.23	0.00	0.00	0.06
								% T.P. Limp. y Mant.	1.89	0.00	0.00	1.02
								% T.P. Fuera Control	0.07	0.00	0.00	0.08
								% T.P. Lluvia	0.05	0.00	0.00	0.02
								% T.P. Feriado	0.00	0.00	0.00	0.00
								% T.P. TOTAL	14.00	5.21	9.13	
OBSERVACIONES												
Nota: 101.14 tn caña corte macanzado												
606.27 QQ de azúcar en proceso												

Informe de laboratorio



Verificado por COMITE NACIONAL DE PRODUCTORES DE AZUCAR



Datos de producción total de zafra



DATOS FINALES DE PRODUCCIÓN ZAFRA 2010/11

CIFRAS EN
QUINTALES

CONCEPTO	UM	SAN ANTONIO	MONTE ROSA	B. ZELEDON	MONTE LIMAR	TOTAL NACIONAL
AREA COSECHADA						
Propio	Mzs.	21,882.00	18,221.14	6,279.18	6,090.29	48,422.61
Colonos	Mzs.	18,824.00	12,680.68	2,862.11	11.88	28,717.97
TOTAL EN MANZANAS	Mzs.	86,868.00	28,761.87	7,881.29	6,101.82	77,140.68
CAÑA MOLIDA						
Propio	T.C.	1,611,493.00	1,149,100.49	320,568.56	344,534.50	3,425,696.55
Colonos	T.C.	760,776.00	796,843.67	144,125.62	760.70	1,702,505.99
TOTAL T.C.	T.C.	2,372,269.00	1,945,944.16	464,694.18	345,295.20	5,128,202.54
RENDIMIENTO AGRICOLA						
Propio	T.C./Mz.	73.81	70.84	60.72	67.68	70.75
Colonos	T.C./Mz.	55.03	63.59	61.28	67.14	59.28
REND. AGRICOLA TOTAL	T.C./Mz.	66.53	67.68	60.89	67.68	66.48
PRODUCCIÓN DE AZÚCAR (EN QUINTALES)						
REFINADA	Qqs.	1,302,191.00	-	-	-	1,302,191.00
SULFITADA	Qqs.	829,252.00	2,744,604.64	795,859.50	729,827.76	5,099,543.90
CRUDA	Qqs.	2,852,114.00	1,301,007.37	210,967.87	-	4,364,089.24
PRODUCCIÓN TOTAL (FISICO)	Qqs.	4,983,557.00	4,045,612.01	1,006,827.37	729,827.76	10,765,824.14
PRODUC. TOTAL (BASE 96*)	Qqs.	5,152,963.00	4,193,921.17	1,042,463.89	756,588.11	11,145,936.17
Rend. Industrial (Físico)	Lbs/T.C.	210.08	207.90	216.66	211.36	209.93
Rend. Industrial (Base 96*)	Lbs/T.C.	217.22	215.52	224.33	219.11	217.35
Generación	(KWH)	170,670,698.00	152,155,770.00	8,911,930.00	-	331,738,398.00
Generación	(KWH/TM)	79.30	86.06	21.14	21.27	-
KWH a consumir en fábrica		73,283,202.00	44,852,370.00	8,772,530.00	-	126,908,102.00
Energía a vender a DISNORTE		76,616,895.00	103,666,400.00	-	-	180,283,296.00
Energía hacia riego		15,470,311.00	#1REF1	150,770.00	#1REF1	-
Venta Total energía		97,387,496.00	103,666,400.00	-	-	201,053,896.00
MELAZA						
* Producción	T.M.	76,434.00	62,673.16	14,400.57	12,622.24	166,129.97
* Ventas Internas	T.M.	59,150.00	-	1,752.59	2,298.12	63,200.71
TIEMPO PERDIDO						
Tiempo perdido	(Horas)	1,040.98	294.08	881.33	389.93	2,606.32
Tiempo perdido	(%)	13.57	8.45	22.47	10.48	-
Porcentaje de Participac.	%	46.23	37.6274	9.3529	6.7880	100.00
DÍAS DE ZAFRA:		175.00	144.00	163.00	154.00	187
Fecha inicio		06-nov-10	25-nov-10	30-nov-10	24-nov-10	6-NOV-2010
Fecha finalización		30-abr-11	18-abr-11	12-may-11	27-abr-11	12-MAY-2011
MONTE ROSA: Se incluye 142,895.27 qqs. azúcar equivalente						

CIFRAS EN
QUINTALES

COMITÉ NACIONAL DE PRODUCTORES DE AZUCAR
DATOS FINALES DE PRODUCCIÓN - ZAFRA 2011/12

CONCEPTO	U/M	SAN ANTONIO	MONTE ROSA	B. ZELEDON	MONTE LIMAR	TOTAL NACIONAL
AREA COSECHADA						
Propio	Mzs.	22,571.68	17,819.20	6,062.69	5,008.79	51,461.81
Colonos	Mzs.	15,211.06	15,535.07	2,582.19	98.80	33,422.11
TOTAL EN MANZANAS	Mzs.	37,782.88	33,348.27	8,644.88	5,097.59	84,873.42
CANA MOLIDA						
Propio	T.C.	1,888,337.45	1,418,366.69	388,563.49	330,040.35	4,025,307.97
Colonos	T.C.	944,943.19	1,098,493.79	159,182.79	6,574.87	2,209,194.64
TOTAL T.C.	T.C.	2,833,280.64	2,516,860.48	547,746.28	336,615.22	6,234,502.62
RENDIMIENTO AGRICOLA						
Propio	T.C./Mz.	83.68	79.62	64.09	65.96	78.24
Colonos	T.C./Mz.	62.12	70.71	61.65	70.09	66.10
REND. AGRICOLA TOTAL	T.C./Mz.	74.99	75.47	63.36	66.03	73.46
PRODUCCIÓN DE AZÚCAR (EN QUINTALES)						
REFINADA	QQs.	1,898,236.00	-	-	-	1,898,236.00
SULFITADA	QQs.	575,759.00	3,138,202.23	1,034,085.27	702,268.47	5,448,314.97
CRUDA	QQs.	3,333,540.00	2,216,650.34	158,291.82	-	5,708,482.16
PRODUCCIÓN TOTAL (FISICO)	QQs.	5,807,535.00	5,352,852.57	1,192,377.09	702,268.47	13,055,033.13
PRODUC. TOTAL (BASE 96°)	QQs.	6,007,529.66	5,575,888.10	1,236,875.36	728,457.23	13,548,750.35
Rend. Industrial (Físico)	Lbs/T.C.	204.98	212.68	217.69	208.63	209.40
Rend. Industrial (Base 96°)	Lbs/T.C.	212.03	221.54	225.81	216.41	217.32
Generación	(KWH)	196,467,449.00	213,000,000	11,811,450	6,634,686	427,913,584.99
Generación	(KWH/TM)	76.95	93.09	23.77	21.73	-
KWH consumidos en fábrica		81,116,798.00	68,000,000	11,072,580	5,795,983	165,985,360.99
Energía vendida a DISNORTE		89,878,648	145,000,000	-	-	234,878,648
Energía hacia riego		16,144,626	-	845,770	838,703	17,829,099
Venta Total energía		115,263,551	145,000,000	-	-	260,263,551
M E L A Z A						
* Producción	T.M.	90,526.00	87,936.13	15,331.70	12,149.49	205,943.32
* Ventas Internas	T.M.	90,526.00	41,910.00	8,607.26	-	141,043.26
TIEMPO PERDIDO						
Tiempo perdido	(Horas)	1,019.89	346.95	746.48	467.73	2,581.05
Tiempo perdido	(%)	12.43	8.21	19.32	12.60	-
DIAS DE ZAFRA:		177.00	175.00	160.00	154.68	188
Fecha inicio		09-nov-11	22-nov-11	30-nov-11	22-nov-11	9-NOV-2011
Fecha finalización		04-may-12	15-may-12	08-may-12	26-abr-12	15-MAY-2012

COMITÉ NACIONAL DE PRODUCTORES DE AZUCAR
DATOS FINALES DE PRODUCCIÓN - ZAFRA 2012/13

CONCEPTO	UM	SAN ANTONIO	MONTE ROSA	B. ZELEDON	MONTE LIMAR	TOTAL NACIONAL
AREA COSECHADA						
Propio	Mzs.	26,610.68	18,072.99	7,418.84	7,602.99	58,706.60
Colonos	Mzs.	17,166.21	17,076.40	2,236.72	1,148.29	37,611.62
TOTAL EN MANZANAS	Mza.	42,766.89	35,148.99	9,666.66	8,746.28	96,317.12
CANA MOLIDA						
Propio	T.C.	2,083,965.41	1,530,877.38	561,543.77	547,409.93	4,723,796.49
Colonos	T.C.	1,131,521.28	1,338,293.88	149,010.46	73,800.78	2,692,626.40
TOTAL T.C.	T.C.	3,215,486.69	2,869,171.26	710,554.23	621,210.71	7,416,422.89
RENDIMIENTO AGRICOLA						
Propio	T.C./Mz.	81.37	84.71	75.69	72.00	80.47
Colonos	T.C./Mz.	65.95	78.38	66.62	64.55	71.59
REND. AGRICOLA TOTAL	T.C./Mz.	75.19	81.63	73.59	71.03	77.00
PRODUCCION DE AZUCAR (EN QUINTALES)						
REFINADA	QQs.	2,075,877.00	-	-	-	2,075,877.00
SULFITADA	QQs.	141,012.00	3,282,297.77	1,214,376.35	766,728.91	5,404,415.03
CRUDA	QQs.	4,252,237.00	2,395,860.97	234,255.95	399,327.43	7,281,681.34
HTM AZUCAR EQUIVALENTE	QQs.	22,071.00	366,914.95			388,985.95
PRODUCCION TOTAL (FISICO)	QQs.	6,491,197.00	6,045,073.88	1,448,632.30	1,166,056.34	15,150,959.32
PRODUC. TOTAL (BASE 96°)	QQs.	6,701,240.00	6,272,471.83	1,502,453.98	1,204,246.09	15,680,411.89
Rend. Industrial (Físico)	Lbs/T.C.	201.87	210.69	203.87	187.71	204.29
Rend. Industrial (Base 96°)	Lbs/T.C.	208.41	218.62	211.45	193.85	211.43
Generación	(KWH)	208,798,297.00	204,899,465.00	17,973,320.00	11,330,883.35	443,001,965.35
Generación	(KWH/TM)	71.58	78.56	27.88	20.11	
KWH consumidos en fábrica		89,256,456.00	69,780,080.00	14,862,060.00	11,330,883.35	185,229,479.35
Energía vendida a DISNORTE		88,603,323.00	134,802,553.00			223,405,876.00
Energía hacia riego		20,052,890.00		2,804,280.00		22,857,170.00
Venta Total energía		119,541,841.00	169,802,553.00			289,344,394.00
MELAZA						
* Producción	T.M.	107,767.00	105,740.84	22,838.58	26,310.75	262,657.17
* Ventas Internas	T.M.	86,868.00	1,257.83	5,838.58	-	93,964.21
TIEMPO PERDIDO						
Tiempo perdido	(Horas)	675.98	288.02	744.49	570.42	2,278.91
Tiempo perdido	(%)	15.35	6.49	16.17	13.52	
DIAS DE ZAFRA:		187.00	185.00	194.00	177.00	195
Fecha inicio		12-nov-12	13-nov-12	13-nov-12	28-nov-12	12-NOV-2012
Fecha finalización		18-may-13	17-may-13	26-may-13	24-may-13	26-MAY-2013

CIFRAS EN
QUINTALES

COMITÉ NACIONAL DE PRODUCTORES DE AZUCAR
DATOS FINALES DE PRODUCCIÓN - ZAFRA 2013/14

CONCEPTO	UM	SAN ANTONIO	MONTE ROSA	B. ZELEDON	MONTE LIMAR	TOTAL NACIONAL
AREA COSECHADA						
Propio	Mzs.	26,081.88	18,957.47	7,516.82	7,788.98	68,668.96
Colonos	Mzs.	18,697.48	19,038.99	8,844.85	1,471.82	42,647.46
TOTAL EN MANZANAS	Mza.	48,729.36	37,991.46	10,860.27	9,266.80	101,216.39
CANA MOLIDA						
Propio	T.C.	1,941,246.60	1,555,675.51	606,276.09	587,914.25	4,691,112.45
Colonos	T.C.	1,228,559.80	1,445,042.01	241,808.50	106,966.73	3,022,377.05
TOTAL T.C.	T.C.	3,169,806.40	3,000,717.53	848,084.59	694,880.98	7,713,489.50
RENDIMIENTO AGRICOLA						
Propio	T.C./Mz.	77.55	84.74	80.67	75.72	79.96
Colonos	T.C./Mz.	65.71	75.92	72.30	72.70	71.04
REND. AGRICOLA TOTAL	T.C./Mz.	72.49	80.25	78.09	75.24	76.21
PRODUCCION DE AZUCAR (EN QUINTALES)						
REFINADA	QQs.	1,874,259.00	-	-	-	1,874,259.00
SULFITADA	QQs.	239,386.00	3,416,520.78	1,049,260.63	1,070,239.39	5,775,406.80
CRUDA	QQs.	4,744,445.00	2,003,464.13	441,600.56	268,766.11	7,458,275.80
HTM AZUCAR EQUIVALENTE	QQs.	9,619.00	723,851.35			733,470.35
PRODUCCION TOTAL (FISICO)	QQs.	6,867,709.00	6,143,836.26	1,490,861.19	1,339,005.50	15,841,411.95
PRODUC. TOTAL (BASE 96°)	QQs.	7,077,866.29	6,399,829.44	1,543,598.76	1,377,876.80	16,399,171.29
Rend. Industrial (Físico)	Lbs/T.C.	216.66	204.75	175.79	192.70	205.37
Rend. Industrial (Base 96°)	Lbs/T.C.	223.29	213.28	182.01	198.29	212.60
Generación	(KWH)	216,490,510.00	257,999,650.00	16,973,940.00	11,781,893.97	503,245,993.97
Generación	(KWH/TM)	75.28	94.78	22.06	18.69	
KWH consumidos en fábrica		88,287,255.00	80,960,120.00	14,514,710.00	11,781,893.97	195,543,978.97
Energía vendida a DISNORTE		100,706,251.00	177,039,530.00			277,745,781.00
Energía hacia riego		27,547,610.00		2,029,420.00		29,577,030.00
Venta Total energía		128,253,861.00	177,039,530.00			305,293,391.00
M E L A Z A						
* Producción	T.M.	119,062.00	107,768.00	23,647.94	32,465.80	282,943.74
* Ventas Internas	T.M.	109,590.00	-	3,647.94	-	113,237.94
TIEMPO PERDIDO						
Tiempo perdido	(Horas)	999.80	253.00	429.33	498.21	2,180.34
Tiempo perdido	(%)	12.22	5.72	8.95	11.35	
DIAS DE ZAFRA:		173.00	183.00	199.00	182.00	200
Fecha inicio		14-nov-13	16-nov-13	15-nov-13	25-nov-13	14-NOV-2013
Fecha finalización		06-may-14	18-may-14	02-jun-14	26-may-14	02-JUN-2014

Tabla de propiedades termodinámicas del agua

TABLE B.1
Thermodynamic Properties of Water

TABLE B.1.1
Saturated Water

Temp. (°C)	Press. (kPa)	SPECIFIC VOLUME, m ³ /kg			INTERNAL ENERGY, kJ/kg		
		Sat. Liquid v_f	Evap. v_{fg}	Sat. Vapor v_g	Sat. Liquid u_f	Evap. u_{fg}	Sat. Vapor u_g
0.01	0.6113	0.001000	206.131	206.132	0	2375.33	2375.33
5	0.8721	0.001000	147.117	147.118	20.97	2361.27	2382.24
10	1.2276	0.001000	106.376	106.377	41.99	2347.16	2389.15
15	1.705	0.001001	77.924	77.925	62.98	2333.06	2396.04
20	2.339	0.001002	57.7887	57.7897	83.94	2318.98	2402.91
25	3.169	0.001003	43.3583	43.3593	104.86	2304.90	2409.76
30	4.246	0.001004	32.8922	32.8932	125.77	2290.81	2416.58
35	5.628	0.001006	25.2148	25.2158	146.65	2276.71	2423.36
40	7.384	0.001008	19.5219	19.5229	167.53	2262.57	2430.11
45	9.593	0.001010	15.2571	15.2581	188.41	2248.40	2436.81
50	12.350	0.001012	12.0308	12.0318	209.30	2234.17	2443.47
55	15.758	0.001015	9.56734	9.56835	230.19	2219.89	2450.08
60	19.941	0.001017	7.66969	7.67071	251.09	2205.54	2456.63
65	25.03	0.001020	6.19554	6.19656	272.00	2191.12	2463.12
70	31.19	0.001023	5.04114	5.04217	292.93	2176.62	2469.55
75	38.58	0.001026	4.13021	4.13123	313.87	2162.03	2475.91
80	47.39	0.001029	3.40612	3.40715	334.84	2147.36	2482.19
85	57.83	0.001032	2.82654	2.82757	355.82	2132.58	2488.40
90	70.14	0.001036	2.35953	2.36056	376.82	2117.70	2494.52
95	84.55	0.001040	1.98082	1.98186	397.86	2102.70	2500.56
100	101.3	0.001044	1.67185	1.67290	418.91	2087.58	2506.50
105	120.8	0.001047	1.41831	1.41936	440.00	2072.34	2512.34
110	143.3	0.001052	1.20909	1.21014	461.12	2056.96	2518.09
115	169.1	0.001056	1.03552	1.03658	482.28	2041.44	2523.72
120	198.5	0.001060	0.89080	0.89186	503.48	2025.76	2529.24
125	232.1	0.001065	0.76953	0.77059	524.72	2009.91	2534.63
130	270.1	0.001070	0.66744	0.66850	546.00	1993.90	2539.90
135	313.0	0.001075	0.58110	0.58217	567.34	1977.69	2545.03
140	361.3	0.001080	0.50777	0.50885	588.72	1961.30	2550.02
145	415.4	0.001085	0.44524	0.44632	610.16	1944.69	2554.86
150	475.9	0.001090	0.39169	0.39278	631.66	1927.87	2559.54
155	543.1	0.001096	0.34566	0.34676	653.23	1910.82	2564.04
160	617.8	0.001102	0.30596	0.30706	674.85	1893.52	2568.37
165	700.5	0.001108	0.27158	0.27269	696.55	1875.97	2572.51
170	791.7	0.001114	0.24171	0.24283	718.31	1858.14	2576.46
175	892.0	0.001121	0.21568	0.21680	740.16	1840.03	2580.19
180	1002.2	0.001127	0.19292	0.19405	762.08	1821.62	2583.70
185	1122.7	0.001134	0.17295	0.17409	784.08	1802.90	2586.98
190	1254.4	0.001141	0.15539	0.15654	806.17	1783.84	2590.01

TABLE B.1.1 (continued)
Saturated Water

Temp. (°C)	Press. (kPa)	ENTHALPY, kJ/kg			ENTROPY, kJ/kg-K		
		Sat. Liquid h_f	Evap. h_{fg}	Sat. Vapor h_g	Sat. Liquid s_f	Evap. s_{fg}	Sat. Vapor s_g
0.01	0.6113	0.00	2501.35	2501.35	0	9.1562	9.1562
5	0.8721	20.98	2489.57	2510.54	0.0761	8.9496	9.0257
10	1.2276	41.99	2477.75	2519.74	0.1510	8.7498	8.9007
15	1.705	62.98	2465.93	2528.91	0.2245	8.5569	8.7813
20	2.339	83.94	2454.12	2538.06	0.2966	8.3706	8.6671
25	3.169	104.87	2442.30	2547.17	0.3673	8.1905	8.5579
30	4.246	125.77	2430.48	2556.25	0.4369	8.0164	8.4533
35	5.628	146.66	2418.62	2565.28	0.5052	7.8478	8.3530
40	7.384	167.54	2406.72	2574.26	0.5724	7.6845	8.2569
45	9.593	188.42	2394.77	2583.19	0.6386	7.5261	8.1647
50	12.350	209.31	2382.75	2592.06	0.7037	7.3725	8.0762
55	15.758	230.20	2370.66	2600.86	0.7679	7.2234	7.9912
60	19.941	251.11	2358.48	2609.59	0.8311	7.0784	7.9095
65	25.03	272.03	2346.21	2618.24	0.8934	6.9375	7.8309
70	31.19	292.96	2333.85	2626.80	0.9548	6.8004	7.7552
75	38.58	313.91	2321.37	2635.28	1.0154	6.6670	7.6824
80	47.39	334.88	2308.77	2643.66	1.0752	6.5369	7.6121
85	57.83	355.88	2296.05	2651.93	1.1342	6.4102	7.5444
90	70.14	376.90	2283.19	2660.09	1.1924	6.2866	7.4790
95	84.55	397.94	2270.19	2668.13	1.2500	6.1659	7.4158
100	101.3	419.02	2257.03	2676.05	1.3068	6.0480	7.3548
105	120.8	440.13	2243.70	2683.83	1.3629	5.9328	7.2958
110	143.3	461.27	2230.20	2691.47	1.4184	5.8202	7.2386
115	169.1	482.46	2216.50	2698.96	1.4733	5.7100	7.1832
120	198.5	503.69	2202.61	2706.30	1.5275	5.6020	7.1295
125	232.1	524.96	2188.50	2713.46	1.5812	5.4962	7.0774
130	270.1	546.29	2174.16	2720.46	1.6343	5.3925	7.0269
135	313.0	567.67	2159.59	2727.26	1.6869	5.2907	6.9777
140	361.3	589.11	2144.75	2733.87	1.7390	5.1908	6.9298
145	415.4	610.61	2129.65	2740.26	1.7906	5.0926	6.8832
150	475.9	632.18	2114.26	2746.44	1.8417	4.9960	6.8378
155	543.1	653.82	2098.56	2752.39	1.8924	4.9010	6.7934
160	617.8	675.53	2082.55	2758.09	1.9426	4.8075	6.7501
165	700.5	697.32	2066.20	2763.53	1.9924	4.7153	6.7078
170	791.7	719.20	2049.50	2768.70	2.0418	4.6244	6.6663
175	892.0	741.16	2032.42	2773.58	2.0909	4.5347	6.6256
180	1002.2	763.21	2014.96	2778.16	2.1395	4.4461	6.5857
185	1122.7	785.36	1997.07	2782.43	2.1878	4.3586	6.5464
190	1254.4	807.61	1978.76	2786.37	2.2358	4.2720	6.5078

TABLE B.1.1 (continued)
Saturated Water

Temp. (°C)	Press. (kPa)	SPECIFIC VOLUME, m ³ /kg			INTERNAL ENERGY, kJ/kg		
		Sat. Liquid v_f	Evap. v_{fg}	Sat. Vapor v_g	Sat. Liquid u_f	Evap. u_{fg}	Sat. Vapor u_g
195	1397.8	0.001149	0.13990	0.14105	828.36	1764.43	2592.79
200	1553.8	0.001156	0.12620	0.12736	850.64	1744.66	2595.29
205	1723.0	0.001164	0.11405	0.11521	873.02	1724.49	2597.52
210	1906.3	0.001173	0.10324	0.10441	895.51	1703.93	2599.44
215	2104.2	0.001181	0.09361	0.09479	918.12	1682.94	2601.06
220	2317.8	0.001190	0.08500	0.08619	940.85	1661.49	2602.35
225	2547.7	0.001199	0.07729	0.07849	963.72	1639.58	2603.30
230	2794.9	0.001209	0.07037	0.07158	986.72	1617.17	2603.89
235	3060.1	0.001219	0.06415	0.06536	1009.88	1594.24	2604.11
240	3344.2	0.001229	0.05853	0.05976	1033.19	1570.75	2603.95
245	3648.2	0.001240	0.05346	0.05470	1056.69	1546.68	2603.37
250	3973.0	0.001251	0.04887	0.05013	1080.37	1522.00	2602.37
255	4319.5	0.001263	0.04471	0.04598	1104.26	1496.66	2600.93
260	4688.6	0.001276	0.04093	0.04220	1128.37	1470.64	2599.01
265	5081.3	0.001289	0.03748	0.03877	1152.72	1443.87	2596.60
270	5498.7	0.001302	0.03434	0.03564	1177.33	1416.33	2593.66
275	5941.8	0.001317	0.03147	0.03279	1202.23	1387.94	2590.17
280	6411.7	0.001332	0.02884	0.03017	1227.43	1358.66	2586.09
285	6909.4	0.001348	0.02642	0.02777	1252.98	1328.41	2581.38
290	7436.0	0.001366	0.02420	0.02557	1278.89	1297.11	2575.99
295	7992.8	0.001384	0.02216	0.02354	1305.21	1264.67	2569.87
300	8581.0	0.001404	0.02027	0.02167	1331.97	1230.99	2562.96
305	9201.8	0.001425	0.01852	0.01995	1359.22	1195.94	2555.16
310	9856.6	0.001447	0.01690	0.01835	1387.03	1159.37	2546.40
315	10547	0.001472	0.01539	0.01687	1415.44	1121.11	2536.55
320	11274	0.001499	0.01399	0.01549	1444.55	1080.93	2525.48
325	12040	0.001528	0.01267	0.01420	1474.44	1038.57	2513.01
330	12845	0.001561	0.01144	0.01300	1505.24	993.66	2498.91
335	13694	0.001597	0.01027	0.01186	1537.11	945.77	2482.88
340	14586	0.001638	0.00916	0.01080	1570.26	894.26	2464.53
345	15525	0.001685	0.00810	0.00978	1605.01	838.29	2443.30
350	16514	0.001740	0.00707	0.00881	1641.81	776.58	2418.39
355	17554	0.001807	0.00607	0.00787	1681.41	707.11	2388.52
360	18651	0.001892	0.00505	0.00694	1725.19	626.29	2351.47
365	19807	0.002011	0.00398	0.00599	1776.13	526.54	2302.67
370	21028	0.002213	0.00271	0.00493	1843.84	384.69	2228.53
374.1	22089	0.003155	0	0.00315	2029.58	0	2029.58

TABLE B.1.1 (continued)
Saturated Water

Temp. (°C)	Press. (kPa)	ENTHALPY, kJ/kg			ENTROPY, kJ/kg-K		
		Sat. Liquid h_f	Evap. h_{fg}	Sat. Vapor h_g	Sat. Liquid s_f	Evap. s_{fg}	Sat. Vapor s_g
195	1397.8	829.96	1959.99	2789.96	2.2835	4.1863	6.4697
200	1553.8	852.43	1940.75	2793.18	2.3308	4.1014	6.4322
205	1723.0	875.03	1921.00	2796.03	2.3779	4.0172	6.3951
210	1906.3	897.75	1900.73	2798.48	2.4247	3.9337	6.3584
215	2104.2	920.61	1879.91	2800.51	2.4713	3.8507	6.3221
220	2317.8	943.61	1858.51	2802.12	2.5177	3.7683	6.2860
225	2547.7	966.77	1836.50	2803.27	2.5639	3.6863	6.2502
230	2794.9	990.10	1813.85	2803.95	2.6099	3.6047	6.2146
235	3060.1	1013.61	1790.53	2804.13	2.6557	3.5233	6.1791
240	3344.2	1037.31	1766.50	2803.81	2.7015	3.4422	6.1436
245	3648.2	1061.21	1741.73	2802.95	2.7471	3.3612	6.1083
250	3973.0	1085.34	1716.18	2801.52	2.7927	3.2802	6.0729
255	4319.5	1109.72	1689.80	2799.51	2.8382	3.1992	6.0374
260	4688.6	1134.35	1662.54	2796.89	2.8837	3.1181	6.0018
265	5081.3	1159.27	1634.34	2793.61	2.9293	3.0368	5.9661
270	5498.7	1184.49	1605.16	2789.65	2.9750	2.9551	5.9301
275	5941.8	1210.05	1574.92	2784.97	3.0208	2.8730	5.8937
280	6411.7	1235.97	1543.55	2779.53	3.0667	2.7903	5.8570
285	6909.4	1262.29	1510.97	2773.27	3.1129	2.7069	5.8198
290	7436.0	1289.04	1477.08	2766.13	3.1593	2.6227	5.7821
295	7992.8	1316.27	1441.78	2758.05	3.2061	2.5375	5.7436
300	8581.0	1344.01	1404.93	2748.94	3.2533	2.4511	5.7044
305	9201.8	1372.33	1366.38	2738.72	3.3009	2.3633	5.6642
310	9856.6	1401.29	1325.97	2727.27	3.3492	2.2737	5.6229
315	10547	1430.97	1283.48	2714.44	3.3981	2.1821	5.5803
320	11274	1461.45	1238.64	2700.08	3.4479	2.0882	5.5361
325	12040	1492.84	1191.13	2683.97	3.4987	1.9913	5.4900
330	12845	1525.29	1140.56	2665.85	3.5506	1.8909	5.4416
335	13694	1558.98	1086.37	2645.35	3.6040	1.7863	5.3903
340	14586	1594.15	1027.86	2622.01	3.6593	1.6763	5.3356
345	15525	1631.17	964.02	2595.19	3.7169	1.5594	5.2763
350	16514	1670.54	893.38	2563.92	3.7776	1.4336	5.2111
355	17554	1713.13	813.59	2526.72	3.8427	1.2951	5.1378
360	18651	1760.48	720.52	2481.00	3.9146	1.1379	5.0525
365	19807	1815.96	605.44	2421.40	3.9983	0.9487	4.9470
370	21028	1890.37	441.75	2332.12	4.1104	0.6868	4.7972
374.1	22089	2099.26	0	2099.26	4.4297	0	4.4297

TABLE B.1.2
Saturated Water Pressure Entry

Press. (kPa)	Temp. (°C)	SPECIFIC VOLUME, m ³ /kg			INTERNAL ENERGY, kJ/kg		
		Sat. Liquid v_f	Evap. v_{fg}	Sat. Vapor v_g	Sat. Liquid u_f	Evap. u_{fg}	Sat. Vapor u_g
0.6113	0.01	0.001000	206.131	206.132	0	2375.3	2375.3
1	6.98	0.001000	129.20702	129.20802	29.29	2355.69	2384.98
1.5	13.03	0.001001	87.97913	87.98013	54.70	2338.63	2393.32
2	17.50	0.001001	67.00285	67.00385	73.47	2326.02	2399.48
2.5	21.08	0.001002	54.25285	54.25385	88.47	2315.93	2404.40
3	24.08	0.001003	45.66402	45.66502	101.03	2307.48	2408.51
4	28.96	0.001004	34.79915	34.80015	121.44	2293.73	2415.17
5	32.88	0.001005	28.19150	28.19251	137.79	2282.70	2420.49
7.5	40.29	0.001008	19.23674	19.23775	168.76	2261.74	2430.50
10	45.81	0.001010	14.67254	14.67355	191.79	2246.10	2437.89
15	53.97	0.001014	10.02117	10.02218	225.90	2222.83	2448.73
20	60.06	0.001017	7.64835	7.64937	251.35	2205.36	2456.71
25	64.97	0.001020	6.20322	6.20424	271.88	2191.21	2463.08
30	69.10	0.001022	5.22816	5.22918	289.18	2179.22	2468.40
40	75.87	0.001026	3.99243	3.99345	317.51	2159.49	2477.00
50	81.33	0.001030	3.23931	3.24034	340.42	2143.43	2483.85
75	91.77	0.001037	2.21607	2.21711	394.29	2112.39	2496.67
100	99.62	0.001043	1.69296	1.69400	417.33	2088.72	2506.06
125	105.99	0.001048	1.37385	1.37490	444.16	2069.32	2513.48
150	111.37	0.001053	1.15828	1.15933	466.92	2052.72	2519.64
175	116.06	0.001057	1.00257	1.00363	486.78	2038.12	2524.90
200	120.23	0.001061	0.88467	0.88573	504.47	2025.02	2529.49
225	124.00	0.001064	0.79219	0.79325	520.45	2013.10	2533.56
250	127.43	0.001067	0.71765	0.71871	535.08	2002.14	2537.21
275	130.60	0.001070	0.65624	0.65731	548.57	1991.95	2540.53
300	133.55	0.001073	0.60475	0.60582	561.13	1982.43	2543.55
325	136.30	0.001076	0.56093	0.56201	572.88	1973.46	2546.34
350	138.88	0.001079	0.52317	0.52425	583.93	1964.98	2548.92
375	141.32	0.001081	0.49029	0.49137	594.38	1956.93	2551.31
400	143.63	0.001084	0.46138	0.46246	604.29	1949.26	2553.55
450	147.93	0.001088	0.41289	0.41398	622.75	1934.87	2557.62
500	151.86	0.001093	0.37380	0.37489	639.66	1921.57	2561.23
550	155.48	0.001097	0.34159	0.34268	655.30	1909.17	2564.47
600	158.85	0.001101	0.31457	0.31567	669.88	1897.52	2567.40
650	162.01	0.001104	0.29158	0.29268	683.55	1886.51	2570.06
700	164.97	0.001108	0.27176	0.27286	696.43	1876.07	2572.49
750	167.77	0.001111	0.25449	0.25560	708.62	1866.11	2574.73
800	170.43	0.001115	0.23931	0.24043	720.20	1856.58	2576.79

TABLE B.1.2 (Continued)
Saturated Water Pressure Entry

Press. (kPa)	Temp. (°C)	ENTHALPY, kJ/kg			ENTROPY, kJ/kg-K		
		Sat. Liquid h_f	Evap. h_{fg}	Sat. Vapor h_g	Sat. Liquid s_f	Evap. s_{fg}	Sat. Vapor s_g
0.6113	0.01	0.00	2501.3	2501.3	0	9.1562	9.1562
1.0	6.98	29.29	2484.89	2514.18	0.1059	8.8697	8.9756
1.5	13.03	54.70	2470.59	2525.30	0.1956	8.6322	8.8278
2.0	17.50	73.47	2460.02	2533.49	0.2607	8.4629	8.7236
2.5	21.08	88.47	2451.56	2540.03	0.3120	8.3311	8.6431
3.0	24.08	101.03	2444.47	2545.50	0.3545	8.2231	8.5775
4.0	28.96	121.44	2432.93	2554.37	0.4226	8.0520	8.4746
5.0	32.88	137.79	2423.66	2561.45	0.4763	7.9187	8.3950
7.5	40.29	168.77	2406.02	2574.79	0.5763	7.6751	8.2514
10	45.81	191.81	2392.82	2584.63	0.6492	7.5010	8.1501
15	53.97	225.91	2373.14	2599.06	0.7548	7.2536	8.0084
20	60.06	251.38	2358.33	2609.70	0.8319	7.0766	7.9085
25	64.97	271.90	2346.29	2618.19	0.8930	6.9383	7.8313
30	69.10	289.21	2336.07	2625.28	0.9439	6.8247	7.7686
40	75.87	317.55	2319.19	2636.74	1.0258	6.6441	7.6700
50	81.33	340.47	2305.40	2645.87	1.0910	6.5029	7.5939
75	91.77	384.36	2278.59	2662.96	1.2129	6.2434	7.4563
100	99.62	417.44	2258.02	2675.46	1.3025	6.0568	7.3593
125	105.99	444.30	2241.05	2685.35	1.3739	5.9104	7.2843
150	111.37	467.08	2226.46	2693.54	1.4335	5.7897	7.2232
175	116.06	486.97	2213.57	2700.53	1.4848	5.6868	7.1717
200	120.23	504.68	2201.96	2706.63	1.5300	5.5970	7.1271
225	124.00	520.69	2191.35	2712.04	1.5705	5.5173	7.0878
250	127.43	535.34	2181.55	2716.89	1.6072	5.4455	7.0526
275	130.60	548.87	2172.42	2721.29	1.6407	5.3801	7.0208
300	133.55	561.45	2163.85	2725.30	1.6717	5.3201	6.9918
325	136.30	573.23	2155.76	2728.99	1.7005	5.2646	6.9651
350	138.88	584.31	2148.10	2732.40	1.7274	5.2130	6.9404
375	141.32	594.79	2140.79	2735.58	1.7527	5.1647	6.9174
400	143.63	604.73	2133.81	2738.53	1.7766	5.1193	6.8958
450	147.93	623.24	2120.67	2743.91	1.8206	5.0359	6.8565
500	151.86	640.21	2108.47	2748.67	1.8606	4.9606	6.8212
550	155.48	655.91	2097.04	2752.94	1.8972	4.8920	6.7892
600	158.85	670.54	2086.26	2756.80	1.9311	4.8289	6.7600
650	162.01	684.26	2076.04	2760.30	1.9627	4.7704	6.7330
700	164.97	697.20	2066.30	2763.50	1.9922	4.7158	6.7080
750	167.77	709.45	2056.98	2766.43	2.0199	4.6647	6.6846
800	170.43	721.10	2048.04	2769.13	2.0461	4.6166	6.6627

TABLE B.1.2 (continued)
Saturated Water Pressure Entry

Press. (kPa)	Temp. (°C)	SPECIFIC VOLUME, m ³ /kg			INTERNAL ENERGY, kJ/kg		
		Sat. Liquid v_f	Evap. v_{fg}	Sat. Vapor v_g	Sat. Liquid u_f	Evap. u_{fg}	Sat. Vapor u_g
850	172.96	0.001118	0.22586	0.22698	731.25	1847.45	2578.69
900	175.38	0.001121	0.21385	0.21497	741.81	1838.65	2580.46
950	177.69	0.001124	0.20306	0.20419	751.94	1830.17	2582.11
1000	179.91	0.001127	0.19332	0.19444	761.67	1821.97	2583.64
1100	184.09	0.001133	0.17639	0.17753	780.08	1806.32	2586.40
1200	187.99	0.001139	0.16220	0.16333	797.27	1791.55	2588.82
1300	191.64	0.001144	0.15011	0.15125	813.42	1777.53	2590.95
1400	195.07	0.001149	0.13969	0.14084	828.68	1764.15	2592.83
1500	198.32	0.001154	0.13062	0.13177	843.14	1751.3	2594.5
1750	205.76	0.001166	0.11232	0.11349	876.44	1721.39	2597.83
2000	212.42	0.001177	0.09845	0.09963	906.42	1693.84	2600.26
2250	218.45	0.001187	0.08756	0.08875	933.81	1668.18	2601.98
2500	223.99	0.001197	0.07878	0.07998	959.09	1644.04	2603.13
2750	229.12	0.001207	0.07154	0.07275	982.65	1621.16	2603.81
3000	233.90	0.001216	0.06546	0.06668	1004.76	1599.34	2604.10
3250	238.38	0.001226	0.06029	0.06152	1025.62	1578.43	2604.04
3500	242.60	0.001235	0.05583	0.05707	1045.41	1558.29	2603.70
4000	250.40	0.001252	0.04853	0.04978	1082.28	1519.99	2602.27
5000	263.99	0.001286	0.03815	0.03944	1147.78	1449.34	2597.12
6000	275.64	0.001319	0.03112	0.03244	1205.41	1384.27	2589.69
7000	285.88	0.001351	0.02602	0.02737	1257.51	1322.97	2580.48
8000	295.06	0.001384	0.02213	0.02352	1305.54	1264.25	2569.79
9000	303.40	0.001418	0.01907	0.02048	1350.47	1207.28	2557.75
10000	311.06	0.001452	0.01657	0.01803	1393.00	1151.40	2544.41
11000	318.15	0.001489	0.01450	0.01599	1433.68	1096.06	2529.74
12000	324.75	0.001527	0.01274	0.01426	1472.92	1040.76	2513.67
13000	330.93	0.001567	0.01121	0.01278	1511.09	984.99	2496.08
14000	336.75	0.001611	0.00987	0.01149	1548.53	928.23	2476.76
15000	342.24	0.001658	0.00868	0.01034	1585.58	869.85	2455.43
16000	347.43	0.001711	0.00760	0.00931	1622.63	809.07	2431.70
17000	352.37	0.001770	0.00659	0.00836	1660.16	744.80	2404.96
18000	357.06	0.001840	0.00565	0.00749	1698.86	675.42	2374.28
19000	361.54	0.001924	0.00473	0.00666	1739.87	598.18	2338.05
20000	365.81	0.002035	0.00380	0.00583	1785.47	507.58	2293.05
21000	369.89	0.002206	0.00275	0.00495	1841.97	388.74	2230.71
22000	373.80	0.002808	0.00072	0.00353	1973.16	108.24	2081.39
22089	374.14	0.003155	0	0.00315	2029.58	0	2029.58

TABLE B.1.2 (Continued)
Saturated Water Pressure Entry

Press. (kPa)	Temp. (°C)	ENTHALPY, kJ/kg			ENTROPY, kJ/kg-K		
		Sat. Liquid h_f	Evap. h_{fg}	Sat. Vapor h_g	Sat. Liquid s_f	Evap. s_{fg}	Sat. Vapor s_g
850	172.96	732.20	2039.43	2771.63	2.0709	4.5711	6.6421
900	175.38	742.82	2031.12	2773.94	2.0946	4.5280	6.6225
950	177.69	753.00	2023.08	2776.08	2.1171	4.4869	6.6040
1000	179.91	762.79	2015.29	2778.08	2.1386	4.4478	6.5864
1100	184.09	781.32	2000.36	2781.68	2.1791	4.3744	6.5535
1200	187.99	798.64	1986.19	2784.82	2.2165	4.3067	6.5233
1300	191.64	814.91	1972.67	2787.58	2.2514	4.2438	6.4953
1400	195.07	830.29	1959.72	2790.00	2.2842	4.1850	6.4692
1500	198.32	844.87	1947.28	2792.15	2.3150	4.1298	6.4448
1750	205.76	878.48	1917.95	2796.43	2.3851	4.0044	6.3895
2000	212.42	908.77	1890.74	2799.51	2.4473	3.8935	6.3408
2250	218.45	936.48	1865.19	2801.67	2.5034	3.7938	6.2971
2500	223.99	962.09	1840.98	2803.07	2.5546	3.7028	6.2574
2750	229.12	985.97	1817.89	2803.86	2.6018	3.6190	6.2208
3000	233.90	1008.41	1795.73	2804.14	2.6456	3.5412	6.1869
3250	238.38	1029.60	1774.37	2803.97	2.6866	3.4685	6.1551
3500	242.60	1049.73	1753.70	2803.43	2.7252	3.4000	6.1252
4000	250.40	1087.29	1714.09	2801.38	2.7963	3.2737	6.0700
5000	263.99	1154.21	1640.12	2794.33	2.9201	3.0532	5.9733
6000	275.64	1213.32	1571.00	2784.33	3.0266	2.8625	5.8891
7000	285.88	1266.97	1505.10	2772.07	3.1210	2.6922	5.8132
8000	295.06	1316.61	1441.33	2757.94	3.2067	2.5365	5.7431
9000	303.40	1363.23	1378.88	2742.11	3.2857	2.3915	5.6771
10000	311.06	1407.53	1317.14	2724.67	3.3595	2.2545	5.6140
11000	318.15	1450.05	1255.55	2705.60	3.4294	2.1233	5.5527
12000	324.75	1491.24	1193.59	2684.83	3.4961	1.9962	5.4923
13000	330.93	1531.46	1130.76	2662.22	3.5604	1.8718	5.4323
14000	336.75	1571.08	1066.47	2637.55	3.6231	1.7485	5.3716
15000	342.24	1610.45	1000.04	2610.49	3.6847	1.6250	5.3097
16000	347.43	1650.00	930.59	2580.59	3.7460	1.4995	5.2454
17000	352.37	1690.25	856.90	2547.15	3.8078	1.3698	5.1776
18000	357.06	1731.97	777.13	2509.09	3.8713	1.2330	5.1044
19000	361.54	1776.43	688.11	2464.54	3.9387	1.0841	5.0227
20000	365.81	1826.18	583.56	2409.74	4.0137	0.9132	4.9269
21000	369.89	1888.30	446.42	2334.72	4.1073	0.6942	4.8015
22000	373.80	2034.92	124.04	2158.97	4.3307	0.1917	4.5224
22089	374.14	2099.26	0	2099.26	4.4297	0	4.4297

TABLE B.1.3
Superheated Vapor Water

Temp. (°C)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)
$P = 10 \text{ kPa (45.81)}$					$P = 50 \text{ kPa (81.33)}$			
Sat.	14.67355	2437.89	2584.63	8.1501	3.24034	2483.85	2645.87	7.5939
50	14.86920	2443.87	2592.56	8.1749	—	—	—	—
100	17.19561	2515.50	2687.46	8.4479	3.41833	2511.61	2682.52	7.6947
150	19.51251	2587.86	2782.99	8.6881	3.88937	2585.61	2780.08	7.9400
200	21.82507	2661.27	2879.52	8.9037	4.35595	2659.85	2877.64	8.1579
250	24.13559	2735.95	2977.31	9.1002	4.82045	2734.97	2975.99	8.3555
300	26.44508	2812.06	3076.51	9.2812	5.28391	2811.33	3075.52	8.5372
400	31.06252	2968.89	3279.51	9.6076	6.20929	2968.43	3278.89	8.8641
500	35.67896	3132.26	3489.05	9.8977	7.13364	3131.94	3488.62	9.1545
600	40.29488	3302.45	3705.40	10.1608	8.05748	3302.22	3705.10	9.4177
700	44.91052	3479.63	3928.73	10.4028	8.98104	3479.45	3928.51	9.6599
800	49.52599	3663.84	4159.10	10.6281	9.90444	3663.70	4158.92	9.8852
900	54.14137	3855.03	4396.44	10.8395	10.82773	3854.91	4396.30	10.0967
1000	58.75669	4053.01	4640.58	11.0392	11.75097	4052.91	4640.46	10.2964
1100	63.37198	4257.47	4891.19	11.2287	12.67418	4257.37	4891.08	10.4858
1200	67.98724	4467.91	5147.78	11.4090	13.59737	4467.82	5147.69	10.6662
1300	72.60250	4683.68	5409.70	14.5810	14.52054	4683.58	5409.61	10.8382
100 kPa (99.62)					200 kPa (120.23)			
Sat.	1.69400	2506.06	2675.46	7.3593	0.88573	2529.49	2706.63	7.1271
150	1.93636	2582.75	2776.38	7.6133	0.95964	2576.87	2768.80	7.2795
200	2.17226	2658.05	2875.27	7.8342	1.08034	2654.39	2870.46	7.5066
250	2.40604	2733.73	2974.33	8.0332	1.19880	2731.22	2970.98	7.7085
300	2.63876	2810.41	3074.28	8.2157	1.31616	2808.55	3071.79	7.8926
400	3.10263	2967.85	3278.11	8.5434	1.54930	2966.69	3276.55	8.2217
500	3.56547	3131.54	3488.09	8.8341	1.78139	3130.75	3487.03	8.5132
600	4.02781	3301.94	3704.72	9.0975	2.01297	3301.36	3703.96	8.7769
700	4.48986	3479.24	3928.23	9.3398	2.24426	3478.81	3927.66	9.0194
800	4.95174	3663.53	4158.71	9.5652	2.47539	3663.19	4158.27	9.2450
900	5.41353	3854.77	4396.12	9.7767	2.70643	3854.49	4395.77	9.4565
1000	5.87526	4052.78	4640.31	9.9764	2.93740	4052.53	4640.01	9.6563
1100	6.33696	4257.25	4890.95	10.1658	3.16834	4257.01	4890.68	9.8458
1200	6.79863	4467.70	5147.56	10.3462	3.39927	4467.46	5147.32	10.0262
1300	7.26030	4683.47	5409.49	10.5182	3.63018	4683.23	5409.26	10.1982
300 kPa (133.55)					400 kPa (143.63)			
Sat.	0.60582	2543.55	2725.30	6.9918	0.46246	2553.55	2738.53	6.8958
150	0.63388	2570.79	2760.95	7.0778	0.47084	2564.48	2752.82	6.9299
200	0.71629	2650.65	2865.54	7.3115	0.53422	2646.83	2860.51	7.1706

TABLE B.1.3 (continued)
Superheated Vapor Water

Temp. (°C)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)
	300 kPa (133.55)				400 kPa (143.63)			
250	0.79636	2728.69	2967.59	7.5165	0.59512	2726.11	2964.16	7.3788
300	0.87529	2806.69	3069.28	7.7022	0.65484	2804.81	3066.75	7.5661
400	1.03151	2965.53	3274.98	8.0329	0.77262	2964.36	3273.41	7.8984
500	1.18669	3129.95	3485.96	8.3250	0.88934	3129.15	3484.89	8.1912
600	1.34136	3300.79	3703.20	8.5892	1.00555	3300.22	3702.44	8.4557
700	1.49573	3478.38	3927.10	8.8319	1.12147	3477.95	3926.53	8.6987
800	1.64994	3662.85	4157.83	9.0575	1.23722	3662.51	4157.40	8.9244
900	1.80406	3854.20	4395.42	9.2691	1.35288	3853.91	4395.06	9.1361
1000	1.95812	4052.27	4639.71	9.4689	1.46847	4052.02	4639.41	9.3360
1100	2.11214	4256.77	4890.41	9.6585	1.58404	4256.53	4890.15	9.5255
1200	2.26614	4467.23	5147.07	9.8389	1.69958	4466.99	5146.83	9.7059
1300	2.42013	4682.99	5409.03	10.0109	1.81511	4682.75	5408.80	9.8780
	500 kPa (151.86)				600 kPa (158.85)			
Sat.	0.37489	2561.23	2748.67	6.8212	0.31567	2567.40	2756.80	6.7600
200	0.42492	2642.91	2855.37	7.0592	0.35202	2638.91	2850.12	6.9665
250	0.47436	2723.50	2960.68	7.2708	0.39383	2720.86	2957.16	7.1816
300	0.52256	2802.91	3064.20	7.4598	0.43437	2801.00	3061.63	7.3723
350	0.57012	2882.59	3167.65	7.6328	0.47424	2881.12	3165.66	7.5463
400	0.61728	2963.19	3271.83	7.7937	0.51372	2962.02	3270.25	7.7078
500	0.71093	3128.35	3483.82	8.0872	0.59199	3127.55	3482.75	8.0020
600	0.80406	3299.64	3701.67	8.3521	0.66974	3299.07	3700.91	8.2673
700	0.89691	3477.52	3925.97	8.5952	0.74720	3477.08	3925.41	8.5107
800	0.98959	3662.17	4156.96	8.8211	0.82450	3661.83	4156.52	8.7367
900	1.08217	3853.63	4394.71	9.0329	0.90169	3853.34	4394.36	8.9485
1000	1.17469	4051.76	4639.11	9.2328	0.97883	4051.51	4638.81	9.1484
1100	1.26718	4256.29	4889.88	9.4224	1.05594	4256.05	4889.61	9.3381
1200	1.35964	4466.76	5146.58	9.6028	1.13302	4466.52	5146.34	9.5185
1300	1.45210	4682.52	5408.57	9.7749	1.21009	4682.28	5408.34	9.6906
	800 kPa (170.43)				1000 kPa (179.91)			
Sat.	0.24043	2576.79	2769.13	6.6627	0.19444	2583.64	2778.08	6.5864
200	0.26080	2630.61	2839.25	6.8158	0.20596	2621.90	2827.86	6.6939
250	0.29314	2715.46	2949.97	7.0384	0.23268	2709.91	2942.59	6.9246
300	0.32411	2797.14	3056.43	7.2327	0.25794	2793.21	3051.15	7.1228
350	0.35439	2878.16	3161.68	7.4088	0.28247	2875.18	3157.65	7.3010
400	0.38426	2959.66	3267.07	7.5715	0.30659	2957.29	3263.88	7.4650
500	0.44331	3125.95	3480.60	7.8672	0.35411	3124.34	3478.44	7.7621
600	0.50184	3297.91	3699.38	8.1332	0.40109	3296.76	3697.85	8.0289

TABLE B.1.3 (continued)
Superheated Vapor Water

Temp. (°C)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)
800 kPa (170.43)					1000 kPa (179.91)			
700	0.56007	3476.22	3924.27	8.3770	0.44779	3475.35	3923.14	8.2731
800	0.61813	3661.14	4155.65	8.6033	0.49432	3660.46	4154.78	8.4996
900	0.67610	3852.77	4393.65	8.8153	0.54075	3852.19	4392.94	8.7118
1000	0.73401	4051.00	4638.20	9.0153	0.58712	4050.49	4637.60	8.9119
1100	0.79188	4255.57	4889.08	9.2049	0.63345	4255.09	4888.55	9.1016
1200	0.84974	4466.05	5145.85	9.3854	0.67977	4465.58	5145.36	9.2821
1300	0.90758	4681.81	5407.87	9.5575	0.72608	4681.33	5407.41	9.4542
1200 kPa (187.99)					1400 kPa (195.07)			
Sat.	0.16333	2588.82	2784.82	6.5233	0.14084	2592.83	2790.00	6.4692
200	0.16930	2612.74	2815.90	6.5898	0.14302	2603.09	2803.32	6.4975
250	0.19235	2704.20	2935.01	6.8293	0.16350	2698.32	2927.22	6.7467
300	0.21382	2789.22	3045.80	7.0316	0.18228	2785.16	3040.35	6.9533
350	0.23452	2872.16	3153.59	7.2120	0.20026	2869.12	3149.49	7.1359
400	0.25480	2954.90	3260.66	7.3773	0.21780	2952.50	3257.42	7.3025
500	0.29463	3122.72	3476.28	7.6758	0.25215	3121.10	3474.11	7.6026
600	0.33393	3295.60	3696.32	7.9434	0.28596	3294.44	3694.78	7.8710
700	0.37294	3474.48	3922.01	8.1881	0.31947	3473.61	3920.87	8.1160
800	0.41177	3659.77	4153.90	8.4149	0.35281	3659.09	4153.03	8.3431
900	0.45051	3851.62	4392.23	8.6272	0.38606	3851.05	4391.53	8.5555
1000	0.48919	4049.98	4637.00	8.8274	0.41924	4049.47	4636.41	8.7558
1100	0.52783	4254.61	4888.02	9.0171	0.45239	4254.14	4887.49	8.9456
1200	0.56646	4465.12	5144.87	9.1977	0.48552	4464.65	5144.38	9.1262
1300	0.60507	4680.86	5406.95	9.3698	0.51864	4680.39	5406.49	9.2983
1600 kPa (201.40)					1800 kPa (207.15)			
Sat.	0.12380	2595.95	2794.02	6.4217	0.11042	2598.38	2797.13	6.3793
250	0.14184	2692.26	2919.20	6.6732	0.12497	2686.02	2910.96	6.6066
300	0.15862	2781.03	3034.83	6.8844	0.14021	2776.83	3029.21	6.8226
350	0.17456	2866.05	3145.35	7.0693	0.15457	2862.95	3141.18	7.0099
400	0.19005	2950.09	3254.17	7.2373	0.16847	2947.66	3250.90	7.1793
500	0.22029	3119.47	3471.93	7.5389	0.19550	3117.84	3469.75	7.4824
600	0.24998	3293.27	3693.23	7.8080	0.22199	3292.10	3691.69	7.7523
700	0.27937	3472.74	3919.73	8.0535	0.24818	3471.87	3918.59	7.9983
800	0.30859	3658.40	4152.15	8.2808	0.27420	3657.71	4151.27	8.2258
900	0.33772	3850.47	4390.82	8.4934	0.30012	3849.90	4390.11	8.4386
1000	0.36678	4048.96	4635.81	8.6938	0.32598	4048.45	4635.21	8.6390
1100	0.39581	4253.66	4886.95	8.8837	0.35180	4253.18	4886.42	8.8290
1200	0.42482	4464.18	5143.89	9.0642	0.37761	4463.71	5143.40	9.0096
1300	0.45382	4679.92	5406.02	9.2364	0.40340	4679.44	5405.56	9.1817

TABLE B.1.3 (continued)
Superheated Vapor Water

Temp. (°C)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)
	2000 kPa (212.42)				2500 kPa (223.99)			
Sat.	0.09963	2600.26	2799.51	6.3408	0.07998	2603.13	2803.07	6.2574
250	0.11144	2679.58	2902.46	6.5452	0.08700	2662.55	2880.06	6.4084
300	0.12547	2772.56	3023.50	6.7663	0.09890	2761.56	3008.81	6.6437
350	0.13857	2859.81	3136.96	6.9562	0.10976	2851.84	3126.24	6.8402
400	0.15120	2045.21	3247.60	7.1270	0.12010	2939.03	3239.28	7.0147
450	0.16353	3030.41	3357.48	7.2844	0.13014	3025.43	3350.77	7.1745
500	0.17568	3116.20	3467.55	7.4316	0.13998	3112.08	3462.04	7.3233
600	0.19960	3290.93	3690.14	7.7023	0.15930	3287.99	3686.25	7.5960
700	0.22323	3470.99	3917.45	7.9487	0.17832	3468.80	3914.59	7.8435
800	0.24668	3657.03	4150.40	8.1766	0.19716	3655.30	4148.20	8.0720
900	0.27004	3849.33	4389.40	8.3895	0.21590	3847.89	4387.64	8.2853
1000	0.29333	4047.94	4634.61	8.5900	0.23458	4046.67	4633.12	8.4860
1100	0.31659	4252.71	4885.89	8.7800	0.25322	4251.52	4884.57	8.6761
1200	0.33984	4463.25	5142.92	8.9606	0.27185	4462.08	5141.70	8.8569
1300	0.36306	4678.97	5405.10	9.1328	0.29046	4677.80	5403.95	9.0291
	3000 kPa (233.90)				4000 kPa (250.40)			
Sat.	0.06668	2604.10	2804.14	6.1869	0.04978	2602.27	2801.38	6.0700
250	0.07058	2644.00	2855.75	6.2871	—	—	—	—
300	0.08114	2750.05	2993.48	6.5389	0.05884	2725.33	2960.68	6.3614
350	0.09053	2843.66	3115.25	6.7427	0.06645	2826.65	3092.43	6.5820
400	0.09936	2932.75	3230.82	6.9211	0.07341	2919.88	3213.51	6.7689
450	0.10787	3020.38	3344.00	7.0833	0.08003	3010.13	3330.23	6.9362
500	0.11619	3107.92	3456.48	7.2337	0.08643	3099.49	3445.21	7.0900
600	0.13243	3285.03	3682.34	7.5084	0.09885	3279.06	3674.44	7.3688
700	0.14838	3466.59	3911.72	7.7571	0.11095	3462.15	3905.94	7.6198
800	0.16414	3653.58	4146.00	7.9862	0.12287	3650.11	4141.59	7.8502
900	0.17980	3846.46	4385.87	8.1999	0.13469	3843.59	4382.34	8.0647
1000	0.19541	4045.40	4631.63	8.4009	0.14645	4042.87	4628.65	8.2661
1100	0.21098	4250.33	4883.26	8.5911	0.15817	4247.96	4880.63	8.4566
1200	0.22652	4460.92	5140.49	8.7719	0.16987	4458.60	5138.07	8.6376
1300	0.24206	4676.63	5402.81	8.9442	0.18156	4674.29	5400.52	8.8099

TABLE B.1.3 (continued)
Superheated Vapor Water

Temp. (°C)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)
	5000 kPa (263.99)				6000 kPa (275.64)			
Sat.	0.03944	2597.12	2794.33	5.9733	0.03244	2589.69	2784.33	5.8891
300	0.04532	2697.94	2924.53	6.2083	0.03616	2667.22	2884.19	6.0673
350	0.05194	2808.67	3068.39	6.4492	0.04223	2789.61	3042.97	6.3334
400	0.05781	2906.58	3195.64	6.6458	0.04739	2892.81	3177.17	6.5407
450	0.06330	2999.64	3316.15	6.8185	0.05214	2988.90	3301.76	6.7192
500	0.06857	3090.92	3433.76	6.9758	0.05665	3082.20	3422.12	6.8802
550	0.07368	3181.82	3550.23	7.1217	0.06101	3174.57	3540.62	7.0287
600	0.07869	3273.01	3666.47	7.2588	0.06525	3266.89	3658.40	7.1676
700	0.08849	3457.67	3900.13	7.5122	0.07352	3453.15	3894.28	7.4234
800	0.09811	3646.62	4137.17	7.7440	0.08160	3643.12	4132.74	7.6566
900	0.10762	3840.71	4378.82	7.9593	0.08958	3837.84	4375.29	7.8727
1000	0.11707	4040.35	4625.69	8.1612	0.09749	4037.83	4622.74	8.0751
1100	0.12648	4245.61	4878.02	8.3519	0.10536	4243.26	4875.42	8.2661
1200	0.13587	4456.30	5135.67	8.5330	0.11321	4454.00	5133.28	8.4473
1300	0.14526	4671.96	5398.24	8.7055	0.12106	4669.64	5395.97	8.6199
	8000 kPa (295.06)				10000 kPa (311.06)			
Sat.	0.02352	2569.79	2757.94	5.7431	0.01803	2544.41	2724.67	5.6140
300	0.02426	2590.93	2784.98	5.7905	—	—	—	—
350	0.02995	2747.67	2987.30	6.1300	0.02242	2699.16	2923.39	5.9442
400	0.03432	2863.75	3138.28	6.3633	0.02641	2832.38	3096.46	6.2119
450	0.03817	2966.66	3271.99	6.5550	0.02975	2943.32	3240.83	6.4189
500	0.04175	3064.30	3398.27	6.7239	0.03279	3045.77	3373.63	6.5965
550	0.04516	3159.76	3521.01	6.8778	0.03564	3144.54	3500.92	6.7561
600	0.04845	3254.43	3642.03	7.0205	0.03837	3241.68	3625.34	6.9028
700	0.05481	3444.00	3882.47	7.2812	0.04358	3434.72	3870.52	7.1687
800	0.06097	3636.08	4123.84	7.5173	0.04859	3628.97	4114.91	7.4077
900	0.06702	3832.08	4368.26	7.7350	0.05349	3826.32	4361.24	7.6272
1000	0.07301	4032.81	4616.87	7.9384	0.05832	4027.81	4611.04	7.8315
1100	0.07896	4238.60	4870.25	8.1299	0.06312	4233.97	4865.14	8.0236
1200	0.08489	4449.45	5128.54	8.3115	0.06789	4444.93	5123.84	8.2054
1300	0.09080	4665.02	5391.46	8.4842	0.07265	4660.44	5386.99	8.3783

TABLE B.1.3 (continued)
Superheated Vapor Water

Temp. (°C)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)
	15000 kPa (342.24)				20000 kPa (365.81)			
Sat.	0.01034	2455.43	2610.49	5.3097	0.00583	2293.05	2409.74	4.9269
350	0.01147	2520.36	2692.41	5.4420	—	—	—	—
400	0.01565	2740.70	2975.44	5.8810	0.00994	2619.22	2818.07	5.5539
450	0.01845	2879.47	3156.15	6.1403	0.01270	2806.16	3060.06	5.9016
500	0.02080	2996.52	3308.53	6.3442	0.01477	2942.82	3238.18	6.1400
550	0.02293	3104.71	3448.61	6.5198	0.01656	3062.34	3393.45	6.3347
600	0.02491	3208.64	3582.30	6.6775	0.01818	3174.00	3537.57	6.5048
650	0.02680	3310.37	3712.32	6.8223	0.01969	3281.46	3675.32	6.6582
700	0.02861	3410.94	3840.12	6.9572	0.02113	3386.46	3809.09	6.7993
800	0.03210	3610.99	4092.43	7.2040	0.02385	3592.73	4069.80	7.0544
900	0.03546	3811.89	4343.75	7.4279	0.02645	3797.44	4326.37	7.2830
1000	0.03875	4015.41	4596.63	7.6347	0.02897	4003.12	4582.45	7.4925
1100	0.04200	4222.55	4852.56	7.8282	0.03145	4211.30	4840.24	7.6874
1200	0.04523	4433.78	5112.27	8.0108	0.03391	4422.81	5100.96	7.8706
1300	0.04845	4649.12	5375.94	8.1839	0.03636	4637.95	5365.10	8.0441
	30000 kPa				40000 kPa			
375	0.001789	1737.75	1791.43	3.9303	0.001641	1677.09	1742.71	3.8289
400	0.002790	2067.34	2151.04	4.4728	0.001908	1854.52	1930.83	4.1134
425	0.005304	2455.06	2614.17	5.1503	0.002532	2096.83	2198.11	4.5028
450	0.006735	2619.30	2821.35	5.4423	0.003693	2365.07	2512.79	4.9459
500	0.008679	2820.67	3081.03	5.7904	0.005623	2678.36	2903.26	5.4699
550	0.010168	2970.31	3275.36	6.0342	0.006984	2869.69	3149.05	5.7784
600	0.011446	3100.53	3443.91	6.2330	0.008094	3022.61	3346.38	6.0113
650	0.012596	3221.04	3598.93	6.4057	0.009064	3158.04	3520.58	6.2054
700	0.013661	3335.84	3745.67	6.5606	0.009942	3283.63	3681.29	6.3750
800	0.015623	3555.60	4024.31	6.8332	0.011523	3517.89	3978.80	6.6662
900	0.017448	3768.48	4291.93	7.0717	0.012963	3739.42	4257.93	6.9150
1000	0.019196	3978.79	4554.68	7.2867	0.014324	3954.64	4527.59	7.1356
1100	0.020903	4189.18	4816.28	7.4845	0.015643	4167.38	4793.08	7.3364
1200	0.022589	4401.29	5078.97	7.6691	0.016940	4380.11	5057.72	7.5224
1300	0.024266	4615.96	5343.95	7.8432	0.018229	4594.28	5323.45	7.6969

TABLE B.1.4
Compressed Liquid Water

Temp. (°C)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)
	500 kPa (151.86)				2000 kPa (212.42)			
Sat.	0.001093	639.66	640.21	1.8606	0.001177	906.42	908.77	2.4473
0.01	0.000999	0.01	0.51	0.0000	0.000999	0.03	2.03	0.0001
20	0.001002	83.91	84.41	0.2965	0.001001	83.82	85.82	.2962
40	0.001008	167.47	167.98	0.5722	0.001007	167.29	169.30	.5716
60	0.001017	251.00	251.51	0.8308	0.001016	250.73	252.77	.8300
80	0.001029	334.73	335.24	1.0749	0.001028	334.38	336.44	1.0739
100	0.001043	418.80	419.32	1.3065	0.001043	418.36	420.45	1.3053
120	0.001060	503.37	503.90	1.5273	0.001059	502.84	504.96	1.5259
140	0.001080	588.66	589.20	1.7389	0.001079	588.02	590.18	1.7373
160	—	—	—	—	0.001101	674.14	676.34	1.9410
180	—	—	—	—	0.001127	761.46	763.71	2.1382
200	—	—	—	—	0.001156	850.30	852.61	2.3301
	5000 kPa (263.99)				10000 kPa (311.06)			
Sat.	0.001286	1147.78	1154.21	2.9201	0.001452	1393.00	1407.53	3.3595
0	0.000998	0.03	5.02	0.0001	0.000995	0.10	10.05	0.0003
20	0.001000	83.64	88.64	0.2955	0.000997	83.35	93.32	0.2945
40	0.001006	166.93	171.95	0.5705	0.001003	166.33	176.36	0.5685
60	0.001015	250.21	255.28	0.8284	0.001013	249.34	259.47	0.8258
80	0.001027	333.69	338.83	1.0719	0.001025	332.56	342.81	1.0687
100	0.001041	417.50	422.71	1.3030	0.001039	416.09	426.48	1.2992
120	0.001058	501.79	507.07	1.5232	0.001055	500.07	510.61	1.5188
140	0.001077	586.74	592.13	1.7342	0.001074	584.67	595.40	1.7291
160	0.001099	672.61	678.10	1.9374	0.001195	670.11	681.07	1.9316
180	0.001124	759.62	765.24	2.1341	0.001120	756.63	767.83	2.1274
200	0.001153	848.08	853.85	2.3254	0.001148	844.49	855.97	2.3178
220	0.001187	938.43	944.36	2.5128	0.001181	934.07	945.88	2.5038
240	0.001226	1031.34	1037.47	2.6978	0.001219	1025.94	1038.13	2.6872
260	0.001275	1127.92	1134.30	2.8829	0.001265	1121.03	1133.68	2.8698
280	—	—	—	—	0.001322	1220.90	1234.11	3.0547
300	—	—	—	—	0.001397	1328.34	1342.31	3.2468

TABLE B.1.4 (continued)
Compressed Liquid Water

Temp. (°C)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)	v (m ³ /kg)	u (kJ/kg)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg-K)
	15000 kPa (342.24)				20000 kPa (365.81)			
Sat.	0.001658	1585.58	1610.45	3.6847	0.002035	1785.47	1826.18	4.0137
0	0.000993	0.15	15.04	0.0004	0.000990	0.20	20.00	0.0004
20	0.000995	83.05	97.97	0.2934	0.000993	82.75	102.61	0.2922
40	0.001001	165.73	180.75	0.5665	0.000999	165.15	185.14	0.5646
60	0.001011	248.49	263.65	0.8231	0.001008	247.66	267.82	0.8205
80	0.001022	331.46	346.79	1.0655	0.001020	330.38	350.78	1.0623
100	0.001036	414.72	430.26	1.2954	0.001034	413.37	434.04	1.2917
120	0.001052	498.39	514.17	1.5144	0.001050	496.75	517.74	1.5101
140	0.001071	582.64	598.70	1.7241	0.001068	580.67	602.03	1.7192
160	0.001092	667.69	684.07	1.9259	0.001089	665.34	687.11	1.9203
180	0.001116	753.74	770.48	2.1209	0.001112	750.94	773.18	2.1146
200	0.001143	841.04	858.18	2.3103	0.001139	837.70	860.47	2.3031
220	0.001175	929.89	947.52	2.4952	0.001169	925.89	949.27	2.4869
240	0.001211	1020.82	1038.99	2.6770	0.001205	1015.94	1040.04	2.6673
260	0.001255	1114.59	1133.41	2.8575	0.001246	1108.53	1133.45	2.8459
280	0.001308	1212.47	1232.09	3.0392	0.001297	1204.69	1230.62	3.0248
300	0.001377	1316.58	1337.23	3.2259	0.001360	1306.10	1333.29	3.2071
320	0.001472	1431.05	1453.13	3.4246	0.001444	1415.66	1444.53	3.3978
340	0.001631	1567.42	1591.88	3.6545	0.001568	1539.64	1571.01	3.6074
360					0.001823	1702.78	1739.23	3.8770
	30000 kPa				50000 kPa			
0	0.000986	0.25	29.82	0.0001	0.000977	0.20	49.03	-0.0014
20	0.000989	82.16	111.82	0.2898	0.000980	80.98	130.00	0.2847
40	0.000995	164.01	193.87	0.5606	0.000987	161.84	211.20	0.5526
60	0.001004	246.03	276.16	0.8153	0.000996	242.96	292.77	0.8051
80	0.001016	328.28	358.75	1.0561	0.001007	324.32	374.68	1.0439
100	0.001029	410.76	441.63	1.2844	0.001020	405.86	456.87	1.2703
120	0.001044	493.58	524.91	1.5017	0.001035	487.63	539.37	1.4857
140	0.001062	576.86	608.73	1.7097	0.001052	569.76	622.33	1.6915
160	0.001082	660.81	693.27	1.9095	0.001070	652.39	705.91	1.8890
180	0.001105	745.57	778.71	2.1024	0.001091	735.68	790.24	2.0793
200	0.001130	831.34	865.24	2.2892	0.001115	819.73	875.46	2.2634
220	0.001159	918.32	953.09	2.4710	0.001141	904.67	961.71	2.4419
240	0.001192	1006.84	1042.60	2.6489	0.001170	990.69	1049.20	2.6158
260	0.001230	1097.38	1134.29	2.8242	0.001203	1078.06	1138.23	2.7860
280	0.001275	1190.69	1228.96	2.9985	0.001242	1167.19	1229.26	2.9536
300	0.001330	1287.89	1327.80	3.1740	0.001286	1258.66	1322.95	3.1200
320	0.001400	1390.64	1432.63	3.3538	0.001339	1353.23	1420.17	3.2867
340	0.001492	1501.71	1546.47	3.5425	0.001403	1451.91	1522.07	3.4556
360	0.001627	1626.57	1675.36	3.7492	0.001484	1555.97	1630.16	3.6290
380	0.001869	1781.35	1837.43	4.0010	0.001588	1667.13	1746.54	3.8100