

Universidad Nacional de Ingeniería

FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA



“ Estudio de la Problemática Energética en el Ingenio Azucarero de la CAA Pucalá y Alternativa de Solución ”

T E S I S

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA

NELSON ENRIQUE ORTIZ LEON

PROMOCION: 1982 - I

LIMA • PERU • 1990

P R O L O G O

El objetivo principal de la tesis es proporcionar una adecuada Alternativa de Solución a la Problemática Energética del Ingenio de la Cooperativa Agraria Azucarera Pucalá, ubicada en el departamento de Lambayeque, cuya actividad está constituida por el cultivo, cosecha y procesamiento de la Caña de Azúcar, para obtener como productos finales, azúcar melaza y bagazo.

La Alternativa de solución a esta problemática va a considerar los Planes Futuros de Expansión Agraria y Diversificación Industrial de la Cooperativa, teniendo como recurso importante para la Generación de Energía Térmica el uso eficiente y óptimo del bagazo, que viene a ser un subproducto del Proceso de Obtención del Azúcar de Caña.

Aprovecho la oportunidad para extender mi agradecimiento al personal técnico de esta Cooperativa que ha contribuido de una u otra manera en la elaboración de este trabajo. Dirijo mi agradecimiento especial al ingeniero Tullio Galarreta Lizarzaburu, Superintendente de la Fábrica y a los ingenieros Eloy Noriega Falcón y Abraham Bolivia Díaz, encargados de dirigir adecuadamente las actividades productivas dentro del Ingenio.

A continuación presento en síntesis el objetivo principal de cada uno de los capítulos que conforman el presente trabajo

CAPITULO I : En este capítulo mencionamos la gran ventaja que tienen los Ingenios Productores de Caña de Azúcar con respecto a la aplicación del concepto de CONSERVACION DE ENERGIA, que consiste en conservar considerables cantidades de bagazo para la maximización en la producción de Potencia Eléctrica. Asimismo mencionamos la importancia que tienen para los Ingenios Azucareros la aplicación del concepto de DIVERSIFICACION INDUSTRIAL, teniendo como una de sus mejores alternativas la de desarrollar la Industria del Alcohol Rectificado - Fino y/o Alcohol Anhidro, teniendo la posibilidad de regular la producción de azúcar de acuerdo a la demanda nacional.

CAPITULO II : Este capítulo describe la situación actual de las áreas más importantes que afectan al Sistema Productivo del Ingenio correspondiente a la CAA Pucalá.

Para esto hemos dividido a este capítulo en tres secciones :

ASPECTOS AGRICOLAS: El objetivo principal es proporcionar una visualización panorámica de los aspectos que afec

tan notablemente al Sistema Productivo del Ingenio desde el punto de vista de rendimiento de la caña de azúcar y desde el punto de vista de Molienda Continua de Cana de Azúcar.

Desde el punto de vista de rendimiento de la caña de azúcar :

Areas disponibles para el cultivo de la caña de azúcar.

Recursos disponibles de agua superficial y subterránea para el regadío de la caña de azúcar.

Porcentaje de campos renovados para el cultivo de la caña de azúcar.

Edades de corte de la caña de azúcar.

Desde el punto de vista de molienda continúa de caña de azúcar :

Disponibilidad de la maquinaria usada para las prac ticas agrícolas.

Disponibilidad de la maquinaria usada para el arrume carguío y transporte de cana.

Es necesario mencionar que si bien todos estos puntos afectan al Sistema Productivo del Ingenio, también es ne cesario indicar que inciden notablemente en su Sistema Energético, ya que el rendimiento de la cana de azúcar influye en la calidad del bagazo para ser usado como

combustible. Asimismo un ritmo de molienda continuo permite obtener una mayor disponibilidad del bagazo.

ASPECTOS FABRILES DEL INGENIO: En esta sección se hace una descripción detallada de cada una de las secciones fabriles involucradas en el Sistema Productivo del Ingenio, especificando los datos técnicos correspondientes y las capacidades máximas de molienda de cada una de ellas, en función de las cuales es posible visualizar los "cuellos de botella" del Ingenio.

Las secciones tomadas en consideración son: Premolienda Molienda, Procesamiento del jugo, Evaporación, Calderas y Producción de Energía, Cocimiento del azúcar rubia, Almacenamiento y manejo del azúcar y Producción de azúcar refinada.

DISTRIBUCION ENERGETICA EN EL INGENIO: En esta sección se describe detalladamente el ciclo de vapor relacionado al sistema de Cogeneración de Energía Eléctrica, Energía Mecánica y Energía Térmica del Ingenio, mencionándose el uso correspondiente de cada una de ellas dentro y fuera de éste.

Luego se ha procedido a calcular la energía térmica requerida por las diferentes etapas del proceso de elaboración de azúcar, tales como calentadores de jugo, evaporadores, cocimiento de azúcar cruda, refinamiento de azúcar y consumos menores. En función de estos valores

se procede a calcular el Flujo de Vapor total que deben proporcionar los escapes de las actuales turbinas a contrapresión y por consiguiente se procede a determinar - el Equilibrio Energético Actual del Ingenio.

A partir de esto llegamos a la siguiente conclusión importante : "Para que el sistema de cogeneración de energía actual del Ingenio permanezca en equilibrio, bajo un ritmo de molienda de caña de 160 ton/h, para la producción exclusiva de azúcar rubia y refinada, es necesario que la máxima capacidad de generación de energía eléctrica mediante sus turbogeneradores del tipo contra presión deberá ser de 5200 KW, siendo el consumo de bagazo casi el total del disponible".

CAPITULO III : En este capítulo mencionamos las tres secciones más importantes en las que se concentra la PROBLEMÁTICA ENERGÉTICA DEL INGENIO

SECCION CALDERAS: Hacemos incapié de su baja confiabilidad, debido principalmente a los 34 años en servicio de los calderos Nros. 1, 2, 3 y 4. Asimismo mencionamos su baja eficiencia, la cual limita la capacidad de generación de vapor hasta un máximo de 122.8 ton/h (76.75% caña) para una disponibilidad de bagazo de 58 ton/h. Es así que se recomienda adquirir un nuevo caldero, más moderno y eficiente, con capacidad suficiente para reemplazar a los calderos más antiguos.

SECCION PLANTA ELECTRICA: De los tres turbogeneradores disponibles, sólo la unidad SIEMENS es la más confiable y por lo tanto más sacrificada, ya que las unidades WORKINGTON Nros. 1 y 2 son de muy baja confiabilidad, con 27 y 23 años de servicio respectivamente. La primera - de ellas está fuera de servicio desde 1982, mientras que la segunda fué reparada en el año 1967 con una garantía caducada el año 1974. Por lo tanto se recomienda la adquisición de un nuevo turbogenerador que permita aumentar la confiabilidad para la Generación de Energía Eléctrica, asegurando el normal desenvolvimiento de las Actividades Productivas del Ingenio.

SECCION DE EVAPORACION DE JUGO CLARIFICADO: Se describe el bajo nivel de evaporación de los evaporadores de jugo, lo que produce un antieconómico consumo de vapor en el proceso. Siendo las causas principales, la inadecuada distribución del jugo hacia los preevaporadores, e insuficiente superficie de calentamiento de los mismos y la no aplicación de un adecuado sangrado de vapor.

CAPITULO IV : Este capítulo describe los Planes Futuros de la Cooperativa que influyen en el sistema productivo del Ingenio, y que deberán tenerse en cuenta al establecer las alternativas de solución a la Problemática Energética de la Cooperativa, ya que estos planes también influyen en el ámbito energético del

Ingenio.

REDISTRIBUCION DE VAPOR EN LA SECCION DE EVAPORACION:

La realidad de este proyecto traerá como consecuencia - un adecuado performance de los evaporadores, lo que hará disminuir el consumo de vapor por el proceso, desde el valor actual de 110 ton/h (68.75% caña) ó 93.53 ton/h (58.45% caña), es decir una economía de 16.47 ton/h (10.29% caña) de vapor, que podría ser útil para la generación adicional de potencia eléctrica mediante el uso de un turbogenerador con etapa de condensación.

INSTALACION DE UNA PLANTA DE ALCOHOL: En esta sección se comprueba analíticamente que la operación de la Planta de Alcohol, con los niveles de producción proyectados, servirá como un medio regulador económico y energético para la Cooperativa, ya que a mayores niveles de producción de alcohol, el consumo de vapor para el proceso de alcohol tiende a ser menor que para la producción exclusiva de azúcar, es decir de 92.50 ton/h (57.81% caña), 89.80 ton/h, (56.15% caña) y 102.61 ton/h (51.30% caña) para la producción de 60,000, 120,000 y 180,000 litros de alcohol por día respectivamente.

Esto dará la posibilidad de generar un adicional de energía eléctrica mediante el uso de un turbogenerador con etapa de condensación.

AMPLIACION DE LA FRONTERA AGRICOLA: Consiste en incor-

porar nuevas tierras de cultivo de caña en el Anexo de Batangrande, las cuales usarán como recurso hídrico importante, el agua obtenida del subsuelo mediante el uso de bombas de pozo profundo accionadas por motores eléctricos. Esto traerá como consecuencia un incremento en la demanda de energía eléctrica, del orden de los 2500 KW, energía que deberá ser obtenida de la manera más económica posible.

CAPITULO V : Este capítulo plantea las alternativas de solución a la PROBLEMATICA ENERGETICA DEL INGENIO, que considerarán los Planes Futuros de la Cooperativa y que influyen en el sistema productivo y Energético del Ingenio:

ALTERNATIVA "0": Esta alternativa considera que la Cooperativa seguirá usando el Actual Sistema de Cogeneración de Energía del Ingenio, complementando la energía eléctrica obtenida usando los grupos de la Planta Térmica de Pátapo y así cubrir con la demanda de energía eléctrica dentro del ámbito de Pucalá, tal como se hace actualmente.

En cuanto a su ampliación agrícola en Batangrande, considerará la adición de Grupos Electrógenos en la Central Térmica correspondiente con una potencia máxima de 3000 KW.

ALTERNATIVA I: Esta alternativa considera la incorporación de un Nuevo Turbogenerador del tipo contrapresión de 7 MW y de un nuevo Caldero Acuotubular de 80 ton/h. Ambas unidades deberán encuadrarse dentro del Equilibrio Energético del Sistema Cogenerativo del Ingenio, cumpliendo con las necesidades de vapor para el proceso y con la demanda de energía eléctrica dentro de Pucalá, dejando fuera de servicio a los grupos electrógenos de la Central Térmica de Pátapo.

En cuanto a su Ampliación Agrícola en Batangrande se tomará la misma consideración que la Alternativa "0".

ALTERNATIVA II: Esta alternativa considera la incorporación de un Nuevo Turbogenerador del tipo extracción - condensación de 10 MW y un nuevo Caldero Acuotubular de 100 ton/h, las cuales permitirán aprovechar al máximo el Potencial Energético del Ingenio, el cual llega a ser del orden de los 12 MW. Ambas unidades se encuadrarán en un nuevo Sistema de Cogeneración de Energía mas flexible que el de las alternativas anteriores, que permitirá generar un adicional de energía eléctrica mediante la etapa de condensación del nuevo turbogenerador, aprovechando el ahorro de vapor originado al mejorar la operatividad de los evaporadores de jugo, así como del ahorro de vapor correspondiente al destinar una mayor proporción de caña para la producción del alcohol.

De esta manera se cumplirá con las necesidades de vapor

para el proceso y con la demanda de energía eléctrica total de la Cooperativa, incluyendo la correspondiente a la Ampliación Agrícola en Batangrande, para la cual se considerará también la interconexión de los Sistemas Eléctricos de Pucalá y Batangrande mediante el uso de la línea de transmisión de 60 KV proyectado para este fin.

Esta alternativa deja fuera de servicio a los Grupos Electrógenos de la Central Térmica de Pátapo quedando - como unidades de emergencia. Por lo tanto el combustible principal para la generación de energía en la Cooperativa será el bagazo.

CAPITULO VI : En este capítulo se realiza la comparación Técnico-Económica de las Alternativas, para lo cual se tiene en consideración que solo los combustibles fósiles tienen costo para la Cooperativa, ya que el bagazo es un subproducto de la obtención de Azúcar de Caña y por lo tanto tiene costo nulo como combustible para la generación de energía dentro del Ingenio. Los costos considerados para cada alternativa son los siguientes :

COSTOS DE INVERSION : Son los costos correspondientes a la adquisición de nuevos activos para la Generación y/o transmisión de Energía.

COSTOS DE OPERACION : Considera los siguientes costos:

- a) **Costos variables** : Considera los costos correspondientes al consumo de combustibles para la Generación de Energía en la Cooperativa, es decir costos de petróleo Bunker N° 6, petróleo Diesel N° 2 y aceites lubricantes.
- b) **Costos fijos** : Son los costos correspondientes a la operación, mantenimiento y reparación de las unidades de Generación de Energía.

COSTOS POR REPOSICION : Son los costos que permiten contar con alternativas comparables desde el punto de vista energético, tanto en la calidad de servicio como en tiempo de vida útil.

Es así que de acuerdo a la Evaluación Técnico-Económica de las Alternativas se llega a la conclusión que la ALTERNATIVA II resulta ser la forma más económica y conveniente para dar solución a la Problemática Energética del Ingenio Azucarero de la CAA Pucalá en la que se toma en consideración los Planes Futuros de Expansión Agraria y Diversificación Industrial de la Cooperativa.

CAPITULO VII : En este capítulo se procederá a especificar técnicamente a los equipos principales que componen a esta alternativa, es decir al Turbogenerador y Caldero correspondiente a la Alternativa.

tiva II, haciendo incapié en las siguientes especificaciones :

Para el turbogenerador :

- Potencia nominal
- Condiciones del vapor de Alta Presión
- Tipo de turbina
- Sistema de control de la turbina
- Sistema de aceite de control
- Dispositivos de seguridad
- Sistema de supervisión
- Planta de condensación
- Generador síncrono

Para el caldero :

- Capacidad de generación
- Condiciones del vapor
- Combustibles a usar y eficiencia garantizada
- Tipo de diseño del caldero
- Accionamientos mecánicos
- Instrumentación de control.

I N D I C E

	Página
CAPITULO 1 - INTRODUCCIO	1
1.1. CONSERVACION DE ENERGIA EN LOS INGENIOS AZUCAREROS	3
1.2. DIVERSIFICACION INDUSTRIAL EN LOS INGENIOS AZUCAREROS	9
1.3. ANTECEDENTES DE LA COOPERATIVA AZUCARERA PUCALA	12
CAPITULO 2 - SITUACION ACTUAL DE LAS AREAS QUE AFECTAN EL SISTEMA PRODUCTIVO DEL INGENIO	21
2.1. ASPECTOS AGRICOLAS	21
a) Recursos naturales y disponibles	21
b) Prácticas agrícolas	22
c) Aspectos hidrológicos y riego	32
d) Cosecha	45
2.2. ASPECTOS FABRILES DEL INGENIO	62
a) Premolienda	63
b) Molienda	68
c) Procesamiento del jugo	69
d) Evaporación	73
e) Calderos y producción de energía	75
f) Casa de cocimiento de azúcar rubia	83
g) Almacenamiento y manejo del azúcar	88
h) Producción del azúcar refinada	88

2.3.	DISTRIBUCION ENERGETICA EN EL INGENIO	90
2.3.1.	Vapor requerido para el calentamiento del jugo total	100
2.3.2.	Vapor requerido para el proceso de e vaporación	105
2.3.3.	Vapor requerido para el proceso de co cimientto de azúcar cruda	121
2.3.4.	Vapor requerido en el refinamiento de azúcar	130
2.3.5.	Consumos menores de vapor	138
2.3.6.	Determinación del flujo de vapor nece sario de los escapes de las turbinas a contrapresión para ser usado en el proceso de elaboración	139
2.3.7.	Saturadores de vapor	145
2.3.8.	Desareador calentador	149
2.3.9.	Consumo de vapor en las turbinas de contrapresión	153
2.3.10.	Capacidad de generación de vapor en el Ingenio	174
2.3.11.	Equilibrio Energético actual del Inge nio	186
CAPITULO 3 -	PROBLEMÁTICA ENERGETICA ACTUAL DEL IN GENIO	202
3.1.	SECCION CALDERAS	202
3.2.	SECCION PLANTA ELECTRICA	207
3.3.	SECCION DE EVAPORACION DEL JUGO CLARIFICADO	211
CAPITULO 4 -	PLANES FUTUROS DE LA COOPERATIVA QUE INFLUYEN EN EL SISTEMA PRODUCTIVO ..	220
4.1.	REDISTRIBUCION DE VAPOR EN LA SECCION DE EVA- PORACION	220

4.2.	INSTALACION DE UNA PLANTA DE ALCOHOL	237
4.3.	AMPLIACION DE LA FRONTERA AGRICOLA	266
CAPITULO 5 - ALTERNATIVAS DE SOLUCION AL PROBLEMA ENERGETICO ACTUAL Y FUTURO DEL IN- GENIO		278
5.1.	ALTERNATIVA "0"	279
5.2.	ALTERNATIVA I	297
5.3.	ALTERNATIVA II	329
CAPITULO 6 - COMPARACION TECNICO-ECONOMICA DE LAS ALTERNATIVAS		380
6.1	ALTERNATIVA "0"	380
6.2.	ALTERNATIVA I	395
6.3.	ALTERNATIVA II	397
6.4.	EL METODO PARA LA COMPARACION	401
CAPITULO 7 - ESPECIFICACION TECNICA DE LOS EQUIPOS REQUERIDOS		409
7.1.	ESPECIFICACIONES TECNICAS DEL NUEVO TURBOGE- NERADOR Y EQUIPOS AUXILIARES	409
7.1.1.	Potencia nominal	409
7.1.2.	Condiciones del vapor de Alta Presión ..	410
7.1.3.	Tipo de turbina	410
7.1.4.	Sistema de control de la turbina	412
7.1.5.	Sistema de aceite de control	414
7.1.6.	Dispositivos de seguridad del turbogenera- dor	415
7.1.7.	Sistema de supervisión	416

7.1.8.	Planta de condensación	417
7.1.9.	Generador síncrono	420
7.2.	ESPECIFICACIONES TECNICAS DEL NUEVO CALDERO Y EQUIPOS AUXILIARES	425
7.2.1.	Capacidad de generación de vapor	425
7.2.2.	Condiciones del vapor	426
7.3.1.	Combustible a usar	426
7.3.2.	Diseño del caldero	428
7.3.3.	Accionamientos mecánicos	429
7.3.4.	Instrumentación de control	430

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

BIBLIOGRAFIA

CAPITULO 1

INTRODUCCIÓN

Desde mediados del año 1970 se han realizado muchos debates y trabajos acerca de la conservación de la energía. La crisis energética inesperadamente resulto una realidad en 1970, tornándose en una interrogante del tipo económico, aparte de ser un suministro limitado.

Los altos precios establecidos para los combustibles fósiles, han creado numerosos problemas para la economía mundial. Siendo los países en desarrollo importadores del combustible, los que sufrieron y siguen sufriendo las consecuencias.

A pesar de las numerosas publicaciones e iniciativas de las diferentes organizaciones y países, frente a este problema, muy poco se ha logrado en lo que se refiere a la conservación de energía para los países en desarrollo.

La manera más obvia de mejorar la situación económica en términos de conservación de energía, es utilizando los combustibles propios en lugar de los importados. Esta tesis trata, especialmente, de una posibilidad muy buena de

CONSERVACION DE ENERGIA de los Ingenios productores de la caña de azúcar, en los cuales se puede sustituir el petróleo por el bagazo.

El concepto principal es completamente simple: "pueden conservarse considerables cantidades de bagazo para luego ser utilizado en la producción de potencia eléctrica, usando equipos más modernos y más eficientes en los ingenios existentes de caña de azúcar".

La conservación de energía, dentro de los ingenios azucareros no ha sido de principal interés, debido a los bajos o no existencia de incentivos. El esquema tradicional de suministro de potencia para una Industria Azucarera ha sido el de quemar el bagazo para así producir suficiente vapor y potencia eléctrica para su propio consumo.

Los incentivos para la producción de potencia eléctrica para una red pública, han sido muy bajos, debido a la poca cantidad de potencia en exceso que los ingenios azucareros pudieran deliberar. Este resultado ha sido como consecuencia de una baja eficiencia en la utilización de energía, donde los calderos han tenido el doble propósito de producir vapor, así como incinerar el exceso de bagazo. Esto debido a la utilización de calderos con baja eficiencia de alrededor 50%.

Este concepto ha sido exitosamente implementado en Hawai, donde el 50% de la producción de potencia total fué generada con bagazo. Así este concepto ha demostrado ser aconsejable en un amplio mundo que basa su potencial en el orden de los 30 a 40 TWH. Este valor puede no parecer muy sorprendente para un amplio número de países productores de caña de azúcar, tales como Cuba, Guyana y Mauritius los cuales pueden cubrir su demanda de potencia eléctrica.

En numerosos países pueden cubrir buena porción del consumo de energía eléctrica, y en el mejor de los casos, tal solución podría tener una influencia muy positiva en su economía.

1.1. CONSERVACION DE ENERGIA EN LOS INGENIOS AZUCAREROS

La caña de azúcar es considerada como el sistema más eficiente para la conservación de energía en biomasa. La energía solar es transformada, por un proceso natural de fotosíntesis, en azúcar así como también fibra en la misma caña de azúcar.

En la industria de la caña de azúcar, el bagazo es el combustible principal y capaz de generar la cantidad requerida de vapor, mediante la energía calorífica generada cuando es quemado. El vapor generado es usado para generar la energía eléctrica y el accionamiento mecánico mediante turbinas a vapor.

A su vez, el vapor de escape de las turbinas es usado para el proceso de elaboración de azúcar.

En las fábricas de azúcar de caña, donde el bagazo se obtiene sin ningún costo y donde el bagazo ahorrado ha creado siempre problemas de almacenamiento, el potencial para la conservación de energía es considerable.

Las maneras de lograr un uso más eficiente y el consecuente ahorro de bagazo en las industrias de caña de azúcar, pueden sumarse tal como sigue :

- Eficiencia en el proceso de tratamiento del combustible.

Generación eficiente del vapor, recobrando el calor sensible del gas de escape de los calderos y mejoramiento de la eficiencia de la combustión.

Uso eficiente del vapor y molienda continua.

1.1.1. El bagazo como combustible para la generación de vapor

Físicamente el bagazo consiste de fibras de celulosa y finas partículas, cuyos porcentajes varían con el proceso adoptado para la molienda de la caña.

En los ingenios antiguos, la caña era pasada solamente por una serie de rodillos acuñados. La práctica moderna es tener un SHREDDER incorporado para

desmenuzar la caña antes de pasar al proceso de extracción. Al final, el producto tiene un alto porcentaje de fibras finas y cortas. El bagazo obtenido tiene una humedad de aproximadamente 50% y un poder calorífico bajo de 7500 a 8000 KJ/kg. El contenido de ceniza en el caldero, usualmente es de 1 a 2%, pero puede ser ocasionalmente tan alto como 10%.

El bagazo con una humedad del 49 a 50% debe quemarse en hornos sin enfriamiento, tales como los hornos refractarios. En los hornos refractarios pueden emplearse parrillas en movimiento o estacionarias. Las parrillas basculantes, mayormente son usadas para el quemado de este combustible en combinación con alimentadores mecánicos, en cuyo caso puede tolerarse una mayor variedad de humedad en el combustible.

Hasta la actualidad, muy poco se ha realizado por el secado del bagazo para recobrar la energía. Sin embargo, los expertos se encuentran muy interesados en saber qué es lo más aconsejable: usar el calor latente de los gases de la combustión para secar el bagazo o instalar un economizador/precalentador de aire. Si fuera posible secar el bagazo, no es aconsejable que la humedad sea menor del 36%, ya que podría traer complicaciones en el proceso de la com-

bustión de las calderas existentes. Hay muchos tipos de secadores de bagazo en el mercado, algunos de ellos han sido puestos en operación en Hawai, Filipinas, Laussiana y otros lugares.

1.1.2. Generación eficiente del vapor

Muchos ingenios azucareros tienen calderos que trabajan a presiones de 15 a 20 bar y sin ningún equipo de recuperación de calor de los gases de escape.

Los calderos que actualmente están siendo fabricados para la combustión del bagazo, tienen elementos que hacen posible aumentar la eficiencia de generación, desde los valores típicos de 50-60% hacia índices prácticos de 70-80%.

En las regiones de la caña de azúcar, tales como Hawai, Mauritius, Brasil y Australia, se han probado calderos de alta presión que son muy apropiados para la cogeneración de potencia eléctrica. El Hawai se tiene un caldero de 150 ton/h, trabajando a 85 bar, conectado a una turbina de extracción-condensación de 22 MW.

1.1.3. Uso eficiente de vapor

Los ingenios azucareros que tienen el bagazo como fuente de energía renovable, consumen algo del 50 a 60 kgs de vapor para el proceso por cada 100 kgs de caña. Con el uso más eficiente del vapor del procesamiento de azúcar es posible reducir el consumo de vapor a 35 kgs de vapor por cada 100 kgs de caña. Modificando la sección de evaporación se puede reducir los requerimientos de vapor hasta el 40%.

Muchas fábricas de azúcar tienen molinos y machetes accionados por turbinas de simple etapa con baja eficiencia. Con las turbinas de múltiple etapa pueden lograrse eficiencias del 75 al 85%.

En algunos países, debido a las varias dificultades tal como obtener un adecuado suministro de caña en fábrica para tener un ritmo de molienda continua, se han visto obligados a usar grandes cantidades de combustibles "extraños" aparte del bagazo. Por lo tanto, para obtener una buena economía de energía, es necesario que el ritmo de molienda se mantenga ininterrumpido durante el período de cosecha.

Se puede ver así, que la Industria Azucarera tiene una gran reserva de energía potencial, basado en re

cursos renovables y hasta el 40% del bagazo puede ser disponible para uso en la producción de subproductos o en la generación de energía eléctrica.

1.1.4. Un concepto para la producción adicional de potencia

La eficiente generación y uso del vapor del proceso en una fábrica de azúcar cruda da un exceso de bagazo. Se ha podido observar que hasta el 40% del bagazo puede ser disponible para la generación de energía eléctrica, siempre y cuando el consumo de vapor para el proceso, pueda ser llevado por debajo del 35% del peso de la caña de azúcar y el vapor pueda ser quemado en calderas modernas con altas eficiencias.

El potencial para la producción de potencia en los ingenios azucareros es aún mayor. Existe la posibilidad de la COGENERACION, es decir, generación de potencia eléctrica, pero solamente con vapor del proceso. Normalmente, la potencia para el consumo interno es producida en una turbina a contrapresión. Sin embargo, hasta ahora no ha habido ninguna razón para aumentar la presión por encima de los 15 a 20 bar, debido a que las fábricas no necesitaron más electricidad que la generada con aquella presión relativa-

mente baja.

Es posible mejorar la eficiencia de la cogeneración considerablemente, aumentando la presión y la temperatura del vapor al máximo permitido por las condiciones técnico-económicas.

El vapor adicional producido por el exceso de bagazo puede ser usado en una turbina a condensación, - la cual debe ser enfriada con agua proveniente de una torre de enfriamiento o alguna fuente natural. La mayor presión puede ser usada en una turbina a contrapresión. Físicamente, las dos turbinas pueden ser construídas como unidad de extracción-condensación.

Con el objeto de lograr una mayor disponibilidad, - el equipo para la generación de vapor puede ser dividido en dos o tres calderos. Durante las paradas de molienda, solamente uno de los generadores sería necesario para hacer funcionar a la turbina de condensación.

1.2. DIVERSIFICACION INDUSTRIAL EN LOS INGENIOS AZUCAREROS

Uno de los productos principales producidos por los Ingenios Azucareros de Latinoamerica, ha sido el azúcar de exportación, el cual es comercializado al

mercado preferencial de los EE UU, en el que es de esperar que en el transcurso de los próximos años se cierre definitivamente a nuestra exportación como medida de protección a la industria azucarera nacional que extrae azúcar de caña y maíz, agregando la industria de edulcorantes que se encuentra en un continuo desarrollo técnico y de producción. Como era de esperar, esta situación creará un excedente de azúcar en el mercado nacional, quedando como única alternativa su colocación al mercado mundial, lugar en el que los precios de venta están por debajo de los costos de producción y que son fijados por el denominado Contrato N° 11.

Frente a esta situación, las Cooperativas Azucareras, tienen como alternativa desarrollar la industria de la elaboración de alcohol rectificado fino y/o alcohol anhidro, alcanzando volúmenes de producción que sólo estaría limitada por la capacidad individual de molienda de caña diaria, obteniendo la posibilidad de regular la producción de azúcar de acuerdo a la demanda nacional.

1.2.1. La industria del alcohol en los ingenios azucareros del Perú

Actualmente es vital para los países el bus

car nuevas fuentes o recursos energéticos que reemplacen total o parcialmente a los hidrocarburos y sus derivados. Como es ampliamente conocido este recurso energético, se debe agotar en un futuro cercano, también es sabido que los costos de exploración, perforación, explotación, etc. de estos hidrocarburos son cada día más altos y, por lo tanto, los precios de venta siempre tendrán la tendencia a ser mayores.

Esta situación afectará en mayor magnitud a los países importadores de hidrocarburos, ocasionándoles fuertes déficits en las balanzas comerciales.

Es por ello que los países productores de caña se encuentran en una situación ventajosa para aprovechar este recurso natural, produciendo alcohol anhidro o etanol de caña, empleando tecnologías bien conocidas.

Esta solución se está haciendo realidad en otros países de Sudamérica, donde la política energética se está basando total o parcialmente en la utilización del denominado alcohol carburante o gashol para uso en el parque automotriz.

En nuestro país, el actual gobierno, ha hecho conocer su gran interés por apoyar toda iniciativa tendiente a desarrollar la producción del alcohol car

burante como sustituto de la gasolina a través de la empresa estatal PETROPERU ofrece un mercado potencial de más de 1'000,000 litros de alcohol anhidro diarios.

En cuanto al alcohol rectificado fino, está próximo a saturarse dentro del mercado nacional, tomando en cuenta las plantas que actualmente están en producción y las que se están por construir a mediano plazo. Existe la posibilidad de poder exportar este tipo de alcohol a los Estados Unidos, Japón y países de Europa.

1.3. ANTECEDENTES DE LA COOPERATIVA AZUCARERA PUCALA

La presente tesis consistirá en la aplicación de los dos conceptos que anteriormente han sido explicados y que corresponden a la CONSERVACION DE ENERGIA Y DIVERSIFICACION INDUSTRIAL EN LOS INGENIOS AZUCAREROS, para lo que hemos considerado como zona de estudio a una de nuestras 12 cooperativas azucareras. Nos referimos a la COOPERATIVA AGRARIA AZUCARERA PUCALA LTDA. N° 36, empresa peruana que es administrada mediante el sistema cooperativo y está ubicado en el distrito de Zaña, provincia de Chiclayo, departamento de Lambayeque, República del Perú. La altura sobre el nivel del mar de la Cooperativa y los que be

nefician sus cañas van de 60 a 120 metros. Geográficamente se emplazan los límites de la CAA, entre los 6°27' y 6°40' latitud Sur y los 79°35' a 79°50' latitud Oeste. El centro poblado y urbano más importante cercano a la Cooperativa es la ciudad de Chiclayo, situada más o menos a 30 kilómetros al Oeste del Ingenio (se adjunta el mapa del Perú con la ubicación de las 12 cooperativas).

Esta cooperativa ha cultivado un área máxima de 8,200 Has, capta agua para sus riegos de los ríos Chancay principalmente y La Leche, encuadrados en los Valles del mismo nombre. Es difícil encontrar disponibilidad de expansión dentro de los límites propios en el Valle Chancay, pero si existen en el Valle de La Leche con una posibilidad de expansión de 3,000 Has, tierras que podrían explorarse mediante el agua del subsuelo.

El área de cana propia varía con respecto a la distancia al ingenio, entre rangos promedios, que van desde 1 a 60 kms (zona de Batangrande). Los sembradores actuales, Cooperativa San Juan y Comunidad de Santa Lucia, están enmarcados en el Valle de Chancay a distancia de 20 kms y 6 kms de la fábrica respectivamente



UBICACION GEOGRAFICA DE LAS DOCE COOPERATIVAS AZUCARERAS DEL PERU

La CAA PUCALA cultiva y cosecha caña de azúcar que es empleada como materia prima para ser procesada y transformada en azúcar, melaza y bagazo. La capacidad nominal de molienda del ingenio es de 4,000 toneladas de caña por día.

Los productos de transformación de acuerdo a lo enunciado, son los siguientes :

a) Azúcar de las siguientes calidades:

- 1.azúcar refinada
- 2.azúcar rubia
- 3.azúcar de exportación

Los items 1 y 2 son comercializados en el mercado nacional a través de los distribuidores.

El item 3 es exportado al mercado preferencial de EE UU, en montos fijados mediante cuotas.

b) Melaza. Este producto es comercializado a nivel nacional.

c) Bagazo. Este producto es íntegramente utilizado como combustible en las calderas para generar vapor que es utilizado en el proceso.

1.3.1. Proceso de fabricación del azúcar de caña

Debe enfatizarse que la fabricación del azu

car, realmente no se realiza en la fábrica, la sacaroza es sintetizada por un proceso natural en la caña planta, el llamado proceso de fabricación es esencialmente el de separación de sacaroza, eventualmente en forma pura, de los varios materiales con los que está asociada en la caña planta. El proceso puede ser descrito por el diagrama N° 1.01, el cual está arreglado de tal manera que el azúcar sigue una línea vertical, mientras que los otros constituyentes son mostrados por un ramal horizontal. Es así que en el proceso de molienda, el jugo es separado de la fibra o porción insoluble de la caña, la cual forma al bagazo. El proceso de clarificación remueve los materiales en suspensión y algunos de los materiales coloidales y solubles; el proceso de evaporación remueve la mayor cantidad de agua que contiene el jugo. En los tachos al vacío se remueve una alterior cantidad de agua y la sacaroza es permitida a cristalizar bajo condiciones controladas; el recurso total de la etapa de tachos y de las centrífugas es la separación del cristal de azúcar de todas las impurezas solubles remanentes, las que son eliminadas como melazas finales (llevándose algo de sacaroza).

El azúcar cruda contiene aproximadamente 98-99% de

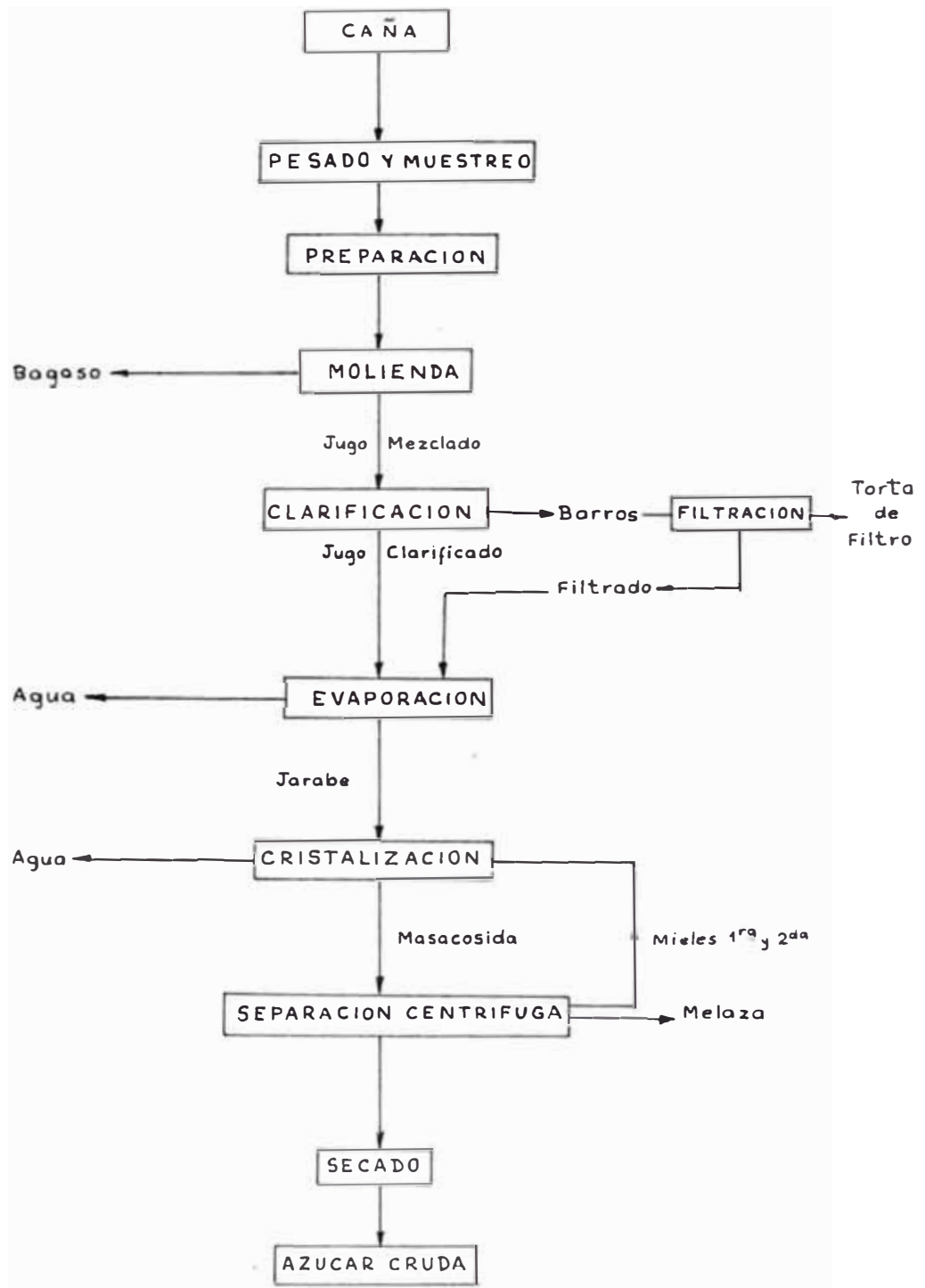


Diagrama N° 1.01 ETAPAS DEL PROCESO DE OBTENCION DEL AZUCAR DE CAÑA

sacaroza y es refinada generalmente en una refinera aparte. El proceso de refinación consiste, esencialmente, en disolver el azúcar cruda con una subsecuente purificación por clarificación y recristalización con un paso adicional para remover el color.

1.3.2. Ciclo de vapor en los Ingenios Azucareros

El ciclo de vapor de las fábricas de azúcar cruda proporcionan un estilo interesante en el uso combinado de potencia y vapor para el proceso.

El proceso de vapor es requerido para el calentamiento del jugo, evaporación, tachos al vacío y otros usos; también se consideran las considerables cargas de potencia; el vapor de escape de los motores primos es usado en su totalidad en la planta de proceso, es decir, el vapor es condensado siendo el calor latente el que suministra el calor requerido para la evaporación y otras necesidades del proceso. Esto da un ciclo de alta eficiencia termodinámica, ya que el calor latente del escape de las máquinas primas es empleado completamente. A este tipo de generación de potencia se le denomina CO-GENERACION y la eficiencia térmica total del ciclo varía entre 70 a 80%.

A diferencia del caso de una planta de potencia separada, donde el calor latente del escape es desperdiciado y transferido al agua de condensación, en estos casos la eficiencia térmica del ciclo, varía entre el 37 al 45%. El diagrama N° 1.02 ilustra el ciclo de vapor de los Ingenios Azucareros.

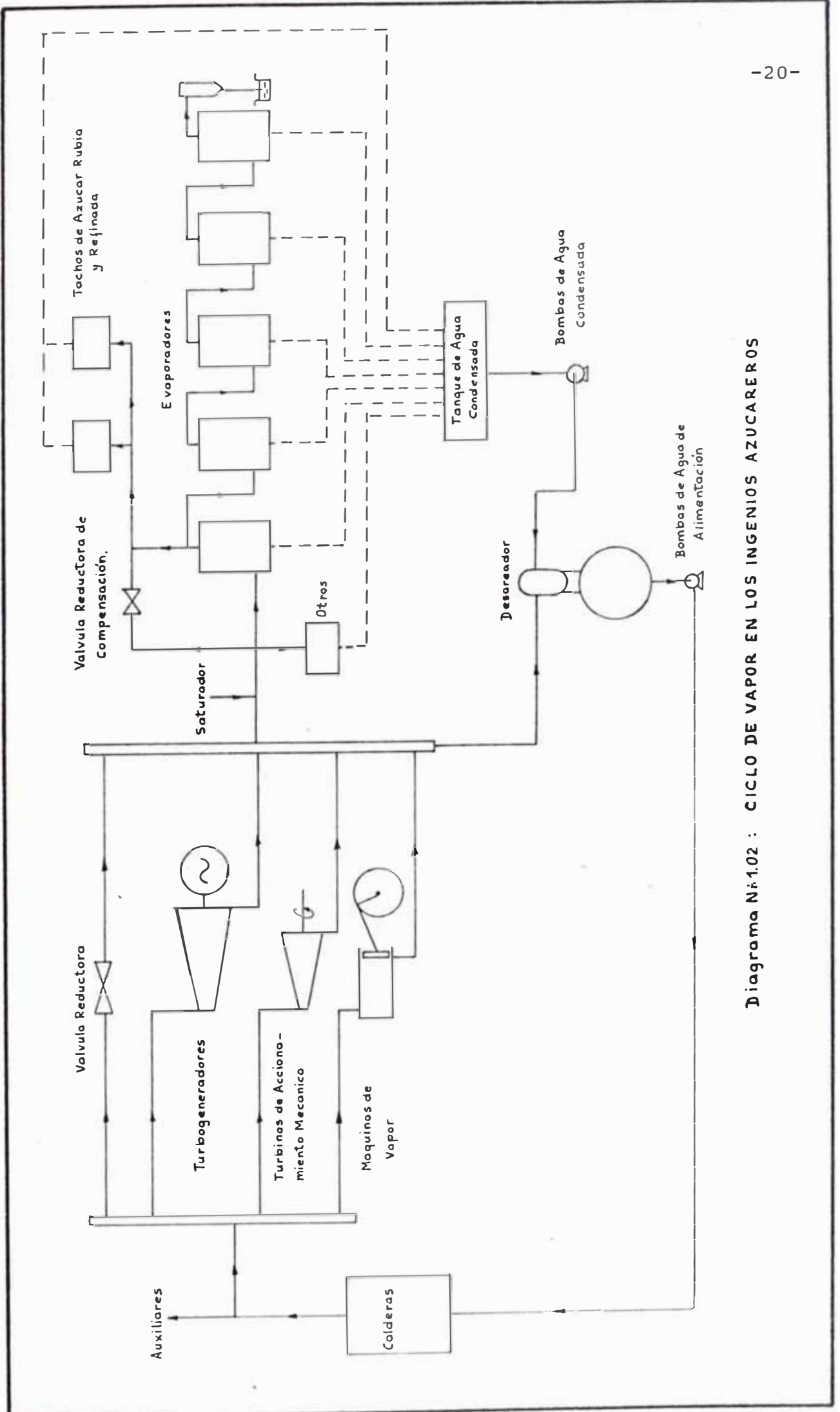


Diagrama N.º 1.02 : CICLO DE VAPOR EN LOS INGENIOS AZUCAREROS

CAPITULO 2

SITUACIÓN ACTUAL DE LAS ÁREAS QUE AFECTAN EL SISTEMA PRODUCTIVO DEL INGENIO

2.1. ASPECTOS AGRICOLAS

a) Recursos naturales y disponibles

La Cooperativa ha cultivado una área máxima de 8,200 has. Es difícil encontrar disponibilidad de expansión dentro de los límites propios, en el Valle Chancay, pero si existen en el Valle de La Leche.

En efecto, una extensión de 3,000 has puede efectuarse en base a la explotación de agua del subsuelo. Avalan este proyecto estudios serios del acuífero en la sección de Batangrande. En el area de sembradores parece no existir mayores expectativas en este aspecto.

La CAA Pucalá cosecha caña propia procedente de 8,045 has, de suelos de primera calidad a excepción de 140 has con problemas de salinidad, las cuales se encuentran colindantes al predio Tumán. Los montos promedios de cosecha anual propia, son de 950,000 toneladas, recibiendo además un aporte de 100,000 toneladas provenientes de 800 has de sembradores. Los

CUADRO N° 2.01
AREAS DE CULTIVO HISTORICAS DE LA CAA PUCALA

AÑOS	PROPIA(Ha)	SEBRADORES(Ha)	TOTAL
1973	8,180	617	8,797
1974	7,966	617	8,583
1975	8,029	750	8,779
1976	8,026	772	8,798
1977	8,058	772	8,796
1978	8,024	821	8,830
1979	8,009	793	8,802
1980	8,013	708	8,721
1981	8,018	890	8,908
1982	8,045	890	8,935

sistemas de cultivo son similares a los que se usan en el resto del país. El equipo agrícola ha disminuido su eficiencia, debido a la falta de repuestos y recursos financieros. Por esta última razón, la fertilización y el control químico de malezas ha de crecido significativamente.

b) Prácticas agrícolas

b.1. Preparación de tierra y siembra.

b.1.1. Preparación de tierras

A finales de 1982 se tenía 8,045 has. totales para caña, habiéndose preparado 850 has., lo que significa un 10.5%, siendo lo recomendable del 12-15%.

La labranza en la CAA Pucalá es del tipo convencional, ya que sus suelos son mayormente pesados y se realiza utilizando los siguientes equipos disponibles para las respectivas funciones

a) Primer gradeo

Ejecutado con una rastra ROME de 28 x 32" o la ROME de 24 x 32" halada por un tractor CATD8, o en su defecto por otra ROME 18 x 32", tirada por un CATD6, trabajando en dos turnos.

b) Segundo gradeo

Pasa diagonalmente al primer gradeo se utilizan los mismos equipos.

c) Nivelación gruesa

Realizado después del segundo gradeo para emparejar los cabeceros, borrar camellones, aseQUIAS etc. Realiza cortes y rellenos significativos - para este trabajo se utilizan los CATD5, D6 y D8 Se trabaja en dos turnos.

d) Nivelación fina

Se desarrollan dos grados de nivelación fina. La primera que se efectúa después de la nivelación gruesa, con una motoniveladora y la segunda después del tercer gradeo, mediante la LAND PLANE de 3.5 m de ancho con ruedas, halado por un

CATD5. Se trabaja a dos turnos.

e) Primera y segunda subsolución

La primera subsolución abarca la longitud mas larga de la parcela. La segunda pasa disgonalmente a la primera, ambas se efectúan con subsoladores de 03 puntos, haladas por el CATD8 y CATD6. La profundidad de trabajo es de 90 cms.

f) Tercer gradeo

Efectuado paralelamente a la primera subsolución para desmenuzar algunos terrones que son extraídos por el subsolador a la vez que nivelan el terreno.

Se utilizan los mismos equipos que en el primer gradeo. Se trabaja dos turnos por día.

g) Surcadora

Se realizan despúes del replanteo topográfico - con plano a curvas de nivel interpelados cada - 20 ó 50 cms, según sea el relieve del terreno.

Se tiene un tractor internacional de 25 HP para efectuar el trazado de las líneas y así orientar el trabajo de los tractores en el surcado.

Para dicho fin se utiliza una surcadora de 2 cuerpos halada por el MF-1105 o en su defecto - con el CATD4. La profundidad de trabajo es de

15 cms. Se trabaja en dos turnos por día.

h) Bordeadura y acequiadura

La bordeadura se efectúa con el implemento reacondicionador halado por tractores MF-250. Para la acequiadura, primero se pasa puntos para saltar al terreno y luego el implemento acequiador tirado por el mismo tractor o el CATD4. Se trabaja a dos turnos.

b.1.2. Siembra

En Pucalá, en condiciones normales en aguas de riego, sobre todo la siembra, se realiza en primavera y verano. Se hace una selección de los semilleros con anterioridad y se corta la "semilla" cuando la plantación destinada al campo, tiene 10 meses en promedio.

Se corta la semilla a mano en estacas de 0.50 cms. que se agrupan en tercios de 50 cada uno, para luego ser llevado a los ensayos.

Pucalá utiliza de 24,000 a 25,000 estacas (5 semillas) por hectarea. El tapado se hace a palana, procurando no erosionar el perfil del surco y preservando las buenas condiciones de riego. El brote de los sembríos de primavera y verano se producen entre los 20-30 días de tapada la semilla y cuando se efectúa en invierno, hecho que no es frecuente,

entre los 45 días por medio. El primer riego es aplicado a más tardar al día siguiente de la labor del tapado.

b.2. Situación actual del servicio de maquinaria agrícola

b.2.1. Disponibilidad de equipo para las operaciones de preparación de tierras y cultivo

Según las evaluaciones efectuadas, los cuadros Nros. 2.02, 2.03 y 2.04 muestran un inventario de la disponibilidad de la maquinaria usada para la preparación de tierra y cultivo.

CUADRO N° 2.02

DISPONIBILIDAD DE TRACTORES

MAQUINA	CANTIDAD	E S T A D O		
		Malo	Regular	Bueno
CATD8	01		01	
CATD6	03		03	
CATD5	01		01	
CATD4	01		01	
INTERNAT.	01	01	01	
A. CHALLMERS	02	01	01	
T O T A L :	09	02	08	

CUADRO N° 2.03

DISPONIBILIDAD DE TRACTORES DE RUEDA AGRICOLA

MAQUINA	CANTIDAD	E S T A D O		
		Malo	Regular	Bueno
MF1105	01		01	
MF1075	02	02		
MF1085	02		02	
MF250	02		02	
MF2745	01		01	
INTERNAT.	01			01
JD	02	02		
T O T A L :	11	04	06	01

CUADRO N° 2.04

DISPONIBILIDAD DE MOTONIVELADORAS

MAQUINA	CANTIDAD	E S T A D O		
		Malo	Regular	Bueno
A. CHALLMERS	01	01		
CAT1206	02		01*	01
CAT12F	01		01	
T O T A L :	04	01	02	01

* Utilizado en las operaciones de cosecha y en la construcción de calles en los cañaverales.

b.2.2. Políticas de renovación

La CAA Pucalá no cuenta actualmente con un programa de renovación de equipo. Las últimas adquisiciones de maquinaria para preparación de tierras se efectuaron en los años 1980 y 1981, habiéndose adquirido un MF2745 y un International 284D - respectivamente, por el momento no existe disponibilidad económica para renovar equipos, ni tampoco para repotenciar las máquinas que se encuentran en estado regular.

b.2.3. Programa de reparación y mantenimiento

Los programas de reparación no se cumplen de acuerdo a lo preestablecido, principalmente por la falta de recursos financieros.

En el año 1988 se detectó que habían tractores de oruga por reparar hace 6 meses, como el CATD8 N° 249 y el CATD6 N° 248 y el International TD25 N° - 243 y hacia año y medio el A. Chalmers HD11 N° 238 todos por falta de reparación de motor y transmisión. Tampoco habían repuestos para las máquinas que recién se habían malogrado, como el CATD6 N° 244 (2 meses) y el A. Chalmers HD111 N° 241 (2 semanas), también necesitaban reparación del motor.

En cuanto a los tractores agrícolas de rueda se tie

nen : el MF2745 N° 294, casi nuevo, esperando ser reparado hace año y medio, por la bomba de inyección, lo que más tarde será casi imposible hacerlo debido al "canibalismo mecánico" existente.

Los JD3020 (Nros. 285 y 286) requieren reparación completa del motor, uno esperando ser reparado desde hace año y medio y el otro hace 6 meses.

Los MF1085 deben ser renovados, uno se encuentra reparado hace 3 años (N° 289) y el segundo hace 2 meses, ambos se encuentran en reparación completa.

Lo mismo ocurre con las motoniveladoras, las tres esperan ser reparadas hace más de 7 meses, por defectos del motor, dirección y transmisión. La existencia de máquinas, relativamente nuevas en reparación, se debe al mal mantenimiento preventivo existente. No se controlan las horas acumuladas - por tener los horómetros malogrados y los tienen funcionando, no se utilizan para los registros.

No poseen una programación minuciosa de los servicios que deben efectuarse a las máquinas. Sólo emplean un principio empírico, que cada 1,000 galones de combustible deben cambiar el aceite del motor, pero tampoco se cumple rígidamente. Se recomienda reparar sólo los tractores que se califiquen en es

tado regular y bueno, según el caso, para ser utilizados de 2 ó mas años, los que se califiquen en estado malo, se recomiendà renovarlos, previa evaluación técnica y económica.

Para el servicio de mantenimiento en el campo, se tiene una camioneta en regular estado, con mecánico y ayudante, designados por el Jefe del Taller, según los requerimientos.

Asimismo se cuenta con un tanque cisterna de 1,600 galones, montado sobre un camión D500.

b.2.4. Servicentro

El servicentro está ubicado en el poblado de Pátapo y cuenta con un terreno de 25,728 m². Todo el perímetro está cercado con paredes construídas a base de adobe, siendo las edificaciones consideradas como buenas, así como la distribución de ambientes.

Los equipos importantes que posee la CAA Pucalá en el servicentro de Pátapo son :

- un torno de 26" de volteo (buen estado)
- un torno de 18" de volteo (buen estado)
- un torno de 16" de volteo (regular estado)
- un torno de 40" de volteo (regular estado)
- un taladro universal (buen estado)

- una máquina sepilladora (buen estado)
- una máquina remachadora de fierros (buen estado)
- una máquina rectificadora de tambores de ruedas (buen estado)
- una máquina rectificadora de válvulas (buen estado)
- una prensa hidráulica de 17 toneladas (buen estado)
- una prensa hidráulica de 100 toneladas (buen estado)
- tres máquinas de soldadura eléctrica (regular estado)
- una máquina portátil de soldadura eléctrica (buen estado)
- cuatro equipos de soldadura de oxiacetileno (buen estado)
- un tecla de 10 toneladas (buen estado)
- un equipo de fragua

En cuanto a los repuestos se refiere se lleva una política de inventario.

Existen stocks mínimos para algunos repuestos y elementos básicos de los equipos existentes. En algunos repuestos, el stock está por debajo del mínimo requerido, lo que origina el no cumplimiento de las normas técnicas establecidas. Los repuestos se encuentran adecuadamente calificados y de fácil ubicación, gracias a la delimitación existente por cada marca y tipo de maquinaria.

El personal que administra el almacén de repuestos que se utilizan con mayor frecuencia, como retenes, empaquetaduras, filtros, etc.

Las máquinas que se encuentran en reparación necesitan repuestos de alto precio de adquisición, la CAA no está en condiciones de comprar por el momento.

Todos los repuestos requeridos pueden ser adquiridos en el mercado regional y sólo es cuestión de financiamiento.

Todo el equipo mecánico para las operaciones de campo y servicios de transporte, está bajo el control de la Supervisión de Servicentro y ésta a su vez, - depende de la Superintendencia de Campo. Coordina con la supervisión de Mecanización Agrícola para la ejecución de las labores agrícolas mecanizadas, tanto de preparación de tierras, como de cosecha. Es el supervisor de cosecha y Mecanización Agrícola el que planifica el uso de la maquinaria agrícola.

La función principal del servicentro es la de mantener en óptimas condiciones de funcionamiento, todos los equipos utilizados en las diferentes operaciones de campo y servicio.

c) Aspectos hidrológicos y riego

c.1. Recursos de agua

c.1.1. Agua superficial

c.1.1.1. Generalidades

La principal fuente de abastecimiento de agua para toda la actividad agrícola en el valle - de Chancay-Lambayeque es el río Chancay. Dicha actividad agrícola comprende a las tres cooperativas azucareras de Pucalá, Tumán y Pomalca, además de grandes extensiones de otros cultivos, particularmente de arroz.

A 45 kilómetros de la costa, el río Chancay se divide en tres ramales. Los dos ramales más al norte, el canal Taymi y el río Lambayeque no llegan al mar, siendo los caudales enteramente usados en la agricultura. El tercer ramal, el río Reque también abastece a la agricultura de agua y en épocas de abundancia lleva el exceso al mar.

El caudal natural del río Chancay es incrementado y regulado por el Proyecto de Tinajones que consiste básicamente de un transvase trasandino desde el río Chotano a la cuenca del río Chancay y de un embalse de regulación fuera de cauce en Tinajones, - en la cabecera del valle regado.

El anexo de Batangrande de la CAA está localizado en el valle de La Leche, el cual se sitúa al norte

de Chancay. Este anexo capta agua del subsuelo y del río La Leche. Este río no desemboca en el Océano Pacífico y su cauce se encuentra con el canal El Taymi.

c.1.1.2. El Proyecto de Tinajones

El objetivo del Proyecto de Tinajones es el de aumentar y regular los caudales del río Chancay, para así proveer un abastecimiento seguro de agua para el desarrollo agrícola intensamente irrigado en la parte baja del valle Chancay.

El agua se toma del río Chancay y se transporta vía un desarenador al canal alimentador. El embalse está formado por una represa de 41 metros de altura, tiene una capacidad de 317 millones de m^3 y un nivel de altura de agua de 213 m.s.n.m. Las descargas se hacen al canal de 3.9 kms de largo que tiene una capacidad de 70 m^3/s y lleva el agua al río Chancay. Todos los trabajos en Tinajones se concluyeron en 1968, ese mismo año se comenzó a llenar el embalse.

c.1.1.3. Caudales disponibles

En el cuadro N° 2.05 se muestran los caudales máximo, promedio y mínimo registrados en el río Chancay, dentro del último período de 69 años.

CUADRO N° 2.05 - Características de las descargas del río Chancay y el túnel Chotano

C O N C E P T O	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SET	OCT	NOV	DIC
RIO CHANCAY m ³ /seg.												
Descarga mensual máxima registrada	59.6	167.6	461.9	390.7	35.9	60.6	23.3	18.5	34.3	52.5	56.0	56.4
Descarga mensual promedio	24.0	36.7	54.1	54.1	34.9	18.8	10.7	7.5	9.1	17.1	18.1	22.0
Descarga mensual mínima registrada	4.3	4.3	6.5	14.4	10.2	5.4	3.8	3.1	2.7	3.8	9.1	8.6
Descarga con 80% de confiabilidad para cada mes	12.2	19.6	30.5	35.8	23.4	12.6	7.7	5.2	4.7	6.6	9.1	8.6
TUNEL CHOTANO m ³ /seg												
Descarga mensual promedio	5.5	6.8	7.9	9.0	6.4	2.1	1.1	1.0	1.5	2.7	3.8	4.6
Porcentaje del caudal del río Chancay (%)	23	19	15	17	18	11	10	13	16	16	21	21
RIO CHANCAY + TUNEL CHOTANO (m ³ /seg)												
Descarga mensual promedio	29.5	43.5	62.0	63.1	41.3	20.9	11.8	8.5	10.6	19.8	21.9	26.6
Descarga con 80% de confiabilidad para cada mes	15.0	23.2	35.0	41.8	27.7	14.0	8.5	5.9	5.5	7.6	11.0	10.4
Volumen promedio anual - río Chancay	- 815 Mm ³ /año											
Volumen promedio anual - túnel Chotano	- 135 Mm ³ /año											
Volumen promedio anual - Total	- 950 Mm ³ /ano											
Volumen total anual con 80% confiabilidad	- 660 Mm ³ /ano											

FUENTE : CAA PUCALA

El promedio, el 59% del volumen anual del caudal ocurre en el período de 4 meses, de Febrero a Mayo y el 74% en el semestre de Diciembre a Mayo. Esto deja un 26% para los meses más secos de Junio a Noviembre, generalmente hay poca precipitación pluvial en la parte superior de la cuenca, esto indica que hay un considerable almacenamiento natural en la cuenca, asegurando que los caudales de estiaje se mantengan a niveles razonables. Los caudales con 80% de confiabilidad para cada mes se han presentado en el cuadro, ya que esto considera un criterio aceptable para la confiabilidad del abastecimiento de agua para la agricultura. Los caudales -confiables, están entre el 40 y 70% de los caudales mensuales promedio, lo que indica que para cualquier mes dado, los caudales son variables, no obstante que el 80% del volumen anual confiable es 70% del volumen promedio anual. Han habido ocasiones de grandes bajas en los caudales de avenida, como se aprecia en los caudales mínimos registrados en el medio e invariablemente vienen seguidos por caudales de estiaje muy bajos.

Los caudales desviados del río Chotano desde que se abrió el túnel en 1958 están resumidos en el mismo cuadro. El río Chotano tiene un régimen estacional

de caudal generalmente similar al del río Chancay, es de mayor utilidad en los meses de Noviembre a Enero, cuando añade un 22% al caudal natural del río Chancay.

c.1.1.4. Caudales del río La Leche

En el cuadro siguiente N° 2.06 podemos observar que los caudales del río La Leche son variables, con una relación entre los volúmenes anuales máximos y mínimos, registrados en 25 años igual a 5.8. Sin embargo, los caudales en los meses de estiaje se mantienen en niveles razonables. En promedio, el 64% del volumen anual del caudal ocurre en los períodos de 4 meses, de Febrero a Mayo y un 77% en los seis meses, de Enero a Junio. Esto deja un 23% para los seis meses más secos del año, de Julio a Diciembre.

El valle del río La Leche se beneficiaría eventualmente del Proyecto de Olmos, este proyecto traerá agua del río Huancabamba, que es un tributario del río Chamaya y, por lo tanto, del río Marañón a través de la divisoria continental, mediante un túnel trasandino que descargará en el río Olmos. Esta agua será distribuida en una vasta área irrigable que incluye parte del valle bajo de La Leche. Sin embargo, es probable que esta área no se extienda -

CUADRO N° 2.06 - Características de las descargas del río La Leche

PERIODO DE REGISTRO CONSIDERADO: (25 años)
(en m³/seg)

C O N C E P T O	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SET	OCT	NOV	DIC
Máxima descarga mensual registrada	12.8	20.3	59.4	43.6	36.7	8.02	6.10	4.42	6.14	7.52	6.23	7.78
Descarga promedio	5.56	8.23	16.95	12.92	6.74	3.75	2.46	1.86	2.62	3.39	2.67	3.01
Mínima descarga mensual registrada	0.95	0.94	2.59	2.32	1.05	0.38	0.64	0.39	0.19	0.29	0.23	0.47
Descarga con 80% de confiabilidad para cada mes	1.9	3.8	7.9	5.7	2.6	1.8	1.1	0.78	1.7	1.5	1.5	1.1

Caudales anuales (año hidrológico: Set. a Agosto)

Maxímo medio anual registrado	: 12.13 m ³ /seg	Volumen medio anual	: 383 Mm ³
Promedio anual	: 5.85 m ³ /seg	Volumen promedio anual	: 184 Mm ³
Mínimo medio registrado	: 2.11 m ³ /seg	Volumen mínimo anual	: 67 Mm ³

FUENTE : CAA PUCALA

hasta Batangrande y, en todo caso, es poco probable que el proyecto alcance esta etapa de desarrollo en muchos años.

c.1.2. Agua subterránea

c.1.2.1. Generalidades

La CAA Pucalá obtiene una importante parte del abastecimiento total del agua subterránea, particularmente, durante la época de estiaje y en años de sequía. La cooperativa tiene una red de pozos que suman cerca de 120 en el valle Chancay y un grupo de alrededor de 50 en el anexo Batangrande. La mayoría de los pozos tubulares, perforados por métodos de percusión. Un significativo número de 30 pozos son de tajo abierto, estos pozos tienen de 10 a 20 m de profundidad. De los pozos tubulares, aquellos que están en la zona de Pátapo tienen de 20 a 30 m de profundidad, aquellos de la zona de Pucalá tienen de 18 a 23 m de profundidad y los restantes en la parte central y superior de la Cooperativa tienen sólo de 15 a 20 m de profundidad. Los pozos de Batangrande, tienen por lo general de 25 a 30 m de profundidad.

El material entre los 10 y 30 m superiores de las tierras de la CAA Pucalá, tienen por lo general,

una permeabilidad elevada y conforma un acuífero muy bueno, que se refleja en el elevado rendimiento de casi todos los pozos.

c.1.2.2. Recarga del acuífero

Usualmente, la precipitación pluvial en el valle bajo Chancay es muy pobre y por lo general no hay recarga del acuífero que se deba a las lluvias (1983 fué una excepción). En consecuencia el acuífero se recarga por infiltración de los ríos y de los canales de irrigación sin revestimiento y por el exceso de agua aplicada a los campos de cultivo. El área de Pátapo, Pucalá y la Cría atraviesan los tres ramales del río principal (Reque, Lambayeque y Taymi) y ningún punto queda a más de un kilómetro y medio de alguno de los ríos. Las otras áreas de la Cooperativa se encuentran localizadas en las cercanías de los ríos Chancay y La Leche, de modo que las condiciones de recarga, debidas a los ríos son buenas. A pesar que esta recarga ocurre durante todo el año, es probable que las tasas de recarga sean particularmente elevadas en la época de avenidas, cuando el río Reque tiene un alto caudal. La recarga en las áreas cercanas al canal Taymi, se redujo sustancialmente, cuando el nuevo canal revestido entró en servicio en 1975, privando -

al acuífero de las considerables infiltraciones del antiguo, no revestido, canal Taymi.

c.1.2.3. Rendimiento del acuífero

La relación del total mensual del agua anualmente bombeada de los acuíferos, durante los últimos 10 años, figuran en los cuadros Nros. 2.07 y 2.08 del valle Chancay y del anexo de Batangrande - respectivamente. Los volúmenes anualmente bombeados en el valle principal de Chancay varían de los 52 millones de m^3 a los 31 millones de m^3 con una tasa de caudal promedio de $1.35 m^3/s$. En el anexo Batangrande, el volumen promedio anual bombeado es de 9.2 millones de m^3 , ha sido muy variable debido a problemas de mantenimiento.

Los rendimientos de los pozos individuales varían, pero casi siempre son elevados. Los rendimientos a través de casi toda la Cooperativa, están dentro del rango de 15-45 lts/s a excepción de la zona de Pátapo, donde son de 30 a 70 lts/s, reflejando la mayor profundidad del material permeable en Pátapo.

c.1.2.4. Potencial para la explotación adicional

En el valle Chancay, las tasas generales de bombeo, en la época de estiaje, no descendieron durante los años de fuerte sequía en 1978-1980, su

giriendo que hay potencial para una mayor explotación de agua subterránea. Inicialmente ésto podría lograrse poniendo en servicio pozos existentes que están fuera de servicio, debido a la falta de equipo o principalmente a la falta de suministro eléctrico. La mayoría de pozos en Pucalá son poco profundos y es posible que pozos de mayor profundidad puedan extraer aguas de más de un estrato permeable que contenga agua.

c.1.2.5. Requerimiento de las tomas y de agua bombeada

Los requerimientos de abastecimiento estimados para 7,700 has. de caña se presentan en el cuadro N° 2.09 respectivo que comparado con el cuadro N° 2.10 correspondiente al de extracciones históricas, indican que prácticamente en la mitad de los últimos 10 años, la Cooperativa ha logrado obtener casi la totalidad de los requerimientos de agua (excluyendo su uso en Agosto durante 4 meses), por lo tanto se puede observar que la CAA Pucalá, en su conjunto, no tiene problemas serios de escasez de agua, debido a la disponibilidad de agua de río complementada con el agua subterránea, en un promedio aproximado del 37%.

CUADRO N° 2.07 - Producción de agua subterránea en la CAA (Valle del río Chancay)
(en millones de m³)

AÑOS	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SET	OCT	NOV	DIC	TOTAL
1978	2.85	4.36	2.86	2.02	1.22	2.52	3.48	5.57	5.85	6.57	6.04	5.57	43.34
1979	4.55	3.0	3.48	0.51	1.36	2.39	3.73	4.25	3.50	2.89	3.28	5.25	38.19
1980	3.59	3.11	3.86	1.68	2.07	5.12	5.03	6.03	5.57	5.22	4.95	5.47	51.70
1981	4.91	4.21	1.79	0.89	1.01	5.12	2.89	3.07	3.16	1.67	2.85	4.37	35.95
1982	4.37	3.44	3.52	1.73	2.55	3.01	4.73	4.23	4.87	4.63	4.22	4.32	45.62
1983	4.90	3.98	3.72	1.85	2.60	4.73	5.49	5.52	5.09	4.79	4.82	4.88	52.37
1984	5.26	4.63	4.64	3.31	3.43	4.17	4.44	4.65	4.79	4.58	4.21	4.32	52.43
1985	3.64	7.74	2.63	1.36	1.20	3.03	4.61	4.53	4.25	4.63	3.89	4.48	30.62
1986	4.42	4.30	4.42	4.49	4.17	4.0	3.65	3.74	3.50	3.09	3.41	3.45	46.64
1987	3.41	2.22	1.33	1.69	1.92	3.25	3.53	3.66	3.77	3.86	3.44	3.36	35.44
1988	3.33	2.83	3.73	2.93	2.62	2.76	2.90	2.94	2.98	2.53	2.74	2.69	34.98

PROMEDIO : 42.48

FUENTE: CAA PUCALA

CUADRO N° 2.08 - Producción de agua subterránea en 1a CAA (anexo Batangrande)
(en millones de m³)

AÑOS	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SET	OCT	NOV	DIC	TOTAL
1978	0.29	0.47	--	--	0.17	0.12	0.70	0.91	0.81	0.83	1.08	0.84	6.22
1979	0.42	0.08	0.35	0.07	0.0	0.36	1.38	1.46	0.95	0.48	1.07	0.96	7.58
1980	1.21	0.96	1.29	1.33	1.51	1.42	1.50	1.57	1.55	1.38	1.38	1.58	16.63
1981	1.12	1.66	0.12	0.0	0.19	1.13	1.22	1.43	1.54	0.51	0.92	1.56	12.45
1982	1.60	0.0	0.0	0.12	0.45	0.43	1.29	1.38	1.43	1.46	1.29	1.28	10.73
1983	1.17	0.49	0.0	0.01	1.02	1.19	1.50	1.76	1.57	1.34	1.03	1.31	12.39
1984	1.46	1.30	0.67	0.63	0.72	0.78	1.09	1.06	0.96	1.04	1.18	0.99	11.88
1985	0.72	0.75	0.31	0.54	0.70	0.45	0.52	0.53	0.50	0.73	0.95	0.96	3.14
1986	0.81	0.50	0.63	0.58	0.79	0.82	0.63	0.47	0.44	0.23	0.39	0.69	6.98
1987	0.43	0.46	0.34	0.33	0.73	--	1.12	1.03	0.97	0.98	--	0.72	7.16
1988	0.81	0.63	0.60	0.35	0.44	0.73	0.51	0.33	0.35	0.79	0.58	0.05	6.17

PROMEDIO : 9.22

FUENTE: CAA PUCALA

d) Cosecha

d.1. Control de producción

d.1.1. Edades de corte

En los últimos años, tal como se muestra en el cuadro N° 2.11 las edades de corte han disminuido notablemente, hasta un promedio de 15 meses en los últimos 5 años, afectando por lo tanto, el rendimiento de los campos, si tenemos en cuenta que la caña planta se cosecha después de unos

CUADRO N° 2.09 - Requerimientos brutos de agua para la CAA
(en millones de m³)

MESES	(a)
Enero	17.8
Febrero	17.8
Marzo	17.9
Abril	17.6
Mayo	15.3
Junio	13.2
Julio	12.7
Agosto	13.2
Setiembre	15.9
Octubre	17.2
Noviembre	17.8
Diciembre	18.5
TOTAL AÑO	194.9

FUENTE: CAA PUCALA

CUADRO N° 2.10 - EXTRACCIONES HISTORICAS TOTALES

MES	1 9 7 9		1 9 8 0		1 9 8 1		1 9 8 2		
	(1)	(2)	(3)	(1)	(2)	(3)	(1)	(2)	(3)
ENE	10.10	4.97	15.07	9.29	4.77	14.06	10.77	5.76	16.53
FEB	10.86	3.07	13.93	14.27	4.07	18.34	13.66	5.59	19.25
MAR	14.37	3.83	18.20	12.34	5.15	17.49	18.30	1.63	19.93
ABR	13.98	0.59	14.57	13.53	3.02	16.55	15.59	0.61	16.20
MAY	13.24	1.36	14.60	9.59	3.56	13.17	14.35	1.93	16.28
JUN	9.91	2.75	12.66	4.70	6.55	11.25	6.71	6.02	12.73
JUL	7.03	5.11	12.14	5.00	6.53	11.53	7.15	3.83	10.96
AGO	6.32	5.71	12.03	3.98	7.61	11.59	6.12	4.22	10.34
SET	9.29	4.45	13.74	6.17	7.12	13.29	10.15	4.42	14.57
OCT	11.46	3.38	14.84	8.01	6.60	14.61	14.11	1.89	16.00
NOV	10.11	4.24	14.35	5.34	6.32	11.66	7.69	3.50	11.19
DIC	9.82	6.32	16.14	8.47	7.04	15.51	6.55	5.70	12.25
TOTAL AÑO	73.42%	26.57%	100.00%	59.56%	40.43%	100.00%	74.41%	28.58%	100.00%

(1) Extracciones de agua superficial

(2) Extracciones de agua subterránea

(3) Total extracciones - FUENTE: CAA PUCALA

Continua Cuadro N° 2.10

MES	1 9 8		2		1 9 8		3		1 9 8		4	
	(1)	(2)	(3)	(1)	(2)	(3)	(1)	(2)	(3)	(1)	(2)	(3)
ENE	9.27	5.84	15.11	5.82	6.08	11.90	6.25	6.72	12.97	6.25	6.72	12.97
FEB	13.41	3.32	16.73	11.86	4.46	16.32	3.99	5.93	9.92	3.99	5.93	9.92
MAR	13.76	3.40	17.16	16.97	3.72	20.69	7.43	5.31	12.74	7.43	5.31	12.74
ABR	15.54	1.72	17.26	13.36	1.86	15.22	8.73	3.94	12.67	8.73	3.94	12.67
MAY	12.54	2.87	15.41	10.41	3.62	14.03	10.37	4.15	14.52	10.37	4.15	14.52
JUN	6.58	3.32	9.90	7.24	5.92	13.16	7.16	4.94	12.10	7.16	4.94	12.10
JUL	4.99	5.90	10.89	5.31	6.99	12.30	6.02	5.53	11.55	6.02	5.53	11.55
AGO	4.10	5.50	9.60	4.31	6.03	10.36	5.50	5.71	11.21	5.50	5.71	11.21
SET	5.68	6.18	11.86	5.12	6.65	11.77	5.65	5.75	11.40	5.65	5.75	11.40
OCT	5.13	5.97	11.10	5.38	6.12	11.50	5.01	5.62	10.61	5.01	5.62	10.61
NOV	5.45	5.39	10.84	4.93	5.85	10.78	5.04	5.33	10.43	5.04	5.33	10.43
DIC	5.86	5.46	11.32	6.60	6.18	12.78	5.69	5.32	11.01	5.69	5.32	11.01
TOTAL AÑO	65.09%	34.90%	100.00%	60.51%	39.48%	100.00%	54.44%	45.55%	100.00%	54.44%	45.55%	100.00%

- (1) Extracciones de agua superficial
- (2) Extracciones de agua subterránea
- (3) Total extracciones - FUENTE : CAA PUCALA

Continúa cuadro N° 2.10

MES	1 9 8 5		1 9 8 6		1 9 8 7		1 9 8 8	
	(1)	(2)	(1)	(2)	(1)	(2)	(1)	(2)
ENE	8.26	4.36	12.61	5.23	7.74	3.84	12.59	4.15
FEB	5.27	3.38	8.55	4.81	8.52	2.68	13.57	3.48
MAR	12.18	4.05	16.23	5.06	11.85	3.15	16.34	4.35
ABR	10.23	2.40	12.63	5.07	13.34	2.07	12.76	5.30
MAY	9.06	1.90	10.96	4.97	11.45	2.65	11.23	3.08
JUN	5.01	3.48	8.49	4.82	8.67	3.25	7.67	3.51
JUL	4.18	5.12	9.30	4.28	8.02	4.66	9.00	3.42
AGO	3.62	5.05	8.67	4.21	6.12	4.68	10.22	3.27
SET	5.59	4.75	10.34	3.94	5.10	4.75	7.78	3.35
OCT	3.59	5.36	8.95	3.32	11.22	4.34	9.18	3.35
NOV	2.99	4.83	7.82	3.80	9.17	3.44	9.00	3.34
DIC	3.24	5.43	8.67	4.13	11.21	4.09	10.61	2.76
TOTAL	59.36%	40.63%	100.00%	54.31%	45.68%	100.00%	66.06%	33.93%
AÑO				60.32%	39.67%	100.00%	60.32%	39.67%

(1) Extracciones de agua superficial

(2) Extracciones de agua subterránea

(3) Total extracciones - FUENTE : CAA PUCALA

20 meses y la caña soca después de unos 16 meses para obtener un buen rendimiento. La razón del corte de campos de edades menores, se debe a la disminución de los tonelajes de caña por hectárea, como consecuencia de las sequías producidas en los últimos años y esto se ha "acelerado" por no renovar las cañas en los porcentajes aconsejables, como es el del 12.14% de los campos disponibles. Pucalá tiene la política de renovar campos por debajo del 8%.

CUADRO N° 2.11 - Porcentajes de campos renovados y edades de corte

AÑO	PLANTAS Y SOCAS	EDAD PROMEDIO DE CORTE
1979		20.12
1980		17.10
1981	--	18.02
1982		19.24
1983		18.18
1984		17.03
1985		17.04
1986	1.5%	17.02
1987	2.0%	16.23
1988	8 %	16.01

Es notable observar que, como consecuencia de estas medidas de corte, el porcentaje de sacarosa en caña ha disminuido notablemente en función de la disminución de la edad de corte.

d.2. Corte de caña

d.2.1. Descripción

Comprende las siguientes actividades :

d.2.1.1. Borrado de calles

Lo hacen con motoniveladoras, eliminando además, bordes y acequias.

d.2.1.2. Quema

No usan ningún tipo especial para esta labor.

d.2.2. Método

El corte es manual, tiene dos fuentes de corte, de acuerdo a la distancia de la fábrica.

El rendimiento es variable, según las variedades de caña, igualmente según el tonelaje estimado del campo. Así, si un campo estima 160 toneladas por hectárea, el número de "brazos" (1 brazo = 3 m lineales) asignado por hombre, es distinto si se estima el tonelaje inferior o superior al mencionado.

Contratados : A partir del año 1983, debido a que un 30% de los socios de la Cooperativa sobrepasan los 40 años, el personal contratado lo constituyeron los hijos de los socios que cortan 6 toneladas en promedio.

CUADRO N° 2.12 - Rendimiento por hombre en toneladas/día

ANOS	SOCIOS	CONTRATADOS
1980	6.26	Sin personal contratado
1981	7.62	Sin personal contratado
1982	6.09	Sin personal contratado
1983	5.64	80% de personal contratado

d.2.3. Arrume

La cana puesta en hileras es empujada hacia la cabecera o pie del cuartel, por un traxcavador - 966 ó 950 Caterpillar, provisto con un elemento empujador de dientes. El rendimiento promedio por hora es de 120 toneladas.

d.2.4. Disponibilidad de equipo

La Cooperativa dispone de tres traxcavadores Caterpillar de llantas, dos(2) modelos 950 y una (1) 966. Las dos primeras han sobrepasado sus límites operacionales (25,000 horas) y frecuentemente están detenidas por defectos.

d.3. Carguío

d.3.1. Descripción de la operación

Comprende las siguientes actividades

d.3.1.1. Refinado de calles y caminos

Continúa como labor complementaria a la descrita en 2.1.1, con el mismo equipo, cuando es

necesario.

d.3.1.2. Requema de tendales

No es una labor rutinaria.

d.3.1.3. Carguío de cana

Se realiza con guías industriales con im-
plemento o garfío de 8 uñas (cuatro ópuestas a cada
lado).

El garfío se acciona con poleas y cables, teniendo
una capacidad de levante de 1.5 toneladas.

d.3.2. Eficiencias

Horas trabajadas por turno	8
Horas efectivas	6.4
Horas pérdidas (cambio de guardia, alimentos)	1.6
Trabajo efectivo	80%
Tiempo perdido	20%
Toneladas de cana efectiva por hora ...	120
- Toneladas de caña efectiva por turno ..	768
Toneladas de caña efectiva por 3 turnos	2304
- Número de guías requeridas para una mo- lienda de 3,200 toneladas por día	1
- Para dos fuentes de corte, una adicio- nal, más una reserva	
T O T A L :	4

d.3.3. Disponibilidad de equipos

En el parque de maquinarias hay 4 grúas en operación y 4 en reparación, estas últimas tienen un alto grado de deterioro.

En términos generales estas grúas (algunas repotenciadas) no rinden más de 120 toneladas por hora y están ocasionando significativas paradas en fábrica por desabastecimiento.

d.4. Transporte

d.4.1. Descripción de la operación

La fábrica está ubicada en un radio de 21 kms. en relación a las masas de caña, de acuerdo al cuadro N° 2.13

CUADRO N° 2.13 - RADIO DE UBICACION DE CAÑA

Kilómetros	Toneladas de caña
0-5	247,520
5-10	220,752
10-15	61,460
15-20	23,996
20-25	17,920
25-30	7,840
30-35	40,656
35-más	232,456

d.4.2. Determinación de unidades de transporte

Toneladas por transportar (año 1983)	814,895
Tiempo disponible	270 días
Distancia promedio (la práctica de la CAA es usar transporte propio hasta 14 kms. de la fábrica, distancias superiores son contratadas)	14 kms
Velocidad promedio	35 km/h
Tiempo de aproximación y carga	16 min
Tiempo de aproximación y descarga	8 min
Número de viajes por día	16
Capacidad de camión en un solo trailer	25 ton
Toneladas transportadas por camión, por día	400
Unidades de transporte para 3,200 ton/día	8
Más una en reserva	2
Total	10

d.4.3. Disponibilidad de equipos

d.4.3.1. Tracto-camiones

Los equipos disponibles en la Cooperativa de acuerdo a las evaluaciones realizadas, son :

14 unidades Kenworth, de los cuales sólo 12 pueden operar con un solo trailer, por limitación de potencia.

4 unidades Volvo que operan con un solo trailer, son de un solo eje.

d.4.3.2. Traylers

Se disponen de 15, todos muy antiguos y bastante deteriorados.

d.4.3.3. Dollys

Tienen uno en existencia fabricado en el taller de servicio. Se encuentra en un estado inapropiado.

d.5. Equipo complementario de cosecha.

Disponen de 4 motoniveladoras, 3 de las cuales están en reparación y una operativa.

d.6. Inventario del equipo de cosecha y estado de situación operacional

d.6.1. Corte

Es manual.

d.6.2. Arrume

El inventario y condiciones de la maquinaria se presenta a continuación.

El inventario muestra :

Un traxcavador con 49,500 horas de operación, - repotenciado anteriormente y con alto costo de rehabilitación.

Un traxcavador con 29,000 horas y en reparación.

Un traxcavador con 14,000 horas, que "soporta" la carga operacional de los otros.

El tiempo perdido por falta de caña, % del tiempo disponible total de paradas, es significativamente alto, sobre todo en los últimos años, esto se muestra en el cuadro N° 2.14.

La evaluación de las paradas por reparaciones en fábrica permite concluir que éstas tienen fuerte incidencia en la interrupción del circuito de transporte.

CUADRO N° 2.14 - FALTA DE CAÑA % DEL TIEMPO PERDIDO TOTAL(hras)

CONCEPTO	1978	1979	1980	1981	1982
Falta de caña %	4.12	5.98	6.20	7.28	3.49
Tiempo perdido fábrica %	8.77	8.03	16.34	12.98	8.59
Total tiempo - perdido % del tiempo disponible	12.89	14.01	22.54	20.96	12.08

Determinación del tiempo de operación del transporte :

Tiempo total por turno	8 hrs
Alimentos, cambios de turno	1 hr
Reparaciones, mantenimiento, combustible	1 hr
Trabajo efectivo por turno	6 hrs
Trabajo efectivo por 3 turnos x 6 horas x 18 horas x 60 minutos	1,080 min
Trabajo efectivo expresado en %	75%

CUADRO N° 2.15 - INVENTARIO DE MAQUINARIA DE CARGUIO

N° DE UNIDADES	MARCA	MODELO	AÑO DE ADQUISICION	HORAS DE TRABAJO	ESTADO OPERATIVO	OBSERVACIONES
1	P.H.	D-255	1957	87,500	Malo	Para descarte
1	Lorain	D-315	1959	84,000	Malo	Para descarte
1	Lorain	D-26	1960	80,500	Malo	Para descarte
1	Lorain	D-320	1963	78,000	Malo	En reparación
1	P.H.	D-315	1966	59,500	Malo	En reparación
1	P.H.	D-320	1969	46,920	Regular	En reparación
1	P.H.	D-315	1975	27,600	Regular	En operación
1	Northwest	-28-D	1979	17,800	Bueno	En operación

El plan de inversiones debe contemplar adquirir dos traxcavadores con aditamento arrumador.

d.6.3. Carguío

El inventario y condiciones de la maquinaria se presentan en la tabla de Inventario de Maquinaria de carguío, cuadro N° 2.15.

El inventario muestra :

- Grupo de grúas Loraín que han operado entre 73,000 y 84,000 horas, dos con alto grado de deterioro y alto costo de rehabilitación, una en operación pero sumamente deteriorada.
- Grupo de grúas P.H., de las cuales la adquirida en 1957 debe descartarse, las de los años 1966 y 1969 deben repotenciarse.

La grúa Northwest necesita mantenimiento periódico.

El plan de inversiones debe contemplar adquirir grúas y repotenciar las adquiridas en los años 1963 1966 y 1969, la primera de ellas dependiendo de la inversión y la posibilidad de obtención de repuestos.

d.6.4. Transporte

El inventario y condiciones de los equipos de transporte (camiones) se presenta en el cuadro -

N° 2.16.

d.6.4.1. Disponibilidad de equipos

El requerimiento de unidades de transporte (camiones) es de 9.

El inventario muestra :

10 unidades Kenworth con 68,000 horas o más de trabajo, de los cuales 4 exigen un alto costo de rehabilitación. Halan con un trayler por limitación de potencia.

2 unidades Kenworth con 44,800 horas trabajadas promedio que halan un solo trayler por limitación de potencia y requieren rehabilitación.

2 unidades Kenworth con 35,200 horas trabajadas promedio, cada uno trabajan con un trayler, se encuentran en buen estado. Son de doble eje y pueden trabajar con doble trayler. No lo hacen por no disponer de Dollys y no se han interesado en esta solución.

De las unidades Volvo, 3 operan normalmente y una necesita reparación.

En términos generales, el parque puede seguir operando en las condiciones actuales, siempre y cuando cuente con los repuestos oportunos.

El plan de inversiones debería contemplar la adqui-

CUADRO N° 2.16 - INVENTARIO DE EQUIPO DE TRANSPORTE (CAMIONES)

N° DE UNIDADES	MARCA	MODELO	AÑO DE ADQUISICION	HORAS DE TRABAJO PROMEDIO	ESTADO	OBSERVACIONES
7	Kenworth	L-924	1959	76,800	Regular	4 en reparación y 3 en operación para descarte
3	Kenworth	L-924	1961	68,200	Regular	En operación
2	Kenworth	L-924	1969	44,800	Regular	En operación
2	Kenworth	849	1972	85,200	Regular	En operación
4	Volvo	M1020	1975	25,600	Malo	3 en operación y 1 en reparación

CUADRO N° 2.17 - INVENTARIO DEL EQUIPO DE COSECHA

N° DE UNIDADES	MARCA	MODELO	AÑO DE ADQUISICION	HORAS DE TRABAJO	ESTADO	OBSERVACIONES
1	A. Challners	M-100	1968	45,500	Malo	En reparación
1	Caterpillar	12-F	1971	39,000	Regular	En reparación
1	Caterpillar	120	1974	32,300	Regular	En operación
1	Caterpillar	120-G	1979	11,000	Regular	En operación

sición de tracto camiones capaces de halar 2 tray - lers y completar 5 unidades, con los dos disponibles.

En resumen se requiere adquirir 3 unidades para ha - lar trailers dobles. De esta manera se reducirían las unidades que halan un solo trailer, los compren - didos entre los años 1961-1969, dedicándolas a cor - tes cercanos. Se deben descartar en forma progresi - va las unidades adquiridas en el año 1959.

d.6.5. Equipo complementario de cosecha

d.6.5.1. Motoniveladora

El inventario y condiciones de la maquina - ria se presentan en el cuadro N° 2.17

El inventario señala una motoniveladora (1968) que exige un alto costo de rehabilitación, 3 en regular estado operativo, de los cuales 2 necesitan repara - ción.

El plan de inversiones debe contemplar adquirir una motoniveladora, reparar tres y descartar la adquiri - da en 1968.

2.2. ASPECTOS FABRILES DEL INGENIO

A continuación se procederá a describir cada una de las diferentes secciones del ingenio a través de

las cuales se va llevando a cabo los procesos de separación de los diferentes componentes que trae la caña de azúcar para obtener como producto final el azúcar, asimismo se adjunta el diagrama N° 2.01, en el cual se muestra el flow-sheet del proceso de fabricación del azúcar en todas sus etapas.

a) Premolienda

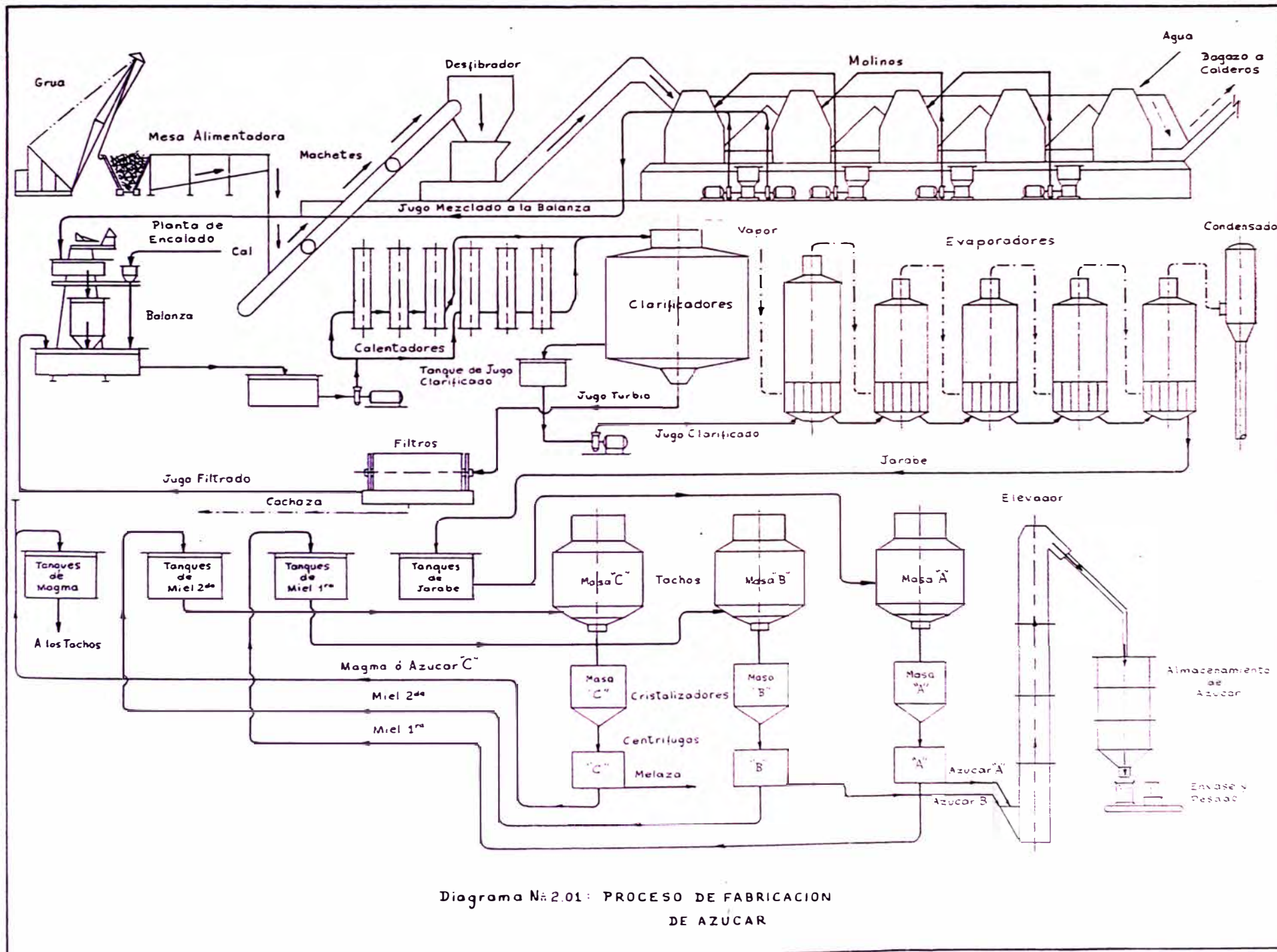
El diagrama N° 2.02 muestra los equipos que componen a la etapa de premolienda y se describen a continuación

a.1. Pesado de caña

Para llevar el control de las toneladas de caña molida en fábrica, se utiliza una balanza de caña "Fairbanks-Morse", tipo 5-6-30 instalada en 1958, tiene una capacidad de 60 toneladas, lo suficientemente capaz de manejar toneladas muy superiores a las requeridas. La capacidad de los trailers es de 25-28 toneladas de caña a granel.

a.2. Descarga

Para la descarga de la caña en las mesas de lavado y almacenamiento, cuenta con dos grúas hilo, las cuales están capacitadas



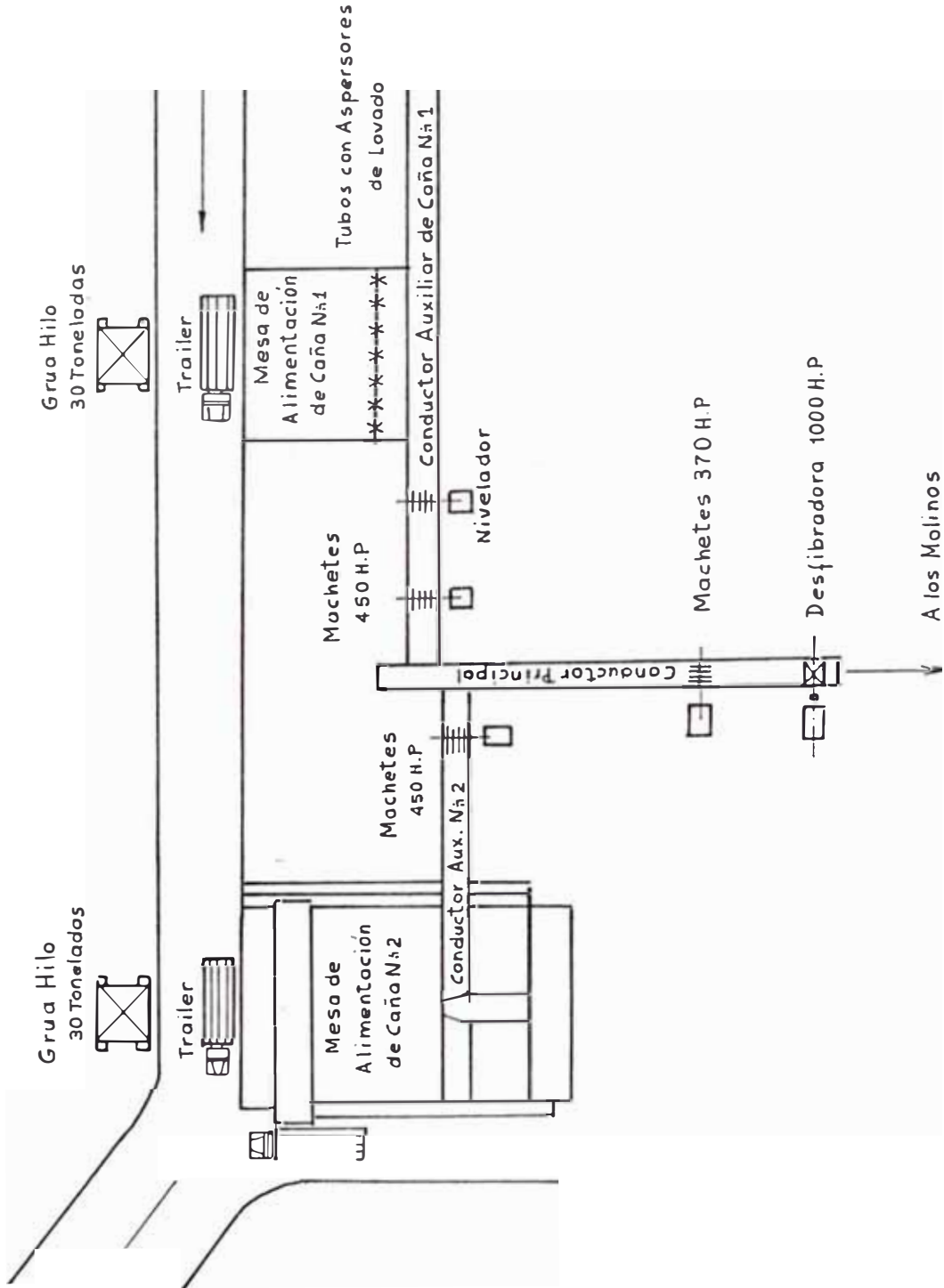


Diagrama N.º 2.02: EQUIPOS CORRESPONDIENTES A LA PRE-MOLIENDA

para descargar un trayler de 28 toneladas en 6 minutos, permitiendo un RITMO DE MOLIENDA de 280 toneladas de caña por hora.

a.3. Almacenamiento de caña y limpieza

Existe capacidad de almacenamiento en dos mesas lavadoras.

La mesa N° 1, es una mesa receptora convencional - de 9144 mm x 12192 mm, utiliza para el sistema de lavado, agua condensada del ingenio a razón de 5 toneladas de agua por tonelada de caña. Esta mesa tiene una capacidad de almacenamiento de aproximadamente 60 toneladas. La mesa N° 2, es una planta moderna de lavado útil para el corte mecanizado de caña. Utiliza indistintamente para la limpieza, - agua o aire, según las condiciones en que llega la caña. Opera en forma paralela a la mesa N° 1. El diseño de dicha planta se realizó en el año 1973 - incluyendo la extracción y almacenaje de hojas. La construcción e instalación comenzó en 1980, iniciando su servicio en 1982. Tiene una capacidad de 80 toneladas, permitiendo un RITMO DE MOLIENDA de 220 toneladas de caña por hora.

a.4. Preparación de la caña

Cada una de las dos mesas descarga la caña a un conductor de arrastre, provisto de un juego de

machetes. El de la mesa N° 2 consta de 50 machetes de tipo radial, girando a 500 r.p.m. impulsado por un motor eléctrico de 450 HP a través de un reductor. El conductor es de velocidad fija, lo que dificulta la regulación de la alimentación de los machetes.

El otro conductor auxiliar es de velocidad variable y cuenta con un nivelador tipo turco. El segundo juego de machetes es de 30, girando a 500 r.p.m. impulsados por un motor eléctrico de 450 HP, 2.4 KV. El trabajo de preparación es bueno, ya que la velocidad del conductor es apropiado y regulable.

Ambos conductores auxiliares descargan al conductor de caña principal, el cual es centrado con los molinos. Este conductor es del tipo arrastre, de 23.5° de inclinación y de velocidad variable, cuenta con un nivelador tipo sable turco, similar al descrito anteriormente, seguido de un juego de machetes. Este consta de 28 cuchillas, gira a 600 r.p.m. siendo impulsado por un motor eléctrico de 370 HP, 2.4 KV.

Al final del conductor de caña picada hay un "kicker" que proyecta la caña hacia un chute a la desfibradora Gruendler y constituye la etapa final de la preparación de la caña.

Esta tiene 60 martillos revestidos con material antiabrasivo en las puntas de 19.8 Kgs de peso cada uno y gira a 900 r.p.m., siendo impulsado por una turbina de etapa sencilla que desarrolla 1,000 HP a 4,550 r.p.m. La preparación de la caña desfibrada que entra al primer molino, es catalogada como buena, obteniéndose un porcentaje de células abiertas de 75 a 80%, con un porcentaje de pedazos de cana entre 5 y 8%.

b) Molienda

b.1. Extracción del jugo

Pucalá cuenta con un tándem de extracción de 5 MOLINOS iguales, de masas de tamaño original - de 927.1 mm x 1981.2 mm. Cada molino es accionado independientemente por una turbina a vapor de simple etapa de 750 HP a 4,500 r.p.m. que corresponden a 6.42 r.p.m. en los molinos (velocidad máxima). La reducción de velocidad se efectúa por medio de un reductor cerrado y dos etapas de engranajes abiertos de dientes rectos.

El tándem completo fué construido e instalado bajo supervisión de la firma americana Squier en 1958. La capacidad máxima de esta estación es de 200 toneladas de caña por hora, encontrándose en condicio -

nes regulares, siendo necesario programar la compra de masas nuevas.

Se adjuntan los diagramas Nros. 2.03 y 2.04, en los cuales se muestra la disposición de los molinos en la etapa de extracción de jugo y las características técnicas de los componentes de cada uno de ellos.

b.2. Balanza de jugo

Se cuenta con una báscula de contrapeso marca Fletcher, automática, de 6 toneladas por descarga, tiene contómetro para contabilizar las pesadas.

Tiene capacidad para 200 toneladas de jugo mezclado por hora.

El sistema de enalamiento para los efectos de clarificación es del tipo batán automático, descargando al mismo tiempo que la balanza de jugo y es actuada por aire.

c) Procesamiento del jugo

En el diagrama N° 2.05 se muestra las diferentes etapas del procesamiento del jugo y que se explica a continuación :

c.1. Tratamiento del jugo

El jugo es encalado automáticamente con cada descarga de la balanza a un PH de 8.

Calentamiento del jugo : para el calentamiento del

TRAPICHE "SQUIER"

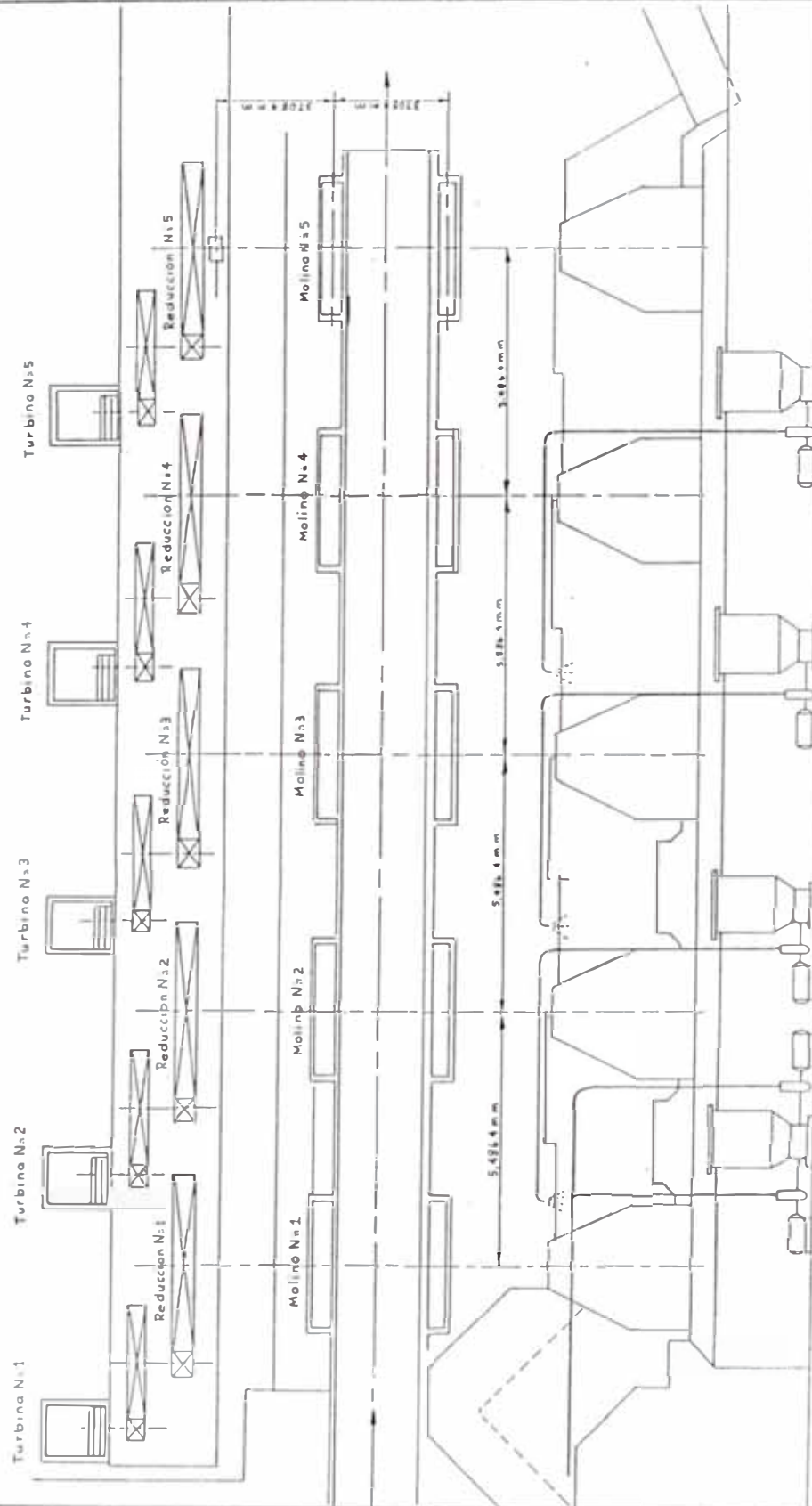
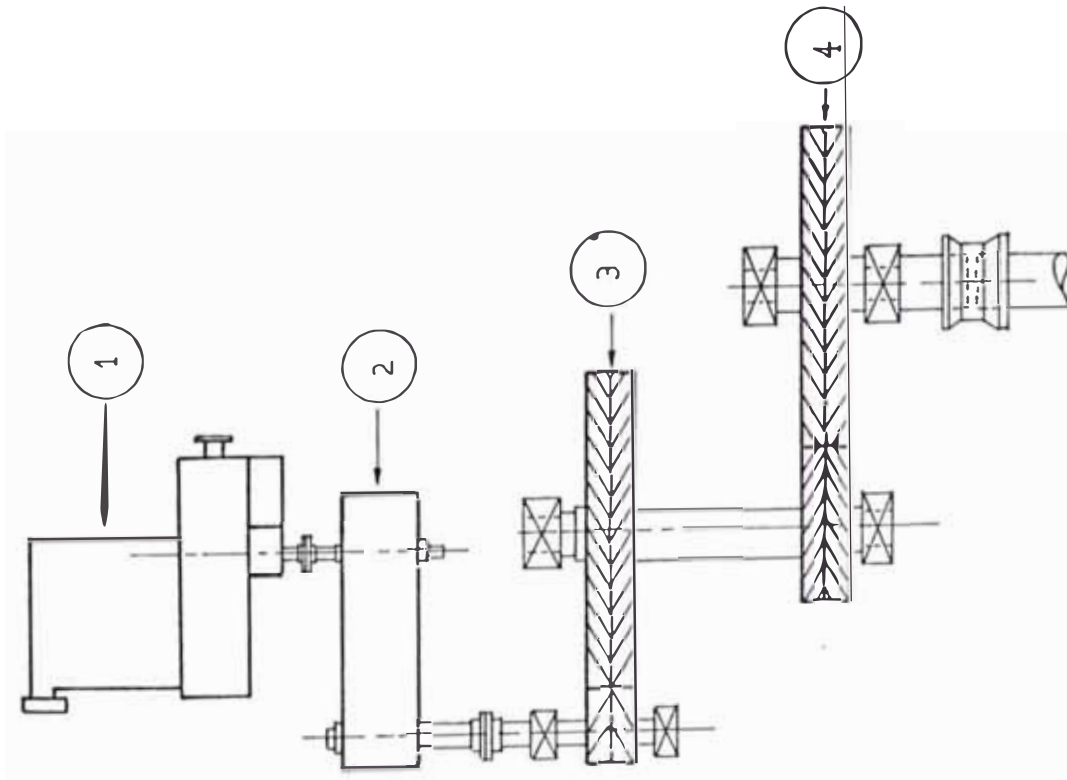


Diagrama N.º 203 DISPOSICION DE LOS MOLINOS DE CAÑA CORRESPONDIENTES
A LA ETAPA DE EXTRACCION DEL INGENIO PUCALA



1 Turbina Worthington de Simple Etapa UE-11988
750H.P 4500 RPM Presión de Vapor 27.57 bar, Temperatura 611°K
Presión de Escape 2.06 bar.

2 Reductor de Velocidad "Folk" 650H.P RPM de Salida = 475
RPM de Entrada = 4500 Relación 9.475 Gear 40/379

3 Reducción Helicoidal de 13.05:1, Catalina doble helicoidal de Acero
Fundido de Alta Velocidad de 248 dientes, y Piñon de Alta Velocidad
de Acero Forjado de aleación Cromo Niquel y Molibdeno de 19 dientes.

4 Reducción Helicoidal de 6.08:1, Catalina doble helicoidal de Acero
Fundido Carbon Mediano de 158 dientes, y Piñon de Acero Forjado
de Aleación Cromo Niquel y Molibdeno de 26 dientes.

Diagrama N.º 2.04: CARACTERISTICAS TECNICAS DE LOS
COMPONENTES DE CADA MOLINO

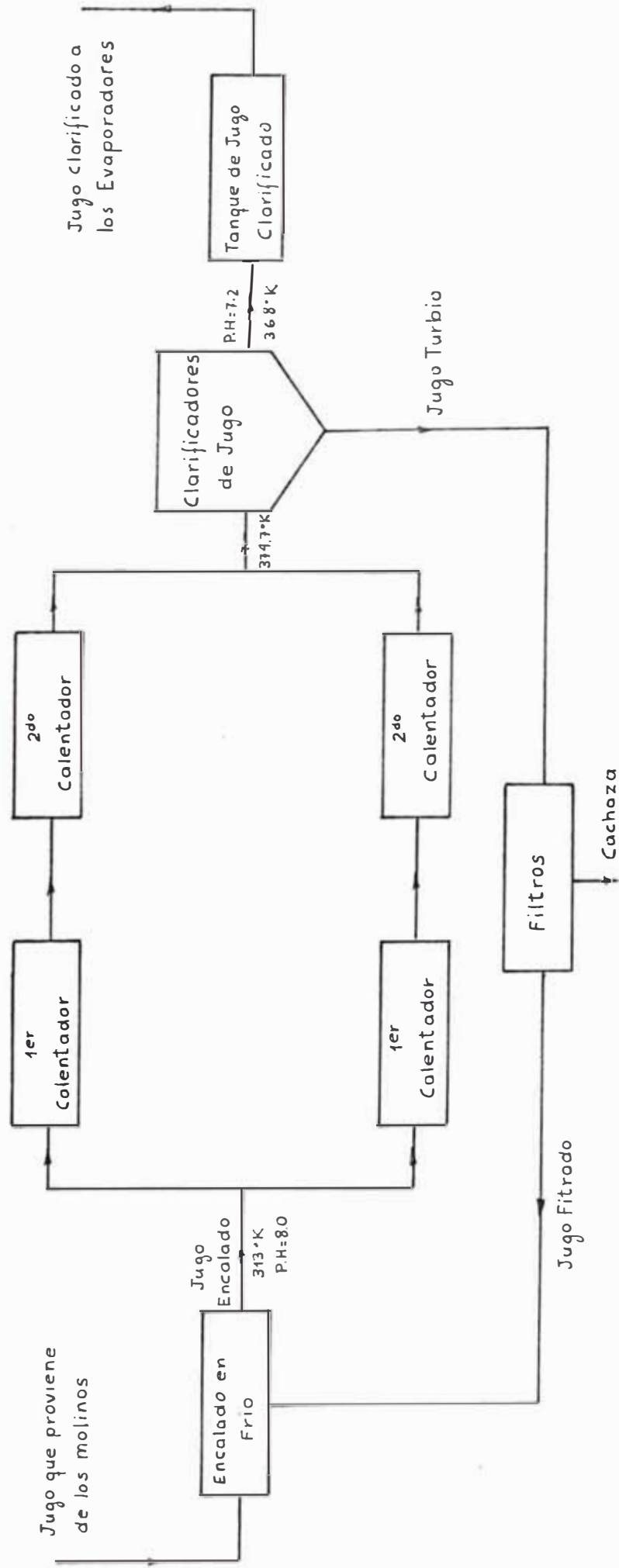


Diagrama N.º2.05 ETAPAS DEL PROCESAMIENTO DEL JUGO

jugo encalado se dispone de 6 calentadores verticales, tipo BMA, de tubos de acero inoxidable de A151 tipo 304 de 1 1/2" \emptyset , con una superficie de 121.35 m² cada uno, tal como se muestra en el diagrama N° 2.06.

Para el bombeo de jugo se dispone de 3 bombas Ferros tal de 144 m³/h, con cabeza de 45 m.

Todos los calentadores usan vapor del primer efecto del sistema de evaporadores de 1.022 bar. Se utilizan los calentadores en dos corrientes paralelas. Normalmente se utilizan sólo dos calentadores en cada etapa. La utilización de los 6 calentadores y la distribución adecuada de los vapores sangrados de los evaporadores, permiten ritmos de molienda de 220 toneladas de caña por hora.

c.2. Filtración

Hay instalados 5 filtros Oliver-Campbell con un área de filtro total de 137.65 m², lo que es amplio para un ritmo de molienda de 170 toneladas de caña por hora y adecuado para 220 toneladas de caña por hora.

d) Evaporación

La distribución de los evaporadores aparece en el diagrama N° 2.07 conjuntamente con las superfi -

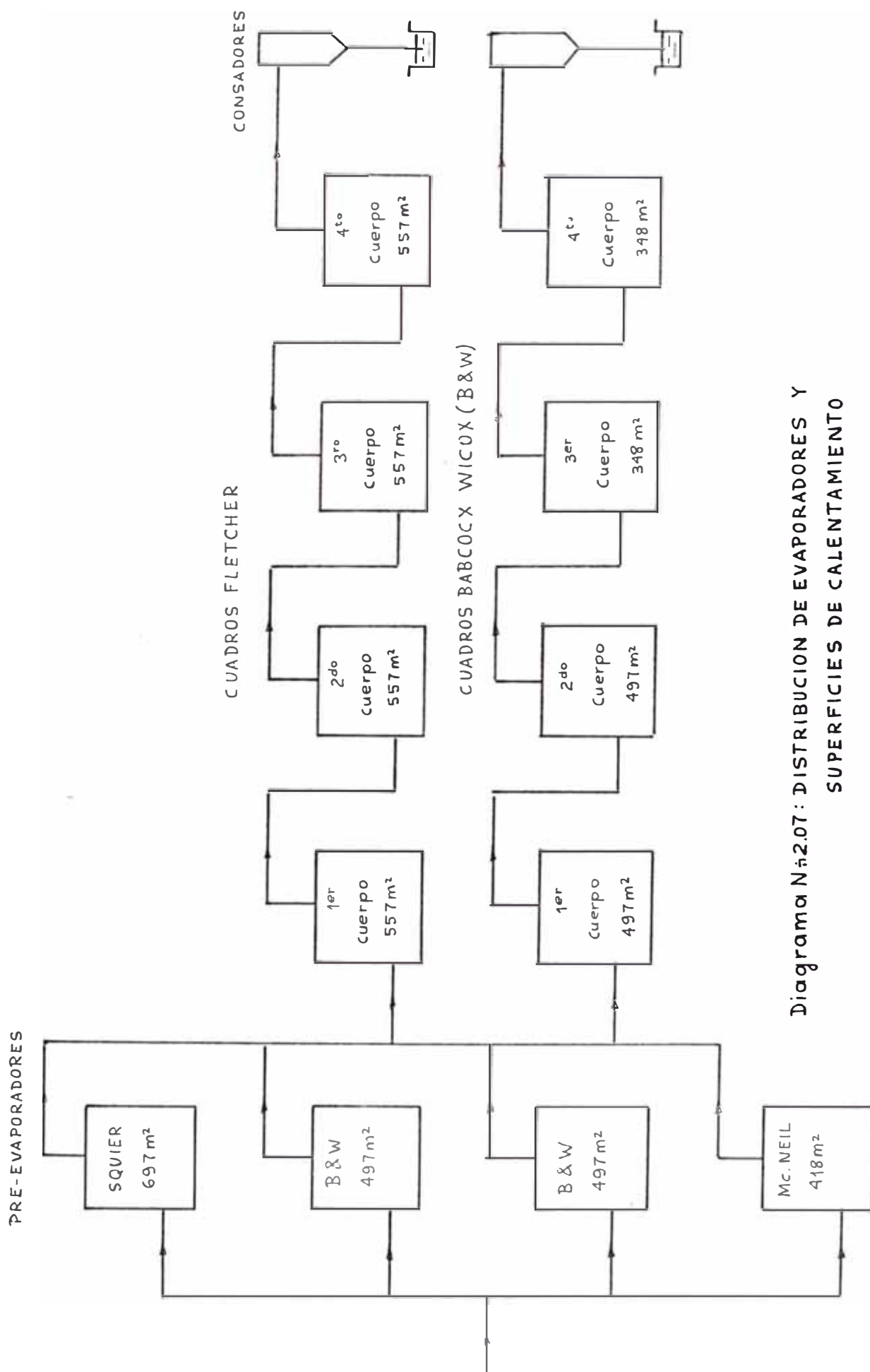


Diagrama N°2.07: DISTRIBUCION DE EVAPORADORES Y SUPERFICIES DE CALENTAMIENTO

cies de calentamiento de cada preevaporador. Normalmente solo los preevaporadores de 697 m² y 957 m² están en uso mientras se añade el preevaporador de 418 m², cuando las tasas de evaporación disminuyen a causa de la incrustación.

El preevaporador más amplio de 1,342 m² es raramente utilizado a raíz de dificultades de funcionamiento y el preevaporador de 418 m² está en malas condiciones dada su antigüedad.

Por consiguiente hay una superficie de calentamiento de 5,112 m², siendo su capacidad instalada para una molienda de 160 toneladas de caña por hora.

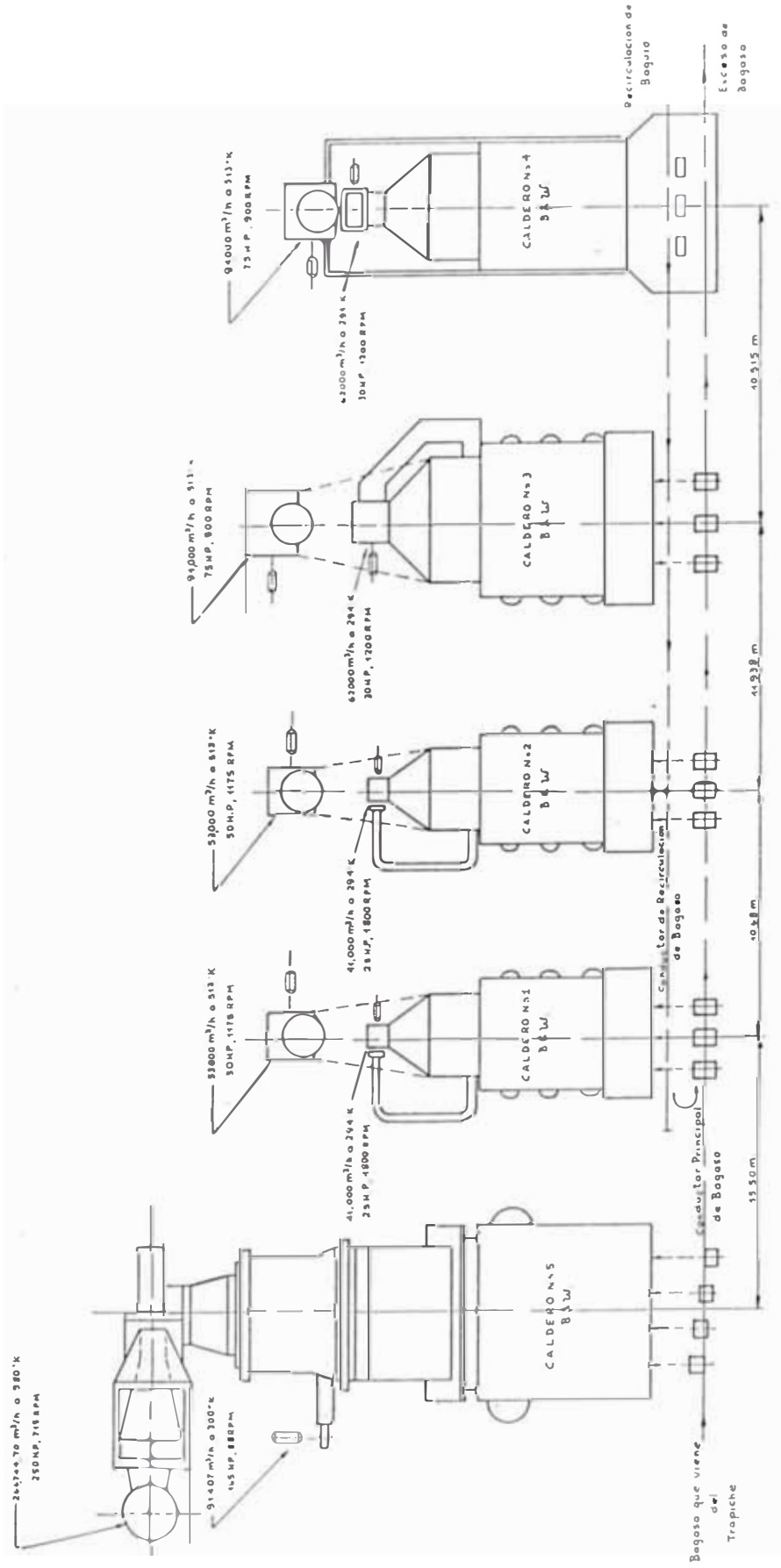
e) Calderos y producción de energía

e.1. Calderos de vapor

Actualmente se tienen en servicio cinco calderos con los datos siguientes : (mostrados en el Cuadro N° 2.18) capacidad, estado, edad, tipo de operación, presión de servicio, diseño y combustible que emplean.

El diagrama N° 2.08 muestra la disposición de la sección calderos.

Las cinco unidades son marca Babcoack y Wilcox de diversos grados de antigüedad.



— Superficie de Calefacción
 14203 m²
 — Máxima Producción de Vapor
 59.09 Ton/h
 Condiciones del Vapor
 27.57 bar/611 K o 4136 bar/613 K
 Puesto en Servicio
 Año 1973

— Superficie de Calefacción
 580 m²
 — Máxima Producción de Vapor
 17.27 Ton/h
 Condiciones del Vapor
 27.57 bar/611 K
 Puesto en Servicio
 Año 1954

— Superficie de Calefacción
 580 m²
 — Máxima Producción de Vapor
 17.27 Ton/h
 Condiciones del Vapor
 27.57 bar/611 K
 Puesto en Servicio
 Año 1954

— Superficie de Calefacción
 1030 m²
 — Máxima Producción de Vapor
 30.045 Ton/h
 Condiciones del Vapor
 27.61 bar/611 K
 Puesto en Servicio
 Año 1955

— Superficie de Calefacción
 975 m²
 — Máxima Producción de Vapor
 31.31 Ton/h
 Condiciones del Vapor
 27.27 bar/611 K
 Puesto en Servicio
 Año 1940

Diagrama N.º 2.08: DISPOSICION DE LA SECCION CALDERAS DEL INGENIO

CUADRO N° 2.18 - RELACION DE CALDERAS Y CARACTERISTICAS

UNIDAD	CAPACIDAD (Kg/h)	AÑO DE INSTALACION	ESTADO	PRESION DE SERVICIO bar	PRESION DE DISEÑO bar	COMBUSTIBLE USADO
1	17,272.72	1953	Regular	29.03	29.03	Petróleo y bagazo
2	17,272.72	1953	Regular	29.03	29.03	Petróleo y bagazo
3	30,045.45	1957	Regular	29.03	29.03	Petróleo y bagazo
4	31,818.18	1960	Regular	29.03	29.03	Bagazo
5	59,090.90	1973	Bueno	29.03	40.84	Petróleo y bagazo
	155,499.97					

Los números 1 y 2 entraron a operar en 1954, son del tipo Stirling de 4 domos, de 580 m² de superficie calórica y de una producción continua de 17,272 ton/h, 29.03 bar y 611°K.

El caldero N° 3 es de tipo similar, pero cuenta con 1050 m² de superficie calórica, puede producir 30,045 ton/h de vapor a 29.03 bar y 611°K.

El caldero N° 4 es la unidad más vieja, fué instalada en 1960, habiéndose adquirido, usado y con placa de construcción de 1937. Originalmente quemó gas como combustible, luego fué adaptado para quemar bagazo. En sus años de servicio ha tenido varios tubos rotos, se observa desgaste en ellas y en los huecos de expansión. Este caldero, al igual que el caldero N° 3 es del tipo Stirling, tiene una capacidad de generación de aproximadamente 31.81 ton/h. Estas cuatro unidades tienen hornos tipo Ward, calentadores de aire y ventiladores de tiro inducido y forzado, accionados por motores eléctricos, utilizan alimentadores simples regulados por compuertas que suministran el bagazo desde un conductor principal a través de chutes de descarga hacia cada horno.

El caldero N° 5 entró en operación en 1973, es de diseño moderno, tiene controles automáticos de ali

mentación de bagazo y agua, de tiro inducido y forzado, de nivel de agua, etc. La presión de diseño es de 40.84 bar a 655°K y la capacidad máxima continua es de 59.09 ton/h. Actualmente trabaja a 29.03 y 611°K, tal como los demás calderos. Tiene paredes de tubos de agua, parrilla basculante y puede quemar bagazo a petróleo, o ambos a la vez.

Este caldero trabajando a las condiciones de 40.84 bar y 655°K, podría servir para dar vapor al turbogenerador Siemens, aumentando su capacidad de generación a 5000 KW. Actualmente este turbogenerador trabaja con vapor de 29.03 bar y 611°K, siendo su capacidad de generación a las condiciones de 3870 KW. Los calderos se hallan instalados a lo largo del conductor de bagazo, viniendo de la sección trapiche, con el caldero N° 5 a la cabeza, recibiendo por lo tanto la mejor alimentación de bagazo.

El agua de alimentación de los calderos consta íntegramente de aguas condensadas de los evaporadores - (pre y primer cuerpo) y tachos.

No existe planta de tratamiento de aguas, periódicamente se adiciona soda cáustica y fosfatos, con el fin de controlar el PH del agua de calderos a 10.5-11.0. La temperatura del agua de alimentación se eleva a 395°K en el desareador, utilizando vapor

de escape de 2.042 bar.

La CAA Pucalá ha tenido un historial de bajo consumo de petróleo hasta 1980 (entre 0.164 y 5.04 galones/ton. de azúcar). A partir de 1980, el consumo a pasado primero a 33.18 (1980), luego 2.86 (1981) y 28.05 (1982), para elevarse a 77.56 galones/ton. de azúcar al 1º de Julio de 1983.

El consumo desmedido de petróleo se explica por el alto porcentaje de tiempo perdido (falta de caña y paros), por pérdidas de eficiencia en los hornos Ward de los calderos Nros. 1, 2, 3 y 4, debido al aumento en la cantidad de materia extraña en caña durante los últimos años, con el consecuente deterioro de la calidad del bagazo como combustible.

La capacidad instalada total de calderos es de 155.50 ton/h, sin considerar capacidad de reserva, esto alcanzaría para un ritmo de molienda de 160 toneladas de caña por hora.

e.2. Turbogeneradores

La planta eléctrica de Pucalá, tal como se muestra en el diagrama N° 2.09, comprende de tres turbogeneradores a vapor y tableros de control con barras de 4,160 y 2,400 voltios, 3 fases, 60 c/s. Los circuitos tienen interruptores con capacidad -

BANCO DE TRANSFORMADORES N°1
PARA FABRICA 1000 KVA
Transformadores manojosicos 48,36
marca General Electric de 333 KVA c/u
conectados en Y/Δ para 4160/480V

BANCO DE TRANSFORMADORES N°2
PERI FABRICA 1000 KVA
Transformadores manojosicos 17,3
marca Monalay de 333 KVA c/u
conectados en Y/Δ para 4160/480V

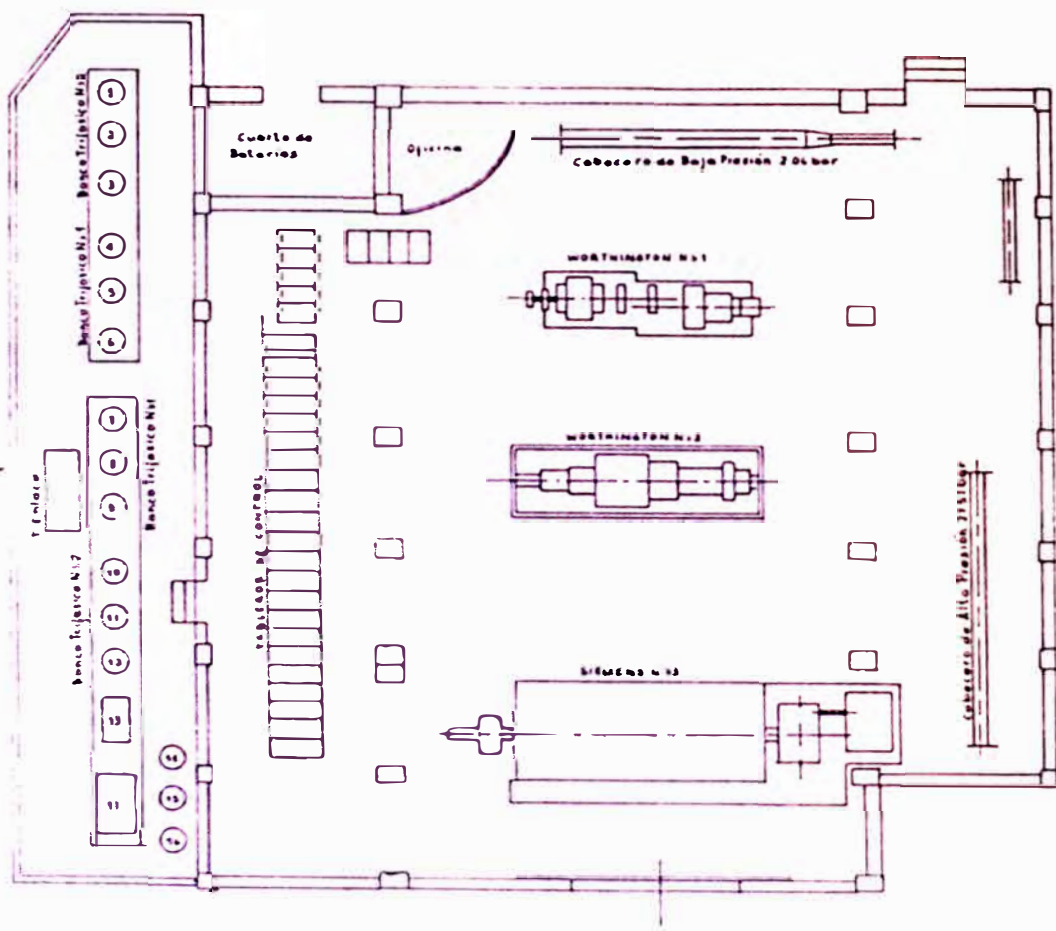
BANCO DE TRANSFORMADORES N°3
PARA EL CAMPO 1000 KVA
Transformadores manojosicos 18,3
marca Monalay de 333 KVA c/u
conectados en Y/Δ para 4160/4150V

BANCO DE TRANSFORMADORES N°4
PARA EL CAMPO 1000 KVA
Transformadores manojosicos 14,13
marca General Electric de 333 KVA c/u
para 4160/41250 V Y/Δ

TRANSFORMADOR DE ENLACE
Para conectar las barras de
4160 y 2400V. Trijístico de
3000 KVA

TRANSFORMADOR PARA EL CAMPO N°1
Trijístico marca Conapa Tabini
de 4160/41250V 3000 KVA

TRANSFORMADORES PARA PARTE DE
PESACION 14,13 KVA
de 1000 KVA c/u para 2400/240V



TURBOGENERADOR WORTHINGTON N°1
Condiciones del Vapor : 27,57 bar/511°K
Presión en el escape : 2,06 bar
Potencia Nominal : 1500 kW
Tensión Nominal : 2,400V
Factor de Potencia : 0,8
Frecuencia : 60 Hz

TURBOGENERADOR WORTHINGTON N°2
Condiciones del Vapor : 27,57 bar/511°K
Presión en el escape : 2,06 bar
Potencia Nominal : 2500 kW
Tensión Nominal : 4,160 KV
Factor de Potencia : 0,8
Frecuencia : 60 Hz

TURBOGENERADOR SIEMENS N°3
Condiciones del Vapor : 27,57 bar/511°K
Presión en el escape : 2,06 bar
Potencia Generada : 3000 kW @ 3975 kW
Tensión Nominal : 4,160 KV
Factor de Potencia : 0,8
Frecuencia : 60 Hz

Diagrama N°209 : DISPOSICION DE LOS TURBOGENERADORES EN LA
PLANTA ELECTRICA DEL INGENIO PUCALA

de interrupción de 250, 150 y 50 MVA.

La unidad N° 1 tiene 10 etapas, actualmente se encuentra en reparación, debido a que el eje está doblado, como consecuencia de un golpe de agua, producido en el año 1982. El consumo específico de vapor es del orden de los 11,515 Kg/Kwh.

La unidad N° 2 tiene 12 etapas, su capacidad nominal es de 2,500 KW, tiene un consumo específico de vapor de aproximadamente 12 Kg/Kwh. El generador que tiene acoplado no es el original, habiéndose cambiado por uno de marca Elliot, cuyo tiempo de servicio ya caducó, según recomendaciones técnicas.

La 3ra. unidad, marca Siemens, fué instalada en 1972 y es una unidad de mayor eficiencia, siendo su consumo específico de vapor de 10.76 Kg/Kwh, es capaz de operar a dos niveles de presión de entrada. Actualmente opera a 29.03 bar y 611°K, generando nominalmente 3,870 KW a 4,160 V, girando a 5000 r.p.m. Puede operar a 40.84 bar y 655°K, generando 5000 KW.

e.3. Generadores Diesel

Se tiene una central térmica en el anexo de Pátapo, ubicado a 4.5 Kms del Ingenio, el que trabaja en paralelo con los turbogeneradores para ase

gurar el suministro de energía eléctrica y durante las paradas de la fábrica. En dicha planta existen cinco generadores Diesel, los cuales se describen en el cuadro N° 2.19.

Todos estos grupos están conectados a través de transformadores a la línea de 13,200 voltios que sirve de enlace entre la Central Térmica de Pátapo y la Planta Eléctrica de Pucalá.

De los grupos anteriores, los más confiables son las unidades 4 y 5. La unidad 3 no trabaja en paralelo con el sistema, debido a la falta de equipo de sincronización y puede alimentar solo a todo el sector correspondiente a anexos. Los grupos Worthington son muy antiguos y de poca confiabilidad, la N° 2 tiene el eje de transmisión hacia el generador rajado justamente en el volante.

f) Casa de cocimiento de azúcar rubia

La disposición de los tachos al vacío en la casa de cocimiento se muestra en el diagrama N° 2.10. Se cuenta con 8 unidades disponibles con las características que se muestran en el cuadro N° 2.20.

La capacidad total de la sección tachos es superior para un ritmo de molienda de 160 toneladas por hora, siendo suficiente para 220 toneladas de caña por hora.

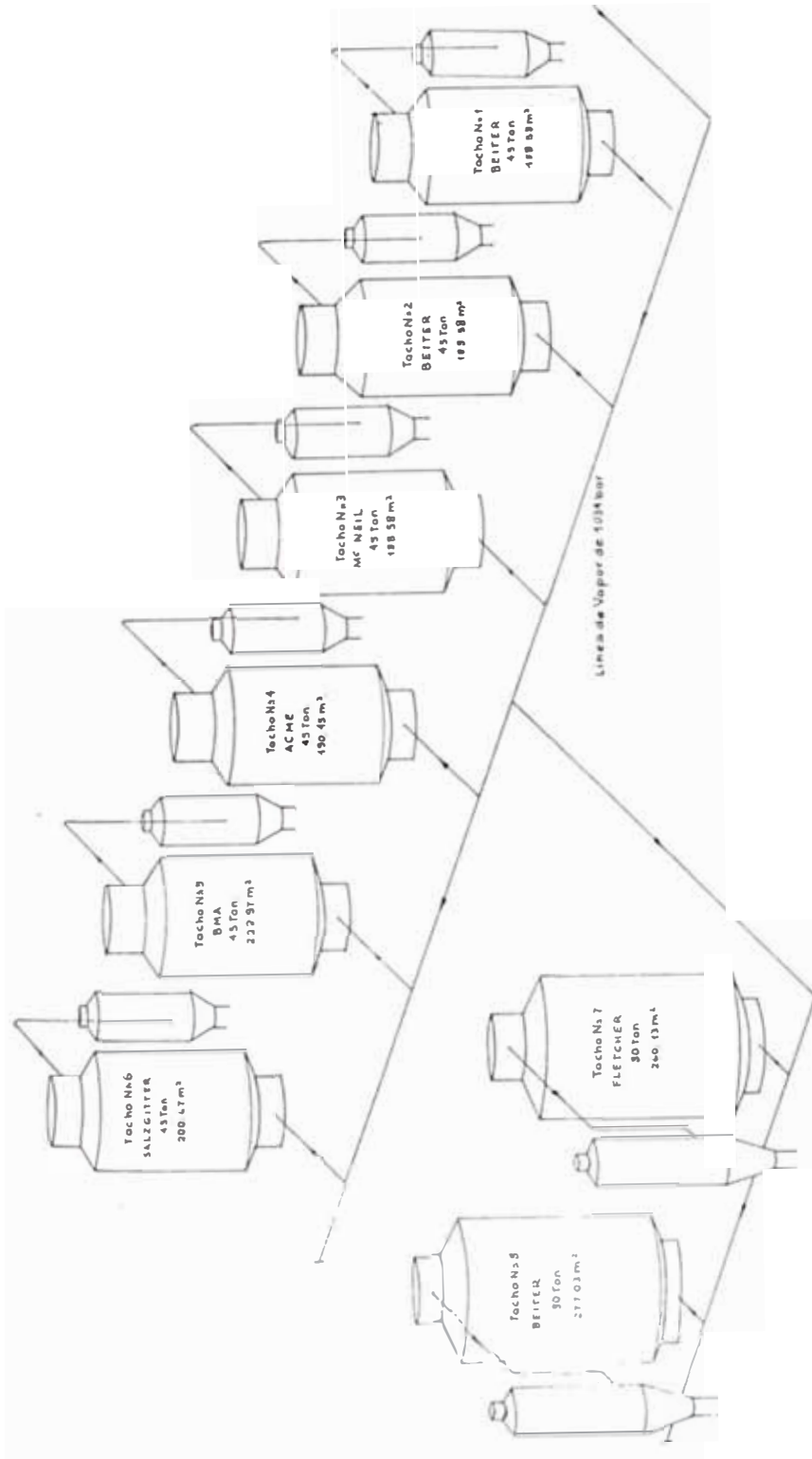


Diagrama N° 2 10 · DISPOSICION DE LOS TACHOS AL VACIO EN LA CASA DE COSIMIENTO DE ASUCAR RUBIA

CUADRO N° 2.19 - DATOS TECNICOS DE LOS GENERADORES DIESEL
DE LA CENTRAL TERMICA DE PATAPO

UNIDAD	MARCA	POTENCIA Kw	TENSION VOLTIOS	FASES	FRECUENCIA c/s	VELOCIDAD r.p.m	AÑO DE INSTALACION
1	Worthington	350	480	3	60	360	1948
2	Worthington	350	480	3	60	360	1948
3	Caterpillar	600	480	3	60	1200	1967
4	English Electric	500	2300	3	60	600	1967
5	English Electric	1500	2300	3	60	720	1968

CUADRO N° 2.20 - TACHOS AL VACIO DISPONIBLES

N°	CAPACIDAD Ton	SUPERFICIE m ²	VOLUMEN DE TRABAJO m ³	MARCA	TIPO DE MASA
1	45	188.58	30	Beiter	C
2	45	188.58	30	Beiter	C
3	45	190.45	30	Mc Neil	C
4	45	178.37	30	BMA	A
5	45	222.97	30	SMG	A
6	45	200.67	30	ACME	A
7	80	260.13	53	Flecher	A + B
8	80	277.03	53	Beiter	A + B

* El azúcar C es utilizada como alimentación para las masas cocidas A y B
La capacidad es suficiente para un ritmo de 220 toneladas de caña por hora

CUADRO N° 2.21 - PARA PURGAR LAS MASAS COCIDAS SE TIENEN INSTALADAS
LAS SIGUIENTES CENTRIFUGAS

MASA	MONTO	TAMAÑO	TIPO	RPM
A y B	3	1220 x 515	Automática	1200
A y B	2	1250 x 800	Automática	1200
A y B	2	1270 x 1000	Automática	1170
C	5	1105 x 610	Semiautomática	1800
C	4	1600 x 1310	Continua	2200
C	2	1750 x 950	Continua	2200

Estas estaciones son capaces de purgar la cantidad de masa corres-
pondiente a un ritmo de molienda de 220 toneladas de caña por hora.

g) Almacenamiento y manejo del azúcar

El depósito de azúcar puede albergar 3,500 toneladas, lo que es un poco más que la producción de una semana. El peso y el embolsamiento es realizado a una tasa de 30 toneladas por hora, lo que es satisfactorio.

h) Producción del azúcar refinada

La CAA Pucalá produce azúcar refinada, la cual es obtenida del azúcar cruda. El azúcar cruda es afinada en dos centrífugas, una continua de 2,400 r.p.m. y la otra automática de 1,170 r.p.m, para luego ser disuelta. El licor es tratado con CO₂ de los gases de la chimenea en 2 saturadores y bombeado a través de un calentador y posteriormente filtrado - mediante 2 flas-flo y un filtro suchar. El licor filtrado es cristalizado en dos tachos de vacío, de 45 toneladas cada uno. Las masas cocidas resultantes son purgadas en 4 centrífugas semiautomáticas , de 1000 r.p.m., luego el azúcar resultante es seca da y embolsada.

Los clarificadores Tacobs instalados son utilizados actualmente en clarificación de mieles B para desgomar al jarabe.

Los tachos al vacío de 45 toneladas nuevos e insta-

lados, tienen una capacidad de refinación de 250 toneladas de azúcar blanca por día.

Aprovechamiento de energía

Los resultados del balance energético que se explica más adelante, en la determinación del EQUILIBRIO ENERGETICO DEL INGENIO, confirman que para un ritmo de molienda de 160 toneladas de caña por hora y calentado el jugo mezclado únicamente con vapores de los así llamados preevaporadores (en realidad son primeros cuerpos del evaporador) y sin emplear el calentador del jugo clarificado, el consumo total de vapor de alta presión es de 120,583 toneladas por hora.

Esto incluye vapor para destilería, desareador del agua de alimentación de calderos, usos misceláneos y un nivel razonable de pérdidas de calor.

De la cantidad total de vapor de alta presión requerida, 52.81 ton/h se emplean para las turbinas de molinos, desfibradora, bombas agua de alimentación y ventiladores de tiro inducido del caldero N° 5 quedando 61,025 ton/h para la generación de electricidad.

Esto permite generar hasta 5200 KW de energía eléctrica con los turbogeneradores, manteniéndose así el

equilibrio energético en el ingenio.

El bagazo producido es suficiente para generar los 120,583 ton/h de vapor a alta presión en los calderos quedando, inclusive, un pequeño sobrante de bagazo.

Esto no significa que no debería haber consumo adicional de petróleo, excepto para los arranques y para compensar interrupciones prolongadas por falta de caña o paros laborales.

Potencial de producción

Hay ciertos "cuellos de botella" en el proceso que no permiten elevar la molienda a valores por encima de las 165 toneladas de caña promedio. Estos son: capacidad de generación de vapor en base al bagazo disponible, con el cual se puede obtener una máxima capacidad de 122,889 ton/h de vapor, capacidad de almacenamiento de azúcar, una semana de producción y capacidad de enfriamiento de masa cocida C.

2.3. DISTRIBUCION ENERGETICA EN EL INGENIO

La cogeneración es la producción simultánea de energía eléctrica o mecánica y energía térmica utilizable. La industria azucarera ha estado siempre a la vanguardia de la cogeneración por muchos años. El

ingenio azucarero típico cogenera simultáneamente - energía eléctrica para satisfacer su propia demanda energía mecánica para mover equipos mayores, tales como el tándem de molinos y energía térmica utilizable en forma de vapor de escape de baja presión para la utilización en el proceso de recuperación azucarera.

En todos los ingenios del Perú y del mundo, el proceso de elaboración del azúcar cuenta con el agua como elemento principal de transformación de la energía térmica, producida por la combustión de un combustible (bagazo o petróleo), agua que convertida - en vapor, a distintas presiones y temperaturas, cumple un ciclo a través de todo el proceso, en todas sus etapas, volviendo a su estado natural, al término del mismo.

En el ingenio de Pucalá el vapor generado en los calderos es sobrecalentado a una presión de 27.57 bar y 611°K . Este vapor sufrirá expansión en las turbinas de contrapresión, cogenerando energía eléctrica y energía mecánica con escape a 2.06 bar suministrando un vapor de aproximadamente 433°K . Este vapor deberá ser saturado agregándole agua hasta una temperatura aproximada de 411°K , para luego ser usado en el proceso de elaboración del azúcar.

Se requiere que el vapor sea saturado, debido a que la transmisión de calor saturado-pared es excelente, por el contrario el vapor sobrecalentado tiene un coeficiente de transmisión muy bajo.

En las turbinas de contrapresión o no condensación se produce, en las que están acopladas a generadores, energía eléctrica o una tensión de 2400 y 4,160 voltios, en las otras que se acoplan a otros equipos, tales como molinos de la sección trapiche, bombas de agua de alimentación y circulación o ventiladores, energía mecánica para ser usada en el mismo proceso.

La energía eléctrica generada en los turbogeneradores es aplicada para el accionamiento de todos los equipos del proceso :

- a) Equipo de preparación de caña, ejes de machetes niveladoras.
- b) Conductores de cana, de bagazo, de masa, de azúcar, elevadores, etc.
- c) Bombas : de agua, de jugo, de miel, de magna, - de lechada de cal, bombas de vacío, etc.
- d) Centrífugas, agitadores de cristalizadores y semilleros, agitadores de tachos.
- e) Auxiliares de calderos y planta de fuerza: ventiladores, bombas de petróleo.

- f) Estaciones de bombeo y rebombeo para el riego de caña.
- g) Alumbrado de fábrica, oficinas, servicios y poblaciones.

Se tiene una carga eléctrica máxima de 6500 KW, de los cuales un máximo de 5200 KW es generada por los turbogeneradores del ingenio, y el resto, aproximadamente 1300 KW son generados por los grupos Diesel de la Planta Térmica de Pátapo.

Las turbinas de contrapresión que suministran energía mecánica en el ingenio son aplicadas en :

- a) Desmenzadora de caña y accionamiento de 5 molinos de la sección trapiche.
- b) Bombas de agua condensada para los calderos y bombas de petróleo.
- c) Ventiladores de caldero, en el presente caso del caldero N° 5.

Se tiene una potencia instalada de 5,635 HP.

Se usa vapor de 27.57 bar en pequeña cantidad en algunos eyectores de los condensadores de algunos tachos.

El vapor saturado a 2.06 bar y 411°K es empleado en:

- a) Evaporación del jugo clarificado aplicado en los preevaporadores.

- b) En el calentamiento del agua condensada para los calderos, desoxigenación y eliminación de otros gases (desaireador).
- c) A través de la válvula reductora de vapor de 2.06 bar a 1.03 bar para compensar la demanda de vapor de 1.03 que no cubre la salida de los preevaporadores.
- d) Calentador de jugo clarificado y otros usos, como el secador de azúcar refinada.

El vapor saturado de 1.03 bar es empleado en :

- a) Evaporación del jugo que proviene de los preevaporadores en el múltiple efecto.
- b) Cristalización en tachos de las masas de 1ra., 2da., 3ra. y de refinería.
- c) Calentamiento del jugo encalado antes del proceso de clarificación.
- d) Otros usos: como alambique, calentadores de licor de refinería, etc.

Además se tiene una línea de vapor de 5.51 a 6.89 bar que se produce en una válvula reductora del vapor a 27.57 bar, este vapor de 5.51 bar es empleado en las centrífugas para el lavado del grano de masas de 1°, 2° y 3°.

Como se puede observar, de lo expuesto, la cantidad

de vapor que puede pasar por las turbinas de contra presión, depende de la cantidad que puede utilizarse en el proceso principal, puesto que esta utilización se refiere a la transferencia del calor contenido en el vapor, una vez que ha cedido hasta el calor de evaporación volverá al estado líquido, cediendo comenzar el ciclo desde el caldero.

A continuación se muestra el diagrama N° 2.11 en el que se describe el ciclo de vapor del Ingenio Azucarero Pucalá, incluyendo la distribución de vapor en el proceso de elaboración de azúcar.

En el ciclo de generación de energía térmica la cantidad de fluido o vapor que se manipula y transforma, depende de la cantidad de calor que ha de necesitarse en el proceso, considerando que las condiciones de presión y temperatura en las distintas etapas de transformación, deben ser mantenidas en valores fijos, determinados por las condiciones que requiera el proceso.

Siendo las turbinas elementos empleados en modificar las características del vapor, dentro de ciertos valores de presión y temperatura, la producción sea de energía eléctrica o mecánica estará limitada por la cantidad de vapor o fluido que pasa por ellas

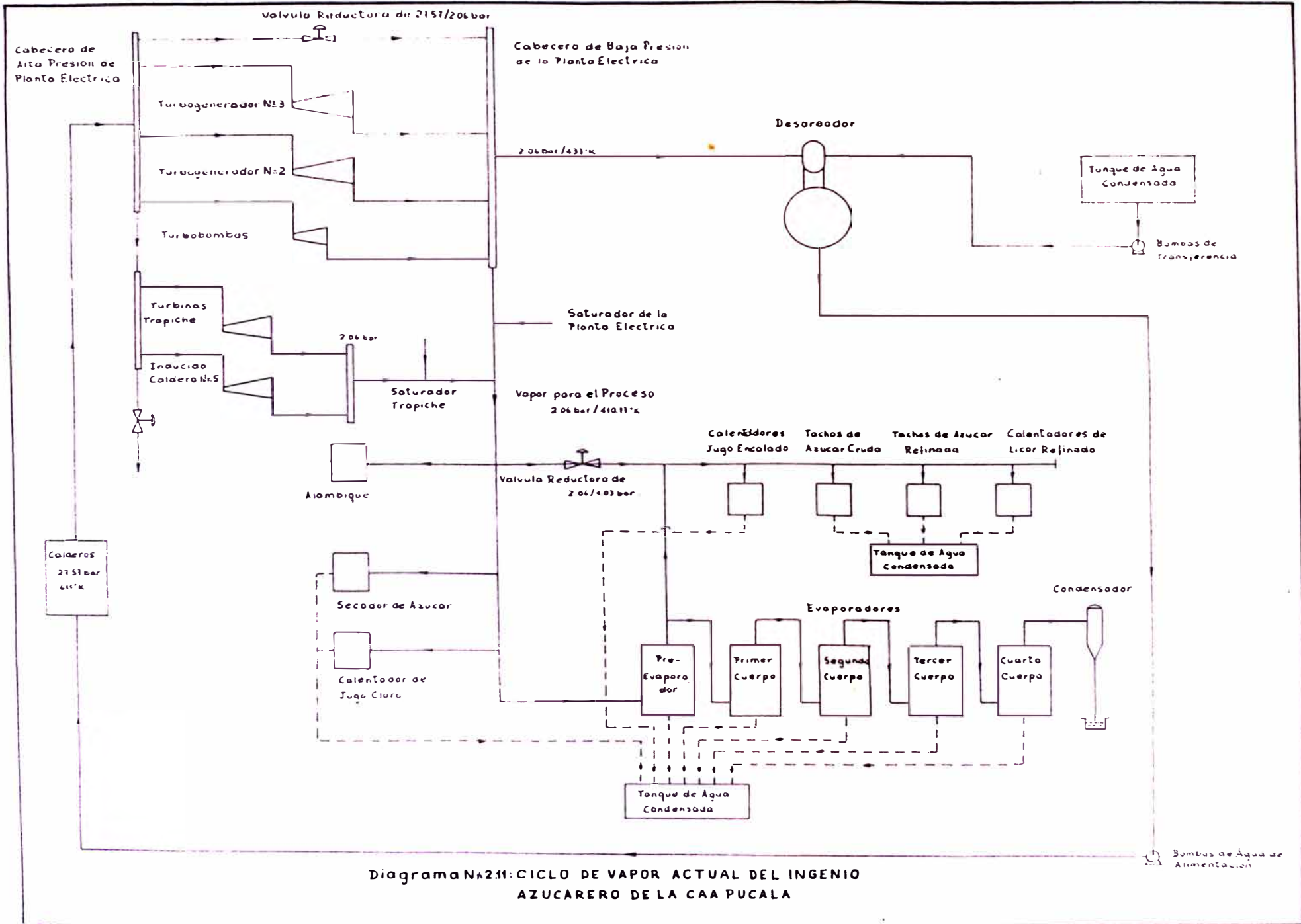


Diagrama N:2.11: CICLO DE VAPOR ACTUAL DEL INGENIO
 AZUCARERO DE LA CAA PUCALA

según los requerimientos de calor del proceso.

En toda nueva instalación se debe determinar los niveles de presión :

- a) Alta presión de salida de los calderos y para uso en turbinas.
- b) Presión de utilización en el proceso principal o de manufactura. Algunas veces, esta presión de utilización puede dividirse en dos.

Para lograr disponer una operación económica conveniente de las turbinas de vapor, es recomendable usar presiones entre 15 y 45 bar.

Las turbinas a vapor en las estaciones de servicio de hoy en día, están siendo diseñadas para presiones iniciales de hasta 164 bar y temperaturas de hasta 370°K.

Las condiciones promedio del vapor de las turbinas industriales, diseñadas hoy en día, son de aproximadamente 42 bar y 672°K. En el año 1930 este promedio fué de 17 bar y 533°K. Bajo los 15 bar el consumo de vapor en las turbinas incrementa rápidamente. Sobre los 45 bar, si bien es cierto que mejora la eficiencia del ciclo de vapor y disminuye el consumo de vapor en las turbinas, se requieren de costosas instalaciones, debido al incremento del costo

de los calderos, así como del cuidado y calidad del agua de alimentación al caldero, mantenimiento esperado y otros factores que deberían tenerse en cuenta frente al ahorro del combustible.

La baja presión es el límite superior de la presión necesaria en la sección de elaboración de azúcar (casa de cocimiento).

Para evitar el desarrollo de color en los jugos, asimismo la destrucción de la sacarosa, es recomendable no exceder una presión de 1.38 bar en los evaporadores de múltiple efecto. La presión recomendable para trabajar en el proceso de cristalización - en los tachos es entre 0.8 y 1.15 bar.

A continuación realizaremos el balance térmico del ingenio, el cual nos servirá para comparar y evaluar los cambios tecnológicos que pudieran considerarse en el futuro. Como resultado de este balance, especialmente el consumo de vapor para el proceso, puede ser algo más bajo y más favorable que en la realidad y puede ser considerado como factible con la disposición presente de la planta de azúcar operando totalmente en continuo.

Para la realización de este balance térmico consideramos a continuación una serie de datos promedio de

los mejores años de molienda del ingenio, los que han sido tomados de datos estadísticos, así como - capacidades totales de algunos equipos de elaboración, como es el caso de la sección refinería.

Ritmo de molienda, toneladas de caña en 24 horas

(ton.) 3,840.00

Fibra % caña	15.33
Fibra % bagazo	42.30
Sacarosa % bagazo	3.30
Humedad % bagazo	50.00
Impurezas % bagazo	2.30
Jugo mezclado % caña	100.00
Jugo filtrado % caña	5.00
Brix del jugo mezclado	15.00
Brix del jugo clarificado	14.00
Brix del jarabe	62.00
Temperatura del jugo mezclado a la salida del calentador de jugo	374.7°K
Temperatura del jugo mezclado a la entrada del calentador de jugo	313 °K

Cocimiento % de caña

Masa 1°	15.37
Masa 2°	8.01
Masa 3°	6.48

Brix de los cocimientos terminados

Masa 1°	81.46
Masa 2°	92.00
Masa 3°	93.95
Masas refinadas	90.00

Cristales % masa

Masas 1°	55.00
Masas 2°	50.00
Masas 3°	45.00
Masas refinadas	50.00

Brix de las mieles para cocimiento 1°,
2° y 3° 62

Brix del licor para cocimientos refina
dos 62

Capacidad total de refinería, tonelada
por día 250

2.3.1. Vapor requerido para el calentamiento del jugo total

Para hacer una adecuada clarificación del jugo total y, por consiguiente, de la separación de materias no solubles, contenidas en el jugo, se requiere que ésta sea previamente calentada, siendo la temperatura óptima de 378°k.

Para realizar este calentamiento se usa un intercambiador de calor que consiste en una calandria tubu

lar en la cual el jugo circula dentro de los tubos y el vapor, como medio de calentamiento alrededor de ellos. Con la ayuda de manijas apropiadas se consigue que el jugo pase un determinado número de veces de arriba hacia abajo y de abajo hacia arriba.

Se requiere que el vapor utilizado para el calentamiento como en las demás partes del proceso, que se verán en los siguientes puntos, sea saturado, ya que la transmisión de calor del vapor saturado-pared es excelente, por el contrario, el vapor sobrecalentado tiene un coeficiente de transmisión muy bajo, siendo de un valor aproximado de 0.8% del precedente, es decir, aproximadamente 100 veces menos. Este vapor es el escape de las turbinas, como podría ser el vapor sangrado de la batería de evaporadores de múltiple efecto, en cuyo caso se obtiene una economía razonable en el consumo del vapor directo.

Este calentamiento se puede hacer en dos etapas, usando el vapor sangrado del segundo efecto de evaporación seguido por el del primero. El principio puede extenderse usando cuatro etapas con el sangrado del 4°, 3°, 2° y 1° efecto, reemplazándose el uso del vapor de escape, obteniéndose un ahorro mayor de vapor, cuando es aplicado desde los últimos efectos, sin embargo como la temperatura del vapor

es menor en los últimos efectos, resulta menos útil, por lo tanto el sangrado es restringido al primer y segundo efecto, donde la temperatura es lo suficientemente alta para obtener una diferencia sustancial de temperatura entre este y el jugo a ser calentado, permitiéndose así un sustancial aumento de temperatura del jugo con una razonable superficie de calentamiento.

En el ingenio de Pucalá para cubrir el trabajo de calentamiento del jugo encalado se dispone de seis unidades, de las cuales cuatro se encuentran en servicio y dos están en reserva. Las cuatro que se encuentran trabajando están dispuestos en baterías de 2 y 2 en paralelo, alimentados con vapor de 0.55 bar. El vapor usado para esta parte del proceso debería ser, como ya se mencionó antes, de 1.034 bar, pero por razones de demanda de vapor e incapacidad para poder suministrarlos (capacidad de calderos) y expansiones que se han practicado, el consumo de vapor del ingenio, es mayor que la producción de vapor. Por el mismo motivo, la dimensión de las tuberías no es la adecuada, cuando se instalaron el flujo de vapor era menor, produciéndose por lo tanto altas pérdidas a través de éstas.

Las características del vapor a 0.55 bar son las si

guientes :

Temperatura de saturación= 385.64°K

Entalpía de vaporización - hfg = 2,200.9 KJ/Kg

El consumo de vapor para dicho calentamiento será:

$$Q = \dot{m}.C_p.\Delta_t = \dot{m}v.hfg$$

donde : $\dot{m}v$ - consumo de vapor, Kg/h

hfg - entalpía de vaporización, KJ/Kg

C_p - calor específico del jugo (*)

Δ_t - diferencia de temperatura del jugo, °K

\dot{m} - cantidad de jugo encalado, Kg/h

(*) para propósitos prácticos dentro del campo azucarero.

Las siguientes fórmulas nos dan el calor específico de los jarabes y melazas con suficiente aproximación para propósitos prácticos :

$$C_p = 4.1868 (1 - 0.0068) \frac{KJ}{Kg \cdot ^\circ K}$$

donde : B - Brix de la solución

Siendo el brix del jugo encalado de 15 grados, el calor específico será :

$$C_p = 4.1868 [1 - 0.006(15)]$$

$$C_p = 3.809 \text{ KJ/Kg.}^\circ\text{K}$$

Para determinar el flujo encañado recurriremos a los datos estadísticos :

Jugo mezclado % caña (JM) - 100

Jugo filtrado % caña (JF) - 5

Total de jugo (JT) = JM + JF = 105%

Por lo tanto para un ritmo de molienda de 160 toneladas/hora, resulta 168 ton/hora.

La temperatura del jugo encañado a la entrada y salida de los calentadores es de 313°K y 374.7°K respectivamente, siendo estas lecturas leídas.

Es necesario mencionar que el nivel óptimo de calentamiento del jugo para realizar una excelente clarificación es de 373°K, al que Pucalá no llegó por razones operativas.

Reemplazando valores en la ecuación tenemos

$$168,000 \times 3.809 \times (374.7 - 313) = \dot{m}_v \times 2,220.9$$

por lo tanto : $\dot{m}_v = 17,782.106 \text{ Kg/h}$

Considerando las pérdidas de calor de acuerdo con el diseño de aislamiento (tanto de las baterías de calentadores, como de las tuberías que las une), las pérdidas de calor varían entre 4 y 8%, siendo un promedio de 5%, cuando el aislador está convenientemente instalado.

temente aislado. Es así que el flujo de vapor requerido sería de 18,718.00 Kg/h. equivalente a 11.698% cana.

2.3.2. Vapor requerido para el proceso de evaporación

El objetivo de la evaporación es eliminar la mayor cantidad de agua presente en el jugo clarificado, el cual es azúcar disuelta en agua junto con ciertas impurezas que denominaremos como jarabe.

La concentración se lleva al máximo tratando de dejar al líquido madre en el espacio libre de los cristales. A la mezcla obtenida, cristales sólidos y licor madre, se les da el nombre de "masa cocida", cuyo tratamiento es diferente al que se le da al jugo o jarabe

- a) Evaporación propiamente dicha, que va del jugo clarificado al jarabe, dando un producto líquido.
- b) El cocimiento que comienza justo antes de que aparezcan los granos en el jarabe y que continúa hasta la máxima concentración.

El punto de cristalización del jugo de caña se encuentra entre los 78 y 80 grados brix. Teóricamen-

te la evaporación podría llevarse hasta los 72 ó 75 grados brix, en la práctica por razones operativas en los tachos de cocimiento, se necesita un brix no mayor de 70 grados, por lo tanto, la evaporación se prevé y ajusta para que el brix del jarabe permanezca comprendido entre 60 a 70 grados brix para la fabricación de azúcar cruda y 50 a 60 grados brix para la fabricación de azúcar blanca.

La cantidad de agua que se evapora por unidad de jugo clarificado está dada por la siguiente fórmula:

$$e = \left(1 - \frac{BJ}{Bs}\right)$$

donde · e - peso del agua por evaporar por unidad de jugo clarificado

BJ - grados brix del jugo clarificado

Bs - grados brix del jarabe

De datos se tiene que BJ = 14 y Bs = 62, por lo tanto es igual a 77.419%

Puede observarse que la evaporación en las fábricas de azúcar resultan ser muy importantes, ésta es una operación en la cual se elimina la mayor cantidad de material, un aproximado del 77.42% del peso de la caña.

La operación de evaporación se lleva a cabo en los evaporadores de múltiple efecto, consisten en cuerpos con calandrias a través de las cuales se realiza el intercambio de calor desde el vapor de calentamiento hacia el jugo frío. El jugo pasa a través de los cuerpos en un flujo continuo, evaporándose continuamente. En el primer cuerpo, el vapor de calentamiento es el vapor de escape de las turbinas, el cual hace hervir el jugo que a su vez se evapora creando un vapor al cual se le denomina vapor vegetal, que es utilizado para la evaporación del jugo en el siguiente cuerpo, así sucesivamente hasta llegar al último cuerpo, cuyo vapor vegetal es condensado. Para lograr este tipo de operación se expone a los subsiguientes cuerpos a presiones cada vez menores, llegándose al vacío en los últimos cuerpos y así lograr que el punto de ebullición del jugo sea cada vez menor para poder lograr su evaporación en un determinado cuerpo, con el cual se evapora al anterior.

En la práctica se utilizan evaporadores de triple efecto y quintuple efecto, siendo la más generalizada la de utilizar un preevaporador, seguido de una batería de cuatro evaporadores, utilizando el primeo de ellos vapor directo de escape y los subsiguieno

tes vapor vegetal.

El inventor de este tipo de evaporación fué un americano de origen francés llamado Norbert Rillieux, quien establece en su "primer principio" que en un evaporador de múltiple efecto, con "n" efectos, una unidad de vapor evapora n unidades de agua. En su segundo principio, llevado a la práctica de sangrado de vapor, establece que si se sangra un peso "W" de vapor del efecto número "m" de "n" efectos y es usado en lugar del vapor directo de escape de las turbinas o máquinas a vapor, para un servicio determinado, se logra una economía de vapor de un valor igual a $\frac{m}{R} \times W$.

Por ejemplo, si se sangra vapor del primer efecto de una batería de cuádruple efecto, se obtiene un ahorro del 25% del vapor de escape a ser usado. Esta es una de las razones por las cuales el vapor utilizado para los tachos de cocimiento, así como para los calentadores, generalmente es el vapor vegetal sangrado a la salida del primer o segundo efecto.

El término "sangrado de vapor" es usado para describir el uso de vapor, de acuerdo al segundo principio de Rillieux, en el calentamiento del jugo o cocimiento en los tachos al vacío, reemplazándose así la cantidad equivalente de vapor de escape. Tal vapor

puede ser tomado desde algún cuerpo de múltiple efecto, siendo mayor el ahorro, cuando el vapor es sangrado desde el último efecto. Sin embargo debido a que la temperatura es menor en los últimos efectos, resulta menos útil la razón por la cual el sangrado está restringido al primer o segundo efecto, donde la temperatura del vapor es lo suficientemente alta para dar una sustancial diferencia de temperatura entre éste y el jugo a ser calentado, permitiendo así un sustancial aumento de temperatura del jugo con una razonable superficie de calentamiento.

En el ingenio de Pucalá se dispone de dos baterías de evaporadores de quíntuple efecto en servicio y uno fuera de servicio. El primer cuerpo es el pre evaporador, el cual utiliza como medio de calentamiento el vapor de escape de las turbinas a contra presión. A la salida de este primer cuerpo se realiza el sangrado de vapor que está a una presión de 0.55 bar, el cual será utilizado para los tachos de azúcar cruda, tachos de azúcar refinada, calentamiento de jugo encalado y calentamiento del licor para el azúcar refinada, este vapor es complementado con el vapor reducido que pasa a través de la reductora de 2.06 bar/1.03 bar, cuyo flujo depen

de de las necesidades del proceso.

Para poder calcular el consumo actual de vapor, así como las evaporaciones en cada uno de los cuerpos, se han medido las condiciones de trabajo en las baterías, tales como los grados brix del jugo a través de los diferentes efectos y la presión reinante en cada cuerpo.

Los datos promedio son los mostrados en el cuadro N° 2.22.

Estos datos que se disponen están basados en la experiencia real y no será necesario efectuar cálculos por transferencia de calor, solamente se tomará en cuenta el consumo de vapor.

Las evaporaciones que se obtienen en los diferentes cuerpos, tal como se explicó antes, será calculada de la siguiente manera

Evaporación por unidad de peso del jugo (e_i) :

$$e_i = (1 - B_o/B_s)$$

Evaporación del jugo en el cuerpo i (E_i) :

$$E_i = e_i \cdot J_o$$

Jugo que sale del cuerpo i (J_s) :

$$J_s = J_o - E_i - (B_o/B_s) J_o$$

CUADRO N° 2.22 - GRADOS BRIX, PRESION Y TEMPERATURA EN CADA CUERPO DE EVAPORADORES

	°BRIX	PRESION (bar)	TEMPERATURA (°K)
Entrada del preevaporador	14	1.794	404.11
Salida del preevaporador	18.5	0.55	336
Salida del 1er. cuerpo	23	0	373
Salida del 2do. cuerpo	30.0	5.86 Hg vacio	367
Salida del 3er. cuerpo	41	13" Hg vacio	357
Salida del 4to. cuerpo	62	26" Hg vacio	325.20

- donde
- e_i - evaporación por unidad del peso del jugo que ingresa al cuerpo i
 - B_0 - grados brix del jugo que ingresa al cuerpo 1 , °B
 - B_s - grados brix del jugo que sale del cuerpo 1 , °B
 - E_i - evaporación total del jugo en el cuerpo 1 , Kg/h
 - J_0 - jugo que entra al cuerpo i , Kg/h
 - J_s - jugo que sale del cuerpo i , Kg/h

En el cuadro N° 2.23 se muestra el resultado de los cálculos realizados para cada cuerpo.

Comprobando la evaporación total :

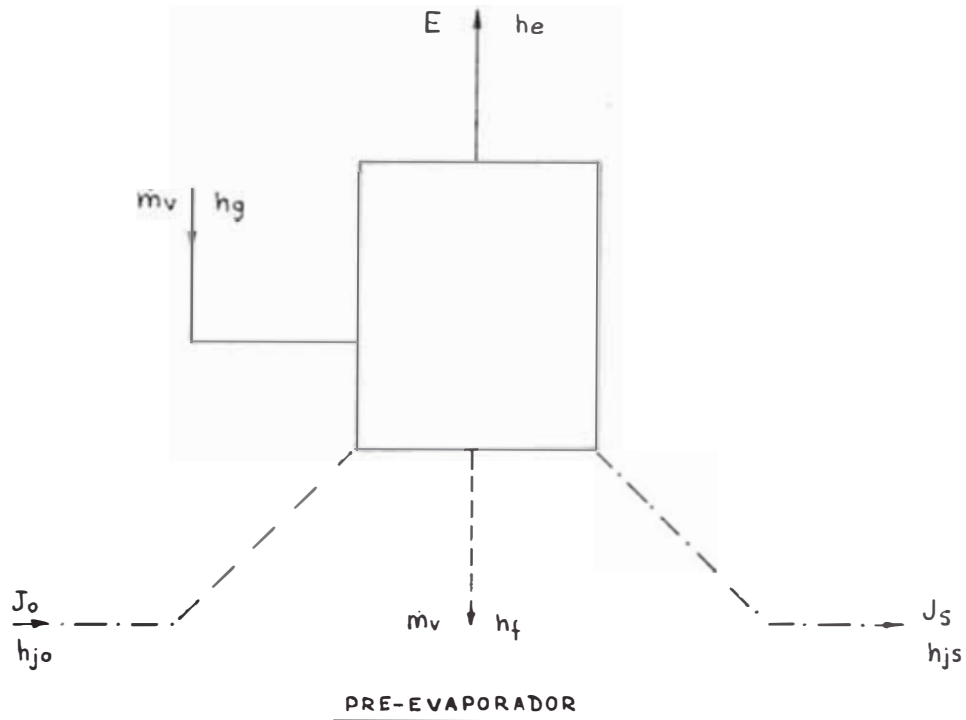
$$ET = 168,000 (1 - 14/62) = 130,064.51 \text{ Kg/h}$$

A continuación procederemos a calcular el consumo de vapor directo que viene del escape de las turbinas en el preevaporador, por lo que debemos tener en cuenta que el sistema actual está en balance y del que se han tomado los datos de temperatura, presión y brix en cada uno de los cuerpos.

CUADRO N° 2.23 - EVAPORACIONES POR CADA CUERPO DE EVAPORADORES

	JUGO QUE ENTRA AL CUERPO (Kg/h)	EVAPORACION TOTAL DEL JUGO EN EL CUERPO	JUGO QUE SALE DEL CUERPO (Kg/h)
Preevaporador	168,000	40,864.864	127,135.1351
1er. cuerpo	127,135.135	24,874.265	102,260.8695
2do. cuerpo	102,260.8695	23,860.869	78,399.999
3er. cuerpo	78,399.999	21,034.146	57,365.852
4to. cuerpo	57,365.852	19,430.369	37,935.4842

Consumo de vapor directo en el preevaporador:



Del esquema anterior se tiene que dentro del balance real, los valores de E, Jo y Js en el preevaporador, han sido calculados anteriormente, de donde se tiene que : Evaporación producida en el preevaporador :

Evaporación producida en el preevaporador :
$$E = 40,864.864 \text{ Kg/h}$$

Jugo que entra al preevaporador :

$$J_0 = 168,000.000 \text{ Kg/h}$$

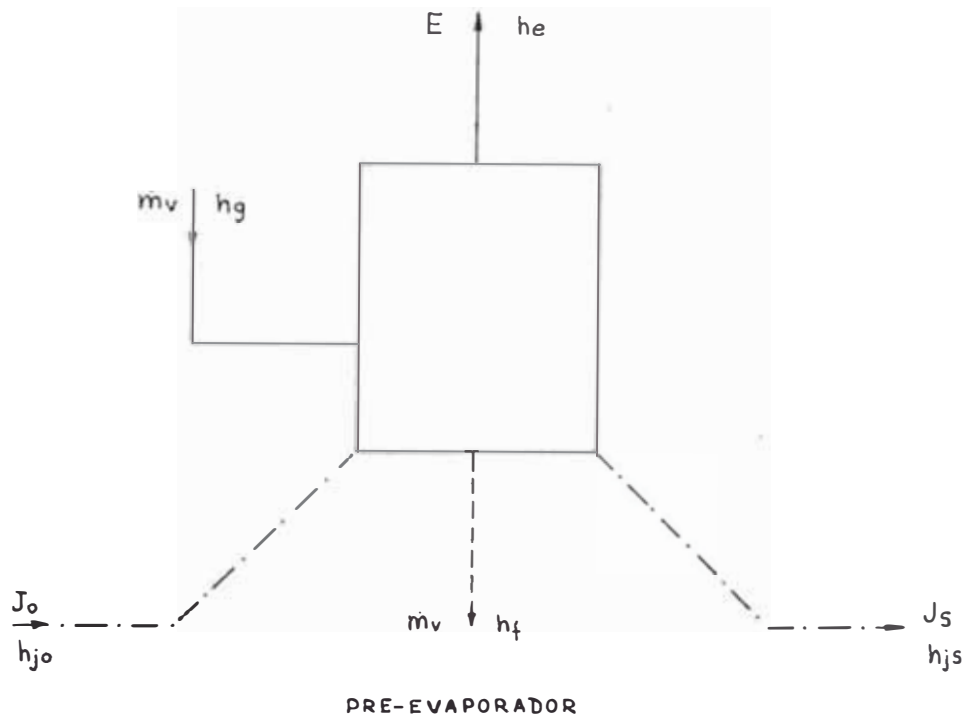
Jugo que sale del preevaporador :

$$J_s = 127,135.135 \text{ Kg/h}$$

Flujo de vapor directo :

$$m_v - ?$$

Consumo de vapor directo en el preevaporador:



Del esquema anterior se tiene que dentro del balance real, los valores de E, Jo y Js en el preevaporador, han sido calculados anteriormente, de donde se tiene que : Evaporación producida en el preevaporador :

$$E = 40,864.864 \text{ Kg/h}$$

Jugo que entra al preevaporador :

$$J_o = 168,000.000 \text{ Kg/h}$$

Jugo que sale del preevaporador :

$$J_s = 127,135.135 \text{ Kg/h}$$

Flujo de vapor directo

$$m_v - ?$$

Como paso siguiente aplicaremos la primera ley de la termodinámica para un flujo estable en estado estable :

$$\dot{m}_v \cdot h_v + J_o \cdot h_{j_o} - E \cdot h_e + J_s \cdot h_{j_s} + \dot{m}_v \cdot h_f$$

$$\dot{m}_v = \frac{E \cdot h_e + J_s \cdot h_{j_s} - J_o \cdot h_{j_o}}{h_v - h_f}$$

Teniendo en cuenta que el calor de vaporización del vapor directo $h_{fg} = h_v - h_f$, tenemos :

$$\dot{m}_v = \frac{E \cdot h_e + J_s \cdot h_{j_s} - J_o \cdot h_{j_o}}{h_{fg}}$$

En los cálculos de evaporación, las características del vapor de agua saturado, intervienen en todo momento, por lo tanto deberán tenerse en cuenta los siguientes parámetros :

1. La temperatura de ebullición $t^\circ K$ del agua correspondiente a cada presión.
2. Calor propio o calor sensible contenido en el agua a esta temperatura.
3. Calor latente o calor simple de vaporización del agua para esta temperatura, es decir, la cantidad de calorías que es necesario dar al agua para transformarla en vapor a una temperatura y a una presión dadas.
4. Calor total del agua a partir de $273^\circ K$, para

transformarlo en vapor a $t^{\circ}\text{K}$, en kilojoules.

Por lo tanto procederemos al cálculo del flujo de vapor directo \dot{m}_v , para el que definiremos los siguientes valores que intervienen en la fórmula de cálculo :

h_e - calor total del vapor vegetal a 386°K , KJ/Kg

$$h_e = 2,683.73 \text{ KJ/Kg}$$

h_{js} - calor sensible del jugo a la salida del pre evaporador a 386°K

$$h_{js} = C_p(t - 273)$$

El calor específico del jugo puede calcularse utilizando la expresión

$$C_p = (1 - 0.006B) 4.1868$$

Siendo B el grado brix del jugo a la salida del pre evaporador de 18.5, entonces $C_p = 3.722$

Por lo tanto :

$$h_{js} = 3.722 (386 - 273) = 420.586 \text{ KJ/Kg}$$

h_{jo} - calor sensible del jugo a la entrada del pre evaporador a 378°K .

Igual que en el caso anterior, $h_{jo} = C_p(t - 273)$

Siendo el grado brix del jugo a la entrada del preevaporador de 14° .

Por lo tanto :

$$h_{jo} - 402.686 \text{ KJ/Kg}$$

$$h_{fg} - \text{calor latente de vaporización del agua a 1.771 bar}$$

De las tablas de vapor

$$h_{fg} - 2,175.88 \text{ KJ/Kg}$$

Reemplazando valores para el cálculo de mv, tenemos:

$$\dot{m}_v - \frac{40,864.864 \times 2,683.73 + 127,135.135 \times 420.586 - 168,000 \times 402.686}{2,175.88}$$

$$\dot{m}_v - 43,896.399 \text{ Kg/h}$$

Considerando 10% de pérdidas de calor, dado el tipo de aislamiento y el área de calentamiento, tenemos - que el flujo de vapor directo será :

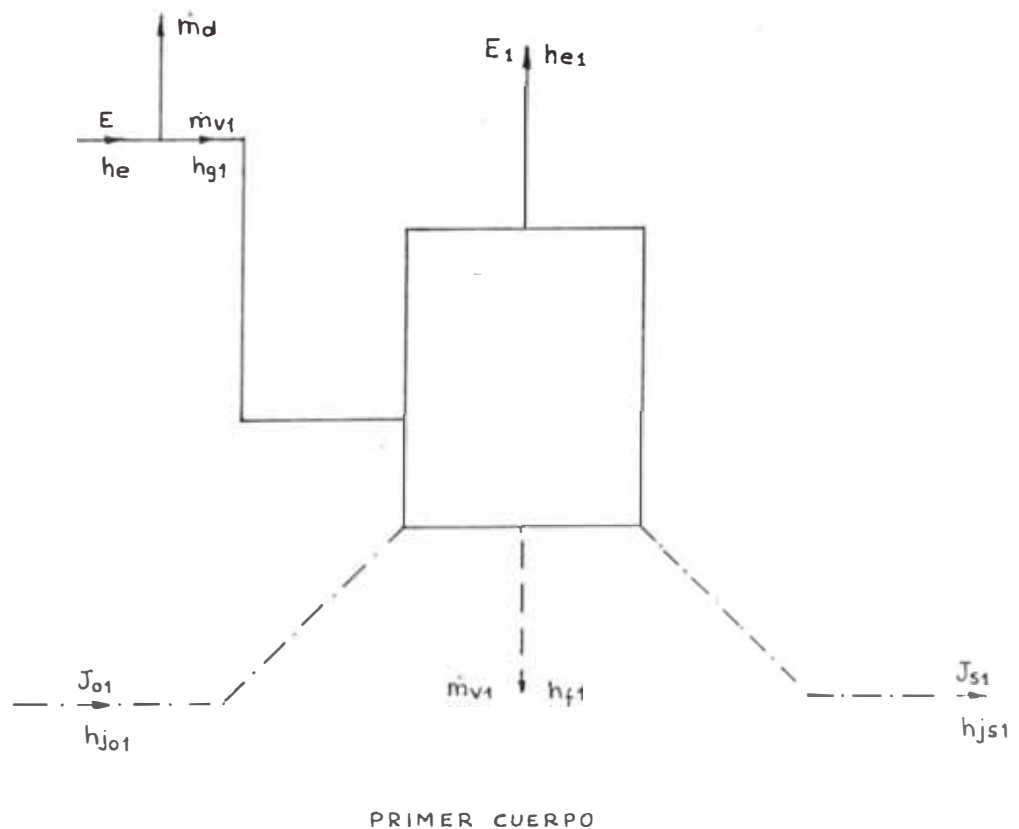
$$\dot{m}_v = 48,774.332 \text{ Kg/h, equivalente a 30.48\% cana.}$$

Es necesario anotar que la presión del vapor directo sufre una caída de presión, razón por la cual la presión de este vapor en el preevaporador resulta ser de 1.794 bar y no los 2.06 bar que es la presión en el escape de las turbinas.

Igualmente al cálculo del flujo de vapor directo utilizado en el preevaporador, procederemos a realizar el cálculo del consumo de vapor en el primer cuerpo

de evaporadores, deberemos tener en cuenta que el sistema actual está en balance. A partir de este cálculo se podrá determinar la cantidad de vapor vegetal que se puede sangrar y ser utilizado para los tachos de cocimiento de azúcar cruda, refinada y otros ya antes mencionados. En el caso de los demás cuerpos y de acuerdo al balance del sistema, éstos consumen la integridad de sus vapores vegetales

Consumo de vapor en el primer cuerpo o primer efecto :



Del esquema anterior se tiene que dentro del balance de evaporación ya antes mencionado, los valores de E , E_1 , J_{o1} y J_{s1} son valores ya conocidos.

Evaporación producida en el preevaporador :

$$E = 40,864.864 \text{ Kg/h}$$

Evaporación producida en el primer efecto :

$$E_1 = 24,874.265 \text{ Kg/h}$$

Jugo que entra en el primer efecto :

$$J_{o1} = 127,135.135 \text{ Kg/h}$$

Jugo que sale en el primer efecto :

$$J_{s1} = 102,260.869 \text{ Kg/h}$$

Flujo de vapor vegetal usado en el primer efecto :

$$\dot{m}_{v1} -$$

Flujo de vapor disponible (vapor sangrado)

$$\dot{m}_d = E - \dot{m}_{v1}$$

Aplicando la primera ley de la termodinámica para un flujo estable en estado estable, tenemos :

$$\dot{m}_{v1} = \frac{E_1 \cdot h_{e1} + J_{s1} \cdot h_{js1} - J_{o1} \cdot h_{jo1}}{h_{fg1}}$$

de donde : h_{e1} - calor total del vapor vegetal a 373°K

$$h_{e1} = 2666.99 \text{ KJ/Kg}$$

h_{js1} - calor sensible del jugo que sale del primer efecto a 373°K

$$h_{js1} = C_p (t - 273)$$

$$C_p = \left[1 - 0.006 (23) \right] \times 4.1868 - 3.609 \text{ KJ/Kg.}^\circ\text{K}$$

$$h_{js1} = 3.609 \times 373 = 360.90 \text{ KJ/Kg}$$

h_{jo1} - calor sensible del jugo que ingresa al primer efecto a 386°K

$$h_{jo1} = C_p (t - 273)$$

$$C_p = \left[1 - 0.006 (18.5) \right] \times 4.1868 - 3.722 \text{ KJ/Kg.}^\circ\text{K}$$

$$h_{jo1} = 3.722 \times 386 = 420.77 \text{ KJ/Kg}$$

- h_{fg1} - calor de vaporización del vapor vegetal a 386°K

$$h_{fg1} = 2,210.63 \text{ KJ/Kg}$$

Reemplazando valores en la ecuación de cálculo del vapor m_{v1} :

$$m_{v1} = \frac{24,874.265 \times 2666.99 + 102,260.869 \times 360.90 - 127,135.135 \times 420.77}{2,210.63}$$

$$\dot{m}_{v1} = 22,505.137 \text{ Kg/h}$$

Considerando el 10% de pérdidas, tenemos que

$$\dot{m}_{v1} = 25,005.7084 \text{ Kg/h}$$

El vapor vegetal disponible para ser sangrado a la salida del preevaporador y que es utilizado para

los servicios de 0.54 bar, sería :

$$\dot{m}_d - E - \dot{m}_v 1 = 40,864.864 - 25,005.7084$$

$$m_d - 15,859.156 \text{ Kg/h, equivalente a } 9.91\% \text{ caña}$$

A continuación en el diagrama N° 2.12 se muestra el resultado del balance total realizado en la sección de evaporadores.

2.3.3. Vapor requerido para el proceso de cocimiento del azúcar cruda

La operación conocida en la fábrica como cocimiento de azúcar es esencialmente el proceso de cristalización, el cual se lleva a cabo en evaporadores al vacío de simple efecto, diseñados para el tratamiento de materiales viscosos, conocidos como tachos al vacío. El tacho al vacío es un cristalizador al vacío, en el cual se controla el grado de saturación y mantenida por evaporación solvente.

El tacho al vacío es un recipiente que proporciona espacio al líquido en ebullición para el elemento de calentamiento que es el que suministra el calor por condensación del vapor y una tubería de vapor conectada al condensador y éste a una bomba de vacío. Se incluye un separador de arrastre en el pasaje de vapor vegetal, ya sea en el tacho o tubería

Sangrado de Vapor Disponible
del Pre-Evaporador
15.859.156 Kg/h.

Consumo de vapor
en Evaporadores
48.774.332 Kg/h.

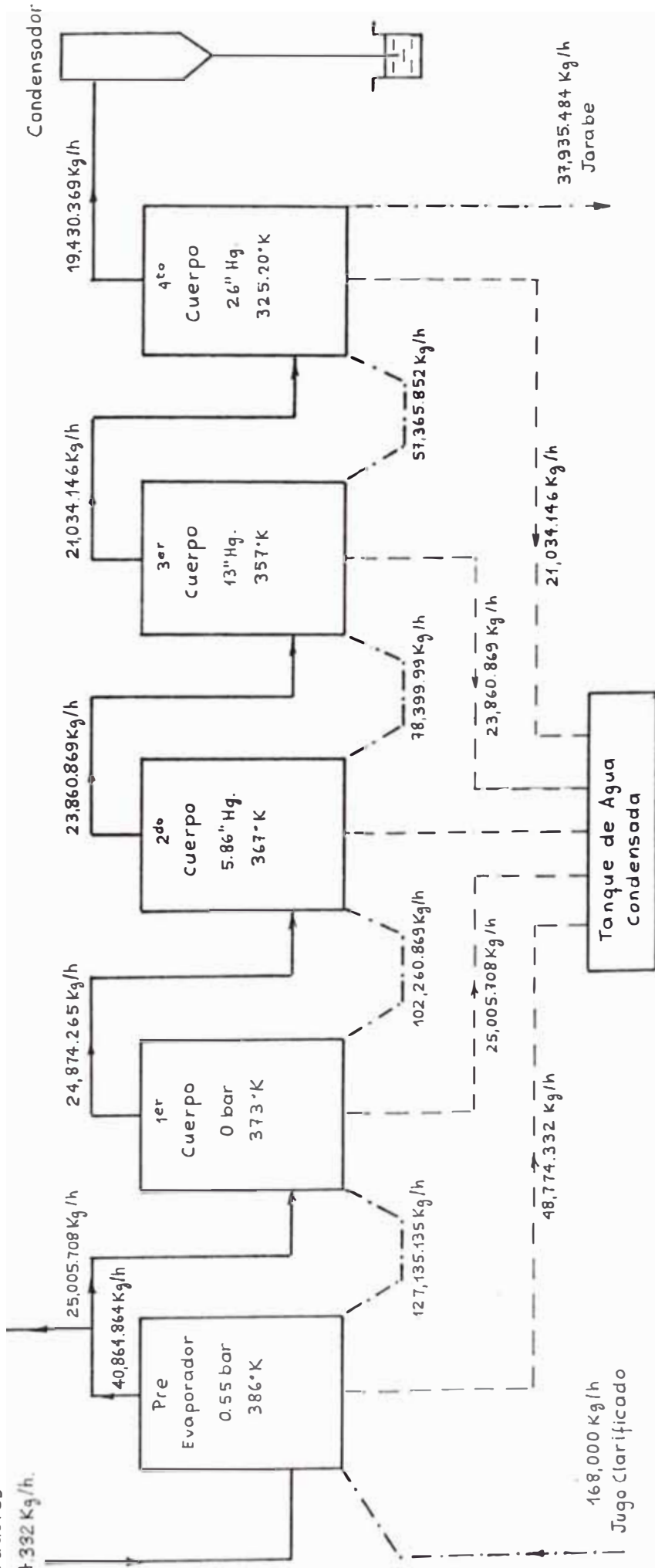


Diagrama N° 2.12: BALANCE DE VAPOR EN LA SECCION EVAPORADORES
DEL INGENIO DE LA CAA PUCALA

de vapor. El elemento de calentamiento puede tomar varias formas, siendo la más común la forma de serpentín o calandria.

Esta parte del proceso complementa la evaporación iniciada en los evaporadores de múltiple efecto en los que el jugo entra con 13-16 grados brix, para luego salir en forma de jarabe con una concentración óptima de 60-70 grados brix. Esta es una concentración adecuada para hacer el cambio de los evaporadores de múltiple efecto a los tachos al vacío. Esta concentración podría llevarse a más en los evaporadores, con lo que se logra un mejoramiento en la economía del vapor y a su vez menos trabajo de evaporación en el simple efecto, pero resulta inconveniente para el azucarero obtener un grano regular.

A medida que el jugo es concentrado, su viscosidad aumenta rápidamente con el brix, cuando éste alcanza los 78-80 grados brix, comienzan a aparecer los cristales y la naturaleza del material cambia, pasando progresivamente del estado líquido a la condición de parte sólida y parte líquida, perdiendo su fluidez, por lo que se requiere de métodos completamente diferentes para su tratamiento, es así que su

consistencia no permite su cocimiento en tubos estrechos o la circulación de un recipiente a otro, - como es el caso de los evaporadores de múltiple efecto. Por esta razón es que la evaporación en los tachos de cocimiento se realiza en un simple efecto y el tipo de equipo es similar en principio, mejor adaptado para el material viscoso que se va a concentrar.

Al producto obtenido en la evaporación realizada en los tachos, se le denomina "masa cocida", cuya concentración es impulsada en lo posible. En las fábricas con tachos modernos y un buen control se puede obtener brix de 100 grados. En fábricas no bien equipadas puede obtenerse un brix no mayor de 96 - grados.

El proceso de cocimiento de azúcar puede ser considerado solamente en términos de trabajo total de tachos y centrífugas; en efecto la estación de tachos es usado a menudo para incluir a los tachos al vacío y a las centrífugas.

La sacarosa es cristalizada desde el jarabe en 3 etapas : el proceso es mostrado en el diagrama N° 2.13. La primera masa o masa A, consiste esencialmente del jarabe que viene de la batería de evapora

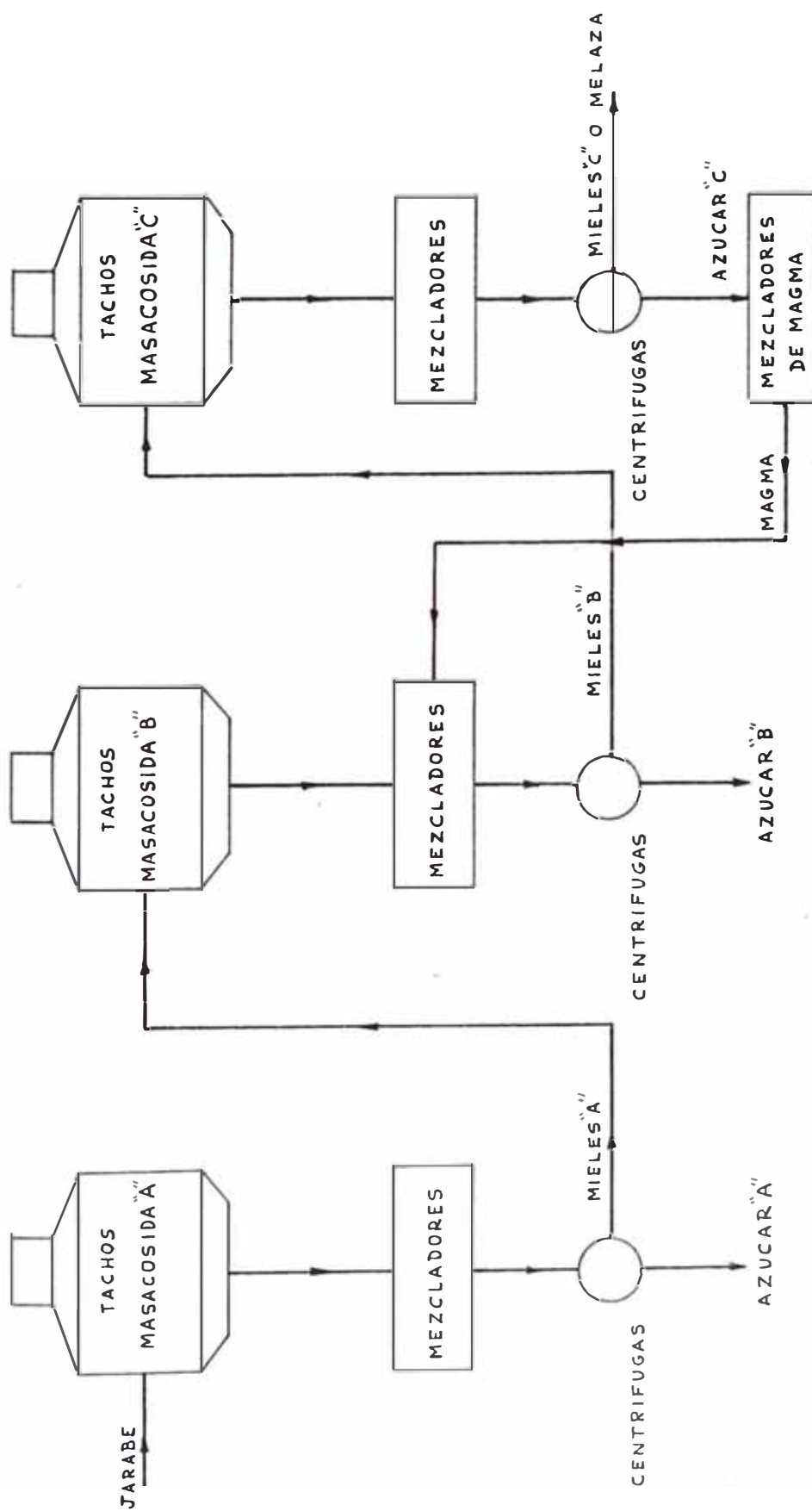


Diagrama N.º 2.13 : PROCESO DE COSIMIENTO DE AZUCAR RUBIA

dores, éste es concentrado eventualmente hasta el máximo contenido practicable de cristal y forma la masa cocida A. Luego es descargada a un mezclador y pasa a unas centrífugas, en las cuales se separa el licor madre, mientras el azúcar es descargada como azúcar cruda finalizada para ser designada como azúcar A. El licor madre separado es la miel primera o melaza A y forma la base para la masa cocida -segunda o masa cocida B. Esta a su vez va a las centrífugas, donde un ulterior resultado de azúcar cruda finalizada, junto con la miel segunda o melaza B forma la base para la tercera masa cocida o masa cocida C. Esta es la masa cocida final y en el descargue del tacho va a un cristalizador para completar la cristalización posible por enfriamiento. Luego la masa cocida es centrifugada, en este caso la miel final es la melaza. El azúcar C o azúcar -de bajo grado lleva con ella una película considerable de melaza final de baja pureza.

En algún tiempo, esta azúcar fué vendida a la refinería como azúcar de bajo grado; en la práctica moderna sin embargo es mezclada con jarabe (algunas veces con agua) para formar el magma, la que luego es usada en los tachos A y B como semilla para las cargas de alto grado. El azúcar C es cocinada has-

ta un grano de tamaño pequeño (aproximadamente 0.3 mm) para formar un pie conveniente para las cargas de alto grado, las cuales son finalizadas a un grado de 1.0 mm de tamaño aproximado. El uso del azúcar C como pie de las cargas de alto grado es conocida como el sistema magma.

En cuanto al vapor usado para los propósitos de cocimiento en un inicio, los tachos serpentín usaron vapor directo como medio de calentamiento, generalmente reducido a 2.04 - 2.72 bar. Actualmente todas las cargas son calentadas, ya sea con vapor de escape o en una considerable extensión con vapor vegetal sangrado de los efectos de evaporación. En los tachos modernos se les adapta para que el cocimiento se realice con vapor vegetal y es ligeramente inferior. Por otro lado, existe el riesgo de descomposición de sacarosa, por lo general se usa el vapor sangrado del primer efecto, si el cocimiento resulta muy bajo o difícil al final de la carga se realiza un cambio al vapor de escape.

Tal como se habló anteriormente en el proceso de evaporación se cumple que con una libra de calentamiento se evapora aproximadamente una libra de agua presente en el jugo. En los tachos si el consumo de vapor es expresado, como una relación de la can

cantidad teórica de agua a ser evaporada desde el jarabe, se puede observar que esta relación es apreciablemente mayor que 1. Esto se debe al agua usada para diluir las melazas, agua para el lavado de los tachos y agua para disolver el falso grano, toda esta cantidad de agua adicional debe ser evaporada, así como la que está presente en el jarabe.

La pregunta es : ¿cuál es el valor de la relación K a utilizar entre el vapor requerido y la cantidad de agua originalmente presente en el jarabe?

Según especialistas del mundo azucarero se estiman valores diferentes los cuales se muestran a continuación :

Noel Deerr	1.43
Trom	1.75
Webre	1.23

Los cálculos teóricos del consumo de vapor en los tachos son de muy poco uso, debido a que el consumo real de vapor es mucho mayor que el teórico (debido a la adición del agua, tal como se describió previamente) y este exceso sobre el teórico es difícil de estimar. Como práctica general se usa un valor de $K = 1.5$

La manera de calcular el consumo de vapor para la producción de azúcar cruda es la siguiente :

De datos estadísticos se puede obtener el número de descargas de los diferentes tipos de masas realizados en un día, así como los tachos que sirvieron para la descarga, como dato aparte se debe tener la capacidad en toneladas de tales tachos. Asimismo el valor medio del brix, tanto del jarabe como de cada tipo de masas. De estos últimos datos se obtiene la relación (B_m/B_{j-1}) que nos da la cantidad de evaporación obtenida por tonelada de masa producida por día. Para calcular el consumo de vapor en la producción de las diferentes masas cocidas (A, B y C) se considera el factor $K = 1.5$.

En el caso de Pucalá se tienen los siguientes datos ya antes mencionados :

Cocimiento % cana

Masa 1° o A	15.37
Masa 2° o B	8.01
Masa 3° o C	6.48

Grados brix de los cocimientos terminados (B_m)

Masaa 1°	91.46
Masas 2°	92.00
Masas 3°	90.00

Brix del jarabe (B_j)..... 62.00

Consumo de vapor en la masa :

$$\dot{m}_v = K \times \left[\frac{B_m}{B_j} - 1 \right] \times \text{Cocimiento \% caña} \times \text{Toneladas de caña por hora}$$

Consumo de vapor en la Masa A :

$$\dot{m}_v = 1.5 \left(\frac{92.00}{62} - 1 \right) \times 15.37\% \times 160 = 17.849 \text{ Ton/h}$$

Consumo de vapor en la Masa B :

$$\dot{m}_{v b} = 1.5 \left(\frac{93.00}{62} - 1 \right) \times 8.01\% \times 160 = 9.612 \text{ Ton/h}$$

Consumo de vapor en la Masa C :

$$\dot{m}_{v c} = 1.5 \left(\frac{95}{62} - 1 \right) \times 6.48\% \times 160 = 8.277 \text{ Ton/h}$$

El consumo total sería 35,738 Kg/h, considerando el 5% de pérdidas el resultado final sería :

$$37,618.947 \text{ Kg/h, equivalente a } 23.51\% \text{ caña}$$

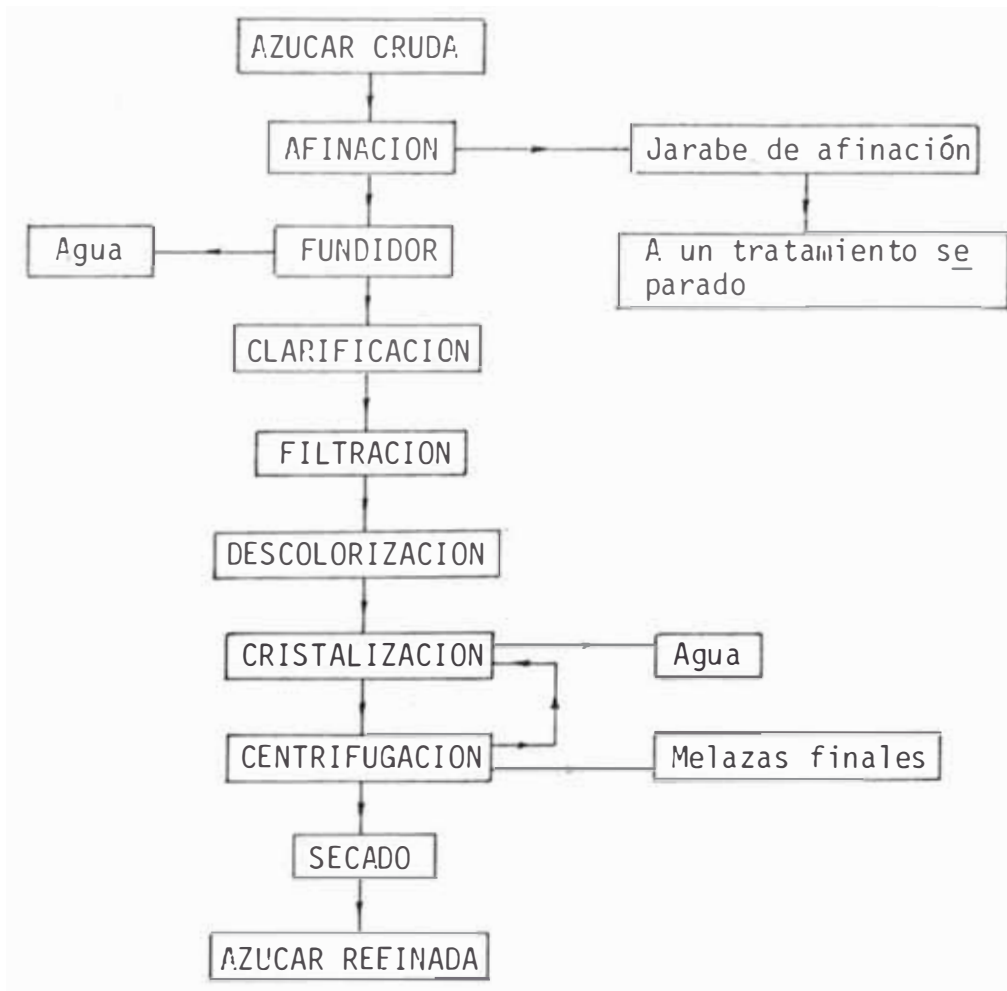
2.3.4. Vapor requerido en el refinamiento de azúcar

A continuación daremos una breve explicación del proceso de refinamiento del azúcar cruda. El diagrama N° 2.14 muestra los pasos más importantes de este proceso.

Afinación

Consiste en separar la película de melaza (miel) adherida a la superficie del cristal de azúcar cruda.

DIAGRAMA N° 2.14 - PROCESO DE REFINACION DE AZUCAR CRUDA



El cristal en sí consiste prácticamente de sacarosa pura, mientras que la película de melaza puede tener una pureza baja. El azúcar cruda es mezclada con jarabe pesado, de aproximadamente 75° brix, para luego ser separado en centrífugas y lavado con agua caliente, después que ha sido expulsado el jarabe, el cual es tratado separadamente, ya que con

tiene la mayor cantidad de impurezas del azúcar cruda; luego los cristales afinados son disueltos en agua caliente para dar un jarabe de aproximadamente 65 grados brix, el cual pasa al proceso de clarificación.

Clarificación

En las refinerías modernas se usan dos formas de clarificación. La primera de ellas puede ser llamada tratamiento químico, ya que emplea materiales que producen un precipitado en el jarabe; la segunda usa filtros auxiliares inertes, los cuales remueven mecánicamente a los materiales en suspensión, - después de agregar suficiente cal para regular el PH del jarabe al valor deseado.

El método de carbonatación es ampliamente usado para realizar la clarificación, el que consiste en la precipitación del carbonato de calcio en el licor por adición de una lechada de cal y de dióxido de carbono. Las lechadas de cal y el gas CO_2 son a adicionados simultáneamente a la temperatura del licor que varía entre 60 y 80°C, la cual es regulada para dar un PH aproximado de 10, luego ser tratado nuevamente con gas en un segundo recipiente bajando el PH a 8.4-9.0.

La carbonatación es un procedimiento efectivo que remueve las impurezas con reducción del calor y una apreciable reducción de cenizas contenidas en el licor.

El precepitado de carbonato también actúa como auxiliar de filtración efectivo.

Otro de los métodos de clarificación y más antiguo fué la adición de cal y ácido fosfórico al licor para dar como resultado la precipitación de fosfato tricálcico. Este método dió una excelente clarificación y removimiento del color, pero el fosfato floculado fué difícil de filtrar usando filtros bajo una pequeña altura de licor como único medio práctico. Este ha sido completamente descartado en favor del proceso de carbonatación, sin embargo en los últimos años se ha usado la filtración a presión auxiliados con filtros porosos.

Descolorización

Antes de que el licor pase al proceso de cristalización, se efectúa un proceso de descolorización usando como reactivo principal el carbón de fosfato de cal, complementado con calentamiento hasta un punto de granulación, obteniendo finalmente un licor completamente incoloro.

Cristalización y finalizado

El proceso de cristalización del azúcar refinada con la separación del licor madre y subsecuente secado del azúcar es similar al que se describe en la fábrica de azúcar cruda, debido a que el licor madre que viene inicialmente a los tachos al vacío es de alta pureza, se pueden obtener varias descargas (crops) de cristal antes que el jarabe separado sea apreciablemente descolorizado. Este jarabe pasa hacia los tachos de recobrado, en el cual se recobran 3 ó 4 ulteriores descargas (crops) de azúcar al cocimiento de melazas finales, similares a las del azúcar rubia. Los azúcares de los cocimientos del recobrado son refundidos, resultando un jarabe que es regresado al tratamiento.

El jarabe de afinación que viene del proceso de afinación, también va hacia la planta de recobrado, los azúcares recobrados, en esta parte de la casa de cocimiento son refundidos para ser regresados al tratamiento.

Después que se obtiene el azúcar refinada de las centrífugas pasa a los secadores para ser embolsado.

Consumo de vapor en el cocimiento de azúcar refinada

El consumo de vapor para la realización del cocimien

to está en relación directa a las toneladas de azúcar refinada que se producen y el cálculo es realizado de la misma manera que para el caso de la azúcar cruda, por lo que se debe contar con los siguientes datos :

- Ton/día - toneladas de azúcar refinada por día
- γ - rendimiento de la masa cocida o porcentajes de cristales en masa cocida.
- BL - grados brix del licor
- B_m - grados brix de la masa cocida
- K - relación de cocimiento

Este último valor será considerado como 1.5, así tomamos en cuenta las pérdidas por transmisión de calor.

Haciendo un balance de materiales tenemos que :

$$\text{Toneladas de masa cocida} = \frac{\text{Toneladas de azúcar}}{\text{Rendimiento}}$$

$$\text{Evaporación obtenida} = \left(\frac{B_m}{BL} - 1 \right) \text{ Toneladas de masa cocida}$$

De las ecuaciones anteriores tenemos :

$$\text{Evaporación obtenida} = \frac{\text{Toneladas de azúcar}}{\text{Rendimiento}} \left(\frac{B_m}{BL} - 1 \right)$$

Teniendo en cuenta la relación de cocimiento K obtendremos la cantidad de vapor usada para esta evaporación :

$$\text{Toneladas de vapor usado} = K \frac{\text{Toneladas de azúcar}}{\text{Rendimiento}} \left(\frac{B_m}{BL} - 1 \right)$$

A partir de esta expresión calcularé el flujo de vapor empleados para la producción de azúcar refinada (Kg/h) :

$$\dot{m}_v = 62.5 \frac{\text{ton/día}}{\gamma} \left(\frac{B_m}{BL} - 1 \right)$$

Se ha considerado $K = 1.5$

En la cooperativa Pucalá los datos estadísticos arrojan los siguientes valores promedios

$$B_m = 90^\circ$$

$$BL = 60^\circ$$

$$\gamma = 50\%$$

$$\text{ton/día} = 250$$

Por lo tanto para la capacidad total de la refinería se requiere de un consumo de vapor para cocimiento de azúcar refinada de

$$\dot{m}_v = 15,625 \text{ Kg/h equivalente a } 9.76\% \text{ caña}$$

Consumo de vapor para calentamiento del licor

Como ya se explicó anteriormente, después del proceso de carbonatación, empleado en el ingenio de Pucalá, el licor resultante pasa a ser descolorizado, mediante un tratamiento especial complementando con ca

lentamiento. Para tal calentamiento se usa vapor de 0.54 bar, el cual transfiere el calor a través de intercambiadores de calor hacia el licor, cuyas características y resultados obtenidos por medición dieron los siguientes datos

Cantidad de licor calentado	- 300 ton/día
Brix del licor después de la carbonatación	- 62 °brix
Temperatura de entrada del licor ...	- 328 °K
Temperatura de salida del licor ...	- 333 °K

Por transferencia de calor tenemos :

$$\dot{Q} = \dot{m}_v \cdot h_{fg} - \dot{m}_L \cdot C_p \cdot \Delta T$$

El calor de vaporización del agua a 0.55 bar es de 2220.678 KJ/Kg.

El calor específico para una solución azucarada es $C_p = 4.1868 (1 - 0.006B)$, por lo tanto para el presente caso : $C_p = 2.629$

Reemplazando en la ecuación tenemos

$$\dot{m}_v(2220.678) = 300 (2.629)(333 - 328)$$

$$\dot{m}_v = 1.776 \text{ ton/día, considerando 5\% de pérdidas}$$

$$\dot{m}_v = 74.9 \text{ Kg/h}$$

Consumo de vapor para el secado de azúcar

El secado de azúcar refinada cuya humedad varía entre 0.5 a 2%, se realiza en un secador horizontal giratorio, de marca BMA, el cual consume de acuerdo a los datos técnicos del fabricante 523 Kg/h de vapor a 1.794 bar.

mv - 523 Kg/h

2.3.5. Consumos menores de vapor

Entre estos consumos mencionamos los siguientes :

Eyectores

Son los encargados de producir el vacío necesario - para algunos tachos de cocimiento de azúcar rubia y se estima un consumo global de 909 Kg/h para tres eyectores existentes con vapor de 27.57 bar. Este vapor no es recuperado por el ciclo y es obtenido directamente desde las cabecezas de alta presión.

Alambique

Aledaño al ingenio hay una destilería de alcohol perteneciente a ANDESA con una producción aproximada de 20,000 litros por día, consumiendo aproximadamente 4,545 Kg/h de vapor de 0.55 bar, el cual tampoco es recuperado por el ciclo.

Calentamiento y otros

Para operar las centrifugas es necesario utilizar vapor de 5.52 bar, tomados desde el cabecero de alta presión, mediante una reductora de 27.57 bar/5.52 bar y además calentar agua de lavado vapor para limpieza. Estimándose un consumo aproximado de 1105 Kg/h, tampoco es recuperado por el ciclo.

2.3.6. Determinación del flujo de vapor necesario de los escapes de las turbinas a contrapresión para ser usado en el proceso de elaboración

Tal como se explicó anteriormente el ciclo termodinámico de los Ingenios Azucareros proporcionan un estudio interesante en el uso combinado de potencia y vapor para el proceso, ya que el vapor de escape de los motores primos viene a ser usado en el proceso de elaboración del azúcar, por lo tanto, el calor latente del vapor de escape, suministra el calor requerido para la evaporación y otras necesidades del proceso. Esto da como resultado un ciclo de alta eficiencia termodinámica, del orden de 70 a 80%, ya que el calor latente del escape de las máquinas primas es empleado completamente a diferencia del caso de una planta de potencia separada, donde el calor latente del escape es desperdiciado

y transferido al agua de condensación.

Es así que teniendo en cuenta las diferentes necesidades del proceso, podremos determinar el escape necesario de las turbinas a contrapresión, el cual debe ser un promedio de las necesidades del proceso; el vapor que complementa a estos escapes, deberá ser suministrado a través de una válvula de reducción o control de presión automática, el cual expande el vapor isotérmicamente desde la línea de alta presión.

En el cuadro N° 2.24 se resumen las necesidades de vapor en las diferentes etapas del proceso.

Del cuadro mencionado podemos observar que la cantidad de vapor necesaria para el proceso, sin considerar el caso de eyectores y calentamiento, es del orden de los 110,019.114 Kg/h de vapor, que expresados en porcentaje, con respecto al ritmo de molienda de caña es de 68.761%, produciendo 250 toneladas de azúcar refinada por día y 20,000 litros de alcohol por día en ANDESA.

El consumo de vapor por tonelada de caña varía entre amplios rangos, de acuerdo al grado de economía de vapor logrado en cada ingenio, es decir, de acuerdo al tipo de operación en las baterías de evaporación, sea de triple, cuádruple o quíntuple efecto,

CUADRO N° 2.24 - NECESIDADES DE VAPOR EN LAS DIFERENTES ETAPAS DEL PROCESO

PRODUCCION DE:	REQUERIMIENTOS	FLUJO DE VAPOR	% CAÑA	% CAÑA/PROCESO	AZUCAR % CAÑA
	Calentamiento de jugo encalado	18,718.00	11.638		
AZUCAR CRUDA	Preevaporador	48,774.33	30.483	55.781	12.458
	Tachos de azúcar cruda	37,618.94	23.511		
	Vapor sangrado del 1er. efecto	-15,859.156	-9.911		
	Calentamiento de licor	74.00	0.00		
AZUCAR REFI NADA	Tachos de azúcar refinada	15,625.00	9.765	9.768	6.510
	Secador de refinada	523.00	0.003		
ALCOHOL	Alambique	4,454.00	2.840	2.840	
T O T A L :		110,019.114		68.761	

de acuerdo a la cantidad de vapor sangrado y también de la utilización de equipos especiales como son los termocompresores, etc. Cuando se fabrica azúcar blanca, el consumo de vapor es el más alto, con operación de evaporadores de cuádruple efecto u obviamente, particularmente, en triple efecto, sin utilización de sangrado de vapor. El consumo de vapor puede alcanzar de 60-65% en caña, en el caso de Pucalá para producir las 250 ton/día de azúcar refinada alcanza un valor de 68.761%, considerando que los evaporadores son de quíntuple efecto y el sangrado se realiza a la salida del preevaporador.

Con solo producción de azúcar cruda y de acuerdo a la economía vista en los evaporadores y la cantidad de agua de inhibición usada en trapiche, el consumo de vapor puede ser de 50-60% en caña, en el caso de Pucalá para producir 478.4 ton. de azúcar rubia se requieren de 55.781% en caña. Como puede observarse los valores obtenidos de los cálculos anteriores están dentro de los límites permisibles.

Es obvio que cuando se quiere producir una cantidad determinada de azúcar refinada se requiere de un consumo adicional de vapor, que en nuestro caso es

de 9.768% caña, lo cual tiene como consecuencia el mayor consumo de combustible en los calderos, que en los casos en que el balance energético no se cumple obliga al quemado ulterior de petróleo, dando un costo adicional al producto terminado.

En las fábricas bien equipadas con calderos de alta presión y sobrecalentadores, evaporadores de cuádruple efecto y una secuencia completa de sangrado de vapor, el consumo de vapor está comprendido entre - el 45 y 50% en caña.

Las fluctuaciones momentáneas de vapor en la fábrica de azúcar, se deben a muchos factores, siendo uno de los cuasales, las fluctuaciones de consumo de vapor en los tachos que resultan inevitables. Para los tachos podemos estimar una variación total de aproximadamente 50% (en otras palabras de 50 a 150, si el consumo medio es 100).

De acuerdo al valor adoptado del brix para el jarabe, las cantidades de dilución y agua de lavado, etc adicionada a los tachos, el consumo total de vapor en esta estación varía de 5 a 10% en caña.

En el diagrama N° 2.15 mostraremos la distribución del vapor en el proceso de elaboración de azúcar. Debe aclararse que sólo el condensado que viene del

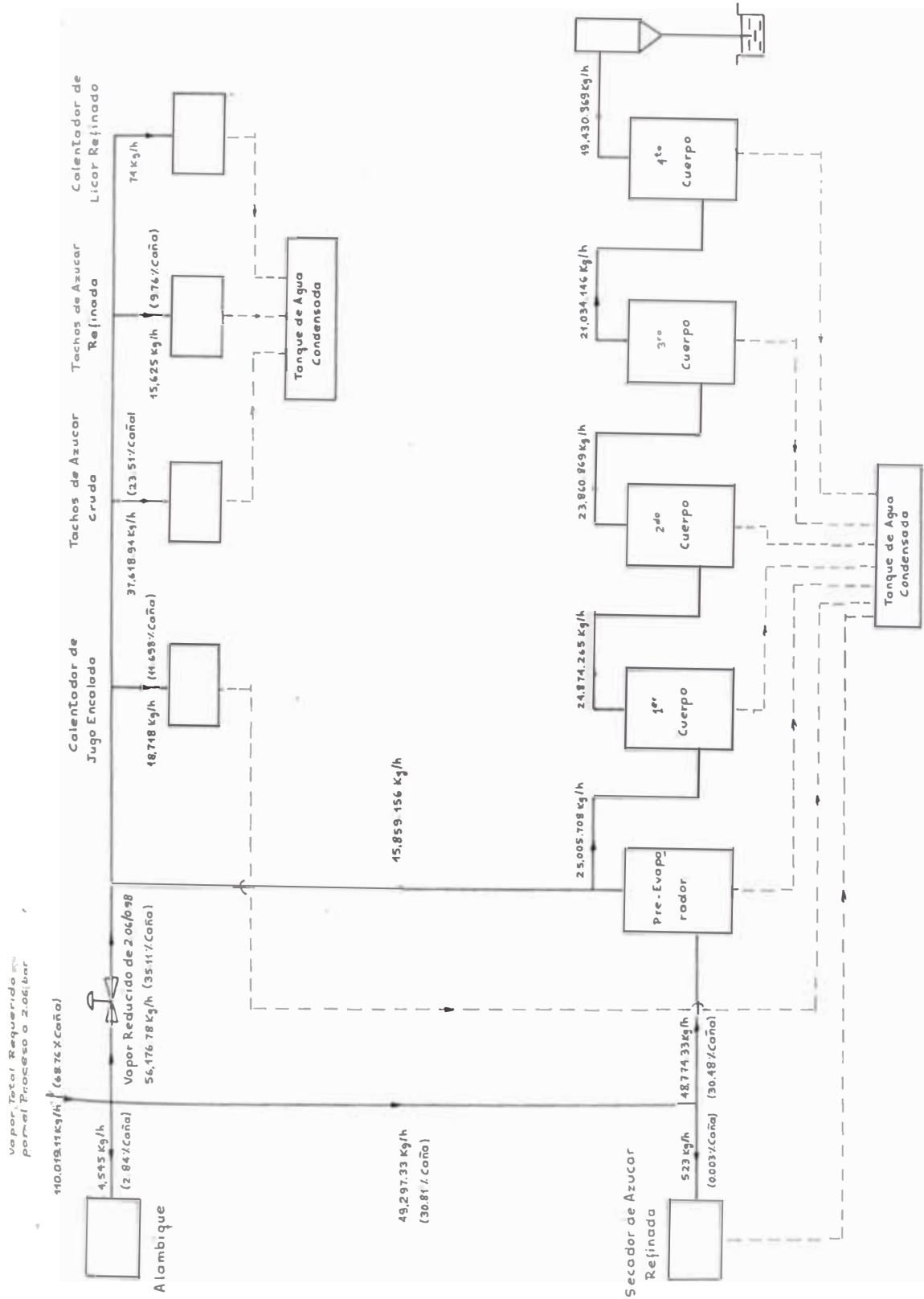


Diagrama N.º 2.15: DISTRIBUCION ACTUAL DEL VAPOR REQUERIDO POR EL PROCESO DEL INGENIO

preevaporador, del calentamiento de jugo encalado y secador de refinada es recuperado en el tanque de agua condensada, aparte del condensado obtenido de los vapores vegetales que vienen de las salidas de los cuatro efectos siguientes al preevaporador, previo análisis químico, para observar si hay arrastre de sacarosa, en cuyo caso, tales condensados - se desvian a otro tanque de tratamiento.

Los condensados obtenidos en los tachos de azúcar cruda y refinada, así como el calentamiento del licor van a otro tanque de condensado, en el cual se analiza la presencia de azúcar en el condensado. Esta separación de condensados se realiza debido a que estos últimos condensados son los más propensos a los arrastres de sacarosa, aparte de que podrían servir como agua para calderos, también sirven para diferentes servicios, tales como agua de lavado o agua que sirve para la operación de condensado en los condensadores barométricos, usados para condensar los vapores vegetales que salen del último cuerpo de los evaporadores, así como de los que salen del mismo tacho.

2.3.7. Saturadores de vapor

El vapor de alta presión utilizado para los

turbogeneradores y turbinas de accionamiento mecánico está sobrecalentado y por lo tanto, cuando pasa por una válvula reductora para reducir la presión - hacia la de utilización para el proceso de elaboración, permanece en su temperatura inicial con ligera disminución, casi despreciable, por lo tanto, para su mejor utilización en el proceso de elaboración se requiere que esté a la temperatura de saturación correspondiente, mejorándose así el coeficiente de transferencia de calor. Es así que para lograr este objetivo se hace uso del DESOBRECALENTADOR.

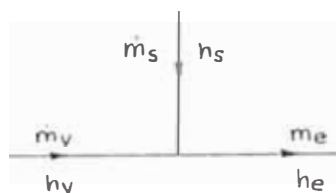
En una fábrica de azúcar bien balanceada la cantidad de vapor necesaria para el proceso de elaboración es a veces mayor que la necesaria para la producción de fuerza. Como todo el vapor se produce a alta presión, normalmente hay un exceso de vapor de alta presión que debe pasarse a la línea de baja presión. Esta operación se efectúa por medio de reguladores de presión que toman impulso de los sistemas de vapor de baja presión.

El estado final del vapor expandido se da en el diagrama de Mollier. Las líneas horizontales de este diagrama, corresponden a los cambios sin trabajo externo y al calor total constante, este es el caso que se presenta en los reguladores a presión del ti

po de válvula reductora.

En los casos en que el vapor utilizado para el proceso viene sólo del escape de las turbinas a contra presión, lo que ocurre en un sistema bien balanceado, el vapor final también se presenta con cierto grado de sobrecalentamiento. En el Ingenio de Pucalá para bajar la temperatura de los vapores de escape de las turbinas, tanto de la sección trapiche, como de la planta de fuerza, se disponen de dos saturadores, uno en cada lugar físico. A diferencia de los demás equipos, éstos no consumen vapor, sino que dan un adicional, mediante la inyección de agua. El agua utilizada para desobrecalentar el vapor es el agua de alimentación de los calderos, cuya temperatura es de 394°K. La temperatura final del vapor deberá llevarse a 410.7°k, es decir con un pequeño sobrecalentamiento de 7.08°K, ya que la temperatura de saturación correspondiente a los 1.79 bar es de 403.7 °K (130.69°C).

La operación en el saturador es la siguiente :



Las ecuaciones que gobiernan esta acción física es la siguiente :

$$\dot{m}_s \cdot h_s + \dot{m}_v \cdot h_v = (\dot{m}_s + \dot{m}_v) h_e$$

donde: \dot{m}_s - agua adicionada para la saturación, Kg/h

h_s - entalpía del agua de saturación, en nuestro caso, para el agua de alimentación de calderos a 394.11°K es de 507.06 KJ/K

\dot{m}_v - flujo de vapor a la salida de las turbinas de contrapresión, Kg/h

h_v - entalpía de vapor a la salida de las turbinas de contrapresión

h_e - entalpía del vapor saturado a la presión de 1.79 bar, es decir 2,715.06 KJ/Kg

A partir de esta fórmula determinamos la cantidad de agua de saturación adicionada al ciclo :

$$\dot{m}_s = \frac{\dot{m}_v (h_e - h_v)}{(h_s - h_e)} \quad \text{ó} \quad \dot{m}_s = \dot{m}_v \frac{(h_v - h_e)}{(h_e - h_s)}$$

De la ecuación anterior, los valores no conocidos son el del flujo de vapor \dot{m}_v y el de la entalpía h_v . El flujo de vapor \dot{m}_v viene a ser el flujo total en el cabecero de baja presión que reúne a todos los escapes de las turbinas de contrapresión, - ya sea de la sección trapiche o de la sección planta de fuerza, ya que, como se mencionó inicialmente hay un saturador ubicado físicamente en cada lugar.

El valor de la entalpía h_v es el de la resultante - de la mezcla de los varios escapes de las turbinas en servicio en cada cabecero, por lo tanto, el valor de la entalpía final por turbina, depende principalmente de la eficiencia interna. Más adelante podremos observar el cálculo de \dot{m}_v y h_v , los cuales serán calculados en los diferentes balances energéticos a realizar.

2.3.8. Desareador calentador

Este tipo de equipo se presenta de dos clases generales :

- a) Abierto o de contacto directo, en el cual el vapor está directamente en contacto con el agua.
- b) Cerrado en el cual el calor del vapor es transmitido a través de paredes metálicas tubulares hacia el agua de alimentación.

Cualquiera de estos dos tipos puede utilizar el vapor de escape que sale de las turbinas o máquinas a vapor o usar el vapor extraído de las turbinas.

Los calentadores de agua de alimentación conservan el calor en la bomba o escape de la máquina, produciendo un ahorro aproximado del 1% del combustible, que de otra manera se usaría para calentar el agua

de alimentación por cada 18°K. El ahorro que se logra con el calentador, por el uso del calor remanente, puede ser determinado por la siguiente fórmula:

$$A = \frac{h_2 - h_1}{H - h_1}$$

donde : h_1 y h_2 = entalpías del agua de alimentación a la entrada y salida del calentador.

H = entalpía del vapor a la presión del caldero.

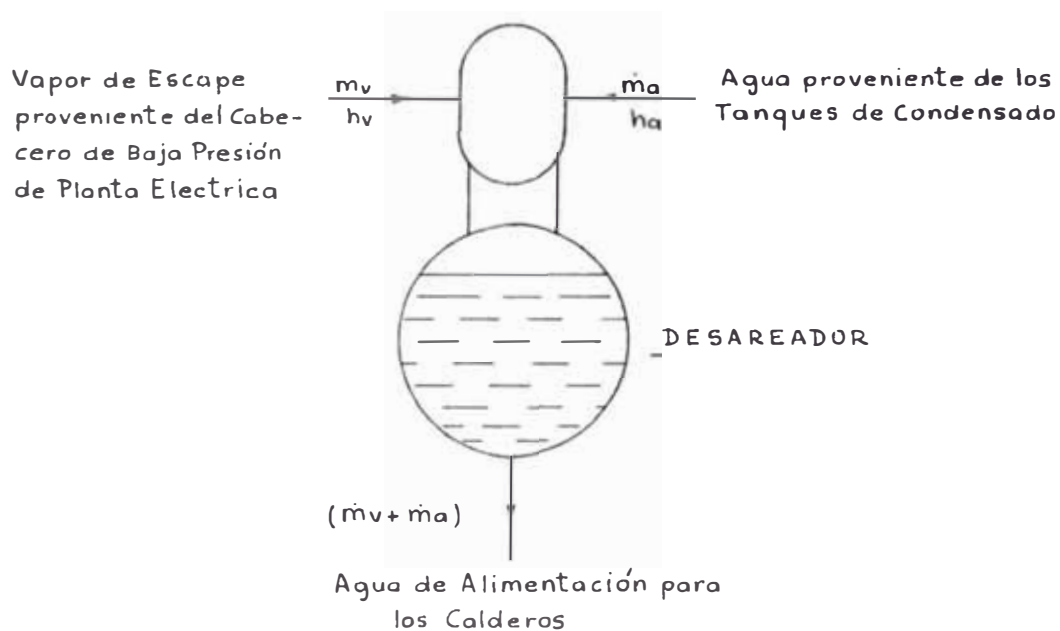
Otra de las funciones importantes del desareador, - aparte del ahorro de combustible para el calentamiento del agua, es la habilidad para liberar y remover los gases disueltos en el agua de alimentación.

Los gases no pueden permanecer en solución cuando - el agua es calentada al punto de ebullición 373°K.

El tipo de desareador utilizado en el Ingenio de Pucalá es del tipo de contacto directo, siendo este tipo el de uso más antiguo. Está diseñado para complementar prácticamente el removimiento completo de los gases disueltos, siendo el oxígeno el de mayor importancia. Esto se realiza por el calentamiento del agua, exactamente a la temperatura del vapor saturado, usando el vapor de escape de las turbinas - de planta de fuerza, cuya temperatura depende de

los escapes de los turbogeneradores, principalmente a la presión de 1.79 bar.

El vapor de calentamiento es distribuido en láminas sobre capas sucesivas de bandejas para la separación del aire, agitándolo de tal manera que los gases puedan ser llevados hacia la superficie y liberados con el vapor venteado hacia el condensador del respiradero. A continuación se detalla el cálculo del flujo de vapor necesario para el calentamiento realizado.



$$\dot{m}_v \cdot h_v + \dot{m}_a \cdot h_a = (\dot{m}_v + \dot{m}_a) h_m$$

donde: \dot{m}_v - flujo de vapor necesario para el calentamiento del agua de alimentación, Kg/h. Proviene del cabecero de baja presión de la Planta Eléctrica.

h_v - entalpía del vapor en el cabecero de baja presión de planta de fuerza, el cual depende de las eficiencias internas de los turbogeneradores kJ/kg

\dot{m}_a - flujo de agua condensado que viene de los tanques de agua condensada a una presión de 1.79 bar y a una temperatura aproximada de 350°K con calor sensible - de 320.96 kJ/kg .

h_a - entalpía del agua condensada, 320.96 kJ/kg .

h_m - entalpía resultante del calentamiento hasta una temperatura de 394.11°K a 1.79 bar, es decir 507.06 kJ/kg .

La suma ($\dot{m}_v + \dot{m}_a$) tiene que ser igual a las necesidades totales del ciclo, es decir, las necesidades de los turbogeneradores de planta de fuerza, turbobombas de alimentación, turbinas de la sección trapiche reductora de 27.57 bar/2.06 bar y las necesidades para inyectores y calentamiento, las cuales suman 1924 kg/h . Además de todas estas necesidades que son las correspondientes a las de alta presión, deberá considerarse un factor que tome en cuenta el consumo de los auxiliares de planta de fuerza, tales como bombas, ventiladores, pulverizadores de carbón, etc los cuales consumen del 4 al 8% de la potencia generada en planta de potencia de turbinas a vapor. En nuestro caso, consideraremos el valor 4%. En cuan-

to a las necesidades antes mencionadas, éstas serán determinadas en su debido momento y de acuerdo al balance energético a realizar.

2.3.9. Consumo de vapor en las turbinas de contra - presión

Para apreciar mejor la discusión siguiente se hace necesario recapitular los principios fundamentales de las turbinas a vapor :

En una turbina la energía de vapor vivo es transformada en energía cinética, expandiéndose a través de una serie de toberas. La corriente de partículas, a alta velocidad es dirigida tangencialmente hacia las paletas de un rotor, sobre las cuales chocan, produciendo un torque, transformado así parte de la energía contenida en el vapor en energía al eje. La expansión puede tener lugar en una o varias etapas, dependiendo del diseño de la turbina.

No toda la energía contenida en el vapor puede ser transformada en energía cinética. La máxima cantidad que puede ser transformada, depende solamente de las condiciones del vapor a la entrada y salida y es llamada caída isentrópica del calor. La fracción de la caída isentrópica del calor que actualmente es transformada en energía al eje, es llamada eficien -

cia interna de la turbina.

Esta es del orden 55-65% para las turbinas de simple etapa y 75-80% para diseños de multietapa. Todas las pérdidas internas aparecen como calor en el vapor de escape.

Las otras pérdidas que pueden ser tomadas en consideración, en el caso de la instalación de un turbo alternador, son

- a) Pérdidas mecánicas en los rodamientos y en los reductores de velocidad y las pérdidas eléctricas en los alternadores y transformadores. Estas suman hasta 5% de la energía en el eje de la turbina (una cantidad del mismo orden se aplica al tren de engranajes del molino) ; y
- b) Energía consumida por los equipos auxiliares del caldero y de la turbina. Estas pérdidas son estimadas hasta el 0.4% del calor total, entrando en el combustible en caso de una turbina de contrapresión, y 2.0% en el caso de una turbina de condensación.

Una turbina cuyo vapor de escape está a una presión mayor que la atmosférica, es llamada turbina a contrapresión. Una fábrica de azúcar necesita vapor hasta de 2.45 bar para su proceso; entonces el vapor vivo de los calderos es pasado a través de una tur-

bina a contrapresión, saliendo a una presión de 2.45 bar antes de ir al proceso y produciendo energía en el eje de la turbina.

Cuando no hay demanda de vapor de escape, la energía producida en el eje de la turbina debe ser maximizada. Para hacer esto la presión de escape debe ser reducida al mínimo, lo más bajo posible (es decir vacío) es alcanzada condensando el vapor de escape en un condensador de superficie adyacente a la turbina; de aquí el nombre de turbina de condensación.

En ciertos casos, una combinación de estos dos tipos de turbina es usada, ésta es una turbina de extracción/condensación. Consiste de una turbina de condensación dividida en dos secciones : La sección de alta presión (HP) que es idéntica a una turbina a contrapresión y la sección de baja presión (LP) que es una turbina de condensación, en la cual el vapor entrante es el escape de la sección de alta presión.

El vapor que viene de la sección de alta presión puede indistintamente ir a través de la sección de baja presión o ser dirigida al proceso (sin embargo una pequeña cantidad de vapor debería siempre ser dirigida a través de la sección de baja presión, de manera de enfriar la máquina y mantener el vacío). Esta -

flexibilidad puede ser muy conveniente, bajo ciertas condiciones, como veremos después.

2.3.9.1. Consumo de vapor de las turbinas para accionamiento mecánico

2.3.9.1.1. Sección Trapiche

El trapiche del Ingenio de Pucalá es de marca SQUIER y consta de una batería de cinco molinos tamaño original 927.10 mm x 1981.2 mm. Cada molino es accionado independientemente por una turbina a vapor de simple etapa a contrapresión y por medio de sus respectivos reductores de velocidad.

Las características de las turbinas son las siguientes :

Turbina Worthington-simple etapa	VE11998
Potencia de la turbina	750 HP
r.p.m.	4500
Condiciones iniciales del vapor	27.57 bar a 611°K
Condición en el escape	2.06 bar
Consumo de vapor: a 750 HP	11.409 Kg/HPH
1 420 HP	15.727 Kh/HPH

Aparte de estos cinco molinos se tiene una desmenuzadora de caña, cuyo objetivo principal es el de preparar la caña antes de pasar al proceso de extracción

propiamente dicho que se realiza en los molinos.

Las características de esta turbina son las siguientes :

Turbina Wortington-simple etapa	
Potencia de la turbina	1000 HP a 4550/900 ^{r.p.m}
Condiciones iniciales del vapor	27.57 bar a 611°K
Condiciones futuras del vapor	41.36 bar a 671°K
Condiciones en el escape	2.06 bar
Rendimiento inicial (incluyendo pérdidas)	11.8181 Kg/HPH
Rendimiento final (incluyendo pérdidas)	10 Kg/HPH

Para determinar los consumos de vapor en la sección trapiche, sería necesario determinar principalmente la potencia consumida en los molinos y la desmenuzadora, por lo que utilizaremos monogramas de cálculo proporcionados por Farrel Sugar Cane Machinery.

Este monograma mostrado en el diagrama N° 2.16 nos dará un valor aproximado de la potencia para molinos de 965.2 mm x 1981.2 mm, por lo que necesitamos como datos complementarios, el ritmo de molienda diario, fibra% caña y velocidad periférica de los molinos.

Ritmo de molienda	3840 ton/día
Fibra % caña	15.33
Velocidad periférica	0.3027 m/s

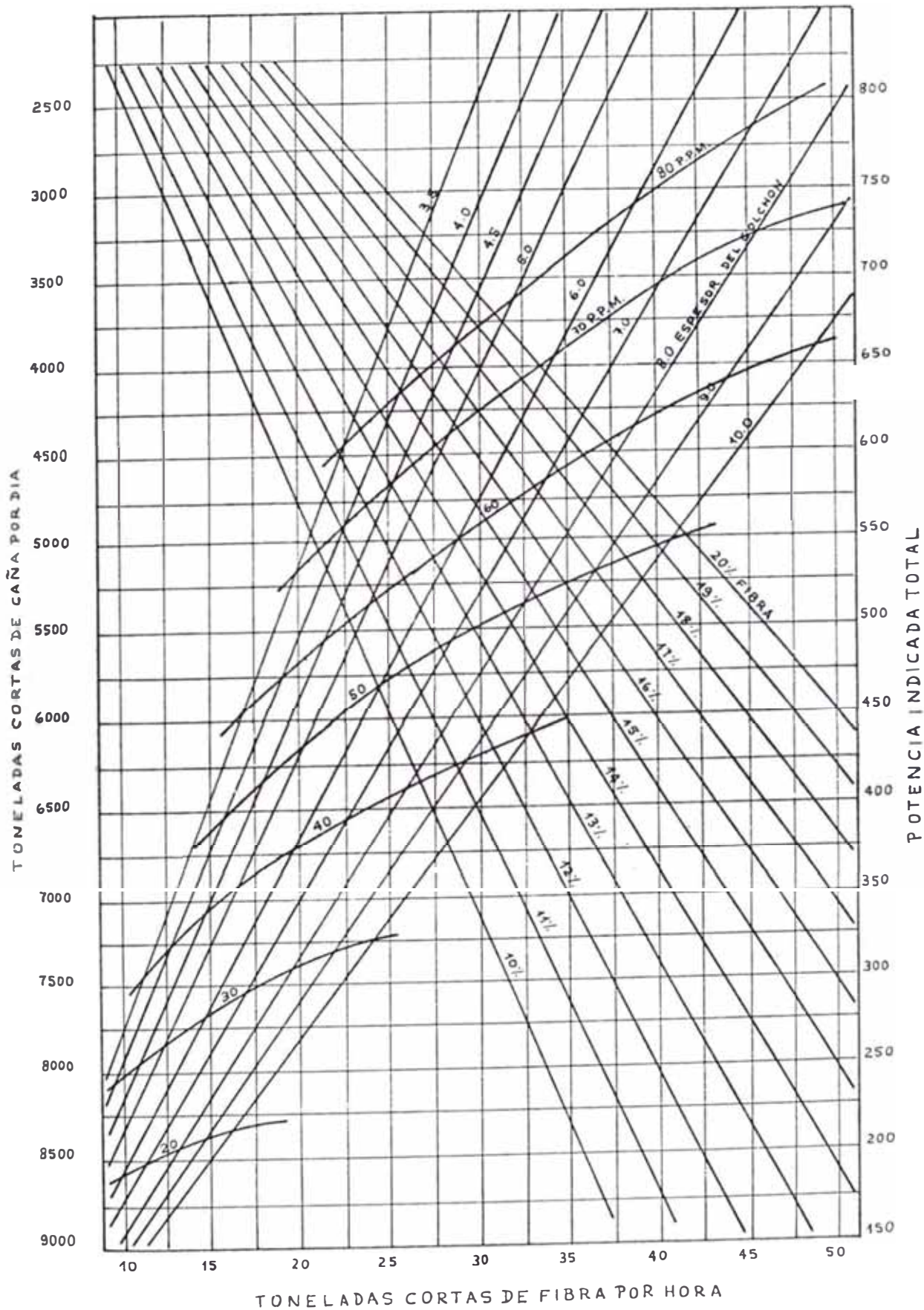


Diagrama N° 2.16: POTENCIA INDICADA REQUERIDA POR CADA MOLINO DE 965.2 m.m x 1981.2 m.m SEGUN LAS CARACTERISTICAS DE MOLIENDA

Según datos los molinos giran a una velocidad de 5.9999 r.p.m., siendo el diámetro de paso del molino de 965.2 mm, entonces la velocidad periférica será de 0.3027 m/s.

Con los datos anteriores obtenemos una potencia HP = 527.5, considerando las tres reducciones de velocidad cuya eficiencia aproximada es del 95%, entonces la potencia dada por las turbinas deberá ser de $527.5/0.95^3$, es decir HP = 615.25, potencia por turbina.

En el caso del desmenuzador la potencia es aproximadamente la misma, teniendo estos datos procederemos a calcular el flujo de vapor teniendo como dato complementario los rendimientos dados en Kg/HPH por el diseñador de las turbinas para las turbinas de los molinos 11.8181 Kg/HPH y de la turbina de la desmenuzadora aproximadamente la misma.

$$\dot{m}_v = 5 \times 615.25 \text{ HP} \times 11.8181 \text{ Kg/HPH} + 615.25 \text{ HP} \times 11.8181 \text{ Kg/HPH}$$

$$\dot{m}_v = 43,626.818 \text{ Kg/h}$$

También calcularemos la entalpía del vapor de escape de las turbinas, por lo que usaremos la siguiente

fórmula

$$C_{ev} = n'_t \frac{2680}{(\bar{h}_o - \bar{h}_f)} \text{ Kg/HPH}$$

donde : C_{ev} - es el consumo específico de vapor de vapor de la turbina, 11.818 Kg/HPH

n'_t - eficiencia total de la turbina, es decir, considera las pérdidas mecánicas de la turbina y pérdidas internas de ésta.

h_o - entalpía inicial del vapor a 27.57 bar y 6.11°K, es decir, 3,084.79 KJ/Kg

h_f - entalpía isentrópica del vapor a 1.79 bar, es decir, del diagrama de Mollier 2,599.70 KJ/Kg.

Reemplazando valores en dicha ecuación obtenemos :

$n'_t = 46.74\%$, considerando como pérdidas mecánicas de la turbina en 2%, la eficiencia interna de la turbina será $n_t = 47.69\%$.

La eficiencia interna de la turbina está dada por la siguiente expresión :

$$n_t = \frac{h_o - h'_f}{h_o - h_f}$$

donde : h'_f - es la entalpía final real del vapor en el escape.

por lo tanto

$$h'_f = 2853.43 \text{ KJ/Kg}$$

Como puede observarse el vapor sale sobrecalentado, ya que a la presión de 1.79 bar la entalpía de saturación es de 2715.05 KJ/Kg, por lo tanto requerirá -

utilizar un sobrecalentador, lo que se calculará - más adelante, en el momento oportuno.

Ventilador del tiro inducido para el caldero N° 5.—

Originalmente el ventilador de tiro inducido del caldero N° 5 era impulsado por un motor eléctrico de 300 HP a 440 voltios, pero debido a los problemas eléctricos que se producían en los tableros de casa de fuerza y problemas operativos para el momento de puesta en servicio, fué reemplazado por una turbina a contrapresión de la misma potencia, eliminándose de esta manera los inconvenientes que se producían. Esta turbina toma vapor de alta presión desde el cabecero de la sección trapiche, su escape también está dirigido al cabecero de baja presión correspondiente y por esta razón se considera en esta sección.

La turbina tiene las siguientes características :

Marca	Worthington
Condiciones del vapor	27.57 bar a 611°K
Presión de escape	2.06 bar
Número de etapas	1 curtis
Rendimiento	17.27 Kg/HPH

Este caldero por lo general trabaja a plena carga, - consumiendo la turbina una potencia aproximada del 300 HP, así el consumo de vapor es el siguiente :

$$m_v = 300 \text{ HP} \times 17.27 \text{ Kg/HPH}$$

$$\dot{m}_v = 5,182 \text{ Kg/h}$$

Igualmente a los cálculos anteriores, la eficiencia total de la turbina es $n'_t = 31.98\%$. Considerando el 2% de pérdidas mecánicas, la eficiencia interna es $n_t = 32.63\%$ a partir de este valor determinamos la entalpía real en el escape de la turbina $h'_f = 2926.49 \text{ KJ/Kg}$, igualmente requerirá ser desobrecalentado.

Teniendo como base los valores determinados de flujo de vapor y entalpía, tanto de la sección trapiche como del ventilador de tiro inducido del caldero N° 5, podremos calcular la cantidad de agua de saturación.

La entalpía en el cabecero de baja presión será :

$$h_v = \frac{43,626.81 \times 2853.43 + 5,182 \times 2926.49}{43,626.81 + 5,182}$$

$$h_v = 2861.18 \text{ KJ/Kg}$$

Agua de saturación : aplicando la fórmula antes deducida en el punto :2.3.7.

$$\dot{m}_s = 48,808.81 \frac{(2861.18 - 2715.06)}{(2715.06 - 507.06)}$$

$$\dot{m}_s = 3,230.22 \text{ Kg/h}$$

En el diagrama N° 2.17 se muestra la distribución de vapor correspondiente al cabecero de alta presión de la sección trapiche, desde el cual se distribuye vapor a las turbinas de los molinos y desmenuzadora, - representado esquemáticamente por una turbina, y a la turbina de tiro inducido del caldero N° 5, además se incluye el aporte de agua del saturador correspondiente a los escapes de vapor de esta sección.

2.3.9.1.2. Turbobombas de agua de alimentación

Las bombas de agua de alimentación son impulsadas por turbinas a contrapresión de simple etapa que trabajan a las mismas condiciones de vapor a la entrada como a la salida que las demás turbinas. Se cuenta con cuatro unidades en total, cada una de ellas con una potencia nominal de 175 HP, cuyo rendimiento dado por los fabricantes de Worthington es de 22.727 Kg/HPH.

La cantidad de agua impulsada por las turbobombas y como consecuencia la potencia a la que está sometida cada turbina, depende del estado de carga total del ciclo, por lo que más adelante determinaremos los HP requeridos en función del estado de carga. Para esto utilizaremos el diagrama N° 2.18, que nos propor-

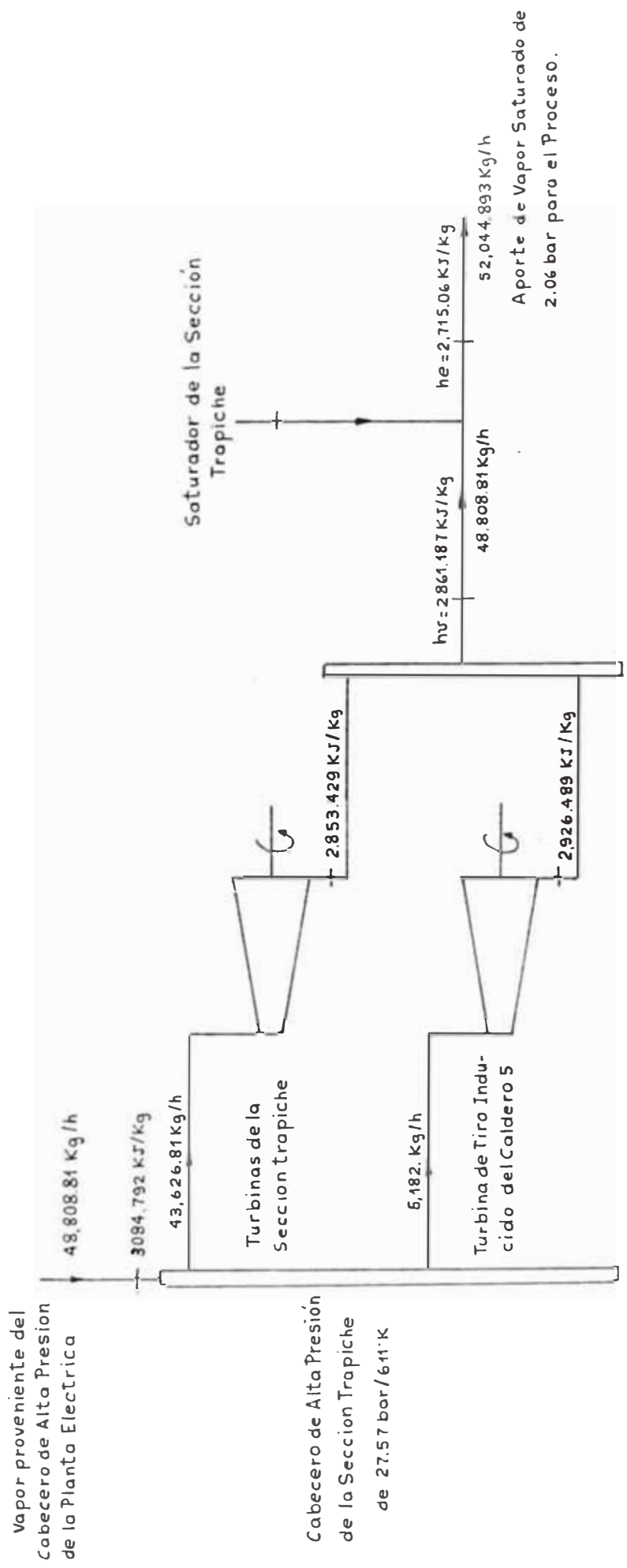
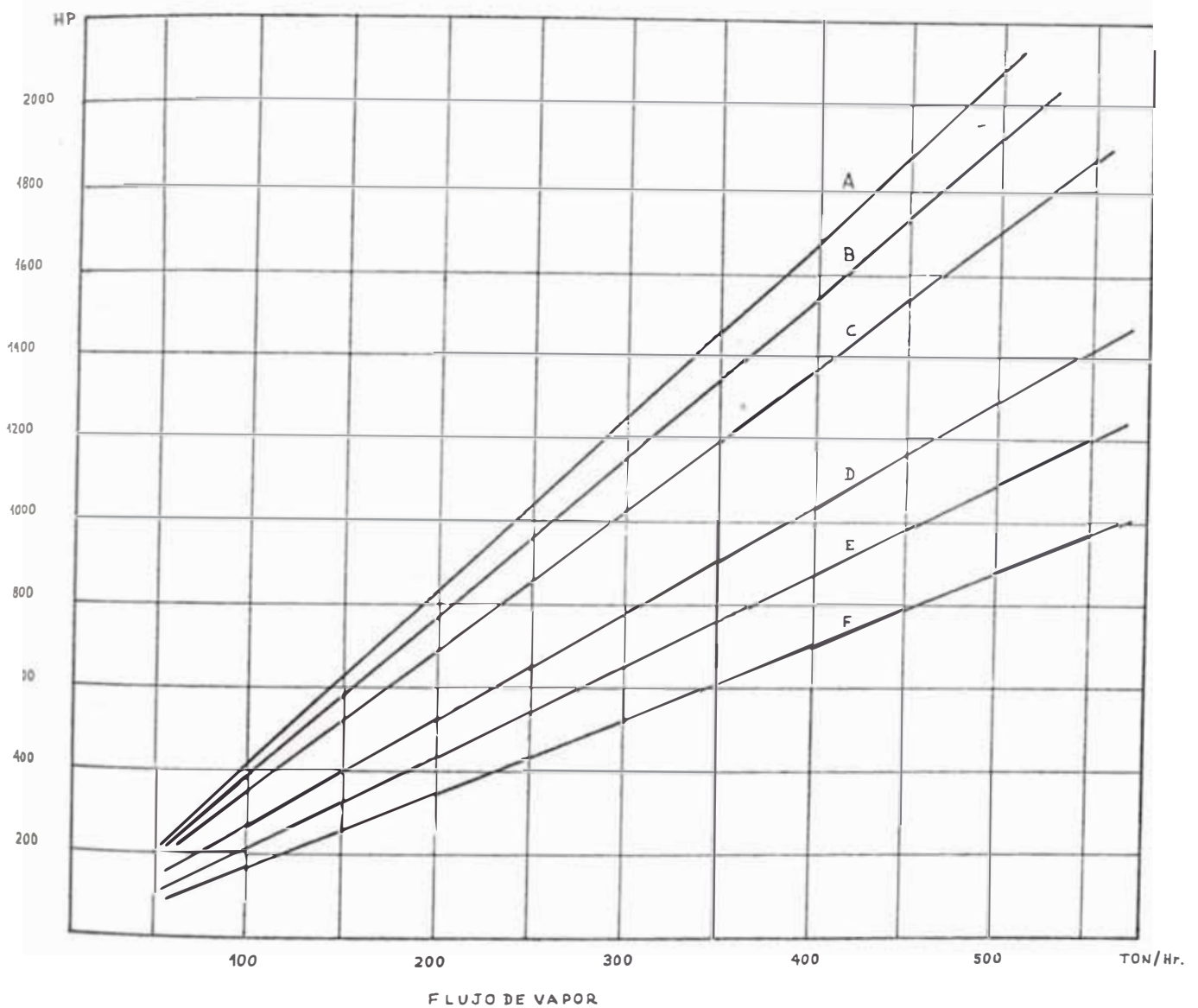


Diagrama N:2.17 : DISTRIBUCION DE VAPOR DE ALTA PRESION DE LA SECCION TRAPICHE



A : Bombas de Alimentación del Caldero para 70 bar de Presión en el Caldero.
 Para presiones diferentes a 70 bar multiplicar por el múltiplo de 70 bar.

B : Ventiladores de Tiro Inducido

C : Bombos de Agua de Circulación.

D : Ventiladores de Pulverizadores

E : Ventiladores de Tiro Forzado

F : Miscelaneos

Diagrama N.º 2.18 CONSUMO ESTIMADO DE POTENCIA REQUERIDA POR
 LOS AUXILIARES DE LOS CALDEROS EN FUNCION
 DE SU CAPACIDAD NOMINAL

cionará datos estimativos para los auxiliares de los calderos, en función del flujo de vapor a generar, - tales auxiliares, como bombas de agua de alimentación, ventiladores de tiro inducido, ventiladores de pulverizadores y aire comprimido, ventiladores de tiro forzado y misceláneos (compresores de aire y bomba). Estas curvas representan la carga real cuando operan a la capacidad nominal y no incluye auxiliares de standby.

Los auxiliares de una planta de fuerza consumen de 4 a 8% de la potencia generada en las plantas de potencia de turbinas a vapor. La cantidad de potencia auxiliar requerida, depende del tipo de combustible, presión del caldero y flujo del caldero. Los ventiladores de tiro inducido, bombas de agua de alimentación y pulverizadores de carbón (cuando son usados), son grandes usuarios de potencia auxiliar. Para propósitos de estimación, deberá considerarse como valores suficientemente precisos el 6%.

Una vez determinados los HP requeridos por las bombas de agua de alimentación, procederemos a calcular el flujo de vapor requerido por la turbina de accionamiento, multiplicando el rendimiento o consumo específico de vapor dado por el fabricante. Luego de

terminaremos la entalpía final del vapor en el escape de la turbina, considerando que las pérdidas en las chumaceras es del 2%. Este tipo de cálculos ya han sido realizados para las turbinas de trapiche. En cuanto a los cálculos del agua de saturación, este vapor va al mismo cabezera de baja de los turbogeneradores.

2.3.9.2. Consumo de vapor en las turbinas para generación de energía eléctrica

En la planta de fuerza del Ingenio de Puca lá se tienen tres turbogeneradores, de los cuales solo dos se ponen en servicio suministrando la energía eléctrica necesaria para el ingenio en el cual se incluye fábrica, pozos de regadío y población. La carga eléctrica soportada por los turbogeneradores varía entre 4000 a 5200 KW, en complemento se tiene una planta térmica que trabaja en paralelo, ubicada en anexo llamado Pátapo, la cual cubre una demanda de 600 a 1300 KW, siendo la demanda total de 6000 a 6768 KW. A continuación se dan detalles de cada uno de los turbogeneradores.

2.3.9.2.1. Turbogenerador Siemens ó N° 3

Este turbogenerador es el más moderno

que se tiene en la planta y fué puesta en servicio - en el año 1970. Sus características son las siguientes, dadas por el fabricante :

Turbina de contrapresión de una carcaza

Potencia máxima	5000 KW en bornes
Numero de revoluciones	8000 r.p.m.
Presión del vapor vivo	27.57 bar
Temperatura del vapor vivo	611°K
Contrapresión	2.06 bar

Esta turbina es capaz de entregar 5000 KW en bornes al aumentar las condiciones del vapor vivo a 41.36 bar/672°K, siendo su capacidad sólo de 3870 KW para 27.57 bar/611°K (28.18 Kg/cm²/338°C).

Actualmente se encuentra trabajando a estas últimas condiciones. En las condiciones para máxima potencia nunca ha sido exigida, pero se prevé que en un futuro cercano tenga que independizarse del cabecero de 27.57 bar y así poder trabajar a los 41.36 bar de diseño.

Consumo de vapor a las condiciones de 41.36 bar/672°K

Potencia (KW)	1000	1830	2500	2860	3875	5000
Consumo de vapor (Kg/Kw)	16.25	12.14	11.10	10.63	9.80	9.5
Flujo de vapor (T/h)	16.25	22.4	27.75	30.40	38	49.5

Consumo de vapor a las condiciones de 27.57 bar/611°K

Potencia	1000	1500	1830	2000	2500	3000	3870
Consumo de vapor (Kg/Kw)	17.75	15	13.93	13.87	12.5	11.91	11
Flujo de vapor (T/h)	17.75	22.25	25.50	27.75	31.25	35.75	43.50

En base a los datos técnicos dados anteriormente se pueden trazar los diagramas de Williams del turbogenerador para las dos condiciones del vapor que se muestran en el diagrama N° 2.19.

Con estos datos podemos determinar el consumo de vapor del turbogenerador para los diferentes estados de carga. Asimismo podremos determinar la eficiencia global del turbogenerador con la ayuda de la siguiente expresión, que nos da el consumo específico de vapor de la turbina :

$$C_{ev} = \frac{3600}{n_{tbg}(h_o - h_f)} \text{ Kg/KWh}$$

donde: C_{ev} - consumo específico de vapor del turbogenerador, Kg/KWh

n_{tbg} - eficiencia del turbogenerador

h_o - entalpía inicial del vapor a 27.57 bar /611°K, es decir 3084.79 KJ/Kg

h_f - entalpía final isentrópica del vapor a 2.06 bar, es decir 2.599.66 KJ/Kg.

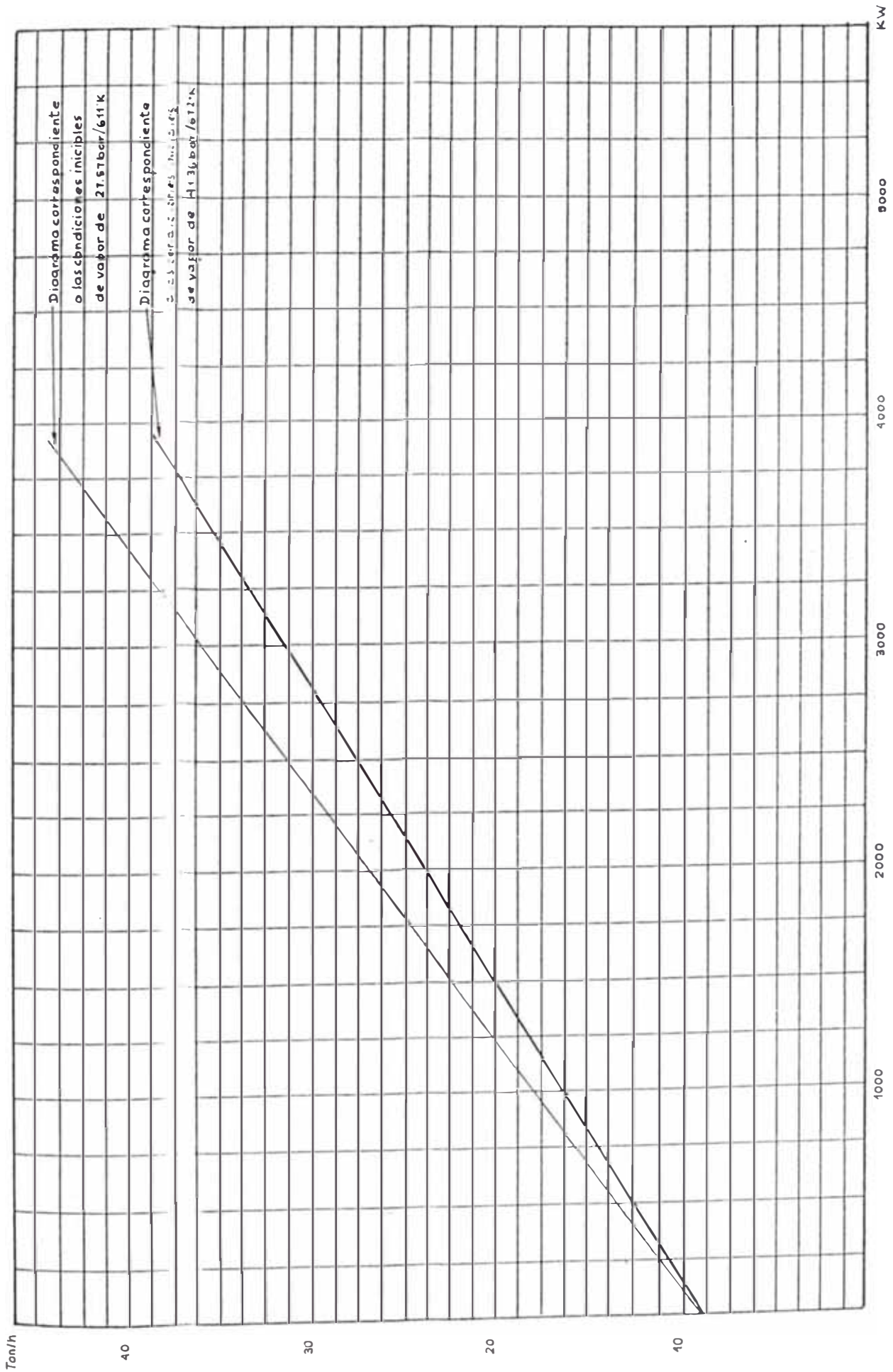


Diagrama N.º 2.19 : DIAGRAMA DE WILLIAMS DEL TURBOGENERADOR
SIEMENS N.º 3

La eficiencia global o total de los turbogeneradores a vapor, es decir, de la unidad turbogenerador y no ciclo de turbina, varía aproximadamente 60% para una unidad de 500 KW, 75% para una unidad de 7500 KW, 80% para unidades de 15000 KW o más. También tiene efecto sobre la eficiencia las condiciones del vapor, tipo de turbina (condensación, contrapresión, extracción automática) y otros efectos, pero en menor proporción. Para las unidades pequeñas (de hasta 1500 KW) puede usarse eficiencias del 65% para propósitos de preliminar estimación. Excepto en casos aislados el comportamiento de los turbogeneradores de 2,500 a 15,000 KW, deberán tener un error de más del 10%, si se estima para propósitos de estimación preliminar, una estimación global del turbogenerador es del 75%.

Actualmente en la mayoría de las plantas se requiere que la eficiencia de la turbina sea alta, puesto que no todos los requerimientos de potencia pueden ser generados con el vapor requerido para el proceso, en el caso de los ingenios azucareros. En alguna ocasión con un perfecto "balance de vapor" (toda la potencia generada por el vapor requerido por el proceso) es necesario considerar solamente las pérdidas mecánicas y eléctricas del turbogenerador, mientras que las pérdidas del pase del vapor deben ser inclui

das cuando la energía calorífica en el escape no fue usado. Las pérdidas mecánicas y eléctricas para los turbogeneradores usado en las plantas industriales, son de aproximadamente 4 ó 5%.

En nuestro caso para determinar la entalpía final real del vapor en el escape de la turbina, será necesario calcular la eficiencia termodinámica de la turbina (n_t), por lo que consideraremos que las pérdidas mecánicas y eléctricas del turbogenerador sean de 5%

$$n_t = \frac{n_{tbg}}{0.95}$$

donde n_t - eficiencia termodinámica de la turbina

n_{tbg} - eficiencia total del turbogenerador, calculada con la expresión

$$n_t = \frac{h_0 - h'_f}{h_0 - h_f}$$

donde h'_f - entalpía final real del vapor en el escape de la turbina, KJ/Kg

h_0 - entalpía inicial del vapor a 27.57 bar 611°K, es decir 3084.79 KJ/Kg

h_f - entalpía isentrópica del vapor a 2.06 bar, es decir 2,599.66 KJ/Kg.

Despejando h'_f

$$h'_f - 3084.79 = n_t (3084.79 - 2599.66)$$

$$h'_f - 3084.79 = n_t (485.13) \text{ Kcal/Kg}$$

El valor de h'_f nos servirá para hacer el cálculo del agua necesaria de saturación y llegar a una entalpía final de 2715.05 KJ/Kg.

2.3.9.2.2. Turbogenerador Worthington ó N° 2

Las características técnicas dadas por el fabricante son las siguientes :

Turbina de contrapresión de una carcaza

Potencia máxima	2500 KW en bornes
Número de revoluciones	3600
Presión del vapor vivo	27.57 bar
Temperatura del vapor vivo	611°K
Contrapresión	2.06 bar

Consumo de vapor del turbogenerador

Potencia	2500	1875	1250	625
Consumo de vapor (Kg/KWh)	10.91	11.27	12.36	15.27
Flujo de vapor (Kg/h)	27,273	21,136	15,454	9,545

En base a estos datos se realizará el trazado del diagrama de Williams de este turbogenerador, diagrama N° 2.20, igualmente determinaremos los valores de la eficiencia global del turbogenerador (n_{tbg}), eficiencia termodinámica (n_t) y la entalpía real final del vapor en el escape de ésta, con las mismas expresiones dadas para el turbogenerador Siemens.

2.3.10. Capacidad de generación de vapor en el Ingenio

El bagazo es el desecho que queda en los Ingenios azucareros, consiste en fibras de materia celulosa y de finas partículas, el porcentaje de cada una de ellas varían con el proceso. En la planta de extracción, más conocida como trapiche, la caña es preparada antes de pasar hacia los molinos, utilizando una desmenuzadora, dando como producto final, fibras cortas con un alto porcentaje de partículas finas.

El bagazo generalmente contiene aproximadamente 50% de humedad y tiene un poder calorífico de 3800 a 4500 KJ/Kg. Es usado generalmente como combustible para generar vapor y potencia a la planta, otros usos secundarios es su utilización para hacer celulosa para la fabricación de papel y para la producción de furfuro.

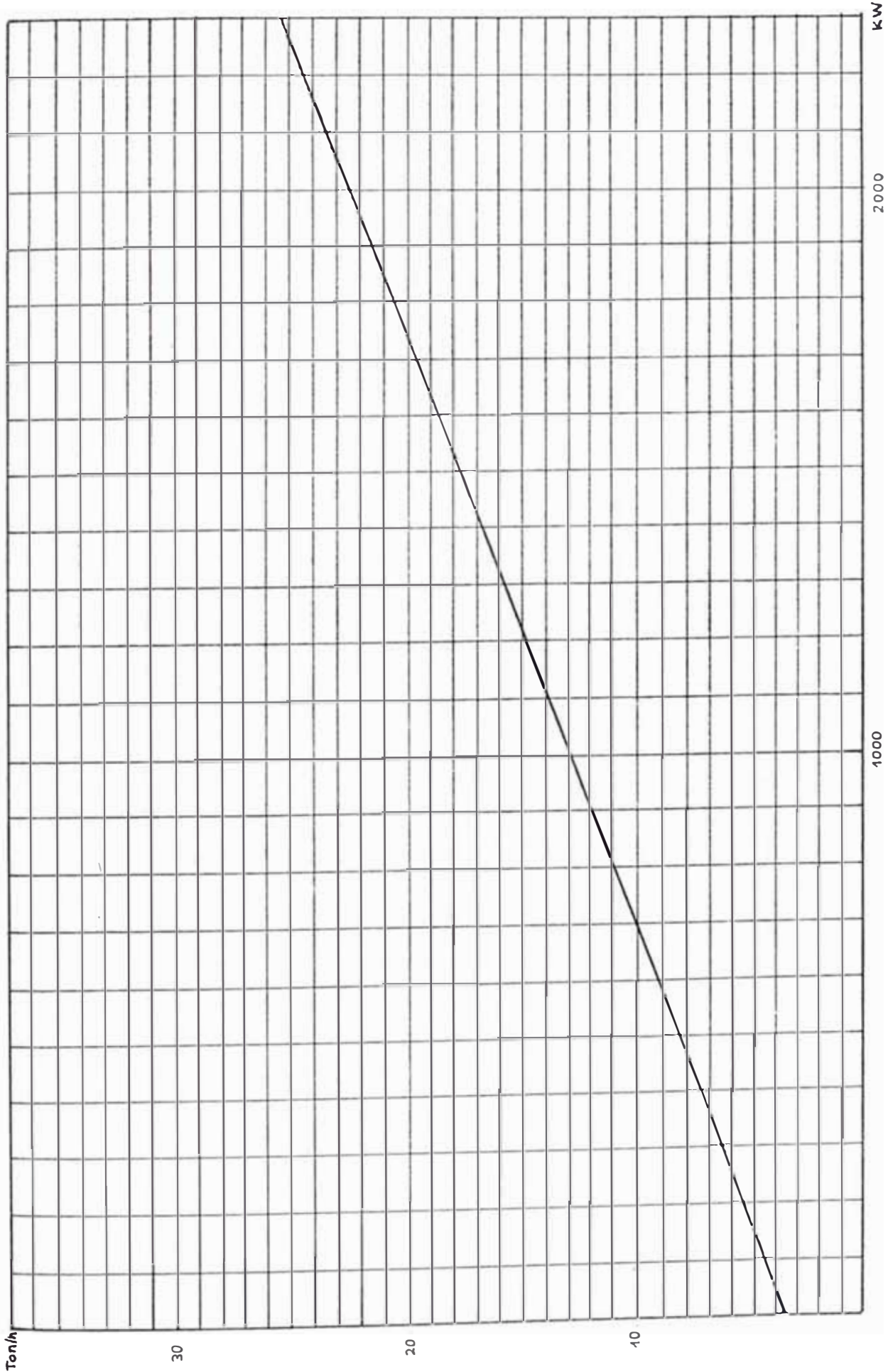


Diagrama N.º 2.20: DIAGRAMA DE WILLIAMS DEL TURBOGENERADOR WORTHINGTON N.º 2

Como combustible para la producción de vapor, el bagazo ha sido quemado en varios tipos de hornos, tales como hornos de gradilla, de herradura y ward, siendo el más reciente el tipo de parrilla con parrillas basculantes planas. El horno tipo ward fué diseñado con el objeto de poder superar los altos costos de mantenimiento, debido a la excesiva radiación y dificultades de limpieza que se producían en los hornos del tipo convencional, en el que el bagazo era quemado en pilas sobre un horno construido de material refractario.

El horno ward ha sido usado exitosamente en los calderos de los Ingenios Azucareros. Es fácil de operar y mantener, el bagazo es alimentado por gravedad, utilizando chutes hacia las celdas individuales, donde el quemado desde la superficie del montón con aproximadamente el 85% del aire, el cual es inyectado hacia alrededor del montón. Esto trae como consecuencia una combustión local incompleta, produce suficiente calor liberado para secar el combustible en bruto parcialmente. El calor reflejado del refractario caliente hacia las celdas, complementan un secado adicional, al final la combustión es complementada en el horno secundario por encima del arco, ubicado en el primer pase de gases hacia los tubos de vapor.

Actualmente los hornos ward están equipados con parrillas

llas basculantes, las cuales permiten remover las cenizas, mientras la unidad está en operación.

Los Ingenios Azucareros procesan suficiente bagazo para cumplir con todos los requerimientos de vapor y en algunos casos, existe un exceso. Los ingenios - que realizan el refinamiento del azúcar, usualmente generan el 80 a 90% de los requerimientos de vapor con bagazo, el resto lo complementan con aceite combustible. Debido al alto contenido de humedad de los gases, el peso de los productos de la combustión es alrededor de dos veces del obtenido con el quemado de petróleo y 1.5 con el del carbón, produciendo así altas pérdidas de tiro que requieren de la utilización de grandes chimeneas o ventiladores para obtener la capacidad requerida de vapor del caldero. Para aliviar estas condiciones se diseñó el caldero Stirling para bajar pérdidas de tiro.

A continuación se dan las eficiencias de los calderos, de acuerdo al tipo de horno :

TIPO DE CALDERO	TIPO DE HORNO	EFICIENCIA TOTAL
Caldero tipo elefante	Horno de gradilla	50%
Caldero de tubos de agua	Horno de herradura	60%
Caldero de tubos de agua	Horno Ward	66%

Composición química del bagazo

La composición química del bagazo seco, varía ligeramente de acuerdo a los diferentes autores, siendo los valores promedios los siguientes, sobre los que se pueden basar los cálculos

	C	47%
	H	6.5%
	O	44%
(cenizas)	E	2.5%
		100.00%

El valor calorífico (V.C.) es la cantidad de calor - que puede producirse por la combustión de la unidad de peso del combustible en consideración. Se distinguen dos valores caloríficos diferentes :

- a) El valor calorífico superior, que es el producido por la combustión de un kilogramo de combustible a 0°C y a 760 mm de presión de mercurio, todos los productos de la combustión se reducen a las mismas condiciones. El agua presente en el combustible, así como el agua formada por la combustión del hidrógeno presente se condensa en consecuencia. El valor calorífico superior se determina fácilmente en el laboratorio con la ayuda de un calorímetro Mahler.

- b) El valor calorífico inferior o valor calorífico neto que supone, por el contrario, que el agua que se forma en la combustión, así como el agua presente en el combustible, permanece en estado de vapor. El valor calorífico superior, indica el calor que puede obtenerse teóricamente del combustible, sin embargo, como en la práctica industrial no es posible reducir la temperatura de los productos de la combustión hasta el punto de rocío, es el valor calorífico neto el que da la indicación más precisa del calor que puede obtenerse realmente.

Entonces este es el valor que debe usarse en la práctica, sin embargo no existiendo ningún medio para determinarlo directamente, debe calcularse.

El valor calorífico superior del bagazo seco, a pesar de las diferencias que en apariencia tienen las diversas variedades de caña es notablemente constante en todos los países y en todas las variedades de caña, tomándose como valor universal el siguiente :

$$V.C.S = 19259.28 \text{ KJ/Kg}$$

En la práctica puede determinarse el valor calorífico del bagazo húmedo con las siguientes fór-

mulas :

V.C.S - 19,410 - 51.497S - 194.10W KJ/Kg

V.C.N - 18,103.72 - 51.497S - 205.32W KJ/Kg

donde

V.C.S - valor calorífico superior del bagazo, KJ/Kg

V.C.N - valor calorífico neto del bagazo, KJ/Kg

S sacaroza % cana

W - humedad del bagazo - agua % bagazo

La deducción de tales fórmulas se han basado en la composición centesimal del bagazo húmedo que se da en la siguiente tabla :

COMPONENTES	%	VALOR CALORIFICO DE LOS COMPONENTES
Fibra	F	19,259.28 KJ/Kg
Azúcar	S	16,747.20 KJ/Kg
Agua	H	0

Donde se ha tenido en cuenta que el agua no solamente tiene valor calorífico nulo, sino que absorbe el calor al evaporarse durante la combustión.

Cantidad de bagazo

Los valores extremos del contenido medio de fibra en la caña se encuentra entre el 10 al 16% cana, generalmente cae entre el 12 y 14%. La cantidad B de bagazo que se obtiene de 100 partes de caña, puede cal

cularse igualando el peso de la fibra que entra en los molinos con el peso que sale :

$$100f = B.F$$

$$B = 100 \frac{f}{F}$$

donde : f - fibra % caña

F - fibra % bagazo

2.3.10.1. Capacidad de generación de vapor en la - sección calderos

Todos los calderos han sido construidos por Babcoxc & Wilcox, los cuales tienen las siguientes especificaciones elementales

Caldero N° 1

Ano de instalación	1953
Combustible usado	bagazo/petróleo
Tipo de horno	ward de 2 celdas
Temperatura agua de alimentación	394.11°K
Condiciones del vapor	29.42 bar/611°K
Capacidad de generación	17,272.72 Kg/h
Eficiencia	66%

Caldero N° 2

Año de instalación	1953
--------------------	------

Combustible usado	bagazo/petróleo
Tipo de horno	ward de 2 celdas
Temperatura agua de alimentación	394.11°K
Condiciones del vapor	29.42 bar/611°K
Capacidad de generación	17,272.72 Kg/h
Eficiencia	66%

Caldero N° 3

Año de instalación	1957
Combustible usado	bagazo/petróleo
Tipo de horno	ward de 3 celdas
Temperatura agua de alimentación	394.11°K
Condiciones del vapor	29.42 bar/611°K
Capacidad de generación	.30,045.45 Kg/h
Eficiencia	66%

Caldero N° 4

Año de instalación	1960
Combustible usado	bagazo
Tipo de horno	ward de 3 celdas
Temperatura agua de alimentación	394.11°K
Condiciones del vapor	29.42 bar/611°K
Capacidad de generación	31,818.18 Kg/h
Eficiencia	66%

Caldero N° 5

Año de instalación	1973
Combustible usado	bagazo/petróleo
Tipo de horno	cargador/espaciador
Temperatura agua de alimentación	394.11°K
Condiciones iniciales de vapor	29.42 bar/611°K
Condiciones finales de vapor	41.45 bar/655°K
Capacidad de generación	59,090.90 Kg/h
Eficiencia	78.55%

Por lo tanto, la capacidad de la sección calderos es de 155.5 ton/h, siendo la unidad más moderna y eficiente la N° 5, en la cual se basa la seguridad del ritmo del proceso y en consecuencia de la generación de energía. En cuanto a las otras unidades se refieren son antiguas y el petróleo lo usan sólo como combustible complementario, en el caso del caldero N° 5 está diseñado para quemar tanto petróleo como bagazo siendo su eficiencia con el petróleo del 88%, por lo general se deja una de las unidades chicas de reserva, quedando la capacidad reducida a 138.22 ton/h.

Es necesario indicar que de todas las unidades sólo la N° 5 es la más confiable, no así las demás dado sus largos años de servicio.

2.3.10.2. Capacidad de generación de vapor en base al bagazo disponible en el Ingenio

De acuerdo a los datos estadísticos obtenidos, las especificaciones promedio del bagazo son:

Humedad (W)	50.00%
Fibra % caña (f)	15.33%
Fibra % bagazo (F)	42.30%
Sacarosa % bagazo (S)	3.30%
Impurezas % bagazo (E)	2.30%

Calculando el valor calorífico neto del bagazo (V.C.N) :

$$V.C.N - 18,103.72 - 51.497(3.30) - 205.32(50.00)$$

$$V.C.N - 7,667.78 \text{ KJ/Kg}$$

Para determinar la capacidad de generación de vapor con el bagazo disponible, calcularemos la disponibilidad de este último :

$$B - 100 \times \frac{15.33}{42.30} - 36.24\% \text{ caña}$$

siendo el ritmo de molienda de 160 ton/h, tenemos 58 ton/h de bagazo disponible.

Se sabe que la eficiencia de un caldero está dada por la siguiente expresión:

$$n_c = \frac{\dot{m}_v (h_2 - h_1)}{m_c \times V.C.N}$$

donde : n_c - eficiencia del caldero
 m_v - flujo de vapor generado en el caldero
 m_c - flujo de combustible quemado
V.C.N - valor calorífico neto del combustible usado, 7,667.78 KJ/Kg
 h_2 - entalpía del vapor a la salida del caldero a 27.57 bar/611°K, es decir : 3,084.79 KJ/Kg
 h_1 - entalpía de agua de alimentación a 394.11°K, es decir 507.06 KJ/Kg.

A partir de esta expresión podremos determinar las unidades de vapor que podemos generar por unidad combustible usado.

Con el caldero N° 5 :

Siendo $n_c = 78.55\%$, $\frac{m_v}{m_c} = 2.328$

Con los otros calderos :

Siendo $n_c = 66\%$ $\frac{m_v}{m_c} = 1.956$

Si consideramos que el caldero N° 5 trabaja a plena carga, es decir a 59.09 ton/h se consumirá 25.38 ton/h de bagazo, quedando 36.61 ton/h de bagazo para ser consumidos en los calderos chicos, con los que se podrán generar 63.79 ton/h de vapor. En conclusión la capacidad de generación de vapor con las 58

ton/h de bagazo a las condiciones de 27.57 bar / 611°K es de 122.889 ton/h de vapor.

Como se puede observar la capacidad de generación de vapor en los calderos queda restringida a la capacidad de generación mediante el bagazo disponible, a pesar que la capacidad de la sección calderos es como se ha visto anteriormente de 138.22 ton/h.

2.3.11. Equilibrio energético actual del ingenio

Para determinar el potencial energético actual del ingenio, procederemos principalmente a determinar el máximo estado de carga permitido por el ciclo, considerando que se establecerá un equilibrio entre la potencia a generar y el vapor requerido para el proceso, de tal manera que no exista vapor reducido a través de la reductora de 27.57/2.06 bar, - ya que ésto trae como consecuencia una pérdida de energía. Es decir que todo el vapor requerido por el proceso, pasarán por las turbinas de accionamiento mecánico y los turbogeneradores.

En el caso de las turbinas para la sección trapiche, se consideran siempre que el ritmo de molienda sea de 160 ton/h y que el caldero N° 5 trabaje a plena carga, por lo que la turbina del ventilador de tiro inducido que usa vapor de esta sección, suministra -

una potencia de 300 HP. Los cálculos tanto del flujo de vapor como de entalpías en el cabecero de baja presión y agua de saturación, ya han sido calculados anteriormente.

Es así que el presente cálculo sólo dependerá del máximo estado de carga de los turbogeneradores, para que el equilibrio deseado se cumpla. En cuanto a las turbinas de accionamiento de las bombas de agua de alimentación, deberán entregar la potencia necesaria para bombear los requerimientos generales del ciclo.

A continuación realizaremos el cálculo adecuado :

1. Se sabe que las necesidades del proceso, requieren de un total de flujo de vapor igual a $m_v = 110,019.114 \text{ Kg/h}$. Este es el flujo de vapor que pasa a través de las turbinas de contrapresión - sin ninguna reducción de vapor, es decir aprovechándola en su totalidad para generar energía, ya sea mecánica o eléctrica. El cálculo de este valor fué realizado en el punto 2.3.6 del presente capítulo.
2. Se determina el flujo de vapor entregado al proceso a través del escape de las turbinas de la sección trapiche, es decir de las turbinas de los molinos, desmenuzadora y tiro inducido del

caldero N° 5. Los cálculos correspondientes ya han sido realizados en el punto 2.3.9.11, cuyo resumen se muestra en el diagrama N° 2.16. Este flujo es de $\dot{m}_v = 48,808.81 \text{ Kg/h}$.

3. Por lo tanto el vapor que deberá aportar el cabezera de baja presión, que es el que colecta los vapores de escape de los turbogeneradores y turbobombas, deberá ser la diferencia de los dos pasos anteriores, es decir : $61,210.304 \text{ Kg/h}$.
4. A continuación procederemos a asumir un estado de carga aproximado de los turbogeneradores Siemens y Worthington N° 2, valores acorde a la realidad, para luego determinar, a partir de los diagramas de Willians los consumos de vapor correspondientes.

Turbogeneradores Siemens:

$$P = 3200 \text{ KW} \quad \dot{m}_v = 37,500 \text{ Kg/h}$$

Turbogeneradores Worthington:

$$P = \frac{2,000}{5,200} \quad \dot{m}_v = \frac{23,000 \text{ Kg/h}}{60,500 \text{ Kg/h}}$$

Asimismo con el método de cálculo dado en el punto 2.3.9.2.1 determinamos las entalpías reales finales en el escape de estas turbinas.

Turbogenerador Siemens :

$$h'_f = 2764.35 \text{ KJ/Kg}$$

Turbogenerador Worthington :

$$h'_f = 2758.19 \text{ KJ/Kg}$$

5. Teniendo el flujo total de los turbogeneradores y de las turbinas de la sección trapiche, aparte de los 1924 Kg/h de vapor requeridos para otros servicios menores, tomados directamente del cabezera de alta de la planta de fuerza, obtendremos el valor aproximado del flujo total de agua de alimentación que deberán bombear las turbobombas. Además será necesario considerar el factor 1.04, el cual fué explicado en el punto 2.3.8 en el consumo para auxiliares.

Por lo tanto tenemos que el flujo de agua de alimentación aproximado a bombear por las turbobombas es el siguiente :

$$\dot{m}_t = 1.04(48,808.81 + 60,500 + 1924) = 115,682.12 \text{ Kg/h}$$

Utilizando el diagrama N° 2.18 correspondiente - al punto 2.3.9.1.2. el que nos da los HP requeridos para los auxiliares de los calderos en función del flujo de vapor a generar en la sección calderos, en el presente caso, bombas de agua de

alimentación, obtenemos un valor aproximado de :

$$500 \times \frac{414.7}{1000} - 207.35$$

El flujo de vapor de las turbobombas será calculado con el consumo específico de vapor dado por el fabricante :

$$mv = 207.35 \text{ HP} \times 22.727 \text{ Kg/HPH} - 4,712.5 \text{ Kg/h}$$

Igualmente la entalpía en el escape de esta turbina será : $h'_f = 2964.46 \text{ KJ/Kg}$ de cálculo es igual al empleado para las turbinas de trapiche, dado en el punto 2.3.9.1.1.

Finalmente corregiremos el flujo de agua de alimentación que las turbobombas van a bombear y que se convertirán en el vapor total requerido por el ciclo, adicionando el vapor requerido por las turbobombas

$$\dot{m}_t = 1.04(48,808.81 + 60,500 + 1924 + 4,712.5)$$

$$m_t = 120,583.12 \text{ Kg/h}$$

6, Cálculo en el desareador

Los fundamentos teóricos para realizar los cálculos correspondientes fueron explicados en el punto 2.3.8.

Primeramente calcularemos la entalpía final resultante del vapor en el cabezera de baja presión de la Planta Eléctrica, por lo que usaremos los flujos de vapor y entalpías finales de los turbogeneradores y turbobombas.

	mv(Kg/h)	h_f' (KJ/Kg)
Turbogenerador Siemens	37,500	2,764.35
Turbogenerador Worthington	23,000	2,758.19
Turbobombas	4,712.50	2,964.46

Por lo tanto :

$$h_v = \frac{37,500 \times 2764.35 + 23,000 \times 2758.19 + 4,712.50 \times 2564.46}{37,500 + 23,000 + 4,712.50}$$

$$h_v = 2,776.41 \text{ KJ/Kg}$$

Ecuaciones en el desareador.

Aplicando las fórmulas dadas en el punto 2.3.8 :

$$\dot{m}_a + \dot{m}_v = 120,583.12$$

$$\dot{m}_a \cdot 320.70 + \dot{m}_v \cdot 2776.41 = 120,583.12 \times 507.06$$

De estas ecuaciones, tenemos :

$$\dot{m}_a = 111,443.90 \text{ Kg/h}$$

$$\dot{m}_v = 9,139.21 \text{ Kg/h}$$

7. En este paso calcularemos el aporte de vapor que proporcionará el cabezera de baja presión de la Planta Eléctrica y que serán usados para el proceso de elaboración de azúcar. El diagrama N°

2.21 muestra un resumen de la distribución del vapor desde el cabecero de alta presión de la planta eléctrica.

$$\begin{aligned} \text{Aporte para el proceso} &= 37,500 + 23,000 + 4,712.50 \\ &- 9,139.21 = 56,073.25 \text{ Kg/h} \end{aligned}$$

Es necesario tener en cuenta que este vapor deberá ser saturado con el saturador correspondiente a la planta eléctrica :

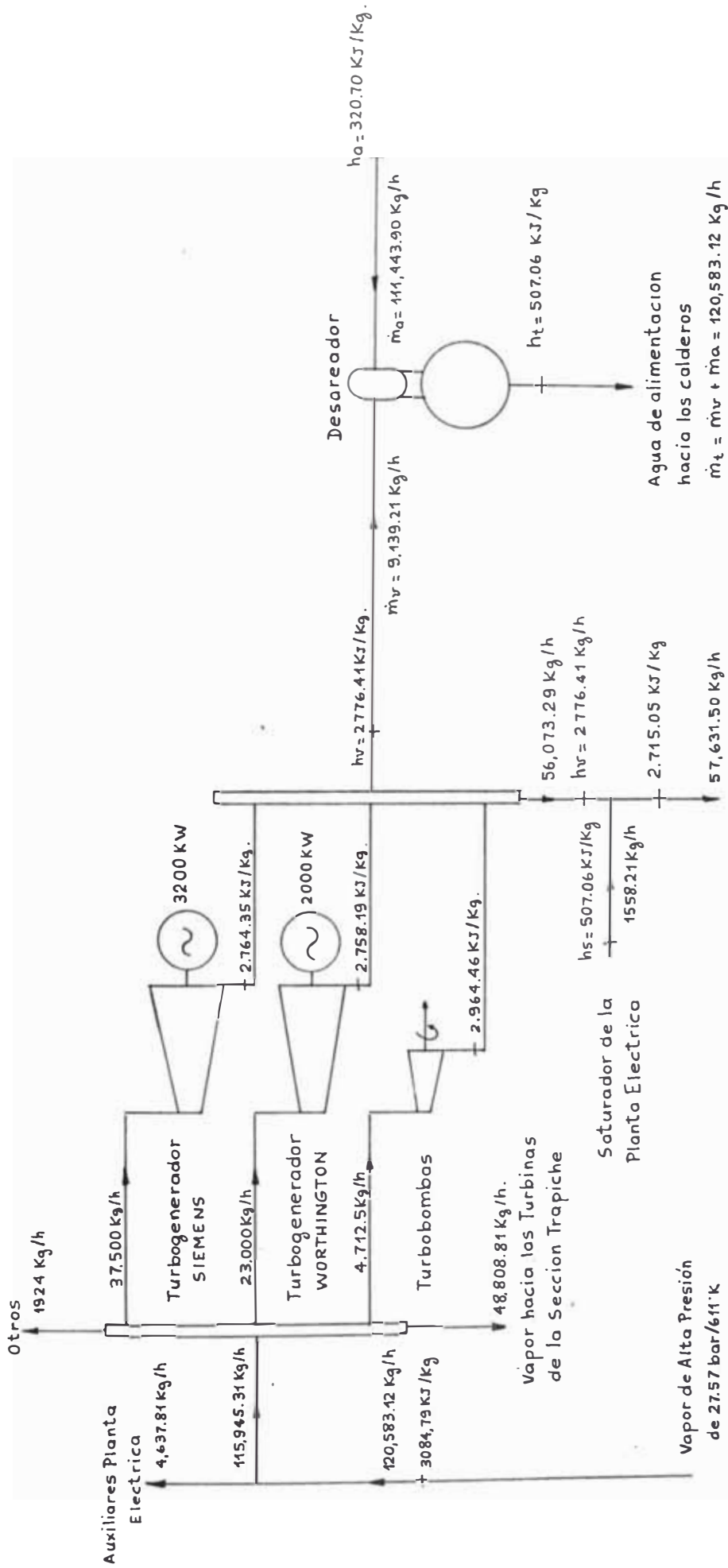


Diagrama N:221 : DISTRIBUCION DE VAPOR DE ALTA PRESION EN EL CABECERO DE LA PLANTA ELECTRICA

Aplicando las leyes termodinámicas, tenemos

$$\text{ms } 507.06 + 56,073.29 \times 2,776.41 - (56,073.29 + \text{ms}) 2,693.49$$
$$\text{ms} - 1558.211 \text{ Kg/h}$$

8. Finalmente calcularemos el flujo de vapor total que va hacia el proceso

Cabecero de trapiche	48,808.81 Kg/h
Saturador de trapiche	3,236.00 Kg/h
Cabecero de planta eléctrica	56,073.25 Kg/h
Saturador de planta eléctrica	1,558.21 Kg/h
Vapor total para el proceso	109,676.31 Kg/h

Este valor es ligeramente menor que las necesidades del proceso, por lo tanto resulta aceptable.

El diagrama N° 2.21 nos muestra la distribución de vapor correspondiente al cabecero de alta presión de la planta eléctrica, desde el cual se distribuye vapor a los turbogeneradores, turbobombas, auxiliares, otros y el vapor correspondiente al cabecero de la sección Trapiche. Asimismo se muestra el desareador y saturador de la Planta Eléctrica.

A partir de todos estos resultados podemos determinar una serie de parámetros que nos servirán para efectos de comparación :

$$\text{Vapor del proceso \% caña} - \frac{109,676.3925}{160,000.00} \times 100 = 68.54\%$$

$$\text{Vapor total \% caña} = \frac{120,583.12}{160,000.00} \times 100 = 75.36\%$$

Consumo de bagazo

Siendo 120,583.12 Kg/h el consumo de vapor total con sideraremos que el caldero N° 5 trabajará a plena carga, suministrando 59,000 Kg/h de vapor y el resto 61,583.12 Kg/h serían suministrados por los calderos viejos. Por lo tanto, el consumo de bagazo será :

$$\text{Caldero N° 5} \quad \frac{59,000}{2.324} = 25,387.26 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Calderos 1,2,3} \quad \frac{61,583.12}{1.956} = 31,484.212 \text{ Kg/h}$$

Consumo de bagazo = 56.871 toneladas = 98.05% caña

Exceso de bagazo = 56.871 = 1.129 ton/h = 1.9% caña

Eficiencia global de calderos :

$$n_c = \frac{120,583.12(3081.48 - 507.063)}{56,871 \times 7657.65} \times 100 = 71.28\%$$

Relación vapor generado por bagazo consumido :

$$\frac{\dot{m}_v}{\dot{m}_b} = \frac{120,583.12}{56,871} = 2,120$$

Consumo específico de combustible para producción de energía eléctrica.

Vapor para el turbogenerador N° 3 = 37,500 Kg/h

Vapor para el turbogenerador N° 2 = 23,000 Kg/h

Vapor total = 60,500 Kg/h

Pot. eléctrica total generada = 5,200 KW

Teniendo estos datos y la relación vapor generado - por bagazo consumido, calcularemos el consumo específico de combustible :

$$C_{ec} = \frac{60,500}{(2.120 \times 5200)} = 5.488 \text{ Kg/KWH}$$

Eficiencia térmica del ciclo de vapor :

$$n_t = \frac{\text{Energía efectiva útil}}{\text{Energía suministrada al ciclo}} = \frac{U}{Q_c}$$

La energía suministrada al ciclo sería la energía - suministrada a los calderos al quemar el bagazo necesario para la producción de vapor :

$$Q_c = \dot{m}_b \times V.C.N$$

donde : Q_c = calor liberado por el combustible

\dot{m}_b = bagazo consumido, 56.871 ton/h

V.C.N = valor calorífico neto del bagazo,
7,657.65 KJ/Kg

Por lo tanto :

$$Q_c = 56,871 \times 7,657.65$$

$$Q_c = 435,498.622 \text{ MJ/h}$$

La energía efectiva útil vendría a ser la obtenida en la planta eléctrica, mediante los turbogeneradores, en la sección Trapiche y la energía calorífica absorbida por el proceso de elaboración de azúcar.

Planta Eléctrica

Energía de los turbogeneradores - 5200 KW - 18,720 MJ/h

Sección Trapiche

Energía de las turbinas - 6 x 615.25 HP - 10,481.64 MJ/h

Proceso de elaboración

El vapor que es utilizado para el proceso, es el que sale de los cabezales de baja presión de la sección trapiche y de la planta eléctrica, complementando con el agua que aportan los saturados respectivos los cuales no deberán considerarse para el cálculo de la eficiencia.

Flujo de vapor para el proceso = 104,882.098 Kg/h

El calor de vaporización a la presión de 1.79 bar - es de 2,167.25 KJ/Kg

Energía absorbida por el proceso - (104,882.098 Kg/h) (2,167.25 KJ/Kg) - 227,306.267 MJ/Kg

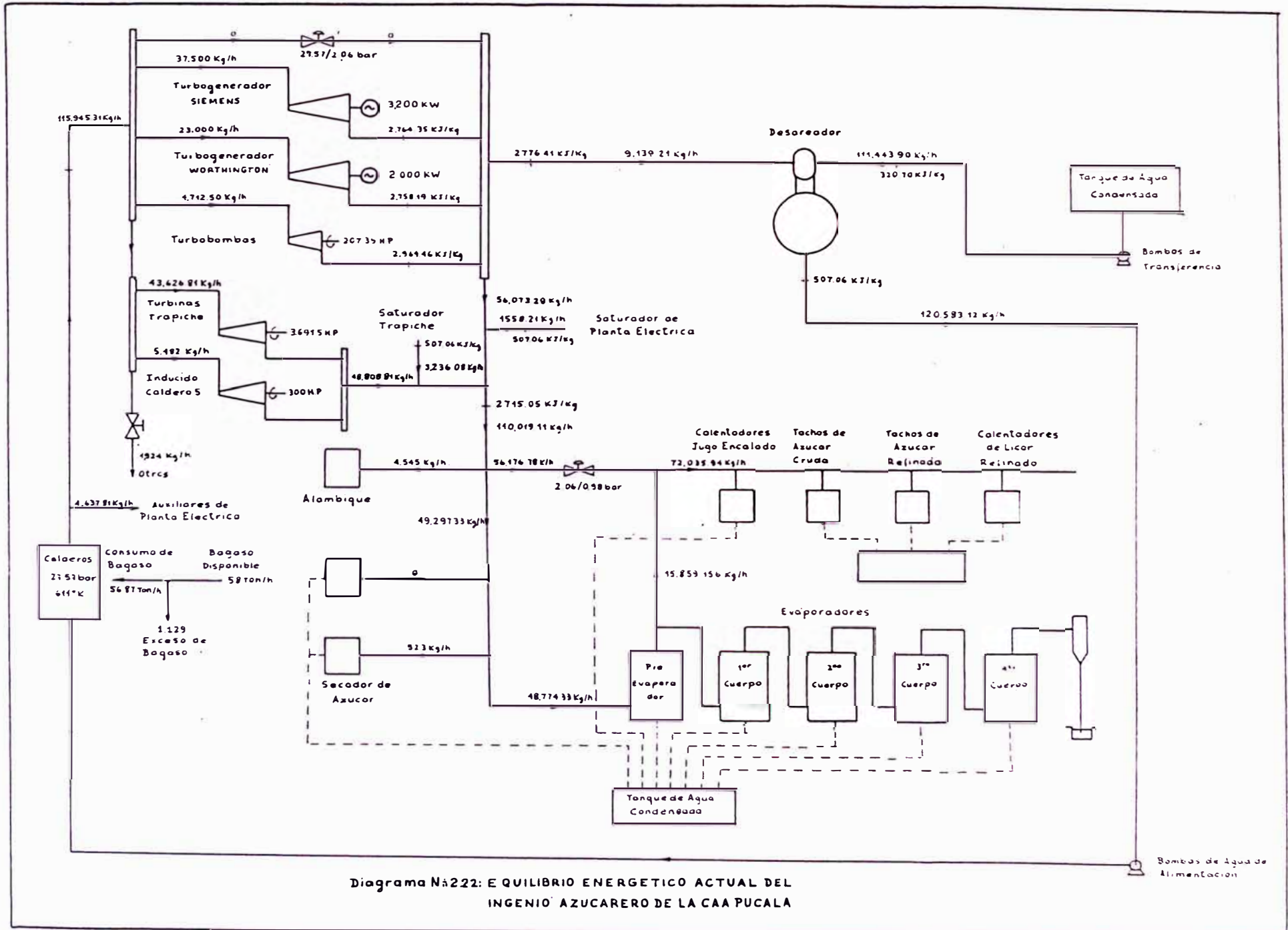
Finalmente la energía efectiva útil será la suma de las anteriores, dando un resultado de 256,507.907 MJ/Kg

Por lo tanto la eficiencia térmica del ciclo será :

$$n_t = 100\% \frac{256,507.907}{435,498.622} \times 100\%$$

$$n_t = 58.90\%$$

En el diagrama N° 2.22 se muestra el ciclo del vapor del Ingenio para el cual se cumple el equilibrio



energético actual.

Tal como se puede observar de los cálculos anteriores, la máxima capacidad de generación de energía eléctrica, dentro del Ingenio, está limitada a 5200 KW y está a su vez equilibrado con los 110,019.114 Kg/h del vapor requerido para el proceso, es así que sólo bajo estas condiciones, se consigue un balance satisfactorio de potencia y requerimientos del proceso para un ritmo de molienda de 160 ton/h, teniendo un exceso de bagazo casi nulo.

Por encima de esta carga eléctrica se consumiría una mayor cantidad de vapor por los turbogeneradores, - produciendo un ulterior aumento en la presión de escape y como consecuencia un mayor aumento del consumo de vapor, agravándose así la situación en un ciclo vicioso. Esto puede llevar a una condición de exasperación de muy alta presión del escape, rápida caída de presión en el caldero y la condición continuaría resultando cada vez peor, con el paradójico estado de soplar vapor a la atmósfera, lo que significa una seria pérdida, puesto que debe ser reemplazado por una cantidad equivalente de agua de alimentación y toda la energía de vapor por encima del contenido de calor, de tal agua de alimentación, es perdido por el sistema. Tales pérdidas, debido a las condiciones de desbalance y exceso de vapor -

escape trae como consecuencia serios consumo excesivos de combustible.

Por el contrario, si la carga eléctrica en los turbogeneradores fuera menor a los 5200 KW, como sucede en las horas de mínima carga, se hace necesario cubrir las necesidades del proceso, reduciendo vapor por la válvula reductora de 24.57/2.06 bar, lo cual no es recomendable, ya que se pierde la energía al hacer esta operación, disminuyendo sustancialmente la eficiencia térmica del ciclo por debajo de la óptima, obtenida con la generación de los 5200 KW, es decir 58.90%.

Todos estos problemas se solucionarían si se contara con un turbogenerador del típico extracción-condensación, el cual se encargaría de regular automáticamente el flujo de vapor hacia el proceso, generando un adicional de energía eléctrica en la etapa de baja presión.

Es necesario también anotar que la eficiencia obtenida en el cálculo del balance es muy baja, puesto que para plantas a vapor que suministran tanta energía eléctrica como calor para el proceso, la eficiencia real del ciclo puede llegar a ser tan alta como 70-80%. La principal causa de esta baja eficiencia se debe principalmente, a las bajas eficiencias de

algunos de sus equipos, tal es el caso de sus calderos con el 66% de eficiencia, turbogeneradores y turbinas de simple etapa de la sección trapiche.

CAPITULO 3

3. PROBLEMATICA ENERGETICA ACTUAL DEL INGENIO

3.1. SECCION CALDERAS

Tal como se ha podido determinar en el cálculo del equilibrio energético del Ingenio, las necesidades totales de vapor del Ingenio son de : 120,583.12 Kg/h, con un consumo de bagazo de 56.871 ton/h, quedando sólo un excedente de : 1.129 ton/h.

La capacidad de generación de vapor en las calderas actuales, queda restringida por la cantidad disponible de bagazo y, especialmente, por la eficiencia de los calderos a 122.88 ton/h.

Los calderos nros. 1, 2, 3 y 4 son los más antiguos que se tienen en este Ingenio, con un tiempo de servicio de 34 años. La eficiencia garantizada de 66% ha disminuido, lo que trae como consecuencia un mayor consumo de bagazo que el calculado en la determinación del equilibrio energético actual del Ingenio. Estos calderos - han sido diseñados para usar como combustible - el bagazo; actualmente tienen incorporados quemadores de petróleo, los que sirven como una a-

yuda provisional en casos en que la presión del vapor sufra una baja por bagazo húmedo. La eficiencia de estos calderos trabajando con petróleo no es garantizada, ya que como se ha podido observar en la práctica, su máximo estado de carga al que podrían llegar es de sólo 30-40%.

El único caldero que ofrece garantías es el caldero N° 5, el cual está diseñado para trabajar a 41.36 bar/672°K con una capacidad de 59 ton/h de vapor. Actualmente trabaja a las condiciones de 27.57 bar/611°K en paralelo con los calderos nros. 1, 2, 3 y 4. Este caldero fué diseñado para que trabaje con el turbogenerador Siemens a las condiciones de : 41.36 bar/672°K, con lo cual se logra que esta última unidad tenga una capacidad de 5000 KW.

Este caldero es el más nuevo que se tiene, con 16 años de servicio, el tipo de diseño es el Stirling, con dos domos, especialmente diseñado para disminuir las altas pérdidas que se producen al quemar bagazo. El horno está equipado con parrillas basculantes, - las cuales permiten remover las cenizas, mientras - la unidad está en operación. Está diseñado para usarlo como combustible, tanto bagazo como petróleo Bunker N° 6, con una eficiencia garantizada de : 78.55% con bagazo y de 88.12% con petróleo Bunker.

En el caso de los calderos nros. 1, 2, 3 y 4, todos son de tres domos, con hornos de tipo Ward, sin parrilla basculante, lo que hace dificultosa la limpieza en pleno servicio, ya que requiere del quemado de petróleo durante esta operación.

En sus inicios estos calderos fueron diseñados con bajas eficiencias y tenían como función no sólo producir el vapor requerido para el proceso, sino la de incinerar la mayor cantidad excedente de bagazo, debido a que la acumulación excesiva de este producto era difícil de almacenar, produciéndose en muchos casos, incendios de grandes magnitudes.

Uno de los factores más importantes que determinan el ahorro de bagazo en las industrias de caña de azúcar, es la generación eficiente de vapor, lo cual consiste en recobrar la mayor cantidad posible del calor sensible del gas de escape de los calderos y mejoramiento de la eficiencia de combustión.

Otro de los usos industrializados del bagazo es para la producción de pulpa de papel, por lo que particularmente algunos ingenios azucareros, comercializan su bagazo, cambiándolo por petróleo Bunker N° 6, en otros casos, por bolsas de papel que sirven de envase para el azúcar producida por los mismos ingenios.

La cantidad de petróleo que se puede cambiar por bagazo está en función del poder calorífico de ambos productos y de la eficiencia del caldero que hace uso de estos combustibles, es así que hoy en día el bagazo tiene un precio.

En conclusión, podemos opinar que si bien es cierto la sección calderos del Ingenio de Pucalá tiene capacidad para producir el vapor requerido para las necesidades del Ingenio, no cumple con una generación eficiente de vapor, lo cual incide notablemente en las posibilidades de tener un mayor excedente de bagazo, el cual podría ser usado para la producción adicional de potencia o para el cambio de petróleo Bunker N° 6 y bolsas de papel. Además los 34 años de operación de estos calderos, resulta hasta cierto punto, riesgosa, ya que sus continuas paradas, por rotura de tubos de vapor, comprometen el normal desenvolvimiento productivo del Ingenio. Además se hace notoria la gran influencia que tiene la humedad del bagazo para la producción de vapor, lo cual obliga a quemar petróleo en la unidad mas moderna, que es el caldero N° 5, causando en este último estado de sobrecargas peligrosas.

Por lo tanto se recomienda adquirir un nuevo caldero tan eficiente como el N° 5, con una eficiencia i

igual o superior a los 78% para bagazo al 50% de humedad, con la capacidad suficiente para cumplir con las necesidades energéticas actuales y futuras del ingenio.

A continuación podríamos determinar el ahorro de bagazo que se tendría al usar una caldera nueva que reemplace a las unidades nos. 1, 2, 3 y 4 de 66% de eficiencia :

Para las mismas condiciones del vapor a generar y del agua de alimentación e igual capacidad de generación de vapor, se cumple que :

$$n_{c1} \dot{m}_{b1} = n_{c2} \dot{m}_{b2}$$

donde n_{c1} = eficiencia de los calderos actuales, 66%

\dot{m}_{b1} = bagazo consumido en los calderos

n_{c2} = eficiencia de la nueva caldera, 78%

\dot{m}_{b2} = bagazo consumido en la nueva caldera

Por lo tanto, el ahorro del bagazo sería el siguiente

$$\Delta \dot{m}_b = \frac{\dot{m}_{b1} - \dot{m}_{b2}}{\dot{m}_{b1}} = 1 - \frac{n_{c1}}{n_{c2}}$$

$$\Delta \dot{m}_b = 1 - \frac{0.66}{0.78} = 0.1538$$

El ahorro de bagazo sería del 15.38% que podría ser usado para la producción adicional de potencia eléctrica.

3.2. SECCION PLANTA ELECTRICA

Actualmente la Planta Eléctrica de Pucalá cuenta con tres turbogeneradores a contrapresión de las siguientes características :

MAQUINA	MARCA	AÑO DE MONTAJE	CAPAC. ACTUAL(KW)
1	Worthington	1953	1400 (en reparación)
2	Worthington	1957	2100
3	Siemens	1970	3850

De estas unidades la máquina N° 1 está fuera de servicio desde 1980, se esta haciendo la prueba de rehabilitarla, colocándole un rotor nuevo, ya que por una mala operación sufrió un golpe de agua que causo que el eje original sufriera una excesiva flexión. La máquina N° 2 tiene una capacidad limitada a 2100 KW , fué reparada en el año 1967 con una garantía de 7 años, ésta caducó en 1974, sin embargo continúa en servicio, con un fuerte desgaste en el eje de la turbina y con 2 ruedas menos de reacción que fueron retiradas en la reparación antes mencionada. A la fecha aporta una capacidad máxima de :

2000 KW, cubriendo con la máquina N° 3, los servicios de reducir el vapor procedente de los calderos y de generar la energía eléctrica requerida.

La única unidad que resulta confiable es la N° 3, que ya tiene 19 años de servicio y hasta cierto punto, resulta ser la unidad más sacrificada, de fallar la máquina N° 2, sólo podríamos contar con la máquina N° 3, con lo cual la operación de reducción de presión de vapor de 27.57 a 2.06 bar necesaria para el proceso de elaboración, estaría limitada, así como el suministro de energía eléctrica para el ingenio, pozos de riego y alumbrado de población.

Tal como puede apreciarse, la CAA Pucalá no cuenta con una unidad de reserva para generación de energía eléctrica, lo cual hace peligrar el normal desenvolvimiento de el sistema productivo.

Por otro lado, de acuerdo al cálculo realizado del balance energético del ingenio, la máxima capacidad de generación de energía en los turbogeneradores está limitada sólo a 5200 KW, actualmente la demanda de energía está resultando cada vez mayor, debido al crecimiento poblacional. Es así que para cumplir con las necesidades de energía eléctrica de la CAA Pucalá, se recurre al funcionamiento de los Grupos Diesel que se encuentran ubicados en la Central Tér-

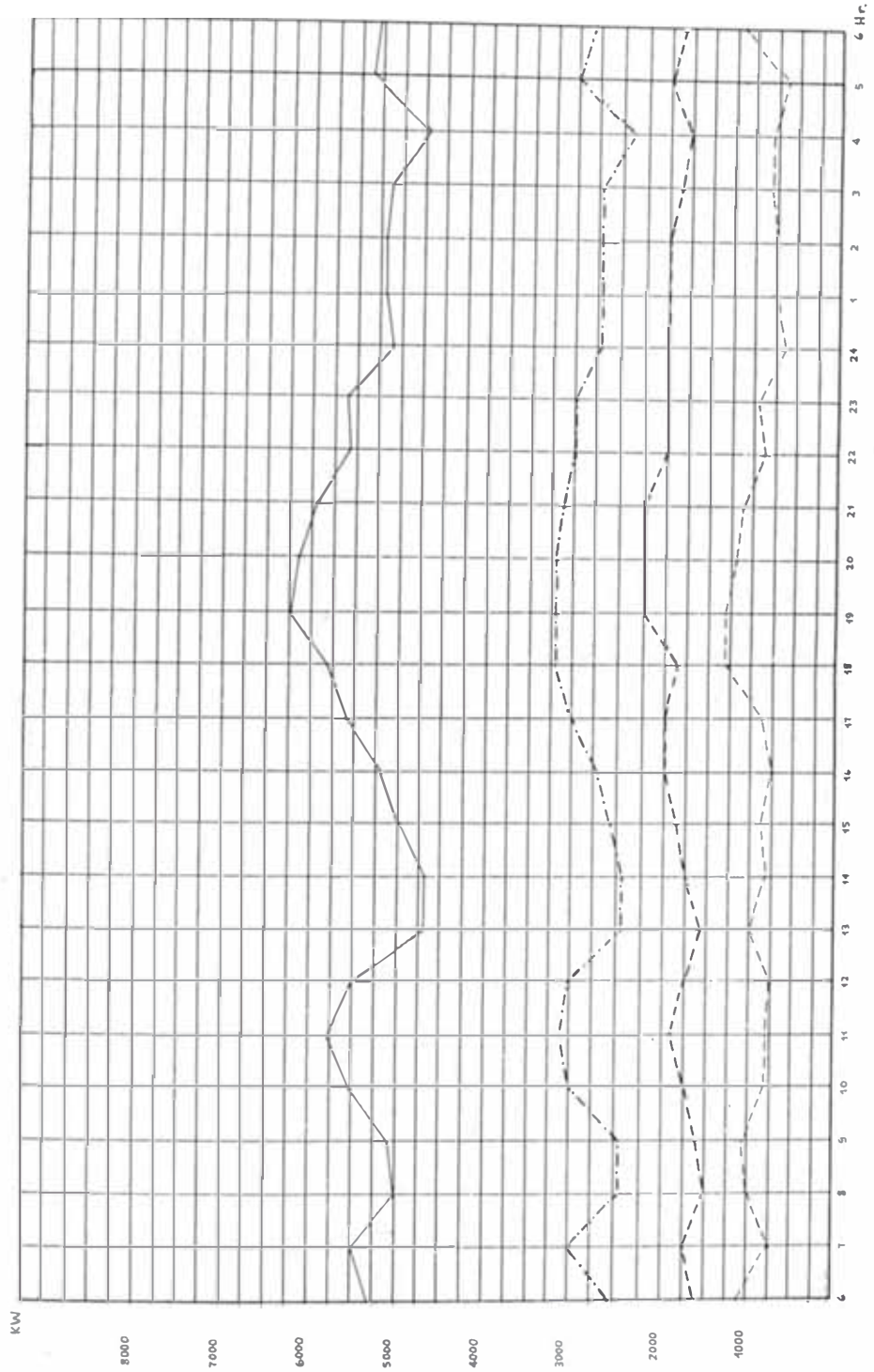
mica de Pátapo, distante 6 kms, pero interconectada eléctricamente.

Estos grupos funcionan en forma casi permanente y en las horas de punta llegan a su máximo estado de carga.

A continuación el diagrama N° 3.01 nos muestra el comportamiento típico de la Demanda de Energía Eléctrica de la CAA durante las 24 horas del día, en el cual están incluidas las demandas de energía eléctrica del Ingenio, población y pozos, asimismo se muestra el aporte energético de los turbogeneradores y de los grupos diesel.

Tal como puede apreciarse la generación de energía eléctrica en la Cooperativa resulta antieconómica, ya que no solo se hace uso del bagazo como combustible, sino también de combustible Diesel y de aceite en los grupos, los cuales resultan tener precios cada vez mayores.

En conclusión la CAA requiere necesariamente de una nueva unidad de generación de energía eléctrica que se encuadre dentro del ciclo de vapor del Ingenio, cumpliendo con los requerimientos de vapor para el proceso y genere la energía eléctrica requerida actual y futura de la CAA.



Unidad de Generacion	Energia Generada por dia	Diagrama
Turbogenerador N°3	67,520 kWh	— · — · —
Turbogenerador N°2	40,940 kWh	— — — —
Grupos Electrogenos	21,570 kWh	— · — —
Total	130,030 kWh	— — — —

Diagrama N°3.01: COMPORTAMIENTO TIPO DE LA CARGA ELECTRICA ACTUAL DE LA CAA PUCALA PARA UN DIA NORMAL DE MOLIENDA, ABASTECIDA POR LAS ACTUALES UNIDADES DE GENERACION

Se recomienda que esta nueva unidad sea del tipo extracción-condensación, de tal manera que a través de la sección de extracción suministre el vapor requerido por el proceso, mientras que con la sección de condensación se genere la cantidad de energía eléctrica adicional requerida, asimismo la ventaja - de este tipo de turbina está en que nos permitiría generar la energía eléctrica, durante épocas de reparación de fábrica, condensando todo el vapor, ofreciendo una mayor eficiencia y dándole un mejor uso a la energía térmica de dicho fluido.

3.3. SECCION DE EVAPORACION DEL JUGO CLARIFICADO

Actualmente en la planta del proceso de azúcar, la operación del conjunto de evaporadores es insatisfactoria, lo cual tiene como consecuencia serios problemas en los tachos de cocimiento de azúcar, y por lo tanto de un consumo alto del vapor directo, proveniente del escape de las turbinas a contrapresión (68.54% caña).

Al presente es común obtener un brix bajo del jarabe a la salida de los evaporadores, del orden de los 62° brix y falta de vapor en el proceso hasta - con una capacidad baja de molienda de alrededor de las 3500 toneladas de caña por hora. También exis

te un notado uso frecuente del vapor directo de :
2.06 bar y la línea de vapor vegetal del preevaporador de 0.98 bar, circunstancias que hacen las cosas todavía peores, comprometiendo seriamente el performance del conjunto de evaporadores.

El problema está relacionado principalmente con los preevaporadores, hay cuatro unidades, tal como se mencionó oportunamente en el punto 2.2(a) con diferentes tamaños, especificaciones y la disposición general lo hace extremadamente difíciles de operar.

Por lo general el preevaporador BMA de mayor superficie de calentamiento 1394 m^2 , permanece fuera de servicio, debido a que el control de operación resulta extremado. Normalmente se encuentran en servicio las unidades de 697 y 497 m^2 , mientras que el cuerpo de 418 m^2 es añadido, cuando las tasas de evaporación disminuyen a causa de las incrustaciones.

Agrava aún más el problema, el hecho de que en esta sección no se aplica adecuadamente el principio de sangrado de vapor para los efectos de calentamiento del jugo encolado, ya que actualmente los calentadores correspondientes usan solamente el vapor vegetal de los preevaporadores, llegándose inclusive

a tener temperaturas insuficientes del jugo encalado a valores de hasta 375°K, siendo la temperatura óptima recomendada de 378°K, lo que hace desfavorable el proceso de clarificación del jugo.

A continuación procederemos a evaluar el funcionamiento evaporativo de esta sección del Ingenio, para lo cual usaremos los valores del brix correspondiente al jugo, y temperaturas en cada uno de los cuerpos.

Hay una manera de evaluar el trabajo de los cuerpos de evaporación, por lo que usaremos la fórmula de Dessin. Este ingeniero de origen francés propuso una fórmula que permite calcular el Coeficiente de Evaporación Específica de un cuerpo cualquiera, la fórmula es la siguiente :

$$C_e = 0.001 (100 - B)(T - 327)$$

donde: C_e - coeficiente de Evaporación Específica del cuerpo, en kilogramos de vapor/hora /m²/grado de caída de temperatura

B - brix del jugo a la salida del cuerpo , °brix

T - temperatura del vapor calentado, dentro de la calandria del cuerpo, °K

Esta fórmula también toma en consideración el problema que crean las incrustaciones para los efectos

de transmisión de calor y no es necesario afectar - el coeficiente de transmisión de otro coeficiente - innecesario.

Si se desea guardar un margen de seguridad es necesario reemplazar el factor 0.001 por 0.0007 ó 0.0008. El factor 0.001 corresponde a las condiciones normales y buenas de un cuerpo que permanece limpio.

El factor 0.0008 se emplea en los proyectos a fin de procurarse un margen de seguridad y de integrar la eventualidad de que ocurran fuertes incrustaciones.

El factor 0.0007 corresponde a un múltiple efecto, que funciona en condiciones mediocres o se incrusta rápidamente.

Para la evaluación correspondiente, utilizaremos los valores obtenidos de la realidad, los cuales fueron anteriormente considerados en el punto 2.3.2. para la determinación del consumo de vapor directo por la sección de evaporadores y que volvemos a mencionar a continuación, donde :

- J . - jugo que entra al cuerpo Kg/h
- E . - evaporación en el cuerpo i , Kg/h
- $J_{s\ i}$ - jugo que sale del cuerpo i ; Kg/h
- $B_{0\ i}$ - brix del jugo que entra al cuerpo i

T - temperatura del vapor calentado dentro de la calandria

El cuadro N° 3.01 nos muestra los valores de los parámetros antes mencionado, para cada uno de los cuerpos de evaporación.

1° Primeramente procederemos a calcular los Coeficientes de Evaporación Específicas en funcionamiento real de los evaporadores, por lo que usaremos la siguiente expresión :

$$C'_{ei} = \frac{E_i}{S_i \Delta_i}$$

donde · S_i = superficie de calentamiento de cada efecto de evaporación, m^2

Δ_i = diferencia de temperatura entre el vapor calentante y el jugo en el cuerpo i, °K

E_i = evaporación en el cuerpo i, Kg/h

$$\text{Preevaporador : } S_1 = 697 + 497 = 1194 \text{ m}^2$$

$$\text{1er. cuerpo : } S_2 = 557 + 497 = 1054 \text{ m}^2$$

$$\text{2do. cuerpo : } S_3 = 557 + 497 = 1054 \text{ m}^2$$

$$\text{3er. cuerpo : } S_4 = 557 + 348 = 905 \text{ m}^2$$

$$\text{4to. cuerpo : } S_5 = 557 + 348 = 905 \text{ m}^2$$

Por lo tanto tenemos :

$$\text{Preevaporador : } C' = \frac{40,364,864}{1194(404.11 - 386)} = 1.889$$

CUADRO N° 3.01 - PARAMETROS EN LOS EVAPORADORES

	J_{01} (Kg/h)	E_i (Kg/h)	J_{s1} (Kg/h)	B_{0i} (°B)	B_{si} (°B)	T (°K)
Preevaporador	168,000	40,864.864	127,135.135	14.0	18.5	404.11
1er. cuerpo	127,135.135	24,874.265	102,260.869	18.5	23.0	386.00
2do. cuerpo	102,260.869	23,860.869	78,399.999	23.0	30.0	373.00
3er. cuerpo	78,399.999	21,034.146	57,365.852	30.0	41.0	367.00
4to. cuerpo	57,365.852	19,430.369	37,935.484	41.0	62.0	357.00
						325.20

$$\text{1er. cuerpo : } C'_{e2} = \frac{24,874.265}{1054(386 - 373)} = 1.815$$

$$\text{2do. cuerpo : } C'_{e3} = \frac{23,860.869}{1054(373 - 367)} = 3.773$$

$$\text{3er. cuerpo : } C'_{e4} = \frac{21,034.146}{905(367 - 357)} = 2.324$$

$$\text{4to. cuerpo : } C'_{e5} = \frac{19,430.369}{905(357 - 325.20)} = 0.675$$

Luego calcularemos los Coeficientes de Evaporación - Específicos Ideales, según la fórmula de Dessin :

$$\begin{aligned} \text{Preevaporador : } C_{e1} &= 0.001(100 - 18.5)(404.11 - 327) \\ &= 6.248 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Primer cuerpo : } C_{e2} &= 0.001(100 - 23.0)(386 - 327) = \\ &4.543 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Segundo cuerpo : } C_{e3} &= 0.001(100 - 30.0)(373 - 327) = \\ &3.220 \end{aligned}$$

$$\text{Tercer cuerpo : } C_{e4} = 0.001(100 - 41)(367 - 327) = 2.360$$

$$\text{Cuarto cuerpo : } C_{e5} = 0.001(100 - 62)(357 - 327) = 1.140$$

2° Tal como se puede observar los coeficientes específicos de evaporación, correspondientes a los dos primeros cuerpos, preevaporador y primer cuerpo han resultado notablemente menores a los valores óptimos calculados mediante la fórmula de Dessin, la que confirma el bajo rendimiento de los preevaporadores, los

cuales tienen un bajo nivel de evaporación, comprometiendo el funcionamiento adecuado de las etapas del proceso que usa el vapor vegetal correspondiente, en especial a los tachos de cocimiento, por lo que mayormente para compensar la falta de vapor, se procede a reducir vapor directo proveniente del escape de las turbinas, aumentando el consumo de vapor por el proceso.

Este problema está relacionado principalmente a la mala operación de los preevaporadores, por lo que actualmente el control del flujo del jugo clarificado hacia estas unidades, es un sistema combinado de dispositivos manuales y un sistema de control de nivel automático que son difíciles de operar.

Es por esta razón que la CAA Pucalá tiene como uno de sus proyectos el de implementar un sistema de control de flujo del jugo clarificado y deberá distribuir el jugo a cada preevaporador, de una manera proporcional a la superficie de calentamiento de cada uno de los cuerpos, a su vez poner en funcionamiento al preevaporador BMA de 1394 m^2 con un adecuado sistema de control.

En cuanto a los demás cuerpos se refiere, los valores obtenidos de los coeficientes de evaporación, reflejan simples problemas de incrustaciones mal removidas, limpieza defectuosa, fugas, obstrucción de alguna tubería de vapor, de jugo, de agua, etc.

Por todas estas razones, el consumo de vapor para el proceso, calculado en la determinación del Equilibrio Energético Actual del Ingenio, puede ser algo más bajo y más favorable, puede ser considerado como factible, teniendo en cuenta la disposición actual de la Planta de Azúcar operando en continuo cerca a la capacidad nominal del Ingenio, es decir de 4000 toneladas de caña por día.

CAPITULO 4

4. PLANES FUTUROS DE LA COOPERATIVA QUE INFLUYEN EN EL SISTEMA PRODUCTIVO

4.1. REDISTRIBUCION DE VAPOR EN LA SECCION DE EVAPORACION

Una de las proyecciones de la CAA es la de implementar un sistema de control del flujo de jugo clarificado que permitirá distribuirlo de una manera proporcional a las superficies de calentamiento de los evaporadores individuales, lo cual permitirá obtener un mejor comportamiento de la evaporación. Asimismo se procederá a practicar el sangrado de vapor, tanto para los efectos de cosimiento de azúcar cruda y refinada, así como para el calentamiento del jugo clarificado en dos etapas.

Todas estas medidas a tomar influirán notablemente en el consumo de vapor total para el proceso. Tal como se mencionó en la introducción de la presente tesis, una de las maneras de obtener un uso más eficiente del vapor para el proceso de elaboración de azúcar, es logrando una distribución adecuada de las superficies de calentamiento de la sección de evaporadores y la adecuada

da aplicación de los sangrados de vapor, pudiéndose reducir los requerimientos actuales de vapor del 68.54% caña a valores de hasta el 40% caña, como es el caso de las Industrias de Azúcar de Remolacha, - las cuales están obligadas a consumir combustibles extraños en su proceso, ya que la remolacha no contiene fibra como es el caso de la caña de azúcar.

La presente tesis no tratará en detalle las modificaciones a realizar en la sección evaporadores para el objetivo mencionado, ya que un estudio detallado al respecto, sería materia de otro tema de tesis. Procederemos a realizar los cálculos primordiales - que nos llevará a demostrar su influencia en el ahorro de vapor consumido por el proceso.

4.1.1. Cálculo estimativo del consumo de vapor del proceso

4.1.1.1. Calentamiento del jugo encalado

Actualmente el calentamiento del jugo encalado se realiza usando el vapor vegetal de los preevaporadores, en sus dos etapas de calentamiento. Este calentamiento está notablemente influenciado - por el grado de evaporación de estos preevaporadores que como ya se mencionó anteriormente es defec-

tuosa, es por esta razón que la máxima temperatura alcanzada por el jugo, ya calentado, es de 375°K, - lo que perjudica notablemente el proceso de clarificación, ya que la temperatura óptima a la que se debe calentar el jugo encalado, debe ser de 378°K.

Por lo tanto se recomendaría realizar el calentamiento del jugo en dos etapas, usando el vapor sangrado del 2do. y 1er. cuerpo de evaporadores, mientras que el vapor sangrado del preevaporador servirá para cubrir las necesidades del proceso de elaboración de azúcar cruda y refinada.

Considerando que los evaporadores tendrían un mejor comportamiento, procederemos a tener en cuenta que, dentro del ámbito azucarero el PROYECTO DE UN MULTIPLE EFECTO recomienda que la caída de presión total del múltiple efecto, debe ser distribuido de tal manera que las caídas de presión individuales a las que trabajan los diversos cuerpos, sean aproximadamente iguales, pero ligeramente decrecientes del primero al último, por lo que se recomienda que la distribución de la caída de presión, en cada uno de los cuerpos, debe cumplir con los siguientes valores, según el número de efectos :

$$\text{Triple efecto : } \frac{11}{30} + \frac{10}{30} + \frac{9}{30}$$

$$\text{Cuádruple efecto} : \frac{11}{40} + \frac{10.5}{40} + \frac{9.5}{40} + \frac{9}{40}$$

$$\text{Quíntuple efecto} : \frac{11}{50} + \frac{10.5}{50} + \frac{10}{50} + \frac{9.5}{50} + \frac{9}{50}$$

Esta regla nos permitirá establecer los posibles valores de presión y temperatura del vapor vegetal en cada uno de los cuerpos.

En nuestro caso el vapor directo, proveniente del escape de los turbogeneradores es de 3.087 bar absolutos, al cual le corresponde una temperatura de saturación T igual a 407°K , en cuanto a la temperatura t en el último efecto, consideraremos un valor normalmente establecido de 328°K al que le corresponde una presión de 0.16 bar absolutos.

Es así que con estos valores límites de presión y temperatura y usando la regla de distribución de la caída de presión, en cada uno de los cuerpos, podremos determinar las condiciones del vapor vegetal en cada uno de los evaporadores (cuadro N° 4.01).

Teniendo estos valores procederemos a calcular las demandas de vapor para las dos etapas de calentamiento del jugo, por lo que enunciaremos las fórmulas - utilizadas para el cálculo de los calentadores de jugo

CUADRO N° 4.01 - CONDICIONES PROYECTADAS DEL VAPOR EN CADA CUERPO

	Presión absoluta (bar)	Temperatura (°K)
Vapor de escape	3.09	407
Preevaporador	2.44	400
1er. cuerpo	1.82	390.77
2do. cuerpo	1.24	378.5
3er. cuerpo	0.69	363
4to. cuerpo	0.15	328

a) Cantidad de calor transmitido :

$$Q = pc(T - t_0) \left(1 - e^{-\frac{ks}{pc}}\right)$$

b) Temperatura a la salida del calentador :

$$t = T - (T - t_0) e^{-\frac{ks}{pc}}$$

c) Superficie de calentamiento

$$S = \frac{pc}{K} \ln \frac{T - t_0}{T - t}$$

donde: p - peso del jugo a calentar, en Kg/h

c = calor específico del jugo (alrededor de 3.768 KJ/Kg.°K)

T - temperatura del vapor que calienta, en °K

t₀ - temperatura de entrada de jugo frío, en °K

K - coeficiente de transmisión de calor, KJ/m²/°K/h

El valor K depende notablemente de la velocidad V - de circulación del jugo en los tubos del calentador siendo la fórmula que relaciona ambas magnitudes la siguiente, que es muy usada para cálculos industriales :

$$K = 4.1868 \left[\frac{T - 273}{0.1 + \frac{0.08}{V}} \right]$$

La velocidad de circulación del jugo en los tubos , tiene un papel muy importante en la eficacia del calentador. Por esta razón los calentadores se dividen en compartimientos por medio de mamparas.

Generalmente se recomienda que esta velocidad no sea menor a 1 m/s, debido a que el coeficiente de transmisión del calor se hace cada vez menor con el uso continuo del calentador y por lo tanto ensucia más rápidamente. Inversamente, si la velocidad es alta, el paso del jugo provocará una pérdida de carga que se hace insostenible. Por esta razón la velocidad no debe pasar de 2 m/s.

Pucalá cuenta con 6 calentadores de las siguientes características :

Número de tubos	264 c/u
Diámetro externo	38.1 mm
Diámetro interno	36.0 mm
Longitud	4000 mm

Diámetro de la calandria	39 3/8 interior
Material del tubo	Acero inoxidable A151
Número de pasos	12 c/u
Número de tubos/paso	22

Para nuestro caso el calentamiento se realizará en dos etapas, para la 1ra. y 2da. usaremos dos calentadores en paralelo, quedando 2 en standby, por lo tanto tenemos

Sección de paso del jugo en cada calentador :

$$S_p = \frac{22 \times \pi \times 3.6^2}{4} = 224 \text{ cm}^2 = 0.0224 \text{ m}^2$$

Flujo de jugo por calentador :

$$\dot{m}_j = \frac{168,000}{2(3600)} = 23.333 \text{ Kg/s}$$

Caudal del jugo :

$$q = \frac{\dot{m}_j}{\gamma_j} = \frac{23.333}{1050} = 0.0222 \text{ m}^3/\text{s}$$

γ_j = peso específico del jugo, 1050 Kg/m³

Velocidad del jugo en los tubos del calentador :

$$v = \frac{q}{S_p} = \frac{0.0222}{0.0224} = 0.991 \text{ m/s}$$

Es decir tiene una velocidad aproximada de 1 m/s que es el valor mínimo recomendado.

Superficie de calentamiento de cada calentador :

$$S = (12)(22) \pi (0.0381)^4$$

$$S = 126.40 \text{ m}^2$$

Primer calentamiento :

Tal como se mencionó anteriormente se usará el vapor vegetal sangrado del 2do. cuerpo de evaporadores, - por lo tanto tenemos :

T = temperatura del vapor vegetal del 2do. cuerpo, 378.5°K

t₀ - temperatura del jugo a la entrada del 1er. calentador, 313°K

S - superficie de calentamiento, 126.4 m²

p - peso del jugo a calentar por calentador, 84000 Kg/h

c = calor específico del jugo, 3.768 kJ/kg.°K.

K - coeficiente de transmisión de calor

$$K = 4.1868 \frac{378.5 - 273}{0.1 + \frac{0.08}{0.991}} = 2444.06 \text{ KJ/m}^2/\text{h/}^\circ\text{K}$$

Por lo tanto la temperatura a la salida del primer calentador será :

$$t = 378.5 - (378.5 - 313)e^{-\frac{2444.06(126.4)}{(84000)(3.768)}}$$

$$t = 353.86^\circ\text{K}$$

La cantidad de calor requerida para este primer calentamiento, considerando 5% de pérdidas de calor y que el flujo de vapor es distribuido en paralelo a otro calentador igual, será

$$\dot{Q}_3 = \frac{2(\dot{m}_j \cdot c_j \cdot \Delta t_j)}{0.95} = \dot{m}V_3 \cdot h_{fg}$$

donde: \dot{m}_j = flujo jugo por calentador, 84000 Kg/h
 c_j = calor específico del jugo, 3.768 KJ/Kg.°K.
 Δt_j = diferencia de temperatura del jugo,
 353.86 - 313 = 40.86°K
 h_{fg} = calor latente del vapor vegetal a :
 378.5°K, 2242.45 KJ/Kg

Por lo tanto el vapor sangrado del 2do. cuerpo será

$$\dot{m}V_3 = 12,141.88 \text{ Kg/h}$$

Segundo calentamiento :

$$\begin{aligned} T &= 390.77^\circ\text{K} \\ t_o &= 353.86^\circ\text{K} \\ S &= 126.40 \text{ m}^2 \\ p &= 84000 \text{ Kg/h} \\ c &= 3.768 \text{ KJ/Kg.}^\circ\text{K.} \\ K &= 2728.31 \text{ KJ/m}^2/\text{h/}^\circ\text{K} \end{aligned}$$

La temperatura del jugo a la salida del segundo calentamiento será :

$$378.35^\circ\text{K}$$

Como se puede observar la temperatura del jugo a la salida del segundo calentamiento, alcanza el valor óptimo requerido para un buen proceso de clarificación.

Por lo tanto, el vapor sangrado del 1er. cuerpo se ra :

$$\dot{m}V_2 = 7,383.83 \text{ Kg/h}$$

siendo: $h_{fg} = 2209.80 \text{ KJ/Kg}$ a 390.77°K del vapor

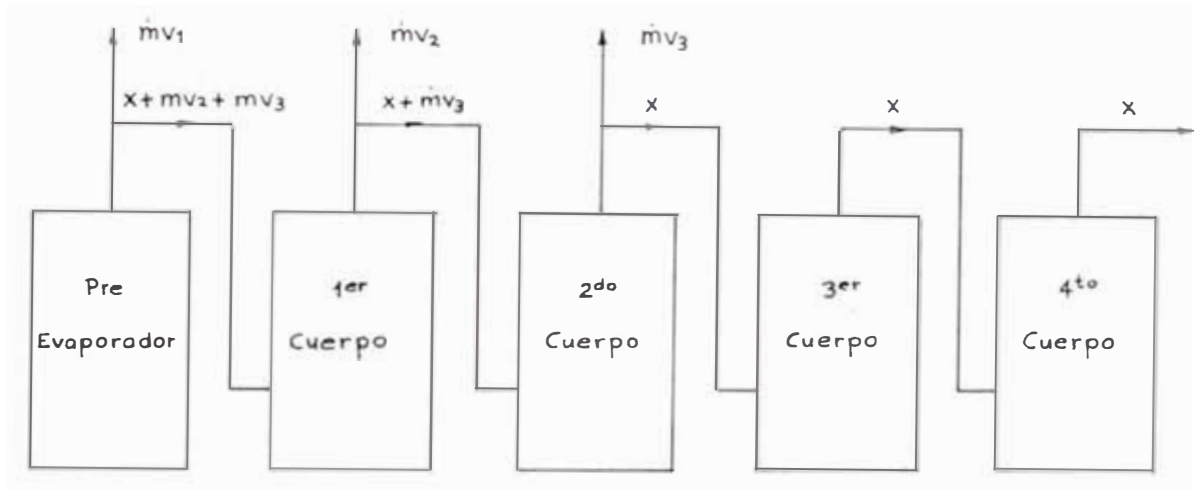
Vapor sangrado de los preevaporadores

El vapor sangrado de los preevaporadores deberá cumplir con los requerimientos de vapor para los siguientes equipos del proceso .

Tachos de azúcar cruda	37,618.94 Kg/h
Tachos de azúcar blanca	15,625.00 Kg/h
Calentadores de licor	74.00 Kg/h
Vapor sangrado de preevaporadores	$\dot{m}V_1 = 53,317.94 \text{ Kg/h}$

4.1.1.2. Evaporaciones de cada uno de los cuerpos

Teniendo los datos del vapor sangrado para los cuerpos mencionados, procederemos a calcular las evaporaciones individuales correspondientes, para lo cual denominaremos como X a la cantidad de vapor vegetal dado por el último cuerpo y que va al condensador.



Evaporadores

Como cada cuerpo debe dar el vapor requerido por el siguiente, más el sangrado correspondiente, la evaporación en cada uno de los cuerpos será :

4to. cuerpo	X
3er. cuerpo	X
2do. cuerpo	X + mV ₃
preevaporador	X + mV ₂ + mV ₃

$$\text{Evaporación total } 5 X + \dot{m}V_1 + 2(\dot{m}V_2) + 3(\dot{m}V_3)$$

Sabemos que la evaporación requerida debe darnos finalmente un jarabe cuyo brix deberá ser de 65°, por lo tanto la evaporación total deberá ser :

$$E_T = 168000 \left(1 - \frac{14}{65}\right) = 131.815.384 \text{ Kg/h}$$

Iguando ambas expresiones podemos calcular el valor de X :

$$5X + 53,317.94 + 2(7.383.83) + 3(12,141.88) - 131,815.384$$

$$X = 5,460.828 \text{ Kg/h}$$

Es así que en base a este dato podremos determinar las evaporaciones en cada cuerpo, así como el brix a la entrada y salida de cada cuerpo :

$$B_{si} = B_{oi} \frac{\dot{m}_{ji}}{\dot{m}_{ji} - E_i}$$

- donde
- E_i = evaporación en el cuerpo i, Kg/h
 - B_{si} = brix del jugo a la salida del cuerpo i
 - B_{oi} = brix del jugo al ingreso del cuerpo i
 - \dot{m}_{ji} = flujo de jugo que ingresa al cuerpo i, Kg/h

En el cuadro N° 4.02 se tienen los resultados obtenidos, considerando la óptima operación de los evaporadores.

CUADRO N° 4.02 - EVAPORACIONES OBTENIDAS CONSIDERANDO UNA OPTIMA OPERACION DE LOS EVAPORADORES

	\dot{m}_{ji}	E_i	B	Bsi
Preevaporador	168,000	78,304.478	14	26.222
1er. cuerpo	89,696	24,986.538	26.222	36.347

Continuación Cuadro N° 4.02

	m_{ji}	E_i	B_{0i}	B_{s1}
2do. cuerpo	64,709.46	17,602.708	36.347	49.929
3er. cuerpo	47,106.75	5,460.828	49.929	56.476
4to. cuerpo	41,645.92	5,460.828	56.476	65.000

4.1.1.3. Superficies de calentamiento requeridas para cada cuerpo

En primer lugar procederemos a calcular los coeficientes de evaporación específica de cada cuerpo, usando la fórmula de Dessin :

Preevaporador $C_e = 0.001(100 - 26.22)(407 - 327) = 5.9004$

1er. cuerpo $C_e = 0.001(100 - 36.347) 393.66 = 4.6250$

2do. cuerpo $C_e = 0.001(100 - 49.929) 390.77 = 3.1930$

3er. cuerpo $C_e = 0.001(100 - 56.476)(378.55 - 327) = 2.2436$

4to. cuerpo $C_e = 0.001(100 - 65.00) 363 = 1.2600$

Teniendo estos valores podremos calcular las superficies de calentamiento requeridas para el proceso de evaporación descrito.

Preevaporador: $S = \frac{78,304.478}{(5.9024)(407 - 399.66)} = 1807.43, \text{ es decir } 1800 \text{ m}^2$

1er. cuerpo : $S = \frac{24,986.538}{(4.6250)(399.66 - 390.77)} = 607.70, \text{ es decir } 600 \text{ m}^2$

2do. cuerpo : $S = \frac{17,602.708}{(3.1930)(390.77 - 378.55)} = 451.13, \text{ es decir } 450 \text{ m}^2$

Continuación Cuadro N° 4.02

	m_{ji}	E_i	B_{oi}	B_{si}
2do. cuerpo	64,709.46	17,602.708	36.347	49.929
3er. cuerpo	47,106.75	5,460.828	49.929	56.476
4to. cuerpo	41,645.92	5,460.828	56.476	65.000

4.1.1.3. Superficies de calentamiento requeridas para cada cuerpo

En primer lugar procederemos a calcular los coeficientes de evaporación específica de cada cuerpo, usando la fórmula de Dessin :

Preevaporador $C_e = 0.001(100 - 26.22)(407 - 327) = 5.9004$

1er. cuerpo $C_e = 0.001(100 - 36.347) 393.66 = 4.6250$

2do. cuerpo $C_e = 0.001(100 - 49.929) 390.77 = 3.1930$

3er. cuerpo $C_e = 0.001(100 - 56.476)(378.55 - 327) = 2.2436$

4to. cuerpo $C_e = 0.001(100 - 65.00) 363 = 1.2600$

Teniendo estos valores podremos calcular las superficies de calentamiento requeridas para el proceso de evaporación descrito.

Preevaporador: $S = \frac{78,304.478}{(5.9024)(407 - 399.66)} = 1807.43, \text{ es decir } 1800 \text{ m}^2$

1er. cuerpo : $S = \frac{24,986.538}{(4.6250)(399.66 - 390.77)} = 607.70, \text{ es decir } 600 \text{ m}^2$

2do. cuerpo : $S = \frac{17,602.708}{(3.1930)(390.77 - 378.55)} = 451.13, \text{ es decir } 450 \text{ m}^2$

$$\text{3er. cuerpo} : S = \frac{5,460.828}{(2.2436)(378.55 - 363)} = 156.52, \text{ es decir } 156 \text{ m}^2$$

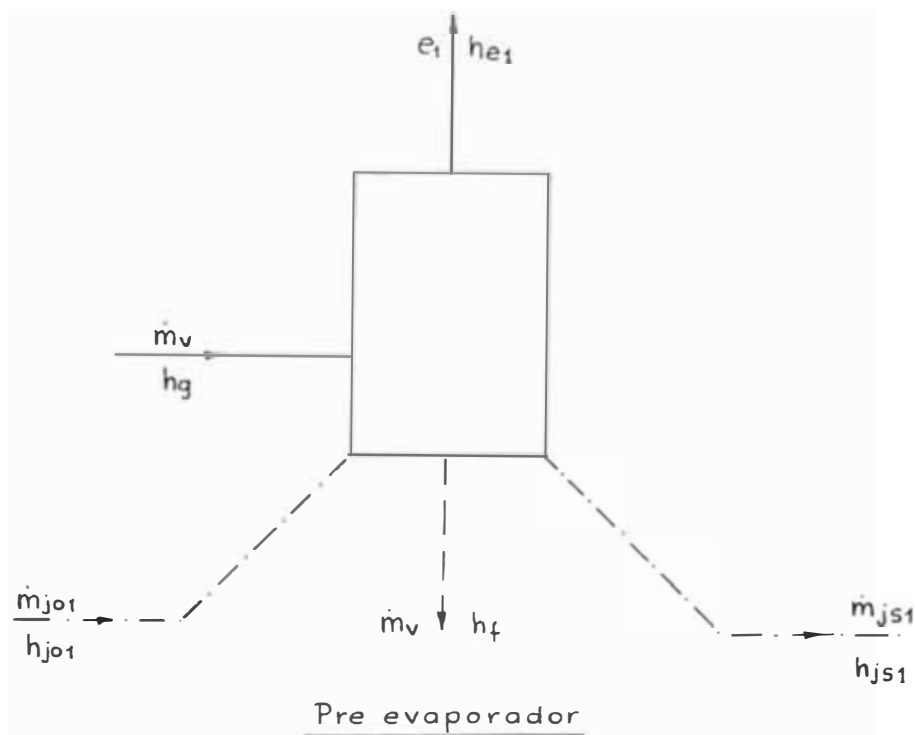
$$\text{4to. cuerpo} : S = \frac{5,460.828}{(1.2600)(363 - 328)} = 123.82, \text{ es decir } 124 \text{ m}^2$$

Tal como se puede observar las superficies requeridas para el proceso de evaporación óptima, están dentro de los valores de superficies de calentamientos disponibles con los que actualmente cuenta Pucalá, por lo tanto, tal como lo afirmamos desde un inicio, Pucalá solamente requiere de una buena distribución del jugo filtrado hacia los preevaporadores, por lo que se recomienda poner en servicio al preevaporador BMA, cuya superficie es de 1342 m² en paralelo con cualquiera de las otras unidades chicas. En cuanto a las siguientes hay disponibilidad suficiente de superficie para que se cumpla un buen proceso de evaporación, tal como lo hemos descrito anteriormente.

4.1.1.4. Flujo de vapor directo para el preevaporador

El vapor requerido por el preevaporador es el vapor directo proveniente de los escapes de las turbinas, por lo tanto, para determinar el flujo de vapor, aplicaremos la primera ley de la termodinámica al preevaporador para un flujo estable en

Estado Estable.



$$\dot{m}_V \cdot h_g + \dot{m}_{jo1} \cdot h_{jo1} = e_1 \cdot h_{e1} + \dot{m}_{js1} \cdot h_{js1} + \dot{m}_V \cdot h_f$$

$$\dot{m}_V = \frac{e_1 \cdot h_{e1} + \dot{m}_{js1} \cdot h_{js1} - \dot{m}_{jo1} \cdot h_{jo1}}{h_{fg}}$$

donde: e_1 = evaporación total en el preevaporador =
78,304.88 Kg/h

h_{e1} = calor total del vapor vegetal a :
399.66°K

$$h_{e1} = 2,700.48 \text{ KJ/Kg}$$

\dot{m}_{js1} = jugo que sale del preevaporador =
89,695.12 Kg/h

h_{js1} - calor sensible del jugo a la salida del preevaporador a 390.77°K

$$h_{js1} = C_p(t - 273) = 3.537(390.77 - 273) = 416.55 \text{ KJ/Kg}$$

m_{j01} - jugo que ingresa al preevaporador, 168,000 Kg/h

h_{j01} - calor sensible del jugo al ingreso del preevaporador a 378°K

$$h_{j01} = 402.68 \text{ KJ/Kg}$$

h_{fg} - calor latente del vapor directo a 2.07 bar, 2,156.20 KJ/Kg

Reemplazando valores en la fórmula, tenemos :

$$\dot{m}_v = 84,038.62 \text{ Kg/h}$$

Considerando el 5% de pérdidas de calor, tendremos que el vapor total requerido por los preevaporadores, vapor directo, será :

$$m_v = 88,461.70 \text{ Kg/h}$$

4.1.1.5. Consumo de vapor por el proceso considerando la operación óptima de los evaporadores

Finalmente podremos determinar el vapor total requerido por el proceso en general, incluyendo el consumo de vapor para la destilería actual y el secador de azúcar final.

Preevaporador	88,461.70
Alambique	4,545.00
Secado de azúcar	523.00
		<hr/>
Vapor total para el proceso		93,529.70 Kg/h

Tal como se puede observar, una de las principales ventajas que obtienen al realizar una óptima operación de los evaporadores, incluyendo el sangrado apropiado de vapor vegetal, es la economía en el consumo del vapor directo para el proceso.

Si comparamos el consumo de vapor total en el proceso a las condiciones actuales de operación de los evaporadores, 110 ton/h (68.75% caña), con respecto a la obtenida mediante una buena operación 93.53 ton/h (58.45% caña), existe una economía de vapor de 16.47 ton/h (10.29% caña), el cual podría ser utilizado para la generación adicional de potencia eléctrica, mediante el uso de una turbina a condensación.

Aparte de esta importante ventaja es necesario indicar que el calentamiento del jugo, mediante sangrado de vapor vegetal, nos permitirá obtener una temperatura óptima del jugo encalado, del orden de los 378°K, lo que a su vez es favorable para un buen proceso de clarificación del jugo.

En el diagrama N° 4.01 se muestra la distribución de vapor para el proceso según el proyecto de optimizar la operación de los evaporadores.

4.2. INSTALACION DE UNA PLANTA DE ALCOHOL

La CAA Pucalá cultiva y cosecha caña de azúcar que es empleada como materia prima para ser procesada y transformada en azúcar, melaza y bagazo, siendo su capacidad nominal de molienda de 4,000 toneladas por día.

Los productos de transformación, de acuerdo a lo antes mencionado, son los siguientes :

1. Azúcar de las siguientes calidades :

azúcar refinada

azúcar rubia

azúcar de exportación

La azúcar refinada y rubia son comercializadas en el mercado nacional a través de distribuidores. La azúcar de exportación es enviada al mercado preferencial de EE.UU en montos fijados mediante cuotas.

2. Melaza

Es comercializada a nivel nacional.

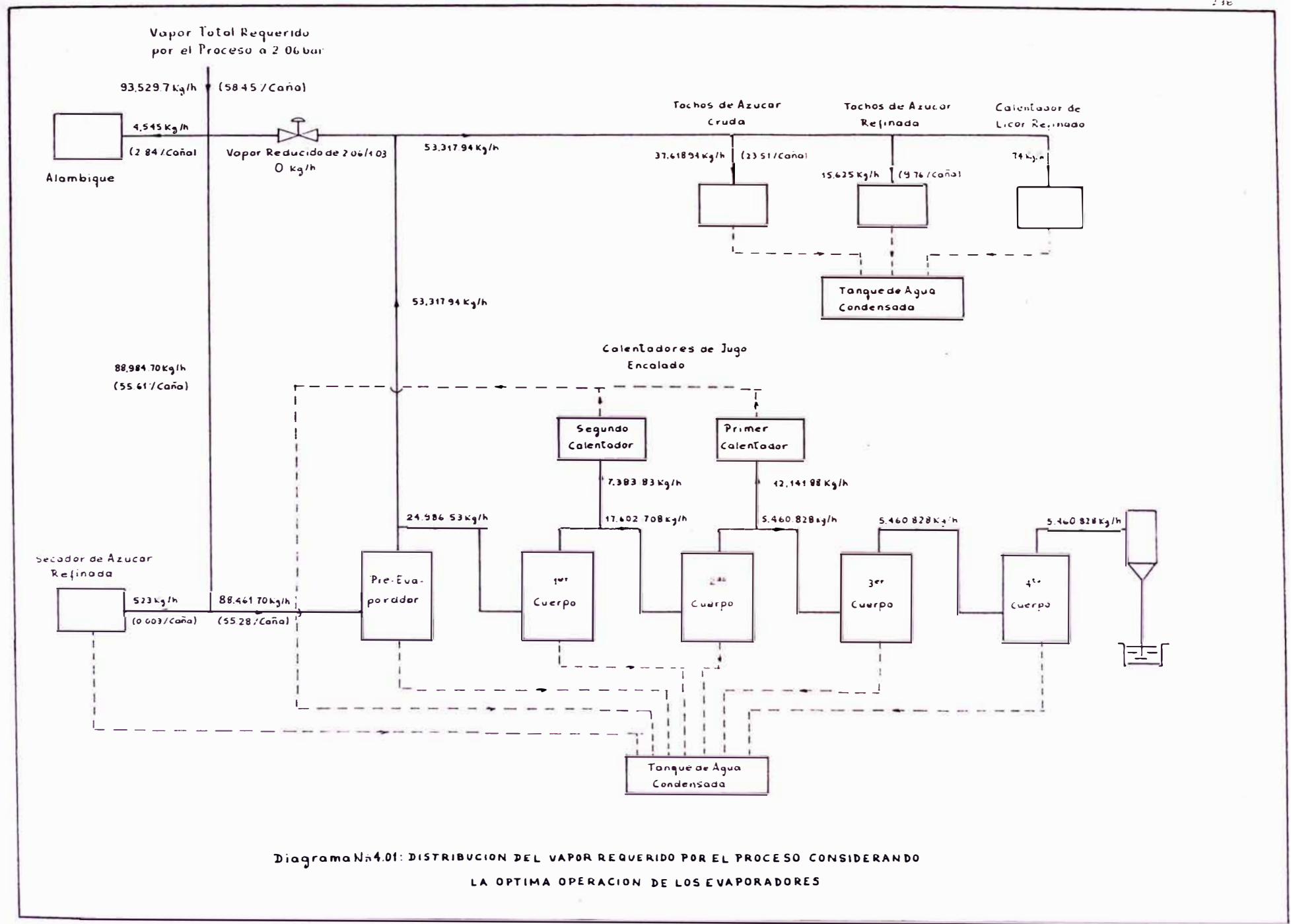


Diagrama N° 4.01: DISTRIBUCION DEL VAPOR REQUERIDO POR EL PROCESO CONSIDERANDO LA OPTIMA OPERACION DE LOS EVAPORADORES

3. Bagazo

Este producto es íntegramente utilizado como combustible en las calderas para generar el vapor que es utilizado en el proceso.

Con referencia al mercado preferencial de EE.UU es de esperar que en el transcurso de los próximos años se cierre definitivamente a nuestra exportación, como medidas de protección a la industria azucarera nacional que extrae azúcar de caña de maíz, agregando la industria de edulcorantes que se encuentra en un continuo desarrollo técnico y de producción. Como es de esperar, esta situación creará un excedente de azúcar en el mercado nacional peruano, quedando como única alternativa su colocación al mercado mundial, lugar en que los precios de venta están por debajo de los costos de producción y que son fijados por el denominado contrato N° - 11

Frente a esta situación, las cooperativas azucareras tienen como alternativa desarrollar la industria de la elaboración de alcohol rectificado fino y/o alcohol anhidro, alcanzando volúmenes de producción que sólo estaría limitada por la capacidad individual de mollienda de caña diaria, obteniendo la posibilidad de regular la

producción de azúcar de acuerdo a la demanda del mercado nacional.

Actualmente es vital para los países el buscar nuevas fuentes o recursos energéticos que reemplacen - total o parcialmente a los hidrocarburos y derivados.

Como es ampliamente conocido este recurso energético se debe agotar en un futuro cercano, también es conocido que los costos de exploración, perforación explotación, etc. de estos hidrocarburos, son cada día más altos, y por lo tanto, los precios de venta siempre tendrán la tendencia a ser mayores. Esta situación afectará en mayor magnitud a los países - importadores de hidrocarburos, ocasionándoles fuertes déficits en las balanzas comerciales.

Es por ello que los países productores de caña se encuentran en una situación ventajosa para aprovechar este recurso natural, produciendo alcohol anhidro o etanol de caña, empleando tecnologías bien conocidas.

Esta situación se está haciendo realidad en otros países de Sudamérica, donde la política energética se está basando parcial o totalmente en la utilización del denominado alcohol carburante o gashol, para uso en el parque automotriz.

En nuestro país el actual gobierno ha hecho conocer su gran interés por apoyar toda iniciativa tendiente a desarrollar la producción de alcohol carburante como sustituto de la gasolina y a través de la empresa estatal PETROPERU ofrece un mercado potencial de más de 1'000,000 de litros de alcohol anhidro diarios.

Por lo tanto la CAA Pucalá tiene el interés de construir una planta de destilación de alcohol anhidro y/o rectificado fino, de una capacidad de producción diaria de 60,000 litros. Además ha considerado que el diseño de la planta deberá acondicionarse para un desarrollo futuro, en dos etapas, que permitan obtener producciones de 120,000 y posteriormente de 180,000 litros de alcohol cada 24 horas.

Actualmente este proyecto está siendo ejecutado por CORPORACION TECNICA DE COMERCIO a través de un personal técnico de amplia experiencia en el manejo de este tipo de proyectos y conocimientos en el proceso de la elaboración de alcohol y derivados. Este proyecto ha sido iniciado a fines del año 1987, estando actualmente en un 80% de su avance total, se espera que comience a funcionar a mediados de 1990.

Para la elaboración del alcohol, la Cooperativa po

drá utilizar como materia prima cualquiera de los siguientes productos

a) Melaza

Residuo final del proceso de la elaboración de azúcar, cuyo rendimiento según experiencia es de 4 litros por tonelada de melaza.

b) Mieles ricas

Soluciones azucaradas que se obtienen en etapas intermedias del proceso de la elaboración de azúcar.

c) Jugo de caña

Que se recepcionará como jugo clarificado enfriado. El rendimiento referido a caña será de 70 litros por tonelada de caña o lo que es lo mismo, 72.16 litros/toneladas de jugo.

De los productos obtenidos el alcohol anhidro se utilizará como sustituto de la gasolina en mezclas, cuya proporción será del 20% de alcohol y 80% de gasolina.

El alcohol rectificado fino podrá ser colocado en nuestro mercado nacional para ser utilizado en la industria de los licores, uso farmacéutico, perfumería, etc.

Además de la destilería se podrán obtener otros sub productos con aplicaciones que deben tomarse en cuenta y que enumeramos a continuación

a) Anhidro carbónico (CO_2)

Este elemento gaseoso se genera en las cubas de fermentación, de donde puede ser aspirado, comprimido, filtrado y licuado para ser destinado al mercado de bebidas gaseosas, hielo seco, extinguidores, etc. Además puede ser utilizado en la fabricación del azúcar refinada.

b) Levadura

El excedente de levadura puede ser secado y comercializado como alimento equivalente al forraje para el ganado vacuno, porcino, etc.

c) Vinazas

Puede ser utilizada como abono manejando con cuidado su dosificación.

Otra de las ventajas que hay con la producción de alcohol es que el consumo de vapor es más bajo que el que se emplea en la producción de azúcar, siendo el consumo aproximado de 4 kilogramos por litro de alcohol producido, lo que finalmente se reflejaría en un mayor excedente de combustible que en el caso de los ingenios azucareros se trata del bagazo, con

el cual se podría obtener más generación de energía eléctrica, por otro lado, el excedente podría ser comercializado a las industrias de papel. El vapor a usar sería de 20 psi de presión, igualmente el consumo de energía eléctrica es bajo, siendo éste - de un valor aproximado de 0.053 KWh por litro de alcohol.

Los volúmenes de producción de alcohol proyectado - se han realizado bajo el siguiente criterio, por lo que se han considerado los siguientes parámetros, tomados de la experiencia en la industria del azúcar y del alcohol.

Para el 100% de caña molida :

azúcar obtenida(rubia) -	10%
melaza obtenida	4%
alcohol obtenido de la melaza -	260 lts/ton
alcohol obtenido de la caña	70 lts/ton

Para el 100% de azúcar rubia a refinar :

azúcar refinada	92%
-----------------	-----

a) Capacidad de producción de 60,000 lts/día

Considerando 3,840 toneladas de caña molida por día, el 90% será destinado para la producción de azúcar y, como consecuencia de melaza, el 10% restante será usado directamente para la producción de alcohol.

Del 90% de caña para producción de azúcar y melaza :

Caña para azúcar	- 0.90 x 3840	- 3456	ton
Azúcar rubia obtenida	- 0.10 x 3456	- 345.6	ton
Azúcar refinada	- 250	- 250	ton
Azúcar rubia a refinar	- 250/0.92	- 271.74	ton
Azúcar rubia a venta	= 345.6 - 271.74	- 73.86	ton
Melaza obtenida	- 0.04 x 3456	- 138.24	ton
Alcohol obtenido	- 260 x 138.24	= 35,942.4	ton

Del 10% de caña para producción directa de alcohol :

Caña para alcohol	- 0.10 x 3840	- 384	ton
Alcohol obtenido	- 70 x 384	- 26,880	
Cantidad de alcohol producido	-	- 62,822.4	lts/día

b) Capacidad de producción de 120,000 lts/día

Para este nivel de producción la cooperativa ha considerado moler las 3840 toneladas por día para la producción exclusiva de 230 toneladas de azúcar refinada y alcohol

Por lo tanto si se requiere producir 230 toneladas de refinada por día, la cantidad de azúcar rubia a refinar sería $\cdot \frac{230}{0.92}$ - 250 toneladas

La cantidad de caña destinada para la producción de las 250 toneladas de azúcar rubia serán :

$$\frac{250}{0.10} - 2500 \text{ toneladas}$$

Melaza obtenida de esta caña = $0.04 \times 2500 = 100$ ton

Alcohol obtenido con esta melaza = $260 \times 100 = 26,000$
lts

El resto de caña sería utilizada para la producción exclusiva de alcohol, es decir :

Caña exclusiva para alcohol = $3840 - 2500 = 1340$ ton

Alcohol producido con esta caña = $70 \times 1340 = 93,800$
lts

La producción total de alcohol sería - 119,800 lts.

Es decir para este nivel de producción de alcohol la Cooperativa está dejando de producir azúcar rubia, destinando toda su molienda para la producción de la azúcar blanca y el alcohol, aprovechando casi la máxima capacidad de su refinería.

c) Capacidad de producción de 180,000 lts/día

Esta es una alternativa de producción que está sujeta a la incorporación de nuevas tierras que serían utilizadas para cultivar caña de azúcar, creándose por lo tanto una mayor disponibilidad de caña a ser molida en el ingenio, pudiéndose proyectar ritmos de molienda superiores a las 5000 toneladas de caña por día.

La ampliación de la frontera agrícola es uno de los

proyectos más importantes que se tiene en la CAA - Pucalá, cuya descripción detallada será dada en el punto 4.3.

Si bien es cierto que este proyecto traerá consecuencias favorables para la CAA creando ritmos de molienda mayores y más continuas, es necesario analizar si el ingenio estaría en capacidad de procesar ritmos de molienda superiores a las 5,000 toneladas por día para la producción exclusiva de azúcar rubia y azúcar refinada, tal como es el sistema de producción actual.

En el punto 2.2, correspondiente a los Aspectos Fabriles del Ingenio se describió que existen ciertos "cuellos de botella" en el proceso que no permiten elevar la molienda a valores por encima de las 160 toneladas de caña y que mostramos a continuación según las diferentes secciones del ingenio, a través de los cuales se va llevando a cabo los procesos de separación de los diferentes componentes que trae la caña de azúcar para obtener como producto final el azúcar :

SECCION DEL PROCESO	CAPACIDAD DE MOLIENDA(ton/h)
Descarga de caña	280
Almacenamiento de cana y limpieza	220

Extracción del jugo	200
Balanza de jugo	200
* Sección evaporación	160
* Sección de calderas	160
Cocimiento de azúcar rubia	220
Cristalizadores de masa C	160

De las secciones antes mencionadas, las que hemos -
marcado con asteriscos son los que restringen el
ritmo de molienda por debajo de las 3840 toneladas
al día para la producción exclusiva de azúcar, sin
embargo hoy no existen incentivos para producir ma
yores cantidades de azúcar a las actualmente produ
cidas, lo cual está sustentado y justificado en el
Proyecto de Instalación de la Planta de Alcohol y
que contribuye a la diversificación industrial de
la Cooperativa. Es por esta razón que la Cooperativ
va no ha proyectado aumentar la capacidad de la sec
ción de evaporación y cristalizadores de masa C.
En cuanto a la sección calderas se refiere, las va
riaciones y proyectos correspondientes están sustent
tadas desde el punto de vista energético. Sin embar
go las cuatro primeras secciones del proceso permi
tirán un máximo de 200 ton/h de molienda, es decir
de 4800 toneladas al día, siendo una de las más im
portantes la Sección de Extracción (trapiche).

Al poder moler las 4800 toneladas al día, el ingenio destinará el 46% de la molienda para una producción aproximada de los 180,000 litros de alcohol por día, siendo el restante 54% destinado para la producción aproximada de 240 toneladas de azúcar refinada por día, siempre sacrificando la producción de azúcar rubia. A continuación procederemos a sustentar lo antes dicho usando el mismo criterio utilizado para los casos anteriores :

Del 54% de caña para producción de azúcar y melaza

Caña para azúcar	- 0.54 x 4800 -	2,592	ton
Azúcar rubia a refinar	- 0.10 x 2592 -	259.2	ton
Azúcar refinada obtenida	- 0.92 x 2592	238.464	ton/día
Melaza obtenida	- 0.04 x 2592 -	103.68	ton
Alcohol obtenido de la melaza	= 260 x 103.68=	26,956.8	litros

Del 46% de caña para producción directa de alcohol

Caña para alcohol	- 0.46 x 4800 -	2,208	ton
Alcohol obtenido	70 x 2,208	154,560	ton
Cantidad total de alcohol	- 154,560 + 26,956.8 =	181,516.8	lts/día

Igual que en el caso anterior, la Cooperativa estaría dejando de producir azúcar rubia, destinando su molienda para la producción de alcohol y de azúcar refinada, de tal manera que pueda moler la mayor cantidad de caña que le permitan las instalaciones

actuales, 4800 toneladas/día como consecuencia de la mayor disponibilidad de caña a obtener al realizar el proyecto de ampliación agrícola.

Es necesario indicar que con una molienda más continua y de 4800 toneladas/día se tendría una mayor disponibilidad de bagazo 72.5 ton/h, es decir de : 14.5 ton/h más que la disponibilidad actual que llega a ser de 58 ton/h.

4.2.1. Influencia en el consumo de vapor para el proceso

Tal como se ha mencionado anteriormente para los tres niveles proyectados de producción de azúcar y alcohol, Pucalá seguirá moliendo un promedio de 3840 toneladas de caña por día, obteniéndose finalmente 168,000 Kg/h de jugo filtrado, de lo cual una parte será destinada para la producción de alcohol en cualquiera de los tres niveles de producción proyectados, el resto para la producción de azúcar rubia, azúcar refinada y melaza.

Por lo tanto el consumo de vapor para el proceso en conjunto, dependerá de los niveles de producción de alcohol y azúcar proyectados. A continuación procederemos a hacer los cálculos correspondientes que nos permitan determinar cuál será su influencia en

el consumo de vapor para el proceso, a su vez nos -
permitirá determinar los ahorros de bagazo con res-
pecto al sistema actual de producción.

4.2.1.1. Consumo de vapor para la producción de 60,000 litros de alcohol, azúcar rubia y azúcar refinada

Para estos niveles de producción el Inge-
nio destinará el 10% de la cana molida para la pro-
ducción de alcohol y el resto, es decir el 90%, pa-
ra la producción de azúcar rubia y azúcar refinada.

Consumo de vapor en tachos de azúcar rubia

Para este cálculo utilizaremos el método aplicado -
para el 100% de cana molida, el cual fué realizado
en el punto 2.3.3, con la diferencia de que la can-
tidad de caña usada para producir azúcar es de 144
toneladas por hora.

Consumo de vapor en la masa A

$$\dot{m}_{va} = 1.5 \left(\frac{92}{62} - 1 \right) 15.37\% \times 144 = 16.064 \text{ ton/h}$$

$$\dot{m}_{vb} = 1.5 \left(\frac{93}{62} - 1 \right) 8.01\% \times 144 = 8.650 \text{ ton/h}$$

$$\dot{m}_{vc} = 1.5 \left(\frac{95}{62} - 1 \right) 6.48\% \times 144 = 7.449 \text{ ton/h}$$

El consumo total sería 32,164.2 Kg/h, considerando el 5% de pérdidas el resultado final sería 33,857.05 Kg/h.

Consumo de vapor en los tachos de azúcar blanca

La cantidad de azúcar blanca a obtener será siempre de 250 toneladas por día, por lo tanto el consumo de vapor seguirá siendo el mismo, es decir de 15,625 Kg/h (cálculo realizado en el punto 2.3.4).

Consumo de vapor para el calentamiento del licor

Desde que el nivel de producción de azúcar blanca sigue siendo de 250 toneladas al día, el consumo de vapor para el proceso de calentamiento de licor seguirá siendo el mismo, es decir 74.9 Kg/h (cálculo realizado en el punto 2.3.4).

Consumo de vapor para el calentamiento del jugo en calado

Para el calentamiento del jugo consideraremos que este proceso se realizará siempre en las dos etapas de calentamiento, usando los vaporres vegetales del 2do. y 1er. cuerpo de evaporadores, es decir, consideraremos la óptima operación de la sección de evaporación, según el punto 4.1, en el cual se hizo la explicación y los resultados de una buena distribución del jugo en la sección de evaporadores.

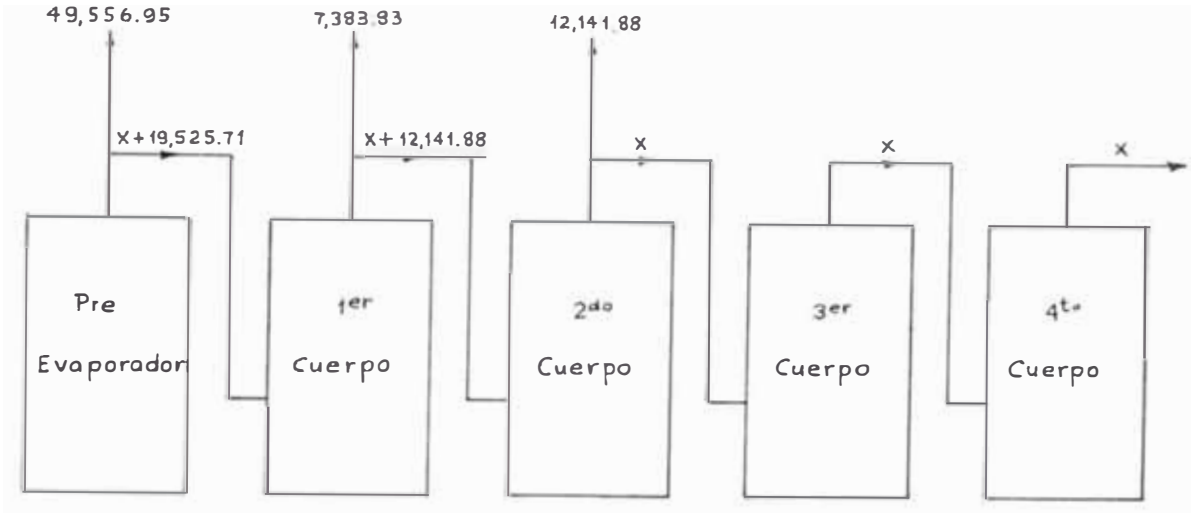
Siendo el ritmo de molienda el mismo, es decir de - 160 ton/h, la cantidad de jugo a calentar será siempre de 168 ton/h, por lo tanto el vapor vegetal sangrado del 2do. y 1er. cuerpo seguirán siendo de : 12,141.88 y 7,383.83 Kg/h respectivamente. Esto último fué calculado en el punto 4.1.1.

Consumo de vapor directo para la sección de evaporación

Tal como se mencionó anteriormente se considerará - la óptima operación de la sección evaporadores, según lo proyectado por la CAA Pucalá, con la diferencia de que el vapor sangrado de los preevaporadores será menor, ya que para el 90% de caña destinado para la producción de azúcar se requerirá un menor consumo en los siguientes equipos, tal como se ha calculado líneas arriba.

Tachos de azúcar rubia	33,857.05
Tachos de azúcar blanca	15,625.00
Calentamiento de licor	74.90
Vapor sangrado de los preevaporadores	49,556.95

A continuación procederemos a determinar las evaporaciones en cada cuerpo para el 90% de caña destinada a la producción de azúcar.



Evaporadores

Evaporaciones en cada uno de los cuerpos :

4to. cuerpo	X
3er. cuerpo	X
2do. cuerpo	X + 12,141.88
1er. cuerpo	X + 19,525.71
Preevaporador	X + 69,082.66
Evaporación total	5X + 100,750.25

Siendo el 90% caña destinada a la producción de azúcar, la cantidad de jugo filtrado será de 151,200 Kg/h, el cual deberá llegar hasta un brix óptimo de 65° por lo tanto la evaporación total sera :

$$e = 151,200 \left(1 - \frac{14}{65}\right) - 118,633.00 \text{ Kg/h}$$

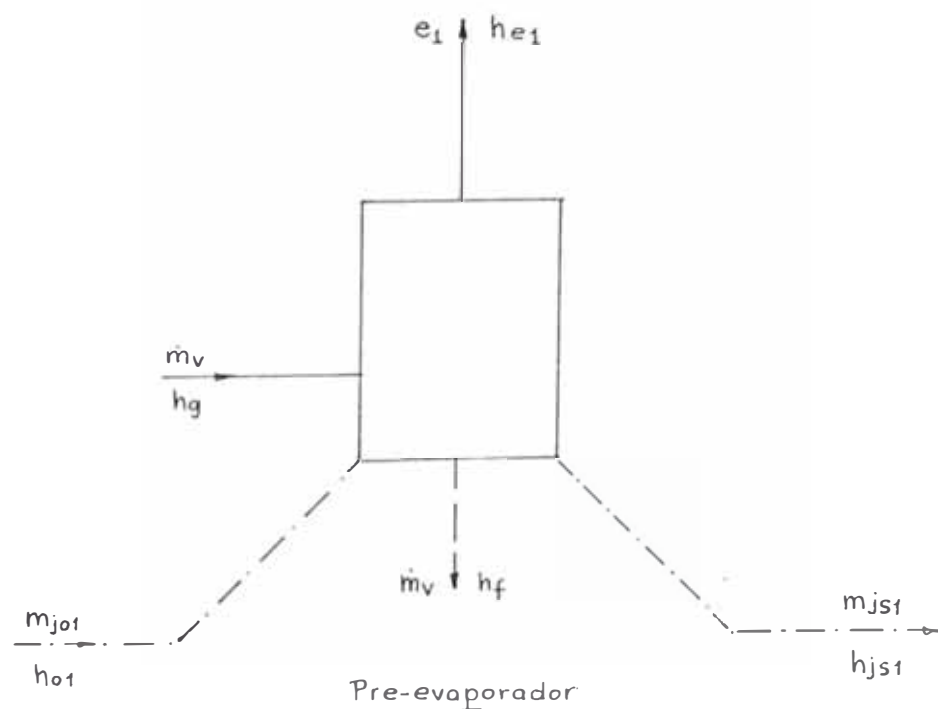
Por consiguiente :

$$X = 3,576.72 \text{ Kg/h}$$

A continuación se muestran los resultados obtenidos:

	m_{joi}	$e.$	B_{oi}	B_{s1}
Preevaporador	151,200	72,659.38	14	26.95
1er. cuerpo	78,540.62	23,102.43	26.95	38.18
2do. cuerpo	55,438.19	15,718.60	38.18	53.293
3er. cuerpo	39,719.59	3,576.72	53.293	58.567
4to. cuerpo	36,192.87	3,576.72	58.567	65.00

Aplicando la 1ra. Ley de la Termodinámica al preevaporador para un flujo estable en estado estable, tenemos :



$$\dot{m}'_V = \frac{e_1 \cdot h_{e1} + \dot{m}_{js1} \cdot h_{js1} - \dot{m}_{jo1} \cdot h_{jo1}}{h_{fg}}$$

donde: e_1 = evaporación total en el preevaporador -
72,699.38 Kg/h

h_{e1} = calor total del vapor vegetal a 399.66°K
 $h_{e1} = 2,700.48$ KJ/Kg

\dot{m}_{js1} = jugo que sale del preevaporador -
78,540.62 Kg/h

h_{js1} = calor sensible del jugo a la salida del
preevaporador a 390.77°K
 $h_{js1} = C_p(t - 273) = 3.509 (117.77) -$
413.348 KJ/Kg

\dot{m}_{jo1} = jugo que ingresa al preevaporador
151,200 Kg/h

h_{jo1} = calor sensible del jugo al ingreso del
preevaporador a 378°K
 $h_{jo1} = 3.835 (105) = 402.686$ KJ/Kg

h_{fg} = calor latente del vapor directo a 2.07
2,156.20 KJ/Kg bar

Reemplazando valores tenemos

$$\dot{m}'_V = 77,869.30 \text{ Kg/h}$$

Considerando el 5% de pérdidas de calor, tendremos
que el vapor requerido por los preevaporadores será:

$$\dot{m}_V = 81,967.67 \text{ Kg/h}$$

Finalmente podremos determinar el vapor total requereido para el proceso de fabricación de azúcar, in-

cluyendo el consumo del secador de azúcar :

Preevaporador	81,967.67 Kg/h
Secador de azúcar	523.00
Vapor total para el proceso de azúcar	82,490.67 Kg/h

Consumo de vapor para la producción de alcohol

Para la producción de alcohol, según la planta seleccionada, el consumo de vapor se puede calcular usando un coeficiente de 4 Kg de vapor/lts de alcohol producido. Por lo tanto para los 60,000 litros de alcohol, el consumo de vapor en 24 horas será

$$\dot{m}_V = 4 \times \frac{60,000}{24} = 10,000 \text{ Kg/h}$$

Por lo tanto el consumo total de vapor para el proceso de producción de azúcar y 60,000 litros de alcohol es de 92,490.67 Kg/h que comparado con el sistema actual de producción nos permitiría un ahorro de vapor del orden de los 17,528.444 Kg/h, que traducidos en términos de bagazo a las condiciones actuales de operación del ciclo de vapor, resulta de 8,268.133 Kg/h, el cual podría ser utilizado para la generación de una mayor cantidad de energía eléctrica.

4.2.1.2. Consumo de vapor para la producción de 120,000 litros de alcohol y 230 toneladas de azúcar refinada

Para estos niveles de producción el Ingenio destinará el 35% de su molienda de cana para la producción de alcohol y el resto 65% será destinada para la producción exclusiva de azúcar refinada.

Consumo de vapor para los tachos de azúcar rubia

Tal como se ha mencionado oportunamente, para obtener azúcar refinada es necesario, primero, producir azúcar rubia, la que deberá refundirse para pasar al proceso de refinación.

Por lo tanto el consumo de vapor será, siguiendo el mismo método.

Consumo de vapor en la masa A :

$$\dot{m}_{va} = 1.5 \left(\frac{92}{62} - 1 \right) \times 0.1537 \times 104 = 11.602$$

Consumo de vapor en la masa B :

$$\dot{m}_{va} = 1.5 \left(\frac{93}{62} - 1 \right) \times 0.0801 \times 104 = 6.247$$

Consumo de vapor en la masa C :

$$\dot{m}_{va} = 1.5 \left(\frac{95}{62} - 1 \right) \times 0.0648 \times 104 = 5.379$$

El consumo total considerando el 5% de pérdidas será de 24,389.4 Kg/h.

Consumo de vapor en los tachos de azúcar blanca

Siendo la producción de 230 ton/h, el consumo de vapor es proporcional a esta producción, por lo tanto por regla simple tenemos que el consumo aproximado de vapor es de 14,375 Kg/h.

Consumo de vapor para el calentamiento del licor

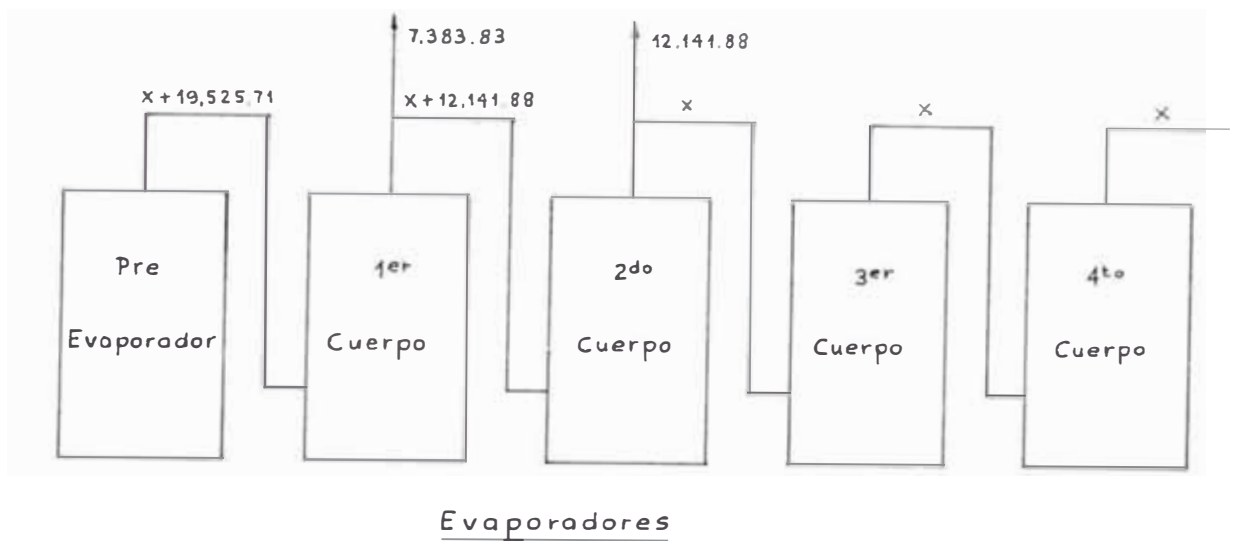
Igualmente al caso anterior tenemos 68.9 Kg/h.

Consumo de vapor para el calentamiento del jugo en-calado

Siempre se realizará en dos etapas, siendo el consumo de vapor para el 2do. y 1er. calentamiento de 12,141.88 y 7,383.83 Kg/h, respectivamente.

Consumo de vapor directo para la sección de evaporación

Para el presente caso el flujo de jugo clarificado destinado para la fabricación de azúcar, es del 65% del total, es decir 109,000 Kg/h, por lo tanto el nivel de evaporación en el preevaporador no será el suficiente para practicar el sangrado de vapor, por lo que solamente usaremos el vapor vegetal para el calentamiento del jugo en las dos etapas de calentamiento.



Las evaporaciones en cada uno de los cuerpos será :

4to. cuerpo	X
3er. cuerpo	X
2do. cuerpo	X + 12,191.88
1er. cuerpo	X + 19,525.71
Preevaporador	X + 19,525.71
Evaporación total	5X + 51,193.30

Siendo la evaporación total :

$$e = 109,000 \left(1 - \frac{14}{65}\right) = 85,523.076 \text{ Kg/h}$$

Por lo tanto : $X = 6,865.95 \text{ Kg/h}$

A continuación se muestran los resultados obtenidos

	m_{ji}	e_i	B_{oi}	B_{s1}
Preevaporador	109,000	26,391.66	14	18.472
1er. cuerpo	82,608.34	26,391.66	18.472	27.145
2do. cuerpo	56,216.68	19,007.83	27.145	41.011
3er. cuerpo	37,208.85	6,865.95	41.011	50,290
4to. cuerpo	30,342.90	6,865.95	50.290	65.00

Aplicando la 1ra. Ley de la Termodinámica al preevaporador, el flujo de vapor directo requerido, considerando el 5% de pérdidas será :

$$\dot{m}_V = 30,969 \text{ Kg/h}$$

Consumo de vapor para la producción de alcohol

Considerando que el consumo de vapor es de 4 Kg/lt, tenemos

$$\dot{m}_V = \frac{4 \times 120,000}{24}$$

$$\dot{m}_V = 20,000 \text{ Kg/h}$$

Finalmente el vapor total requerido para el proceso de producción de azúcar refinada y 120,000 litros - de alcohol será :

Tachos de azúcar rubia	24,389.4
Tachos de azúcar blanca	14,375.0
Calentador de licor	68.9
Preevaporador	30,969.0
Destilería de alcohol	20,000.0
Vapor total	89,802.30

Como se puede observar existirá un ahorro de vapor del orden de los 20,216.814 Kg/h comparado con el sistema actual de producción única de azúcar, en el que el consumo de vapor para el proceso resulta de 110,019.114 Kg/h. Este ahorro traducido en términos de bagazo, a las condiciones actuales de operación del ciclo de vapor, resulta de 9,536.228 Kg/h.

4.2.1.3. Consumo de vapor para la producción de 180,000 litros de alcohol y 240 toneladas de azúcar refinada

Para estos niveles de producción el Ingenio molerá 4,800 toneladas de caña por día, del que se destinará el 54% para la producción de azúcar refinada, el 46% para la producción de alcohol.

La metodología a seguir para el cálculo del consumo de vapor será el mismo al utilizado en los casos anteriores. El ritmo de molienda es de 200 toneladas por hora.

Consumo de vapor para los tachos de azúcar rubia

Consumo de vapor en la masa A :

$$m_{va} = 12.050 \text{ ton/h}$$

Consumo de vapor en la masa B :

$$m_{vb} = 6.487 \text{ ton/h}$$

Consumo de vapor en la masa C :

$$m_{vC} = 5.5.85$$

El consumo total de vapor, considerando el 5% de pérdidas será 25,328.1 Kg/h

Consumo de vapor para los tachos de azúcar blanca

Siendo la producción de 240 ton/h, el consumo de vapor es de 15,000 Kg/h.

Consumo de vapor para el calentamiento del licor

Igualmente al caso anterior, 71.9 Kg/h

Consumo de vapor para el calentamiento del jugo encalado

Será el mismo, es decir de 12,141.88 y 7,383.83 Kg/h, para el 2do. y 1er. calentamiento respectivamente.

Consumo de vapor directo para la sección de evaporación

Para el presente caso la cantidad de jugo filtrado será de 210,000 Kg/h, del cual el 54% será destinada a la producción de azúcar. Por lo tanto la cantidad de jugo que pasará a la sección de evaporación sería de 113,400 Kg/h.

Los cálculos de evaporación serán iguales al caso anterior en el que no se considera el sangrado de vapor del preevaporador, debido a la insuficiente -

evaporación obtenida al evaporar los 113,400 Kg/h de jugo filtrado. Los resultados de los cálculos son los siguientes :

	\dot{m}_{j_i} (Kg/h)	e_i (Kg/h)	B_{oi} (°brix)	B_{si} (°brix)
Preevaporador	113,000	27,082.126	14	18.392
1er. cuerpo	86,317.873	27,082.126	18.392	26.801
2do. cuerpo	59,235.747	19.698.296	26.801	40.153
3er. cuerpo	39.537.451	7,556.416	40.153	49.641
4to. cuerpo	31,981.035	7,556.416	49.641	65.000

Aplicando la 1ra. Ley de la termodinámica al preevaporador, el flujo de vapor directo requerido, considerando el 5% de pérdidas será :

$$\dot{m}_V = 32,216.068 \text{ Kg/h}$$

Consumo de vapor para la producción de alcohol

Considerando que el consumo de vapor es de 4 Kg/lt, tenemos :

$$\dot{m}_V = \frac{4 \times 180,000}{24}$$

$$\dot{m}_V = 30,000 \text{ Kg/h}$$

Consumo de vapor total requerido para este nivel de producción

Finalmente el vapor total requerido para el proceso de producción de azúcar refinada y 180,000 litros - de alcohol por día será :

Tachos de azúcar rubia a refinar	25,328.10
Tachos de azúcar refinada	15,000.00
Calentador de licor	71.90
Preevaporador	32,216.068
Destilería de alcohol	30,000.00
Vapor total	<hr/> 102,616.068

Al igual que en los casos anteriores, el consumo de vapor para el proceso ha resultado menor que el vapor requerido para el sistema actual de producción, siendo el ahorro del orden de los 7,403.046 Kg/h , que traducidos en términos de bagazo en las condiciones actuales es de 3,492.001 Kg/h.

Además es necesario mencionar que al tener un ritmo de molienda de 200 ton/h, la disponibilidad de bagazo sería de 72.5 ton/h, es decir tendríamos una mayor cantidad de bagazo, que comparado con el ritmo de molienda actual de 58 ton/h, habría un incremento del 14.5 ton/h, cantidad que podría servir para generar una mayor cantidad de energía eléctrica, cumpliéndose de esta manera con otras de las condiciones de conservación de energía.

Finalmente podemos concluir que la instalación de la Planta de Alcohol, con los niveles de producción proyectados, no solo servirá como un medio regulador económico para la cooperativa, sino también co

mo un medio regulador energético, ya que a mayores niveles de producción de alcohol, el ahorro de bagazo es mayor, teniendo por lo tanto la posibilidad de generar mayores cantidades de energía eléctrica o en su defecto vender estos excedentes a las Industrias Papeleras.

4.3. AMPLIACION DE LA FRONTERA AGRICOLA

La Cooperativa Pucalá basa su producción en la explotación de los campos de cultivo, en los cuales ha llegado a cultivar un área máxima de 8200 hectáreas.

Estos campos son regados con el agua proveniente principalmente, de los ríos y complementada con agua subterránea, obtenida mediante el uso de bombas accionadas por motores eléctricos alimentados con energía eléctrica proveniente de los centros de generación de energía.

Los pozos del Valle Chancay son accionados con energía eléctrica proveniente de los turbogeneradores del Ingenio, y los pozos del Valle de La Leche con energía eléctrica de una planta térmica ubicada en el anexo Batangrande, ambos sistemas no están interconectados.

Actualmente es difícil encontrar disponibilidad de expansión dentro de los límites del Valle Chancay, pero si existen en el Valle de La Leche, justamente en el anexo Batangrande, el cual se encuentra ubicado a una distancia aproximada de 40 kilómetros al norte de Pucalá en la provincia de Ferreñafe. Actualmente este anexo cuenta con 2000 hectáreas de terreno exclusivamente usados para el cultivo de caña de azúcar, para el cual hay disponibles 40 pozos con un rendimiento promedio de 17 KW y 36 lt/s por pozo, aparte de usar agua proveniente del río de La Leche, cuyo caudal se encuentra completamente copado.

Estudios serios del acuífero en Batangrande han demostrado que se tiene un potencial de explotación del agua del subsuelo que podría permitir una ampliación agrícola en este anexo de 1500 hectáreas y de 2100 hectáreas en la localidad de Santa Clara, con lo que se tendría una disponibilidad adicional de 208,500 y 291,900 toneladas de caña respectivamente, lo cual permitiría elevar el ritmo de molinada del Ingenio por encima de las 4000 toneladas de caña por día.

El factor limitante de esta ampliación radica, principalmente, en la falta de capacidad de generación

de energía eléctrica. Actualmente se cuenta con una central térmica diesel y con un sistema de distribución de 13.2 KV que distribuye a los pozos para irrigación, donde es utilizada a la tensión de 440 voltios. Asimismo abastece de energía a la población de Batangrande a 220 voltios.

Esta central cuenta con un Grupo Electrónico accionado con motor diesel Caterpillar, modelo D379 de 1200 r.p.m., trifásico para 400 KW a 460 voltios y 0.8 de factor de potencia.

Existe un tanque con capacidad para 2000 galones, - siendo el petróleo diesel N° 92, el combustible usado.

Hay un tablero de control y maniobra que solo permite recibir un grupo, no posibilita la sincronización, dado que tiene una sola posición de interruptor y no tiene sincronoscopio, cuenta con un interruptor en aceite, voltímetro, amperímetro y frecuencímetro.

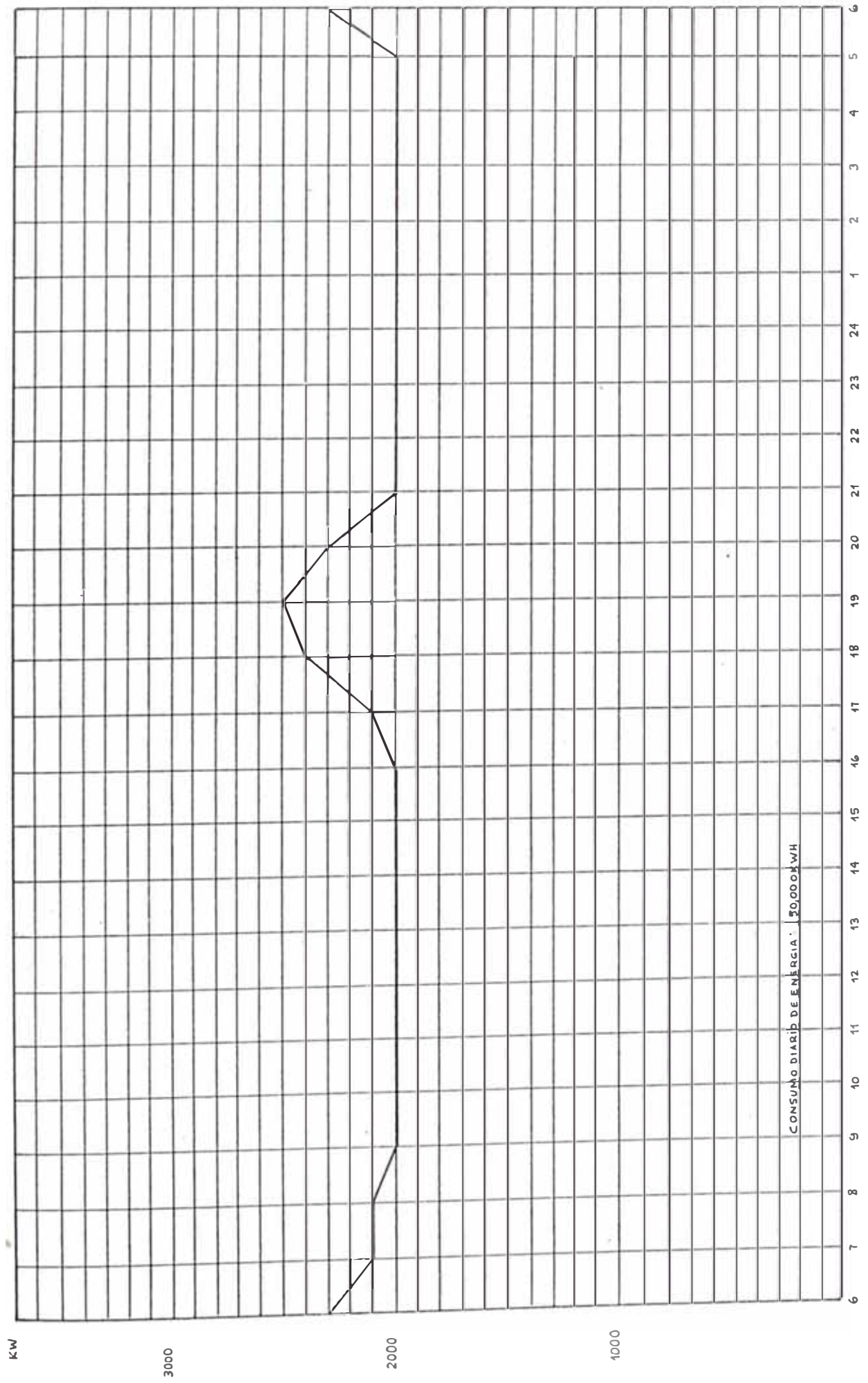
Este grupo se encuentra instalado en un área abierta, techada, el tablero está dentro de una edificación cerrada. La subestación está instalada al exterior, en el área colindante con la edificación que aloja al tablero y cuenta con un transformador de 750 KVA, 0.480/13.2 KV, reconectable a 22.86 KV.

Los estudios realizados en la zona de Batangranda y Santa Clara han demostrado que para la implementación de todos estos pozos y servicio eléctrico de población, la demanda máxima proyectada llegaría a ser de 2529 KW y se encuentra distribuida de la siguiente manera :

Pozos Batangranda	1379	KW	(72 pozos)
Población Batangranda	234	KW	
Población Santa Clara	100	KW	
Pozos Santa Clara	816	KW	(48 pozos)
Total :	2529	KW	

Como se puede observar esta demanda supera notablemente a la capacidad de generación actual de la Central de Batangranda, limitando la posibilidad de extender la frontera agrícola. El diagrama N° 4.02 nos muestra el posible comportamiento de la demanda de energía eléctrica, considerando la ampliación de la frontera agrícola en el anexo Batangranda.

Por esta razón la Cooperativa ha creído necesario proyectar la ejecución de una línea de transmisión que interconecte la Central Eléctrica del Ingenio de Pucalá con la red eléctrica de la localidad de Batangranda, para así abastecer la energía requerida desde los turbogeneradores del Ingenio, usando como combustible principal el bagazo obtenido como



CONSUMO DIARIO DE ENERGIA: 50000 KWH

Diagrama N:4.02: DEMANDA DE ENERGIA ELECTRICA EN EL ANEXO BATANGRANDE CONSIDERANDO LA AMPLIACION DE LA FRONTERA AGRICOLA

subproducto del proceso mismo de producción de azúcar. Esto permitiría reemplazar la central térmica diesel de Batangrande, evitándose así el consumo de petróleo y aceite, cuyos costos son cada vez mayores. El diagrama N° 4.03 nos muestra la trayectoria proyectada para esta línea de transmisión.

Este proyecto contribuiría notablemente al incremento de producción de caña de azúcar, lo que a su vez permitirá un mejor ritmo de molienda en fábrica, pudiéndose proyectar para ritmos de molienda superiores a las 4000 toneladas de caña por día, lo que a su vez contribuirá a mejorar el sistema productivo del Ingenio.

A continuación procederemos a describir este proyecto, cuyo estudio no es tema de la presente tesis. Los principales componentes de este proyecto son los siguientes :

- a) Subestación Pucalá, 4.16/60 KV, 3500 KVA
- b) Línea de transmisión Pucalá-Batangrande, 60 KV
- c) Subestación Batangrande, 60/13.2 KV, 2000 KVA
- d) Subestación Santa Clara, 60/13.2 KV, 1500 KVA

a) **Subestación Pucalá**

Esta subestación constará de un transformador trifásico de 3500 KVA, 4.16/60 KV + 2.5% + 5% y

estará ubicada en la parte exterior del cerco - del ingenio al lado de la torre de salida existente del sistema de distribución de 13.2 KV. Esta subestación comprende los siguientes componentes :

Un módulo de tablero de control que sería instalado al costado de los existentes, dentro de la planta eléctrica de Pucalá, completamente cerrado en planta metálica y contendría un interruptor de potencia similar a los existentes en los tableros vecinos, instrumentos de medición de corriente, potencia activa y energía activa. Asimismo estaría dotado de relés de máxima corriente, concluye en una cabeza terminal para dar salida al cable de empalme.

Cable de empalme de $3 \times 120 \text{ mm}^2$ y 5.5 KV, de 65 metros de longitud, aproximadamente para ser tendido entre el nuevo tablero en la planta de fuerza y el transformador de la subestación.

Un transformador trifásico de 3500 KVA, 60 Hz, 4.16/60 + 2.5% + 5% KV, que estará ubicada en la parte exterior del cerco del ingenio, al lado de la torre de salida a 13.2 KV.

- Interruptor automático de potencia en volumen - reducido de aceite, 60 KV, 800 A, 1500 MVA.

Material auxiliar y de montaje: cable desnudo para la conexión del transformador, aisladores, grapas, iluminación, cables de control, y en general, todo el material menor para completar la instalación.

Obra civil y estructuras la que será abierta y por lo tanto solo se prevén estructuras de acero para sostener las barras y las losas de concreto para la fundación del transformador.

El interruptor de 60 KV, sobretodo, tiene por objeto proteger al transformador de Pucalá cuando se opera en paralelo con Batangrande.

b) Línea de transmisión Pucalá-Batangrande

Esta línea será trifásica, de una sola terna, a 60 KV, montada sobre postes de concreto, el conductor considerado es de aleación de aluminio, calibre N° 2/0 AWG, las cadenas de aisladores tendrán 5 unidades tipo antiniebla, será tendida entre la subestación Pucalá y la subestación Batangrande, con una longitud aproximada de 40 kilómetros, desde este punto continuaría hacia la localidad de Santa Clara con una longitud de 9 kilómetros.

Los postes serían de 15 metros con dos crucetas perpendiculares al eje del poste, la superior

con una cadena de aisladores y la inferior con dos. Esta disposición permite sostener un vano medio teórico de 240 metros y se estima que resultarían 204 estructuras, dadas las condiciones del trazo.

Una de las razones principales por la que se es cogió los 60 KV de nivel de tensión de subtransmisión, radica en que en el futuro sería usado para las líneas en los valles de la zona agrícola de Lambayeque y Chiclayo, de acuerdo con los planes preliminares de la DGE.

c) Subestación Batangrande

Esta subestación contará con un transformador trifásico de 2000 KVA, 60 + 2.5% + 5%/13.2 KV y estará ubicada al costado de la subestación existente en la planta eléctrica de Batangrande, tendría los siguientes componentes principales:

Un transformador trifásico de 2000 KVA, 60 Hz, 60 + 2.5% + 5%/13.2 KV.

Un interruptor automático en volumen reducido de aceite, 60 KV, 650 A, 1500 MVA, tres pararrayos tipo estación para tensión máxima de 72.5 KV

Material auxiliar y de montaje: comprende barras para la conexión del transformador y la subesta

ción existente en Batangrande, aisladores, grapas, iluminación y, en general, todo el material menor para completar la instalación.

Obra civil y estructura. La instalación sera abierta y por lo tanto solo se prevén estructuras en acero para sostener las barras y las losas de concreto para la fundación del transformador.

d) Subestación Santa Clara

Esta subestación contará con un transformador trifásico de 1500 KVA, 60 + 2.5% + 5%/13.2 KV y estará ubicada en las afueras de este poblado, dentro de una caseta exclusivamente construida para este fin. Tendrá los siguientes componentes :

Un transformador trifásico de 1500 KVA, 60 Hz, 60 + 2.5% + 5%/13.2 KV.

Un interruptor automático, en volumen reducido de aceite, 60 KV, 650 A, 1500 MVA. Tres para rrayos tipo estación para tensión máxima de 72.5 KV.

Material auxiliar y de montaje : comprende barras para la conexión del transformador, aisladores, grapas, iluminación y, en general, todo el material menor para completar la instalación

Obra civil y estructura: la instalación será exterior, abierta, para lo que se prevé estructuras de acero para sostener las barras y losas de concreto para la fundación del transformador.

El diagrama N° 4.0 muestra el esquema eléctrico de línea de transmisión Pucalá-Batangrande-Santa Clara incluyendo las subestaciones correspondientes.

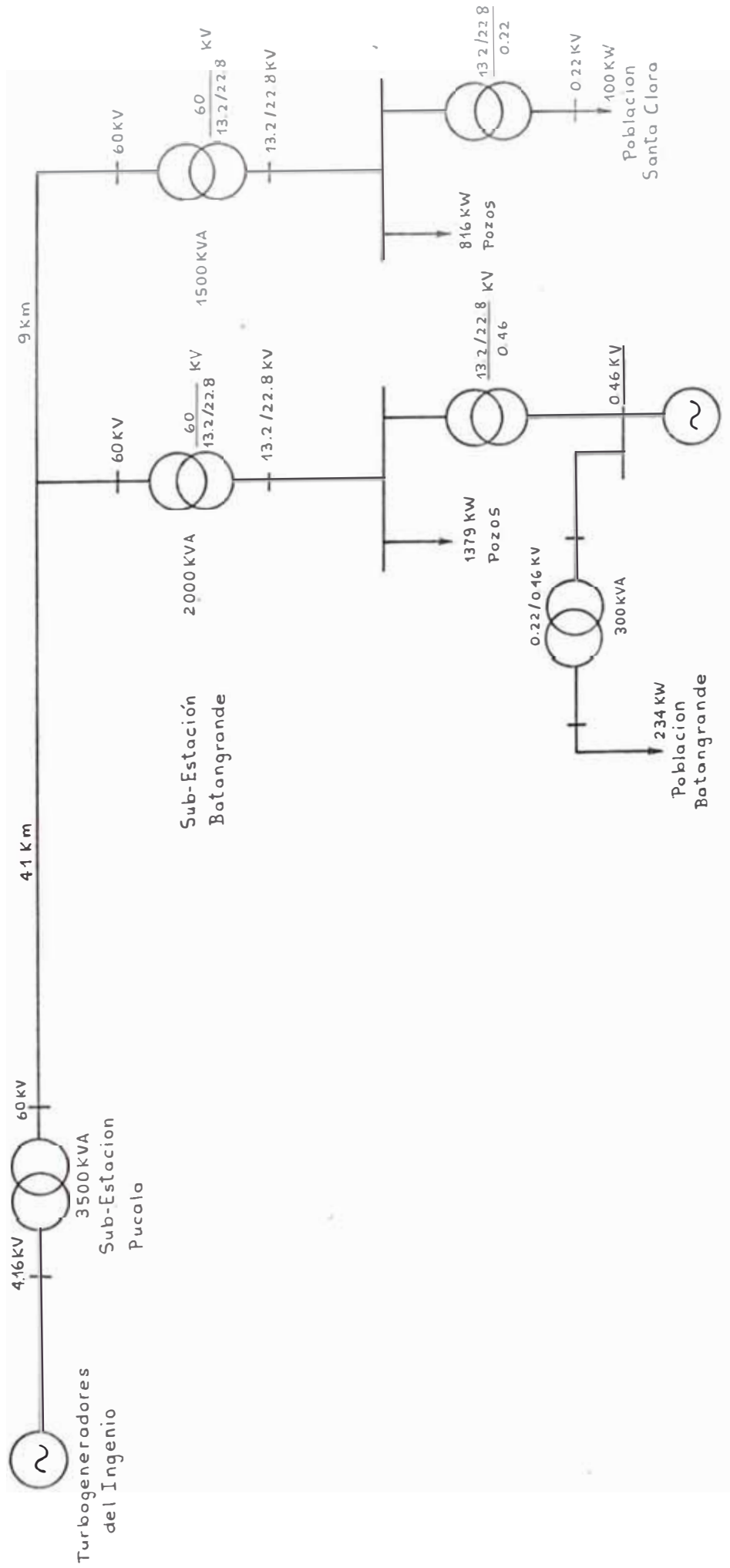


Diagrama N°4 : INTERCONEXION ELECTRICA ENTRE PUCALA – BATONGRANDE – STA. CLARA

CAPITULO 5

ALTERNATIVAS DE SOLUCION AL PROBLEMA ENERGÉTICO ACTUAL Y FUTURO DEL INGENIO

Tal como se ha mencionado en las páginas anteriores el Ingenio de la CAA Pucalá, requiere de la instalación inmediata de un nuevo caldero y de un nuevo turbogenerador. De esta manera aseguraría notablemente el normal desenvolvimiento de sus actividades productivas. Además, estas unidades deberán seleccionarse de tal manera que cumplan con los requerimientos energéticos actuales y futuros del Ingenio.

Las alternativas que vamos a anunciar, tomara en cuenta los futuros proyectos de la Cooperativa, nos referimos a:

Redistribución de vapor en la sección de evaporadores con la consiguiente disminución del vapor requerido para el proceso.

Instalación de la Planta de Alcohol a sus varios niveles de producción y los respectivos requerimientos de vapor para el proceso.

Ampliación de su frontera agrícola y el respectivo aumento en la demanda de energía eléctrica.

Dentro de las alternativas que vamos a mencionar no consideraremos el suministro eléctrico de ELECTRO - NORTE, el cual tiene como una de sus metas, la de establecer un sistema de subtransmisión a 60 KV en la zona de los ingenios azucareros cercanos a Chiclayo, que por un lado llegaría hasta Pacora y Jayanca, y por otro lado hasta Pucalá. Las averiguaciones realizadas en la Dirección General de Electricidad del Ministerio de Energía y Minas, indican que dicho proyecto está en las etapas preliminares de su concepción, no habiéndose realizado aún los estudios de prefactibilidad correspondientes y su materialización es todavía lejana.

A continuación procederemos a enunciar y analizar cada una de las alternativas que nos permitirán solucionar la problemática energética actual y futura del Ingenio.

5.1. ALTERNATIVA "0"

Esta es una alternativa preliminar que consiste en considerar que la Cooperativa seguiría usando los calderos y turbogeneradores actuales, así como los grupos electrógenos de la central térmica de Patapo en servicio continuo, cumpliendo con los requerimientos de vapor para el proceso, así como la deman

da de energía eléctrica dentro del Ingenio, pozos de regadío y población correspondiente al ámbito de Pucalá.

Esta alternativa "0" al igual que la alternativa I, la cual será explicada más adelante, considera la adición de grupos electrógenos en la Central Térmica de Batangrande, para abastecer localmente la carga eléctrica proyectada para el suministro eléctrico de los nuevos pozos, los cuales se pondrían en operación con el consiguiente aprovechamiento de nuevas tierras incorporadas para la ampliación de la frontera agrícola. Tal como se explicó oportunamente la carga proyectada es de aproximadamente 2529 KW.

Es así que según esta alternativa, los sistemas eléctricos de Batangrande y Pucalá continuarían aislados, no considerándose así la interconexión eléctrica de ambos sistemas.

Actualmente en la Central Térmica de Batangrande hay un solo grupo electrógeno de 400 KW, por lo que se va a considerar la instalación de tres grupos electrógenos de 1000 KW, cada uno que cumpla con las siguientes características :

Potencia	1,000 KW
Tensión de servicio	2,300 V

Frecuencia	60 Hz
r.p.m.	900
Factor de potencia	0.8

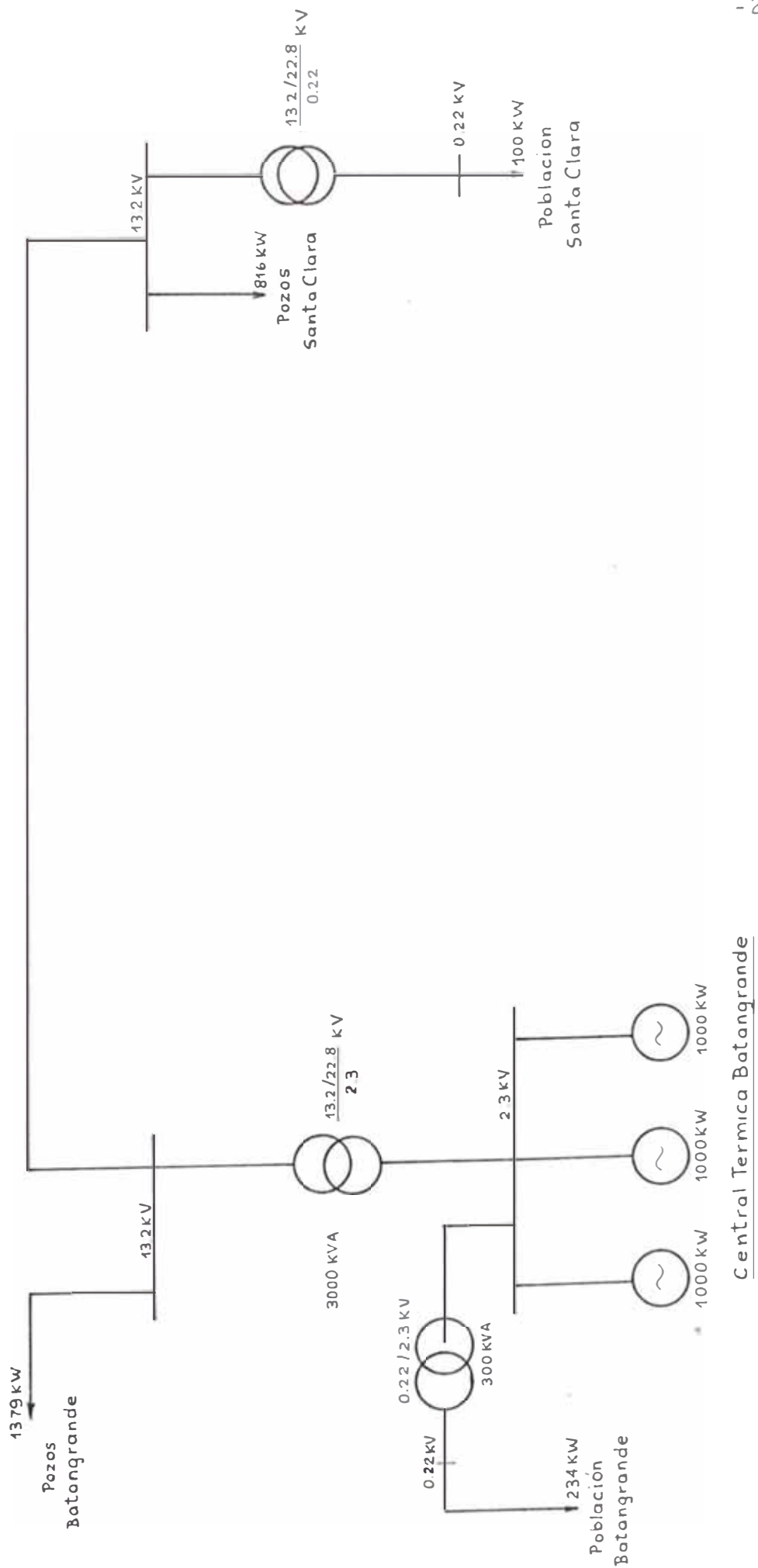
De esta manera la potencia disponible pasaría a ser de 3000 KW, con capacidad suficiente para abastecer la carga eléctrica proyectada. El grupo actual de 400 KW sería trasladado a la Central Térmica de Patapo y de esta manera reforzar la capacidad de generación en Pucalá.

En la nueva subestación se tendría que colocar un nuevo transformador trifásico de 3000 KVA de las siguientes características :

Transformador trifásico para instalación externa con enfriamiento natural de aceite

Potencia	3000 KVA
Relación	2.3/13.2 KV + 2.5%
Frecuencia	60 Hz
F. P.	0.8

Asimismo se deberán considerar los elementos de maniobra correspondiente, así como la ampliación de las obras civiles de la central. El diagrama N° 5.01 nos muestra el sistema eléctrico de Batangrande según esta alternativa.



Central Termica Batangrande

Diagrama N:5.01: SISTEMA ELECTRICO DE BATANGRANDE
SEGUN ALTERNATIVA I

5.1.1. Cálculo estimativo del consumo de combustibles, según alternativa "0"

Esta alternativa considera que las necesidades energéticas de la Cooperativa serán abastecidas usando bagazo para generación de vapor de alta presión en el ingenio y del petróleo Diesel N° 2 para la generación exclusiva de energía eléctrica mediante los grupos electrógenos de la Central Térmica de Patapo y Batangrande. A continuación procederemos a calcular los consumos anuales de combustibles, según esta alternativa, para la cual consideraremos los días normales de molienda, paradas quincenales y paradas anuales por reparación de fábrica.

a.1. Generación de energía durante los días normales de molienda de caña

El ingenio muele caña durante 259 días al año tiempo en que el bagazo disponible sirve como combustible para la generación de vapor a alta presión el cual cumple un ciclo termodinámico, a través del que se obtiene energía mecánica, energía eléctrica y energía calórica para el proceso. Estos tres tipos de energía son usados dentro del proceso, donde parte de la energía eléctrica servirá también para abastecer la demanda de energía eléctrica de Pucalá complementada por la energía eléctrica generada en

la central térmica de Patapo.

En cuanto a las necesidades energéticas que involucran la ampliación agrícola en el anexo Batangrande se requiere el funcionamiento continuo de los grupos electrógenos considerados por esta alternativa.

a.1.1. Consumo de bagazo

Es necesario mencionar que según esta alternativa, el sistema de generación de energía dentro del ingenio, es un sistema netamente cogenerativo - en el que la energía mecánica y la energía eléctrica se obtienen como consecuencia de la caída entálpica de un determinado flujo de vapor, desde las condiciones de generación de vapor en la sección calderos hasta la condición de presión requerida por el proceso, donde la cantidad de vapor que pasa a través de las turbinas respectivas, dependen de los requerimientos de vapor para el proceso.

Por lo tanto para esta alternativa, el consumo de vapor por el proceso es el factor principal que determina la cantidad de vapor a generar en la sección calderos y por consiguiente del consumo de bagazo.

Para el presente análisis consideraremos que la cantidad de vapor que pasa por las turbinas de trapi - che permanece invariable, debido a que el ritmo de

molienda y las características de la caña a moler permanecen invariables. En cambio la cantidad de vapor que pasa a través de los turbogeneradores a contrapresión está en función de la demanda de energía eléctrica, aumentando o disminuyendo según está. Sin embargo considerando que la demanda de vapor para el proceso permanece invariable, el déficit de vapor que ocurre, cuando la demanda de energía eléctrica disminuye, debe ser contrarrestada haciendo pasar vapor a través de una válvula reductora mediante un proceso isotérmico, con la consiguiente pérdida de energía.

Esta es la manera como trabaja el sistema de cogeneración de energía considerado para esta alternativa. Por lo tanto el consumo de bagazo no está en función de la demanda de energía mecánica o eléctrica, sino únicamente de las necesidades del vapor para el proceso.

De acuerdo al análisis realizado para la determinación del equilibrio energético actual del Ingenio, en el que se determinó que dentro de este equilibrio la máxima potencia eléctrica a generar en los turbogeneradores es de 5200 KW, se obtuvieron los siguientes parámetros

Vapor total a generar en la
sección calderos $m_t = 120.583 \text{ ton/h}$

Consumo de bagazo en la sec
ción calderos $\dot{m}_b = 56.871 \text{ ton/h}$

Por lo tanto teniendo en cuenta 259 días de molien-
da normal durante las 24 horas del día, el consumo
de bagazo correspondiente será

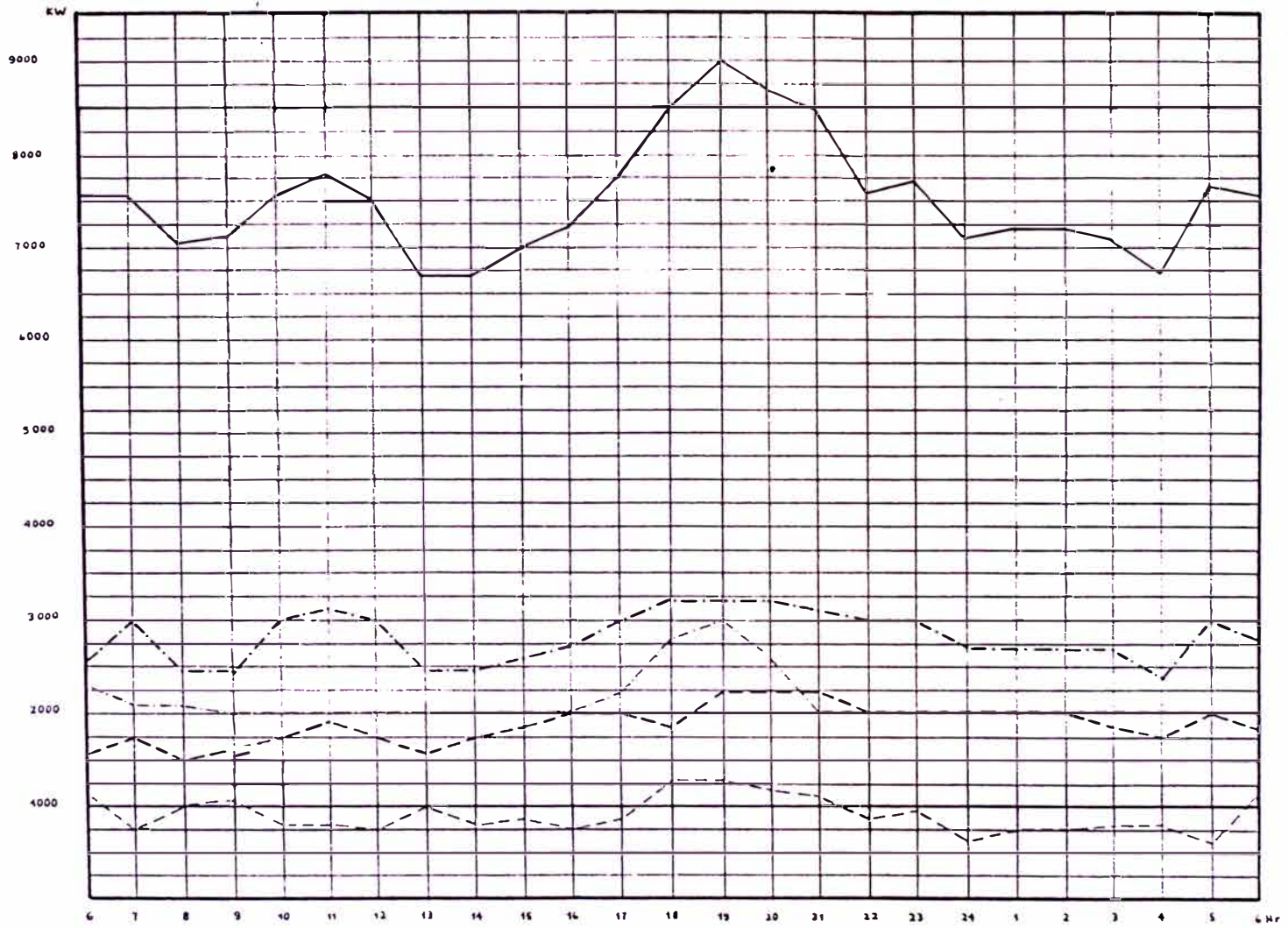
$$\dot{m}_{b1} = 56.781 \times 24 \times 259$$

$$\dot{m}_{b1} = 353,510.136 \text{ toneladas}$$

En el diagrama N° 5.02 se muestra el comportamiento
de la carga eléctrica durante un día típico de mo-
lienda, actualmente abastecida por los turbogenera-
dores Nros. 2 y 3 y grupos electrógenos de la planta
térmica de Patapo y Batangrande.

a.1.2. Consumo de petróleo diesel N° 2 y aceite lu bricante

Durante los días normales de molienda las u
nidades que consumirían combustibles fósiles serían
los grupos electrógenos de la planta térmica de Pa
tapo y del anexo de Batangrande. El consumo de pe
tróleo y aceite lubricante está en relación directa
a la energía eléctrica generada en los grupos, por
lo tanto para determinar el consumo respectivo, con
sideraremos el diagrama N° 5.02, en el cual se mues



Unidad de Generación	Energía Generada	Diagrama
Turbogenerador N°3	47,920 kWh/día	-----
Turbogenerador N°2	40,940 kWh/día	- . - . - .
Planta Termica Patapo	24,310 kWh/día
Planta Termica Batangrande	30,100 kWh/día	-----
Total	143,270 kWh/día	-----

Diagrama N° 5.02 : COMPORTAMIENTO DE LA CARGA ELECTRICA TOTAL DE LA CAA PUCALA INCLUYENDO LA AMPLIACION DE SU FRONTERA AGRICOLA EN BATANGRANDE

tra el comportamiento de la carga eléctrica, tanto para los grupos electrógenos de la central térmica de Patapo, como para la del anexo Batangrande.

El consumo de petróleo diesel N° 2 y del aceite lubricante será obtenido multiplicando la energía eléctrica generada en los grupos electrógenos por los consumos específicos de combustible y de aceite, respectivamente, los cuales han sido obtenidos de la experiencia en la Central Térmica de Patapo. Estos valores resultaron ser de 0.0901 gal/KWH y de 5.05 gal/10,000 KWH, respectivamente, por lo tanto tenemos :

Energía generada en Batangrande	50,100 KWH/día
Energía generada en Patapo	21,570 KWH/día
N° días normales de molienda	259
Consumo de petróleo diesel N° 2	1'672,483.953 gal
Consumo de aceite lubricante	9,374.077 gal

a.2. Generación de energía durante los días de pa rada general

El ingenio deja de moler cada 15 días, durante el año, realizando un total de 20 paradas. Estos días los hemos considerado como dos, el primer día consiste en dejar de moler caña aproximadamente a las 05 horas, a partir de entonces se procede a ha

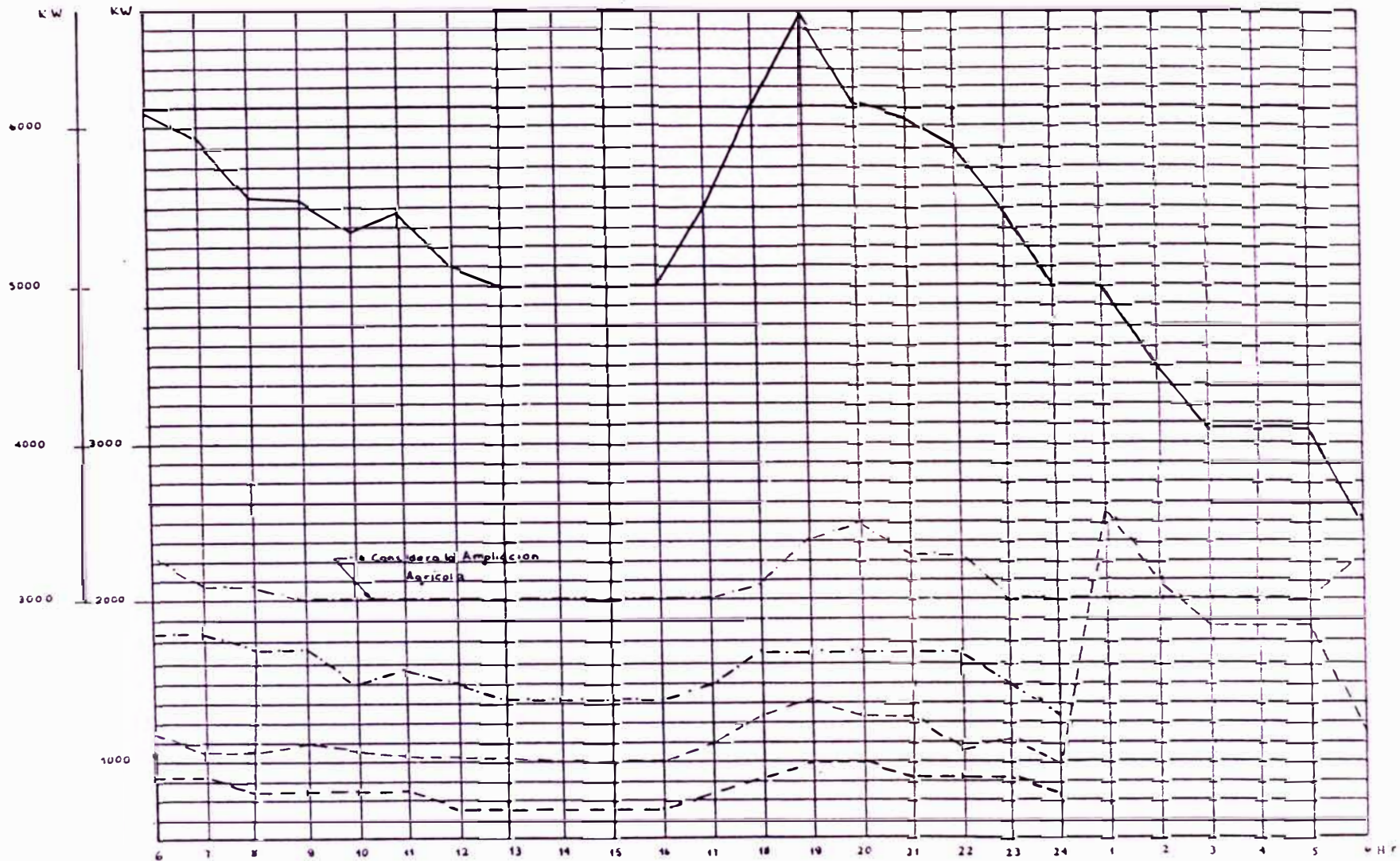
cer la liquidación de fábrica y el proceso de hervido de soda de los evaporadores para la limpieza posterior, aproximadamente a las 24 horas se corta vapor a los evaporadores, sacando de línea los turbogeneradores, quedando solo los grupos electrógenos de la planta térmica de Patapo y Batangrande.

El segundo día es el que corresponde al arranque de molienda, reparación de fábrica y limpieza de evaporadores, es así que a las 06 horas se procede a cortar la energía eléctrica de la población, a las 12 horas se inicia la preparación de calderos, a las 14 horas arranca el turbogenerador N° 3 para luego entrar en línea, a su vez arranca la molienda a las 16 horas entra en línea el turbogenerador N° 2, colocando inmediatamente energía para la población.

Los diagramas Nros. 5.03 y 5.04 corresponden al comportamiento de la energía eléctrica de Pucalá en los días de parada y arranque de fábrica, respectivamente. En cuanto al anexo Batangrande el diagrama de carga seguirá siendo el mismo.

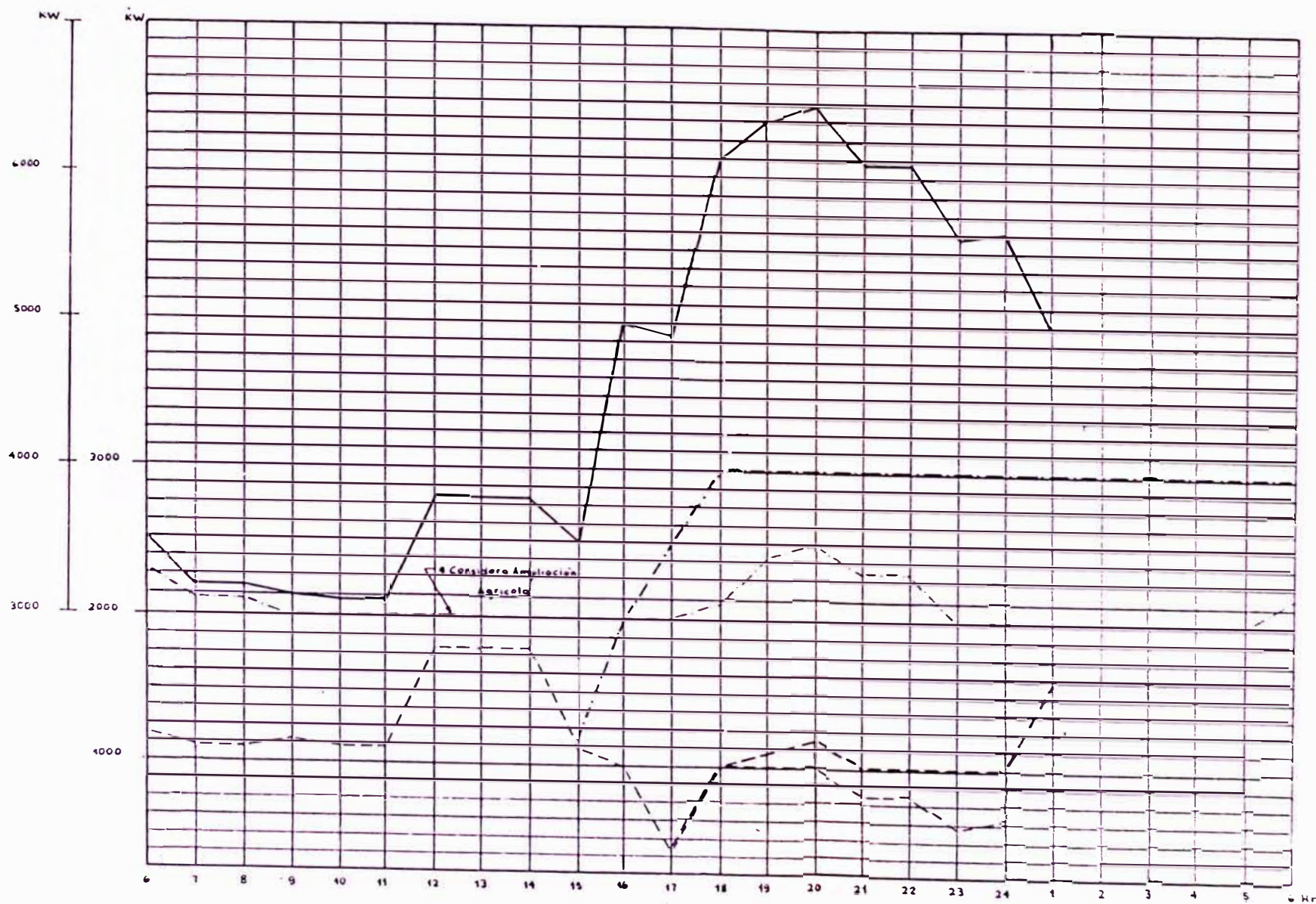
a.2.1. Consumo de bagazo

Durante los días de parada quincenal, el consumo de vapor es notablemente variable, siendo decreciente en el primer día hasta llegar a cero pa



Unidad de Generacion	Energia Generada	Diagrama
Turbogenerador N13	29,600 kWh/dia	- . - . - .
Turbogenerador N12	49,300 kWh/dia
Grupos Electrogenos Patapa	34,700 kWh/dia	-----
Grupos Electrogenos Batangrade	50,400 kWh/dia	- - - - -
Total	126,700 kWh/dia	—————

Diagrama N15.03: COMPORTAMIENTO DE LA CARGA ELECTRICA DE LA CAA PUCALA EN UN DIA DE PARADA DE MOLIENDA, ABASTECIDA POR LAS ACTUALES UNIDADES DE GENERACION INCLUYENDO LA AMPLIACION AGRICOLA EN BATANGRADE



Unidad de Generación	Energía Generada	Diagrama
Turbogenerador N°3	44.700 kWh/día
Turbogenerador N°2	16.800 kWh/día	-----
Grupos Electrogenos Patapo	20.470 kWh/día	- - - - -
Grupos Electrogenos Batangrande	80.000 kWh/día
Total	131.900 kWh/día

Diagrama N°5.04: COMPORTAMIENTO DE LA CARGA ELECTRICA DE LA CAA PUCALA EN UN DIA DE ARRANQUE DE MOLIENDA, ABASTECIDA POR LAS UNIDADES ACTUALES DE GENERACION INCLUYENDO LA AMPLIACION AGRICOLA EN BATANGRANDE

ra luego aumentar en el segundo día. Por lo tanto el cálculo correspondiente del consumo de bagazo - es difícil de hacer, por lo que consideraremos un consumo aproximado del 10% del consumo anual obtenido anteriormente, es decir :

$$m_{b2} - 10\% \dot{m}_{b1} = 35,351.013 \text{ toneladas}$$

a.2.2. Consumo de petróleo diesel N° 2 y aceite lubricante

Igualmente al cálculo realizado en el punto a.1.2 y considerando los diagramas Nros. 5.03 y 5.04 tenemos :

Energía generada en Patapo	52,220 KWH/parada
Energía generada en Batangrande	100,200 KWH/parada
Consumo específico de combustible	0.0901 gal/KWH
Consumo específico de aceite	5.05 gal/10,000KWH
N° de paradas quincenales al año	20
Consumo de petróleo	274,660.84 galones
Consumo de aceite	1,539.44 galones

a.3. Generación de energía durante los meses de parada anual

Durante los meses de parada anual la generación de energía eléctrica se realizaría con los grupo electrógenos de las centrales térmicas de Patapo y Batangrande.

El diagrama N° 5.05 nos muestra que la carga de los pozos y población de Pucalá superan la capacidad de generación de la Central Térmica de Patapo, razón por la cual en los últimos años se está procediendo a la sectorización que consiste en dejar la carga eléctrica de los pozos durante el día y colocar población a partir de las 17 horas hasta las 24 horas luego proceder nuevamente a colocar la carga de los pozos durante el día. Este modo de operación trae consecuencias en el normal regadío de caña, llegando a influenciar en el nivel productivo. Es así que deberá considerarse la adquisición de un nuevo grupo electrógeno de 1000 KW para esta central.

A continuación se procederá a realizar el cálculo del consumo de combustible y aceite. Es necesario hacer mención que los meses correspondientes a la parada de fábrica son los meses de Marzo y Abril haciendo un total de 61 días de parada para efectos de reparación.

Energía generada en Patapo	58,250 KWH/día
Energía generada en Batangrande	50,100 KWH/día
N° de días de parada	61
Consumo específico de combustible	0.0501 gal/KWH
Consumo específico de aceite	5.05 gal/10,000 KWH

Consumo de petróleo diesel N° 2 595,502.93 galones
 Consumo de aceite lubricante 3,337.72 galones

El cuadro N° 5.01 muestra el resultado de los consumos de bagazo, petróleo diesel N° 2 y lubricantes - correspondiente a esta alternativa.

CUADRO N° 5.01 - CONSUMO DE COMBUSTIBLES SEGUN ALTERNATIVA "0"

	Bagazo(ton)	Diesel N° 2 (gas)	Lubricantes (gas)
Días normales de molienda	353,510.136	1'672,483.953	9,374.077
Paradas quincenales	32,964.691	274,660.840	1,539.440
Parada anual		595,502.430	3,337,720
TOTALES	386,474.827	2'542,647.223	14,251.237

Sabemos que la molienda de 160 ton/h de cana, nos permite tener una disponibilidad de bagazo de 58 ton/h, que traducido a 24 horas de molienda diaria durante los 259 días de molienda anual, nos da una disponibilidad de 360,528 toneladas de bagazo al año. Por lo tanto comparando con el consumo de bagazo anual, del cuadro N° 5.01 se tendrá un déficit de este combustible del orden de las 25,946.827 toneladas al año. Esto significa que para esta alternativa se requerirá cubrir este déficit mediante el uso de petróleo Bunker N° 6 en una cantidad tal que

nos permita generar la misma cantidad de energía generada por el bagazo.

A continuación procederemos a hallar el equivalente en petróleo Bunker N° 6, considerando que la cantidad de energía que va a generar en el caldero deberá ser la misma que la generada por el bagazo. Por lo tanto deberá cumplirse la siguiente equivalencia:

$$n_{cb} \cdot \dot{m}_b \cdot V.C.N_b = n_{cp} \cdot \dot{m}_p \cdot V.C.N_p$$

donde: n_{cb} - eficiencia del caldero trabajando con bagazo, 78%

n_{cp} - eficiencia del caldero trabajando con petróleo, 85%

$V.C.N_b$ - valor calorífico neto del bagazo, 7,667.78 KJ/Kg

$V.C.N_p$ - valor calorífico neto del petróleo - Bunker N° 6, 42,330 KJ/Kg

m_b - cantidad de bagazo consumido, Kg

\dot{m} - cantidad de petróleo Bunker N° 6 consumido, Kg

Por lo tanto tenemos :

$$\frac{m_b}{\dot{m}_p} = \frac{(0.85)(42,330)}{(0.78)(7,667.78)} = 6.01593 \text{ ton/ton}$$

El peso específico del petróleo Bunker N° 6 es de 3.679 Kg/galón, entonces :

$$\frac{\dot{m}_b}{\dot{m}_p} = \frac{(6.01593)(3.679)}{1000} \text{ ton/galón} = \frac{1 \text{ ton de bagazo}}{45.175 \text{ galones}}$$

Es decir una tonelada de bagazo equivale a 45.175 galones de petróleo Bunker N° 6, por lo tanto el ingenio requiere consumir adicionalmente 1'172,147.91 galones de petróleo Bunker para cubrir las necesidades energéticas del ingenio, según la alternativa "0".

5.2. ALTERNATIVA 1

Esta alternativa consiste en asegurar el normal desenvolvimiento de las actividades productivas del ingenio, seleccionando un nuevo caldero y turbogenerador, de tal manera que la capacidad de éstos permita cumplir con los requerimientos de vapor para el proceso y de la demanda de energía eléctrica dentro del sistema eléctrico actual de Pucalá, dejando fuera de servicio los grupos diesel de la central térmica de Patapo. Es decir dentro del sistema eléctrico de Pucalá, la generación de energía se lograría mediante el uso exclusivo del bagazo como único combustible, quedando los grupos diesel como unidades de emergencia.

En cuanto a la ampliación agrícola en Batangrande, distante 40 kilómetros al norte de Pucalá se conside

ra la generación propia consistente en la adición - de grupos diesel y transformadores en la central de Batangrande no interconectándose con el sistema eléctrico de Pucalá.

En esta alternativa se considerará la selección de un turbogenerador del tipo contrapresión, con una eficiencia termodinámica del 82% y eficiencia electromecánica del 95%, eficiencias que corresponden a las unidades hoy en día fabricadas. Este turbogenerador deberá reemplazar a los turbogeneradores actuales, quedando la unidad N° 3 de reserva, por lo tanto deberá cumplir con suministrar el vapor requerido por el proceso y la demanda de energía eléctrica actual del sistema eléctrico de Pucalá, el que llega a un máximo de 6500 KW, según el diagrama de carga total N°512

Este turbogenerador deberá estar capacitado para trabajar a las condiciones de 41.36 bar/673°K, como también de 27.57 bar/611 K. Es necesario mencionar que actualmente parte del sistema de vapor está preparado para trabajar a las condiciones altas de vapor antes mencionado, lo cual fué previsto por ingenieros que tuvieron a cargo la instalación del caldero N° 5 y del turbogenerador N° 3, cuyo cabecero común está dimensionado para estas condiciones.

En cuanto al nuevo caldero a seleccionar deberá tener una eficiencia garantizada de 78% o más para el uso de bagazo con una humedad del 50%, el cual trabajará para generar vapor a las condiciones de 41.36 bar/673°K y así suministrar el vapor requerido sólo por el nuevo turbogenerador.

Finalmente se tendría que el caldero N° 5, junto con los calderos viejos en standby servirán para suministrar el vapor requerido por la sección trapiche a las condiciones de 27.57 bar/611°K, ya que las turbinas de esta sección solo están dimensionadas para estas condiciones, al igual que las actuales turbobombas. En cuanto al turbogenerador N° 3, quedaría como unidad de reserva conectada al cabece ro de 41.36 bar junto con el nuevo turbogenerador. Los turbogeneradores Nros. 1 y 2 quedarían siempre en el cabecero 27.57 bar (28 Kg/cm^2).

Es así que el cabecero de alta presión correspondiente a la planta eléctrica deberá ser dividido, para que parte de él trabaje a 27.57 bar y parte trabaje a 41.45 bar tal como se ha descrito anteriormente, se muestra esquemáticamente en el diagrama N° 5.06.

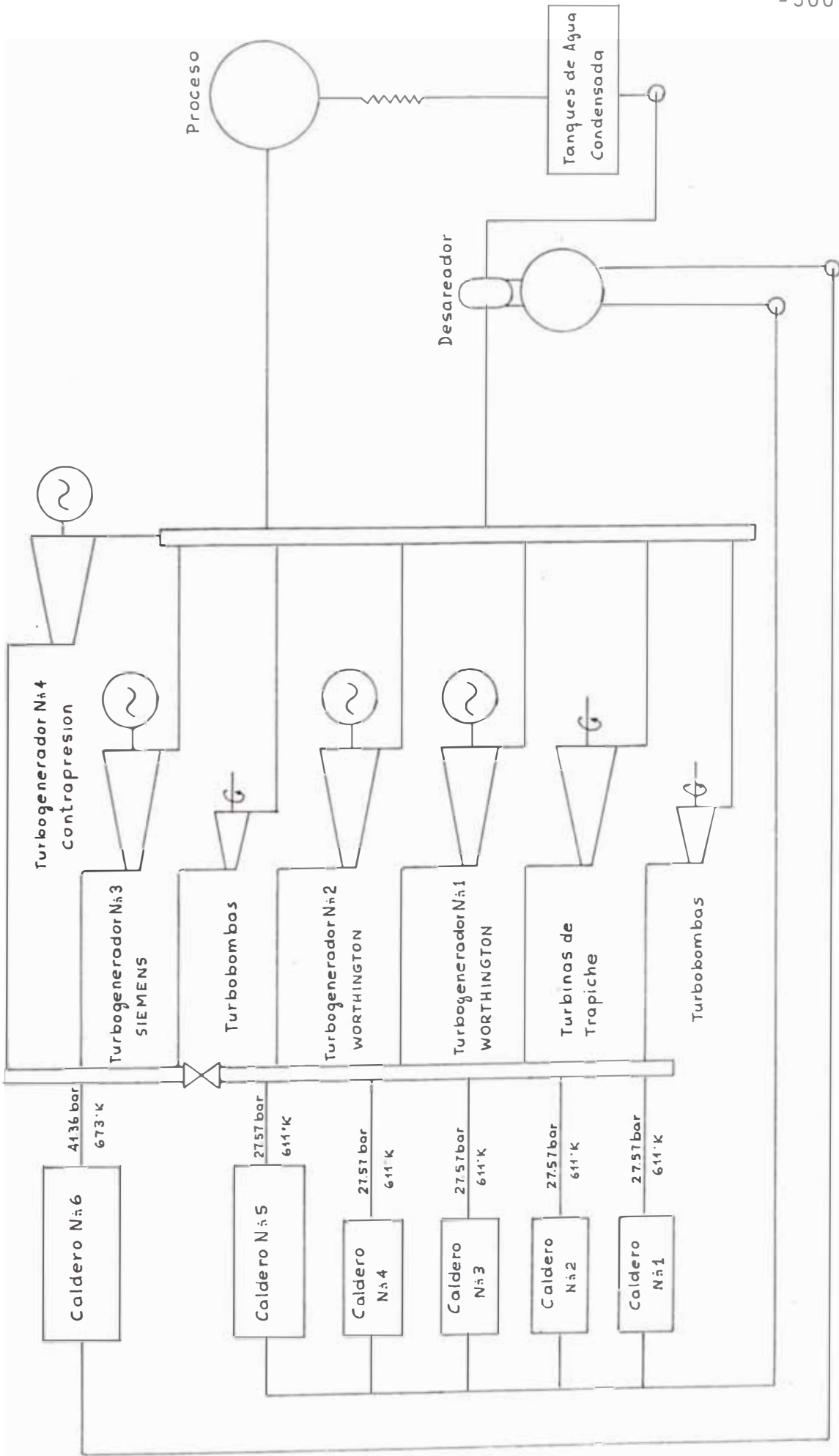


Diagrama N.º 5.06: DISPOSICION ESQUEMATICA DEL CABECERO DE ALTA PRESION SEGUN ALTERNATIVA I

5.2.1. **Método** de cálculo para el dimensionamiento de las nuevas unidades según esta alternativa

1. Considerando la nueva redistribución de vapor - en la sección de evaporadores y la aplicación - del sangrado de vapor para los efectos de calentamiento de jugo encalado y solamente la producción de azúcar rubia y azúcar refinada, las necesidades de vapor para el proceso será de 93,529.70 Kg/h (58.45% caña) el cual deberá ser el vapor de escape de las turbinas de contrapresión más el aporte de los saturadores.
2. El ritmo de molienda seguirá siendo el mismo, - es decir de 160 ton/h de caña, por lo que el consumo de vapor de las turbinas de accionamiento mecánico de la sección Trapiche seguirá siendo el mismo, es decir 48,808.81 Kg/h de vapor - (30.50% caña). Este vapor deberá ser suministrado por el caldero N° 5 a las condiciones de 27.45 bar/611°K o en el peor de los casos por los calderos viejos.
3. Este flujo de vapor deberá ser suministrado por las turbobombas que trabajan a las mismas condiciones de vapor antes mencionadas. A su vez estas turbinas también consumen vapor, el cual se estimará de la siguiente manera :

El flujo de agua de alimentación aproximada a bombear por la turbobomba sería de 1.04 (48,801.81) 50,761.16 Kg/h.

Utilizando el diagrama N° 2.17 del punto 2.3.9.1.2, el cual nos da los HP requeridos para los auxiliares de los calderos en función del flujo de vapor a generar, obtenemos un valor aproximado de

$$240 \times \frac{414.7}{1000} = 99.528 \text{ HP}$$

El flujo de vapor de las turbobombas se calculará con el consumo específico de vapor dado por el fabricante :

$$mv = 99.528 \text{ HP} \times 22.72 \text{ Kg/HPH} = 2,262 \text{ Kg/h}$$

Asimismo la entalpía real del vapor en el escape de la turbobomba sería $h'_f = 2,994.46 \text{ KJ/Kg}$, cuyo método de cálculo es igual al empleado para las turbinas de sección trapiche dado en el punto 2.3.9.1.1

Finalmente corregimos el flujo de agua de alimentación que las turbobombas van a bombear que se convertirá en el vapor total requerido por la sección de 27.45 bar/611°K, adicionando vapor requerido por las turbobombas

$$\dot{m}t_1 = 1.04 (48,808.81 + 2,262)$$

$$mt_1 = 53,113.64 \text{ Kg/h}$$

De aquí deducimos que el caldero N° 5 trabaja ría a un estado de carga del 89.88%.

4. A continuación podemos calcular el consumo de bagazo en el caldero N° 5 haciendo uso de la relación vapor producido/bagazo consumido, deducido en el punto en que se trata acerca de la capacidad de generación de vapor en base al bagazo disponible

$$\dot{m}_b = 53,113.64 \left(\frac{1}{2.328} \right) = 22,815.13 \text{ Kg/h}$$

5. A continuación procederemos a dimensionar el nuevo turbogenerador para lo cual consideramos la máxima demanda actual del sistema eléctrico de Pucalá, el que es de 6500 KW, con lo que podemos adelantar que la capacidad requerida sería de 7000 KW.
6. El consumo de vapor de este turbogenerador quedaría determinado por el producto de los 6500 KW por el consumo específico de vapor de esta unidad.

El consumo específico de vapor estará dado por la siguiente expresión :

$$C_{ev} = \frac{3600}{n_{tbg} (h_o - h_f)} \text{ Kg/KWH}$$

donde: n_{tbg} - eficiencia del turbogenerador - 77.9%

h_o - entalpía del vapor a 41.36 bar/
673°K, 3,203.20 KJ/Kg

h_f - entalpía de vapor a 2.06 bar,
2,625.23 KJ/Kg

Por lo tanto tenemos

$$C_{\text{ev}} = 8.00 \text{ Kg/KWH}$$

La entalpía real h'_f en el escape del turbogenerador será considerando la eficiencia termodinámica :

mica :

$$n_t = 82\%$$

$$n_t = \frac{h_o - h'_f}{h_o - h_f}$$

$$h'_f = 2,729.249 \text{ KJ/Kg}$$

El consumo de vapor por la turbina será :

$$\dot{m}_v = 6500 \text{ KW} \times 8 \text{ Kg/KWH} = 52000 \text{ Kg/h}$$

7. A continuación dimensionaremos las turbobombas que se encargarán de alimentar de agua a este caldero, por lo que consideraremos que el flujo de agua a impulsar serían los 52,000 Kg/h, con este dato acudimos al diagrama N° 2.17 en el cual obtenemos los HP requeridos por las turbobombas del caldero,

$$HP = 250 \times \frac{614.7}{1000} = 153.675$$

Luego calcularemos el consumo específico de vapor - de una turbina a contrapresión que trabaje a las condiciones de 41.36 bar/673°K y con escape a 2.06 bar.

El consumo específico está dado por la siguiente fórmula :

$$C_{ev} = \frac{2680}{n'_t(h_o - h_f)} \text{ Kg/HPH}$$

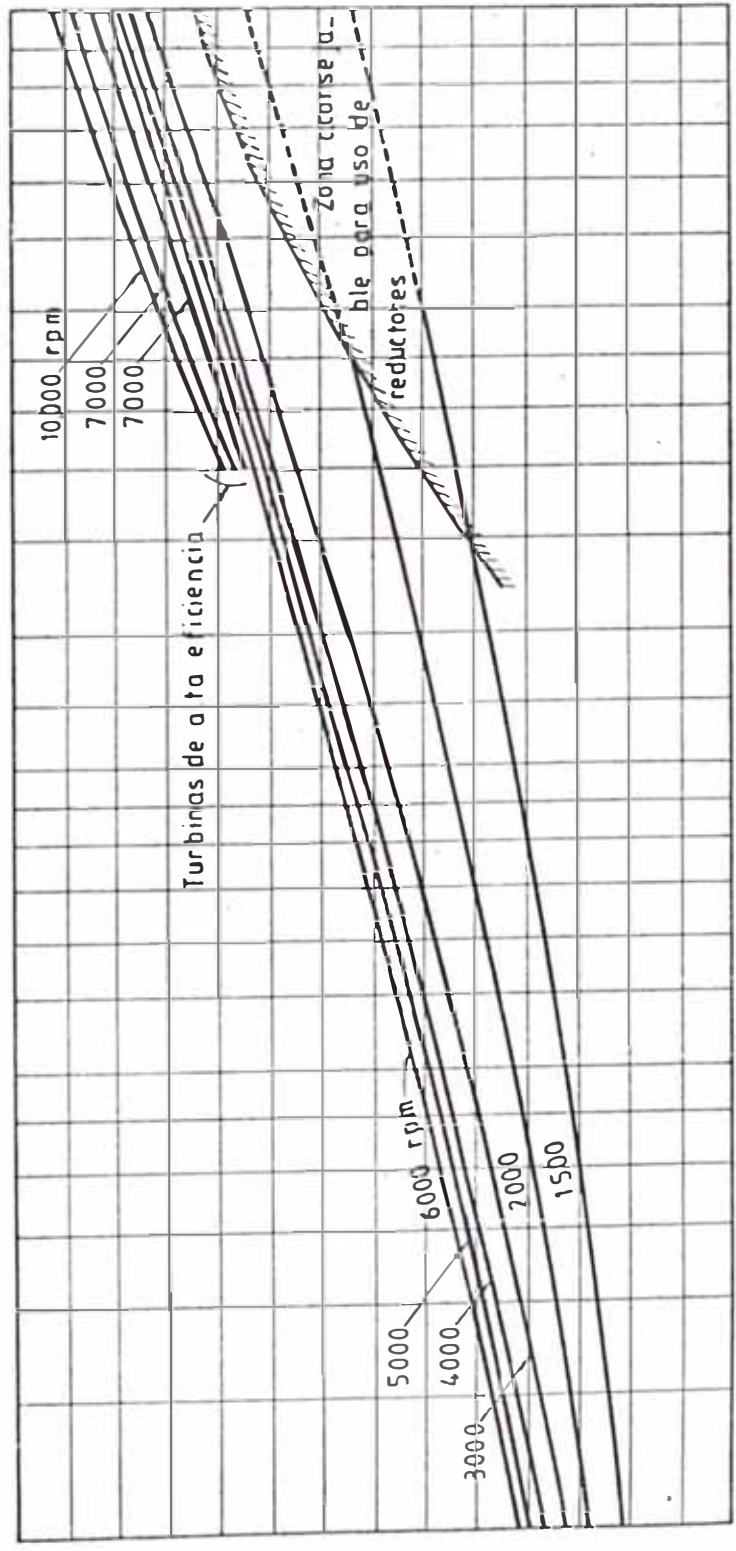
donde: n'_t = eficiencia total de la turbina

h_o = entalpía inicial del vapor a 41.36 bar 673°K (42.27 Kg/cm², 400°C) es decir : 3,203.20 KJ/Kg

h_f = entalpía final del vapor a 2.06 bar, es decir 2,625.207 KJ/Kg.

La eficiencia total de la turbina será determinada con la ayuda de los diagramas Nros. 5.07, 5.08 y 5.09. Primero dimensionaremos a la turbina con una potencia de 160 HP a una velocidad de 4000 r.p.m. , del diagrama N° 5.07 obtenemos una eficiencia básica $n_b = 0.42$.

Del diagrama N° 5.08 obtenemos el factor de corrección por presión de entrada, $f_1 = 0.92$ y por sobrecalentamiento $f_2 = 1.054$. Del diagrama N° 5.09 ob



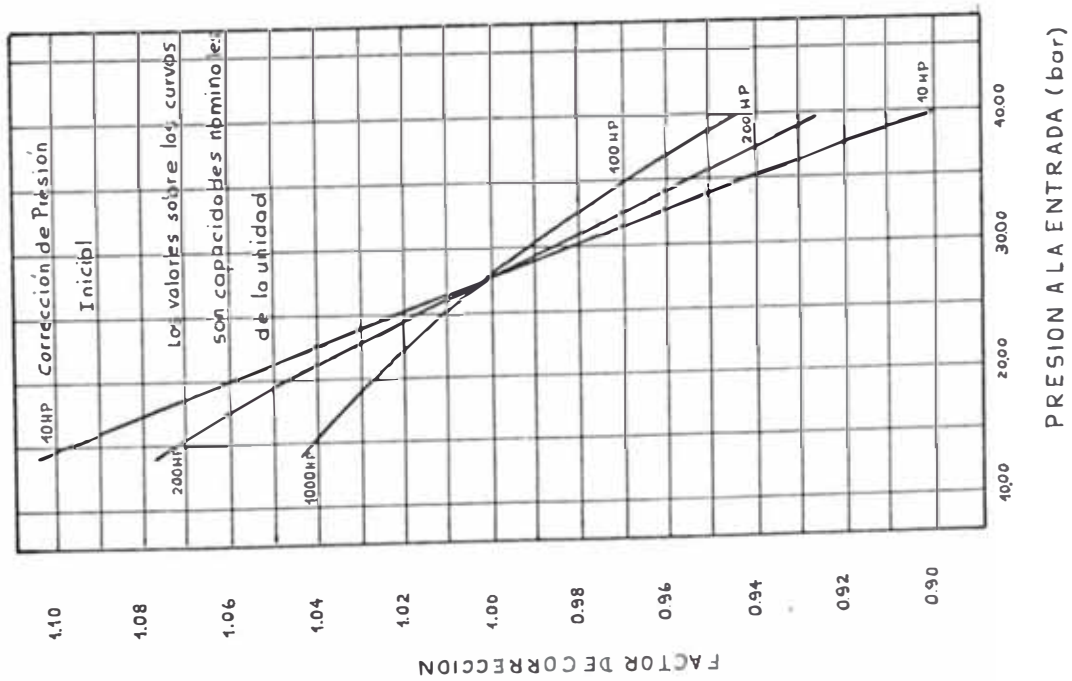
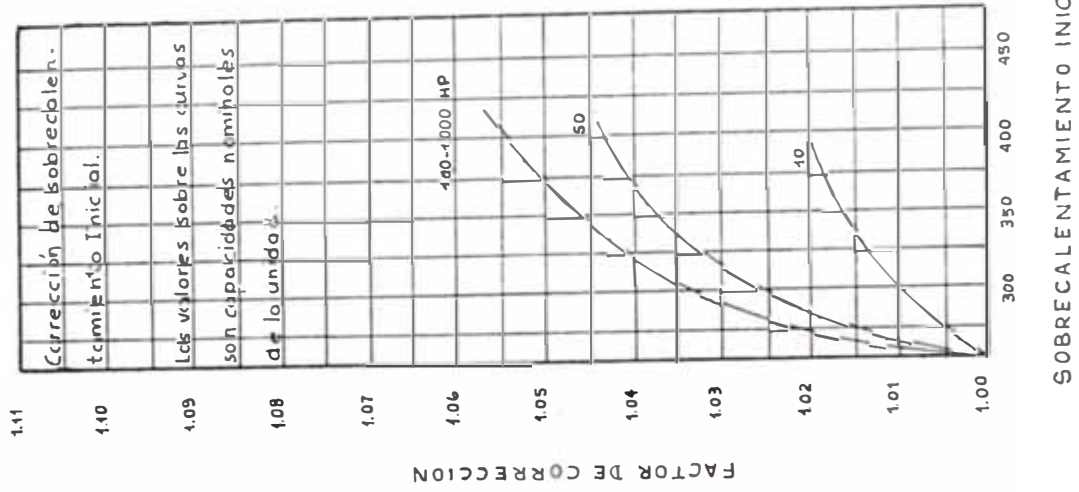
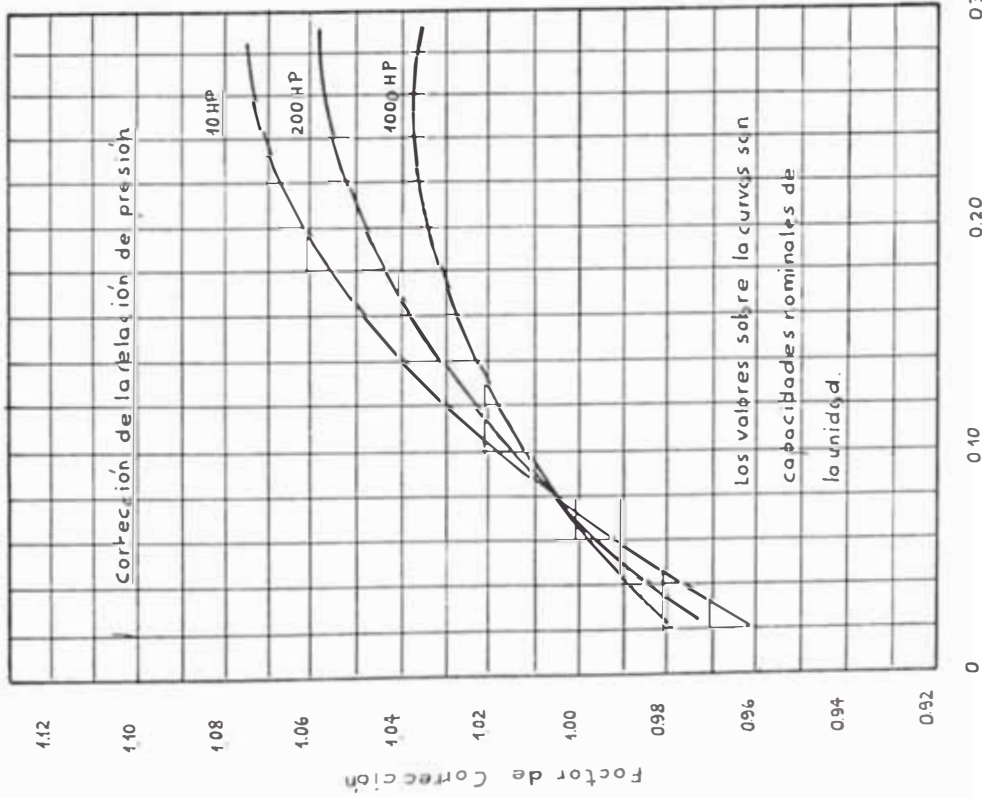
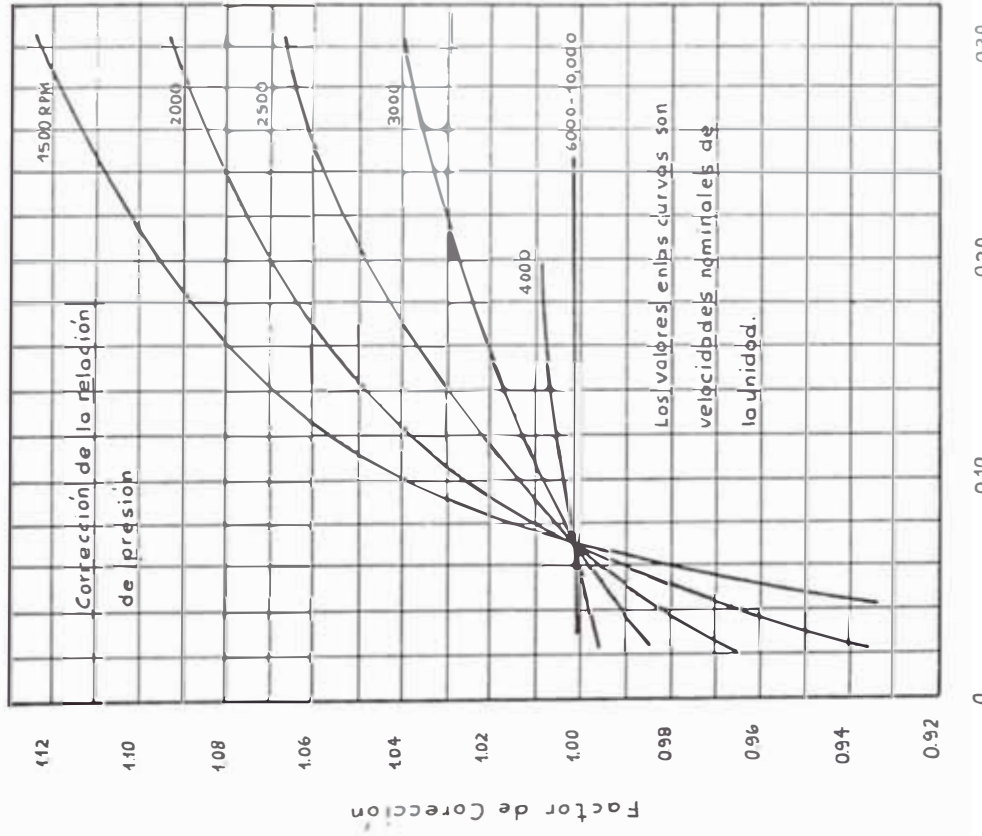


Diagrama N.º 5.08: FACTORES DE CORRECCION CORRESPONDIENTES A LA PRESION Y SOBRECALENTAMIENTO INICIAL DEL VAPOR



Presión de Escape Absoluto entre Presión a la Entrada Absoluta



Presión de Escape Absoluto entre Presión a la Entrada Absoluta

Diagrama N.º 5.09 : FACTORES DE CORRECCION CORRESPONDIENTES A LA DE RELACION DE PRESIONES A LA ENTRADA Y SALIDA DE LA TURBINA

tenemos los factores de corrección correspondientes a la relación de presión $f_3 = 1$ y en función de las r.p.m. $f_4 = 1$. Por lo tanto la eficiencia total de la turbina sería :

$$n'_t = f_1 \cdot f_2 \cdot f_3 \cdot f_4 \cdot n_b$$

$$n'_t = (0.92)(1.054)(1)(0.42)$$

$$n'_t = 40.72\%$$

Entonces :

$$C_{ev} = 11.386 \text{ Kg/HPH}$$

Considerando el 2% de pérdidas mecánicas, la eficiencia termodinámica de la turbina será :

$$n_t = \frac{0.4072}{0.98} = 0.4155$$

$$n_t = 41.55\%$$

La entalpía en el escape de esta turbina h'_f se calculará con la siguiente expresión

$$n_t = \frac{h_o - h'_f}{h_o - h_f}$$

Entonces :

$$h'_f = 2966.18 \text{ KJ/Kg}$$

El consumo de vapor por la turbobomba sería :

$$\dot{m}_v = 160 \text{ HP} \times 11.386 \text{ Kg/HPH}$$

$$\dot{m}_v = 1821.76 \text{ Kg/h}$$

Finalmente el flujo de agua de alimentación que las turbobombas van a bombear y que se convertirán en el vapor total requerido por la sección de vapor de 41.36 bar/673°K sera

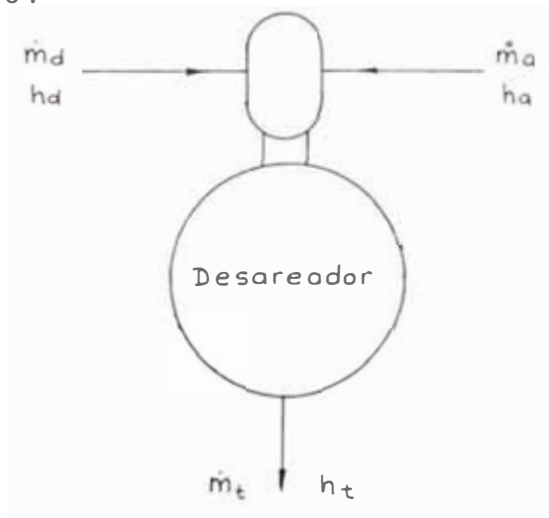
$$\dot{m}t_2 = 1.04 (52.000 + 1821.76)$$

$$mt_2 = 55,974.63 \text{ Kg/h}$$

El factor 1.04 considera el vapor requerido por los auxiliares de la sección calderos.

8. Teniendo en cuenta que el vapor total requerido por la sección de vapor de 41.36 bar/673°K es de 55,974.63 Kg/h podemos dimensionar la capacidad del nuevo caldero, por lo que se deberá tener en cuenta que de acuerdo a los gráficos de comportamiento de los calderos acuatubulares, el máximo rendimientos de éstos se consigue a una carga aproximada del 70-80%, por lo tanto considerando que se necesitan normalmente - 55.97 ton/h de vapor en generación continua, el caldero a seleccionar deberá tener una capacidad de 70 a 80 ton/h. Es así que en base a este criterio procederemos a dimensionar un caldero de 80 ton/h.
9. En este paso procederemos a realizar los cálculos correspondientes al flujo de vapor requerido por el desareador. Este tipo de cálculo ya ha sido realizado en la determinación del equilibrio energético actual

del Ingenio.



h_d : es la entalpía del vapor que sale del cabezorro de baja presión de la planta eléctrica en la cual se colectan los vapores que salen de las siguientes turbinas :

Nuevo turbogenerador

Flujo de vapor : 52000 Kg/h

Entalpía en el escape : 2729.25 KJ/Kg

Turbobombas de 41.36 bar

Flujo de vapor : 1821.76 Kg/h

Entalpía en el escape : 2964.463 KJ/Kg

Turbobombas de 27.57 bar

Flujo de vapor : 2,262.00 Kg/h

Entalpía en el escape : 2966.18 KJ/Kg

Por lo tanto la entalpía final del vapor que sale de este cabezorro será :

$$h_d = \frac{(52000) 2729.25 + (1821.76) 2964.463 + (2,262) 2966.18}{52000 + 1821.76 + 2,262}$$

$$h_d = 2,746.54 \text{ KJ/Kg}$$

\dot{m}_t : es el agua de alimentación total que sale del desareador a la temperatura de 394.11°K con una entalpía

$$h_t = 507.063 \text{ KJ/Kg.}$$

$$\dot{m}_t = \dot{m}_{t1} + \dot{m}_{t2} = 53,113.64 + 55,974.63$$

$$\dot{m}_t = 109,088.27 \text{ Kg/h}$$

esta agua se convertirá totalmente en vapor.

\dot{m}_a : es el flujo de agua que viene de los tanques de agua condensada, el cual viene con una temperatura aproximada de 349.6°K y una entalpía correspondiente de 320.70 KJ/Kg.

Finalmente aplicando las leyes termodinámicas en el desareador, determinaremos los valores de \dot{m}_d y \dot{m}_a

$$\dot{m}_a + \dot{m}_d = 109,088.27 \text{ Kg/h}$$

$$\dot{m}_a 349.6 + \dot{m}_d 2746.54 = 109,088.27 \times 507.063$$

Así tenemos

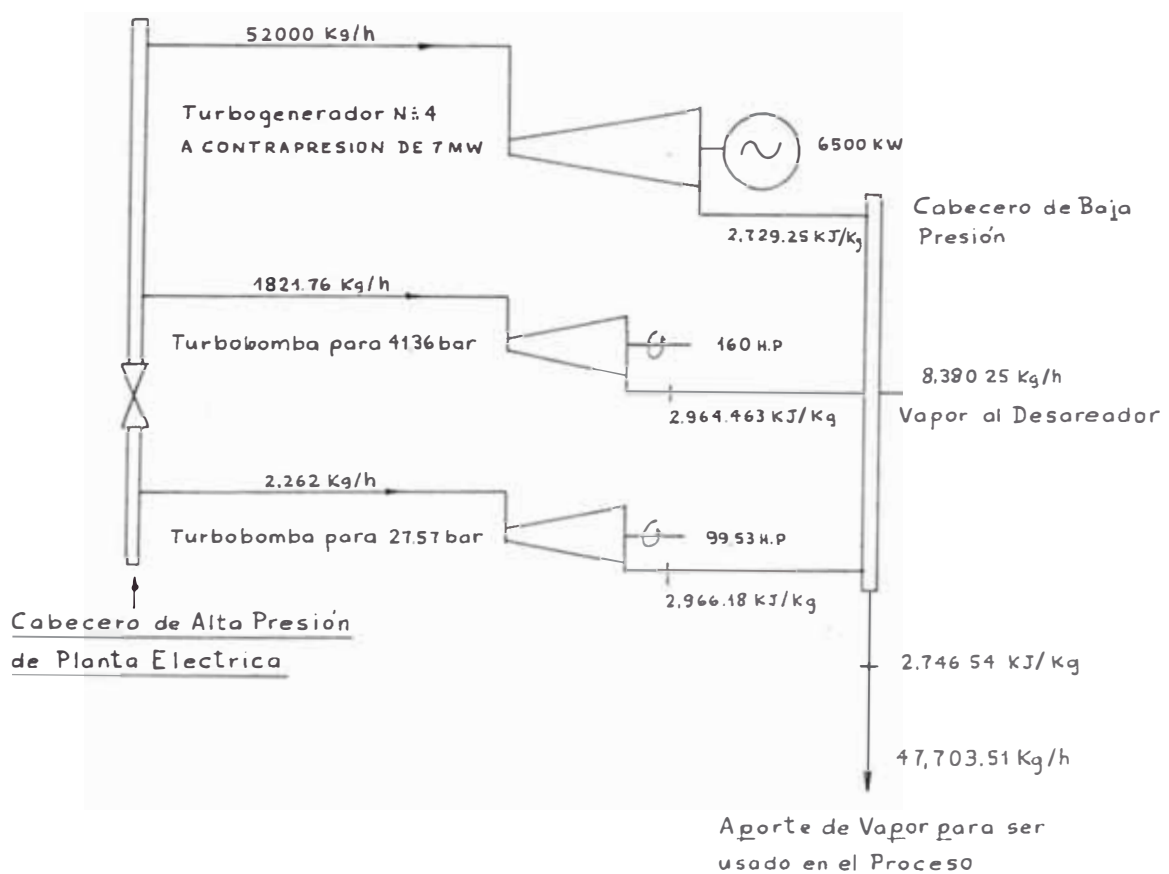
$$\dot{m}_a = 100,708.01 \text{ Kg/h}$$

$$\dot{m}_d = 8,380.25 \text{ Kg/h}$$

10. En este paso calcularemos el aporte de vapor que proporcionará el cabeceero de baja presión de la Planta

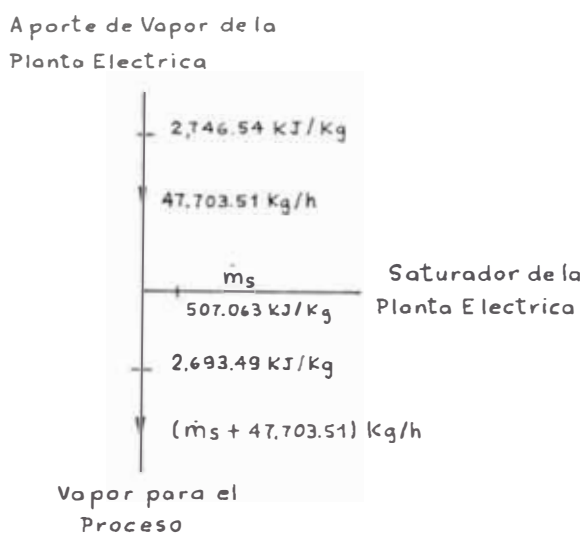
Eléctrica y que serán usados para el proceso de elaboración de azúcar, el diagrama N° 5.10 muestra un resumen de la distribución de vapor desde el cabece-ro de alta presión de la Planta Eléctrica según esta alternativa.

DIAGRAMA N° 5.10 - DISTRIBUCION DE VAPOR DESDE EL CABECERO DE ALTA PRESION DE LA PLANTA ELECTRICA, SEGUN ALTERNATIVA I



$$\begin{aligned} \text{Aporte para el proceso} &= (52000 + 1821.76 + 2262) - 8380.25 \\ &= 47,703.51 \text{ Kg/h} \end{aligned}$$

Es necesario tener en cuenta que este vapor deberá ser saturado con el saturador correspondiente a la Planta Eléctrica



Aplicando las leyes termodinámicas, tenemos :

$$\dot{m}_s = 507.063 + 47,703.51 \times \frac{2,746.54 - (47,703.51 + s)}{2,693.49}$$

$$m_s = 1157.37 \text{ Kg/h}$$

11. Finalmente calcularemos el flujo total de vapor que va al proceso :

Cabecero de trapiche	48,808.81 Kg/h
Saturador de trapiche	3,236.00 Kg/h
Cabecero de planta eléctrica	47,703.51 Kg/h
Saturador de planta eléctrica	1,157.37 Kg/h
Vapor total para el proceso	100,905.69 Kg/h

Tal como se puede observar el vapor total para el proceso ha resultado mayor al vapor realmente requerido por el proceso, que es de 93,529.70 Kg/h, habiendo un excedente de 7,375.99 Kg/h. La única manera de lograr el equilibrio sería disminuyendo la carga eléctrica en el nuevo turbogenerador, por debajo de los 6500 KW, esto significaría que se tendría que usar un grupo diesel para que cubra la diferencia con el siguiente consumo de petróleo, lo cual no buscamos como solución, ó caso contrario condensar este excedente de vapor de alguna manera.

Consumo de bagazo

El consumo de bagazo correspondiente al caldero N° 5 de la sección de 27.45 bar/611°K fué calculada en el paso N° 4 del presente cálculo, para lo cual se utiliza la relación vapor producido/bagazo consumido deducido en el punto 2.3.10.2 considerando una eficiencia del caldero del 78%, es decir 22,815.13 Kg/h.

Para el cálculo del consumo del bagazo correspondiente al nuevo caldero, el cual generará vapor a las condiciones de 41.45 bar/673°K, será necesario calcular primeramente la relación vapor generado/bagazo consumido, siguiendo el mismo método utilizado en el punto 2.3.10.2. correspondiente a la Capacidad de Generación de Vapor en base al bagazo disponible para el que con

sideraremos una eficiencia del 78%.

$$n_c = \frac{\dot{m}_v(h_2 - h_1)}{\dot{m}_c \text{ V.C.N.}}$$

n_c = eficiencia del caldero, 78%

\dot{m}_v = flujo de vapor generador en el caldero

\dot{m}_c = flujo de bagazo consumido

V.C.N = valor calorífico neto del bagazo, 7,667.78
KJ/Kg

h_2 = entalpía del vapor a la salida del caldero a 41.36 bar/673°K, 3,203.20 KJ/Kg

h_1 = entalpía del agua de alimentación a 394.11 °K, 507.06 KJ/Kg

Por lo tanto tenemos :

$$\frac{\dot{m}_v}{\dot{m}_c} = 2.2106$$

Teniendo la cantidad de vapor a generar en el nuevo caldero determinado en el paso N° 7 del presente cálculo, $mt_2 = 55,974.63$ Kg/h, el consumo de bagazo correspondiente es de 25,321.012. Por lo tanto el consumo total de bagazo para la presente alternativa se

ra : $\dot{m}_b = 48,136.142$ Kg/h

Exceso de bagazo = 58 - 48.136 = 9.863

Consumo específico de combustible para producción de energía eléctrica:

Vapor para el nuevo turbogenerador - 52000 Kg/h

Potencia eléctrica generada - 6500 KW

Teniendo estos datos y la relación vapor generado por unidad de bagazo, tenemos

$$C_{ec} = \frac{52000}{2.2106 \times 6500} = 3.619 \text{ Kg/KWh}$$

Eficiencia térmica del ciclo de vapor del ingenio:

$$n_{tc} = \frac{\text{Energía efectiva útil}}{\text{Energía suministrada al ciclo}} = \frac{U}{Q_c}$$

Valor calorífico neto del bagazo (V.C.N.) = 7,657.657 KJ/Kg

Consumo de bagazo (\dot{m}_b) = 48,136 Kg/h

Por lo tanto :

$$Q_c = 48,136 \times 7,657.657 \text{ KJ/Kg}$$

$$Q_c = 368,608.987 \text{ MJ/Kg}$$

Energía efectiva útil (U)

a) Planta Eléctrica

Nuevo turbogenerador - 6500 KW - 23,400.00 MJ/Kg

b) Sección Trapiche

Energía en las turbinas = 6 x 615.25 HP - 10,481.641 MJ/Kg

c) **Proceso de elaboración**

Flujo de vapor en el escape de las turbinas -
96,512.32 Kg/h

Calor de vaporización a la presión de 2.06 bar -
2,167.25 KJ/Kg

Energía útil - 209,166.325 MJ/Kg

Por lo tanto

U - 243,047.966 MJ/Kg

n_{tc} - 66%

El diagrama N° 5.11 nos muestra en resumen los resultados de los cálculos correspondientes a esta Alternativa de solución al Problema Energético Actual y Futuro de la CAA Pucalá.

De acuerdo al análisis realizado llegamos a la conclusión que el nuevo turbogenerador y caldero correspondiente a esta alternativa, deberá cumplir con las siguientes especificaciones básicas :

TURBOGENERADOR

Tipo	Contrapresión
Potencia	7000 KW
Vapor en la admisión	41.96 bar/673°K
Vapor en el escape	2.06 bar
Consumo de vapor	56 ton/h
Eficiencia termodinámica	82%
Eficiencia electromecánica	95%
Tensión de generación	4.16 KV
Factor de potencia	0.8

Este turbogenerador debe tener la posibilidad de tra

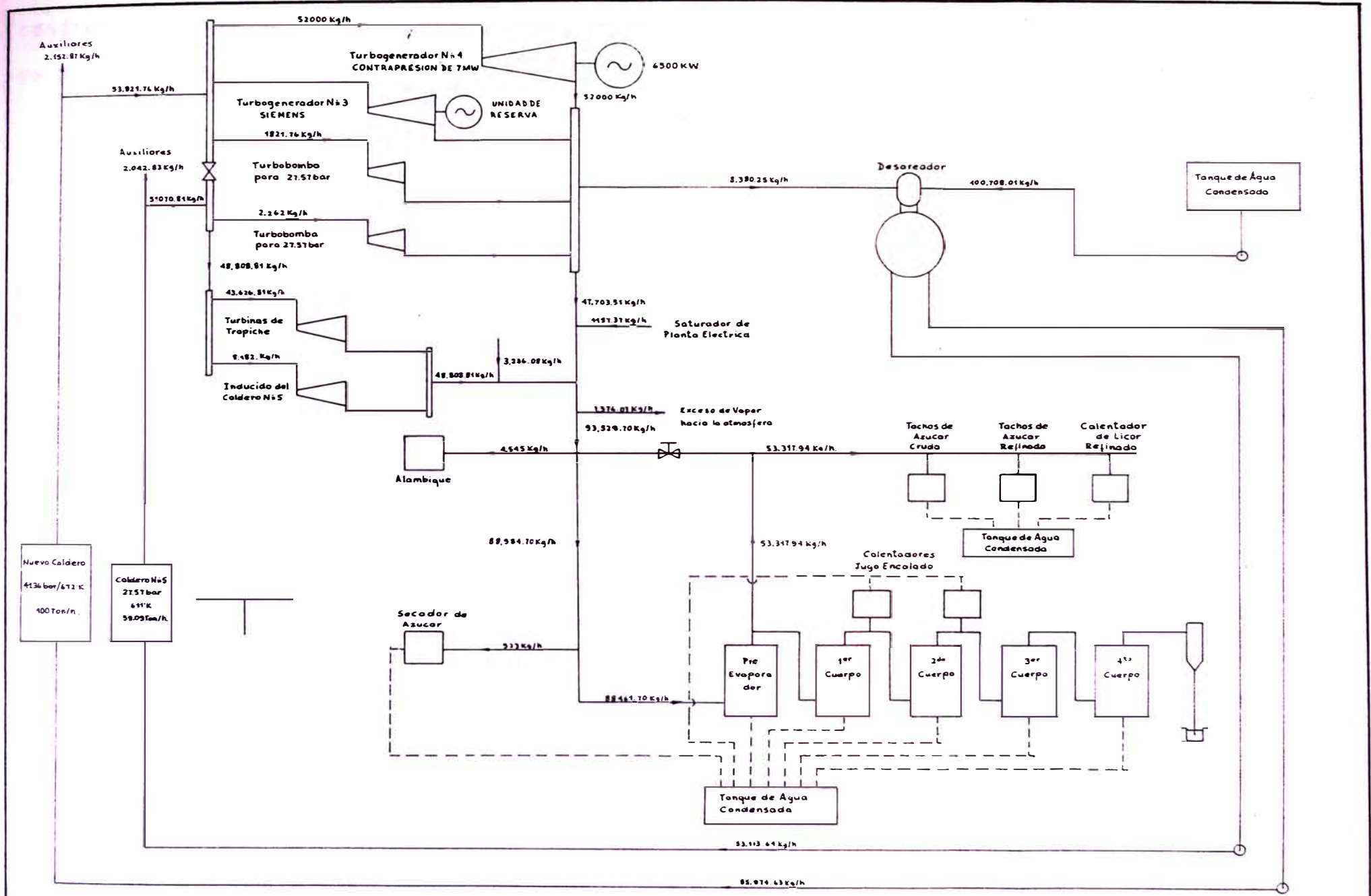


Diagrama N°5.11 : ALTERNATIVA I PARA LA SOLUCION DE LA PROBLEMÁTICA ENERGÉTICA ACTUAL Y FUTURA DE LA CAA PUCALA

bajar con vapor de 27.57 bar/611°K para estas nuevas condiciones, el fabricante deberá especificar la nueva potencia del turbogenerador

CALDERO

- Tipo : Acuotubular
- Condiciones de vapor a generar : 41,36 bar/673°K
- Capacidad de generación de vapor : 80 ton/h
- * Combustibles a usar : Bagazo al 50% de humedad
- Petróleo bunker N° 6
- Eficiencia del caldero usando bagazo : 78-85%
- Temperatura del agua de alimentación : 394.11°K
- * Deberá tenerse en cuenta que normalmente ambos combustibles no se usarán en forma simultánea.

Esta alternativa considera la adición de grupos eléctricos en la Central Eléctrica de Batangrande para así abastecer localmente la carga eléctrica proyectada para el suministro eléctrico de los nuevos pozos, los cuales se pondrían en operación con el consiguiente aprovechamiento de nuevas tierras incorporadas para la ampliación de la frontera agrícola. La descripción de esta central será la misma que la considerada para la alternativa "0".

5.2.2. Cálculo estimativo del consumo de combustibles según Alternativa 1

Esta Alternativa considera que las necesidades de energía de Pucalá serán abastecidas usando el bagazo para la generación de vapor de alta presión - en el ingenio y por consiguiente la generación de energía eléctrica, mediante el turbogenerador del tipo contrapresión de 7 MW quedando la central térmica de Patapo en standby.

La central térmica de Batangrande seguiría trabajando en servicio continuo, abasteciendo de energía eléctrica a la ampliación agrícola correspondiente, usando como combustible el petróleo diesel N° 2.

a.1. Generación de energía durante los días normales de molienda

Los cálculos a realizar seguirán la misma metodología aplicada para el caso de la Alternativa "0".

a.1.1. Consumo de bagazo

Al igual que en el caso de la alternativa "0" el sistema de generación de energía de esta alternativa es un sistema netamente cogenerativo en el que el consumo de vapor por el proceso es el factor principal que determina la cantidad de vapor a generar - en la sección calderos, y por consiguiente del consu

mo de bagazo.

Es así que de acuerdo al análisis realizado para el ciclo de vapor de la presente alternativa, en el cual se considera una demanda máxima de energía eléctrica de 6500 KW, se obtuvieron los siguientes parametros :

Vapor total a generar en la sección calderas	mt - 105,088 ton/h
Consumo de bagazo en la sección calderas	mb - 48,136 ton/h

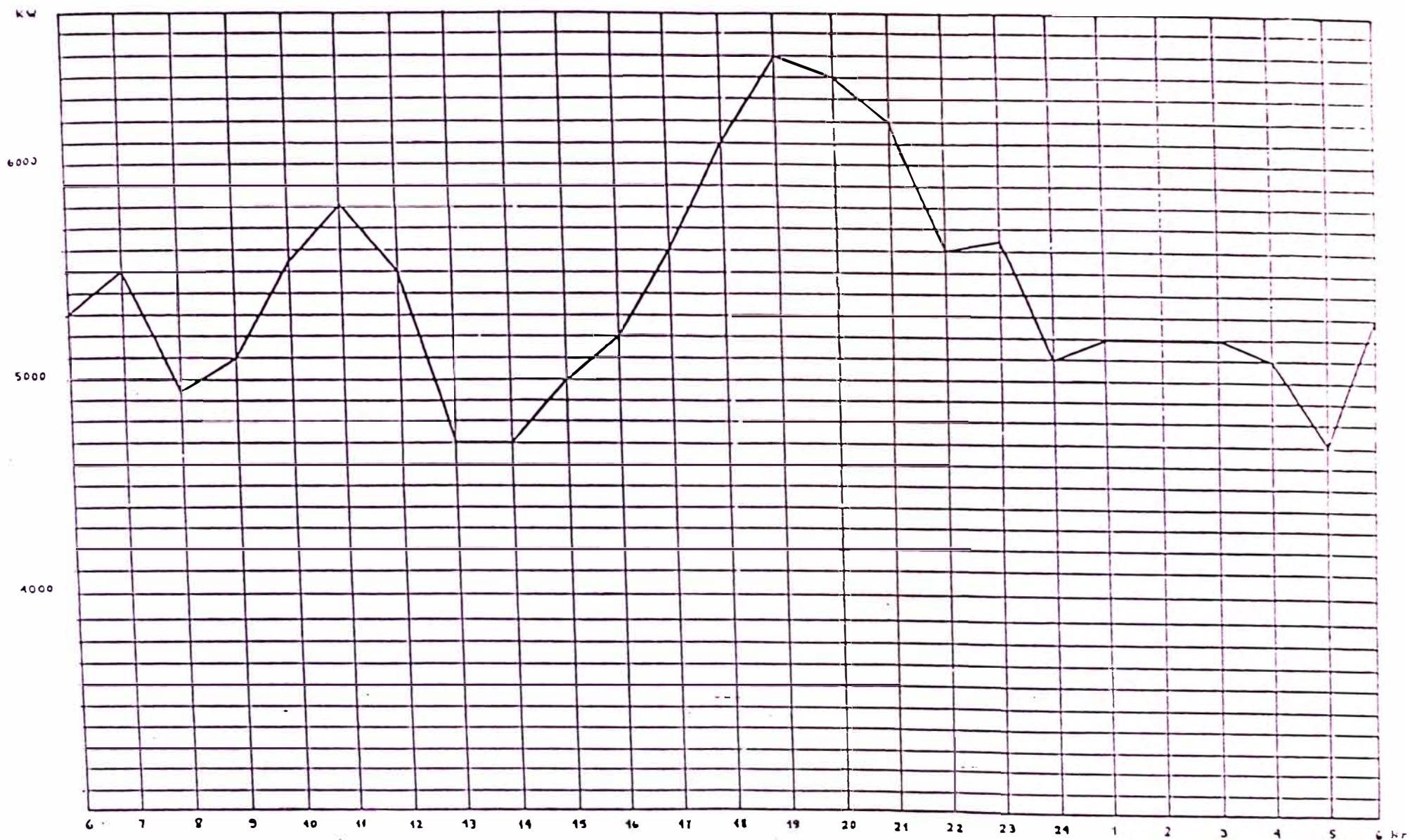
Por lo tanto considerando los 259 días de Molienda - Normal, durante las 24 horas del día, el consumo de bagazo será

$$\dot{m}b_1 - 48.136 \times 24 \times 259$$
$$\dot{m}b_1 - 299,214.246 \text{ toneladas}$$

El diagrama N° 5.12 nos muestra el comportamiento de la carga eléctrica en el turbogenerador de 7 MW seleccionado y que actualmente es abastecido por los - turbogeneradores Nros. 2 y 3 y grupos electrógenos - de la Planta Térmica de Patapo.

a.1.2. Consumo de petróleo diesel N° 2 y aceite lubricante

Según la presente alternativa, durante los días normales de molienda, las únicas unidades que consumirían combustibles fósiles serían los grupos



Energía Generada por día: 430,060 kWh

Diagrama N° 5.12: CARGA ELECTRICA ABASTECIDA POR EL TURBOGENERADOR
A CONTRAPRESION DE 7 MW EN UN DIA NORMAL DE MOLIENDA

electrógenos de la central térmica de Batangrande.

Energía generada en Batangrande: 50,100 KWH/día

Nº de días normales de molienda: 259

Consumo específico de combustible: 0.0901 galones/KWH

Consumo específico de aceite : 5.05 gal/10,000 KWH

Consumo de petróleo diesel Nº 2: 1'169,128.59 galones

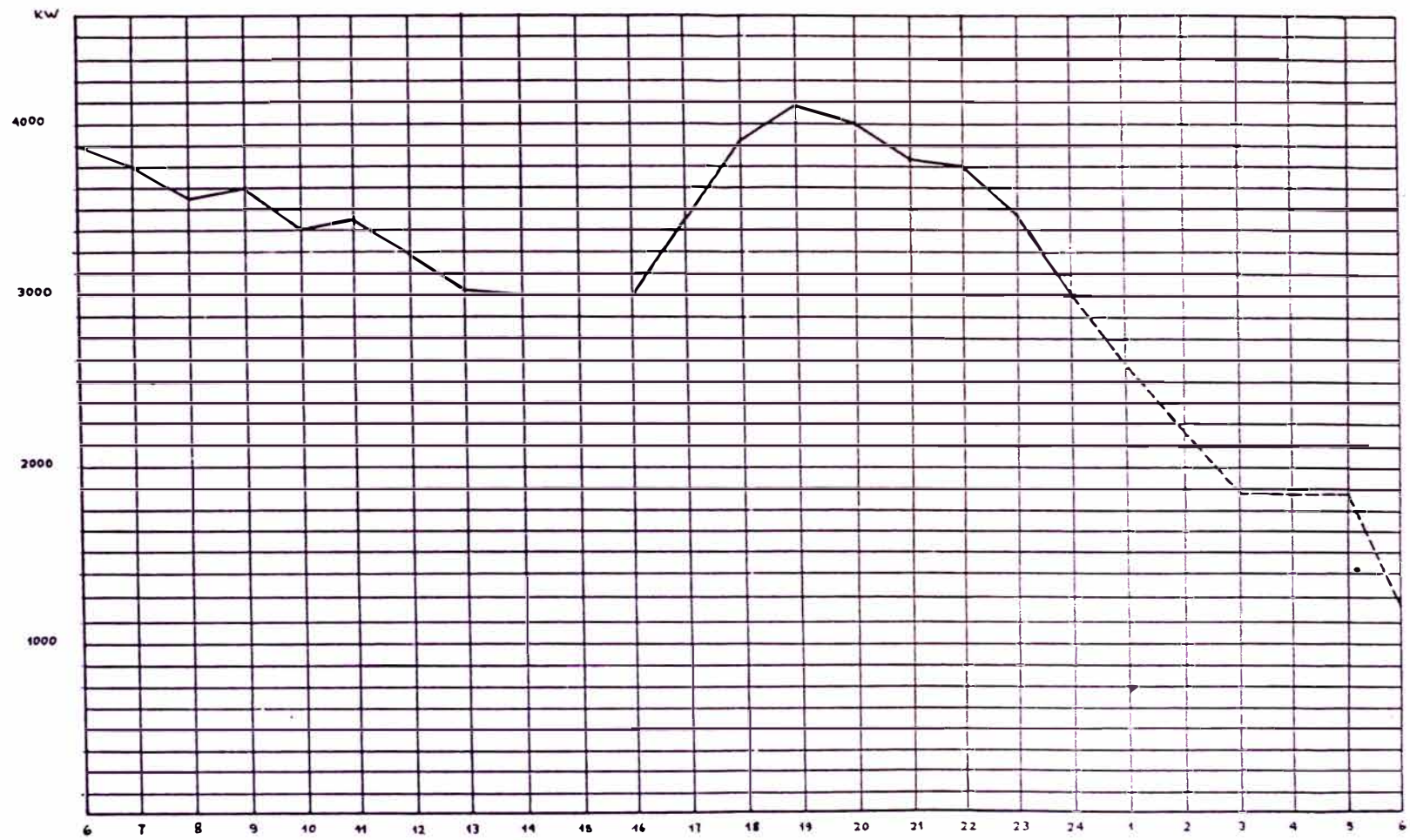
Consumo de aceite lubricante : 6,552.829 galones

a.2. Generación de energía durante los días de para da quincenal

Al igual que en el caso de la alternativa "0", consideraremos que en el primer día de parada el turbogenerador de 7 MW saldría fuera de línea a las 24 horas, cortando de esta manera el vapor hacia los evaporadores. A partir de esta hora se generaría energía eléctrica con los grupos electrógenos de la Central Térmica de Patapo y de la Central Térmica de Batangrande.

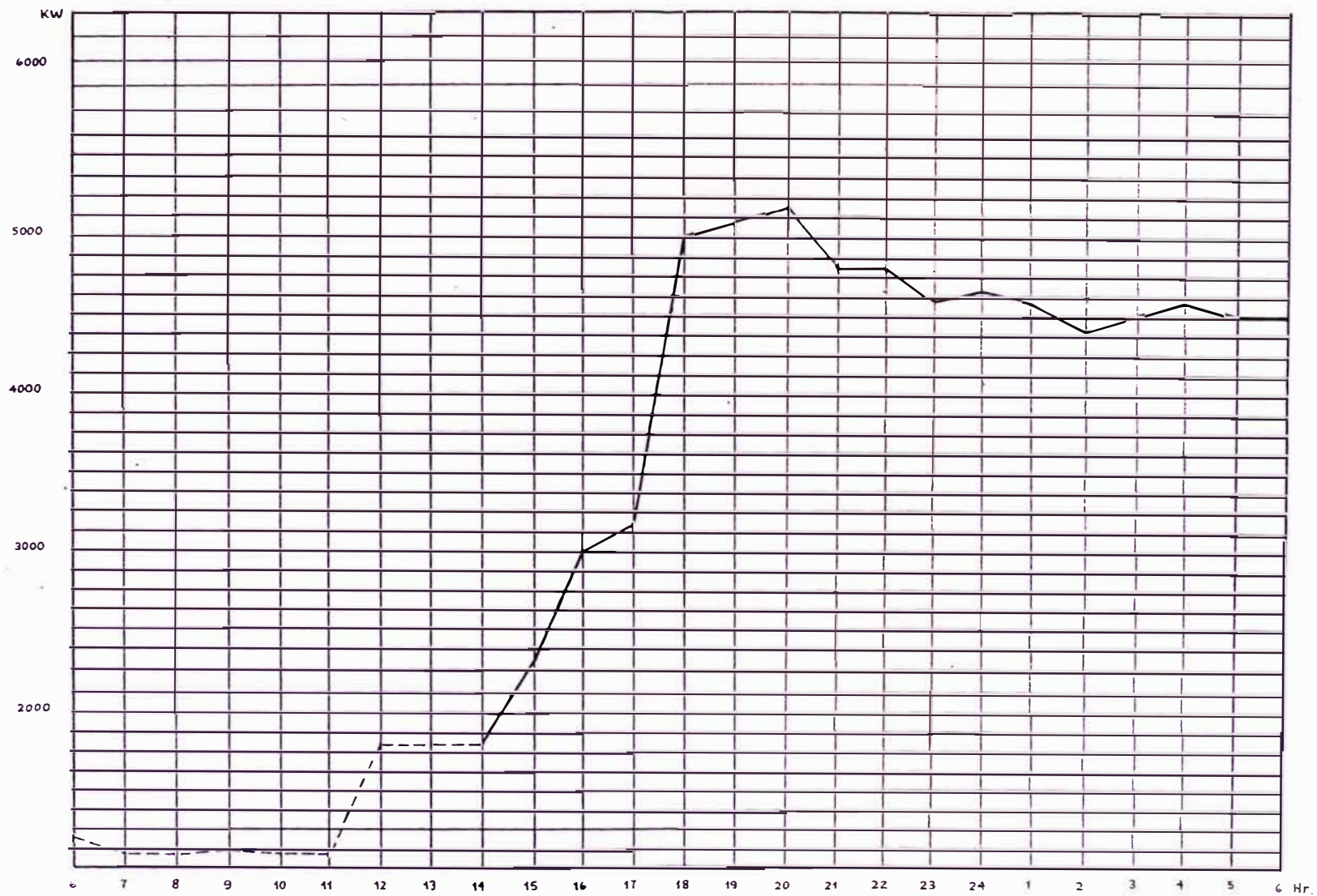
En el segundo día el turbogenerador entraría en línea a las 15 horas quedando la central térmica de Patapo nuevamente en standby.

Los diagramas Nros. 5.13 y 5.14 nos muestran el posi
ble comportamiento de la carga eléctrica de la CAA Pucala en los días de parada y arranque de fábrica - respectivamente.



Unidad de Generacion	Energia Generada	Diagrama
Turbogenerador de 7MW	66.470 KWH/dia	—————
Grupos Electrogenos	10.200 KWH/dia	-----
Total	76.670 KWH/dia	

Diagrama N°5.13: COMPORTAMIENTO DE LA CARGA ELECTRICA DE LA CAA PUCALA EN UN DIA DE PARA DE MOLIENDA, ABASTECIDA POR EL TURBOGENERADOR DE 7MW Y GRUPOS ELECTROGENOS



Unidad de Generacion	Energia Generada	Diagrama
Turbogenerador de 7MW	69.850 kWh / dia	—
Grupos Electrogenos	12.120 kWh / dia	- - -
Total	81.970 kWh / dia	

Diagrama N° 5.14: COMPORTAMIENTO DE LA CARGA ELECTRICA DE LA CAA PUCALA EN UN DIA DE ARRANQUE DE MOLIENDA, ABASTECIDA POR EL TURBOGENERADOR DE 7MW Y LOS GRUPOS ELECTROGENOS ACTUALES

En cuanto al anexo Batangranda su diagrama de carga seguirá siendo el mismo.

a.2.1. Consumo de bagazo

Consideraremos igualmente como el 10% del consumo anual obtenido durante los días normales de molienda, es decir :

$$\dot{m}b_2 = 10\% \dot{m}b_1 = 29,921.424 \text{ toneladas}$$

a.2.2. Consumo de petróleo diesel N° 2 y aceite lubricante

Igualmente al cálculo realizado en el punto a.1.2., tenemos :

Energía generada en Patapo	:	22,420 KWH/parada
Energía generada en Batangranda	:	100,200 KWH/parada
Consumo específico de combustible:		0.0901 galones/KWH
Consumo específico de aceite	:	5.05 gas/10,000 KWH
N° de paradas quincenales al año		20
Consumo de petróleo	:	220,961.24 galones
Consumo de aceite	:	1,238.46 galones

a.3. Generación de energía durante los meses de parada anual

Las consideraciones serán las mismas que las tomadas para el caso de la alternativa "0", incluyendo la necesidad de adquirir un nuevo grupo electrógeno de 1000 KW a ser instalado en la central térmica

de Patapo.

Consumo de petróleo diesel N° 2 : 595,502.435 galones
 Consumo de aceite lubricante : 3,337.721 galones

En el cuadro N° 5.02 se muestra el resultado de los consumos de bagazo, petróleo diesel N° 2 y lubricantes correspondientes a esta alternativa.

CUADRO N° 5.02 - CONSUMO DE COMBUSTIBLES, SEGUN ALTERNATIVA I

	BAGAZO(ton)	DIESEL N° 2 (gas)	LUBRICANTES (gas)
Días normales de molienda	299,214.246	1'169,128.59	6,552.82
Paradas quincenales	29,921.424	220,961.24	1,238.46
Parada anual		595,502.435	3,337.721
TOTALES :	329,135.670	1'985,592.265	11,129.001

Para el presente caso existe un exceso anual de bagazo del orden de los 31,392.33 toneladas, ya que la disponibilidad anual del bagazo es de 360,528 toneladas, lo cual equivale a 1'418,148.508 galones de petróleo Bunker N° 6 disponibles.

Es esta una buena ventaja de la ALTERNATIVA 1, ya que queda a criterio de la Cooperativa el vender este excedente de bagazo a un costo equivalente al del petróleo Bunker N° 6 o por el contrario cambiarlo por la cantidad equivalente del petróleo.

5.3. ALTERNATIVA II

Esta alternativa consiste en determinar, principalmente, el potencial energético del ingenio, para luego en función de este análisis seleccionar la capacidad del nuevo caldero y turbogenerador. Asimismo se considerará que el suministro energético total de la CAA Pucalá, incluyendo el anexo Batangrande, con su respectiva ampliación agrícola, será solo el proveniente del ingenio con el uso exclusivo del bagazo como único combustible, quedando los grupos diesel como grupos de emergencia. Es decir, se está considerando la interconexión de los sistemas eléctricos de Pucalá y Batangrande, mediante la línea de transmisión de 60 KV.

En esta alternativa se considerará la selección de un turbogenerador del tipo extracción-condensación con una eficiencia termodinámica del 82% y eficiencia electromecánica de 95%. Asimismo se seleccionará un nuevo caldero con una eficiencia garantizada de 78% o más usando bagazo con una humedad del 50%.

La capacidad de cada una de éstas será determinada en función principalmente del potencial energético del ingenio. Asimismo se considerará que ambas unidades trabajarán a las condiciones de vapor de 41.36

bar/673°K, dando la posibilidad de que el turbogenerador también pueda trabajar con vapor de 27.57 bar /611°K.

El hecho de seleccionar estas unidades energéticas de mejores eficiencias y mayores presiones de vapor nos permitirán obtener un mayor excedente de combustible, el cual nos servirá para producir energía eléctrica adicional usando un turbogenerador del tipo extracción-condensación, el cual deberá cumplir con suministrar el vapor requerido por el proceso y a su vez suministrar toda la energía eléctrica requerida por la CAA, incluyendo la futura carga eléctrica de Batangrande, la cual sería abastecida mediante la línea de transmisión de 60 KV. Es así que el único combustible a utilizar sería el bagazo con una humedad del 50%.

Finalmente, al igual que en la alternativa I, el caldero N° 5 serviría para suministrar el vapor requerido por la sección Trapiche a las condiciones - de 27.57 bar/611°K quedando los calderos viejos como reserva. El turbogenerador N° 3 quedaría como unidad de reserva conectado al cabecero de 41.36 bar junto con el nuevo turbogenerador. Los turbogeneradores Nros. 1 y 2 quedarían como reserva conectados en el cabecero de 27.57 bar.

Tal como se explicó anteriormente, el cabecero de alta presión de la planta eléctrica deberá ser dividida para que parte de él trabaje a 27.57 bar y la otra a 41.36 bar tal como se ha descrito anteriormente y se muestra en el diagrama N° 5.15.

5.3.1. Método de cálculo y consideraciones para la determinación del potencial energético del Ingenio azucarero de la CAA Pucalá

Los pasos del 1° al 4° serán los mismos a los que se siguieron en el método de cálculo de la alternativa 1.

5 El consumo de bagazo requerido por la sección de vapor de 27.57 bar ha sido de 22,815.13 Kg/h. Se recordará que la cantidad de bagazo disponible para un ritmo de molienda de 160 ton/h con fibra % caña. de 15.33 y fibra % bagazo de 42.30% es de 58,000 Kg/h.

Por lo tanto nos quedaría la siguiente cantidad de bagazo para producir vapor a 41.36 bar/672°K

$$\dot{m}_b - 58.000 - 22,815.13 \text{ Kg/h}$$

$$\dot{m}_b - 35,184.87 \text{ Kg/h}$$

6. A continuación procederemos a calcular la cantidad de vapor que se puede generar con los

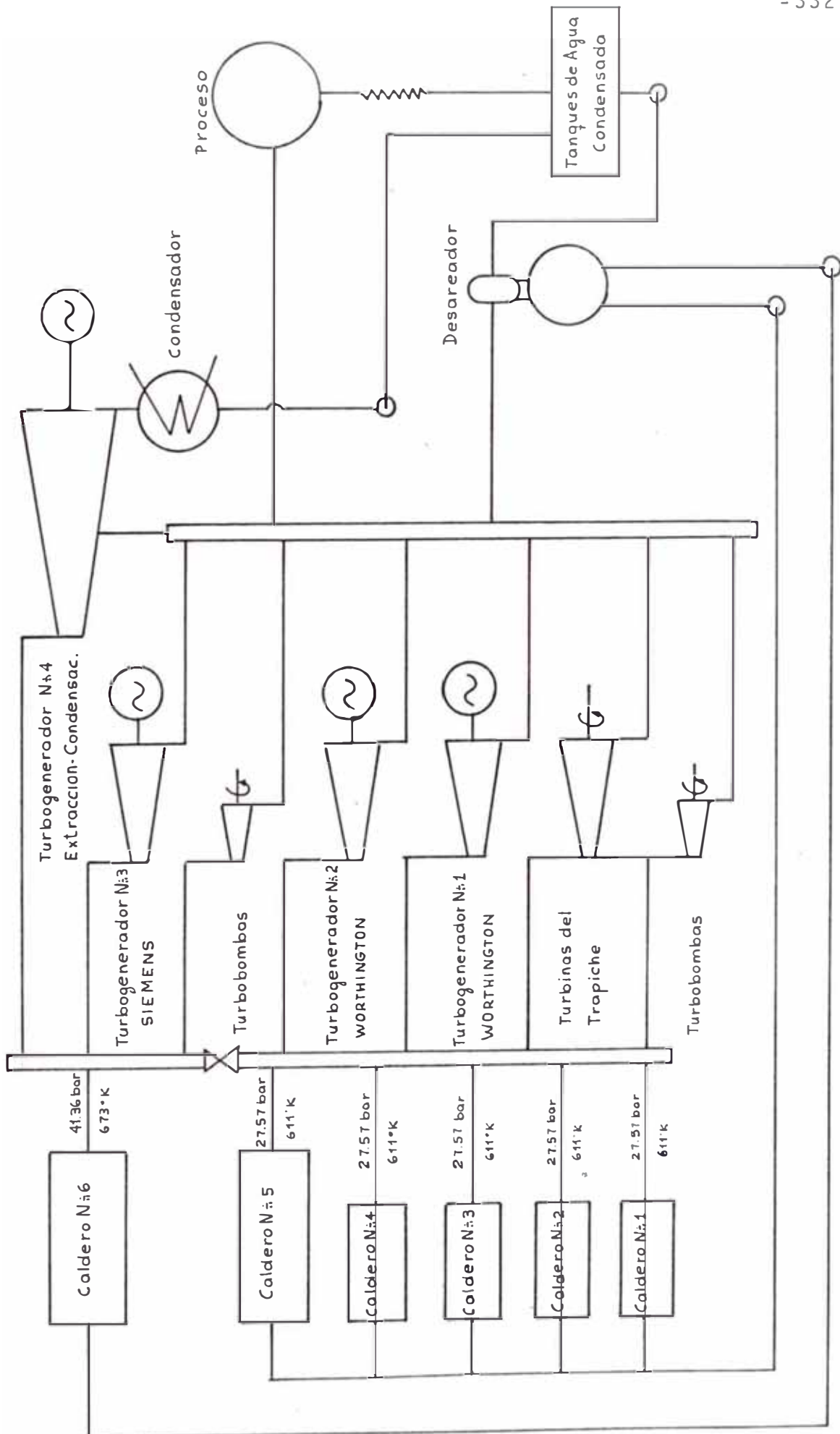


Diagrama N.º 5.15 DISPOSICION ESQUEMATICA DEL CABECERO DE ALTA PRESION SEGUN ALTERNATIVA II

35,184.87 Kg/h de bagazo, usando un nuevo caldero con eficiencia del 78%, siendo las condiciones de vapor de 41.36 bar/673°K usando agua de alimentación con temperatura de 394.11°K, por lo que determinaremos la relación vapor producido/unidad de bagazo, \dot{m}_v/\dot{m}_c , usando la fórmula - para el cálculo de la eficiencia de la caldera:

$$n_c = \frac{\dot{m}_v(h_2 - h_1)}{\dot{m}_c \times \text{VCN}}$$

donde: n_c = eficiencia de la caldera, 78%

VCN = valor calorífico neto del bagazo, 761.24 KJ/Kg

h_2 = entalpía del vapor a la salida del caldero, 3203.19 KJ/Kg

h_1 = entalpía del agua de alimentación 507.06 KJ/Kg

Por lo tanto:

$$\frac{\dot{m}_v}{\dot{m}_c} = 2.2106$$

Por lo tanto usando esta relación podemos determinar la cantidad de vapor que se puede generar con los 35,184.87 Kg/h de bagazo.

$$\dot{m}_v = 35,184.87 \times 2.2106$$

$$\dot{m}_v = 77,780.8 \text{ Kg/h}$$

Es así que a partir de este resultado podríamos

adelantar la selección de un caldero nuevo con una capacidad aproximada de 100 ton/h de vapor a 41.36 bar/672°K.

7. La cantidad de vapor anteriormente determinado será utilizado exclusivamente en alimentar el turbogenerador del tipo extracción-condensación el cual deberá proporcionar parte del vapor requerido por el proceso a través de su extracción. A continuación dimensionaremos las turbobombas que se encargarán de alimentar de agua al nuevo caldero, para lo cual consideraremos la capacidad del nuevo caldero 100 ton/h. Con este valor acudimos al diagrama N° 2.17, el cual nos proporciona los HP requeridos por los auxiliares de los calderos :

$$HP = 450 \times \frac{614.7}{1000} = 276.615$$

Luego calcularemos el consumo específico de vapor de la turbina a contrapresión que trabaje a las condiciones de vapor de 41.36 bar/672°K y con un escape de 2.06 bar. El consumo específico está dado por la siguiente expresión

$$C_{ev} = \frac{2680}{n_t'(h_o - h_f)} \text{ Kg/HPH}$$

donde: n'_t - eficiencia total de la turbina

h_o - entalpía inicial del vapor, 1380
Btu/lb (765.07 Kcal/Kg)

h_f - entalpía final del vapor, 1131 Btu/
lb (627.02 Kcal/Kg)

La eficiencia total de la turbina será determinada con la ayuda de los diagramas Nros. 5.07, 5.08 y 5.09.

Primero dimensionaremos a la turbina con una potencia de 300 HP, girando a 4000r.p.m. y del diagrama N° 5.08 obtendremos los factores de corrección por presión de entrada $f_1 - 0.925$ y por sobrecalentamiento $f_2 - 1.054$. Del diagrama N° 5.09 obtenemos los factores de corrección de la relación de presión en función de los HP, $f_3 - 1$, y en función de las r.p.m., $f_4 - 1.00$, Por lo tanto la eficiencia total de la turbina será :

$$n'_t = f_1 \cdot f_2 \cdot f_3 \cdot f_4 \cdot n_h$$

$$n'_t = (0.925)(1.054)(1)((1)(0.47)$$

$$n'_t = 45.82\%$$

Entonces:

$$C_{ev} = 22.26 \text{ lb/HPH} = 10.11 \text{ Kg/HPH}$$

Considerando el 2% en pérdidas mecánicas, la eficiencia termodinámica de la turbina será :

$$n_t = \frac{0.4582}{0.98} = 0.4675$$

$$n_t = 46.75\%$$

La entalpía en el escape de esta turbina h'_f se calculará con la siguiente expresión

$$n_t = \frac{h_0 - h'_f}{h_0 - h_f}$$

entonces :

$$h'_f = 2932.937 \text{ KJ/Kg}$$

El consumo de vapor por la turbobomba sería :

$$\dot{m}_v = 300 \text{ HP} \times 10,11 \text{ Kg/HPH}$$

$$\dot{m}_v = 3,033 \text{ Kg/h}$$

8. Teniendo el flujo de vapor consumido por las turbobombas podremos determinar por simple diferencia la cantidad de vapor que quedaría exclusivamente para el nuevo turbogenerador :

Vapor a generar = 1.04 (vapor para turbobombas
+ vapor para turbogenerador)

$$77,780.8 = 1.04 (3,033 + \dot{m}_v)$$

$$\dot{m}_v = \frac{77,780.8}{1.04} - 3,033$$

$$m_v = 71,756.23 \text{ Kg/h}$$

9. En este punto procederemos a determinar el potencial energético del ingenio, para lo cual

primero debemos determinar el flujo de vapor extraído, de la etapa de alta presión de la turbina y que cumpla con los requerimientos de vapor para el proceso.

Para esto debemos tener en cuenta la siguiente igualdad : Vapor para el proceso + vapor desareador - vapor turbinas a contrapresión + extracción

donde : vapor para el proceso - 93,529.70 Kg/h
vapor para el desareador - a determinar
vapor turbinas a contrapresión = 54,103.81 Kg/h

Este último es el aporte de las turbobombas y de las turbinas de trapiche.

Esta igualdad se basa en el diagrama N° 5.16 y que muestra la distribución de vapor desde los cabece - ros de alta presión de Planta Eléctrica y Trapiche. Se sabe que la eficiencia termodinámica del turbogenerador es del 82%, por lo tanto, podemos determinar la entalpía real del vapor de extracción

$$n_t = \frac{h_o - h_f'}{h_o - h_f}$$

donde : n_t - eficiencia termodinámica del turbogenerador, 82%

h_o - entalpía inicial del vapor, 3203.203 KJ/Kg

h_f - entalpía final del vapor, 2,625.232 KJ/Kg

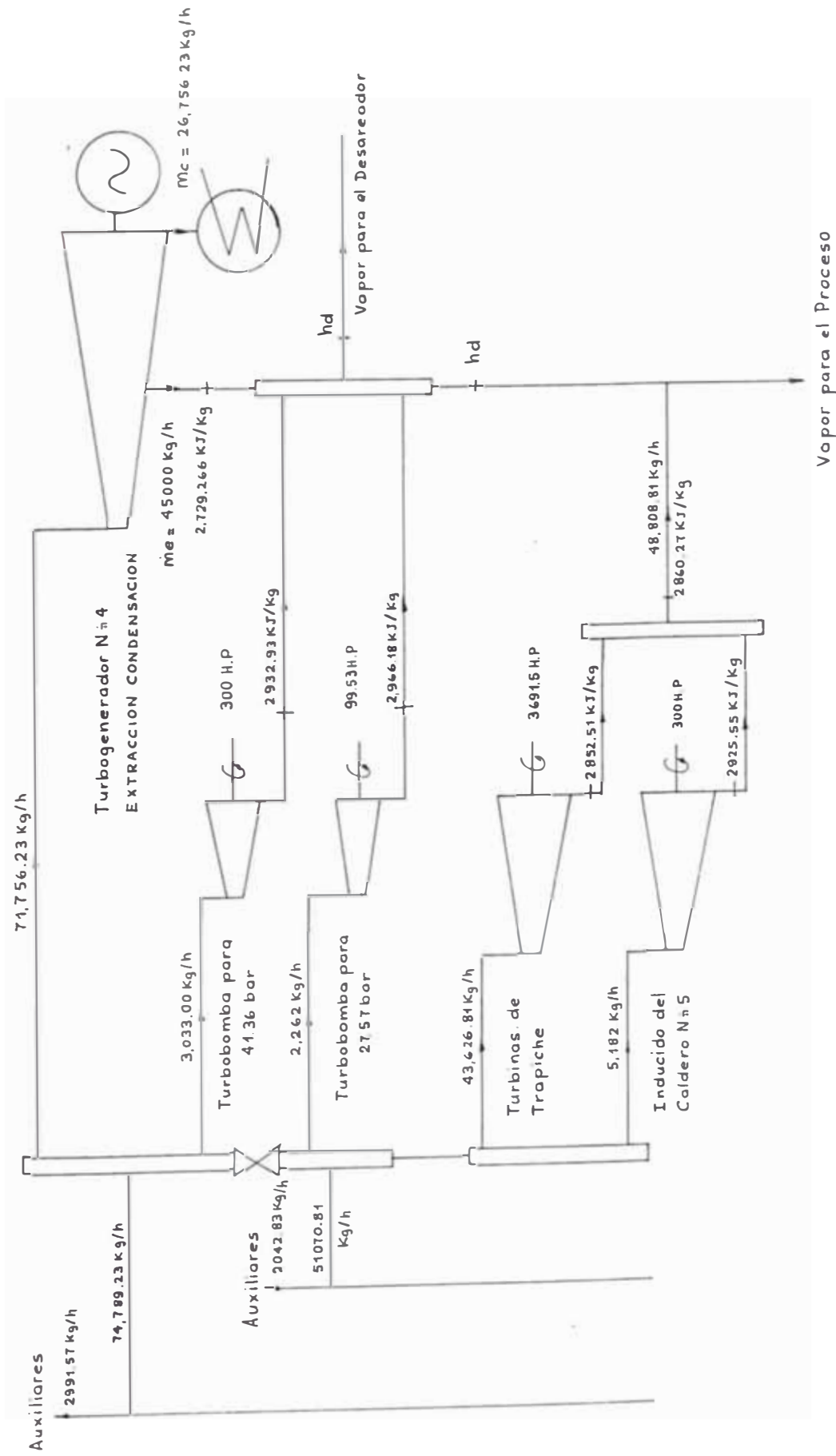


Diagrama N.º 5.16 : DISTRIBUCION DEL VAPOR DESDE EL CABECERO DE ALTA PRESION DE LA PLANTA ELECTRICA

h'_f - entalpía real del vapor en la extracción.

Por lo tanto :

$$h'_f = 2729.266 \text{ KJ/Kg}$$

A continuación procederemos a considerar un flujo de extracción me igual a 45,000 Kg/h, por lo tanto la entalpía del vapor correspondiente al cabecero de baja presión de la planta eléctrica será

Vapor de extracción

Flujo de vapor : 45,000 Kg/h

Entalpía : 2,729.266 KJ/Kg

Turbobomba de 41.36 bar

Flujo de vapor : 3,033 Kg/h

Entalpía : 2932.937 KJ/Kg

Turbobomba de 27.57 bar

Flujo de vapor : 2,262 Kg/h

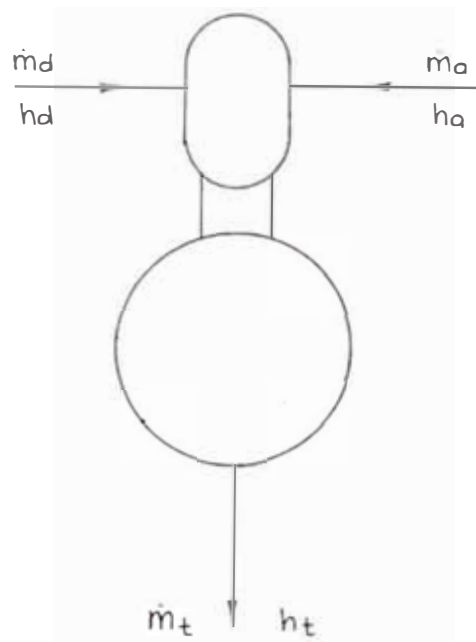
Entalpía : 2966.18 KJ/Kg

$$h_d = \frac{(45,000)(2729.266) + (3,033)(2932.937) + (2262)(2966.18)}{45,000 + 3,033 + 2,262}$$

$$h_d = 2752.201 \text{ KJ/Kg}$$

Luego procederemos a hacer los cálculos correspondientes en el desareador aplicando los fundamentos teóricos explicados en el punto 2.3.8.

DESAREADOR



\dot{m}_t , es el agua de alimentación total que sale del desareador a la temperatura de 394.11°K con una entalpía $h_t = 507.063$ KJ/Kg y está constituido por los siguientes aportes :

Turbinas sección trapiche	48,808.81	Kg/h
Turbobombas a 27.57 bar	2,262.00	Kg/h
Turbobombas a 41.36 bar	3,033.00	Kg/h
Turbogenerador	71,756.00	Kg/h
Total :	125,859.81	Kg/h

Considerando el 4% de consumo de vapor para auxiliares tenemos :

$$\dot{m}_t - 1.04 (125,859.81)$$

$$\dot{m}_t - 130,894.202 \text{ Kg/h}$$

\dot{m}_a , es el flujo de agua que viene de los tanques de agua condensada con una temperatura aproximada de 349.6°K y una entalpía correspondiente de 320,708 - KJ/Kg.

Finalmente aplicando las leyes termodinámicas en el desareador, determinaremos los valores de \dot{m}_d y \dot{m}_a :

$$\dot{m}_a + \dot{m}_d - 130,894.202$$

$$\dot{m}_a 320.70 + \dot{m}_d 2752.20 - (130,894.202) \cdot (507.06)$$

Así tenemos

$$\dot{m}_a - 120,862.207 \text{ Kg/h}$$

$$\dot{m}_d - 10,031.994 \text{ Kg/h}$$

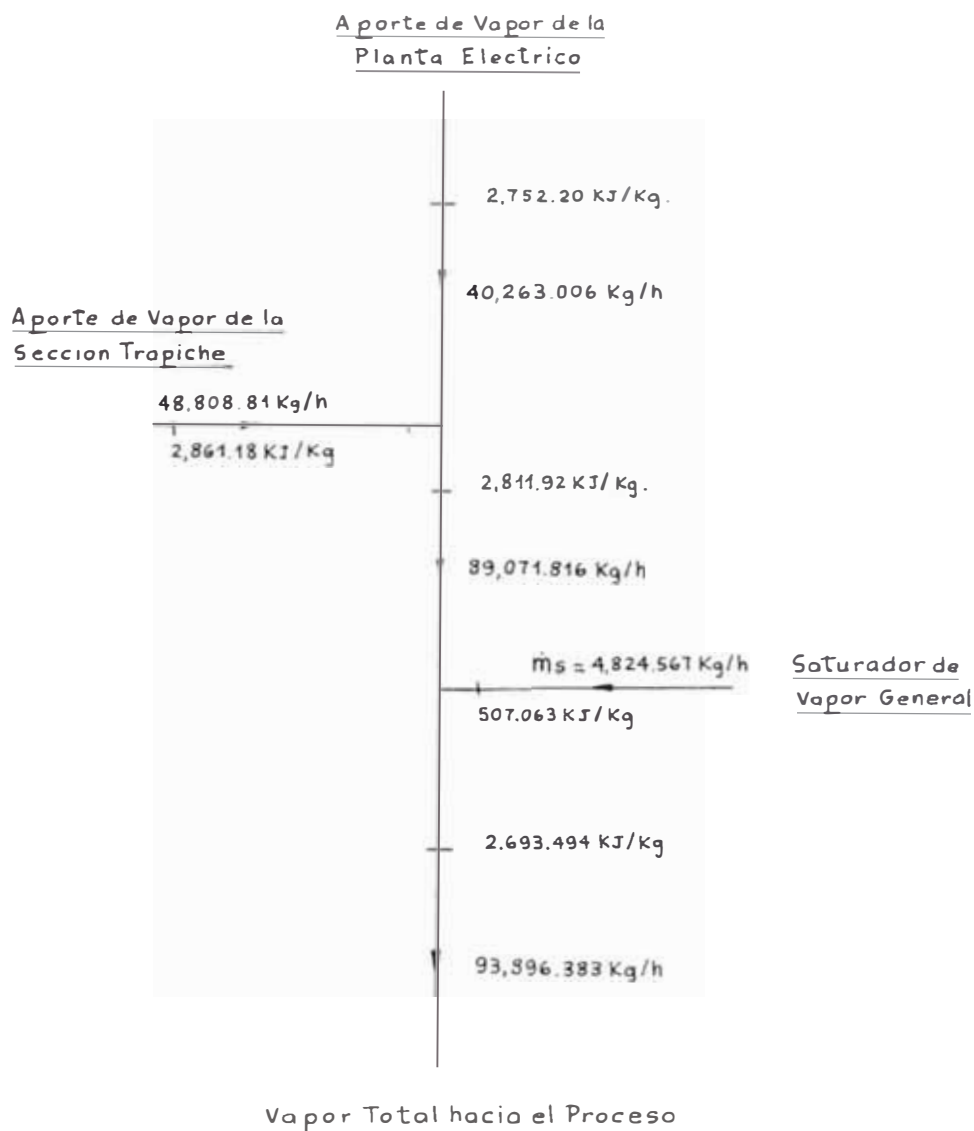
Teniendo todos estos valores obtenidos procederemos a reemplazarlos en la ecuación de igualdad que se dió en el inicio del 9° paso de cálculo :

$$\text{Vapor para el proceso} + 10,031.994 = 54,103.81 + 45,000$$

$$\text{Vapor para el proceso} = 89,071.815 \text{ Kg/h}$$

Es necesario tener en cuenta que este vapor deberá saturarse y por lo tanto, consideraremos el uso de un saturador general con el cual se adiciona un flu

jo de vapor ms :



Aplicando las leyes termodinámicas en el saturador, tenemos :

$$\dot{m}_s 507.063 + 89,071.815(2811.92) = (89,071.815 + \dot{m}_s)2,693.494$$

$$\dot{m}_s - 4,824.567$$

Finalmente, considerando el aporte del saturador general, el flujo de vapor total que va al proceso sería de 93,896.383 Kg/h, el cual ha resultado muy aproximado al requerido que como ya sabemos es de 93,529.70 Kg/h, siendo el excedente posible de ser distribuido entre los requerimientos de vapor.

Tal como puede observarse, este tipo de cálculo ha sido interactivo y por lo tanto se puede deducir que de los 71,756.00 Kg/h destinados para ser usados en el turbogenerador, 45,000 Kg/h serán para su extracción y por lo tanto el resto 26,756 Kg/h serían para la etapa de condensación.

Es así que bajo estas condiciones se cumple con cubrir los requerimientos de vapor del proceso.

A continuación podremos determinar la potencia eléctrica que se podrá obtener seleccionando el turbogenerador extracción-condensación

En primer lugar calcularemos el consumo específico de vapor, tanto a la extracción como a la condensación, para lo cual consideraremos igual eficiencia del turbogenerador para ambos casos :

$$C_{ev} = \frac{3600}{n_{tbg}(h_o - h_f)} \text{ Kg/KWH}$$

Consumo específico a la extracción (C_{ev1}) :

$$C_{ev1} = 8.00 \text{ Kg/KWh}$$

Consumo específico a la condensación (C_{ev2})

$$C_{ev2} = 4.14 \text{ Kg/KWh}$$

En este último cálculo hemos considerado que la presión de condensación es de 2" Hg absolutos. Además es necesario anotar que el vacío obtenido en el condensador depende de la temperatura del agua de enfriamiento, que en nuestro caso ha sido considerado en aproximadamente 298°K.

Por lo tanto la potencia que podremos obtener es la siguiente :

$$\text{Potencia a la condensación: } P_c = \frac{26,756 \text{ Kg/h}}{4.14 \text{ Kg/KWh}}$$

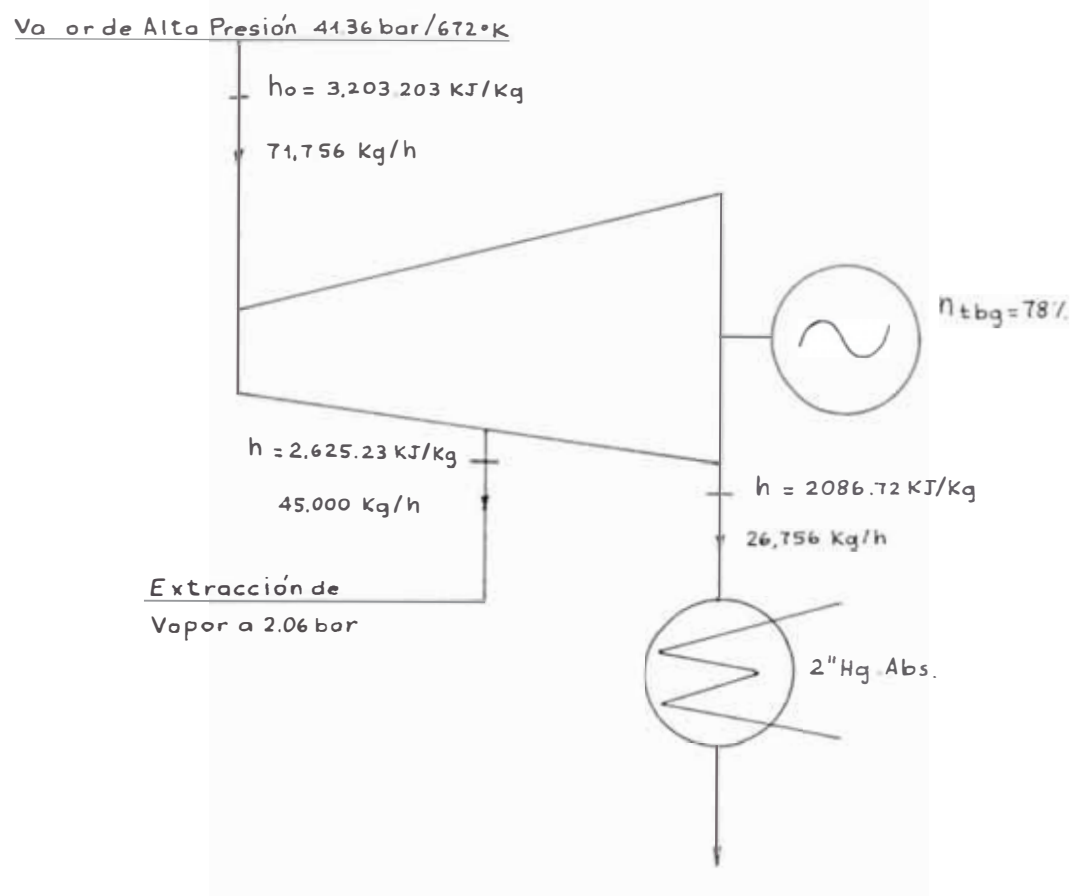
$$P_c = 6,462.80$$

$$\text{Potencia a la extracción} \cdot P_e = \frac{45,000 \text{ Kg/h}}{8.00 \text{ Kg/KWh}}$$

$$P_e = 5,625$$

El siguiente diagrama N° 5.17 nos permite visualizar las condiciones de trabajo del turbogenerador - tipo extracción-condensación para la obtención del máximo potencial energético de Pucalá.

DIAGRAMA N° 5.17 - CONDICIONES DE TRABAJO DEL TURBO GENERADOR EXTRACCION-CONDENSACION PARA EL MAXIMO POTENCIAL ENERGETICO DE PUCALA



Finalmente podemos concluir que el potencial energético del Ingenio Azucarero para un ritmo de molienda de 160 ton/h será el siguiente :

$$P_t = P_e + P_c$$

$$P_t = 12,087.80 \text{ KW}$$

Esta sería la máxima potencia eléctrica que se podría obtener en el Ingenio Azucarero de Pucalá para un ritmo de molienda de 160 ton/h con la selección de un nuevo caldero con una eficiencia del 78% y un nuevo turbogenerador del tipo extracción-condensación con una eficiencia total del 78%, ambas unidades trabajarían con vapor de 41.36 bar/672°K tal como se especificó inicialmente.

Es necesario anotar que todo el bagazo ha sido destinado para la generación de energía no quedando por lo tanto ningún excedente.

Es así que considerando que la máxima demanda eléctrica en Pucalá llegará a ser de 9000 KW, incluyendo la ampliación de la frontera agrícola, se concluye que Pucalá cuenta con suficiente potencial energético para solucionar sus problemas energéticos actuales y futuros.

De acuerdo al análisis realizado llegamos a la conclusión que el nuevo turbogenerador y caldero correspondiente a esta alternativa, deberán cumplir con las siguientes especificaciones básicas :

TURBOGENERADOR

Tipo	extracción-condensación
Potencia	10,000 KW
Vapor en la admisión	41.36 bar/672°K

Vapor en la extracción	2.06 bar
Temperatura del agua de enfriamiento para el condensador	25°C
Eficiencia termodinámica	82%
Eficiencia electromecánica	95%
Tensión de generación	4.16 KV
Factor de potencia	0.8

Este turbogenerador debe tener la posibilidad de trabajar con vapor de 27.57 bar/611°K, para estas nuevas condiciones el fabricante deberá especificar la nueva potencia del generador.

CALDERO

Tipo	: Acuotubular
Condiciones de vapor a generar	: 41.36 bar/672°K
Capacidad de generación:	100 ton/h
*Combustible a usar	: Bagazo al 50% de humedad Petróleo Bunker N° 6
Eficiencia del caldero usando bagazo	: 78% - 85%
Temperatura del agua de alimentación	: 394.11°K

* Debera tenerse en cuenta que normalmente no se usan ambos combustibles en forma simultánea.

5.3.2. Determinación del diagrama de carga del turbogenerador de 10 MW

Para estimar el comportamiento se deberá tener el valor del consumo específico de vapor a la extracción Cev_1 y el consumo específico de vapor a la condensación, Cev_2 .

$$Cev_1 - 8.00 \quad \text{Kg/KWh}$$

$$Cev_2 - 4.140 \quad \text{Kg/KWh}$$

El flujo de vapor sin extracción a plena carga (punto A del diagrama) estará dado por el producto :

$$A = Cev_2 \times KW$$

donde KW sería la máxima potencia eléctrica requerida, haciendo trabajar al turbogenerador a plena condensación, para lo cual consideraremos una carga de 8000 KW. Por lo tanto :

$$A - 4.14 \text{ Kg/KWh} \cdot 8,000 \text{ KW}$$

$$A - 33,120 \text{ Kg/h}$$

Luego determinaremos el flujo de vapor a media carga del turbogenerador trabajando a condensación, para lo cual tendremos en cuenta el factor de flujo a media carga 0.57 obtenido del cuadro N° 5.03. Multiplicamos este factor por el flujo a plena carga y obtenemos el punto B

CUADRO N° 5.03 - FACTORES DE MEDIA CARGA PARA
TURBINA A VAPOR DEL TIPO EXTRACCION SIMPLE-
CONDENSACION

Potencia, Kw (0.80 pf)	Factor, H
500	0.590
625	
750	
1000	0.585
1250	
1500	
2000	0.580
2500	
3000	
3500	0.575
4000	
5000	
6000	0.570
10000	

$$B = 0.57 \times A$$

$$B = 18,878.4 \text{ Kg/h}$$

Es así que el segmento AB es parte de la línea de Williams para la operación a condensación.

Luego determinaremos la relación Cev_2/Cev_1 en función de ésta obtendremos el factor de extracción, E, recurriendo al diagrama N° 5.18

Siendo

$$\frac{Cev_2}{Cev_1} = 0.5175 ; E = 0.57$$

El máximo flujo de extracción deseado en nuestro caso es de 45,000 Kg/h, al cual denominaremos F. El factor de extracción E, multiplicado por la máxima extracción deseada es igual a la cantidad por la cual el flujo de condensación debe ser aumentado en todas las cargas para permitir la extracción deseada y aún mantener la carga especificada en el generador. Así, el flujo a plena extracción será igual a $A + E \times F$ y está representada por el punto C.

$$C = A + E \times F$$

$$C = 33,120 + 0.57 \times 45,000$$

$$C = 58,770 \text{ Kg/h}$$

Puesto $E \times F$ es una adición hacia el flujo del condensador en todas las cargas, la línea para un flujo de extracción constante puede dibujarse a través

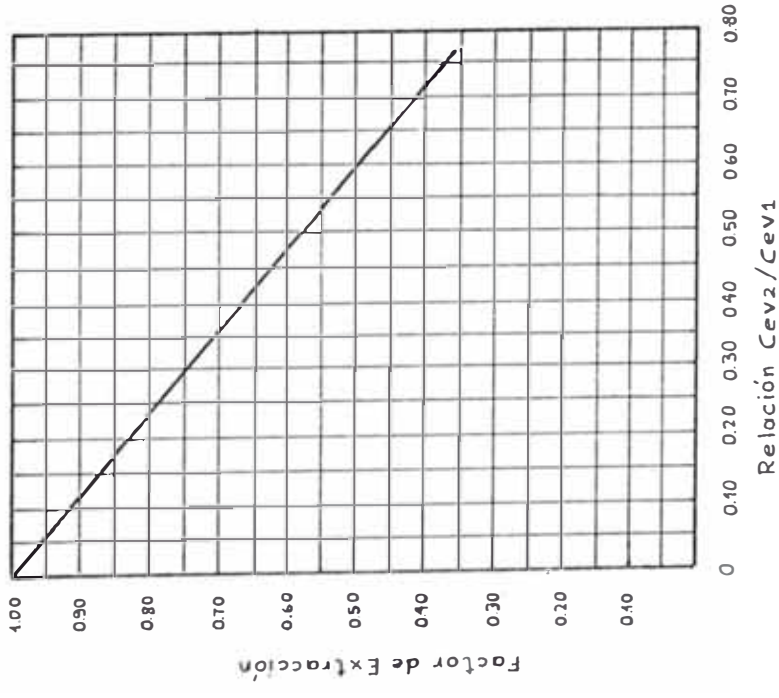


Diagrama N:5.18: FACTOR DE EXTRACCION PARA CALCULO DE EXTRACCION

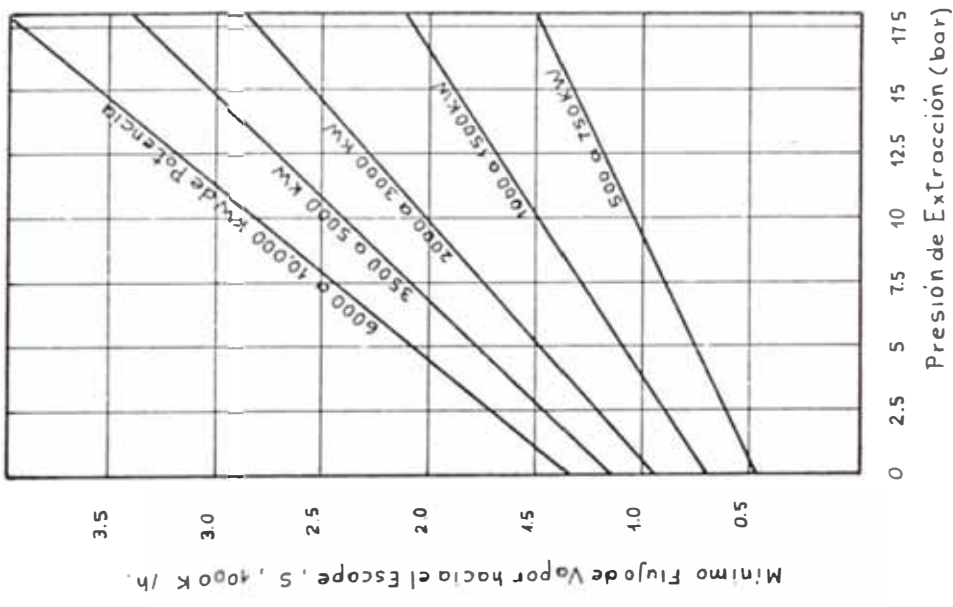


Diagrama N:5.19: MINIMO FLUJO DE VAPOR DE ENFRIAMIENTO HACIA EL ESCAPE PARA TURBINAS CON EXTRACCION

de C paralela al segmento AB a través de los siguientes puntos

Extracciones Kg/h	Kg/h
10,000	38,820
20,000	44,520
30,000	50,220
40,000	55,920
50,000	61,620

Los diferentes valores de C serán ubicados considerando que la carga eléctrica ha sido siempre de 8000 KW, con la cual se determinó el punto A. Así AC quedará dividida en incrementos iguales para proporciones iguales del flujo de máxima extracción y líneas paralelas a AB.

Para ubicar los límites izquierdos del diagrama se deberá tener en cuenta que es necesario mantener un flujo mínimo S hacia la condensación, el cual se determina según el diagrama N° 5.19 en función de la potencia y la presión de extracción, para así impedir el sobrecalentamiento de la sección de baja presión.

Entonces tenemos : Para una presión de extracción de 2.06 bar y un turbogenerador de 10 MW

$$S = 3000 \text{ lb/h} = 1,363.6 \text{ Kg/h}$$

Por lo tanto los límites izquierdos del diagrama para las diferentes extracciones, antes determinadas, tenemos :

Extracciones Kg/h	Límites izquierdos Kg/h
10,000	11,363.6
20,000	21,363.6
30,000	31,363.6
40,000	41,363.6
50,000	51,363.6

Luego procederemos a dibujar puntos sobre la línea de extracción, donde el flujo de vapor total requerido se iguala al flujo de extracción más el flujo mínimo hacia la condensación. Una línea recta a través de tales puntos formarán los límites del lado izquierdo del diagrama.

Este criterio considera que la turbina tiene una sección de escape capaz de pasar el flujo requerido para el rango de carga sin extracción, sin producir el aumento de la presión en la etapa de extracción. Si el flujo hacia el condensador es mantenido en este valor y progresivamente se extraen mayores cantidades de vapor al mismo tiempo, tanto el flujo de vapor total y la generación de potencia del genera-

rador aumenta sin que se produzca un aumento en la presión de extracción. Esto puede continuar hasta la máxima potencia del generador. Sin embargo, si el flujo de vapor total es aumentado sin aumento de la extracción, la presión aumentará.

La línea de flujo máximo hacia el condensador es en contrada dibujando puntos sobre cada línea de extracción, como es el punto A más el flujo extraído.

Por ejemplo, para la extracción de 10,000 Kg/h se busca el punto donde el flujo de vapor total se iguala a 43,120 Kg/h que es la suma del flujo en el punto A más el flujo de extracción de 10,000 Kg/h.

Los límites derechos de este diagrama estarán determinados por la máxima potencia requerida, que en nuestro caso es de 10,000 KW, punto a partir del cual se traza una línea vertical. A continuación - el diagrama N° 5.20 muestra el comportamiento del turbogenerador de 10 MW para sus diferentes estados de carga y extracciones.

5.3.3. Comportamiento del ciclo de vapor del Ingeniero considerando el nuevo turbogenerador de 10 MW y el caldero de 100 ton/h

El presente cálculo consiste en considerar el funcionamiento del nuevo turbogenerador de 10 MW

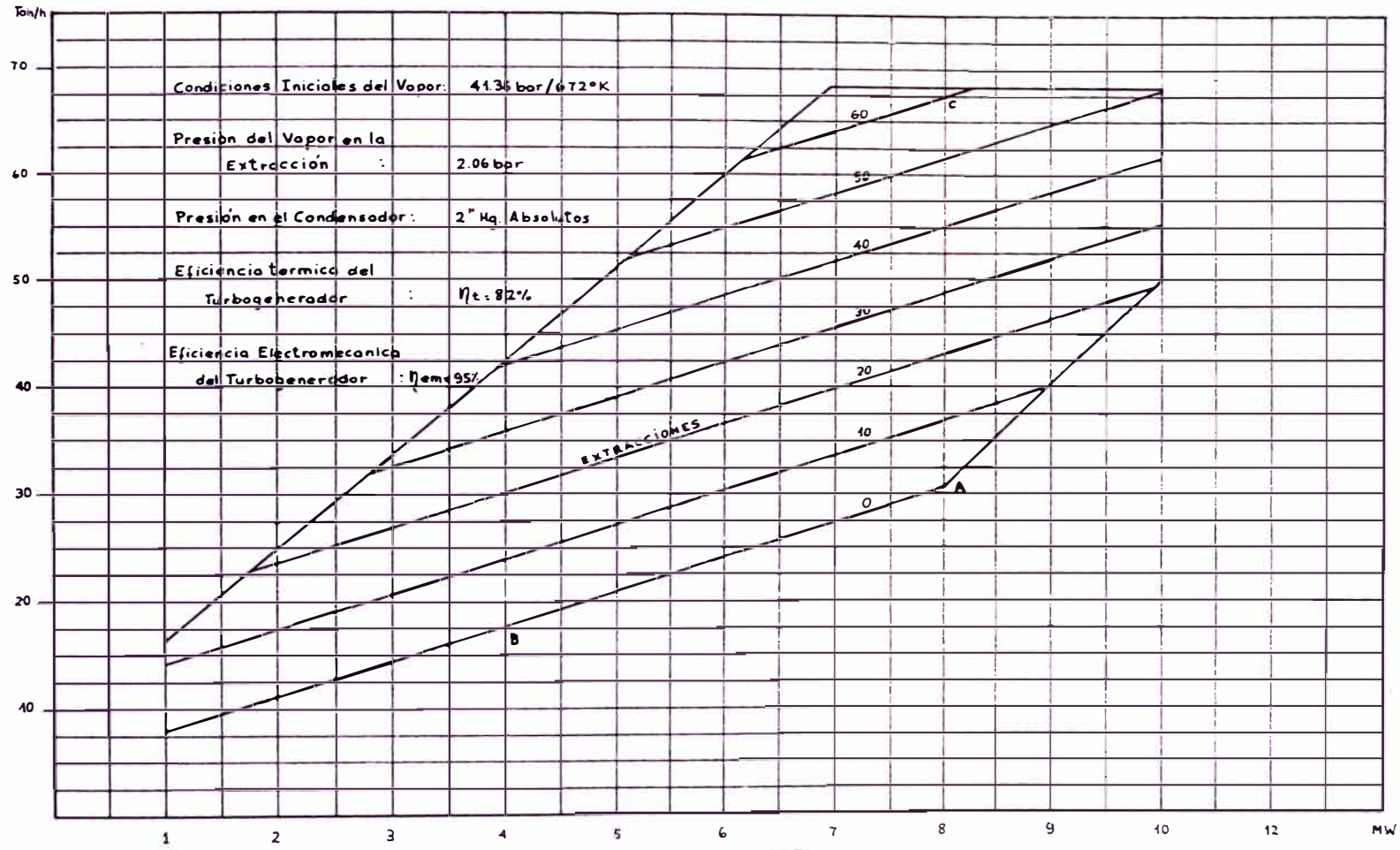


Diagrama NA5.20: CONSUMO DE VAPOR DEL TURBOGENERADOR DE 10MW PARA DIFERENTES ESTADOS DE CARGA Y EXTRACCIONES

y el nuevo caldero usando el posible diagrama de carga del turbogenerador. Para esto consideraremos - la máxima carga real de la CAA en la cual se incluye Pucalá y Batangrande y que llega a ser finalmente de 9000 KW según los diagramas de carga típicos considerados. El método de cálculo será el mismo que se ha utilizado para la determinación del Potencial Energético del Ingenio, pero con la única diferencia de que se hará uso del Diagrama de Comportamiento del turbogenerador, deducido en el punto 5.3.2.

Para el presente cálculo consideraremos los diferentes niveles de producción proyectados por el ingenio y que mencionaremos a continuación :

- a) Molienda de 160 ton/h de caña para la producción de azúcar rubia y 250 toneladas de azúcar refinada por día.

Este es el sistema actual de producción del ingenio en el cual toda la molienda de caña está destinada para la producción exclusiva de azúcar rubia y refinada, donde el proceso requerirá de un consumo de vapor de 93,529.70 Kg/h considerando la óptima operación proyectada de la sección de evaporadores y cuyo cálculo fué realizado en el punto 4.1.1.3.

- b) Molienda de 160 ton/h de caña para la producción de 60,000 hs/día de alcohol, azúcar rubia y 250 toneladas de azúcar refinada por día.

Este es un sistema de producción futuro del ingenio en el que el 10% de su molienda será destinado para la producción de alcohol y el resto es decir el 90%, será destinada para la producción de azúcar rubia y azúcar refinada.

Para este caso el proceso requerirá de 92,490.67 Kg/h de vapor, cuyo cálculo fué realizado en el punto 4.2.1.1 considerando la óptima operación proyectada de la sección de evaporadores.

- c) Molienda de 160 ton/h de caña para la producción de 120,000 hs/día de alcohol y 230 toneladas de azúcar refinada por día.

Al igual que en el caso anterior se trata de un sistema de producción futuro del ingenio, en el que el 35% de su molienda será destinada para la producción exclusiva de azúcar refinada.

Para este caso el proceso requerirá de 89,802.30 Kg/h de vapor, cuyo cálculo fué realizado en el punto 4.2.1.2 considerando la óptima operación proyectada de la sección de evaporadores.

- d) Molienda de 200 ton/h para la producción de 180,000 hs/día de alcohol y 240 toneladas de azúcar

refinada por día.

Este sistema de producción considera la incorporación de nuevas tierras para el cultivo de caña y como consecuencia un mayor ritmo de molienda del orden de los 4800 ton/día. De este ritmo de molienda se destinará el 54% para la producción de azúcar refinada y el resto, 46%, será destinada para la producción de alcohol.

Para este caso el proceso requiere de 102,616.068 Kg/h de vapor, cuyo cálculo fué realizado en el punto 4.2.1.3. considerando la óptima operación proyectada de la sección de evaporadores.

Tal como se puede observar, los requerimientos de vapor para el proceso correspondientes a los niveles de producción a), b) y c) no difieren notablemente uno del otro, por lo que procederemos a realizar el análisis de comportamiento del ciclo de vapor solamente para el caso a), siendo los resultados generalizables para los casos b) y c).

En cuanto al caso d), el vapor requerido por el proceso es de 102,616.068 Kg/h por lo cual procederemos a realizar un análisis aparte.

En cuanto a la carga eléctrica se refiere, no sabemos cual va a ser su comportamiento dentro

del ingenio, en especial para los casos b), c) y d) en los que se está considerando la operación de la destilería de alcohol. Pero, de acuerdo a la experiencia de otras destilerías, el consumo de energía eléctrica es mucho menor que para la producción de azúcar, es así que para nuestros cálculos seguiremos considerando una carga de 9000 KW en el turbogenerador.

El objetivo de los siguientes cálculos es determinar las ventajas de usar el turbogenerador del tipo extracción-condensación, el cual a pesar de mantener siempre la misma carga eléctrica puede regular la cantidad de vapor extraído según los requerimientos de vapor para el proceso.

Esto no sucede en el caso de que se seleccione un turbogenerador del tipo contrapresión, cuya carga eléctrica depende directamente del vapor requerido por el proceso, aumentando o disminuyendo en función de éste.

a) Molienda de 160 ton/h de caña para la producción de azúcar rubia y 250 toneladas de azúcar refinada por día

1° Necesidades de vapor para el proceso: Los cálculos realizados en el punto 4.1.1.3, en el cual se ha considerado la óptima opera-

ción de la sección de evaporación, con la aplicación del sangrado de vapor para los efectos de calentamiento del jugo encalado y solamente la producción de azúcar rubia y refinada nos demuestran que bajo estas condiciones el vapor requerido por el proceso es de 93,529.70 Kg/h.

2°	Ritmo de molienda	160	ton/h
3°	Condiciones del vapor para trapiche	27.57 bar/611	^{°K}
	Vapor requerido por trapiche	48,808.81	Kg/h
4°	Flujo de vapor para las turbobombas de 27.57 bar	2,262	Kg/h
	Entalpía en el escape de la turbobomba de 27.57 bar	2,964.46	KJ/Kg
	Total de agua de alimentación de los calderos de 27.57 bar	53,113	ton/h
5°	Carga eléctrica en el turbogenerador	9,000	KW
	Extracción en el turbogenerador	42,000	Kg/h

Entalpía en la extracción : Considerando una extracción de 42,000 Kg/h, sin trabajo a condensación, recurrimos al diagrama de carga del turbogenerador de 10 MW, es decir, diagrama N° 5.20, entonces la potencia obtenida del turbogenerador es de 3950 KW con un consumo de vapor total de 42000 Kg/h, por lo tanto - el consumo específico de vapor será :

$$C_{ev} = \frac{42,000 \text{ Kg/h}}{3,950 \text{ KW}} = 10.633 \text{ Kg/KWh}$$

Se sabe que analíticamente el consumo específico de vapor está dado por la siguiente expresión :

$$C_{ev} = \frac{3600}{n_{tbg} (h_o - h_f)} \text{ Kg/KWh}$$

donde : h_o = entalpía del vapor a las condiciones de 27.57 bar/611°K, 3,203.203 KJ/Kg

h_f = entalpía del vapor en la extracción de 2.06 bar, 2625.23 KJ/Kg

n_{tbg} = eficiencia del turbogenerador

Por lo tanto :

$$n_{tbg} = \frac{3600}{10.633(3,303.203 - 2,625.33)}$$

$$n_{tbg} = 58.57\%$$

Considerando una eficiencia electromecánica del turbogenerador $n_{em} = 5\%$, entonces la eficiencia térmica de la turbina será :

$$n_t = \frac{0.5857}{0.95} \times 100 = 61.66\%$$

Teniendo esta eficiencia podremos calcular la entalpía real en la extracción de la turbina

$$n_t = \frac{h_o - h'_f}{h_o - h_f}$$

Por lo tanto: $h'_f = h_o - n_t(h_o - h_f)$

$$h'_f = 3203.203 - 0.6166(3203.203 - 2,625.23)$$

$$h'_f = 2846.824 \text{ KJ/Kg}$$

6° Teniendo los datos del paso anterior acudiremos al diagrama N° 5.20 el cual nos servirá para obtener el consumo total de vapor del turbogenerador, es decir 60,500 Kg/h.

7° Teniendo en cuenta que el nuevo turbogenerador va a trabajar a las condiciones de vapor de 41.36 bar/672°K, se necesitará de una turbobomba - que se encargue de suministrar el agua de alimentación requerida para generar esta cantidad de vapor. Por lo tanto usaremos el mismo método seguido en los análisis anteriores.

El flujo de agua de alimentación requerida es - de aproximadamente :

$$m'_{t2} = 1.04 (60,500) = 62,920 \text{ Kg/h}$$

Luego utilizando el diagrama N° 2.17, correspondiente al punto 2.3.9.1.2, determinaremos los HP requeridos por la bomba de agua de alimentación :

$$\text{HP} = \frac{42.36}{69} \times 300 = 184.17 \text{ HP}$$

El flujo de vapor requerido por esta turbobomba será calculada usando el consumo específico de vapor de una turbina a contrapresión que trabaje a las condiciones de vapor de 41.36 bar/672°K y con un escape a 2.06 bar, el consumo aproxima-

do es de 10.11 Kg/HPH, por lo tanto :

$$\dot{m}_v = 184.17 \text{ HPH} \times 10.11 \text{ Kg/HPH} = 1862 \text{ Kg/h}$$

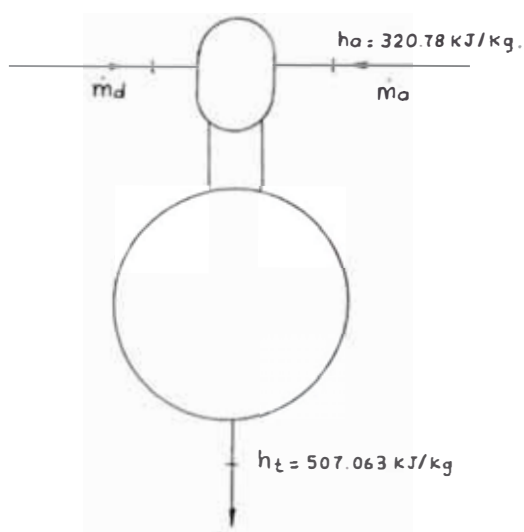
Finalmente corregiremos el flujo de agua de alimentación que las turbobombas van a bombear y que se convertirán en el vapor total requerido - por la sección de vapor de 41.36 bar/673°K, sera

$$\dot{m}_{t2} = 1.04 (60,500 + 1862) = 64,856.48 \text{ Kg/h}$$

La entalpía del vapor en el escape de la turbobomba será de $h_f' = 2923.937 \text{ KJ/Kg}$, calculado en el paso N° 7 del análisis realizado para la determinación del potencial energético del Ingenio.

8° Cálculo en el desareador :

Se aplicarán los fundamentos teóricos explicados en el punto 2.3.8.



m_t : es el agua de alimentación total que sale del desareador a la temperatura de 394.11°K, constituido por los requerimientos de agua de los calderos de 27.57 bar, 53,113 ton/h y del caldero de 41.36 bar, 64,856.48 Kg/h, que se convertirá en el vapor total requerido por el ciclo.

$$m_t = 53,113 + 64,856.48 = 117,969.48 \text{ Kg/h}$$

h_d : entalpía del vapor proveniente del cabecero de baja presión de la planta eléctrica :

	FLUJO DE VAPOR	ENTALPIA CORRESPOND.
Extracción del turbogenerador	$m_v = 42,000 \text{ Kg/h}$	$h'_f = 2846.824 \text{ KJ/K}$
Turbobomba de 27.57 bar	$\dot{m}_v = 2,262 \text{ Kg/h}$	$h'_f = 2964.460 \text{ KJ/K}$
Turbobomba de 41.36 bar	$m_v = 1862 \text{ Kg/h}$	$h'_f = 2923.937 \text{ KJ/K}$

Por lo tanto :

$$h_d = \frac{(42,000)(2846.824) + (2,262)(2964.460) + (1862)(2923.937)}{42000 + 2,262 + 1862}$$

$$h_d = 2,855.706 \text{ KJ/Kg}$$

Aplicando las leyes termodinámicas en el desareador tenemos :

$$\dot{m}_d = (2,855.706) + \dot{m}_a(320.78) = (117,969.48)(507.063)$$

$$\dot{m}_a + \dot{m}_d = 117,969.48$$

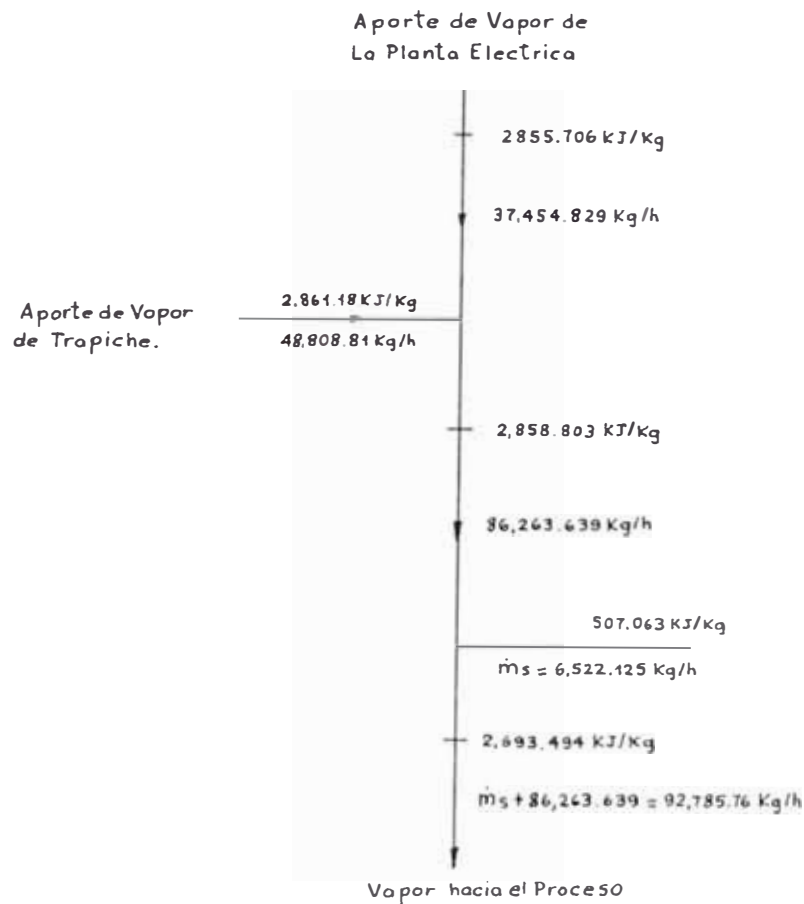
Resolviendo las ecuaciones tenemos :

Vapor requerido por el desareador: $\dot{m}_d = 8,669.171 \text{ Kg/h}$

Agua condensada hacia el desareador : $\dot{m}_a = 109,300.308 \text{ Kg/h}$

El diagrama N° 5.21 nos muestra la distribución de vapor correspondiente al cabecero de alta presión de la Planta Eléctrica, así como el vapor aportado para el proceso.

9° A continuación procederemos a calcular el agua de saturación aportada por el saturador general



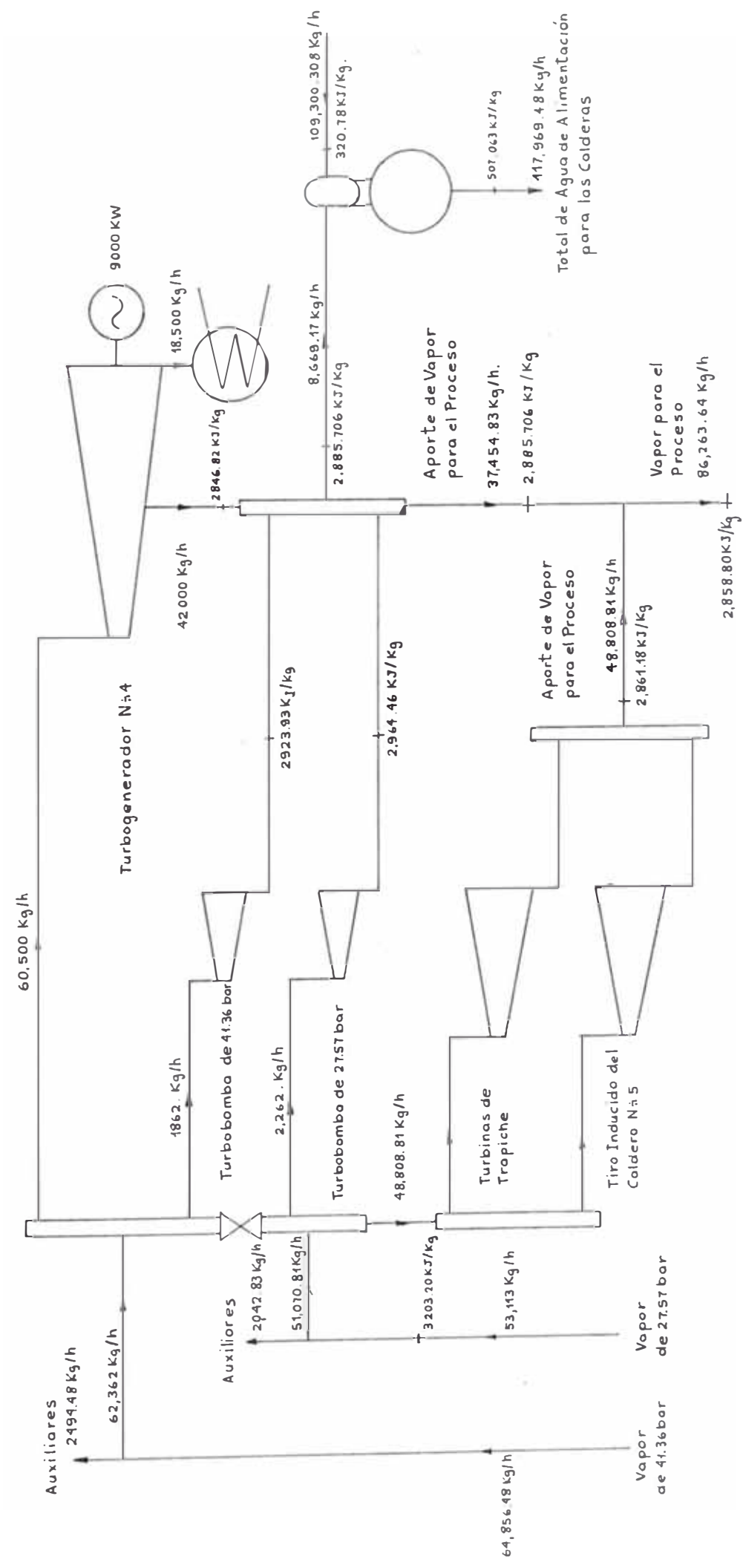


Diagrama N:5.21: DISTRIBUCION DE VAPOR DESDE EL CABECERO DE ALTA PRESION DE LA PLANTA ELECTRICA SEGUN ALTERNATIVA II

para saturar el vapor proveniente de los cabeceros de baja presión, tanto de la planta eléctrica como de Trapiche y que luego pasará a ser el vapor usado para el proceso.

Aplicando las leyes termodinámicas al saturador, tenemos: (ver esquema anterior)

$$m_s(507.063) + (86,263.639)(2858.803) = (m_s + 86,263.639)(2,693.494)$$

Por lo tanto: $m_s = 6,522.125 \text{ Kg/h}$

10° Finalmente determinaremos el vapor total que va hacia el proceso, el cual es la suma del vapor proveniente del cabecero de baja presión de Trapiche y Planta Eléctrica, complementada con el agua de saturación :

$$\begin{aligned} \text{Vapor para el proceso} &= 48,808.81 + 37,454.829 + 6,522.125 \\ &= 92,785.760 \text{ Kg/h} \end{aligned}$$

Comparado con el valor mencionado en el paso 1° vemos que la diferencia es mínima, lo que nos da a entender que la extracción considerada para el turbogenerador cumplirá con los requerimientos de vapor para el proceso.

11° A continuación procederemos a determinar algunos parámetros que nos servirán como elementos de

comparación :

$$\text{Vapor total \% caña} = \frac{117.969}{160} \times 100 = 73.73\%$$

$$\text{Vapor del proceso \% caña} = \frac{92.785}{160} \times 100 = 58\%$$

Consumo de bagazo : para el presente cálculo consideraremos los parámetros correspondientes a la relación Vapor generado/Bagazo consumido (\dot{m}_v/\dot{m}_c) para las presiones de generación de 27.45 bar y 41.45 bar deducida oportunamente en los cálculos correspondientes a las otras alternativas considerando una eficiencia de caldero igual al 78%.

El vapor a generar a la presión de 27.36 bar es de 53,113 ton/h, vapor requerido por trapiche y la relación \dot{m}_v/\dot{m}_c correspondiente es de 2.328, por lo tanto el consumo de bagazo para los calderos que trabajan a 27.36 bar es :

$$\dot{m}_b = \frac{53.113}{2.328} = 22.814 \text{ ton/h}$$

El vapor a generar a la presión de 41.36 bar es de 64.856 ton/h, vapor requerido exclusivamente para generación de energía eléctrica y la relación \dot{m}_v/\dot{m}_c correspondiente es de 2.2106, por lo tanto el consumo de bagazo para los calderos que a 41.36 bar es :

$$\dot{m}_b'' = \frac{64.856}{2.2106} = 29.338 \text{ ton/h}$$

El consumo total será :

$$\dot{m}_b = 22.814 + 29.338 = 52.152 \text{ ton/h}$$

Exceso de bagazo :

$$\dot{m}_b = 58 - 52.152 = 5.847 \text{ ton/h}$$

Consumo específico de combustión para la generación de energía eléctrica (C_{ec}) :

Vapor para el turbogenerador = 60,500 Kg/h

Potencia eléctrica generada = 9,000 KW

$$\dot{m}_v / \dot{m}_c = 2.2106$$

Por lo tanto :

$$C_{ec} = \frac{60,500}{(2.2106)(9000)} = 3.041 \text{ Kg/KWh}$$

Eficiencia térmica del ciclo (n_{tc}) :

$$n_{tc} = \frac{\text{Energía efectiva útil}}{\text{Energía suministrada al ciclo}} = \frac{U}{Q_c}$$

Valor calorífico neto del bagazo (VCN) = 7657.657 KJ/Kg

Consumo de bagazo (\dot{m}_b) = 52,152 Kg/h

Por lo tanto :

$$Q_c = (52,152)(7657.657)$$

$$Q_c = 399,362.127 \text{ MJ/Kg}$$

Energía efectiva útil (U) :

a) Planta eléctrica

Potencia eléctrica - 9000 KW - 32,400 MJ/Kg

b) Sección Trapiche

Potencia mecánica en los molinos = 6 x 615.25 HP
- 9,774.80 MJ/Kg

c) Proceso de elaboración

Flujo de vapor aportado por los cabeceros de baja presión = 86,263.639 Kg/h

Calor de vaporización a la presión de 2.06 bar =
2,167.25 KJ/Kg

Entonces : U - 229,129.671 MJ/Kg

Finalmente :

$$n_{tc} = \frac{229,129.671}{399,362.} \times 100 = 57.37\%$$

El diagrama N° 5.22 nos muestra el balance energético de la presente Alternativa.

d) Molienda de 200 ton/h de cana para la producción de 180,000 litros/día de alcohol y 240 toneladas de azúcar refinada/día

El método de cálculo sigue siendo el mismo que el utilizado en el caso a), siendo el consumo de vapor para el proceso para la producción de 180,000 litros/día de alcohol y 240 toneladas de azúcar refinada/día de 102,616.068 Kg/, cuyo

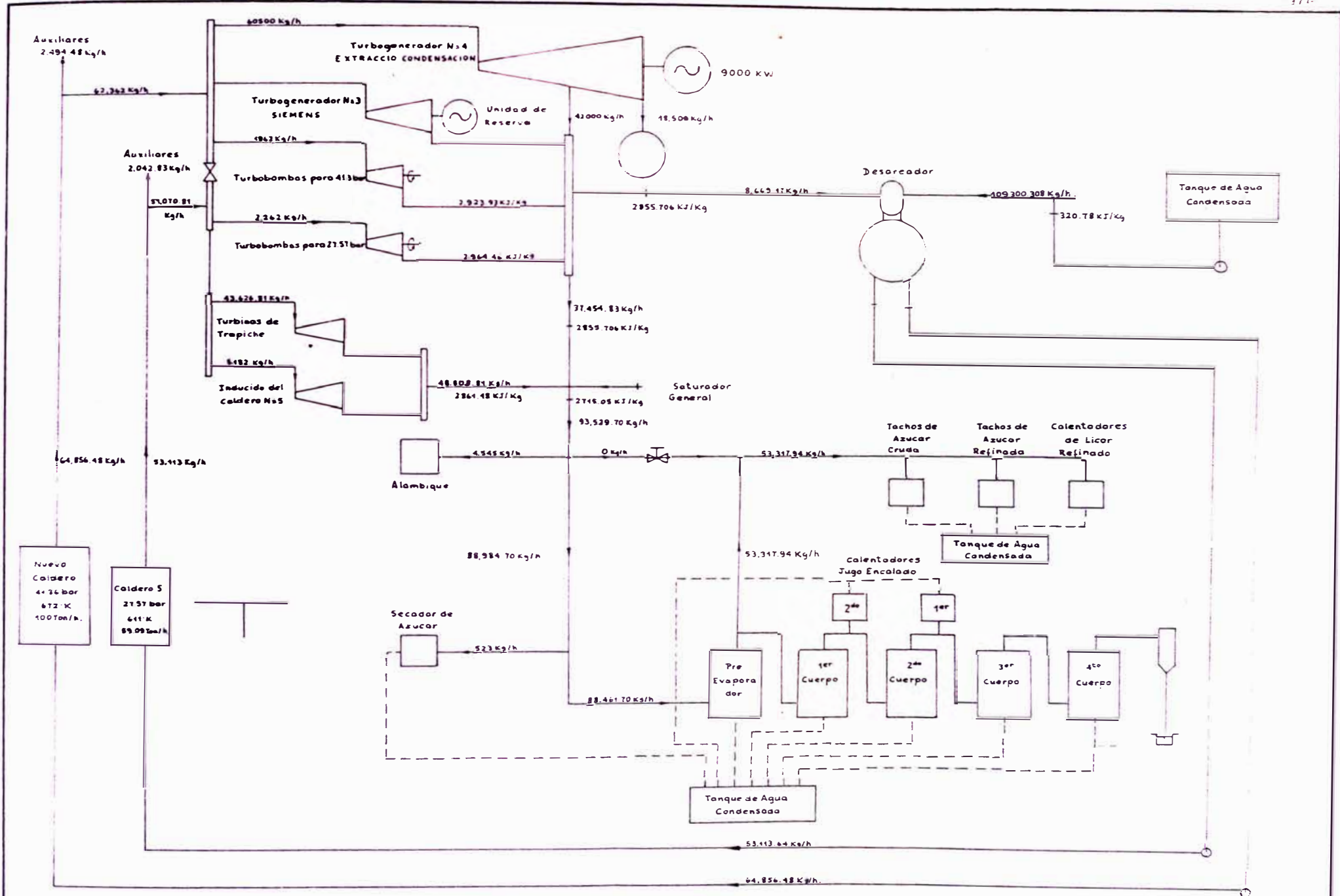


Diagrama N°5.22 ALTERNATIVA II PARA LA SOLUCION DE LA PROBLEMÁTICA ENERGÉTICA ACTUAL Y FUTURA DE LA CAA PUCALA

cálculo fué realizado en el punto 4.2.1.3. Por lo tanto a continuación tenemos los resultados obtenidos para el presente análisis

1° Necesidades de vapor para el proceso	102,616.068 Kg/h	
2° Ritmo de molienda de caña	200 ton/h	
3° Condiciones de vapor para trapiche	27.57 bar/611 °K	
Vapor requerido por Trapiche	48,808.81 Kg/h	
4° Flujo de vapor para las turbo bombas de 27.57 bar	2,262 Kg/h	
Entalpía en el escape de la turbobomba	2,964.46 KJ/Kg	
5° Carga eléctrica en el turbogenerador	9,000 KW	
Extracción en el turbogenerador	60,000 Kg/h	
Entalpía en la extracción del turbogenerador	2,830.01 KJ/Kg	
6° Consumo total de vapor del turbogenerador	70,500 Kg/h	
7° Flujo de vapor de la turbobomba de 41.36 bar	1,864.38 Kg/h	
Total de agua de alimentación al caldero de 41.36 bar	75,385.86 Kg/h	
Entalpía del vapor en el escape de la turbobomba	2,939.04 KJ/Kg	
8° Entalpía del vapor en el cabezera de baja presión de la planta eléctrica	2,838.344 Kg/h	
Vapor requerido por el desaredador	15,887.22 Kg/h	

Agua condensada hacia el desareador	112,611.63 Kg/h
9° Aporte del saturador	5,801.85 Kg/h
10° Vapor total para el proceso	102,971.04 Kg/h
11° Vapor total % caña	58.40%
Vapor del proceso % caña ...	51.48%
Bagazo disponible	72,500 Kg/h
Consumo de bagazo	56,956.12 Kg/h
Exceso de bagazo	15,543.88 Kg/h
Consumo específico de combustible para producción de energía eléctrica (C_{ec})	3,543 Kg/KWh
Eficiencia térmica del ciclo (n_{tc})	58.64%

5.3.4. Cálculo estimativo del consumo de combustibles según Alternativa II

Tal como se explicó inicialmente, esta alternativa considera que todas las necesidades energéticas de la Cooperativa serían abastecidas mediante el uso exclusivo del bagazo como único combustible para la generación de vapor a alta presión, el cual cumplirá un ciclo termodinámico a través del cual se obtendrá energía mecánica, energía eléctrica y energía calórica para el proceso. Es decir que la demanda de energía eléctrica, tanto de Puca

lá como de Batangrande serían abastecidas con la energía proveniente del turbogenerador del tipo extracción-condensación de la MW.

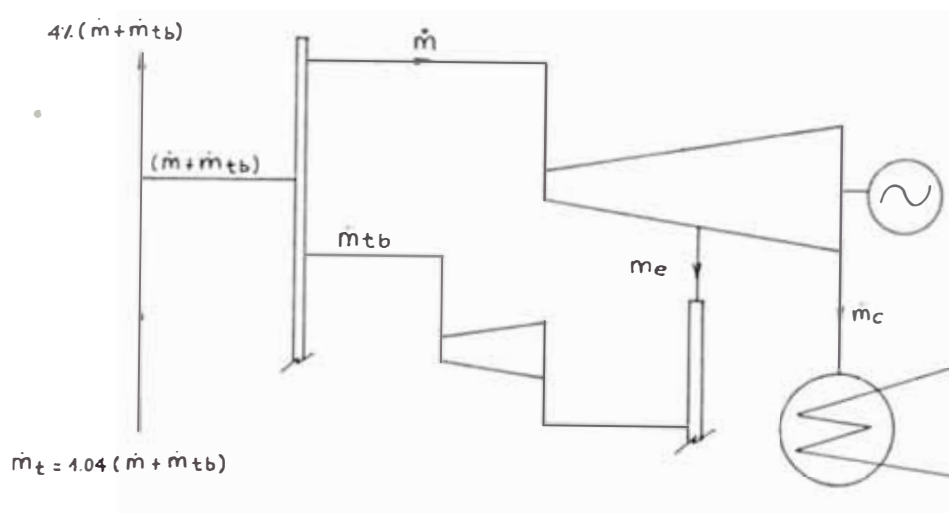
a.1. Generación de energía durante los días normales de molienda de caña

En el sistema de cogeneración de energía adoptado por la presente alternativa, el vapor requerido para el proceso será suministrado por las turbinas de accionamiento mecánico y el vapor extraído del turbogenerador tipo extracción-condensación.

Considerando que el vapor que pasa por las turbinas de trapiche permanece invariable, debido a que el ritmo de molienda y las características de la caña permanecen invariables, la única manera de cumplir con los requerimientos de vapor para el proceso sería manteniendo constante el vapor extraído del turbogenerador. Por lo tanto, para el presente caso la mayor o menor generación de vapor en la sección calderos estará influenciada por el comportamiento de la demanda de energía eléctrica, la cual estaría compensada por la regulación del flujo de vapor hacia la etapa de condensación de la turbina.

En consecuencia la generación del flujo de vapor de alta presión en la sección calderos, para los dife-

rentes estados de carga en el turbogenerador extracción-condensación podría visualizarse de la siguiente manera :



\dot{m} : es el consumo de vapor del turbogenerador para una carga eléctrica determinada y trabajando con una extracción constante $m_e = 42 \text{ ton/h}$, según nuestro balance energético correspondiente a esta alternativa para un nivel de producción a).

Este valor puede determinarse usando el diagrama de comportamiento del turbogenerador.

\dot{m}_{tb} : es el consumo de vapor de la turbobomba correspondiente a esta sección que según nuestro balance energético, es aproximadamente - el 3% de m .

Por lo tanto la cantidad de vapor generado en el nuevo caldero estará dado por la siguiente expresión:

$$\dot{m}_t = 1.04 (\dot{m} + 3\% m)$$

$$\dot{m}_t = 1.0712 \dot{m}$$

El consumo de bagazo correspondiente a esta sección, considerando la relación vapor generado por unidad de bagazo sería

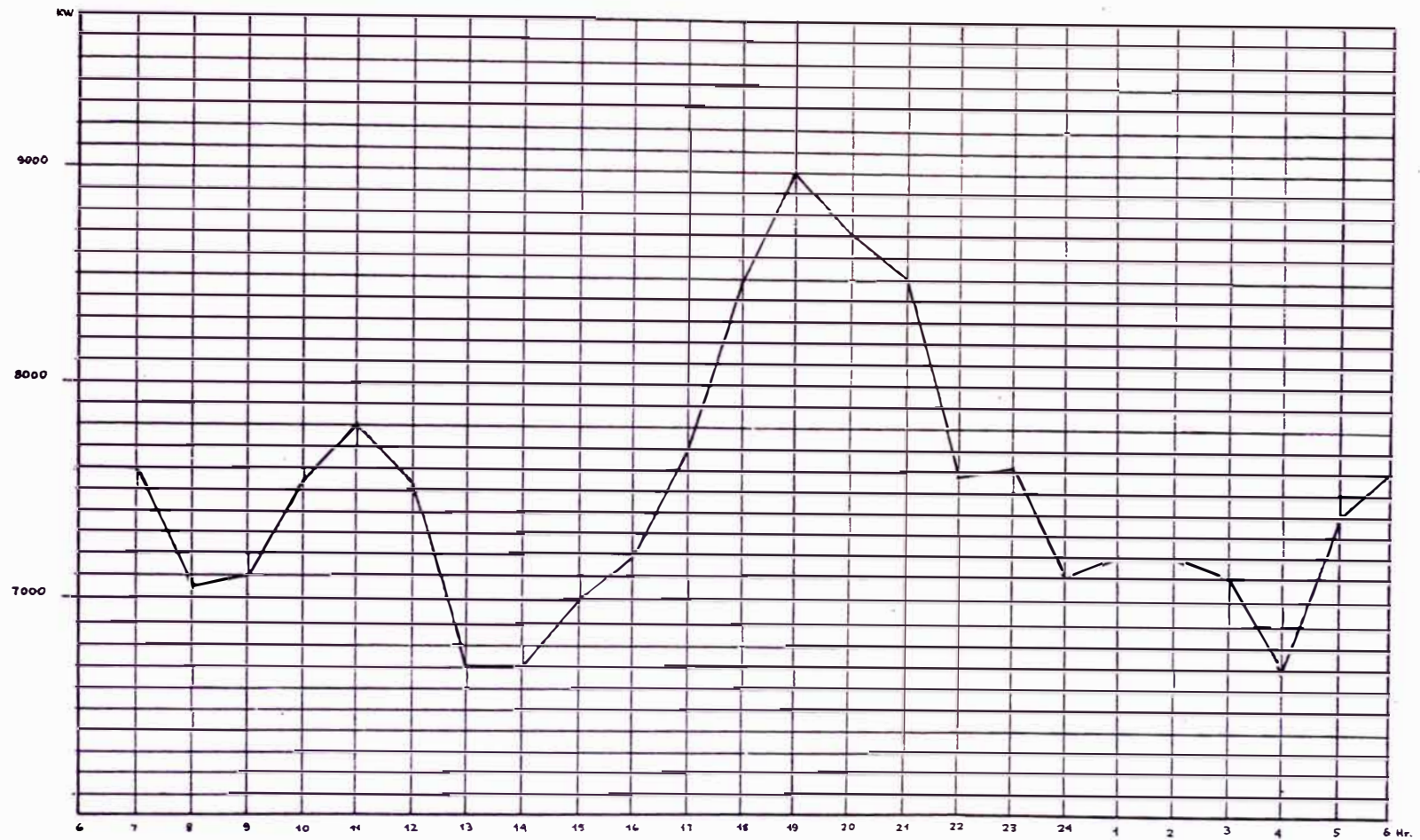
$$\dot{m}_{b1} = \frac{1.0712 \dot{m}}{2.2106}$$

$$\dot{m}_{b1} = 0.48457 \dot{m}$$

Finalmente teniendo en cuenta que la cantidad de bagazo consumido por el caldero N° 5 es de 22,815.13 Kg/h para generar el vapor requerido por la sección trapiche, podremos determinar el consumo de bagazo total en el ingenio para cualquier estado de carga del turbogenerador. En el diagrama N° 5.23 se muestra el comportamiento de la carga eléctrica en el turbogenerador, así como el consumo estimado del bagazo en el ingenio. A continuación en el cuadro N° 5.04 se muestran los resultados de los cálculos correspondientes.

CUADRO N° 5.04 - CONSUMO DE BAGAZO EN EL INGENIO EN
 FUNCION DE LA CARGA ELECTRICA EN EL TURBOGENERADOR

Hora	Carga eléctrica en el turbogene- rador (KW)	Consumo de vapor del turbogenera- dor (ton/h)	Consumo de baga- zo en el Ingenio (ton/h)
6	7600	57.0	50.435
7	7600	57.0	50.435
8	7050	55.0	49.466
9	7100	55.5	49.708
10	7550	57.0	50.435
11	7800	58.0	50.920
12	7500	57.0	50.435
13	6700	54.0	48.981
14	6700	54.0	48.981
15	7000	55.0	49.466
16	7200	56.0	49.950
17	7700	57.5	50.677
18	8500	60.5	52.131
19	9000	62.5	53.100
20	8700	62.0	52.858
21	8500	60.5	52.131
22	7600	57	50.435
23	7650	57	50.435
24	7100	55.5	49.708
1	7200	56.0	49.950
2	7200	56.0	49.950
3	7100	55.5	49.708
4	6700	54.0	48.981
5	7400	56.5	50.193
6	7600	57.0	50.435



Consumo Total de Energía Diaria : 180,150.00 kWh

Diagrama N:5.23: COMPORTAMIENTO TÍPICO DE LA CARGA ELÉCTRICA TOTAL DE LA CAA PUCALA PARA UN DÍA NORMAL DE MOLIENDA, ABASTECIDA POR EL TURBOGENERADOR DEL TIPO EXTRACCIÓN CONDENSACION DE 10 MW

Según el cuadro anterior podremos determinar el consumo promedio de bagazo diario y por consiguiente - el consumo de bagazo durante los 259 días de molienda

Consumo de bagazo diario	\dot{m}_{b1}	- 1,260	ton.
N° de días de molienda	259		
Consumo de bagazo al año	m_{b1}	- 326,340	ton.

Por lo tanto el ingenio consume aproximadamente 326,340 toneladas de bagazo para la generación de energía, durante los días normales de molienda.

a.2. Generación de energía durante los días de parada quincenal

Durante estos días el turbogenerador seguirá trabajando para proporcionar la energía eléctrica - requerida por el ingenio en reparación, población y pozos de regadío.

Tal como se mencionó anteriormente las paradas quincenales constan de dos días, cuyos diagramas Nros. 5.24 y 5.25 nos muestran el comportamiento posible de la carga eléctrica en el turbogenerador de 10 MW. En el primer día se realizará la liquidación de fábrica y el hervido de soda de evaporadores desde las 05 horas para luego a las 24 horas cortar el vapor de extracción del turbogenerador, trabajando a

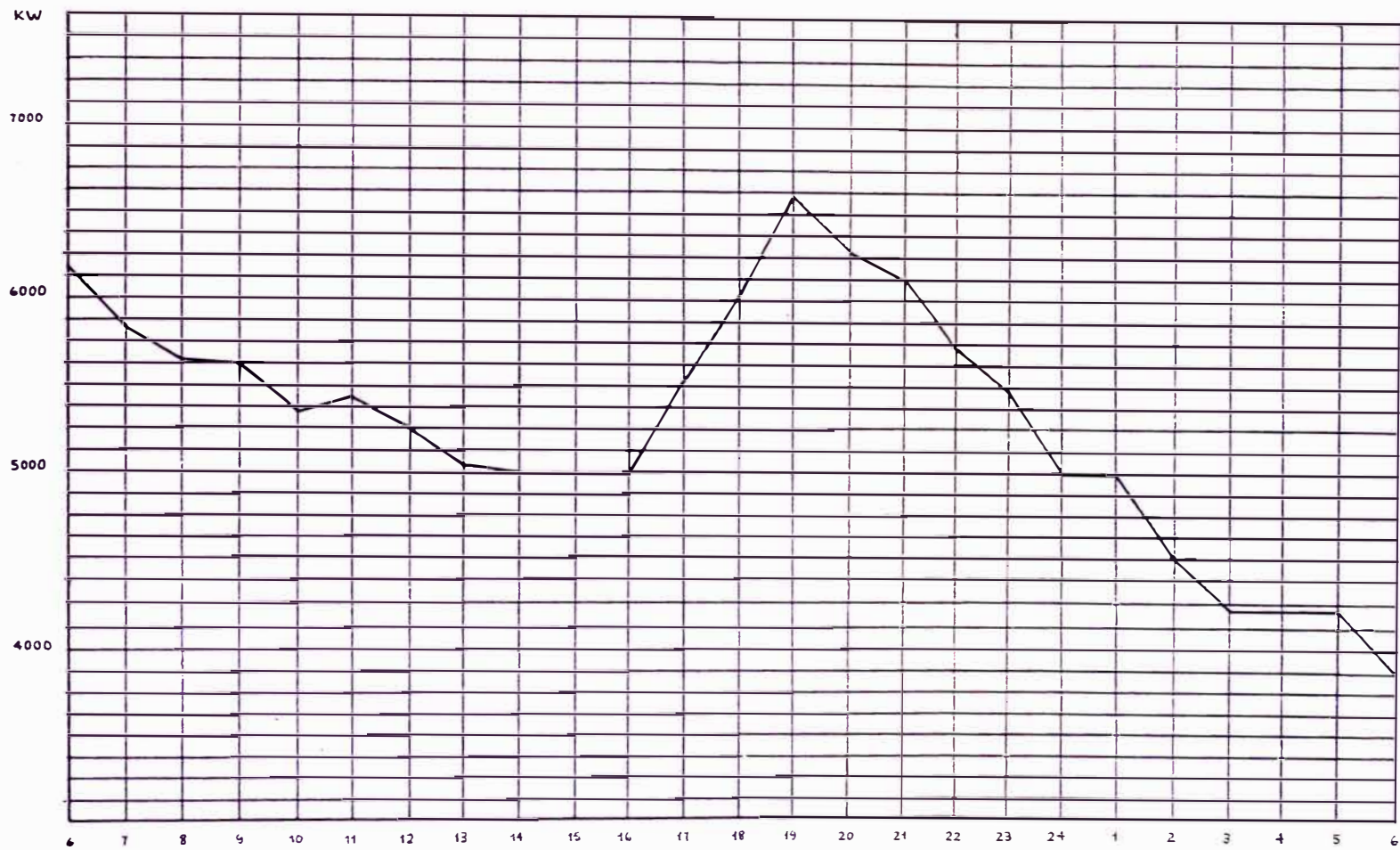


Diagrama N:5.24: COMPORTAMIENTO DE LA CARGA ELECTRICA TOTAL DE LA CAA PUCALA EN UN DIA DE PARADA DE MOLIENDA , ABASTECIDA POR EL TURBOGENERADOR DE 10 MW

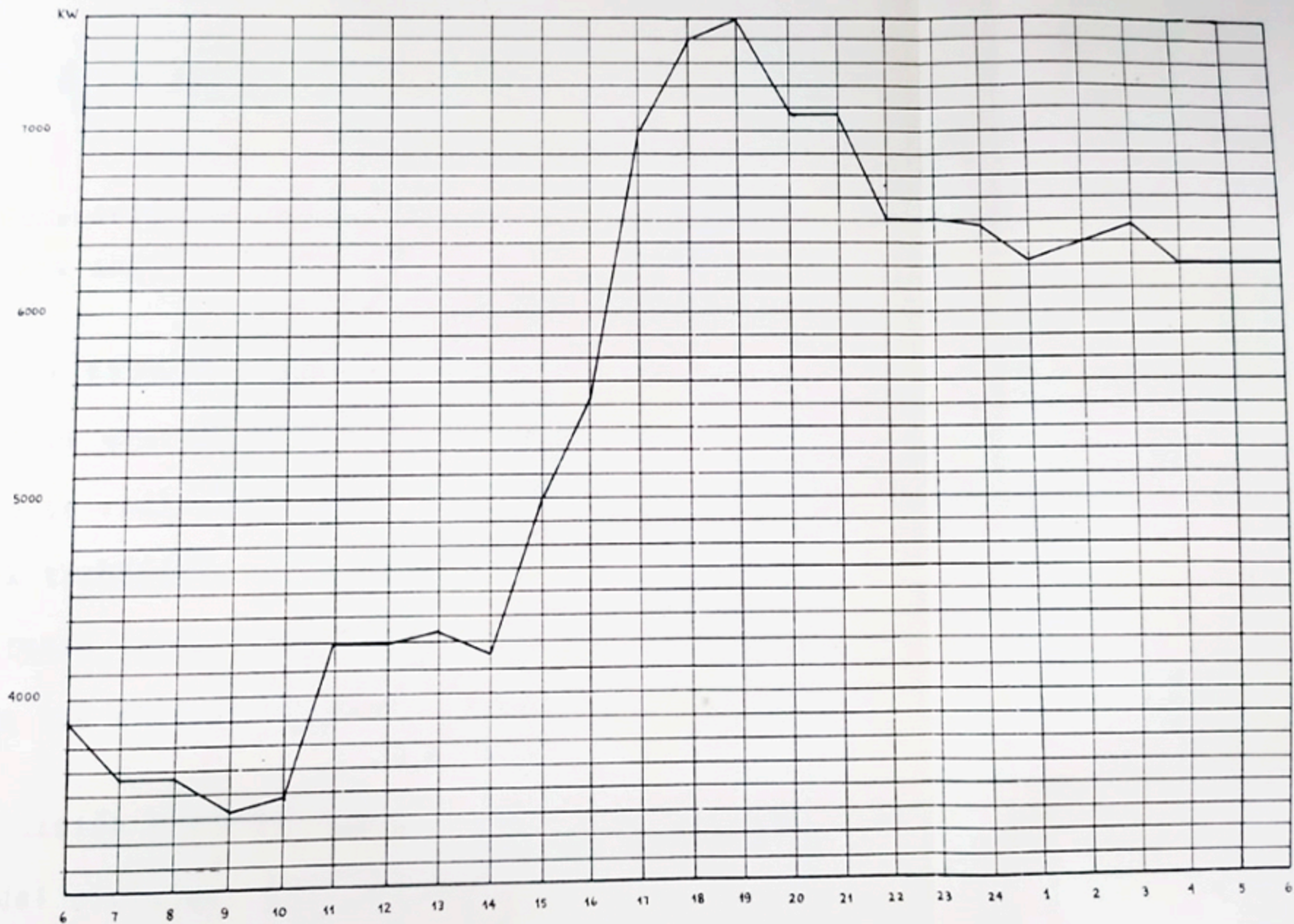


Diagrama N° 5.25 : COMPORTAMIENTO DE LA CARGA ELECTRICA TOTAL DE LA CAAPUCALA EN UN DIA DE ARRANQUE DE MOLIENDA, ABASTECIDA POR EL TURBOGENERADOR DE 10 MW.

partir de esta hora a plena condensación.

Al igual que en el caso de la Alternativa I, se considerará que el consumo de bagazo para las paradas quincenales será de un aproximado del 10% del consumo anual obtenido anteriormente, es decir :

$$\dot{m}_{b2} = 10\% \dot{m}_{b1} = 32,634 \text{ toneladas}$$

a.3. Generación de energía durante los meses de pa rada anual

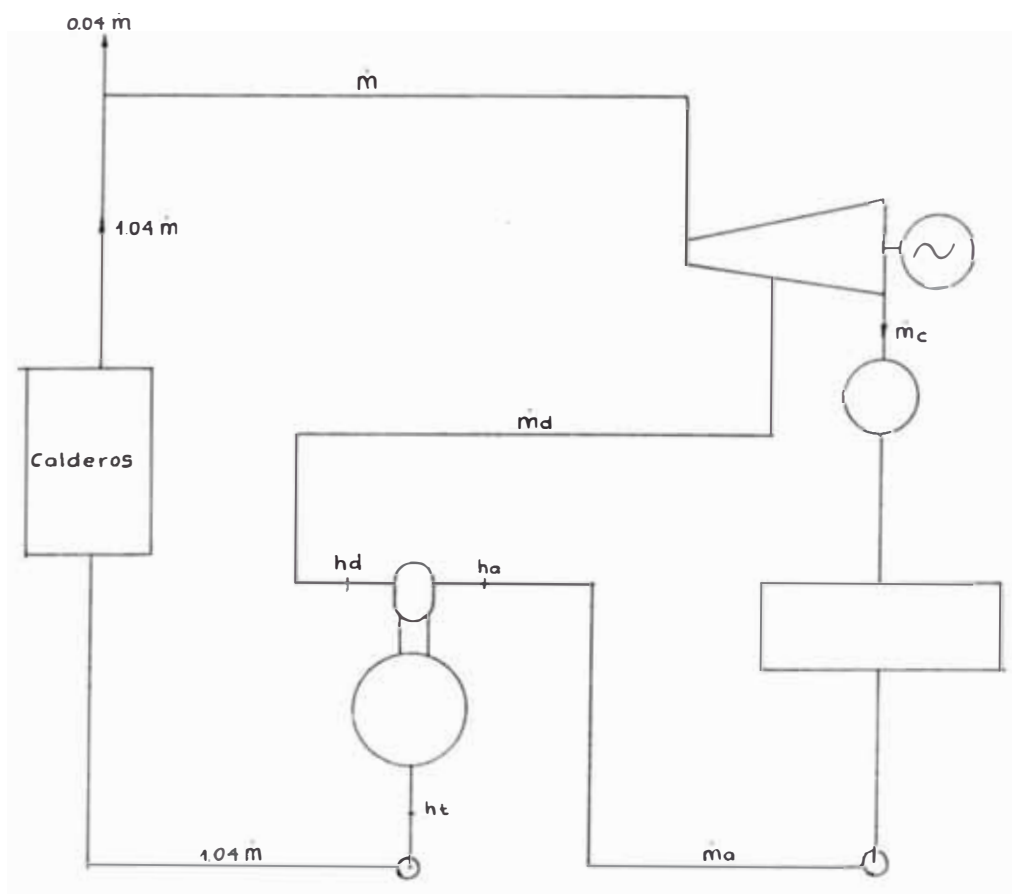
Para esta alternativa se considera que la generación de energía eléctrica requerida por la Cooperativa se realizaría mediante el turbogenerador - de 10 MW trabajando a plena condensación, usándose por lo tanto como único combustible el bagazo excedente de los días normales de molienda.

A continuación procederemos a analizar el comportamiento del ciclo de vapor correspondiente para la generación exclusiva de energía eléctrica, para la cual consideraremos un máximo estado de carga de 8000 KW. Sabemos que la máxima demanda durante los días normales de molienda llegaría a ser de 9000 KW mientras que la energía eléctrica requerida por el ingenio llega a ser de 2000 a 2500 KW, por lo tanto la máxima demanda esperada durante los días de pa

rada anual llegaría a ser de 6500-7000 KW.

El siguiente diagrama N° 5.26 nos muestra el ciclo de vapor en el ingenio azucarero durante los días de reparación, según esta alternativa.

DIAGRAMA N° 5.26 - CICLO DE VAPOR EN EL INGENIO DURANTE LOS DIAS DE REPARACION ANUAL



- | | | |
|----|---|-----------------------|
| 1° | Máximo estado de carga en el turbogenerador | P - 8000 KW |
| 2° | Posible consumo de vapor del turbogenerador | \dot{m}'_C 33 ton/h |

3° Análisis termodinámico en el desareador :

$$\dot{m}_d \cdot h_d + m_a h_a = 1.04 \dot{m} \cdot h_t$$

$$\dot{m}_d + \dot{m}_a = 1.04 \dot{m}$$

m_d - flujo de vapor extraído del turbogenerador ton/h

h_d - entalpía en la extracción del turbogenerador, considerando una eficiencia térmica - del turbogenerador de 0.92, 1175.82 Btu/lb (652.58 Kcal/Kg).

m_a - flujo del agua proveniente del tanque de agua condensada

h_a - entalpía del agua proveniente del tanque de agua condensada. El valor de esta entalpía corresponde a la temperatura del agua a la salida del condensador a la presión de vacío correspondiente a 2" Hg absolutos, es decir $T_s = 102^\circ\text{F}$ (38.88°C), siendo $h_d = 70$ Btu/lb (38.85 Kcal/Kg).

h_t - es la entalpía requerida del agua de alimentación al caldero a la temperatura de 250°F (121.11°C), $h_t = 218$ Btu/lb (121.11 Kcal/Kg).

m_c - es el flujo de vapor dirigido hacia la etapa de condensación del turbogenerador.

\dot{m} - es el consumo de vapor total del turbogenerador.

El cálculo que vamos a realizar es del tipo interactivo, para lo cual inicialmente consideraremos que:

$\dot{m} = 33 \text{ ton/h}$, correspondiente a la carga de 8000 KW luego acudiendo al análisis termodinámico del desareador obtenemos los siguientes valores de \dot{m}_a y \dot{m}_d :

$$\dot{m}_d = 4.596 \text{ ton/h}$$

$$\dot{m}_a = 29.723 \text{ ton/h}$$

luego procederemos a usar nuevamente el diagrama de comportamiento del turbogenerador, considerando siempre una carga eléctrica de 8000 KW y una extracción igual a $\dot{m}_d = 4.596 \text{ ton/h}$, para lo cual obtenemos un valor de $m = 35.5 \text{ ton/h}$. Analizando nuevamente el desareador tenemos :

$$m_d = 4.945 \text{ ton/h}$$

$$m_a = 31.975 \text{ ton/h}$$

Nuevamente considerando 8000 KW y una extracción igual a 4.945 ton/h, $m = 36 \text{ ton/h}$, tenemos :

$$\dot{m}_d = 5.014 \text{ ton/h}$$

$$\dot{m}_a = 32.425 \text{ ton/h}$$

Este es el último paso recomendable a partir del cual procederemos a determinar los siguientes para metros :

Flujo de vapor hacia el condensador $m_c = 30.986 \text{ ton/h} = 0.939 \dot{m}'$

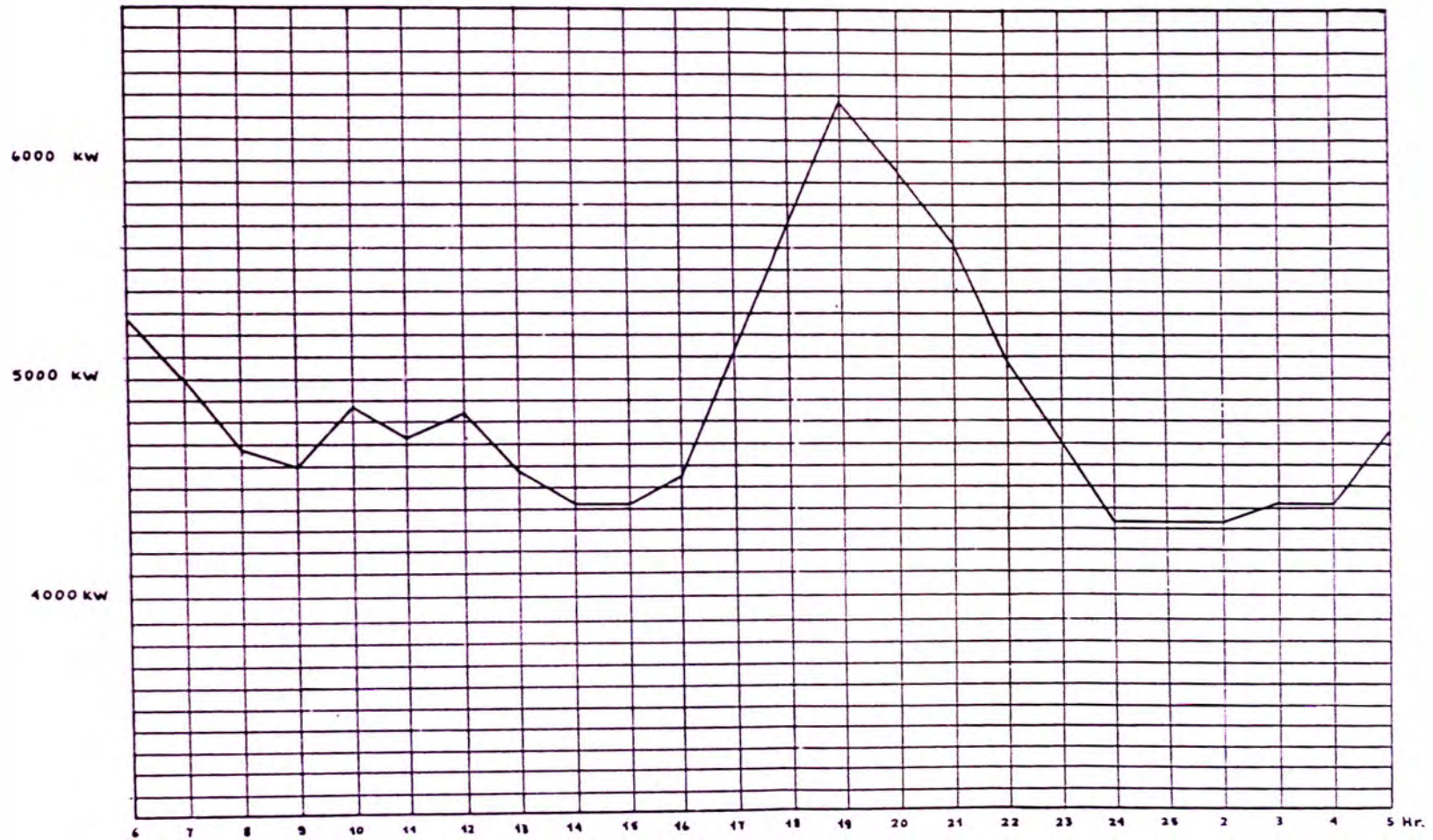
Flujo de vapor extraído del turbogenerador $\dot{m}_d = 5.014 \text{ ton/h} = 0.0302 \dot{m}'_c$

Flujo de vapor total del tur bogenerador	\dot{m}	- 36 ton/h - 1.0909 m' _C
Vapor total generado en los calderos	\dot{m}_t	- 37.44 ton/h - 1.1345 m' _C
El consumo de bagazo corres pondiente sería	\dot{m}_{b3}	- 16.936 ton/h = 0.51321 m'

La razón por la cual mostramos estos parámetros en función del posible consumo de vapor del turbogenerador m'_C , se debe a que el cálculo estimativo del consumo de bagazo en el ingenio, depende del diagrama de carga eléctrico a la que está sometido el turbogenerador. Es decir, nosotros primero tomaremos el valor de la carga eléctrica a la que está sometido el turbogenerador, para luego con este valor acudir al diagrama de comportamiento del turbogenerador obteniendo el valor de m'_C que es el que corresponde al comportamiento del turbogenerador a plena condensación.

El diagrama N° 5.27 nos muestra el posible comportamiento de la carga eléctrica en la CAA Pucalá durante un día típico de parada anual, en el cual se incluye la carga eléctrica del Ingenio en reparación, población y pozos de regadío, tanto de Pucalá como de Batangrande.

A continuación en el cuadro N° 5.05 se muestran los resultados de los cálculos correspondientes.



Consumo Total de Energía Diaria:

Diagrama N° 5.27: COMPORTAMIENTO DE LA CARGA ELECTRICA DE LA CAA PUCALA EN UN DIA CORRESPONDIENTE A LA PARA ANUAL, ABASTECIDA POR EL TURBOGENERADOR DE 10 MW

CUADRO N° 5.05 - CONSUMO DE BAGAZO EN EL INGENIO EN UN DIA TIPICO DE PARADA ANUAL EN FUNCION DE LA CARGA ELECTRICA

Hora	Carga eléctrica en el turbogenerador (KW)	Consumo de vapor en el Ingenio (ton/h)	Consumo de bagazo en el Ingenio (ton/h)
6	5300	26.093	11.803
7	5000	25.526	11.547
8	4700	23.824	10.777
9	4650	23.824	10.777
10	4900	24.959	11.290
11	4750	24.391	11.034
12	4880	25.526	11.547
13	4550	23.257	10.520
14	4300	22.690	10.264
15	4300	22.690	10.264
16	4550	23.257	10.520
17	5100	25.526	11.547
18	5620	27.795	12.573
19	6400	31.198	14.113
20	5950	29.497	13.343
21	5650	27.795	12.573
22	5100	25.526	11.547
23	4700	24.391	11.034
24	4300	22.690	10.624
1	4300	22.690	10.624
2	4300	22.690	10.624
3	4400	22.690	10.624
4	4400	22.690	10.624
5	4750	24.391	11.034

Según el cuadro anterior podremos determinar el consumo promedio de bagazo diario y por consiguiente - el consumo de bagazo durante los 61 días de parada por reparación anual :

Consumo de bagazo diario: \dot{m}_{b3} - 271.224 tonelad.

Número de días : 61

Consumo de bagazo : m_{b3} - 16,544.847 tonelad.

Finalmente tenemos que el consumo de bagazo total - correspondiente a esta alternativa sería la siguiente :

Días normales de Molienda	326,340	toneladas
Paradas quincenales	32,634	toneladas
Parada anual	16,544	toneladas
Consumo anual de bagazo :	375,518	toneladas

Al igual que en el caso de la ALTERNATIVA "0", la presente alternativa adolece de un déficit de 14,990 de bagazo, lo cual significa que el Ingenio requerirá consumir 677,173.25 galones de petróleo Bunker - N° 6, generando un costo adicional para la Cooperativa.

CAPITULO 6

COMPARACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE LAS ALTERNATIVAS

Para el análisis económico que vamos a realizar se deberá tener en cuenta que de los combustibles a ser usados para la generación de energía eléctrica, solamente los combustibles fósiles tienen costo para la Cooperativa, ya que que el bagazo es un subproducto del proceso de obtención del azúcar de caña y por lo tanto tiene costo nulo como combustible dentro del ingenio. Solamente tendrá valor para la Cooperativa cuando sea vendido a externos o cambiados por petróleo Bunker N° 6 para el consumo en los calderos.

6.1. ALTERNATIVA "0"

Los elementos componentes de esta alternativa y las especificaciones consideradas para estimar los gastos de inversión y operación, son los siguientes:

Central Térmica de Batangrande

- a) Tres grupos electrógenos de 1000 KW, cada uno - de 2400 voltios, factor de potencia 0.8, con motor Diesel de 900 RPM.

Esta partida incluye el precio en fábrica, transporte, internamiento y montaje. Asimismo se incluye la previsión e instalación de tanques diarios, tableros de control, cables de conexión e instalación de aire comprimido para el arranque.

- b) Ampliación de las obras civiles de la Casa de Fuerza (60 m²) con características similares a la existente, incluyendo un nuevo tanque de acero para almacenamiento de combustible.
- c) Ampliación de la subestación, consistente en la incorporación de un transformador trifásico de 3000 KVA, 2.4 KV/13.2 KV + 2.5%, dotado de un interruptor termomagnético en el lado de 2.4 KV y de un seccionador fusible en 13.2 KV. Se incluye barras, estructuras para el montaje y obra civil.

Central Térmica de Pucalá

- a) Grupo electrógeno de 1000 KW de 2400 voltios, factor de potencia 0.8, con motor Diesel de 900 RPM.

6.1.1. Costos de Inversión

- a) Tres grupos electrógenos de 1000 KW, mon

tados y que incluyen :

Precio en fábrica	\$ 1'034,085
Transporte al sitio	95,549
Gastos de aduana	229,049
Montaje	91,619
Instalaciones (tableros de mando y control)	119,937
SUBTOTAL, partida a)	\$ 1'570,239

b) Ampliación de la Casa de Fuerza y tanque	98,134.00
SUBTOTAL, partida c)	98,134.00

c) Ampliación de la subestación, que incluye :

Transformador de 3000 KVA, 2.3/ 13.2 KV	54,545
Interruptores en tablero, seccio nadores y cables	63,272.20
Obra civil, montaje y accesorios	30,681
SUBTOTAL, partida c)	\$ 148,498

d) Grupo Electrónico de 1000 KW, montado e incluye:

Precio en fábrica	\$ 344,695
Transporte al sitio	31,849
Gastos de aduana	7,649
Montaje	30,539
Instalación (tableros de mando y control)	39,979

Subtotal, partida d)	\$ 454,711
TOTAL COSTO DIRECTO	\$ 2'271,582
Ingeniería y administración del Proyecto	227,158.2
INVERSION TOTAL	\$ 2'498,740.20

6.1.2. Costos de operación

a) Costos variables

Estos son los costos correspondientes - al consumo de combustibles, que para la presente alternativa se trata del petróleo Bunker N° 6, petróleo Diesel N° 2 y aceites lubricantes , cuyos costos son de \$ 0.530/galón, \$ 0.536/galón y 5.056/galón respectivamente. Por lo tanto los costos correspondientes a los consumos de combustibles calculados en el punto 5.1.1, serán :

Consumo de 2'542,647.223 galones de petróleo Diesel N° 2	\$ 1'362,858.912
Consumo de 14,251.237 galones de aceite lubricante	72,054.254
Consumo de 1'172,147.91 galones de petróleo Bunker N° 6	621,238.392
SUBTOTAL	\$ 2'056,151.558

b) Costos fijos

b.1. Operación y mantenimiento

Normalmente, en cada una de las centrales eléctricas se mantiene un operario por turno durante todo el año, siendo su remuneración líquida actual de aproximadamente \$ 130.77. En este valor no están considerados los diferentes beneficios que gozan los socios de la Cooperativa. Por lo tanto, los costos por salario de operario y mantenimiento para 9 personas, durante los 12 meses del año sería de \$ 14,123/año.

b.2. Mantenimiento y reparación

Los turbogeneradores del ingenio son revisados cada 2 años por un técnico especialista, en un período aproximado de 50 días, pagándose un aproximado de \$ 380/día, por lo tanto el gasto anual es de \$ 19,000.

En cuanto a los grupos electrógenos, éstos son reparados por el mismo personal de la Cooperativa, siendo los gastos correspondientes por mantenimiento y reparación de \$ 3.73/KW, por lo tanto los gastos correspondientes por los 3000 KW disponibles en Batangrande y los 3000 KW disponibles, incluyendo el nuevo grupo electrógeno en Patapo, serían de \$ 22,380/año.

Supervisión y montaje 172,184

El precio indicado incluye equipo de protección, su pervisión y mando, así como cálculos de fundamentos y tuberías.

b) Caldero acuatubular de 80 ton/h

Precio en fábrica	\$ 2'470,640
Transporte al sitio	228,040
Gastos de aduana	547,246
Supervisión y montaje	218,651

Por lo tanto considerando las inversiones de la alternativa "0", la inversión total para la alternativa I es de \$ 8'691,616.2

6.2.2. Costos de operación

a) Costos variables

Son los costos correspondientes al consumo de combustibles y aceites lubricantes en las Centrales Térmicas de Pucalá y Batangrande. Por lo tanto teniendo - el estimado del consumo de combustibles calculados previamente, tenemos :

Consumo de 1'985,592.265 galones de petróleo Diesel N° 2	\$	1'064,277.454
Consumo de 11,129.001 galones de aceite lubricante		56,268.229
SUBTOTAL	\$	1'120,545.683

b) Costos fijos

Serán los mismos que los considerados para la alternativa "0", es decir \$ 55,053.

Tal como se vió en el punto 5.2.2 esta alternativa tiene la posibilidad de cambiar su excedente de bagazo, equivalente a 1'418,148.508 galones de petróleo Bunker N° 6, generando un ingreso para la Cooperativa, siendo el costo del petróleo de \$ 0.530/galón, tenemos un ingreso anual de \$ 751,618.70

COSTOS DE OPERACION TOTALES ...	\$	423,979.973
---------------------------------	----	-------------

6.3. ALTERNATIVA II

Los elementos componentes de esta alternativa y las especificaciones técnicas consideradas para estimar los gastos de inversión y operación son los siguientes :

- a) Un turbogenerador tipo extracción-condensación de 10 MW para trabajar con vapor de , presión en la extracción de Pa

ra una máxima extracción de 50 ton/h.

- b) Un caldero acuotubular de 100 ton/h para generar vapor a 41.36 bar/672°K.
- c) Una torre de enfriamiento de tiro forzado, para el sistema de condensado del turbogenerador.
- d) Una línea de transmisión de 50 Km a 60 KV para una potencia máxima de 3,500 KVA.

6.3.1. Costos de inversión

- a) Turbogenerador tipo extracción-condensación de 10 MW

Precio en fábrica	\$ 2'542,305
Transporte al sitio	234,908
Gastos de aduana	563,120
Supervisión y montaje	225,248
SUBTOTAL	3'565,581

El precio indicado incluye equipo de protección, supervisión y mando de la unidad, así como los cálculos de fundamentos, tuberías y sobre precio por ubicar lateralmente al condensador.

- b) Caldero acuotubular de 100 ton/h

Precio en fábrica	3'000,000
Transporte al sitio	276,900
Gastos de aduana	664,500

Supervisión y montaje	265,500
SUBTOTAL	\$ 4'206,900

c) Línea de transmisión, incluye lo siguiente:

c.1. Subestación Pucalá 4.16/60 KV, 3500 KVA

Una posición de salida, con interruptor, medición y protección \$	36,357
Cable de empalme 5.5 KV	12,578
Transformador de 3,500 KVA	107,692
Interruptor y pararrayos	23,976
Material auxiliar y de montaje	3,196
Obra civil y de estructura	6,394
Transporte y montaje	7,992
SUBTOTAL	198,185

c.2. Línea de transmisión Pucalá-Batangranda,
60 KV

Conductor	\$ 71,328
Aisladores y ferretería	170,629
Postes y crucetas	157,482
Transporte y montaje	363,636
SUBTOTAL	763,075

c.3. Subestación Batangranda 60/13.2 KV, 2000
KVA

Transformador, 2000 KVA	\$ 61,538
Interruptor y pararrayos	23,976
Material auxiliar y de montaje .	3,196
Obra civil y estructuras	6,394

Transporte y montaje	7,992
SUBTOTAL	\$ 103,096
c.4. Subestación Santa Lucía 66/13.2 KV, 1500 KVA	
Transformador de 1500 KVA	\$ 46,153
Interruptor y pararrayos	23,976
Material auxiliar y de montaje ..	3,196
Obra civil y estructuras	6,394
Transporte y estructuras	7,992
SUBTOTAL	\$ 87,711
d) Torre de enfriamiento para el sistema de condensación del turbogenerador	\$ 254,230
SUBTOTAL	\$ 254,230
INVERSION TOTAL	\$ 9'178,778

6.3.2. a) Costos de operación

Tal como se explicó inicialmente esta alternativa considera que toda la energía eléctrica requerida por la Cooperativa, incluyendo Batangrande, será suministrada por el turbogenerador tipo extracción-condensación y que el único combustible a usar sería el bagazo que se obtiene como desecho del proceso.

Sin embargo, del análisis realizado en el punto 5.3.4. existe un déficit de bagazo equivalente a 14,990

galones de petróleo Bunker, el cual creará un costo anual equivalente a \$ 7,944.70 anualmente, ya que el costo del Bunker N° 6 es de \$ 0.530/galón.

b) Costos fijos

Salarios de operación y mantenimiento

Para la presente alternativa sólo se requiere personal para la Central Eléctrica del Ingenio, manteniendo un operador con su respectivo ayudante turno. El costo de operación por turno es de aproximadamente \$ 130.77, por lo tanto, los costos por salarios de operación y mantenimiento serán :

6 personas x 12 meses x 130.77 = \$ 9,145.44/año

Mantenimiento y reparación

Este turbogenerador sería revisado cada dos años por un técnico especialista, siendo el gasto correspondiente de \$ 19,000.

COSTOS DE OPERACION TOTALES \$ 36,090.14

6.4. EL METODO PARA LA COMPARACION

La comparación de las alternativas será realizada en base a los montos actualizados de los desembolsos que cada una de ellas origina, tales desembolsos incluyen los de inversión inicial, operación a-

nual y reposiciones que permitan contar con alternativas comparables, tanto en la calidad de servicio como en tiempo de vida útil.

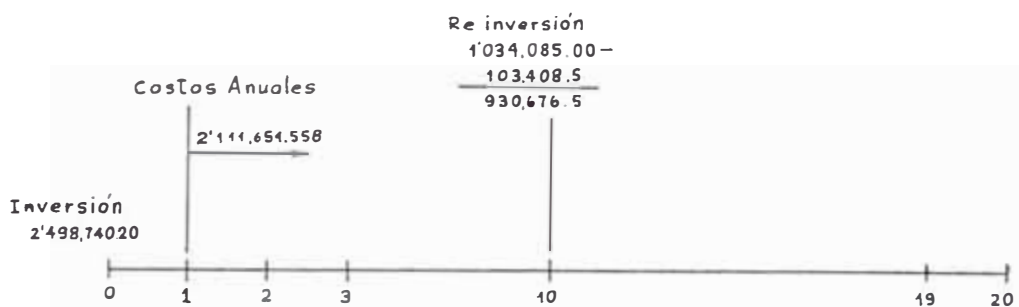
La determinación de los montos actualizados sera realizado sumando los valores presentes de los desembolsos futuros a una determinada tasa de interés. El valor presente es la cantidad que invertida hoy, a una determinada tasa de interés, produce mediante la adición del interés compuesto, el monto del desembolso futuro del cual se trata.

La alternativa que tenga el menor monto de los desembolsos actualizados a las tasas de interés utilizados, será la recomendable desde el punto de vista económico.

Para la evaluación se va a considerar, conservadora mente, que la vida útil de la línea de transmisión, subestaciones correspondientes y turbogenerador es de 20 años. Asimismo se considera que los grupos diesel tendrían un vida útil de 10 años con un valor de recuperación del 10% de su valor inicial si trabajan al régimen previsto en la alternativa correspondiente, por este motivo, se considerará una inversión para reponer los grupos de la Central Térmica de Batangrande de \$ 1'034,085 a 10 años después de la inversión inicial.

ESQUEMA DEL MONTO DE LOS DESEMBOLOSOS

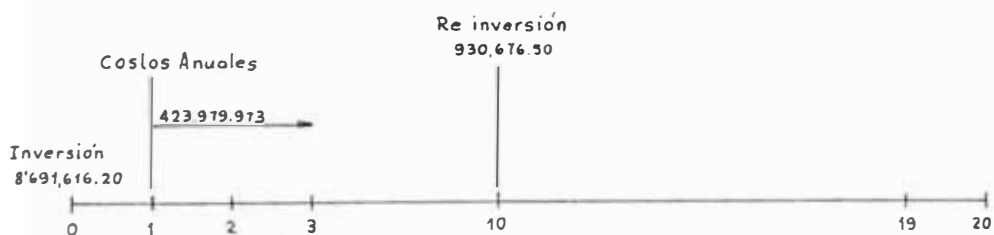
ALTERNATIVA "0"



VALOR ACTUAL NETO (VAN) :

$$VAN^{0} = 2'498,740.20 + 2'111,654.558 K_1 + 930,676.50 K_2$$

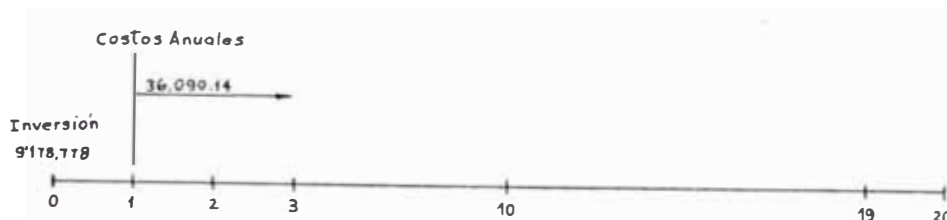
ALTERNATIVA I



VALOR ACTUAL NETO (VAN) :

$$VAN I = 8'691,616.20 + 423,979.973 K_1 + 930,676.50 K_2$$

ALTERNATIVA II



VALOR ACTUAL NETO (VAN) :

$$VAN II = 9'178,778 + 36,090.14 K_1$$

En todas estas expresiones :

$$K_1 = \frac{(1 + i)^n - 1}{i(1 + i)^n} ; n = 20 \text{ años}$$

$$K_2 = (1 + i)^n ; n = 10 \text{ años}$$

i - tasa de interés anual

A continuación procederemos a calcular los diferentes Valores Actuales Netos de cada alternativa para diferentes valores de la Tasa de Interés Anual. El cuadro N° 6.01 nos muestra el resultado de todos estos cálculos.

CUADRO N° 6.01 - VALOR ACTUAL NETO DE LAS ALTERNATIVAS PARA DIFERENTES TASAS DE INTERES

Tasa de Interés i (%)	VAN "0" (\$)	VAN I (\$)	VAN II (\$)
6	27'236,623.81	14'073,560	9'592,695.816
8	23'661,867.87	13'285,154.79	9'533,110.995

Tasa de Interés (%)	VAN "0" (\$)	VAN I (\$)	VAN II (\$)
10	20'833,565.90	12'659,268.16	9'486,013.362
12	18'569,435.25	12'157,069.77	9'448,335.256
14	16'734,580.32	11'749,987.54	9'417,802.997
18	14'730,991.89	11'138,516.23	9'371,932.429
22	12'043,291.53	10'709,138.88	9'339,740.024
25	10'945,693.05	10'467,191.42	9'321,442.323
28	10'058,509.12	10'271,954.07	9'306,645.366

Tal como se puede observar del cuadro N° 6.01, la alternativa II resulta ser la manera más económica de generar la energía requerida para la Cooperativa, en la cual se está tomando en cuenta los proyectos futuros de la Cooperativa.

Además considerando el cuadro N° 6.02, en el cual se han resumido los resultados correspondientes al análisis de las alternativas cuyos cálculos han sido realizados en el Capítulo 5, podemos observar que desde el punto de vista técnico, la alternativa II nos proporciona un sistema de cogeneración de energía muy flexible. Es decir que la variación del vapor requerido por el proceso no afecta a la cantidad de potencia eléctrica a generar en el turbogenerador del tipo extracción-condensación, lo que si ocurre para el caso de las otras alternati -

PARAMETROS COMPARATIVOS	SITUACION ACTUAL	ALTERNATIVAS DE SOLUCION A LA PROBLEMÁTICA ENERGÉTICA ACTUAL Y FUTURA DE LA COOPERATIVA PUCALA			
		ALTERNATIVA '0'	ALTERNATIVA I	ALTERNATIVA II	
RITMO DE MOLIENDA (TON/H)	160	160	160	160	200
NIVELES DE PRODUCCION	(a)	(a)	(a)	(a), (b), (c)	(d)
VAPOR REQUERIDO POR EL PROCESO (TON/H)	110	110	100.905	92.785	102.971
POTENCIA ELECTRICA REQUERIDA POR LA COOPERATIVA (KW)	9000	9000	9000	9000	9000
POTENCIA ELECTRICA A GENERAR EN LOS TURBOGENERADORES (KW)	5200	5200	6500	9000	9000
POTENCIA ELECTRICA A GENERAR MEDIANTE GRUPOS ELECTROGENOS (KW)	1300	3800	2500	0	0
CONSUMO TOTAL DE VAPOR DE ALTA PRESION EN EL INGENIO (TON/H)	120.583	120.583	109.088	117.969	116.80
CONSUMO DE BAGASO (TON/H)	56.811	56.811	48.136	52.152	56.956
EXCESO DE BAGASO (TON/H)	1.129	1.129	9.863	5.847	15.543
CONSUMO ESPECIFICO DE BAGASO PARA LA GENERACION DE ENERGIA ELECTRICA (Kg/KWH)	5.488	5.488	3.619	3.041	3.543
EFICIENCIA TERMICA DEL CICLO DE VAPOR (%)	58.90	58.90	66	57.37	58.64

NIVELES DE PRODUCCION:

- (a) Producción de Azúcar Rubia y 250 Toneladas de Azúcar Refinado por día.
- (b) Producción de 60.000 lts/día de Alcohol, Azúcar Rubia y 250 Toneladas de Azúcar Refinado por día.
- (c) Producción de 120.000 lts/día de Alcohol y 230 Toneladas de Azúcar Refinada por día.
- (d) Producción de 180.000 lts/día de Alcohol y 240 Toneladas de Azúcar Refinada por día.

vas "0" y I en las que una disminución del vapor - requerido por el proceso también disminuirá la capacidad de generación de energía eléctrica en los turbogeneradores del tipo contrapresión, creándose por lo tanto un déficit de energía eléctrica que tendría que ser cubierta mediante la puesta en servicio de más grupos electrógenos, aumentando aún más los costos.

Esta flexibilidad resulta beneficiosa para los futuros planes productivos de la Cooperativa, en los cuales se ha proyectado producir alcohol en sus diferentes niveles de producción, es decir 60,000 120,000 ó 180,000 litros diarios, tal como se analiza oportunamente trae como consecuencia una consecuente disminución del vapor requerido por el proceso, teniendo la ventaja de poder generar la misma potencia eléctrica mediante el turbogenerador del tipo extracción-condensación.

Finalmente Pucalá tendría la posibilidad de generar hasta 13 MW, de las cuales 5 MW serían generadas en el turbogenerador SIEMENS con un consumo máximo de vapor de 49.5 ton/h y los 8 MW restantes serían generados en el nuevo turbogenerador trabajando a plena condensación, consumiendo un máximo de vapor de 33 ton/h. Por lo tanto, siendo el nuevo caldero de

100 ton/h de capacidad se estará en la posibilidad de generar los 13 MW.

Además el hecho de incorporar más tierras para cultivar caña de azúcar y como consecuencia un aumento en el ritmo de molienda llevándose a cabo el nivel de producción d), se tendría un mayor excedente de bagazo, tal como se puede observar en el cuadro N° 6.02 y por lo tanto una mayor disponibilidad de combustible, haciendo de esta alternativa un sistema de generación de energía aún más económico.

CAPITULO 7

7. ESPECIFICACION TECNICA DE LOS EQUIPOS REQUERIDOS

De acuerdo a la evaluación técnico-económica de las alternativas mencionadas hemos llegado a la conclusión que la ALTERNATIVA II resulta ser la forma más económica y conveniente de solucionar la problemática energética del Ingenio azucarero de la CAA Pucalá en el cual se está considerando los planes futuros de expansión agraria y diversificación industrial de la Cooperativa.

En el presente capítulo procederemos a especificar técnicamente a los equipos principales que componen a esta alternativa, nos referimos principalmente al turbogenerador y caldero correspondiente. Es necesario indicar que previamente, en el capítulo 4, se han detallado las especificaciones técnicas de la línea de transmisión que interconectará, según esta alternativa, los sistemas eléctricos de Pucalá y Batangrande, por lo que en este capítulo no lo tameremos en cuenta.

7.1. ESPECIFICACIONES TECNICAS DEL NUEVO TURBOGENERADOR Y EQUIPOS AUXILIARES

7.1.1. Potencia nominal

Se ha determinado que la potencia nominal de este nuevo turbogenerador deberá ser 10 MW, ya que la máxima demanda de la Cooperativa llegaría a ser de 9 MW. Además tal como se demostró oportunamente, el máximo potencial energético del ingenio llegaría a ser de 12 MW aproximadamente para el ritmo de molienda actual de 160 ton/h.

7.1.2. Condiciones del vapor de alta presión

Este turbogenerador deberá estar diseñado para trabajar con vapor sobrecalentado de 41.36 bar/672°K, que son las condiciones finales a las que podría trabajar el caldero N° 5.

También deberá considerarse el caso de que esta unidad trabaja a las condiciones de 27.57 bar/611°K, es decir a las condiciones actuales de generación de vapor de los calderos viejos y del mismo caldero N° 5, con la consiguiente disminución de capacidad de generación de energía eléctrica.

7.1.3. Tipo de turbina

La turbina requerida para la alternativa más adecuada será del tipo extracción-condensación. La extracción deberá ser simple para una presión de 2.06 bar. Deberá suministrar las demandas variables de

energía eléctrica y de vapor extraído, cuando estas demandas varíen individualmente o existiera una variación simultánea de ambas demandas.

7.1.3.1. Máxima extracción de vapor

De acuerdo a los cálculos realizados en el capítulo , correspondiente al sistema energético para sus diferentes niveles de producción y considerando el diagrama N° 5.20 del comportamiento estimado del turbogenerador, recomendamos que la máxima extracción de vapor de 2.06 bar deberá ser de 55 ton/h, para lo cual el consumo total de vapor de 41.36 bar/672°K sería aproximadamente de 71.5 ton/h condensando aproximadamente 16.5 ton/h de vapor y generando 10 MW de potencia eléctrica.

7.1.3.2. Capacidad de generación a plena condensación

El turbogenerador deberá tener la capacidad de generar 8 MW trabajando a plena condensación ya que durante la parada anual, la máxima demanda de energía de la Cooperativa llega a ser de aproximadamente 6.5-7 MW.

7.1.4. Sistema de control de la turbina

7.1.4.1. Válvula principal de parada

Este elemento deberá aislar a la turbina para casos de emergencia y durante paradas normales de la unidad. Se recomienda que esta válvula opere en un tiempo mínimo de 0.2 segundos para casos de emergencia. Su apertura deberá ser gobernado oleohidráulicamente. Se recomienda la instalación de un filtro de vapor en la admisión de esta válvula, como medio de protección contra presencia de partículas extrañas en el vapor, debiendo ser fácil de remover para su revisión y limpieza.

7.1.4.2. Válvulas de control

Estas válvulas de control del vapor vivo deberán requerir de pequeña potencia de regulación, siendo gobernada oleohidráulicamente. Deberán garantizar mínimas fugas de vapor a través de los espacios entre los guías y vástagos correspondientes.

7.1.4.3. Sistema de regulación

La turbina deberá estar equipada con un sistema gobernador que controle su velocidad y extracción. Este sistema deberá garantizar alta pre

cisión de regulación con una respuesta de alta velocidad para los cambios de carga de tal manera que no se produzcan riesgos de oscilaciones.

El método de medición de velocidad no deberá estar afectado por el desgaste o fricciones, recomendándose su medición inductivamente por medio de un pick-up libre de inercia y un disco de impulso sujeto al rotor.

Hoy en día las turbinas son equipadas con sistemas gobernadores electrónicos para el control de velocidad y extracción. Estos sistemas operan con muy alta precisión de regulación y respuesta ultra veloz para los cambios de carga sin producir riesgos de falla debido a oscilaciones.

Este tipo de sistemas convierte los impulsos eléctricos resultantes a un voltaje proporcional a la velocidad. La diferencia entre los valores medidos y nominal actúan sobre un convertidor electro-hidráulico, el cual controla el flujo de aceite de control al actuador hidráulico de tal manera que el ajuste resultante de las válvulas de control minimicen la desviación de control. El gobernador de velocidad tiene un dispositivo de ajuste de valor nominal que permite establecer alguna velocidad requerida. Es-

to permite que la turbina sea iniciada desde su descanso y funcione a la velocidad seleccionada (siendo la máxima velocidad la correspondiente a la velocidad de disparo) bajo el control del dispositivo de ajuste de velocidad.

Para el control de la presión de extracción, este valor entra al sistema de control por medio de un transmisor de presión. La señal de respuesta proporcional a la presión de extensión es comparado con el valor deseado preestablecido en un controlador. La diferencia actúa sobre un calculador, el cual contiene un programa basado en el diagrama de extracción de la turbina. Así, la respuesta del calculador toma las condiciones limitantes del diagrama de extracción y hace actuar, por medio de los convertidores electrohidráulicos, las válvulas de vapor viva y los valores de sobreflujo.

7.1.5. Sistema de Aceite de control

Deberá considerar los siguientes equipos:

Tanque de almacenamiento, el cual deberá permitir ocho recirculaciones por hora. Deberá tener un indicador de nivel y un filtro en la tubería de descarga, así como un extractor del vapor de

aceite montado en la parte superior.

Dos bombas de alta presión, cada una del 100% de capacidad del flujo de aceite de control con dispositivos de arranque automático para que la bomba auxiliar entre en funcionamiento cuando la presión de aceite caiga por debajo de un valor preestablecido. Cada una de ellas accionada por motores de corriente alterna y corriente continua respectivamente para casos de emergencia.

Dos filtros finos, cada uno del 100% de capacidad del flujo de aceite de control, permitiendo su cambio sin ninguna interrupción.

Dos enfriadores de aceite de control como medio de enfriamiento, cada uno con el 100% de capacidad, que permitan el cambio sin interrupción.

Dos acumuladores de alta presión para asegurar el suministro de aceite de control durante fallas momentáneas del suministro de potencia.

7.1.6. Dispositivos de seguridad del turbogenerador

La turbina deberá estar equipada con los dispositivos de seguridad adecuadas que la protejan en casos de peligro o contra operación incorrecta. Por lo tanto la válvula principal de vapor deberá -

cerrar para los siguientes casos :

- a) Contra fallas de presión de aceite de lubricación, que a su vez deberá arrancar la bomba auxiliar.
- b) Contra aumentos excesivos de la presión de extracción.
- c) Contra casos de sobrevelocidad (110% de la velocidad nominal).
- d) Contra excesivos desplazamientos axiales del rotor.
- e) Contra aparición de contrapresiones en el lado de condensación por pérdidas de vacío.
- f) Contra peligros de otro tipo, por medio de un botón de disparo localizado en el panel de control y en la máquina.

7.1.7. Sistema de supervisión

Se deberá considerar un cubículo de supervisión con todos los dispositivos de operación, indicación y monitorización necesarios para el arranque y operación continua de la turbina.

Manómetros de vapor vivo

- Manómetros de la presión en la cámara de la prime

ra rueda.

Manómetro de la presión de extracción

Manómetro de la presión de vacío

Manómetro de la presión de aceite

Termómetro de vapor vivo

Termómetro del vapor de extracción

Termómetro del lado de condensación

Termómetro de velocidad de la turbina

Posición del eje de levas de las válvulas de control de vapor vivo

Posición del eje de levas de las válvulas de control del vapor de baja presión.

7.1.8. Planta de condensación

Deberá considerar los siguientes componentes principales :

7.1.8.1. Condensador

El condensador deberá ser del tipo superficie , diseñado para una potencia máxima de 8 MW, operando a plena condensación. El agua de condensación deberá provenir de una torre de enfriamiento a una temperatura de 25°C.

Constructivamente deberá tener dividida la caja de vapor y la parte de agua, para así permitir su lim-

pieza en pleno servicio trabajando a media carga. Deberá estar apoyado sobre resortes para así absorber las vibraciones y la conexión entre turbina y condensador deberá incluir una junta de expansión.

En forma general deberá incluir los siguientes accesorios :

Caja de entrada del agua de enfriamiento

Caja de reverso del agua de enfriamiento

Entrada del agua de refrigeración

Salida del agua de refrigeración

Entrada del vapor de escape

Pozo de condensado

Toma de condensado

Aspiración de aire

Escape de socorro

7.1.8,2, Bombas de condensado

Se requiere de dos bombas de condensado - cada una con el 100% de capacidad, accionadas por motores de corriente alterna de 440 V, trifásico.

7.1.8.3. Pozo de condensado

Con capacidad de por lo menos 0.5 minutos a plena condensación, con indicador de nivel y con

trol automático para el arranque de las bombas de condensado.

7.1.8.4. Equipo de Evacuación

Consistente de dos unidades eyectoras cada una con el 100% del flujo de succión requerido. Como nota importante deberá especificarse la posibilidad de colocar el condensador a un costado de la turbina, de tal manera que se minimice los gastos de construcción civil, ya que la mayoría de las instalaciones consideran la ubicación del condensador a un nivel bajo, justamente debajo de la turbina.

Actualmente la Planta Eléctrica de Pucalá está construida sobre un solo piso, en el cual están instalados los otros tres turbogeneradores.

7.1.8.5. Torre de enfriamiento

El agua que va a ser usada para condensar el vapor correspondiente al condensador de superficie, deberá provenir de una torre de enfriamiento del tipo forzado. Donde la temperatura del agua de enfriamiento deberá ser de 25°C. Se recomienda que la torre tenga dos bombas principales, cada una del 100% de capacidad, para impulsar el agua total de

enfriamiento.

Es necesario proporcionar un registro de temperaturas de bulbo húmedo y bulbo seco durante las 24 horas del día correspondiente a los días más calurosos del año, los cuales servirán como parámetros principales para el dimensionamiento de la torre.

7.1.9. Generador síncrono

El generador síncrono deberá estar diseñado de acuerdo a las normas VDE 0530 para operar 1,000 metros sobre el nivel del mar para una temperatura máxima ambiental de 40°C con aislamiento de clase F. Este generador deberá ser enfriado con aire, el que a su vez usará como medio de enfriamiento al agua proveniente de una torre de enfriamiento. Las características eléctricas que deberán cumplir son las siguientes

Potencia aparente ..	12.5 MVA
Factor de potencia .	0.8
Voltaje	4.16 KV + 5%
Frecuencia	60 Hz
Velocidad	1800 RPM

Este generador deberá tener los siguientes instrumentos de monitorización

Termómetros para medición de la temperatura de los devanados del estator.

Termómetros para medición de la temperatura del aire de enfriamiento.

Termómetros para la medición de la temperatura del aire caliente.

Termómetros para medición de la temperatura para las chumaceras de apoyo del motor.

Manómetros para medir la presión del aceite lubricante en las chumaceras de apoyo del rotor.

7.1.9.1. Equipo de excitación

Se sugiere una excitación sin el uso de escobillas en el cual la armadura rotativa de un pequeño generador de C.A. (excitador) alimenta a un puente de diodos trifásico para rectificar la corriente y suministrar corriente directa al inductor del generador principal. El regulador de voltaje alimenta a los devanados de campo estático del excitador de C.A. con más o menos corriente. El equipo deberá considerar las siguientes partes

Un excitador principal trifásico de C.A. con diodos rotativos montados en un circuito puente de C.A. trifásico.

Dos anillos deslizantes auxiliares para supervi-

sión de falla a tierra del rotor.

Cubículo de aparatos para la excitación y desenergización de montaje interior, probado para operación y completamente cableado con las siguientes partes :

Un regulador de voltaje electrónico

Un ajustador de punto de referencia para el regulador de voltaje.

Un dispositivo para cambio de control automático-manual

Un dispositivo de desenergización con resistencia de desenergización.

7.1.9.2. Equipo de protección del generador

El equipo a considerar deberá ser apropiado para el generador a operar en paralelo, alimentado directamente de un sistema de barras. Este equipo deberá consistir de un cubículo de protección para localización interna, probado para operación y cableado, suministrado con relés electrónicos, los cuales permitirán ser probados durante operación. Se requerirán los siguientes relés de protección:

Relés de sobrecorriente con tiempo de demora (tres fases).

Relés diferenciales (tres fases)

Relés de falla a tierra del estator

Relés de sobrevoltajes

Relés de detección de pérdidas de excitación

Relés de potencia inversa

Un juego de transformadores de corriente y voltaje, los que deberán ser seleccionados de acuerdo a las características del generador y de los relés de protección a usar, así como de los instrumentos de supervisión del generador.

7.1.9.3. Equipo de monitorización y Control del generador

El equipo de monitorización deberá estar montado en un tablero metálico ensamblado en fábrica para localización interna, completamente cableado con los siguientes instrumentos.

Para la supervisión del generador

Amperímetro

Voltímetro

Medidor de frecuencia

Watímetro

Medidor del factor de potencia

Indicador de temperatura del estator
con selector

Indicador de temperatura del aire ca

liente.

Indicador de temperatura del aire fresco.

Para regularización del voltaje :

Amperímetro para la excitación auxiliar

Voltímetro para la excitación auxiliar

Interruptor para conexión y desconexión de la excitación

Interruptor para selección de operación automática o manual

Lámparas indicadoras de conexión y desconexión de la excitación

Lámparas indicadoras de operación automática o manual.

Para sincronización del generador :

Dos voltímetros

Dos medidores de frecuencia

Un sincronoscopio

Un dispositivo de sincronización

Un interruptor de control para el interruptor del generador.

7.1.9.4. Interruptor de potencia para el generador

Este interruptor deberá ser operado mediante una bobina de cierre y una bobina de apertura,

así como para operación manual en casos de emergencia, deberá cumplir con las siguientes características :

Interruptor de potencia del tipo extraíble (trifásico)

Tensión de trabajo : 4,160 voltios

Amperaje nominal : 250 amperios

Potencia de cortocircuito : 250 MVA

Electricamente operado con 125 V.C.C.

Mecanismo de energía almacenada.

7.2. ESPECIFICACIONES TECNICAS DEL NUEVO CALDERO Y EQUIPOS AUXILIARES

7.2.1. Capacidad de generación de vapor

Tal como se ha podido calcular en la determinación del Potencial Energético del Ingenio, la máxima cantidad de vapor que se puede generar en base al bagazo disponible en el ingenio es de 13090 ton/h, de los cuales 53.11 ton/h serian generados en el caldero N° 5 a las condiciones de 27.57 bar/611°K y el resto 77.78 ton/h, serian generados en un nuevo caldero a las condiciones de 41.36 bar/672°K. Por lo tanto la capacidad de generación de vapor en el caldero a seleccionar deberá ser de una capacidad total de 100 ton/h, ya que el máximo rendimiento de

este tipo de calderos se logra a una carga comprendida al 70 ó 80%.

7.2.2. Condiciones del vapor

Considerando que la mayoría de los equipos de generación de energía del ingenio usan vapor de 27.57 bar/611°K, podríamos considerar estas condiciones como posibles condiciones iniciales de trabajo del caldero. Este planteamiento servirá notablemente en el caso en que se decidiera adquirir inicialmente a este caldero con lo que se lograría reemplazar a todos los calderos viejos, obteniéndose finalmente un mayor exceso de bagazo.

Las condiciones finales del vapor deberán ser de 41.36 bar/672°K, ya que varios de los equipos actuales han sido seleccionados para estas condiciones, tal es el caso del turbogenerador Siemens, cuya potencia máxima de generación de potencia eléctrica a estas condiciones llegaría a ser de 5000 KW. Igualmente, el caldero N° 5 fué seleccionado para trabajar a estas condiciones.

7.3.1. Combustible a usar

7.3.1.1. Combustible principal

El combustible principal a usar deberá ser el bagazo con una humedad aproximada del 50% para la que se deberá garantizar una eficiencia de generación de vapor a las condiciones de 41.36 bar/672°K, del orden del 78-85%, considerando el poder calorífico del bagazo.

El quemado de este combustible principal deberá realizarse sobre parrillas basculantes, distribuyéndolo eficientemente a través de ésta usando aire pulsante para su mejor combustión.

Esta parrilla deberá permitir su manipulación mecánica para desechar la ceniza producida por la combustión del bagazo sin necesidad de quitar la alimentación del bagazo en el caldero durante su operación. Este tipo de parrilla ubicadas generalmente en la parte inferior del horno, es de primordial importancia por su habilidad de quemar bagazo, por su fácil operación y alta eficiencia.

La alimentación de bagazo deberá hacerse en forma gradual, mediante alimentadores rotativos debidamente distribuidos frontalmente. Esta alimentación deberá hacerse directamente tomada del transportador principal de bagazo y distribuido por los alimentadores hacia el horno de caldero.

7.3.1.2. Combustible de reserva

Deberá considerarse el uso de petróleo Bunker N° 6 para lo que deberá considerarse los equipos necesarios para su calentamiento, usando el vapor del mismo y/o resistencia eléctrica, el equipo de bombeo adecuado, el número y distribución adecuada de los quemadores de petróleo con uso del registro circular regulable, a través de los cuales el aire de combustión proveniente de la caja vientos.

7.3.2. Diseño del caldero

Se recomienda que el diseño del caldero sea el Stirling de 2 domos, ya que este tipo de diseño es el más adecuado para aliviar las altas pérdidas de tiro, producidas por el peso de los productos de combustión al quemar el bagazo.

Esta unidad deberá tener horno con paredes enfriadas con agua, banco de generación de vapor, sobrecalentador y precalentador de aire de la combustión.

El aire de combustión proveniente de un ventilador de tiro forzado, deberá pasar primeramente a través de un precalentador de aire y deberá ser distribuido por debajo de la parrilla de combustión y a la caja de vientos correspondiente a los quemadores de petró

leo.

En el flujo principal de gases de la combustión será necesario tener separadores de cenizas, especialmente antes del precalentador de aire, los cuales en su mayoría son del tipo centrífugo, descargando las cenizas hacia unas tolvas colectoras, desde los cuales por medio del aire secundario serían impulsadas a un ciclo de cenizas.

Asimismo se requiere de equipo de realimentación de las partículas de bagazo no quemado hacia el horno para su combustión completa.

7.3.3. Accionamientos mecánicos

7.3.3.1. Ventiladores de tiro inducido

Se recomienda que para el accionamiento de este tipo de ventilador, se de uso a una turbina a contrapresión para trabajar con vapor de 41.36 bar/672°K.

7.3.3.2. Ventilador de tiro forzado

Se recomienda que para el accionamiento de este tipo de ventilador se de uso a un motor eléctrico trifásico con arranque reducido para trabajar con una tensión de 2.4 KV, tensión disponible directamente de la Planta Eléctrica.

7.3.3.3. Ventilador de tiro secundario

Se recomienda que para el accionamiento de este tipo de ventilador se de uso a un motor eléctrico trifásico con arranque reducido para trabajar con una tensión de 440 voltios.

7.3.3.4. Bombas de agua de alimentación

Se recomiendan por lo menos dos bombas de agua de alimentación, una de ellas accionada con una turbina a contrapresión para trabajar con vapor de 41.36 bar/672°K y la otra accionada mediante un motor eléctrico trifásico con arranque reducido para trabajar con una tensión de 2.4 KV.

7.3.4. Instrumentación de control

De preferencia se recomienda el uso de sistemas neumáticos con instrumentación de Bailey Meter U.S.A., ya que actualmente el personal encargado de la operación y control de los calderos actuales del Ingenio de Pucalá, como de los demás Ingenios del Norte del País están íntimamente relacionados con este tipo de instrumentación.

7.3.4.1. Sistema de control de agua de alimentación

Se recomienda el uso de un Sistema Automático de flujo de agua de alimentación de tres elementos, en el cual se toma en cuenta, en forma simultánea, el control del flujo de vapor, flujo de agua y nivel de agua en el domo superior del caldero.

Este tipo de sistemas puede ser ajustado para restablecer un determinado nivel en el domo para todas las cargas o en calderos con severas fluctuaciones de carga, el sistema puede ajustarse para permitir un nivel en el domo, según la carga en el caldero y compensar los efectos de oleaje.

Este sistema de control puede ser calibrado de tal manera que solo requiere de unos pocos ajustes para cumplir con los requerimientos individuales del caldero. Estas características pueden cambiarse fácilmente por ajustes manuales.

7.3.4.2. Sistema de control para la combustión

Se recomienda el uso de un sistema en el cual las variaciones de la presión en el caldero sea el índice del desbalance entre la energía suministrada al caldero y la energía extraída del generador de vapor. Este sistema deberá estar preparado para hacer trabajar al caldero, ya sea usando bagazo como

combustible o petróleo Bunker N° 6, para lo cual será necesario que el sistema mantenga la relación aire/combustible requerido, según el combustible usado.

7.3.4.2.1. Regulación del bagazo

Para este caso el sistema trabaja de tal manera que al producirse un cambio en la demanda de vapor se crea una variación en la presión del caldero, lo cual es captado por un controlador de presión y transferido a un controlador master del caldero, - el cual hará aumentar o disminuir, simultáneamente, tanto la alimentación del bagazo como el aire requerido para así satisfacer la demanda. La variación de la alimentación del bagazo se realiza aumentando o disminuyendo la velocidad de los alimentadores rotativos, mientras que la variación del aire requerido se realiza regulando la compuerta del tiro forzado.

7.3.4.2.2. Regulación del petróleo

Al igual que en el caso anterior, tanto el flujo del petróleo como del flujo de aire son controlados de acuerdo a la variación de presión del caldero, según el master del caldero. En este caso la presión del petróleo es usado como un indicador -

del flujo del combustible y el diferencial entre la caja de vientos y el horno es usado como indicador del flujo de aire hacia los quemadores de petróleo.

7.3.4.2.3. Guías de combustión

Será necesario proporcionar al personal de operación de un dispositivo que permita controlar manual o automáticamente la proporcionalidad de la cantidad de aire a la cantidad de combustible. De los tipos básicos de guías de combustión aplicadas a las unidades de generación de vapor, recomendamos el uso de los Indicadores de Flujo de Vapor - Flujo de Aire y el Analizador de Gases.

En el caso del Indicador de Flujo de Vapor - Flujo de Aire, se trata de un registrador que registra si multáneamente, mediante punteros indicadores, el Flujo de Vapor y el Flujo de Aire. Esta guía indicará que la combustión es óptima cuando ambos punteros guardan la misma relación.

Este tipo de instrumentación debe ser previamente calibrada sobre resultados obtenidos desde un número adecuado de pruebas de combustión. La apropiada calibración, hace posible una presentación visual de la correcta relación de la proporcionalidad de aire/combustible. Esta guía será apropiadamente usada -

en el caso que se use como combustible al petróleo, cuyo comportamiento calórico es mucho más estable - que el del bagazo y por lo tanto esta guía podría proporcionar una señal adicional dentro del Sistema del Control de la Combustión y así obtener una relación más óptima de la relación aire/combustible.

El Analizador de Gases toma muestras de gases, los cuales son analizados continuamente, ya sea química o electrónicamente, para registrar el oxígeno y combustibles presentes en los productos de combustión. Desde que existe una relación directa entre el porcentaje de oxígeno en los gases de la combustión y la cantidad de exceso de aire suministrado en la zona de combustión, el operador es ayudado continuamente con una lectura continua de la eficiencia de la combustión. La señal indicada o registrada del oxígeno puede ser usada para propósitos de control en el ajuste del total del flujo de aire. Esta guía es apropiadamente aplicada, tanto para el uso de petróleo como de bagazo.

7.3.4.2.4. Sistema de presión en el hogar y regulación de tiros

El tiro en el horno debe ser regulado - separadamente a través del uso de un Controlador de

tiro en el horno y un Operador de potencia que se encargará de posicionar la compuerta del ventilador de tiro inducido, de tal manera que se mantenga constante la presión en el hogar.

Este sistema debe permitir, tanto su operación manual como automática.

7.3.4.2.5. Sistema de control para los quemadores - de petróleo

Se requiere de un sistema que impida la operación continuada en el caldero cuando existiera una condición peligrosa y así ayudar al operador tanto en la puesta en servicio o fuera de funcionamiento a los quemadores y equipo del combustible.

El objetivo principal debe ser impedir las explosiones dentro del horno que pudieran poner en peligro la seguridad personal y daños peligrosos en el mismo caldero. Se recomienda el uso de un sistema de control manual con el encendido mediante el detector de llama, el cual aplica un control de encendido de llama semiautomático, incluyendo un sistema de interlocks. La iniciación de la secuencia de encendido deberá iniciarse desde un panel local, secuencia en la cual debe estar incluido los varios interlocks de prequemado y purga para finalmente poner en funciona

miento al encendedor de llama y así proporcionar una señal permisible para introducir el petróleo hacia el quemador principal.

Se recomienda este tipo de sistema de control manual ya que actualmente, tanto en Pucalá como en los demás Ingenios se usa, dado el nivel de preparación y práctica del personal de operación.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. Para el ritmo de molienda de caña actual de 160 ton/h y a las condiciones de operación del Sistema Cogenerativo de Energía, la máxima capacidad de generación de energía eléctrica que se puede obtener del Ingenio Azucarero correspondiente a la Cooperativa Agraria Pucalá es de 5200 KW.

Esta energía es generada mediante los turbogeneradores SIEMENS y WORTHINGTON N° 2 usando vapor a las condiciones de 27.27 bar/611°K y cuyo escape a la presión de 2.06 bar es parte del vapor a ser usado para el proceso de fabricación de azúcar rubia y refinada.

La cantidad calculada de vapor requerido por el proceso es de 110 ton/h (68.57% caña) para lo cual se necesita generar 120.58 ton/h de vapor de alta presión (75.36% caña) a las condiciones de 27.57 bar/611°K, - siendo la eficiencia térmica del ciclo de vapor del 58.90%.

El consumo de bagazo correspondiente es de 56.871 ton/h casi la totalidad del bagazo disponible, es decir 58 ton/h correspondiente a un ritmo de molienda de caña de 160 ton/h.

El equilibrio energético del ingenio se cumple para una carga eléctrica de 5200 KW en los turbogeneradores, esto significa que si la carga en estas unidades fuese superior a los 5200 KW, existiría un excedente de vapor hacia el proceso, vapor que tendría que ser soplado a la atmósfera, perdiéndose no solo energía calórica sino agua de alimentación para los calderos.

Si la carga eléctrica fuese menor a 5200 KW habría un déficit de vapor hacia el proceso, el cual tendría que ser compensado mediante vapor reducido a través de la válvula reductora de 27.57/2.06 bar, - perdiéndose energía en el proceso de saturación del vapor reducido.

Esto significa que para ambos casos la eficiencia térmica del ciclo de vapor disminuiría aún más por debajo del 58.90%, eficiencia que de por sí resulta baja.

2. De acuerdo con el diagrama N° 5.02 en el que se muestra el comportamiento de la actual carga eléctrica de la Cooperativa, abastecido por los turbogeneradores Siemens y Worthington N° 2 y grupos eléctricos de la Planta Térmica de Patapo, se puede observar que la demanda de energía eléctrica es superior a los 5200 KW, llegando hasta un máximo de 6500 KW

en las horas punta. Esto significa que el uso de los grupos electrógenos tiene que ser continuo llegando a un máximo estado de carga de 1300 KW, y por lo tanto el consumo de petróleo Diesel N° 2 y de aceite lubricante se hace inevitable, aumentando los costos por generación de energía eléctrica.

Si se quisiera cubrir toda la demanda de energía eléctrica mediante el uso exclusivo de los turbogeneradores, rompiendo el equilibrio energético mencionado en la conclusión anterior, sería necesario generar una mayor cantidad de vapor de alta presión superior a los 120.583 ton/h. Esto significa que se tendría que usar continuamente petróleo Bunker N° 6, ya que a las condiciones actuales de operación del Ingenio, el consumo de bagazo es casi total, es decir los costos por generación de energía aumentarían.

Inclusive la posibilidad de generar los 6500 KW en la hora de máxima punta queda restringida a solo 5850 KW, ya que el turbogenerador Siemens puede generar un máximo de 3850 KW a las condiciones actuales de generación de vapor, mientras que el turbogenerador Worthington N° 2 sólo puede ser exigido hasta un máximo de 2000 KW.

3. El ciclo de vapor correspondiente al Sistema Actual de Cogeneración de Energía del Ingenio tiene una eficiencia térmica global del 58.90%. Esta eficiencia resulta demasiado baja, ya que para un sistema cogenerativo en el que el vapor de escape de las turbinas cede su calor latente en el proceso, debería estar comprendido entre el 70-80%.

Esto se debe principalmente a la baja eficiencia de sus principales unidades de generación de energía es decir calderos y turbogeneradores.

Las unidades de generación de vapor Nros. 1, 2, 3 y 4 tienen casi 40 años de operación y sus continuas paradas por reparación comprometen seriamente el normal desenvolvimiento de las actividades productivas del Ingenio, además su eficiencia garantizada para el uso del bagazo al 50% de humedad era del 66%.

Es por esta razón que se recomienda incorporar un nuevo caldero con la capacidad suficiente para reemplazar a estas unidades y con una eficiencia superior comprendida entre el 78-80% que nos permita aumentar la capacidad de generación de vapor en base a las 58 ton/h de bagazo disponible.

Asimismo, en la Planta Eléctrica, se requiere necesariamente de un nuevo turbogenerador con una eficiencia térmica de 82% y eficiencia electromecánica del

95%. Esta unidad debería reemplazar a las unidades - actuales, quedando el turbogenerador Siemens como unidad de reserva y dejando fuera de servicio al turbogenerador Worthington N° 2, dada su poca confiabilidad.

Se recomienda que tanto el nuevo caldero y turbogenerador sean seleccionados para trabajar con vapor a las condiciones de 41.36 bar/672°K.

Estas medidas nos permitirán obtener un sistema de co generación de energía más eficiente y más confiable , no comprometiendo el normal desenvolvimiento de las actividades productivas del ingenio.

4. Para las condiciones actuales de operación del proceso y producción exclusiva de azúcar rubía y refinada, la cantidad de vapor de baja presión (2.06 bar) requerida por el proceso ha resultado de 110 ton/h (68.75% - caña), vapor que deberá ser suministrado por los escapes de las turbinas de contrapresión.

Sin embargo mediante la apropiada operación de la sección de evaporadores y una secuencia adecuada de sangrados de vapor vegetal para efectos de calentamiento del jugo, se puede lograr una disminución de este consumo hasta 93.53 ton/h (58.45% cana), tal como se explica en el punto 4.1 de la presente tesis.

Es por esta razón importante que se recomienda llevar

a cabo el Proyecto de Optimizar la Operación de la Sección de Evaporadores, ya que de esta manera obtendríamos un uso más eficiente del vapor en el proceso y como consecuencia un ahorro de bagazo, el cual puede ser destinado para la generación de energía eléctrica adicional mediante el uso de un turbogenerador del tipo extracción-condensación.

Si este proyecto fuese aplicado para un Sistema de Cogeneración de Energía, tal como el actual, en el que todos los turbogeneradores son del tipo contrapresión la disminución del vapor requerido por el proceso traería como consecuencia una disminución de la potencia eléctrica a generar en los turbogeneradores, ya que el flujo de vapor que pasa a través de éstos depende de las necesidades del vapor para el proceso. Es por esta razón que se recomienda la incorporación de un nuevo turbogenerador del tipo extracción-condensación el cual se encargará de regular el vapor extraído en su etapa correspondiente y con la posibilidad de generar una mayor potencia eléctrica en su etapa de condensación.

- 5 Tal como se puede observar en el cuadro N° 6.01 la instalación y operación de la Planta de Alcohol en el Ingenio para los diferentes niveles de producción proyectados por la Cooperativa, 60,000, 120,000 y 180,000

litros de alcohol por día no traerá consecuencias negativas en el consumo de vapor para el proceso. Por el contrario los consumos serían aún menores al obtenido para el nivel de producción actual del ingenio. Esto contribuiría aún más a tener mayores excedentes de bagazo que podría ser destinado para la generación adicional de energía eléctrica, justificándose aún más el criterio de incorporar dentro del Sistema Cogenerativo del Ingenio a un turbogenerador del tipo extracción-condensación.

6. Para dar solución a la problemática energética de la Cooperativa, considerando sus planes futuros de Ampliación Agrícola y Diversificación Industrial se han considerado tres alternativas: Alternativa "0", Alternativa I y Alternativa II.

Las dos primeras consideran sistemas cogenerativos en los que la energía eléctrica es generada en turbogeneradores del tipo contrapresión y por lo tanto su capacidad de generación está restringida por la cantidad de vapor requerido por el proceso. En la primera de ellas el equilibrio energético se logra para un máximo estado de carga de los turbogeneradores de 5200 KW mientras que en el segunda para un máximo de 6500 KW. Por lo tanto ambas alternativas no tendrían la capacidad suficiente para cubrir la demanda de energía eléc

trica total de la Cooperativa, incluyendo la demanda de energía correspondiente a la Ampliación de la Frontera Agrícola en Batangrande, es decir de 9000 KW. Esto significa que para ambas alternativas no sería justificable realizar el Proyecto de Interconectar los sistemas eléctricos de Pucalá y Batangrande mediante la línea de transmisión de 60 KV.

La Alternativa II considera incorporar dentro del sistema cogenerativo del Ingenio, dos unidades más eficientes de generación de energía, es decir un nuevo caldero y un turbogenerador del tipo extracción-condensación, los cuales trabajarían a las condiciones de vapor de 41.36 bar/672°K y además considera la realización del Proyecto de Optimizar la Operación de los Evaporadores. Todas estas medidas permitirán explotar el máximo potencial energético del Ingenio, el cual llega a ser de aproximadamente 12 MW.

Es decir para esta Alternativa sí sería justificable el realizar el Proyecto de la Línea de Transmisión entre Pucalá y Batangrande, logrando de esta manera cubrir la demanda de energía eléctrica total de la Cooperativa usando como único combustible el bagazo.

7. Para hacer a las tres alternativas equivalentes desde el punto de vista energético, se ha considerado incorporar en las dos primeras de ellas grupos electróge -

nos cuya capacidad complementada con la potencia a generar en los turbogeneradores respectivos nos permi-tan cubrir los 9000 KW requeridos por la Cooperativa.

Finalmente como resultado de la comparación técnico - económica de las tres alternativas, llegamos a la conclusión que la Alternativa II nos proporciona el sistema cogenerativo más conveniente para dar solución a la Problemática Energética de la Cooperativa considerando la Ampliación de la Frontera Agrícola y Diversificación Industrial.

Por lo tanto se recomienda incorporar un nuevo calde-ro acuotubular de 100 ton/h de producción de vapor con una eficiencia garantizada del 78-80% usando bagazo al 50% de humedad y la incorporación de un turbogenerador del tipo extracción-condensación de 10 MW, ambas unidades a las condiciones de vapor de 41.36 bar/672°K.

8. Esta Alternativa II brinda también la posibilidad de generar un máximo de energía eléctrica de 13 MW, para lo cual el turbogenerador Siemens trabajaría con 5 MW consumiendo 49.5 ton/h de vapor, mientras que el nuevo turbogenerador trabajaría a plena condensación con un máximo estado de carga de 8 MW consumiendo 33 ton/h. Esto significa generar aproximadamente 88.374 ton/h - de vapor de 41.36 bar/672°F haciendo trabajar al nue

vo caldero al 88.37% de carga, consumiendo 39.977 ton/h de bagazo que complementado con los 22.814 ton/h consumido por el caldero N° 5 trabajando a las condiciones de 27.57 bar/611°K, nos dá un total de 62.791 ton/h.

Esto significa que para un ritmo de molienda de 160 ton/h el bagazo disponible no sería suficiente para cubrir este estado de carga de los turbogeneradores y por lo tanto sería necesario consumir aproximadamente 216.433 galones de petróleo Bunker N° 6 por hora.

En cuanto al vapor correspondiente al escape del turbogenerador Siemens, éste podría ser absorbido sin ninguna dificultad por el proceso, ya que en el futuro, no sólo se contaría con el sistema de producción de azúcar, sino también por el sistema de producción de alcohol, pues tal como se menciona oportunamente, la instalación y operación de la planta de alcohol no solo servirá como un regulador económico de la Cooperativa, sino también como un regulador energético para el Ingenio.

9. El hecho de llevar a cabo la Alternativa II para dar solución a la problemática energética de la Cooperativa y como consecuencia de la ampliación de su frontera agrícola, dará la posibilidad de tener una mayor disponibilidad de caña y así aumentar el ritmo de mo

lienda en el Ingenio.

La etapa de extracción del Ingenio está en capacidad de moler hasta un máximo de 200 toneladas de caña por día, sin embargo en el proceso de fabricación de azúcar existen "cuellos de botella" que restringe al ritmo de molienda hasta un máximo de 160 ton/h, tal es el caso principalmente de la sección de evaporadores, los cuales solo pueden asimilar un máximo de 160 ton/h para la producción exclusiva de azúcar.

Sin embargo al poner en operación a la Planta de Alcohol, el Ingenio estará en capacidad de asimilar las 200 ton/h de caña, destinando el excedente de cana, - es decir 40 ton/h para la producción aproximada de 67,200 litros de alcohol por día que complementado con el alcohol producido de la melaza obtenida de la producción de azúcar nos daría finalmente un total de 68,864 litros de alcohol por día.

La ventaja de moler este mayor ritmo de molienda permitirá al Ingenio tener una disponibilidad de bagazo de 72.50 ton/h, capacidad suficiente para generar los 13 MW de potencia eléctrica explicada en la conclusión anterior e inclusive obtener un excedente aproximado de 9.707 ton/h que en el transcurso de 30 días significan 6,950.48 toneladas. Este bagazo acumulado podría ser utilizado como combustible de reserva duran

te las paradas de molienda por razones de reparación o podría ser vendido a las empresas papeleras por un costo equivalente a 315,794.314 galones de petróleo Bunker N° 6, generando un ingreso mensual de : \$ 167,370.98, haciendo de esta alternativa un sistema de generación de energía rentable para la Cooperativa.

Inclusive la Cooperativa estaría en la posibilidad de vender su excedente de energía de 4 MW a las cooperativas azucareras adyacentes, tal es el caso de Tumán, Pomalca y Cayalti.

10. Entre uno de los proyectos en estudio de la Empresa ELECTRONORTE está el Proyecto de Interconexión de los Ingenios Azucareros del departamento de Lambayeque al sistema Centro-Norte. Este proyecto está prácticamente en su Etapa de Prefactibilidad y su realización depende de los resultados de su evaluación técnico-económico correspondiente.

El objetivo principal de este proyecto, según ELECTRONORTE, es abastecer toda la demanda de energía eléctrica de las Cooperativas Azucareras, con lo cual si sería rentable su realización. Pero es necesario tener en cuenta que en todo Ingenio Azucarero la energía eléctrica generada en sus turbogeneradores se obtiene prácticamente como un subproducto del sistema de cogeneración de energía, sistema en el cual se ge

nera simultáneamente energía eléctrica, mecánica y calórica, existiendo por lo tanto un punto de equilibrio energético dentro del Ingenio.

En el caso de Pucalá este equilibrio se lograría generando aproximadamente 6 MW de energía a plena contrapresión para las condiciones futuras planteadas por la Alternativa II. Esto significa que solamente 3 MW podrían ser abastecidas por el sistema interconectado Centro-Norte, es decir que el consumo de bagazo continuaría siendo necesario pero en menor magnitud.

A pesar de esto, la Alternativa II tendría afinidad con este proyecto, ya que la línea de transmisión proyectada para la interconexión de los Ingenios Azucareros tendría un nivel de tensión 60 KV, igual al de la línea de transmisión entre Pucalá y Batangrande.

Finalmente al tener el Ingenio de Pucalá la posibilidad de generar un máximo de 13 MW, mediante la Alternativa II, está en capacidad de brindar al Sistema Interconectado una reserva de 7 MW con la cual se podría contribuir al desarrollo de nuevas industrias aledañas.

BIBLIOGRAFIA

1. Cane Sugar Handbook, G.L. Spencer and G.P. Meade.
2. Industrial Power Systems Handbook, Donald Beeman.
3. Potencial de los Ingenios Azucareros como medios de generación de energía para redes eléctricas de servicio público, artículo de Tord Torisson de la Revista Sugar y Azúcar, Abril 1984.
4. Power cogeneration in Sugar Factories, artículo de P. B. Nurse de la revista Sugar Journal, Junio de 1988.
5. Cogeneración de Potencia y Energía Térmica en Ingenios Azucareros, artículo de José E. Lima de la revista Sugar y Azúcar, Abril de 1987.
6. Mechanical Engineer Handbook, Power de Kent.