



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

Estudio Técnico Económico del Proceso de
elaboración de azúcar refinada en el Ingenio
Independencia de Martínez de la Torre,
Veracruz.



T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
CONSUELO PALMA ALCANTAR



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

CLAS TESIS 1978
AÑO M. C. ~~301~~ AREA 325
FECHA _____
MOC _____



LIBRARY

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA:

PRESIDENTE: PROF. HECTOR MANUEL LOPEZ HERRERA _____

V O C A L : PROF. JOSE LUIS PADILLA DE ALBA _____

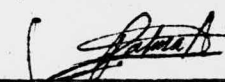
SECRETARIO: PROF. ROBERTO ANDRADE CRUZ _____

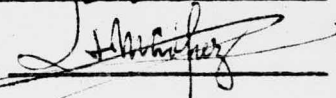
1r.SUPLENTE: PROF. CUTBERTO RAMIREZ CASTILLO _____

2o.SUPLENTE: PROF. RAFAEL GARCIA NAVA _____

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

INGENIO INDEPENDENCIA DE MARTINEZ DE LA TORRE, VER.

SUSTENTANTE: CONSUELO PALMA ALCANTAR _____ 

ASESOR DEL TEMA: HECTOR MANUEL LOPEZ HERRERA _____ 

A la Universidad Nacional
Autónoma de México.

Al honorable Jurado .

A mis maestros, amigos
y compañeros.

A mi Facultad de Química.

**Al Profesor e Ing. Químico
Héctor M. López Herrera
con estimación y respeto -
por su valioso asesoramiento.**

**Al Ing. Químico
Luis Gutiérrez Murillo
con admiración y agrade-
cimiento por su magnífica
colaboración.**

A mis padres por el cariño
infinito que siento por ellos.

A mis tíos, hermanos y
primos por el afecto que
nos ha unido siempre.

INDICE

	PAG.
Introducción	1
 CAPITULO I	
Generalidades	2
Origen de la Caña de Azúcar. Variedades	
 CAPITULO II	
Campo del Ingenio Independencia de Martínez de la Torre , Ver <u>a</u> - <u>cruz</u> .	11
Area y recomendaciones de Sembrado ; <u>Indi</u> <u>ce</u> de Madurez de la Caña ; <u>Variedades</u> y -- <u>Ciclos</u> de cultivo ; <u>fertilizantes</u> <u>recomenda</u> - <u>dos</u> para <u>plantillas</u> , <u>socas</u> y <u>resocas</u> ; <u>máne</u> <u>jo</u> de caña .	
 CAPITULO III	
Fábrica	21
Marcas, capacidades y costos de la ma <u>quina</u> <u>ria</u> de operación ; <u>plano</u> de localización <u>gene</u> <u>ral</u> ; <u>diagrama</u> de flujo .	

	PAG.
CAPITULO IV	
Proceso	
4.1	Informes de turno y quincenal o de corrida 49
4.2	Sistema de control recomendados 112
4.3	Control cuantitativo y control quí- mico 126
CAPITULO V	
	Balance de Materia 132
	Condiciones bajo las cuales se calculó el balan- ce de materia , condiciones de operación .
CAPITULO VI	
	Balance de Energía 139
	Condiciones de operación y condiciones de -- diseño .
CAPITULO VII	
	Recomendaciones para mejorar la Producción en fábrica 156
CAPITULO VIII	
	Conclusiones 170
	BIBLIOGRAFIA 172

INTRODUCCION

Uno de los productos que más divisas producen al país es el azúcar, además de ser un producto de primera necesidad tanto en la industria alimenticia como en el hogar.

Debido a esto es indispensable tratar de mejorar los equipos y procesos gracias a los cuales se procesa y así aumentar la calidad y cantidad de dicho producto para satisfacer la demanda actual ya que ésta es cada vez mayor.

Para facilitar la organización existen varias oficinas en México, D.F., entre las más importantes están:

ONISA (Operadora Nacional de Ingenios, S. A.)

UNPASA (Unión Nacional de Productores de Azúcar, S. A.)

FINASA (Financiera Nacional Azucarera, S. A.)

CNASAS (Comisión Nacional Azucarera)

Todos los ingenios del país pertenecen a alguna de estas oficinas para facilitar la distribución del producto al país, así como la exportación, además estas oficinas se encargan de programar la zafra, facilitando así las actividades administrativas y de fábrica en forma más exacta y ordenada.

I.- GENERALIDADES

La sacarosa se encuentra en un gran número de plantas pero las que la contienen en gran cantidad y que mejor se prestan para su extracción son : la caña de azúcar y la remolacha .

La caña de azúcar , "Saccharum Officinarum" de la familia de las gramíneas , es originaria de la Nueva Guinea , siendo una especie de hierba gigantesca de la tribu de las Andropogoneas .

Se asemeja mucho al maíz dando tallos de 1.50 a 3.00 metros o más . Se mencionan frecuentemente en los Libros Santos de los antiguos hindúes y en los escritos chinos anteriores a Jesucristo. Los soldados Griegos de Alejandro el Grande la vieron en la India y regresaron con la nueva de plantas maravillosas, con su jugo más dulce que la miel de abejas . Los persas y los árabes trasladaron hacía el oeste su cultivo y así crecía y se aprovechaba en el siglo X en los valles del río Tigris y del Euf rates .

Los Cruzados encontraron el cultivo y aprovechamiento de la caña en Siria y Persia y trajeron muestras cuando regresaron al Oeste . Los Sarracenos introdujeron su cultivo en Sicilia y los Moros a España , de donde la trajeron los Españoles al nuevo Mundo en sus viajes de reconocimiento colonización y así , de su lugar

de origen , Nueva Guinea pasó a todos los países tropicales y subtropicales .

Para su estudio se puede considerar la caña dividida en : raíz y tallo , éste último constituido por una serie de secciones con hojas, separadas por nudos en los cuales , bajo la influencia de la clorofila y de la luz solar se elabora fécula que posteriormente se transforma en azúcar y , en ésta forma , queda almacenada en el tallo.

Según el color ; longitud del tallo ; su diámetro y la distancia que separa los nudos se distinguen variedades de caña de azúcar y así, una primera clasificación fué como sigue :

Cañas de Otaheite , que se reconocen como de Haití y Cuba .

Cañas Cheribon , que se comprende las variedades amarillo violeta y púrpura-violeta .

Cañas Tanna , que pueden ser rayadas ; blancas ó negras .

En vista de la gran variedad actualmente existente para su mejor clasificación comercial , las posteriores clasificaciones se han hecho con iniciales que indican la procedencia y un número que indica el número del experimento ó pasos para llegar desde su origen hasta la Variedad que se presenta y así por ejemplo :

POJ-32 , indica ; procedencia , estación experimental de Java ; número de experimentos o pasos para su desarrollo 32 .

Las cañas que se refieren más frecuentemente los agricultores en México son :

1. POJ-2878, caña blanca , dura , que créa mucha maleza , pero resistente a las plagas y de alto rendimiento
2. - CO-290 Variedad que se trata de eliminar del país por -- ser difícil de clarificar su guarapo . Resistente a las plagas
3. Demerasa y Pamatores , Cañas variedad roja .
4. Media Seda , Caña roja y procedente del Hawai .
5. Criolla , Variedad nativa del país por desarrollo , de altos rendimientos pero no resistente a las plagas .
6. Cristalina , Caña variedad blanca .
7. Rayada Mexicana , Caña blanca con rayas rojas .

La caña de azúcar , siendo una planta esencialmente tropical se - desarrolla perfectamente en climas cálidos y húmedos con intervalos moderados de calor seco y húmedo por las brisas del mar . -

La lluvia es esencial para su desarrollo , pero puede ser sustituf -

da por riegos :

Su propagación se hace por medio de cortes de secciones de los ta -
llos , empleándose principalmente las últimas secciones , cerca de
las hojas , y se pueden enviar de una a otra parte protegidas por sus
hojas y debidamente empacadas , sin que pierdan su energía germinati
va por un tiempo razonable.

Antes se creía que la caña no producía semillas fértiles , pero se ha
demostrado lo contrario , o sea , que sí las produce , pudiéndose empl
ear para su propagación , dando origen a nuevas variedades de cuali
dades superiores.

A pesar de lo anterior su propagación usual es por cogollos y para és
to , se procede escogiendo de las plantas lozanas y de buen rendimiento
 , la parte superior y tierna (cogollo) que se corta en pedazos conteniendo
 , por lo menos , dos yemas o nudos , que se siembran en pares para -
asegurar el conocimiento de dos retoños cuando menos.

Hay dos maneras de sembrarla , en cadona o en mateado , ambos mo
dos con poca tierra al principio , la primera en surcos una tras otra -
y la segunda en hoyos. Recién plantado el cogollo , se labra la tierra,
es decir , se retira tierra y cuando retofia , se lleva la operación de -
"aterrar" o sea juntar la tierra pasando el arado en sentido contrario.

Para un buen rendimiento se necesita un buen cultivo , barbechos , abonos , limpias y riego. En terrenos de riego , cualquier época es buena para su siembra , calculando el corte antes de que floresca o sea , la aparición del ástil floral , por decrecer de ésta época en adelante su rendimiento en sacarosa , corte que se hace de los 12 a los 15 meses y tenerse lista en la época de molienda ; la caña temporal se siembra , de preferencia en los meses de octubre , noviembre , y diciembre . Las siembras en los meses de mayo y junio son eventuales y las hechas en julio se pierden ya que se pudren por exceso de humedad .

A la planta de la primera siembra y a su corte se le denomina " CAÑA PLANTILLA " , " SOCA " se nombra a los cortes después del primero y " RESOCA " a las cañas que se cultivan después del segundo corte . Para más cortes no tienen nombre especial y así , al cuarto año se denomina " Campo Viejo de 4 años " , etc

El rendimiento por hectárea va variando y así , en promedio se estima para los tres cortes , que son los comerciales , como sigue :

De Plantilla	de 70 a 120 Ton.
De S o c a	de 40 a 100 Ton.
De Resoca	de 30 a 90 Ton.

La caña de azúcar está constituida por un cilindro , las paredes del

cuál forman la corteza y , el interior por un tejido celular suave; el cilindro a la vez , subdividido en un número de pequeños cilindros por divisiones o partituras transversales llamadas nudos , los que están formados por un tejido igual al de la corteza.

Este tejido es de una naturaleza leñosa y contiene un jugo impuro ; la pulpa , que es de naturaleza suave contiene en mayor abundancia un jugo menos impuro ; por lo tanto y en síntesis puede dividirse en jugo y fibra , entendiéndose por fibra , todo aquello que no sea agua o que es insoluble en ella

Estos dos elementos constitutivos : jugo y fibra , pueden a su vez , basándose en lo anterior , sub-dividirse en : fibra de la corteza y fibra de la pulpa y jugo de la corteza y jugo de la pulpa . Toda la fibra junta se denomina genéricamente "BAGAZO " y todo el jugo se denomina -- "GUARAPO " .

Los límites entre los cuales varía la constitución de la caña , son :

A g u a ,	69.00	-	75.00%
Sacarosa ,	7.00	-	20.00%
Azúcares reductores , , , , , , , , , , , , , , , ,	0.30	-	2.00%
Materia orgánica no azúcar , , , , , , , , , , , , , ,	0.50	-	1.00%
F i b r a ,	8.00	-	16.00%
Cenizas ,	0.30	-	0.80%

Siendo los dos primeros elementos , normales en la caña formando solución , no se hace necesaria explicación alguna , pero sí de los otros elementos.

Azúcares Reductores: Están presentes en la caña , principalmente Glucosa y Fructuosa , ambos como cuerpos intermedios en la formación de la sacarosa y , en la sobre madurez como producto de la degradación de ésta .

Su porcentaje es mínimo cuando la caña ha sido bien regada y cortada madura y alcanza su valor máximo cuando se corta después de la madurez o cuando permanece tirada en los campos , al sol , por tiempo largo antes de pasar a los molinos , provocado por inversión enzimática.

Fibra: Se entiende por fibra la parte insoluble en agua , está compuesta por : celulosa , lignina , materias minerales , grasa , cera , pentosanos , proteíneas y otras sustancias de menor importancia.

Constituyentes Nitrógenados: El Nitrógeno de la caña se encuentra en forma de albuminoides , principalmente como albuminas y peptonas y , en menor cantidad , en forma de aminoácidos , amidas de bases nitrogenadas , nitratos y sales de amonio .

Por análisis , Maxwell encontró los siguientes porcentajes de Nitrógeno :

En hojas , cogollo y caña muerta , , , , , , , , 0.427 - 0.599 %

En T a l l o s , , , , , , , , , , , , , , 0.207 - 0.530 %

y con éstos resultados , concluyó que el 65 % del Nitrógeno presente, corresponde a la parte de la caña que en los ingenios se desecha y -- 35 % corresponde a los tallos.

Cenizas: Su contenido es variable , cambiando con la variedad de - caña y además , con la composición del suelo y los abonos usados .

En las cenizas de las hojas predomina la sílice y en la de los tallos el potasio , en conjunto , están formadas por : sílice y óxidos de po-
tasio , sodio , fierro , aluminio y magnesio ; por ácidos fosfórico y sulfúrico , cloro y cal.

Acidos Orgánicos: Se han identificado los siguientes ; málico , aco-
tínico , oxálico y cítrico . Algunos autores aseguran la presencia de ácidos glicólico , succínico , tartárico y tánico , aún cuando su pre-
sencia no está confirmada .

Gomas: Las Gomas se encuentran presentes en un 0.2 % . Son - -
cuerpos de composición incierta . Su contenido es mayor en la caña no madura . Son insolubles en el alcohol neutro o ácido y son absor-
vidas por el carbón animal o vegetal . Se deriban de las hemicelulo-
sas de la fibra , y las principales son : xilosa , arabinosa y galactosa .

En el proceso de elaboración de azúcar , en parte se eliminan y en parte prosiguen hasta llegar a las mieles residuales .

Ceras : Se encuentran constituidas por mezclas y se localizan en la parte exterior de las cañas en una proporción de 0.05 % . Hay variedades de cañas que no tienen ceras , se cree que éstas ceras en un 70 % están formadas por glicéridos de los ácidos oléico , lanólico , palmítico y estaérico , junto con oxiaácidos , ácidos resínicos , lecitinas y materias aromáticas , y que el 30 % restante contiene parte de un alcohol mirfísico y parte de un alcohol cristalino no primario .

Otros Constituyentes : Se encuentran presentes aunque en pequeñas cantidades , materias colorantes siendo las principales ; clorofila , antocianina y sacaretina , así como taninos ó polifenoles en el cogollo de las yemas .

II - CAMPO DEL INGENIO INDEPENDENCIA , MARTINEZ DE LA TORRE , VERACRUZ .

Se estima que el Ingenio Independencia puede disponer de 2,400 hectáreas para el cultivo de la Caña de Azúcar , que mediante una tecnificación del cultivo puede dar un rendimiento promedio de 100 Ton/Hectárea , con lo que la disponibilidad de caña sería de 240,000 toneladas .

Para un abastecimiento más uniforme de la materia prima es indispensable el establecimiento de un sistema de control para el corte que actualmente no se practica en el Ingenio.

Durante el recorrido , se hizo una visita al sistema de riego por bombeo, llegándose a la conclusión de que puede ser mayor el área regable que el regado actualmente , ya que la instalación de tubería para conducción del agua y con la construcción de una taza puede aumentarse la superficie aprovechable para riego .

La totalidad de las siembras de caña que se efectuaron para el ciclo -- 76-77 se hicieron a doble cordón y se encuentran en muy buenas condiciones de nacerencia y desarrollo . Las superficies de estas plantillas sembradas hasta la fecha es de 590 hectáreas de las cuales existen 100 hectáreas de las variedades CP. 29-203 y Mex. -52-17 . La actual administración del ingenio , desea eliminar la variedad CO - 290 porque -- parece ser que se ha deteriorado através del tiempo . Además se ha -

procurado desarrollar algunas nuevas variedades recomendadas - por el Instituto Mexicano de Productores de Azúcar entre las que - destacan las siguientes :

Mex 59 - 642

Mex. 59 - 12

Mex 60 - 720

N CO 310

Mex 59 - 641 Mejor que las anteriores

Mex 56 - 144 Superior que los anteriores

Estas variedades están sembradas muy próximas al Ingenio y a la -- vista de los agricultores , con letreros colocados frente al camino y con la nomenclatura correspondiente de la variedad.

Se recomienda establecer 3 lotes de comparación de estas variedades en diversos lugares de la zona cañera , para determinar cuáles son - las mejores con las que se cuenta actualmente .

En estos lotes se incluirán las 6 variedades en observación , además - la CP. 29-203 , Mex - 52-17 , Méx. -54-23 y CO -290 .

Los análisis de caña que se hacen para decidir los campos que deberán tener prioridad para el corte durante la zafra , contienen datos de gra- dos Brix ; sacarosa y pureza .

Verbalmente se indica al personal de campo , que con objeto de tener un sólo dato , que pueda relacionar los tres valores , se obtuviera el índice de madurez partiendo de que si la sacarosa obtenida se considera como el 100 % , qué índice se tendría si se ha obtenido una pureza determinada

Un ejemplo ilustra la proposición :

" Se tiene un análisis de caña en el Laboratorio Químico en donde se obtiene °Bx de 20.0 % , sacarosa de 15.0 % y pureza de 75.0 % .

Si la sacarosa (15.0 %) se considera con el 100 % de pureza que valor se obtendrá con 75.0 % de pureza real , de donde :

$$\frac{15}{100} = \frac{X}{75} ; X = \frac{15 \times 75}{100} = 11.25 \text{ (Índice de Madurez)}$$

La siguiente serie de análisis , puede redondear la consideración .

	Brix	Sacarosa	Pureza	<u>Índice de Madurez</u>
1a. Muestra	21.09	17.87	84.73	15.14
2a. Muestra	19.29	17.62	91.34	16.09
3a. Muestra	20.20	18.52	91.68	16.98
4a. Muestra	18.98	16.92	89.15	16.92

De acuerdo con el "Índice de madurez" calculado , la prioridad de corte para la caña la tendrían .

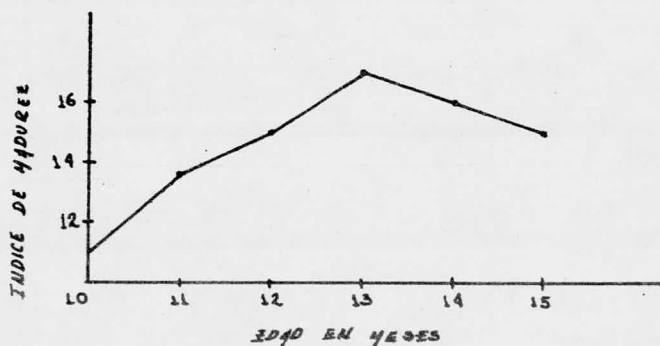
3a Muestra	1er lugar
4a Muestra	2do Lugar
2a Muestra	3er lugar
1a Muestra	4° lugar

En cuanto a las variedades de caña , se concluye la necesidad de conocer el comportamiento de las mismas , en atención a los análisis -- del Laboratorio Químico efectuados . Será conveniente , dentro de una misma zafra , poder obtener las gráficas de comportamiento de las variedades , según los resultados de los análisis y las edades en que fué muestreada la variedad .

Se incluye una gráfica imaginaria para ilustrar la proposición.

VARIEDAD: Mex. 52-17

CICLO: PLANTILLA



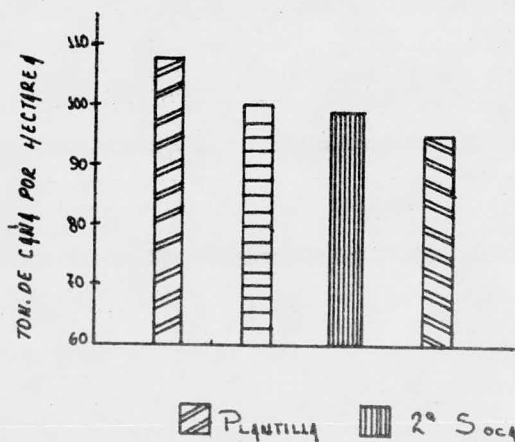
La gráfica anterior indicaría que durante la zafra 76-77 la variedad Mex -52-17, en caña plantilla tuvo su mejor momento de corte al al -rededor de los 13 meses de edad.

Los datos obtenidos en cada edad, se recomendarían para obtener una media que puede dar lugar a la gráfica correspondiente.

Una situación semejante puede obtenerse para socas y resocas.

Por lo tanto se requiere la construcción de gráficas de comportamiento para auxiliar al Ingenio en los programas de corte de la caña. Es necesario también conocer los rendimientos de cada una de las variedades existentes en el campo, tomando las producciones individuales de cada ciclo de cultivo de la caña.

Se sugiere construir gráficas para cada variedad, ejemplificándose con la siguiente.



Estas gráficas permiten determinar los rendimientos obtenidos por cada variedad en sus diferentes ciclos de cultivo y le servirán al Ingenio para ir conociendo la forma como se van comportando en el campo comercial , ya que representan rendimientos de caña obtenido en suelos arenosos , francos y arcillosos .

En cuanto al uso de fertilizantes en el Ingenio, el Instituto Mexicano de Productores de Azúcar ha recomendado el uso general de la fórmula 12-6-6 adicionada tres meses de sulfato de amonio , ambas aplicaciones en la dosis de 500 kilogramos por hectárea , o sea que la dosis total de fertilizantes aplicada a una hectárea de caña es de 162-30-30 . Esta dosis parece un poco sobrada en Nitrógeno y es probable que el uso constante de ella en el campo provoque descensos en el contenido de sacarosa en la caña . La observación de deficiencias de fósforo y potasio , he hizo notar en algunas parcelas de los campos del Ingenio .

La situación anterior sugiere un programa experimental con fertilización en la caña , efectuando una sólo repetición de fórmula en diversos campos del Ingenio .

Posiblemente una repetición en cada ejido pudiera dar una idea más precisa del problema .

Se sugiere que la compra de fertilizantes se haga en fórmulas obtenidas de mezclas físicas, ya que son más baratas que las químicas procurando que la aplicación del fertilizante no sea en ningún caso después del mes de Junio porque un retraso en la fertilización provoca retardos en la maduración de la caña, pudiéndose obtener mayor cantidad de mieles y menor proporción de sacarosa en la caña.

La recomendación para aplicación de fertilizantes es el siguiente:

Plantillas

Fórmula 12-6-6 a razón de 500 kilogramos por hectárea en la siembra, adicionada a 50 kilogramos de aldrin donde haya " Gallina Ciega " .

Sulfato de Amonio a razón de 500 kilogramos por hectárea en el despacho o aporque de la caña .

Socas y Resocas

Fórmula 12-6-6 en el desaporque ó afloje de la caña a razón de 500 kilogramos por hectárea, después de haberse destroncado la caña. En el aporque o despacho igual dosis de sulfato de amonio que en la plantilla .

Se observó también que en la mayor parte de las superficies sembradas con caña plantilla 76-77 se intercalan las siembras de caña, frijol y tomate. El desarrollo de la caña con cualquier planta intercalada se suspende y se obtiene bajo rendimiento cañero .

Se sugiere hacer a los cañeros la promesa de darle préstamos de \$ 400.00 a \$ 500.00 por hectárea en aquellas siembras de caña donde se intercalan otros cultivos, con carga a su liquidación naturalmente.

La siembra de caña plantilla anual en número de 600 hectáreas, - significaría obtener adicionalmente para crédito de año de 250 a - \$ 300 00, pudiendo obtenerse mejores rendimientos en la plantilla, al no intercalarse otros cultivos. Posiblemente esta solución no fue ra aceptada por los productores, por lo que podría recomendarse - una dosis de la fórmula 12-6-6 en la primera aplicación.

Quizá 600 kilogramos por hectárea fuera más conveniente en las condiciones indicadas.

Se espera para las próximas zafras una molienda de 2,000 toneladas de caña por día que durante 120 días efectivos dará una producción - de zafra de 240 mil toneladas.

Es probable obtener ésta producción de las siguientes superficies de cultivo :

Ciclo	Superficie (Hectáreas)	Rendimiento por (Ha.) (Tons)	Producción en Tons. de Caña
Plantilla	600	120	72,000
Socas	600	120	60,000
Resocas	1200	90	108,000
S u m a s	2400	310	240,000

Es decir un promedio de 100 Ton/Ha .

Cantidad de semillas para 600 hectáreas = 8,100 Ton. de caña 68 -
Has. Será conveniente utilizar siempre caña plantilla para las nue
vas plantaciones de caña por las múltiples ventajas que presenta . -
La edad de la caña semilla será de 10 meses como máximo .

La terminación de la época de siembra de caña deberá ser en No --
viembre o diciembre . Las 68 hectáreas de caña semilla necesaria
por año , deberá sembrarse de acuerdo con la planeación de la siem
bra normal teniendo en cuenta el disponer de la caña para semilla --
a una edad de 10 meses.

Manejo de Caña

Se maneja en tercios atados con cadenas cañeras . Se descarga en -
el Ingenio por medio de 5 grúas cañeras ; una radial autoestable mar
ca " American - Hoist " con capacidad de 6 toneladas y 18.28 metros
de radio , una grúa marca " Manning " tipo viajera , con capacidad -
de 10 toneladas y radio de acción de 15 metros y otra grúa viajera No.
2 de fabricación " Nacional " con capacidad de 20 toneladas destinadas
para el tandem "B" y descargan en dos mesas alimentadoras de cons
trucción de acero con 8 hilos de cadena movidos por motoreductores -
" Falk " de 10 H.P. , cada uno .

Un conductor con estructura y caja de hierro de 1,80 metros de ancho por 22,0 metros de longitud , duelas de acero sobre tres hilos de cadena de rodillos , movidos por motoreductores de 40 H. P. . Las otras dos grúas son viajeras con cabina de mando tipoabierto y radio de 13.71 metros con capacidad de 20 y 15 toneladas, operada por tres motores eléctricos y la otra con malacates Sheppard control manual .

Estas dos últimas están destinadas para el tándem " A " y descargan en dos mesas alimentadoras de construcción de hierro de 8 hilos con cadena movidos por motoreductores " Falk " de 10 H. P. , cada uno . Un conductor , estructura de caja de hierro de 1.37 metros de ancho por 30.78 metros de longitud con duelas de acero sobre tres hilos de cadena " Link - Belt " / SS-996-K2 , movido por motoreductor de 40 H. P. , se cuenta además con dos grúas móviles con desplazamiento en orugas marca " Bay-City " y P & H , con pluma de 30' y capacidad de 12.5 toneladas para estibar caña en atados en zonas auxiliares .

III. - FABRICA

El mantenimiento en general no es muy normal , debido a la irregularidad de materiales para un buen mantenimiento preventivo .

Es preciso la programación de un mantenimiento continuo y rutinario, para ello es necesario la requisición y abastecimiento oportuno de los materiales .

El control químico es escaso , pues no se cuenta con el elemento técnico ni equipo necesario para llevar un estricto control de los materiales que se procesan .

Dada la importancia que tiene el aspecto químico para el control de la fábrica , se considera indispensable contar con equipo y materiales - en proceso , que servirán de guía para la variación , modificación o - corrección de los diferentes sistemas de trabajo , tanto en molienda - como en fábrica .

Además se debe contar por lo menos con dos técnicos analistas responsables por turno , que supervise el muestreo y el análisis correcto de los materiales para que los resultados sean realmente representativos.

Por otra parte , el control cuantitativo de todos los materiales , de -
ben ser reportados en formas especiales previamente elaborados y -
rubricados por los encargados de cada departamento y archivados por
orden cronológico para cualquier aclaración .

Se debe instituir el análisis de caña a procesar , es decir muestrear
la caña ya preparada y efectuar el análisis correspondiente , lo que
nos dará a conocer la cantidad de sacarosa que entra a proceso con
mayor exactitud que el calculado por el método tradicional .

Una vez cortada la caña , pierde peso debido a la evaporación y prin -
cipia la pérdida de azúcar (sacarosa) por inversión enzimática y fer -
mentaciones naturales , pasando a glucosa . El agente principal de -
esta inversión parece ser una enzima que se encuentra en el cogollo -
de la caña y que una vez cortada se difunde en todo el tallo , la pérdi -
da por fermentaciones naturales es mayor cuando se queman las hojas
para el corte .

Por estas razones la caña se corta y se lleva al Batey del Ingenio lo -
más pronto posible , descargándolas en la plataforma de carga del --
sistema de molinos el cual está compuesto por dos tándems , el 1ro. -
o sea tandem "A" consta de un juego de gallegos , un juego de cuchi -
llas con tres navajas movidas por un motor eléctrico marca General -
Electric de 150 H. P., trabaja a 550 R. P. M. , una desfibradora marca -

Gruendler tamaño 4X accionada por turbina de vapor marca Elliott de 300 H.P., con reductor de velocidad con salida de 1,100 R.P.M., 5 molinos y desmenuzadora ; 17 mazas en total . Los 3 primeros son marca Squier de 0.76 x 1.37 mts (30" x 54"), movido por un motor de vapor tipo Corliss marca Hamilton de 0.61 x 1.22 mts - (24" x 48"); los dos molinos siguientes son marca Dibert Bancroft de 0.81 x 1.37 metros (32" x 54"), vírgenes de acero , movidos por un motor de vapor tipo Corliss marca Hamilton de 0.76 x 1.22-metros (30" x 48 "), conductores intermedios con duelas de acero montadas sobre 3 hilos de cadena , todos los molinos tienen acumuladores hidráulicos marca Edwards y con la lubricación automática marca Farval . Dos bombas centrífugas marca Worthington 3LI de 400 G.P.M. cada una , movida por motores eléctricos ASEA de -- 40 H.P. cada uno , para guarapo mezclado .

Para maceración existen , una bomba versátil de 946 L.P.M. (250 - G.P.M.) movida por motor IEM de 10 H.P., 1,750 R.P.M. y dos bombas centrífugas marca Goulds de 380 L.P.M. (100 G.P.M.) , - movidas por motores eléctricos U.S. Motors de 7.5 H.P., cada uno .

Sistema de maceración compuesto aplicándose un 15 % de agua de imbibición.

El 2º. o sea el tandem "B" está constituido por un juego de cuchillas de construcción nacional , de 48 navajas , procedido por un emparejador ó gallego , movido por motoreductor marca Falk de 25 - H. P.

El juego de cuchillas es movido por motor eléctrico de 150 H. P. - y 900 R. P. M , una desfibradora marca Stedman de 1.68 mts --- (66") acoplada directamente a una turbina de vapor marca Terry Steam de 300 H. P., 1000 R. P. M , una desmenuzadora y cuatro molinos , 14 masas en total . La desmenuzadora es marca Kraje Waki con rayado fulton de 0.86 x 1.97 mts (34" x 78") , movida por un motor de vapor corliss de 0.55 x 1.22 mts (22" x 48") , con transmisión elevada . Dos molinos son marca Schwarts y uno es marca - Dibert Braneroft de 0.81 x 1.82 mts (32" x 72") , movidos por motor de vapor Corliss , de 0.91 x 1.52 mts (36" x 60") , transmisión de pedestales alto . El cuarto molino es de fabricación nacional de 0.81 x 1.37 mts (32" x 54") accionado por turbina Worthington - de 450 H. P. , con caja de reducción en el primer paso y reducción abierta en el segundo paso .

Acumuladores hidráulicos marca Edwards , conductores intermedios de duelas de acero montadas sobre 3 hilos de cadena Rex No. 907-E51. Colador de guarapo , de rastrillo , movido por motoreductores marca

ASEA de 7.5 H.P. Dos bombas de tipo versátil de 1,700 L.P.M - (450 G.P.M.) cada uno movidas por motor eléctrico marca IEM de 20 H.P., 1,750 R.P.M. para guarapo mezclado y dos bombas versátil de 946 L.P.M. (250 G P.M.) movidas por motores eléctricos - marca IEM de 7.5 H.P , y 1,750 R.P.M. El conductor de bagazo - a las calderas con cadena REX No. 2184 , tablillas de madera , movido por motor eléctrico marca Brown Boveri de 40 H.P.

La operación de los molinos es suficiente para las necesidades del ingenio pero la presión del vapor que impulsa a las turbinas apenas -- llega a la de diseño de las turbinas , siendo este un factor limitante para la aplicación del % óptimo de agua de imbibición y la presión - óptima en los molinos para una extracción , por consiguiente , la sacarosa en bagazo tiene un valor mayor que las normales .

Se debe modificar el sistema de vapor a modo de poder disponer vapor de mayor presión , por lo menos ligeramente superior a la de diseño de las turbinas , con el objeto de proporcionar mayor flexibilidad a la operación de los molinos .

Por otro lado , se deben efectuar las modificaciones de la mesa alimentadora indicada en el desarrollo del estudio y proporcionar mayor profundidad y longitud al conductor primario para evitar los problemas que ahí se mencionan .

Es importante el conocimiento de la cantidad exacta del material que se procesa , ya que es la base para el balance de materiales , por lo tanto , es conveniente la instalación de un equipo que permita conocer con exactitud este material .

El agua de imbibición es el término empleado para indicar que el bagazo antes de alguno o algunos de los molinos , se humedece con agua o con jugo más diluido de los siguientes molinos , con objeto de que entrando a las mazas del molino hinchado por la absorción del líquido , se puede aplicar mayor presión y aumentar por lo tanto , la extracción y como consecuencia a la recuperación de jugo .

De los molinos , se obtiene un jugo turbio , ligeramente verdoso , formado por , sacarosa , azúcares reductores , gomas , sales de ácidos orgánicos , materias colorantes , tanino , albuminoides , fibras en suspensión , etc. y para su separación se hace necesario sulfitar , tratar con cal y evaporar hasta sobresaturación , con lo que el soluto cristaliza .

La sulfitación se hace por medio del anhídrido sulfuroso y su principal papel es : separar las materias colorantes y gomas , reducir la glucosa y la conversión de las sales férricas coloridas (resultados de la reacción del fierro de la maquinaria con los fenoles de la caña) a ferrosas que son compuestos incoloros .

Para esto (sulfitación), se hace pasar el jugo de arriba a abajo por torres con platos perforados , fluyendo en sentido contrario una corriente de SO_2 gaseoso (0.04 % del peso de la caña) obligado a seguir ese camino por un tiro . Esta operación también se verifica en mezcladores afectando la forma y trabajo de condensadores barométricos , inyectándose el guarapo a gran presión y succionándose el SO_2 a su paso .

En caso de no tener los dispositivos anteriores , se puede hacer en tanques bombeando el SO_2 .

Cuando se elabora azúcar refinada , no se sulfita el jugo , sino que después de los tachos pasa a los cristalizadores y a centrífugas , separando miel final y azúcar crudo , semilla que se regresa a los tachos nuevamente , saliendo el tanque mezclador y a centrífuga , donde se separan miel para templeas y azúcar que se disuelve nuevamente, se calienta y se trata por el carbón decolorante , se filtra y se vuelve a concentrar en tachos .

Esta sulfitación y la alcalización están poco controlados , por consiguiente la naturaleza del material en proceso varía dentro de un rango amplio .

La Defecación - El jugo ya sulfitado pasa a tanques donde se añade el agua de cal (lechada) y el primer efecto es la neutralización de cualquier acidéz presente . La adición continuada causa la precipitación de los coloides formados por la cera de la caña , que con los ácidos grasos forma un jabón , que al estado neutro obra como coloide y, alcalino , como cristaloide . Causa además la precipitación del ácido fosfórico , de los oxidos de fierro y aluminio , nitrógeno albuminoides clorofila y materias colorantes .

La cal usada es pura , sin magnesio ni silicatos , pues cuando contiene estos elementos , forma incrustaciones en los evaporadores . Se pone en lechada a 15° Baumé o sea , una solución aproximadamente 5 normal , añadiéndose hasta tener un p.H entre 6.2 y 6.8 .

Después de recibir la cantidad adecuada de cal , es necesario elevar la temperatura hasta 90° C para obtener un asentamiento rápido y esto se verifica con las "defecadoras" que son tanques cilindricos de cobre con chaqueta de vapor que se trabajan empezando a inyectar vapor de tal modo que cuando estén llenos ya se tenga la temperatura deseada .

Estas defecadoras han sido sustituidas por asentadores Dorr múltiples, donde la defecación (previo calentamiento) , es continúa .

En la defecación se forman tres capas que son : inferior formada por cachaza y gagacillo , media o sea guarapo defecado y superior o espuma . Terminado el tiempo de defecación se abre la llave de salida , permitiendo el paso de la cachaza que por un canal se conduce al tanque cachacero y luego del guarapo defecado que por otro canal se lleva al tanque de jugo defecado la cachaza y la espuma se juntan .

Es decir en el Ingenio Independencia hay una buena defecación lo cual implica un buen control de p H dentro de un límite previamente determinado , en el laboratorio este límite depende de la naturaleza del material en proceso , por consiguiente , tanto la sulfitación como la alcalización deben efectuarse dentro de dicho límite para lograr una óptima defecación , lo que facilitará las operaciones posteriores de clarificación y filtración .

Para la clarificación se cuenta con 4 básculas para pesar guarapo , marca Fair banks Morse , automáticas , dos con capacidad de 5,000 kgs. y dos de 3,000 kgs. Para la alcalización se cuenta con un tanque con colchón de 15,000 lts un intimador cilíndrico horizontal con agitador de 7,776 lts para la alcalización final se tiene otro tanque cilíndrico vertical con agitador y capacidad de 15,000 lts siete calentadores para guarapo : Los números 1 , 2 y 3 marca Squier de 69.60

metros (749') cuadrados de superficie de calefacción; Nos. 4 y 5 de fabricación nacional, de 46.40 metros (500') cuadrados de superficie de calefacción y Nos. 6 y 7 de 92.90 metros (1,000') cuadrados de superficie de calefacción cada uno. Para circular el guarapo a través de estos calentadores, hay dos bombas centrífugas marca Worthington una 6-L-3 y otra 5-L-3 accionada por motores eléctricos de 100 H.P. a 1,750 R.P.M. cada uno. Tres clarificadores continuos de los cuales dos son marca Dorr tipo Multifeed y uno es marca Myesa tipo Rapi-Dorr el primero con capacidad de 176,000 litros; el segundo con capacidad de 78,000 litros y el tercero con capacidad de 270,000 litros. Dos filtros para cachaza, uno marca Oliver de 2.44 X 4.88 metros (8' X 16') y otro marca Eimco de 3.05 X 4.88 metros (10' X 16'). Dos bombas marca Worthington 5-L-3 con motores de 100 H.P. a 1,750 R.P.M. - cada uno, para guarapo clarificado.

Una vez defecado el jugo pasa a los evaporadores directamente o se filtra primero en filtros prensa o de sacos según convenga pasando después a los evaporadores que es un sistema de doble y cuádruple efecto de las características siguientes: dos cuerpos en paralelo para el primer paso, uno de 3.05 metros (10') de diámetro y 492.19 metros cuadrados, el otro cuerpo tiene 3.05 me-

tros (10') de diámetro y 488.85 M^2 de superficie de calefacción . El siguiente paso consta de tres cuerpos en paralelo ; el primero de 3.0 Mts. de diámetro y $488.94 \text{ Mts. cuadrados}$ de superficie de calefacción el segundo y tercero de 2.60 Mts. de diámetro y $252.05 \text{ Mts cuadrados}$ de superficie de calefacción , dando vapores para el calentamiento en el primer paso de calentadores de jugo . El cuádruple efecto con las siguientes dimensiones : primer cuerpo 3.69 Mts. de diámetro y $2,060 \text{ M}^2$ de superficie de calefacción ; el tercer cuerpo con 3.69 Mts. de diámetro y 929 M^2 de superficie de calefacción ; el cuarto cuerpo tiene 3.87 M de diámetro y $1,115 \text{ M}^2$ de superficie de calefacción , extrayéndosele vapores al primer cuerpo , para tachos . La superficie calórica total de todo el equipo instalado es de $5,949.08 \text{ Mts}^2$.

La meladura que se obtiene de estos evaporadores para una nueva evaporación para cristalización la cual se verifica en evaporadores de simple efecto llamados "tachos" el sistema que actualmente opera en el ingenio Independencia es el siguiente :

Trece tachos de calandria con las siguientes especificaciones :

No. 1 de 42,000 lts , fabricado por Rho Ingeniería Mecánica Industrial tipo cabeza baja de $3.98 \times 4.57 \text{ mt}$; No. 2 de 2.74 Mts de diámetro , 88.50 Mt^2 de superficie de calefacción y 14,700 lts de

capacidad; No. 3 de 2.44 Mts. de diámetro, 55.60 M² de superficie de calefacción y 13,000 lts. de capacidad; No. 4 de 2.73 Mts. de diámetro, 87.20 Mts. cuadrados de superficie de calefacción y 16,400 lts. de capacidad.

Nos. 5 y 6 de 2.73 metros de diámetro, 88.50 metros cuadrados de superficie de calefacción y 16,400 lts. de capacidad cada uno; el No. 7 de 2.73 metros de diámetro 89.30 M² de superficie de calefacción y 18,100 lts. de capacidad; Nos. 8 y 9 de 3.04 Mts. de diámetro de la calandria y 3.65 Mts. de diámetro del cuerpo, con capacidad de 28,317 lts., el No. 10 de las mismas características del tacho No. 1; Nos. 11 y 12 tipo cabeza baja de 3.04 X 3.65 Mts. con capacidad de 28,300 lts. cada uno para templeas de refinado, Tacho No. 13 de 14.16X4.57 Mts. tipo cabeza baja con capacidad de 42,000 litros. Un mezclador para templeas cilíndrico horizontal con capacidad 33,759 litros. En estos tachos se concentra hasta 90-92% de sólidos (límites 87-95). Una vez que se tiene una solución sobresaturada por desprendimiento de una mayor cantidad de agua, el azúcar empieza a separarse en forma de pequeños cristales o granos minúsculos y se provoca su crecimiento bajando la temperatura de la masa cocida ya sea por suspensión de la entrada de vapor, por inyección de agua a la calandria en vez de vapor, o por la adición de meladura fría a la masa que se concentra.

Los evaporadores y los tachos están provistos de condensadores a chorro, fabricado por Rho Ingeniería Mecánica Industrial, S. A. excepto el tacho 9 que tiene un condensador barométrico, control de vacío y eyector de vapor marca Elliot. Una planta de bombeo de agua de río con 5 bombas centrífugas verticales tipo pozo profundo marca Morse, con capacidad de 3,000 G.P.M., cada una con motor de 150 H.P. tres bombas centrífugas verticales tipo pozo profundo marca Worthington, con capacidad de 3,000 G.P.M. cada una accionadas por motores verticales de Faibanks Morse Pomona con motor de 40 H.P., tres bombas centrífugas horizontales de carcasa bipartida, marca Worthington tipo 8L-1 accionadas con dos motores de 100 H.P. cada una y otro con motor de 75 H.P.

Cortada la templa (vaciado del tacho) la masa cocida pasa a los cristalizadores que son tanques horizontales abiertos y semicilíndricos, donde el grano crece por enfriamiento y agitación lenta, el equipo de cristalización consta de diez cristalizadores con sistema de enfriamiento tipo Kopke de 21,000 lts. de capacidad cada uno, 8 cristalizadores con sistema de enfriamiento tipo Blanchard de 28,000 litros; cada uno. Dos portatemplas para "B" de 21,000 litros cada uno y dos agitadores contínuos para masa "C" tipo Morfin de 0.50X12 Mts. y de 0.60 X 18 Metros con capacidad de 5 toneladas de masa por hora,

accionados por reductores Falk de 5 x 10 h P , respectivamente . El vacfo es efectuado por condensadores de ahorro y calefacción por camisa de Vapor , carga por succión de vacfo y descarga por gravedad . Al pasar por los cristalizadores sale ya frío para llegar a las centrífugas , que son canastas que giran a gran velocidad separándose por fuerza centrífuga , la miel y quedando el azúcar obscurecido por parte de miel , que no logra separarse por este medio , y para privar al azúcar de ella , hay que lavar .

Las centrífugas son 10 marca Western States de 1.22 x 0.76 metros , de 1,200 R.P.M. , cuatro templas de refinado , 4 para templas "A" y 2 para templas "B". Una batería de 6 centrífugas hidráulicas de 1.01 x 0.76 mts de 1,600 R.P.M marca Hepworth, para templas "C" y una batería de 4 centrífugas también para procesar masa "C" marca Western States , totalmente automáticas de 1.22 x 0.76 de 1,800 R.P.M. , completas con mezcladores y un calentador de masas . Se cuenta con dos secadores , uno horizontal marca Hersey de 1.83 x 9.14 mts , con capacidad para 125 toneladas de azúcar en 24 hrs y un secador vertical marca Buttner de 5.48 x 7.92 mts , con capacidad de 264 toneladas de azúcar . Una tolva de almacenamiento de azúcar seca con capacidad de 150 ton. , tres básculas semi automáticas , marca Richardson , para sacos de 50 kgs.

En el Departamento de Refinería, se cuenta con una tolva almacenadora de azúcar crudo con capacidad para 20 toneladas, dos tanques disolutores de azúcar crudo de 3,500 litros cada uno, provistos de agitadores mecánicos, control térmico de temperatura F&P. Un colador vibratorio Sweco 560 con tela de 80 mesh, un tanque de almacenamiento a nivel constante, 4 tanques de 3000 litros, uno para ajuste PH, uno para la preparación de sacarato de calcio, uno para la preparación de la suspensión de Dicalite y el 4o. para recibir el licor de los clarificadores todos con agitación mecánica, un aireador de licor marca Schutte & Koerting. Un calentador de licor con control térmico; cinco clarificadores de licor tipo rojas, tres autofiltros Suchar de 83.61 metros cuadrados cada uno, dos filtros Sucetland de 92.90 metros cuadrados cada uno. Cinco filtros industrial de salida individuales de 35.30 metros cuadrados y un 6o. filtro igual de 59.92 metros cuadrados; los filtros industrial son usados para trompeo y desendulzado; 15 columnas de preclocación, once con capacidad para 5 toneladas de carbón y 4 con capacidad para 8; dos columnas de escurrimiento con capacidad para 10 toneladas de carbón, habilitados con un colador vibratorio marca SWECO tipo 560 con tela de 50 mesh, un horno rotatorio horizontal con quemadores de Diesel, marca Bartlet Snow para revivificado de carbón, automatizando completamente con controles Honey Well-Brown.

Almacenamiento de azúcar, consiste en una bodega que tiene capacidad para 92,000 sacos de azúcar de 50 Kg., cada uno. Para el movimiento de sacos se cuenta con dos máquinas elevadoras, una marca Lodormo ville, tipo palita, con capacidad de 2,200 Kg., ambas accionadas por motores de gasolina, una banda cargadora de camiones.

El edificio de la fábrica de azúcar refinada es de estructura de hierro, paredes laterales de mampostería, y techos cubiertos con lámina galvanizada. El almacén para el azúcar es de estructura de fierro, paredes de mampostería y techos de lámina de asbesto. El edificio de la destilería es de estructura de hierro, con paredes de mampostería y techos de lámina de acero.

AREA MANEJO DE CAÑA	EQUIPO	MARCA	CAPACIDAD	COSTO	AÑO	DEPRECIACION	ESTADO CONTABLE
	GRUA RADIAL	AMERICAN HOIST	6 Ton.	134,993	1920	25 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADA
	GRUA VIASERA	HANNING	10 Ton.	333,215	1958	20 AÑOS	RESTA UNA ANUALIDAD
	GRUA VIASERA	TIPO HANNING	15 Ton.	72,500	1948	20 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADA
	GRUA VIASERA	HANNING - MAXWEL Y HOORE	20 Ton.	120,000	1964	20 AÑOS	RESTAN OCHO ANUALIDADES
	GRUA VIASERA	HANNING - MAXWEL Y HOORE	20 Ton.	94,520	1934	20 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADA
	CUATRO MEBAS ALIMENTADORES CON	F. NACIONAL	4.60 X 2.95	100,000	1948	25 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADA.
		F. NACIONAL		272,610	1958	25 AÑOS	RESTAN CINCO ANUALIDADES
	MOTORES ELECTORES	FALK	10 HP	16,600	1958	25 AÑOS	RESTAN CINCO ANUALIDADES
	DOS CONDUCTORES DE DUALIA DE ACERO PARA CAÑA CON	F. NACIONAL	40 HP	36,500	1952	5 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADA.
	MOTORES ELECTORES	F. NACIONAL	40 HP	322,141	1958	5 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADA
	GRUA MOVIL	BAY CITY	12.5 Ton.		1942	20 AÑOS	RESTAN 14 ANUALIDADES.
	GRUA MOVIL	P y H	12.5 Ton.		1942	20 AÑOS	RESTAN 14 ANUALIDADES

AREA	EQUIPO	MARCA	CAPACIDAD	COSTO	AÑO	DEPRECIACION	ESTADO CONTABLE
	JUEGO GALLEGOS	F. NACIONAL	2 2/3 HP	33,731	1960	20 Años	RESTAN 3 ANUALIDADES
	CUCHILLAS	F. NACIONAL	150 HP	166,112	1960	17 Años	TOTALMENTE DEPRECIADA
	MOTOR	GENERAL E.	130 HP				
T	DISTRIBUIDORA	GRUENDLER	250 TON/DIA	213,428	1952	17 Años	TOTALMENTE DEPRECIADA
A	TURBINA	ELLIOT	300 HP	57,250	1962	25 Años	RESTAN 9 ANUALIDADES
N	DESMEMBRADORA	SQUIR	30" x 53"	136,000	1959	20 Años	RESTAN 2 ANUALIDADES
D	TRES MOLINOS	SQUIR	30" x 54"	402,000	1964	20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADOS
E	DOS MOLINOS	BAUCROFT	33" x 54"	805,055	1951	20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADOS
M	DOS MOTORES DE VAPOR	HAMILTON	24" x 48"	23,021	1920	30 Años	TOTALMENTE DEPRECIADOS
		HAMILTON	30" x 48"	166,000	1956	30 Años	TOTALMENTE DEPRECIADO
A	DOS BOMBAS	WORTHINGTON	400 G.P.H.	11,125	1960	20 Años	RESTAN 3 ANUALIDADES
	DOS MOTORES	ASEA	40 HP	29,940	1960	20 Años	RESTAN 3 ANUALIDADES
	BOMBA	VERSATIL	250 G.P.H.	3,500	1962	20 Años	RESTAN 5 ANUALIDADES
	MOTOR	I E M	10 HP	6,058	1962	20 Años	RESTAN 5 ANUALIDADES
	2 BOMBAS	GOULDS	100 G.P.H.	21,750	1961	20 Años	RESTAN 4 ANUALIDADES
	2 MOTORES	U. S.	7 HP	4,428	1949	20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADOS

AREA	EQUIPO	MARCA	CAPACIDAD	COSTO	AÑO	DEPRECIACION	ESTADO CONTABLE.
	MIVELADOR CINA	F. NACIONAL	1.37 m	14,500	1958	20 AÑOS	RESTA UNA ANUALIDAD
	MOTORREDUCTOR	FALK	25 HP	33,711	1958	12 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
	CUCHILLAS	F. NACIONAL	150 HP	20,202	1960	17 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADAS
T	DESFIBRADORA	STEPHAN	66"	65,374	1960	17 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADA
A	DESMEHURADORA	KRAJEWSKI	34" x 78"	213,428	1952	20 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADA
N	TURBINA	TERRY STEAM	200 HP	57,250	1956	25 AÑOS	RESTAN 4 ANUALIDADES
D	MOTOR DE VAPOR	CORLISS	22 x 48	375,000	1969	30 AÑOS	
E	2 MOLINOS	SCHWARTZ	50 TH /r	3,890,641	1958	20 AÑOS	RESTA UNA ANUALIDAD
M	MOLINO	BANCROFT	32" x 72"	124,000	1958	20 AÑOS	RESTA UNA ANUALIDAD
	MOTOR DE VAPOR	CORLISS	36" x 60"	375,000	1958	30 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
B	MOLINO	F. NACIONAL	32" x 54"	4,458	1973	20 AÑOS	
	TURBINA	WORTHINGTON	450 HP	42,343		25 AÑOS	
	MOTORREDUCTOR	ASEA	7.5 HP	10,811	1960	12 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
	2 BOMBAS	VERSATIL	450 G.P.H.	5,000	1960	20 AÑOS	RESTAN 3 ANUALIDADES
	MOTOR	I I M	20 HP	27,392	1969	20 AÑOS	RESTAN 12 ANUALIDADES
	BOMBA	VERSATIL	250 G.P.H.	3,500	1962	20 AÑOS	RESTAN 5 ANUALIDADES
	MOTOR	I I M	7.5	8,507	1960	20 AÑOS	RESTAN 3 ANUALIDADES

AREA	EQUIPO	MARCA	CAPACIDAD	COSTO	AÑO	DEPRECIACION	ESTADO CONTABLE
PLANTA DE VAPOR	CONDUCTOR DE CAGAZO	MONTAJES Y EQUIPOS S.A.		268,768	1960	5 Años	TOTALMENTE DEPRECIADO
	MOTOR	BROWN BOVERI	40 HP	26,154		20 Años	
	CALDERA 1	BABCOCK Y WILCOX	768 HP	337,920		20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADA
	VENTILADOR CON MOTOR	WING	20 HP	3,500		20 Años	
	CALDERA 2	BABCOCK Y WILCOX	550 HP	249,000	1920	20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADA
	VENTILADOR CON MOTOR	WING	20 HP	3,500		20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADO
	CALDERA 3	BABCOCK Y WILCOX	600 HP	464,000	1920	20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADA
	QUEMADOR	SPREADDE		5,730			TOTALMENTE DEPRECIADO
	VENTILADOR	VULCAN		3,166			TOTALMENTE DEPRECIADO
	CALDERAS 4 y 5	CONNELLY	400 HP %	358,000	1934	20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADAS
	CALDERA 6	COMBUSTION ENGINEERING	500 HP	869,405	1959	20 Años	RESTAN 2 ANUALIDADES
	QUEMADOR	SPREADDE		5,730			
	CALDERAS 7 y 8	BABCOCK Y WILCOX	60,000 lb %	2,304,219	1960	20 Años	RESTAN 3 ANUALIDADES
	QUEMADORES	TODEL		26,000	1967	20 Años	RESTAN 30 ANUALIDADES

AREA	EQUIPO	MARCA	CAPACIDAD	COSTO	AÑO	DEPRECIACION	ESTADO CONTABLE
PLANTA ELECTRICA	DOS BOMBAS	CENTRIFUGAS	500 G.P.H.	7,530	1952	20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADAS
	TURBINA	DE VAPOR	300 HP	48,812		25 Años	
	MOTOR	ELECTRICO	100 HP	16,138		20 Años	
	BOMBA	2 PASOS	500 G.P.H.	7,530	1953	20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADA
	TURBINA	ELLIOT	217 HP	84,295	1952	25 Años	TOTALMENTE DEPRECIADA
	DOS BOMBAS	WORTHINGTON		18,900	1965	20 Años	RESTAN 8 AÑALIDADES
	MOTOR	ASIA	18 HP	9,082	1963	20 Años	RESTAN 6 AÑALIDADES
	2 TURBO-GE- NERADORES CON REDUCCION Y TURBINAS	ELLIOT ELLIOT ELLIOT	750 Kva 850 HP 850 HP	1,149,836 82,590 84,795	1962 1956	25 Años 25 Años 25 Años	RESTAN 30 AÑALIDADES RESTAN 9 AÑALIDADES
	2 TURBO - GENERADORES	GENERAL ELECTRIC	537.5 Kva	240,722	1947	25 Años	TOTALMENTE DEPRECIADOS
	MOTOR DE INDUCCION	GENERAL ELECTRIC	50 HP	25,225	1960	20 Años	RESTAN 3 AÑALIDADES
	GENERADOR	GENERAL ELECTRIC	5 HP	13,912		20 Años	
	MOTOGENERADOR	WESTERN I.	25 HP			20 Años	
	GRUA	HARIS CROSS	10,104			25 Años	
	SUB-ESTACION		1000 Kva	77,650		25 Años	

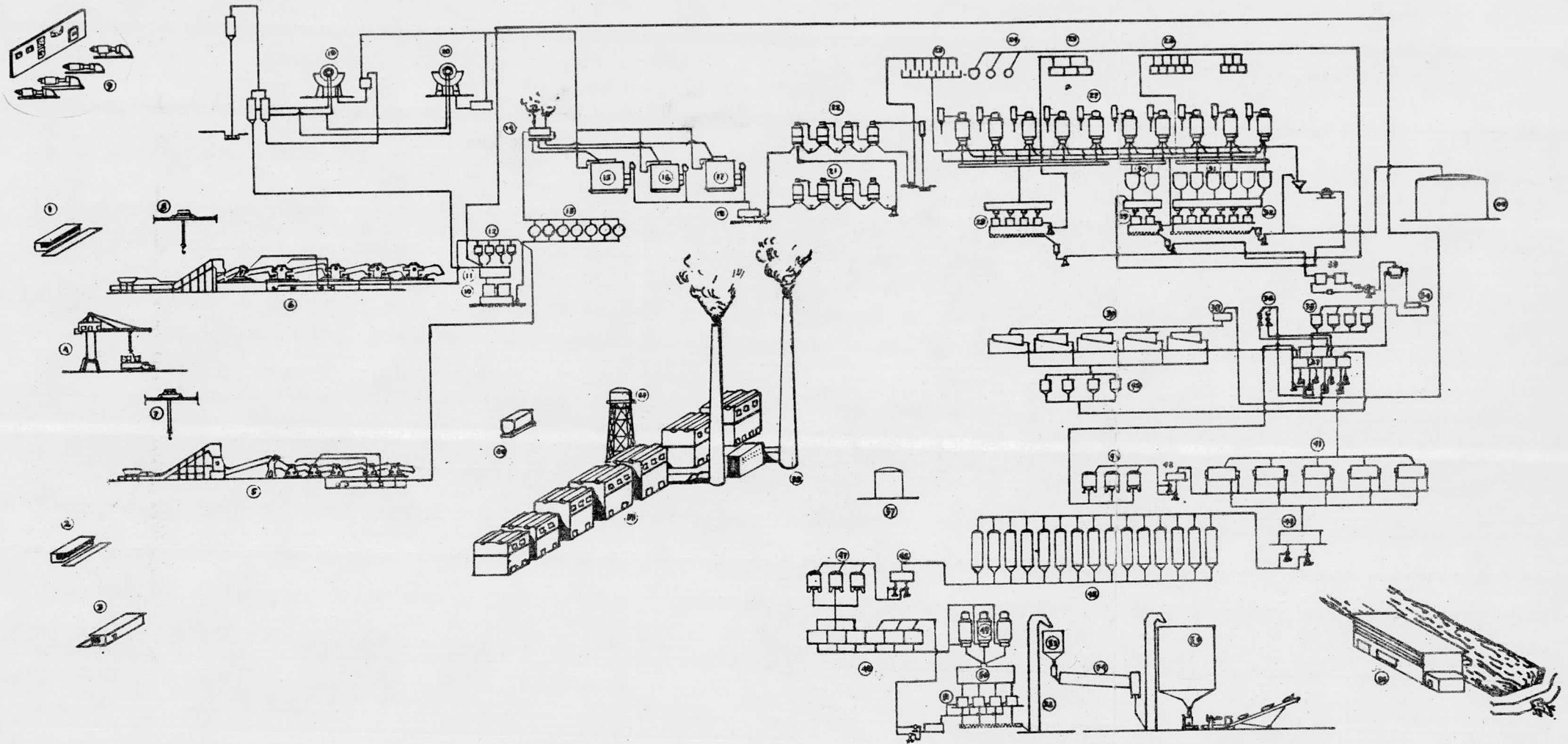
AREA	EQUIPO	MARCA	CAPACIDAD	COSTO	AÑO	DEPRECIACION	ESTADO CONTABLE
CLARIFICACION	DOS BASCULAS	FRIBANKS HORSE	6,000 Kg	19,820	1960	25 Años	RESTA 8 ANUALIDADES
	DOS BASCULAS	BUFFALO SCALE	3,000 Kg	9,700	1952	25 Años	TOTALMENTE DEPRECIADO
	DOS TANQUES	F. NACIONAL	5,000 Hb	1,700	1952	15 Años	TOTALMENTE DEPRECIADO
	TANQUE	F. NACIONAL	15,000 Hb	2,190	1952	15 Años	TOTALMENTE DEPRECIADO
	3 CALENTADORES	SQUIR	749 ^{sq}	30,600	1954	20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADO
	2 CALENTADORES	SQUIR	500 ^{sq}	30,600	1962	20 Años	RESTA 7 ANUALIDADES
	2 CALENTADORES	SQUIR	1,000 ^{sq}	72,028		10 Años	
	2 BOMBAS	WORTHINGTON	100 HP	12,060		20 Años	
	CLARIFICADOR	DOOR	176,000 Lt.	158,940	1920	20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADO
	CLARIFICADOR	DOOR	78,000 Lt.	89,720	1920	20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADO
	CLARIFICADOR	H Y E S A	230,000 Lt.	603,145	1952	20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADO
	FILTRO	OLIVER	8' x 16'	395,072	1958	20 Años	RESTA UNA ANUALIDAD
	FILTRO	EINCO	10' x 16'		1920	20 Años	RESTA 12 ANUALIDADES
	2 BOMBAS	WORTHINGTON	100 HP	15,700	1953	20 Años	TOTALMENTE DEPRECIADO

AREA	EQUIPO	MARCA	CAPACIDAD	COSTO	AÑO	DEPRECIACION	ESTADO CONTABLE
EVAPORACION	2 PRE-EVAPORADORES Y MULTIPLE EFECTOS	MULTIPLE	100,000 #	299,300	1962	25 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
		MULTIPLE	160,000 #	866,873	1954	25 AÑOS	RESTAN 2 ANUALIDADES
		MULTIPLES		186,725	1949	25 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
		F. NAGANOGL	64,028 #	235,615	1972	25 AÑOS	RESTAN 20 ANUALIDADES
TACHOS	TACHO 1	RHO	42,000 Lt	446,634	1966	15 AÑOS	RESTAN 4 ANUALIDADES
	TACHO 2		14,700 Lt	43,572	1920	15 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
	TACHO 3		13,000 Lt	44,720	1920	15 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
	TACHO 4		16,400 Lt	57,230	1920	15 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
	TACHO 5		16,400 Lt	57,230	1920	15 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
	TACHO 6		16,400 Lt	57,230	1920	15 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
	TACHO 7		18,100 Lt	57,230	1920	15 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
	TACHO 8		28,317 Lt	95,850	1957	15 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
	TACHO 9		28,317 Lt	95,850	1957	15 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
	TACHO 10	RHO	42,000 Lt	446,634	1966	15 AÑOS	RESTAN 4 ANUALIDADES
	TACHO I Refinado	Tipo Honolulu	28,300 Lt	399,411	1955	15 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
	TACHO II Refinado	Tipo Honolulu	28,300 Lt	399,411	1955	15 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
	TACHO III Refinado	Tipo Honolulu	42,023 Lt	876,233	1963	15 AÑOS	RESTAN 11 ANUALIDADES

AREA	EQUIPO	MARCA	CAPACIDAD	COSTO	AÑO	DEPRECIACION	ESTADO CONTABLE
	11 CONDENSADORES y CHORRO	RHO		88,000	1964	15 AÑOS	RESTAN 2 ANUALIDADES
	2 CONDENSADORES BAROMETRICOS CONTROLES DE VACIO Y RECTORAS DE VAPOR	F. NACIONAL ELLIOT		24,632	1964	15 AÑOS	RESTAN 2 ANUALIDADES
	5 BOMBAS CON MOTORES	FAIRBANKS - MORSE	3,000 G.P.H.	718,999	1965	20 AÑOS	RESTAN 8 ANUALIDADES
	BOMBA	WORTHINGTON	3,000 G.P.H.	143,800	1965	20 AÑOS	RESTAN 8 ANUALIDADES
	BOMBA	POMONA	40 HP	34,720	1965	20 AÑOS	RESTAN 8 ANUALIDADES
	BOMBA	WORTHINGTON	100 HP	190,580	1965	20 AÑOS	RESTAN 8 ANUALIDADES
	BOMBA	WORTHINGTON	180 HP	199,580	1965	20 AÑOS	RESTAN 8 ANUALIDADES
	BOMBA	WORTHINGTON	75 HP	63,440	1965	20 AÑOS	RESTAN 8 ANUALIDADES
	BOMBA	WORTHINGTON	3,000 G.P.H.	143,800	1965	20 AÑOS	RESTAN 8 ANUALIDADES
	BOMBA	WORTHINGTON	3,000 G.P.H.	143,800	1965	20 AÑOS	RESTAN 8 ANUALIDADES
CRISTALLIZADORES	10 TIPO KOPKE		23,000 lt %	93,500	1960	20 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADOS
	8 TIPO BLANCHARD	F. NACIONAL	23,000 lt %	752,201	1960	20 AÑOS	RESTAN 3 ANUALIDADES
	2 AGOTADORES CON REDUCTORES	MORTIN FALK	5 TON/hr 5 y 10 HP		1972 1972	10 AÑOS 10 AÑOS	

AREA	EQUIPO	MARCA	CAPACIDAD	COSTO	AÑO	DEPRECIACION	ESTADO CONTABLE
CENTRIFUGAS	10 DE BACHE	WESTERN STATES	48" x 30"	1,238,890	1962	18 AÑOS	RESTAN 4 AÑOS
	MELCLADOR	STEVENS			1973	20 AÑOS	RESTAN 16 AÑOS
	6 HORQUILLAS	HERWORTH	40" x 30"	1,399,591	1958	18 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADAS
	4 AUTOMATICAS	WESTERN STATES	48" x 30"	1,698,747	1975	18 AÑOS	RESTAN 16 AÑOS
	SACADOR	HERSHEY	125 TON/DIA	128,012		22 AÑOS	
	SACADOR	BUTNER	264 TON/DIA	654,204	1956	22 AÑOS	RESTA UN AÑO
	3 BASCULAS	RICHARDSON	1/50 Kg	59,004	1962	25 AÑOS	RESTAN 10 AÑOS
MANSO ABOCAR	MONTA CARGAS	LODOENOVILLA	2,500 Kg	48,116	1951	25 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADA
	MONTA CARGAS	CLARK	2,200 Kg			25 AÑOS	
ALMACENAMIENTO	TANQUE	F. NACIONAL	4,140,000 Lt	296,584	1949	20 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
HIELOS	TANQUE	F. NACIONAL	5,009,000 Lt		1970	20 AÑOS	RESTAN 13 AÑOS
	TANQUE	F. NACIONAL	2,009,000 Lt			20 AÑOS	
PETROLIO	TANQUE	F. NACIONAL	34,000 Lt			25 AÑOS	

AREA	EQUIPO	MARCA	CAPACIDAD	COSTO	AÑO	DEPRECIACION	ESTADO CONTABLE
REFINERIA	TOLVA	F. NACIONAL	20 TON	56,189		20 AÑOS	
	2 DISOLUTORES	F. NACIONAL	3,500 Lt			20 AÑOS	
	COLADOR	SWACO	80 HORN	49,862	1964	12 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
	4 TANQUES TOSTA- MIENTO	F. NACIONAL	3,000 H		1955	20 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADOS
	2 AIREADORES	SCHULTZ Y KOLBING				20 AÑOS	
	CALENTADOR	F. NACIONAL			1962	20 AÑOS	RESTAN 5 ANUALIDADES
	3 CLARIFICADORES	JACOBS		312,975	1959	20 AÑOS	RESTAN 2 ANUALIDADES
	3 AUTO FILTROS	SUCKER	900 ^m %	1,299,960	1963	20 AÑOS	RESTAN 6 ANUALIDADES
	2 FILTROS	SWEETLAND	1,000 ^m %	235,744	1965	20 AÑOS	RESTAN 8 ANUALIDADES
	5 FILTROS	INDUSTRIAL	380 ^m %		1958	20 AÑOS	RESTA UNA ANUALIDAD
	1 FILTRO	INDUSTRIAL	645 ^m			20 AÑOS	
	11 COLUMNAS DE PERCOLACION	F. NACIONAL	5 TON. CUBOS	757,680	1958	20 AÑOS	RESTA UNA ANUALIDAD
	4 COLUMNAS DE PERCOLACION	F. NACIONAL	8 TON. CUBOS	225,520	1962	20 AÑOS	RESTAN 5 ANUALIDADES
	2 TOLVAS DE ESCURRIMIENTO	F. NACIONAL	10 TON. CUBOS	112,378	1965	20 AÑOS	RESTAN 8 ANUALIDADES
	COLADOR	SWACO	50 HORN.	49,862	1964	12 AÑOS	TOTALMENTE DEPRECIADO
	HORNO ROTATIVO	BLATT-SNOW		555,492	1960	22 AÑOS	RESTAN 5 ANUALIDADES



- ① BASCULA No 1
- ② BASCULA No 2
- ③ BASCULA No 3
- ④ GRUA RADIAL
- ⑤ TANDEM "A"
- ⑥ TANDEM "B"
- ⑦ GRUA VIAJERA MOLINOS "A"
- ⑧ GRUA VIAJERA MOLINOS "B"
- ⑨ PLANTA ELECTRICA
- ⑩ TANQUE DE GUARAPO ALCALIZADO
- ⑪ TANQUE COLCHON
- ⑫ BASCULA DE GUARAPO
- ⑬ CALENTADORES DE GUARAPO
- ⑭ TANQUE FLASH
- ⑮ CLARIFICADOR DE 26'

- ⑯ CLARIFICADOR DE 24'
- ⑰ CLARIFICADOR DE 18'
- ⑱ TANQUE DE GUARAPO CLARO
- ⑲ FILTRO "EIMCO" DE 10 X 16"
- ⑳ FILTRO OLIVER DE 8 X 16"
- ㉑ EVAPORADORES CUADRUPLA
- ㉒ EVAPORADORES QUINTUPLA
- ㉓ TANQUERIA DE MELABURA
- ㉔ UN SEMILLERO Y DOS GRANEROS
- ㉕ UN TANQUE DE FUNDIDO Y DOS DE SIROPE
- ㉖ TANQUERIA DE MIELES DE 1^{er} Y DE 2^o
- ㉗ TACHOS DE CRUDOS
- ㉘ CENTRIFUGAS DE "A"
- ㉙ CENTRIFUGAS DE "B"
- ㉚ PORTA TEMPLAS DE 22'

- ㉛ PORTA TEMPLAS DE 30'
- ㉜ CENTRIFUGAS DE "C"
- ㉝ TANQUES DE FUNDIDO
- ㉞ TANQUE COLCHON
- ㉟ TANQUES 1^o TRATAMIENTO
- ㊱ EYECTORES DE AIRE
- ㊲ TANQUERIA DE ESPUMAS, LICOR TRATADO, LICOR ABEADO
- ㊳ LICOR CLARIFICADO
- ㊴ CALENTADOR
- ㊵ CLARIFICADORES JACOB'S
- ㊶ TANQUES 2^o TRATAMIENTO
- ㊷ AUTO-FILTROS
- ㊸ TANQUE DE PECHUGAS
- ㊹ FILTROS DE LAVADOS DE PECHUGAS
- ㊺ TANQUE DE LICOR TRATADO
- ㊻ COLUMNAS DE PERCOLACION
- ㊼ TANQUE PERCOLADO

- ㊽ FILTROS TRAMPA
- ㊾ TANQUERIA DE LICOR Y SIROPE
- ㊿ TACHOS DE REFINADO
- ① MESCLADOR
- ② CENTRIFUGAS DE REFINADO
- ③ ELEVADOR DE AZUCAR HUMEDA
- ④ TOLVA DE AZUCAR HUMEDA
- ⑤ SECADOR "HERSEY"
- ⑥ TOLVA DE AZUCAR SECA
- ⑦ CASA BOMBAS DE RIO
- ⑧ TANQUE DE PETROLEO
- ⑨ CHIMENEAS
- ⑩ DEPTO. DE CALDERAS
- ⑪ TANQUE DE DIESEL
- ⑫ TANQUE ELEVADO DE AGUA
- ⑬ TANQUE DE MIEL

INGENIO INDEPENDENCIA, S. A.
MARTINEZ DE LA TORRE, VER.

DESCRIPCION GRAFICA DEL PROCESO
 DE ELABORACION DE AZUCAR REFINADA

- Forma No 3 Informe de Turno
 Original : Archivo de Laboratorio
- Forma No. 4 Informe Diario
 Original : Administración .
 c. c. p Jefe Azucarero
 c. c p Jefe Mecánico
 c c p. Archivo de Administración
 c c p Archivo de Laboratorio
 c c.p. Oficina en México .
- Forma No. 5 Informe record de cálculos
 Original : Archivo de Laboratorio
- Forma No. 6 Informe de Stock
 Original : Archivo de Laboratorio
- Forma No. 7 Informe de Corrida (Quincenal)
 Original : Para copias hectográficas se distribu --
 yen las copias (14 mínimo) a la Secretaría de --
 Industria y Comercio, Operadora Nacional de In--
 genios, Administración , Archivo , Unión Nacio --
 nal de Productores de azúcar , e intercambio con
 otros Ingenios .

Este Informe se explicará más ampliamente
al final del capítulo .

Forma No. 8 Informe de Aguas de Calderas
Original : Archivo de Laboratorio
c c p. Jefe Azucarero
c c p Jefe Mecánico

A continuación se indican las formas para información que debe reci_ -
bir el Laboratorio

Forma No. 9 Informe de Molienda
Forma No. 10 Informe de Fábrica
Forma No. 11 Informe de Almacén
Forma No. 12 Informe de Bagazo

La sección de básculas debe informar además , la entrada de caña con
los siguientes datos :

Caña entrada por turno y caña entrada total diaria (ahí mismo se anota
la estimación de caña en Batey al terminar el día) caña entrada a la fe_ -
cha .

Se transcriben además cuatro páginas del libro de reportes internos --

52

del Laboratorio , donde se lleva el control de análisis horario y con
trol de miel final.

Actualmente las formas de control son un poco irregulares , por lo -
cual algunos archivos están un poco incompletos .

El control estadístico del Ingenio con los datos de un buen archivo -
del Laboratorio es la mejor manera de valorar el trabajo y la efi -
ciencia , además es la única forma de hacer planeaciones futuras
Se recomienda hacer especial intetés en el archivo general de infor
mación .

Informe de Temple
Ingenio "Independencia"

Mtz. de la Torre Ver.

Fecha 19 Julio Clase de Temple A Tacho No. 1

Hora 11 A.M. No. de Temple 1 Cristalizador No. 2

	BRIX	PURZA
Masa Cocida	90.98	86.81
MIEL	89.20	74.12

OBSERVACIONES: _____

Analista.

Forma No. 2

INGENIO INDEPENDENCIA.

Martinez de la Torre Veracruz

INFORME POR TURNO

FECHA 19 JulioZAFRA 1976/1977DIA DE ZAFRA 3/6

H O R A	Jugo Mezclado					Jugo Residual			Jugo Clarificado					J.Sulf	J.Alc.	LdsCat
	Brix.	Pol.	Pza.	PH	Reduct	Brix	Pol.	Pza.	Brix	Pol	Pza	PH	Reduct	PH	PH	°Be
7.00AM	16.90	14.46	85.56	5.2	0.825	11.64	9.64	82.85	17.05	14.86	82.17	6.4	0.821	4.1	3.2	6.00
8.00AM	17.25	14.62	85.04	5.2	0.829	12.11	9.89	81.65	17.00	14.72	86.41	6.6	0.811	4.5	3.1	6.10
10.00AM	17.10	14.38	85.25	5.2	0.825	11.15	9.34	82.10	16.95	14.91	86.31	6.9	0.830	3.9	3.2	6.00
12.00PM	16.95	14.60	85.70	5.2	0.830	12.15	9.25	81.90	17.10	14.75	82.30	6.5	0.865	3.9	3.2	6.00
14.00PM	16.90	14.70	85.60	5.2	0.825	12.10	9.80	81.95	16.90	14.70	86.70	6.8	0.810	4.1	3.2	6.00
Prom	17.02	14.56	85.48	5.2	0.842	11.95	9.66	82.08	17.00	14.88	86.21	6.6	3.98	4.08	3.18	6.02

H O R A	MELADURA					FUNDIDO		BAGAZO		CACHAZA	
	Brix	Pol.	Pza.	PH	Reduct	Brix	Pza	Hum	Pol.	Hum	Pol
7.00AM	50.75	44.20	86.20	6.40	2.43	51.25	91.31	42.91	5.66	13.25	3.18
8.00	50.18	42.90	86.68	6.35	2.40	54.10	92.31	43.00	5.64	13.00	3.28
10.00	50.76	43.95	86.65	6.30	2.40	51.58	92.31	42.90	5.66	13.20	3.28
12.00PM	50.75	43.10	86.71	6.38	2.40	51.53	92.31	42.90	5.65	13.10	3.27
14.00PM	50.71	44.00	86.74	6.38	2.41	51.26	92.31	42.95	5.65	13.20	3.28
Prom.	50.74	43.39	86.69	6.38	2.41	51.37	92.31	42.93	5.65	13.27	3.28

H O R A	MASA COCIDA "A"			MIEL "A"			MIEL FINAL					
	Brix	Pol.	Pza.	Brix	Pol.	Pza.	Brix	Pol.	Pza.	Red.T	Sacar	Ceniza%
7.00AM	91.01	76.72	83.28	89.10	35.16	71.69	87.61	37.81	42.81	59.25	40.25	12.93
8.00	90.95	76.70	84.20	89.18	35.21	72.80	87.60	37.48	42.80	59.25	40.21	12.10
10.00	91.00	77.00	84.57	89.00	35.24	73.50	87.61	37.47	42.85	59.60	40.25	14.05
12.00PM	91.10	76.10	84.38	89.39	35.10	72.90	87.60	37.50	42.80	59.61	40.23	12.80
14.00PM	91.10	76.10	84.54	89.34	35.29	72.85	87.61	37.50	42.81	59.59	40.20	12.12
Prom	91.03	76.32	84.20	89.19	35.13	72.80	87.60	37.49	42.81	59.58	40.20	10.04

TURNO	AZUCAR BLANCO STANDARD				
	No.	Pol.	Ceniza	Color	Grano
1	0.036	99.90	0.026	CLASO	FINO
2	0.031	99.91	0.025	CLASO	FINO
3	0.032	99.90	0.026	CLASO	FINO
Prom.	0.033	99.90	0.025	CLASO	FINO

INGENIO INDEPENDENCIA

Martinez de la Torre Veracruz

LIBRO DIARIO DE LABORATORIO

FECHA: 17 Julio

	DIAS DE ZAFRA	HORAS DE ZAFRA	TIEMPO DE MOLIENDA	TIEMPO PERDIDO	TIEMPO PERDIDO % TOTAL	CAJA MOLIDA POR HORA	TONELADAS DE CAÑA MOLIDAS	TONELADAS DE JUGO RECLARADO	EXTRACCION J. M. % CAÑA	DILUSION % CAÑA
ANTERIOR	100	3112.0	1891.00	1210.00	39.17	156.17	196,774.000	123,776.000	80.12	6.40
CORRIJA	14	336.0	213.25	122.35	72.96	201.17	22,700.000	15,433.000	77.10	6.10
4ta FECHA	144	3448.0	2106.25	1341.35	38.91	186.41	329,434.000	267,810.000	75.80	6.30

	ANALISIS JUGO RECLARADO				ANALISIS DE BAGAZO				PUREZA JUGO RESIDUAL % CAÑA	FIORA % CAÑA
	BRIX	POL	PUREZA	REDUCT.	% HUMEDAD	POL	FIBRA	BRIX		
ANTERIOR	15.68	13.21	84.23	0.136	51.56	4.89	42.19	6.06	80.52	14.26
CORRIJA	15.94	13.22	82.93	0.115	50.60	4.91	42.17	6.10	79.86	14.72
4ta FECHA	15.71	13.22	84.15	0.166	52.65	4.96	42.16	6.16	80.45	14.30

	BAGAZO % CAÑA	ANALISIS J. ABSOLUTO			EXTRACCION J. ABSOLUTO % CAÑA	INDICACION % CAÑA	TONELADAS SARCOSA EN CAÑA	TONELADAS HIIA FINA	TONELADAS ABS° BRIX	TONELADAS REDUCT HIEL FINAL
		BRIX	POL	PUREZA						
ANTERIOR	33.84	17.05	14.16	83.85	75.82	12.06	986,966	8,484,000	3,846,413	19.01
CORRIJA	32.08	16.09	14.30	82.26	71.37	12.50	123,909	1,108,000	536,960	19.49
4ta FECHA	33.92	17.08	14.29	83.66	73.50	13.81	1,109,465	9,692,000	4,423,300	19.40

	ANALISIS FINAL			
	BRIX	POL	PUREZA	GENESISA
ANTERIOR	80.10	36.13	40.34	40.66
CORRIJA	80.08	36.45	40.24	39.92
4ta FECHA	80.11	36.16	40.30	40.66

OBSERVACIONES _____

Ingenio "Independencia"

Mtz. de la Torre Ver.

Informe Analisis de Agua de Caldera

HORA _____

FECHA _____

CALDERA	PH	Alc.F	Alc.T	Sol	Dur	Cl	Fosf.	CO ₂	O ₂	
1										
2		NO	SE	LLEVA ACTUALMENTE.						
3										
4										
5										
6										
Agua de Alimentación										
Gases										

Informe de Molienda
Ingenio "Independencia"
Mtz. de la Torre Ver.

Fecha 19 Julio

Tiempo perdido y sus causas.

De 15.00 a 15.30 Por. COMPOSTURA DE LA BOBINA DEL MOTOR DE LA BOMBA DEL TANQUE DE GLICERO CLARO.

De _____ a _____ Por _____

De _____ a _____ Por _____

De _____ a _____ Por _____

De _____ a _____ Por _____

De _____ a _____ Por _____

De _____ a _____ Por _____

Forma No.9

Informe de Fabrica
Ingenio "Independencia"
Mtz. de la Torre Ver.

Fecha 19 Junio

Turno	Tanques Alcaliz.	Tanques de Lechada	Trabajo del Filtro
1 ^a	4	4	5.5
2 ^a	4	4	5.0
3 ^a	4	4	6.0

Observaciones: _____

Forma No. 10

INGENIO INDEPENDENCIA

Martinez de la Torre, Veracruz.

INFORME DE ALMACENFECHA 19 JulioCONSUMOS

	LOTE No.	CONSUMO	EXISTENCIA
CAL (Kg)		336,321	2,500,000
AZUFRE (Kg)		2,232	25,000
PETROLEO (L)		130,880	950,000

OBSERVACIONES _____

FORMA No. 11

Informe de Bascula Ingenio "Independencia"

Mtz. de la Torre Ver.

Fecha 19 Julio

Salidas de Bagazo

Turno	Pacas	Kilos
1	9	450
2	8	400
3	9	450
Total	26	1300

EL SOBANTE LO UTILIZAN COMO COMBUSTIBLE
PARA LAS CALDERAS.

Forma No. 12

Para llevar al cabo el informe de corrida con la mayor exactitud y legibilidad, los encargados de la elaboración de este reporte usan el instructivo elaborado por la Unión Nacional de Productores de Azúcar.

Los conceptos de este instructivo están precedidos de las letras M, E, R. El significado es el siguiente: Se trata de un concepto que debe informar la fábrica que elabora ya sea azúcar mascabado; estándar o refinada.

"M" = Concepto que debe informar una fábrica de azúcar mascabado.

"E" = Concepto que debe informar una fábrica de azúcar estándar.

"R" = Concepto que debe informar una fábrica de azúcar refinada.

Los conceptos correspondientes a la fábrica respecto al análisis de tiempo perdido; Resumen de tiempo perdido; Consumo de Petróleo; Generación de Vapor; Generación de Energía Eléctrica; otros consumos específicos y Sección de campo, deberán ser informados por todas las fábricas de Azúcar y cada uno de los renglones del informe de corrida se calculan de la siguiente manera:

(MER) 1.- Número de días de zafra.

Es el número de días transcurridos de la zafra, a partir del inicio oficial de la misma.

Cualquier fracción se considera día completo.

(MER) 2. - Número de horas y minutos de zafra.

Es la suma de las horas y minutos transcurridos a partir de la hora oficial de inicio de la zafra.

(MER) 3. - Número de horas y minutos de molienda.

Es la suma de las horas y minutos durante los cuales el Tándem ha molido.

(MER) 4. - Número de horas y minutos perdidos.

Es la suma de las horas y minutos durante los cuales el Tándem ha interrumpido la molienda.

La suma de los conceptos (3) y (4), debe ser igual al concepto (2).

(MER) 5. - Tiempo perdido 0/0 tiempo total.

Es la relación de:

$$= \frac{\text{Horas y fracción decimal de horas perdidas} \times 100}{\text{Horas y fracción decimal de horas de zafra}}$$

(MER) 6. - Toneladas de caña molida

Es la suma de las toneladas de caña molida.

(MER) 7. - Toneladas de caña molida por día de zafra.

$$= \frac{\text{Toneladas de caña molida}}{\text{Número de días de zafra.}}$$

(MER) 8. - Toneladas de caña molida por hora

Es la relación de:

$$= \frac{\text{Toneladas de caña molida}}{\text{Horas y fracción decimal de horas de molienda}}$$

(MER) 9. - Toneladas de caña molida por hora X 24

Es el producto del concepto (8) X 24

(MER) 10. - Velocidad tangencial media de molinos m/min

Es el promedio de las velocidades tangenciales en el diámetro medio en m/min, de las mazas superiores del tándem de molinos.

(MER) 11. - Carga Hidráulica media ton/m

Es el promedio de la carga hidráulica en ton/m en las mazas superiores del tándem de molinos.

Se calcula mediante la fórmula:

$$= \frac{\text{Presión Hidráulica (Kg/cm}^2\text{)} \times \text{área de pistones (cm}^2\text{)}}{1000 \times \text{Longitud de maza (m)}}$$

(MER) 12. - Imbibición % de caña

Es la relación de:

$$= \frac{\text{Toneladas agua de imbibición} \times 100}{\text{Toneladas de caña molida}}$$

El agua de imbibición es el agua que se añade al bagazo, para que se mezcle con el jugo presente en este último diluyéndolo.

Siendo el agua de imbibición un dato importante en el control químico, se deberá pesar o medir.

(MER) 13.- Dilución % caña

Es la relación de:

$$\frac{\text{TONELADAS de agua de dilución X 100}}{\text{toneladas de caña molida}}$$

El agua de dilución es la porción del agua de imbibición presente en el jugo mezclado.

Su peso, se calcula mediante la fórmula:

$$\text{ton agua dilución} = (\text{ton jugo mezclado} - \text{ton jugo absoluto extraído})$$

Las toneladas de jugo absoluto extraído, se calculan en la siguiente forma:

$$\text{ton de jugo absoluto} = \text{ton caña} - \text{ton fibra.}$$

$$\text{Brix \% Jugo absoluto} = \frac{(\text{ton. sólidos jugo mezclado} + \text{ton. sólidos en bagazo})}{\text{ton. jugo absoluto}}$$

$$\text{Ton jugo absoluto extraído} = \frac{\text{ton sólidos jugo mezclado X 100}}{\text{Brix \% jugo absoluto}}$$

(MER) 14.- Toneladas Jugo Mezclado

Es el peso en toneladas del jugo enviado por el departamento de molinos al departamento de elaboración, Siendo el jugo mezclado un dato básico en el control químico, se deberá pesar.

(MER) 15.- Extracción jugo mezclado % caña.

Es la relación de:

$$= \frac{\text{Toneladas de jugo mezclado X 100}}{\text{toneladas de caña molida}}$$

(MER) 16.- Extracción de Jugo absoluto % caña.

Es la relación de:

$$= \frac{\text{Ton. Jugo absoluto extraído X 100}}{\text{ton. de caña molida}}$$

(MER) 17.- Extracción Pol % Pol en caña

Es la relación de:

$$= \frac{\text{Ton pol en jugo mezclado X 100}}{\text{ton pol en caña}}$$

en donde

ton. pol en caña = (ton. pol. en jugo mezclado + ton pol. en bagazo)

(MER) 18.- Coefficiente de extracción.

Es la proporción por ciento entre

(100 -, extracción Pol % Pol. en caña) y la fibra por ciento caña.

$$\text{Coefficiente de extracción} = \frac{(100 - \text{extracción por } \% \text{ pol en caña}) \text{ X } 100}{\text{Fibra } \% \text{ caña}}$$

(MER) 19.- Extracción reducida a 12.5 % fibra en caña.

Es una cifra que reduce la extracción a una

base común de 12.5 % de fibra en caña.

Se calcula mediante la fórmula:

$$\text{Extracción reducida} = 100 - \frac{A}{7}$$

en donde

$$A = \frac{(100 - \text{extracción pol \% pol en caña})(100 - \text{fibra \% caña})}{\text{fibra \% caña}}$$

(MER) 20.- Jugo absoluto en bagazo% de fibra

Es la relación de:

$$= \frac{10,000 \times \text{Brix \% bagazo}}{\text{Brix \% jugo absoluto} \times \text{fibra \% bagazo}}$$

En donde

$$\text{Brix \% bagazo} = \frac{\text{Pol \% Bagazo} \times 100}{\text{Pureza Jugo residual}}$$

(MER) 21.- Jugo sin diluir en bagazo % de fibra.

Es la relación de:

$$= \frac{10\ 000 \times \text{Brix \% bagazo}}{\text{Brix \% jugo primario} \times \text{fibra \% bagazo}}$$

(MER) 22.- Bagazo porciento en caña.

Es la proporción por ciento:

$$= \frac{\text{toneladas de bagazo} \times 100}{\text{toneladas de caña molida}}$$

El bagazo es el residuo fibroso que queda, después de la extracción del jugo de la caña.

En tanto no sea posible pesar directamente el bagazo, el peso del mismo se calculará mediante la fórmula:

$$\text{ton. de bagazo} = (\text{ton. caña} + \text{ton. agua de imbibición})$$

- ton. jugo mezclado).

(MER) 23.- 24.- 25.- Toneladas de azúcar producido.

Es el peso en toneladas, de los cristales obtenidos como producto del proceso de elaboración.

El peso se obtiene directamente de las básculas de la fábrica. Se emplea un renglón para cada calidad de azúcar producido: refinado, estándar, mascabado.

(MER) 26.- toneladas de miel final producidas.

Es el peso en toneladas, de la miel final producida y enviada a los tanques de almacenamiento.

La miel constituye el residuo líquido agotado, separado de los cristales en la masa cocida final.

La miel final deberá pesarse o bien medirse.

En caso de no disponer de báscula para miel, se recomienda instalar en los tanques de almacenamiento, aparatos de medición del tipo "pneumercator". Los tanques de almacenamiento, deberán tener válvulas para un muestreo rápido y representativo, colocadas a diferentes alturas e instalación para inyección de aire comprimido en la parte inferior.

(MER) 27.- Toneladas miel final 85° Brix producidos.

Es el peso en toneladas, de la miel final producida referida a 85° Brix.

Se calculará mediante la fórmula:

$$\text{Ton miel final a } 85^{\circ}\text{Brix} = \frac{(\text{ton miel final producida} \times \% \text{ Brix miel final})}{85^{\circ}}$$

(MER) 28.- Toneladas miel final 85°Brix aportadas.

Son las toneladas de miel final a 85°Brix, -
que produce el Ingenio, deduciendo la miel que
el Ingenio destina a elaboración de alcohol -
en caso de tener destilería.

(MER) 29.- Toneladas miel final 85°Brix en existencia.

Son las toneladas de miel final a 85°Brix, -
existente en los tanques de almacenamiento.

(MER) 30.- Azúcar producido y estimado % caña.

Es la proporción por ciento, entre:

$$= \frac{\text{ton. azúcar producido y estimado en proceso} \times 100}{\text{ton. caña molida}}$$

a) Para los ingenios que elaboren azúcar es--
tandar, se aplicará la fórmula:

$$= \frac{\text{ton. azúcar producido y estimado en proce--} \\ \text{so (estandar)} \times 100}{\text{ton. de caña molida}}$$

b) Para los ingenios que elaboren azúcar mas-
cabado, se aplicará la fórmula:

$$\frac{(\text{ton.azúcar mascabado producido y estimado} \\ \text{en proceso} \times \text{factor de conversión}) \times 100}{\text{ton. de caña molida}}$$

c) Para los ingenios que elaboren azúcar refinado, se aplicará la fórmula:

$$= \frac{\text{ton. azúcar producido y estimado en proceso (refinado)} \times 100}{\text{ton. de caña molida}}$$

(MER) 31.- Kg. de miel final a 85°Brix, P. y E. por ton. caña.

Es la relación entre:

$$= \frac{\text{Kg. miel final a 85°Brix producidas y estimadas en proceso}}{\text{ton. caña molida}}$$

(MER) 32.- Winter y Corp.

Es la relación teórica.

Se calcula mediante la fórmula:

$$100 \left(1.4 - \frac{40}{P} \right)$$

En donde

P = pureza de jugo mezclado.

(MER) 33.- Pol retenida % pol jugo mezclado.

Es la proporción por ciento, entre:

$$= \frac{\text{ton pol en azúcar producido y estimado} \times 100}{\text{ton. pol. jugo mezclado}}$$

(MER) 34.- Eficiencia de fábrica.

Es la proporción por ciento, entre:

$$= \frac{\text{ton. pol. en azúcar producido y estimado} \times 100}{\text{ton. pol. en caña}}$$

(MER) 35.- Litros de petróleo: Fábrica de azúcar.

Son los litros de petróleo consumidos en las calderas, desde la fecha de iniciación de zafra (molienda) hasta la terminación de zafra (molienda).

No se deberá incluir en el concepto (35) el petróleo consumido en "pruebas", en los días previos a la iniciación de la zafra (molienda); esta cantidad se anotará en el concepto (123).

No se deberá incluir en el concepto (35) el petróleo consumido en "liquidación" al terminar la zafra (molienda); esta cantidad se -
anotará en el concepto (125).

Cuando se utilice vapor de la fábrica de -
azúcar en la fábrica de alcohol, se hará un balance a partir de los consumos de vapor de esta última y así determinar el consumo de -
petróleo en la fábrica de alcohol. Los li--
tros de petróleo que resulten consuma la fá-
brica de alcohol, obviamente se deducirán -
del petróleo consumido en la fábrica de azú-
car, y se anotarán en el concepto (126).

(MER) 36.- Litros de petróleo por toneladas de caña.

Es la relación entre:

$$= \frac{\text{Litros de petróleo: fábrica de azúcar}}{\text{ton. caña molida}}$$

o sea la proporción entre los conceptos -

(35) y (6)

(MER) 37.- Litros de petróleo por tonelada de azúcar.

Es la relación entre:

$$= \frac{\text{Litros de petróleo: fábrica de azúcar}}{\text{ton. azúcar producido y estimado}}$$

(ER) 38.- Kg. azufre por tonelada de caña

Es la relación entre:

$$= \frac{\text{Kg. azufre consumido}}{\text{ton. caña molida}}$$

(MER) 39.- Kg. de cal por tonelada de caña

Es la relación entre:

$$= \frac{\text{Kg. de cal consumidos}}{\text{ton. de caña molida}}$$

La cal se referirá a "cal hidratada" Ca(OH)_2 ,

y el consumo en la alcalización del guarapo.

(R) 40.- Kg. de carbón por tonelada de azúcar refinada.

Es la relación entre:

$$= \frac{\text{Kg. de carbón consumido}}{\text{ton. azúcar refinado}}$$

Se deberá indicar el tipo de carbón.

(R) 41.- Kg. de anhídrido fosfórico por ton. azúcar refinado

Es la relación entre:

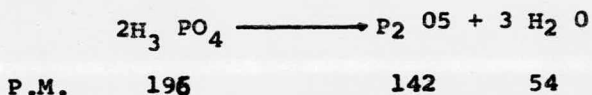
$$\frac{\text{Kg. de anhídrido fosfórico consumido en refinería}}{\text{ton. azúcar refinado}}$$

Se deberá hacer la conversión del ácido fosfórico comercial -
utilizado, a anhídrido fosfórico.

Ejemplo:

Se emplea ácido fosfórico al 75%

Reacción



Kg. ácido fosfórico x 0.75 = kg. ácido fosfórico al

100% (X): Proporción 196:142::X:Y

$$Y = \frac{142 \times X}{196} = \text{Kg. anhídrido fosfórico}$$

$$\text{Kg. anhídrido fosfórico por ton. azúcar refinada} = \frac{Y}{\text{ton. azúcar refinado}}$$

(R) 42.- Kg. de filtro ayuda por ton. azúcar refinado.

Es la relación, entre:

$$= \frac{\text{Kg. de filtro ayuda consumido}}{\text{ton. azúcar refinado}}$$

Se deberá indicar el tipo de filtro ayuda.

(R) 43.- Kg. de cal por ton. de azúcar refinado

Es la relación entre:

$$= \frac{\text{Kg. de cal consumidos}}{\text{ton. azúcar refinado}}$$

La cal se referirá a cal hidratada Ca(OH)_2 y el consumo en la refinación del licor.

(MER) 44.-Kg. de sosa cáustica por ton. de caña

Es la relación entre:

$$= \frac{\text{Kg. de sosa cáustica consumidos en limpieza}}{\text{ton. caña molida}}$$

Los otros consumos de sosa cáustica, se anotarán en los renglones respectivos:

Calderas (133)

Refinería (136)

F abrica alcohol (137)

(MER) 45.-Kg. de ácido muriático por ton. caña

Es la relación entre:

$$= \frac{\text{Kg. de ácido muriático consumidos}}{\text{ton. de caña molida}}$$

(MER) 46.-Clarificante g/T.C.

Es la relación entre:

$$= \frac{\text{Gramos de clarificante}}{\text{ton. de caña molida}}$$

Se deberá indicar al tipo de clarificante utilizado.

(MER) 47.- Floculante g/T.C.

Es la relación entre:

= Gramos de floculante
ton. caña molida

Se deberá indicar el tipo de floculante utilizado.

(MER) 48.- Desinfectante molinos g/T.C.

Es la relación entre:

= Gramos de desinfectante
ton. de caña molida

Se deberá indicar el tipo de desinfectante utilizado en los molinos.

49.- Fábrica de alcohol.

50.- Ton. de Miel Final a 85°Brix aportados a Fábrica de alcohol.

Son las toneladas de miel final referidas a 85°Brix aportadas a la fábrica de alcohol.

51.- Ton. de Miel Final a 85°Brix en Mostos destilados.

Son las toneladas de miel final referidas a 85°Brix utilizadas en los mostos destilados.

52.- Lt. de alcohol a °GL. a 15°C producidos.

Son los litros de alcohol producidos a 15°C.

Se deberá indicar los grados Gay Lussac a 15°C, del alcohol, en el espacio correspondiente.

53.- Son los litros de alcohol producidos y estimados.

Son los litros de alcohol producidos a 15°C, más los litros de alcohol a 15°C estimados en las columnas.

Se deberá indicar los grados Gay Lussac a 15°C - del alcohol en el espacio correspondiente.

54.- Lt. de alcohol P y E por ton. miel final a 85°Brix

Es la relación entre:

= Litros de alcohol a 15°C producidos y estimados
ton. miel final a 85°Brix en mostos destilados.

55.- Kg. de ácido sulfúrico por litro de alcohol.

Es la relación entre:

= Kg. de ácido sulfúrico consumidos
Litros de alcohol producido y estimado

56.- Kg. de sulfato de amonio por litro de alcohol.

Es la relación entre:

= Kg. de sulfato de amonio consumidos
Litros de alcohol producido y estimado

57.- Kg. de fosfato de amonio por litro de alcohol.

Es la relación entre:

= Kg. de fosfato de amonio consumidos
Litros de alcohol producido y estimado

58.- Kg. desinfectante por litro de alcohol.

Es la relación entre:

= Kg. desinfectante consumidos
Litros de alcohol producido y estimado

Se deberá indicar el tipo de desinfectante utilizado.

59.- Litros de petróleo por litro de alcohol.

Es la relación entre:

$$= \frac{\text{Litros de petróleo consumidos en fábrica de alcohol}}{\text{Litros de alcohol producido y estimado}}$$

60.- Materiales de existencia.

(MER) 61.- Ton. en proceso.- Sólidos.- Pol.

Son las toneladas de materiales en proceso en la fábrica de azúcar.

Se deberá indicar las ton. de sólidos en proceso y las ton. de Pol en proceso.

(MER) 62.- Pur. prom. 98.07. Ton. a provechables.

La pureza promedio será la relación entre las ton. de Pol. en proceso y las ton. de sólidos en proceso, debiéndose anotar en el espacio correspondiente.

Ton. aprovechables.- Sólidos.- Pol.

Se anotarán en las columnas correspondientes las ton. de sólidos y las ton. de pol.

a) Cálculo de ton. sólidos en azúcar.

$$\left(\begin{array}{l} \text{Ton. sólidos en} \\ \text{azúcar} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{Ton. sólidos} \\ \text{en proceso} \end{array} \right) \times \left(\frac{\text{pureza promedio} - \text{pureza miel final}}{\text{pureza azúcar} - \text{pureza miel final.}} \right)$$

en donde:

$$\text{Pureza azúcar} = \frac{\% \text{ Pol en azúcar}}{\% \text{ sólidos en azúcar}}$$

$$\left(\begin{array}{l} \% \text{ sólidos} \\ \text{en azúcar} \end{array} \right) = 100 - \% \text{ Humedad en azúcar}$$



b) Cálculo de ton. pol. en azúcar

$$\frac{\text{Ton. sólidos en azúcar}}{\% \text{ sólidos en azúcar}} = \text{Ton. azúcar}$$

$$\text{Ton. pol. en azúcar} = (\text{ton. azúcar} \times \% \text{ Pol. en azúcar}).$$

(MER) 63.- Ton. o miel final.- Sólidos.- Pol.

Se refiere a las toneladas de sólidos y ton. de Pol. en la miel final en proceso.

a) Cálculo de ton. sólidos miel final en proceso

$$\text{Ton. sólidos en miel Final en proceso} = \left(\begin{array}{c} \text{Ton. sólidos} \\ \text{en proceso} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Ton. Sólidos} \\ \text{en azúcar} \end{array} \right)$$

b) Cálculo de ton. pol. miel final en proceso.

$$\text{Ton. Pol. en Miel Final en proceso} = \left(\begin{array}{c} \text{Ton. pol. en} \\ \text{proceso} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Ton. pol. en} \\ \text{azúcar} \end{array} \right)$$

DATOS ANALITICOS

(MER) (1-2).- Caña.

Caña es la materia prima traída al Ingenio.

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha de:

Fibra

Pol.

y se anotará la relación Pol/Fibra.

(MER) (3-4) .- Bagazo.

El bagazo es el residuo fibroso que queda después de extraído el jugo de la caña.

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha de:

Fibra

°Brix

Pol

Humedad

y se anotará la relación Pol/Fibra

(MER) (5-6) .- Cachaza.

La cachaza es el residuo removido del proceso, por filtración.

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha de:

% Fibra

Pol

Humedad

NOTA: El dato % Fibra, se determinará de la manera siguiente:

Determinación de % fibra en cachaza.

Equipo:

Cilindro metálico de 10 cm. diámetro por 12.5 cm.

alto y soldado en el fondo un tamiz 100 - mesh

Balanza granatoria, sensibilidad 0.1 gramo.

Estufa eléctrica:

Procedimiento:

- 1.- Pesar 100 grs. cachaza en un vaso.
- 2.- Transferir la cachaza al cilindro, previamente pesado.
- 3.- Lavar con agua hasta que la fibra quede limpia.
- 4.- Drenar el agua lo más que sea posible.
- 5.- Colocar el cilindro con la fibra en la estufa y secar hasta peso constante (3 horas - aproximadamente) a una temperatura entre 125° - 130°C
- 6.- Sacar el cilindro de la estufa y pesarlo.

Cálculos.

$$\% \text{ Fibra en cachaza} = \frac{\text{gramos de fibra seca} \times 100}{\text{Peso de la muestra}}$$

Se recomienda realizar pruebas para determinar el peso de la cachaza, a fin de evaluar con la mayor aproximación posible, las pérdidas de Pol. en cachaza.

Para tal fin, pueden ser de utilidad la instalación en cada filtro, de aparatos contadores de número de revoluciones.

(MER) (7-8) Jugo desmenuzadora.

Es el jugo extraído de la caña, entre las mazas de la desmenuzadora, la cual constituye la la. unidad extractora de jugo, en el tándem de molinos.

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha de:

°Brix

Pol

Reductores

Se anotará la pureza y la relación: reductores/pol.

(MER) (9-10) Jugo absoluto.

El jugo absoluto es todo el jugo de la caña y es igual a caña menos fibra.

Se calculará y anotará, en la corrida y a la fecha datos de:

Brix

Pol

Pureza

Cálculo de jugo absoluto.

Peso jugo absoluto = Peso caña - Peso fibra.

Brix % Jugo = 100 $\left(\frac{\text{Peso sólidos jugo mezclado + absoluto}}{\text{Peso jugo absoluto}} \right)$

Pol % jugo absoluto = 100 $\left(\frac{\text{Peso pol jugo mezclado + peso pol bagazo}}{\text{Peso jugo absoluto}} \right)$

Pureza jugo absoluto = $\frac{\text{Pol \% jugo absoluto} \times 100}{\text{Brix \% jugo absoluto}}$

MER) (11-12).- Jugo mezclado.

Es el jugo enviado por el departamento de molinos, al departamento de elaboración.

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha - de:

pH

°Brix

Pol

Sacarosa Clerget

Dureza

Cenizas

Reductores

Se anotará:

Pureza aparente

Pureza por gravedad

Relación reductores/Pol.

NOTA: El análisis de sacarosa Clerget y cenizas, se sugiere realizarlo cada 24 horas, sobre muestras - preservadas con subacetato de plomo y solución - alcohólica saturada de cloruro mercurico respectivamente. El análisis de dureza conviene realizar lo sobre la muestra directa de jugo, y con una - frecuencia de 4 hrs.

(MER) (13-14) Jugo RESIDUAL.

El jugo residual es el último jugo que se extrae del bagazo y es el extraído por las mazas superior y bagacera del último molino del tándem. El jugo residual y el jugo que queda remanente en el bagazo final, se considerará tengan la misma pureza, - por lo cual el cálculo del °Brix en bagazo, se calcula mediante la fórmula:

$$\% \text{ °Brix bagazo} = \frac{\% \text{ Pol bagazo} \times 100}{\text{Pureza jugo residual}}$$

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha de:

°Brix

Pol

Pureza

(MER) (15-16) Jugo clarificado.

Es el jugo obtenido como resultado del proceso de

clarificación, o bien el jugo que entra a los -
evaporadores.

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha
de:

pH

Brix

Pol

Pureza

Claridad

Dureza

Reductores

Relación: Reductores/Pol.

(MER) (17-18) Meladura.

La meladura es el jugo concentrado procedente
de los evaporadores:

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha de:

pH

Brix

Pol

Pureza

Reductores

Relación: Reductores/Pol.

(MER) (19-20) Masa cocida "A"

Masa cocida es la mezcla de cristales y licor madre, descargada por los tachos.

La masa cocida se clasifica de acuerdo con su pureza descendente, como "A", "B", etc.

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha de:

Brix

Pol

Pureza

(MER) (21-22) Miel "A"

La miel es el licor madre separado de los cristales por medios mecánicos.

Es denominada "A", "B", etc. de acuerdo con la masa cocida de donde se obtiene.

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha de:

Pureza aparente.

(MER) (23-24) Masa cocida "B"

Similar a la masa cocida "A", excepto en que es un producto de menor pureza que la masa cocida "A".

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha de:

Brix

Pol

Pureza

(MER) (25-26) Miel "B"

La miel "B" es el licor madre separado de los cristales de la masa cocida "B"

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha de:

Pureza aparente.

(MER) (27-28) Masa cocida "C"

La masa cocida "C" es un producto similar a las masas cocidas "A" y "B", pero con una menor pureza.

En sistemas de 2 y 3 templeas, la masa cocida "C" constituye la masa cocida final.

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha de:

Brix

Pol

Pureza

(MER) (29-30) Miel Final.

La miel final constituye el residuo líquido agotado, separado de los cristales en la masa cocida final.

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha de:

pH

°Brix

Pol

Pureza

Sacarosa Clerget

Pureza por gravedad

Cenizas

Reductores

Relación: Reductores/Pol

Reductores totales referidos a 85°Brix

(MER) (31-32) Azúcar "C" Semilla.

Es la mezcla, del azúcar obtenido de la masa cocida "C" o final, con meladura o miel "A". La mezcla es usualmente hecha a una densidad de 82-84 - °Brix y se usa como "Semilla" para cocinar otras masas cocidas.

Se deberá reportar en la corrida y a la fecha,

datos de:

°Brix

Pol

Pureza

R) (33-34) Azúcar fundido.

Es el licor obtenido de fundir el azúcar cocido a la refinería.

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha de:

pH

°Brix

Pol

Pureza

Dureza

Reductores

Color

R) (35-36) Azúcar fundido clarificado.

Es el licor que sale de los clarificadores en la refinería.

Se reportarán los mismos datos que para el concepto (33-34).

R) (37-38) Licor.

Es el licor decolorado que sale de las columnas de percolación.

Se reportarán los mismos datos que para los conceptos (35-36).

(R) (39-40) Jarabe devuelto a crudo.

Es la purga de la última templa de refinado, que se devuelve a la fábrica de crudo.

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha -
de:

°Brix

Pol

Pureza

(MER) (41-42) Azúcar.

Azúcar son los cristales obtenidos como producto del proceso de elaboración.

Se reportarán datos en la corrida y a la fecha -
de:

Pol

Humedad

Cenizas

Color

Es el caso de azúcar mascabado, se anotará el -
factor de seguridad, es una relación usada para
juzgar el probable mantenimiento de la calidad -
del azúcar comercial.

La fórmula es:

$$\text{Factor de seguridad} = \frac{\% \text{ humedad}}{100 - \text{Polarización}}$$

(43-44-45) Balance de Pol.

(MER) 46.- Pérdidas (POL) en bagazo.

$$\text{Pérdidas (ton pol)} = (\text{ton. bagazo} \times \text{Pol \% Bagazo}) \\ \text{en bagazo}.$$

(MER) 47.- Pérdidas (POL) ton. Miel final P. y E.

$$\text{Pérdidas (Ton. Pol)} \text{ en } = \left(\text{ton. miel final} \right) \times \left(\text{Pol \%} \right) \\ \text{miel final P y E.} \quad \text{prod. y proceso} \quad \left(\text{miel final} \right)$$

(MER) 48.- Pérdidas (Pol) en cachaza.

$$\text{Pérdidas (ton. pol)} \\ \text{en cachaza} = (\text{ton. cachaza} \times \text{Pol \% cachaza.})$$

(MER) 49.- Pérdidas (pol) Indeterminadas.

$$\text{Pérdidas (ton. pol.)} \\ \text{Indeterminadas} = \left(\text{ton. pol. en pérdi-} \right) - \left(\text{conceptos} \right) \\ \text{das totales} \quad \text{46 + 47 + 48}$$

(MER) 50.- Pérdidas (Pol.) totales.

$$\text{Pérdidas (ton. pol.)} \\ \text{totales} = \left(\text{ton. pol. en} \right) - \left(\text{ton. pol. en azúcar} \right) \\ \text{caña} \quad \text{producido y estimado}$$

(MER) 51.- Ton. pol. en azúcar producido y estimado.

$$\left(\text{Ton. pol. en azúcar} \right) = \left(\text{ton. azúcar pro-} \right) \times \text{Pol. \% azúcar} \\ \left(\text{prod. y estimado} \right) \quad \left(\text{ducido y en proceso} \right)$$

(MER) 52.- Ton. pol. en caña.

$$\left(\text{ton. pol. en} \right) = \left(\text{ton. pol. en jugo} \right) + \left(\text{ton. pol. en} \right) \\ \text{caña} \quad \text{mezclado} \quad \text{bagazo}$$

(MER) 53-63.- Balance de Sólidos.

Esta parte se describirá más adelante en la parte de Balances de Materiales ya que se describirá - este por día, corrida y total de la zafra.

Subproductos.

64.- Bagazo empacado.

Las toneladas de bagazo empacado, relacionadas a fibra seca, que es la materia utilizable sobre la que pagan las fábricas de papel.

65.- Forraje producido, ton.

Las toneladas de forraje que se produzcan en el Ingenio, en el renglón de Subproductos.

Indicar clase de forrajes.

Tiempo perdido

66.- Grúas.

El tiempo perdido ocasionado por las grúas de Batey.

67.- Volteadores.

El tiempo perdido ocasionado por volteadores en batey.

68.- Mesas alimentadoras.

El tiempo perdido ocasionado por las mesas alimentadoras.

69. - Mesas lavadoras.

El tiempo perdido ocasionado por las mesas lavadoras de caña.

70. - Conductores de Caña.

El tiempo perdido ocasionado por los conductores de caña.

Se consideran conductores de caña, todos los conductores hasta antes de la desmenuzadora.

71. - Niveladores de caña.

El tiempo perdido ocasionado por los niveladores de caña o Gallegos.

72. - Cuchillas.

El tiempo perdido ocasionado por las cuchillas cañeras.

Si las cuchillas son accionadas por turbina o motores de vapor, los paros de la turbina o motores se cargarán en el mismo concepto (72)

Si las accionan motores eléctricos, el tiempo perdido originado por el sistema motriz se cargará al concepto (74).

73. - Desfibradora.

El tiempo perdido ocasionado por la desfibradora de caña.

Si la desfibradora es accionada por turbina o motor de vapor, los poros por la turbina o motor, se cargarán en el mismo concepto (73).

74. - Motores y Sistemas Eléctricos.

El tiempo perdido ocasionado por fallas en los motores eléctricos y sistemas eléctricos, en el área de batey.

75. - Desmenuzadora.

El tiempo perdido ocasionado por la desmenuzadora.

76. - Molinos.

El tiempo perdido ocasionado por los molinos.

77. - Conductores intermedios.

El tiempo perdido ocasionado por los conductores intermedios.

78. - Transmisiones molinos.

El tiempo perdido ocasionado por las transmisiones en los molinos.

79. - Turbinas de Vapor.

El tiempo perdido ocasionado por las turbinas que ocasionan los molinos.

80. - Motores Vapor.

El tiempo perdido ocasionado por los motores de vapor que accionan los molinos.

81. - Motores y sistemas eléctricos.

El tiempo perdido ocasionado por los motores eléctricos y sistemas eléctricos, en el área de los molinos.

82. - Coladores de Jugo.

El tiempo perdido ocasionado por los coladores de jugo.

83. - Conductores de bagazo.

El tiempo perdido ocasionado por los conductores de bagazo.

84. - Calderas.

El tiempo perdido ocasionado por las calderas.

85. - Generación de Vapor.

El tiempo perdido ocasionado por fallas en la operación, falta de vapor, baja presión, etc.

86. - Motores y sistemas eléctricos.

El tiempo perdido ocasionado por motores eléctricos y sistemas eléctricos en el área de calderas.

87. - Generación energía eléctrica.

El tiempo perdido ocasionado por fallas en los turbo-generadores y tableros de la planta eléctrica.

88. - Sistema general aire comprimido.

El tiempo perdido ocasionado por fallas en compresores, líneas de aire comprimido, etc.

89. - Bombas.

El tiempo perdido ocasionado por bombas en general.

90. - Clarificación.

El tiempo perdido ocasionado en el departamento de clarificación: básculas, alcalización, calentadores, clarificadores, filtros.

91. - Evaporación.

El tiempo perdido ocasionado en el departamento de evaporación: evaporadores, condensadores, etc.

92. - Cristalización.

El tiempo perdido ocasionado en el departamento de cristalización; tachos, cristalizadores, etc.

93. - Centrifugación.

El tiempo perdido ocasionado por las centrífugas, gusanos, etc.

94. - Secado y Envase.

El tiempo perdido ocasionado en dichos departamentos: evaporadores, granulares, básculas azúcar, tolvas, transportadores, etc.

95. - Motores y Sistemas eléctricos.

El tiempo perdido ocasionado por motores eléctricos y sistemas eléctricos en el departamento de elaboración.

96. - Falta de agua.

El tiempo perdido ocasionado por falta de agua en el departamento de elaboración: falta de agua en condensados, etc.

97. - Líneas de Vapor.

El tiempo perdido ocasionado por las líneas de vapor (en el departamento de elaboración): cambios, roturas, etc.

98. - Líneas de jugo, meladuras, mieles.

El tiempo perdido ocasionado por las líneas de jugo, meladura, mieles, en el departamento de elaboración; cambio de líneas, roturas, etc.

99. - Líneas de agua.

El tiempo perdido ocasionado por líneas de agua en el departamento de elaboración: cambio, roturas, etc.

100. - Limpieza.

Interrupciones provocadas cuando se realiza la limpieza de equipo de evaporación fuera del término correspondiente a la parada dominical o días festivos. Cuando los ingenios cuenten con sistemas que aseguren abastecimientos de caña durante domingos o días festivos, si la interrupción se hace el domingo, será computada bajo este concepto.

101. - Reparación.

Reparación y mantenimiento de equipo mecánico y de proceso. Únicamente cuando se haga fuera de los términos comprendidos por el descenso del 7° día ó días festivos. Para los ingenios que tienen sistemas que aseguren el suministro de caña los domingos y días festivos, el tiempo consumido por reparación, será imputado a este concepto.

102. - Subtotal Fábrica.

Se anotará la suma de los conceptos (66) á (101)

103. - Fallas operación molienda.

El tiempo perdido ocasionado por fallas en la operación, por parte del personal encargado de los molinos
Ejemplo:- Parada del molino por descuido del retran quero en la desmenuzadora, etc.

104. - Fallas de operación elaboración.

El tiempo perdido ocasionado por fallas en la operación, por parte del personal encargado de la elaboración.

105. - Falta de personal.

El tiempo perdido ocasionado por la falta de personal necesario, para la operación del Ingenio.

106. - Subtotal personal.

La suma de los conceptos (103) + (104) + (105).

107. - Días Festivos.

Las interrupciones de la molienda correspondiente al domingo (7° día) o días festivos considerados como tales en el Contrato Colectivo de Trabajo. Para todas aquellas unidades capacitadas para suministrar materia prima durante los 7 días de la semana, este concepto no se utiliza.

108. - Falta de Caña, corte y acarreo.

El tiempo perdido, ocasionado por falta de materia prima en el batey del Ingenio.

Cuando la falta de caña sea por lluvias, el tiempo perdido se cargará en el concepto Núm. (111)

109. - Fierros y piedras en caña.

El tiempo perdido ocasionado por objetos extraños en la caña, como fierros, piedras, etc.

Tratándose de paradas ocasionadas por cadenas cañeras en los conductores, cuando sea por descuido de los desenganchadores se cargará en el concepto (108), cuando no sea así, se cargará en el concepto (109).

110. - Subtotal campo.

Suma de los conceptos (108) + (109).

111. - Lluvias.

El tiempo perdido ocasionado por lluvias.

En este concepto se deberá cargar el tiempo perdido ocasionado por la falta de caña originado por lluvias.

112. - Tiempo perdido total.

La suma total de los conceptos de tiempo perdido, - sin incluir los conceptos (102), (106) y (110).

Deberá coincidir en valor numérico, con el concepto N° (4).

113. - Tiempo moliendo.

Igual valor numérico, con el concepto N° (3).

114. - Horas de zafra.

La suma de los conceptos (112) + (113).

El concepto (114), deberá coincidir en valor numérico con el concepto N° (2).

115. - Tiempo perdido % tiempo total.

La relación % entre el concepto (112) y el concepto - (114) Idem en valor numérico al concepto (5).

116. - Se refiere a los datos en la corrida, de fechas de -
- iniciación y terminación de molienda, así como tiempo de liquidación.

RESUMEN DE TIEMPO PERDIDO

117. - FABRICA.

Se refiere al total de tiempo perdido por concepto de fábrica. En este concepto quedarán incluidos los conceptos (66) á (101), o sea igual en valor numérico al concepto (102).

118. - PERSONAL.

Se refiere al total de tiempo perdido por concepto de personal.

En este concepto quedarán incluidos los conceptos (103), -
(104) y (105).

El valor numérico del concepto (118) será igual al -
concepto (106).

119. - DIAS FESTIVOS.

El valor numérico de este concepto (119), será igual
al concepto (107).

120. - CAMPO.

El valor numérico de este concepto (120), será igual
al concepto (110).

121. - LLUVIAS.

El valor numérico de este concepto (121), será igual
al concepto (111).

122. - TOTAL.

La suma de los conceptos (117) a (121).

El valor numérico deberá coincidir con el concepto (112).

CONSUMO DE PETROLEO.

123. - Petróleo consumido en pruebas.

El petróleo consumido en pruebas del equipo de fábrica, en los días previos a la iniciación de la zafra (molienda).

Cuando se inicie la zafra (molienda), se anotará al total de petróleo consumido en las pruebas, y de inmediato se empezará a cargar el petróleo consumido a la molienda.

124. - Petróleo consumido en molienda.

Todo el petróleo que se consuma en las calderas, desde la fecha de iniciación de zafra, (molienda) hasta la terminación de la zafra, (molienda).

En caso de que la fábrica de alcohol, utilice vapor proveniente de las calderas de la fábrica de azúcar, se estimará el petróleo que consumiría la fábrica de alcohol y dichos consumos se deducirán del petróleo consumido en la fábrica de azúcar. Los litros de petróleo que se carguen a la fábrica de alcohol, se anotarán en el concepto (126).

125. - Petróleo consumido en liquidación.

Se contará a partir de la hora en que el Ingenio termine la zafra (molienda), hasta la hora en que se termine la liquidación en la fábrica, de todos los materiales que quedaron en proceso, al terminar la molienda.

126. - Petróleo consumido en fábrica de alcohol.

Petróleo que consuma directamente la fábrica de alcohol.

Si la fábrica de alcohol no dispone de caldera propia como generalmente acontece y utiliza vapor proveniente de la fábrica de azúcar, se hará un balance a partir de los consumos de vapor en la fábrica de alcohol y calcular el petróleo que deberá cargarse a la fábrica de alcohol.

127. - Petróleo Consumido total.

La suma de los conceptos (123) a (126).

GENERACION DE VAPOR.

128. - Generación de Vapor toneladas (Kg/cm² °C)

El total de vapor generado por las calderas, expresado en toneladas. Deberá indicarse la presión y temperatura del vapor generado.

129. - Consumo Vapor Kg. vapor/Kg. caña.

Es la relación entre los Kg. de vapor consumidos totales y los kilogramos de caña molida.

CONSUMO DE ENERGIA ELECTRICA.

130. - Generación energía eléctrica K. W. H. (Volts)

Es la energía eléctrica generada en la planta eléctrica del Ingenio, expresada en K. W. H. Deberá indicarse el voltaje de generación.

131. - Consumo energía eléctrica K. W. H. -C. F. E.

Es la energía eléctrica consumida en K. W. H., de la Comisión Federal de Electricidad.

132. - Consumo energía eléctrica K. W. H. /ton. caña.

Es la relación entre la energía eléctrica en K. W. H. consumidos totales y las toneladas de caña molida.

OTROS CONSUMOS ESPECIFICOS DE MATERIALES.

133. - Otros consumos específicos en calderas.

Desincrustante, antiespumante, sosa cáustica, etc. referidos en Kg/Ton. caña.

134. - Otros consumos específicos en clarificación.

Otros materiales no incluidos en los datos de molienda, producción y consumo, que se utilicen en el departamento de clarificación.

Los consumos se expresarán en Kg. /Ton. caña.

135. - Evaporación y cristalización.

Otros materiales no incluidos en los datos de molienda, producción y consumo, que se utilicen en los departamentos de evaporación y cristalización.

Los consumos se expresan en Kg. /ton. caña.

136. - Refinería.

Otros materiales no incluidos en los datos de molienda, producción y consumo, que se utilicen en la refinería.

Los consumos se expresarán en Kg. /ton. azúcar refinado.

137. - Otros consumos fábrica de alcohol.

Otros materiales de consumo, no incluidos en la hoja A, que se utilicen en la fábrica de alcohol.

Los consumos se expresarán en Kg. /litro de alcohol.

SECCION CAMPO.

138. - Toneladas caña cortada.

La totalidad de caña cortada en el campo, según registros de control cañero o del Departamento de Crédito a Cañeros.

En última instancia se obtendrá la estimación del Departamento de Campo.

Se expresará en toneladas.

139. - Toneladas caña entregada a batey.

La caña en toneladas, que ha sido entregada al Ingenio registrada en las básculas del mismo.

140. - Toneladas caña tirada en campo.

Las toneladas de caña, que según estimación del departamento de campo, se quede tirada en el campo a fin de semana.

141. - Toneladas de caña molida.

Es el concepto (6).

142. - Toneladas de caña en batey.

Las toneladas de caña que se quede en el batey (a fin de semana).

$$\left(\begin{array}{l} \text{ton. caña entregada} \\ \text{ó entrada} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{l} \text{ton caña} \\ \text{molida} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{ton. caña} \\ \text{en batey} \end{array} \right)$$

143. - Porciento de caña quemada.

La relación porciento entre las ton. de caña quemada, (recibida) y las ton. de caña entregada al Ingenio.

144. - Porciento de caña castigada.

La relación porciento entre las ton. de caña castigada y las ton. de caña entregada al Ingenio.

145. - Caña molida % caña mōledera.

La relación por ciento entre las ton. de caña molida y las ton. de caña programadas a moler en la zafra, según el último estimado del Departamento de Campo.

146. - Número de frentes de corte.

El departamento de campos proporcionará este dato, como una cifra clave en el control de la cosecha.

147. - Número de cortadores.

El departamento de campo proporcionará la cifra del número de cortadores. Lo anterior permitirá estimar si el Ingenio tiene cubiertas sus necesidades de cortadores, en número suficiente.

148. - Por ciento caña cosechada mecánicamente.

La relación por ciento de las ton. de caña cosechadas mecánicamente y las ton. de caña entregada al Ingenio.

Se deberá indicar el número de cosechadoras.

149. - Por ciento caña alzada mecánicamente.

La relación por ciento de las ton. de caña alzadas mecánicamente y las ton. de caña entregada al Ingenio -

Se deberá indicar el número de cargadores.

150. - Número hectáreas cosechadas

El departamento de campo, proporcionará el dato de número de hectáreas cosechadas. Relacionando con la caña entregada, se podrá estimar el rendimiento promedio de campo.

151. - Número y tipo de vehículos para acarreo caña.

El número y tipo de los diferentes vehículos de que el Ingenio dispone, para el acarreo de la caña, del campo al batey del Ingenio. Dará una idea de la capacidad de dichos equipos, con el fin de cubrir las necesidades de materia prima, según los programas de molienda establecidos.

INFORME OFICIAL DE CORRIDA

SECRETARIA DE HACIENDA Y CREDITO PUBLICO
SECRETARIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
JUNTA TECNICA CALIFICADORA DE ALCOHOLES

ZAFRA 1976/77
REPORTE DE CORRIDA Nº 37
DEL 22 DE AGOSTO DE 1977
AL 7 DE SEPT. DE 1977

NUM. REF.	DATOS DE MOLIENDA, PRODUCCION Y CONSUMO	(A) CORRIDA	(B) A LA FECHA	DATOS ANALITICOS	(C) POR CIENTO FIBRA	(D) BRIX	(E) POL	(F) SACAROSA CLERGER	PUREZA		(I) HUMEDAD	(J) DUREZA - PARTES POR MILLON (CO2)	(K) POR CIENTO CENIZAS	(L) POR CIENTO AZUCARES REDUCTORES	(M) POR CIENTO FIBRA
									(G) APARENT	(H) GRAVEDAD					
1	NUM. DE BATS DE ZAFRA	17	200	1 CAÑA	14.70	10.63									72.31
2	NUM. DE HORAS Y MINUTOS DE ZAFRA	160.00	6.286.00	2 CAÑA	14.38	11.91									82.15
3	NUM. DE HORAS Y MINUTOS DE MOLIENDA	67.30	2.345.30	3 BAGAJO	41.10	1.12					82.97				11.55
4	NUM. DE HORAS Y MINUTOS PERDIDOS	22.25	2.320.40	4	41.08	5.91					51.97				12.97
5	TIEMPO PERDIDO % DEL TIEMPO TOTAL	57.76	48.96	5 CACHAZA	6.25	4.73					79.28				AZUCAR REPR. 96.90
6	TONELADAS DE CAÑA MOLIDAS	2730.049	540.440.049	6	7.29	3.69					78.69				
7	TONELADAS DE CAÑA MOLIDAS POR HA DE ZAFRA	159.0	2055	7 JUGO DE MENDUZADORA	16.30	15.10					80.67			1.089	8.78
8	TONELADAS DE CAÑA MOLIDAS POR HA DE MOLIENDA	142.91	135.96	8	17.35	14.12					84.29			0.463	6.59
9	TONELADAS DE CAÑA MOLIDAS X 24	2.432	2.743	9 JUGO ABYUJTO	15.97	12.46					78.02				
10	VELOCIDAD INGENIERAL DE MOLIDAS M/MIN	9.30	9.30	10	16.73	13.80					82.42				
11	CARGA MECANICA MEDIA TON/M	105.75	103.59	11 JUGO MEZCLADO	14.42	11.34					78.69		1.324	0.680	8.69
12	IMPULSION % DE CAÑA	14.46	13.80	12	15.30	12.70					83.21		0.659	0.856	6.73
13	MOLUCION % DE CAÑA	7.17	6.80	13 JUGO RESIDUAL	8.11	6.25					79.97				
14	TONELADAS DE JUGO MEZCLADO	7.663.928	428.528.938	14	9.19	7.50					80.58				
15	EXTRACCION JUGO MEZCLADO % DE CAÑA	78.38	75.27	15 JUGO CLARIFICADO	6.9	11.36					82.42				
16	EXTRACCION JUGO ABYUJTO % DE CAÑA	71.01	72.48	16	6.5	12.70					84.01			0.899	7.18
17	EXTRACCION POL % POL EN CAÑA	84.06	85.27	17 MELADURA	6.2	34.93					89.40			0.808	6.29
18	COEFICIENTE DE EXTRACCION	109.44	102.43	18	6.3	49.81					89.95			0.147	7.19
19	EXTRACCION RESIDUAL 12.5% FIBRA EN CAÑA	86.19	87.74	19	70.63	76.43					89.33			0.258	5.23
20	JUGO ABYUJTO DE BAGAJO % DE FIBRA	94.33	91.31	20	90.95	11.55					85.75				
21	JUGO EN MUELE EN BAGAJO % DE FIBRA	34.40	38.05	21							70.00				
22	BAGAJO POR CIENTO EN CAÑA	53.68	38.21	22							15.24				
23	TONELADAS DE AZUCAR PRODUCIDO (R)	1.166.730	46.769.000	23	93.20	69.21					24.12				
24	TONELADAS DE AZUCAR PRODUCIDO (S)	0.00	0.00	24	92.71	70.43					31.52				
25	TONELADAS DE AZUCAR PRODUCIDO (T)	0.00	0.00	25							55.70				
26	TONELADAS DE MIEL FINAL PRODUCIDAS	788.000	17.817.000	26							61.83				
27	TONELADAS DE MIEL FINAL 85° BX PRODUCIDAS	819.271	18.141.628	27	34.90	58.68					61.83				
28	TONELADAS DE MIEL FINAL 85° BX APORTADAS	359.242	6.418.326	28	94.61	60.16					65.99				
29	TONELADAS DE MIEL FINAL 85° BX EN EXISTENCIA	0.00	2.486.001	29	5.9	88.04	36.27	40.30			41.24				
30	AZUCAR PRODUCIDO Y ESTIMADO % DE CAÑA	7.009	8.662	30	6.0	82.94	35.82	19.60			40.52		15.11	19.01	52.41
31	Kg DE MIEL FINAL A 85° BX P.E./TON. CAÑA	4.027	33.21	31		90.35	66.01				89.02				52.60
32	WATER Y CARB	89.14	91.81	32		80.35	73.21				82.02				
33	POL. REFERENCIAL % POL JUGO MEZCLADO	79.38	85.96	33	6.9	56.84	55.67				97.57				Color 100000
34	EFICIENCIA DE FABRICA	63.89	73.30	34	6.7	58.70	57.18				97.41		41.5	0.124	10.99
35	LT. DE PETROLEO: FABRICA DE AZUCAR	974.569	31.249.369	35	7.9	56.21	55.30				98.49			0.413	10.68
36	LT. DE PETROLEO POR TON. DE CAÑA	100.16	58.73	36	7.1	62.13	59.11				99.32			0.148	9.95
37	LT. DE PETROLEO POR TON. DE AZUCAR	1.064.7	686.2	37	7.3	52.06	51.74				99.39			0.146	8.71
38	Kg. DE AZUFRE POR TON. DE CAÑA	0.00	0.00	38	6.9	55.27	54.86				97.53			4.66	0.59
39	Kg. DE CAL POR TON. DE CAÑA	0.00	0.00	39		71.36	71.58				97.26			4.80	0.58
40	Kg. DE CARBON POR TON. DE AZUCAR REF.	0.26	0.43	40	7.91	62.32	59.53				97.85				Color
41	Kg. DE ANHIDRIDO FOSFORICO POR TON. DE A. REF.	0.33	0.32	41							92.85				LOXI BOND
42	Kg. DE FILTRO AUXILIAR POR TON. DE AZ. REF.	0.90	1.01	42							92.85				
43	Kg DE CAL POR TON DE AZUCAR REF	0.20	1.00	43	TONELADAS		POL EN JUGO		% POL EN		CORRIDA A LA FECHA		POR CIENTO EN CAÑA		
44	Kg DE JOSE CAUSTICA POR TONELADA DE CAÑA	0.21	0.093	44	BALANCE DE POL		MESCLADO		CAÑA		CORRIDA A LA FECHA		A LA FECHA		
45	Kg DE ACIDO MURIATICO POR TON DE CAÑA	0.00	0.058	45	(N)	(O)	(P)	(Q)	(R)	(S)	(T)	(U)			
46	CLARIFICANTE 8/45. HERRERA AL 70%	200.00	43.09	46	CORRIDA		CORRIDA	A LA FECHA	CORRIDA	A LA FECHA	CORRIDA	A LA FECHA			
47	FLOCULANTE 9/11 ACUA HERRERA CLARIFICANTE	1.36	20.29	47	164.809	3.404.665	137.381	6.209.249	15.804	11.396	13.285	97.71	1.694	1.240	
48	DESINFECTANTE MOLIBDO	26.00	20.29	48	13.193	624.497	3.6.197	694.351	4.232	1.110	3.358	0.977	1.412	1.140	
49	FABRICA DE ALCOHOL	0.00	0.00	49	3.6.197	17.046.824	3.55.155	17.046.824	2.1.623	14.033	24.114	24.703	2.626	3.154	
50	TON. DE MIEL FINAL A 85° BX MOLIENDA A PAR. ABOJADO	409.729	11.723.292	50	681.321	46.190.188	681.321	46.190.188	78.317	96.341	65.886	73.297	7.062	8.658	
51	TON. DE MIEL FINAL A 85° BX EN MOLIENDA DESTILADOS	514.866	11.371.628	51	1.034.102	63.877.050	1.034.102	63.877.050	100.000	100.000	100.000	100.000	10.628	11.817	
52	TON. DE ALCOHOL A 90% A 15°C PRODUCIDOS	138.820	3.162.950	52	SUBPRODUCTOS		CORRIDA A LA FECHA								
53	LT. DE ALCOHOL A 100% A 12% PROD. Y BEB.	122.270	3.079.036	53	TONELADAS		A LA FECHA								
54	LT. DE ALCOHOL P.V.E AON MIEL FINAL A 85° BX	258.844	2.67.247	54	BALANCE EN SOLIDOS		CORRIDA								
55	Kg ACIDO SULFURICO POR LT. DE ALCOHOL	0.042	0.044	55	6.81.764	46.820.469	6.81.764	46.820.469	64	BAGAJO EMPACADO TON. (FIBRA) CA					
56	Kg DE SULFATO DE AMONIO POR LT. DE ALCOHOL	0.002	0.002	56	328.627	15.421.036	328.627	15.421.036	65	FORRAJE () PRODUCIDO TON.					
57	LT. DE FOSFATO DE AMONIO POR LT. DE ALCOHOL	0.001	0.001	57	53.392	2.187.683	53.392	2.187.683							
58	Kg DE DESINFECTANTE POR LT. DE ALCOHOL	0.0001	0.0006	58	37.620	1.133.241	37.620	1.133.241							
59	LT. DE PETROLEO POR LT. DE ALCOHOL	1.33	1.31	59	SUMA (55+56+57+58)		1.130.803		65.564.928						
60	MATERIALES EN EXISTENCIA	501.005	501.005	60	OBSERVACIONES										
61	TON EN PROCESO	59.04	57.922	61											
62	PUREZA PROM. 98.01 TON. APROVECHABLES	57.287	57.281	62											
63	TON. A MIEL FINAL	1.777	0.671	63											

ANALISIS GENERAL DE TIEMPO PERDIDO DURANTE LA ZAFRA

CONTINUA INFORME DE CORRIDA

Num. de Ref.	CAUSAS	HORAS		% Tiempo total		% Tiempo perdido	
		Corrida	A la fecha	Corrida	A la fecha	Corrida	A la fecha
66	BALAJE GRUAS		3.00		0.05		0.11
67	VOLADORES		6.0		0.05		0.11
68	METAS ALIMENTADORAS		6.00		0.10		0.21
69	METAS LAVADORAS						
70	CONDUCTORES DE CAÑA	4.00	62.05	2.50	0.99	433	2.10
71	NIVELADORES DE CAÑA		3.05		0.05		0.11
72	CUCHILLAS	0.10	14.05	0.10	0.22	0.18	0.50
73	DEFIBRADOR	0.10	39.30	0.10	0.62	0.18	1.39
74	MOTORES Y SIST. ELECTRICOS	0.20	10.00	0.21	0.16	0.36	0.35
75	MOLINOS, DEFIBRADOR		8.45		0.14		0.31
76	MOLINOS	5.00	112.20	3.13	1.78	5.41	3.97
77	CONDUCTORES INTERMEDIOS	0.45	16.55	0.47	0.26	0.81	0.60
78	TRANSMISIONES MOLINOS		24.20		0.38		0.86
79	TUBILLAS DE VAPO		5.10		0.08		0.18
80	MOTORES DE VAPO	0.55	62.05	0.57	0.99	0.39	2.19
81	MOTORES Y SIST. ELECTRICOS	0.40	9.45	0.41	0.15	0.72	0.34
82	COLADORES JUO		17.45		0.28		0.63
83	CALDERAS CONDUC. BAGAZO	0.15	14.00	0.16	0.22	0.27	0.49
84	CALDERAS	5.00	42.05	3.13	0.67	5.41	1.49
85	GENERACION DE VAPO	0.15	67.15	0.16	1.07	0.27	2.37
86	MOTORES Y SIST. ELECTRICOS		3.30		0.06	1.81	0.12
87	GENERACION ENERGIA ELEC.		11.30		0.18		0.41
88	SIST. GRU. AIRE COMPRESIDO		0.50		0.01		0.03
89	BOMBAS		8.40		0.14		0.31
90	EVAPORACION CLORIFICACION	1.40	2.45	1.04	0.04		0.10
91	EVAPORACION		28.35		0.45		1.01
92	CRISTALIZACION						
93	CEMENTIFUGADO						
94	FECADO Y ENVASE		2.55		0.05		0.10
95	MOTORES Y SIST. ELECTRICOS		0.05		0.01		0.01
96	FALTA DE AGUA		4.40		0.07		0.16
97	LINAS DE VAPO		0.15		0.01		0.01
98	LINAS DE JUO, MEADURA, MIEL		2.10		0.03		0.08
99	LINAS DE AGUA						
100	IMPRESA		203.15		3.23		7.18
101	REPARACION GENERAL						
102	SUBTOTAL FABRICA	19.10	787.20	11.98	12.50	20.74	27.81
103	MANEJO OPERACION MOLENDA		0.20		0.01		0.01
104	FALTA OPERACION EVAPORACION		52.45		0.84		1.86
105	FALTA DE PERSONA		9.00		0.14		0.32
106	SUB TOTAL PERSONAL		62.05		0.99		2.19
107	DIAS FESTIVOS		48.00		0.76		1.70
108	FALTA DE CAÑA CORTE Y ACARBO	32.35	051.10	20.36	16.70	33.26	37.40
109	FIERROS Y PIEZA EN CAÑA	1.05	32.55	0.68	0.52	1.17	1.16
110	SUBTOTAL CAMPO	33.40	1084.05	21.04	17.22	36.43	38.30
111	LUVIAS	39.33	849.10	24.74	13.49	42.63	306.00
112	TIEMPO PERDIDO TOTAL	92.25	2830.40	57.76	49.96	100.00	100.00
113	TIEMPO MOLENDA	67.33	3465.20	42.24	33.04		
114	HORAS DE ZAFRA	160.00	6296.00	100.00	100.00		
115	TIEMPO PERDIDO % TOTAL	57.76	44.96				
116	INICIO LA MOLENDA EN LA CORRIDA A LAS			HS. DEL DIA	DE		DE 10
	TERMINO LA MOLENDA EN LA CORRIDA A LAS			HS. DEL DIA	DE		DE 19
	TERMINO LA LIQUIDACION A LAS			HS. DEL DIA	DE		DE 19

INICIO OFICIAL ZAFRA 11:00 hrs. del día 17 de Septiembre de 1976

CAUSAS	Resumen del tiempo perdido				
	Horas	Horas	%	Tiempo total	
	Corrida	A la fecha	Corrida	A la fecha	
117	FABRICA	19.10	787.20	11.98	17.50
118	PERSONAL		62.05		0.99
119	DIAS FESTIVOS		48.00		0.76
120	CAMPO	33.40	1084.05	27.04	17.22
121	LUVIAS	39.33	849.10	24.74	13.49
122	TOTA	92.25	2830.40	57.76	14.96

Consumo	Petroleo litros	
	Corrida	A la fecha
123	CONSUMO EN FERRETES	207.852
124	CONSUMO EN MOLENDA	21740.365
125	CONSUMO EN LIQUIDACION	328.479
126	CONSUMO EN FABRICA DE ALCOHOL	41228.979
127	TOTA	43509.675

128	GENERACION VAPO: ton (kg/cwt, °C)	11,400,000	509,762,520
129	CONSUMO VAPO: kg VAPO/kg CAÑA	1.49	0.94
130	GENE. ENERGIA ELEC: KWH (VOLT)	182,700	6,776,170
131	CONSUMO E. ELEC: KWH C.F.E.	43,100	1,392,700
132	CONSUMO E. ELEC: KWH/ton CAÑA	23.21	15.11

Otros consumos especificos				
	Corrida	A la fecha		
133	CAJERAS	0.031	0.038	
	AGUA TRABA ATRÁS	0.031	0.038	
	AGUA TRABA A DEL	0.031	0.038	
	SOJA CAMPLICA - CEBE LIGERA	0.156	0.044	
134	CLASIFICA CAÑA	FORMA	0.00097	
135	EVAPORACION CAÑA LIQUIDA	FORMA	0.015	
136	RECIBIDA	ALIMENTOS DE TRABA MOLENDA	0.34	0.026
	DIESEL	2.57	1.52	
137	FABRICA DE ALCOHOL			

Sección Campo			
	Corrida	A la fecha	
138	TONELADAS DE CAÑA COSTADA	9257.770	547,386,050
139	TON. DE CAÑA ENTREGADA A BATER DE LA	9,729.770	540,440,049
140	TON. DE CAÑA HECHA EN CAMPO		
141	TON. DE CAÑA MOLIDA	9,730.000	540,440,049
142	TON. DE CAÑA EN BALAJE		
143	POSICION CAÑA QUEBADA	23	23
144	POB CIENTO CAÑA CASTIGADA	1.70	1.27
145	CAÑA MOLIDA % CAÑA MOLEPERA		96.64
146	NUMERO DE PRENTES DE CARTE	7	8
147	NUMERO DE COSTADOS	870	1187
148	% CAÑA COSECHADA MECANICAMENTE		
149	% DE CAÑA ALZADA MECANICAMENTE		9.76
150	HA. DE HECHADERAS COSECHADAS	147-75	7,797-75
151	NUMERO VEHICULOS PARA ACARBO CAÑA	75	120
	CARROETAS	35	62

TONS. CAÑA ENTREGADA TOTAL 9,717,970. 547,386,050.
TONS. CAÑA CASTIGADA 188,200. 6,946,001

Num. de Ref.	DATOS DE MOLENDA	TANDEM 1		TANDEM 2		TANDEM 3		TANDEM 4	
		Corrida	A la fecha	Corrida	A la fecha	Corrida	A la fecha	Corrida	A la fecha
5	TIEMPO PERDIDO % TOTAL	50.21	43.43	65.31	45.49				
6	TONELADAS DE CAÑA MOLIDA	530.00	261296.00	4208.00	279144.00				
8	TON. DE CAÑA MOLIDA POR HORA	67.41	74.68	75.68	81.34				
10	VEL. TANGENCIA MEDIA DE MOLINOS $\frac{m}{min}$	8.68	8.68	9.91	9.92				
11	CARGA HIDRAULICA MEDIA TONS/MIN	128.00	127.92	82.36	83.23				
12	EXTRACCION % DE CAÑA	15.58	15.38	12.00	12.31				
15	EXTRACCION JUO MEZC. % CAÑA	80.56	81.44	76.45	77.28				
17	EXTRACCION POL % POL CAÑA	85.31	86.36	82.41	84.25				
19	EXTRACCION A 12.5% FIBRA EN CAÑA	87.90	88.42	82.28	86.59				
25	POL % BAGAZO	4.47	4.75	5.10	5.31				
31	HUMEDAD % BAGAZO	51.85	51.59	52.24	52.32				

42. - SISTEMAS DE CONTROL RECOMENDADOS.

Hacemos las siguientes recomendaciones para el control químico del Ingenio "Independencia" basándose en los métodos establecidos por la Sociedad Internacional de técnicos Azucareros de la Caña (International Society of Sugar Cane Technologists) y teniendo en cuenta las necesidades actuales del Ingenio y limitándose a sugerir las determinaciones y métodos mínimos necesarios para llevar un buen control de la fábrica en general.

Control de Caña en Campo. Se recomienda hacer análisis de caña en campo para llenar una estadística de las variedades molidas durante cada zafra. Esto resulta especialmente útil para el control, si se elaboran gráficas de índice de madurez.

LUGAR, FORMA Y FRECUENCIA DE MUESTREO.

Primer Jugo Extraído. El primer jugo extraído debe muestrearse a lo largo de la maza cañera del primer molino, debiendo tomarse en un recipiente limpio y enjuagado con el mismo jugo. Se tomará cada hora y en el laboratorio se colarán las muestras horarias y se mezclarán para formar la muestra promedio de 4 horas, sobre la cual se procederá a las determinaciones analíticas ($^{\circ}$ Brix, Pol. Pureza, pH), debiendo guardarse un testigo para la determinación de Reductores y Sacarosa (Clerget) al final del día, estas

determinaciones se harán en la mezcla de los testigos de cada 4 horas. En este caso, es necesario agregar siempre el conservador (bicloruro de mercurio), ya que la muestra debe permanecer sin alteración durante muchas horas.

En el método actual no se hacen determinaciones de Reductores y sacarosa (Clerget), debiendo cambiarse el método sugerido que proporciona el control necesario de sacarosa, entrada a fábrica y pérdidas por inversión, el muestreo puede considerarse apropiado si se adiciona el preservativo.

Ultimo Jugo extraído. La muestra del último jugo extraído, debe tomarse a lo largo de la maza bagacera del último molino, debiendo tomarse cada hora en un recipiente limpio y enjuagado con el mismo jugo; en el laboratorio se colarán las muestras horarias y se mezclarán para formar la mezcla promedio de 4 horas, sobre la cual se procederá a las determinaciones analíticas ($^{\circ}$ Brix, Pol., Pureza). En tiempo caluroso deberá adicionarse con cada muestra horaria la cantidad prescrita de conservador (bicloruro de Mercurio) para evitar alteraciones. Los datos obtenidos de esta corriente se usarán para el cálculo de $^{\circ}$ Brix en bagazo. El muestreo actual es defectuoso ya que en ocasio-

nes se toma la muestra de la canal de jugo del último molino que lleva agua de enfriamiento que cae de las chumaceras, falseando los resultados.

Bagazo. Las muestras de bagazo para la determinación de sacarosa (Pol.) deben tomarse a la salida del último molino, procurando sean representativas de todo el ancho y grueso del colchón y precisamente al tomar la muestra del último jugo extraído, ya que este sirve para su cálculo.

Se tomarán cada hora y se depositarán en un recipiente limpio, seco y hermético, que tenga como preservativo una esponja con amoníaco y cloroformo, se prepararán en el Laboratorio la muestra promedio para su determinación analítica cada 4 horas (Pol.).

El muestreo actual se considera defectuoso para la determinación de sacarosa (Pol.), ya que se toma a la entrada de la empacadora e independientemente de la muestra del jugo extraído.

La muestra que se toma normalmente para la determinación de humedad cada hora a la entrada de la empacadora, y de acuerdo con lo estipulado por la compañía que compra el bagazo, será suficiente para el control de molienda si se determina experimentalmente el factor de pérdida de hume-

dad entre la salida del molino y la entrada de la empacadora para corregir los resultados.

Este factor deberá determinarse por lo menos una vez a la semana, comparando la humedad del bagazo en cada uno de los puntos mencionados.

Lechada de Cal. Por carecerse de métodos automáticos para la preparación de la lechada de cal y para la alcalización del jugo mezclado, se recomienda llevar este control que se omite actualmente. El control consiste en llevar un registro de densidad tomada cada hora en muestras a la entrada a los tanques alcalizadores, se reportará en °Be (grados Baumé). También deberá llevarse el registro de la cantidad de tanques de lechada usada en alcalización. Estos datos son necesarios para determinar eficiencia de alcalización y cantidad de jugo mezclado que entra a fábrica.

Jugo Sulfitado. A fin de tener un control sobre la eficiencia del sulfitador, deberá llevarse un registro del pH en el jugo sulfitado. Se tomará una muestra cada hora en las tuberías de llenado de los alcalizadores, en un recipiente limpio y enjuagado, con el mismo jugo; se hará la determinación electrométrica del pH en el Laboratorio, donde se llevará el registro. Este control no se lleva actualmente.

Jugo Clarificado. La muestra del jugo clarificado se tomará en la purga de la bomba que alimenta evaporadores (corriente mezclada de los dos clarificadores), en un recipiente limpio, enjuagado con el mismo jugo y con tapa para evitar evaporaciones.

Para controlar el funcionamiento de los clarificadores en forma individual, se procederá a tomar una muestra en los derrames. La muestra se tomará cada hora y en el laboratorio se mezclarán las muestras horarias para formar la muestra promedio de 4 horas sobre la cual se procederá a las determinaciones analíticas ($^{\circ}$ Brix, Pol., Pureza, pH), debiendo guardarse un testigo para la determinación de Reductores y Sacarosa (Clerget) al final del día; estas determinaciones se harán en la mezcla de los testigos de cada 4 horas. En este caso, es necesario agregar siempre el conservador (bicloro de mercurio), ya que la muestra debe permanecer sin alteración durante muchas horas. En el método actual no se hacen determinaciones de Reductores y Sacarosa (Clerget), debiendo cambiarse el método por el sugerido que proporciona el control necesario de sacarosa y pérdidas. El muestreo actual debe cambiarse ya que se introduce un error al tomar las muestras en las charolas de derrame en un sólo clarificador.

Cachaza. Las muestras de cachaza deben tomarse en la superficie de la torta del filtro con un muestreador hermético limpio y seco, se tomarán cada hora y se determinará su contenido de sacarosa (Pol.) y humedad. Debido a que la determinación de humedad lleva un tiempo considerable, se hará cada 2 horas en la misma muestra.

El muestreo actual se considera defectuoso, ya que se toma una muestra única en el torno, en la caída de la torta; la determinación de humedad no se hace.

Es indispensable llevar un buen control de la cachaza para cuantificar las pérdidas de sacarosa, se recomienda hacer un cálculo aproximado de la cantidad, tomando el peso específico de la torta y la cantidad de torta en m². Estas determinaciones deberán comprobarse cada semana como mínimo.

Meladura. Las muestras de meladura deben tomarse en la tubería de llegada a los tanques, en un recipiente limpio y enjuagado con la misma meladura, se tomará cada hora y en el laboratorio, se mezclarán las muestras horarias para formar la muestra promedio de 4 horas, sobre

la cual se procederá a las terminaciones analíticas ($^{\circ}$ Brix, Pol. pH.), debiendo guardarse un testigo para la determinación de reductores al final del día, esta determinación se hará en la mezcla de los testigos de 4 horas. En este caso no es necesario agregar conservador, se recomienda mantener la muestra en un lugar fresco.

Para tomar muestras de los tanques al levantar el stock deberán usarse tubos largos delgados que puedan llegar al fondo para tomar columnas de líquido.

El muestreo actual se lleva a cabo correctamente pero en el método seguido, no se hacen determinaciones de reductores, debiendo cambiarse al sugerido que proporciona control sobre pérdidas por inversión.

Lavados y Fundido. En estas corrientes se procederá en la misma forma que para la meladura, exceptuando la determinación de reductores que no es necesaria.

En los procedimientos actuales, no se hacen determinaciones con la periodicidad debida, ya que sólo se analizan estas corrientes al levantar el stock, quedando fuera de control estas entradas al tacho.

Masas Cocidas. Es recomendable tomar dos o tres muestras de cada templa en el canal de salida del tacho, dejando pasar la cuarta parte inicial, y hacer una muestra promedio para las determinaciones analíticas ($^{\circ}$ Brix, Pol., Pureza). Las muestras se tomarán en recipientes limpios y secos; es importante anotar en los reportes además de los datos analíticos la hora en que botó el número de templa, clase de templa y número de tacho. En -
templadas de "C" se anotará además el número de crystalizador a donde se vacía.

El procedimiento actual es suficiente aunque se toma una sola muestra por templa y sólo será necesario anotar los datos indicados en los reportes.

Mieles. Para el control de cristalización (tachos), se tomarán muestras de las mieles diluidas en los tanques de dilución, se hará el muestreo cada hora con tubos delgados como ya se indicó para la meladura, los recipientes deben estar limpios y enjuagados con la miel. En el laboratorio se mezclarán las muestras horarias para formar la muestra promedio de 4 horas, sobre la cual se harán las determinaciones analíticas. ($^{\circ}$ Brix, Pureza), las mues-

tras no necesitan conservador.

Para el control de trabajo de centrífugas, se recomienda tomar muestras e intervalos regulares durante la purga de cada templa, en el canal de salida de centrífugas y promediarse para su análisis ($^{\circ}$ Brix, Pureza). Los análisis de esta miel deben relacionarse en el reporte, con el análisis de la templa correspondiente.

El control llevado en la actualidad se considera suficiente aunque se toma una sólo muestra, sólo será necesario llevar los datos en el reporte.

Ciclón Caliente. Las tomas de ciclón caliente proporcionan la más valiosa información sobre el agotamiento llevado a cabo en cristalizadores, deben tomarse ciclones - cada hora durante el tiempo que permanece la templa en el cristalizador para determinar su curva de agotamiento y el tiempo óptimo. La miel obtenida por centrifugación de la masa cocida antes de su agotamiento final, se llama ciclón caliente y debe determinársele pureza para graficarse vs. tiempo de agotamiento, una vez determinada la curva para cada cristalizador sólo será necesario tomar el ciclón inicial y el final de cada templa para determinar el funcionamiento del cristalizador. El ciclón se relaciona en el reporte con la templa correspondiente.

Miel Final. El control de la miel final es importante para la contabilidad del Ingenio y para efectos fiscales. La muestra de miel final se tomará en los canales de salida de las centrífugas después de las primeras purgas de cada templa. en recipientes limpios y secos, es conveniente tomar dos o tres muestras y promediarse, pero una sola puede considerarse suficiente. Se procederá a su análisis (Brix; Gl.; Pureza) guardando un testigo para la determinación semanal de Reductores.

Sacarosa (Clerget) y ceniza, éstas se harán en el promedio de los testigos de toda la semana. La muestra se mantendrá en un lugar fresco y se necesita preservador. Debe obtenerse diariamente la cantidad de miel final de entradas y salidas, la cantidad se determinará por medición directa de los tanques.

Magma y Azúcar "C". Las muestras de magma deben tomarse cada hora en el semillero, con un recipiente limpio y seco, en el Laboratorio se mezclarán las muestras horarias para obtener la muestra promedio de 4 horas, sobre la que se harán las determinaciones analíticas (°Brix, Pureza), estas determinaciones son necesarias para el control de tachos. En la actualidad no se lleva este control, analizándose la semilla en muestra única al levantar el stock.

El azúcar "C", debe determinársele el tamaño de grano por análisis de mallas debiendo hacerse en muestra promedio cada 4 horas; ésta determinación es importante para controlar el desarrollo de grano en templas "A".

Azúcar Comercial ("Blanco Std"). Para determinaciones en el producto terminado, debe usarse el azúcar acumulado en el muestreador de la tolva de envase, debiendo llevarse un registro de las especificaciones (Humedad, Pol., Ceniza, color y tamaño de Grano), por determinaciones cada 24 horas.

En la actualidad, la revisión de especificaciones la hace exclusivamente el inspector de la Secretaría de Industria y Comercio, sobre muestra promedio del día.

Agua de Alimentación a Calderas y Agua de Domos. Deben hacerse determinaciones una vez por turno en nuestra única reportando además del análisis, la hora en que se tomó la muestra. Estas determinaciones se hacen actualmente cada 24 horas, considerándose un período demasiado largo para el control de calderas.

Condensador y Desague. Una vez por turno se tomará una muestra para determinación de sacarosa a fin de detectar posibles fugas por arrastre. Si la prueba resulta positiva, se reportará por escrito al jefe azucarero y al jefe mecáni

Gases de Combustión. La determinación de CO_2 , CO y O_2 en gases de combustión, se hará una vez por turno y se - incluirá en el informe de aguas de calderas.

TABULADOR DE DETERMINACIONES ANALITICAS Y SU FRECUENCIA

MATERIAL	DETERMINACION (METODO)	FRECUENCIA
Primer Jugo Extraído	°Brix (Directo con densímetro)	4 hs.
	Pol. (Por cálculo en °Brix y Pureza)	4 hs.
	Pureza (Por polarización y factor)	4 hs.
Jugo Mezclado	°Brix (Directo con densímetro)	4 hs.
	Pol. (Por cálculo con °Brix y Pureza)	4 hs.
	Pureza (Por polarización y factor)	4 hs.
	pH (Potenciométrico)	4 hs.
	Reductores (totales)	24 hs.
	Sacarosa (clerget)	24 hs.
Ultimo Jugo extraído	°Brix (directo con densímetro)	4 hs.
	Pol. (Por cálculo con °Brix y Pureza)	4 hs.
	Pureza (Por polarización y factor)	4 hs.
Jugo Sulfitado	pH (potenciométrico)	1 hr.
Jugo Alcalizado	pH (potenciométrico)	1 hr.
Jugo Clarificado	°Brix (directo con densímetro)	4 hs.
	Pol (Por cálculo con °Brix y Pureza)	4 hs.
	Pureza (Por polarización y factor)	4 hs.
	pH (potenciométrico)	4 hs.
	Reductores (totales)	24 hs.
	Sacarosa (clerget)	24 hs.
	Humedad (secado)	1 hr.
Bagazo	Pol. (digestión)	4 hs.
	Densidad (directa en °Be)	1 hr.
Lechada Meladura	°Brix (cuarta dilución con densim.)	4 hs.
	Pol. (Por cálculo con °Brix y Pureza)	4 hs.
	Pureza (Por polarización y factor en cuarta dilución)	4 hs.
	pH (potenciométrico)	4 hs.
	Reductores (totales)	24 hs.
Masa Cocida " A "	°Brix (4a. dilución con densim.)	Por templa
	Pol. (Por cálculo con °Brix y Pureza)	Por templa
Miel "A"	Pureza (Por dilución a 12 °Brix pola- rización y factor)	Por templa
	°Brix (cuarta dilución con densim.)	Por templa
	Pol. (Por cálculo en °Brix y Pureza)	Por templa
Miel Diluida	Pureza (por dilución a 12 °Brix pola- rización y factor).	Por templa
	°Brix (Cuarta dilución con densímetro)	4 hs.

Lavados y Fundido	Pureza (por dilución a 12 °Brix polarización y factor)	4 hs.
Cachaza	Humedad (Por secado)	2 hs.
	Pol. (Polarización Directa)	1 hr.
Masa Cocida	°Brix (cuarta dilución con densímetro)	Por templa
" C "	Pol. (Por cálculo de °Brix y Pureza)	Por templa
	Pureza (Por dilución a 12 °Brix polarización y factor)	Por templa
	Ciclón (Por dilución a 12 °Brix polarización y factor)	Por templa
Magma	°Brix (cuarta dilución con densímetro)	4 hs.
	Pureza (por dilución a 12 °Brix polarización y factor)	4 hs.
Miel final	°Brix (cuarta dilución con densímetro)	Por templa
	Pol. (por cálculo de °Brix y Pureza)	Por templa
	Pureza (Por dilución a 12 °Brix polarización y factor)	Por templa
	Reductores (totales)	Semanal
	Sacarosa (Cl erget)	Semanal
	Ceniza (sulfatada)	Semanal
Azúcar "C"	Tamaño de Grano (cribado)	4 hs.
Azúcar	Humedad (por secado)	24 hs.
Blando (Std)	Pol. (directa)	24 hs.
	Ceniza (sulfatada)	24 hs.
	Color (colorímetro)	24 hs.
	tamaño de grano (cribado)	24 hs.
Aguas	Alcalinidad (Fenolf. ppm.)	8 hs.
	Alcalinidad (total ppm. CaCO_3)	8 hs.
	Cloruros (ppm.)	8 hs.
	Dureza (p. p. m. CaCO_3)	8 hs.
	pH (potenciométrico)	8 hs.
	Fosfatos (ppm PO_4)	8 hs.
	Cromatos (ppm CrO_4)	8 hs.
	Sólidos disueltos (ppm)	8 hs.
	$\text{CO}_2 - \text{CO} - \text{O}_2$ (%)	8 hs.

4.3- CONTROL CUANTITATIVO Y CONTROL QUIMICO.

CONTROL CUANTITATIVO.

Siendo el azúcar uno de los productos que más divisas producen al país, se juzga conveniente hallar una solución que tienda aliviar la situación crítica que atraviesa actualmente la industria azucarera.

Es indudable que el problema primordial radica en un bajo rendimiento en campo, sin embargo, existen otros problemas del tipo de control en fábrica, a los que se han dado poca importancia, entre los cuales se encuentran los de control cuantitativo, químico y de operación.

En la actualidad y en la mayoría de los Ingenios de la República no se lleva un control estricto de los materiales que se procesan, por consiguiente, no se puede conocer con exactitud las pérdidas de los diferentes materiales en proceso que en ocasiones llegan a cifras tan alarmantes que hace incosteable la producción de azúcar, debido al bajo rendimiento en fábrica y consecuentemente muy alto costo de producción.

Es posible detectar con exactitud las pérdidas de materiales en los diferentes procesos mediante balances de materiales sucesivos, para ello es indispensable partir de datos veraces y representativos que sólo se puede lograr eliminando hasta donde sea posible la intervención del hombre y

automatizando los sistemas de control.

Como primera premisa, el Balance de Sacarosa se debe partir de la composición y peso real de la caña que entra en proceso, es decir, se debe controlar estrictamente el peso de la caña que entra a molienda y obtener la composición promedio de esa caña como datos básicos para el Balance. Para el balance en su primera fase, es decir, en lo que se refiere a molienda, se debe conocer también la cantidad de agua empleada para el sistema de imbibición, cantidad y composición de jugo enviado a fábrica y por último la composición y peso del bagazo.

El Balance de materiales en su segunda etapa, es decir, en clarificación, se requiere el conocimiento de la cantidad y composición de la cachaza, densidad de la lechada, pureza de la cal usada, cantidad de fibra agregada como ayuda filtro, cantidad de agua empleada para el lavado de la cachaza y cantidad y composición del jugo filtrado. El Balance de materiales en evaporadores sólo requiere el conocimiento de la composición de la meladura y por último, el Balance en cristalización en el cual se necesita el conocimiento de la composición de las mieles, masas cocidas y azúcares.

Si los datos cuantitativos son exactos y los análisis representativos, las posibles diferencias indicarán las pérdidas de materiales en las diferentes fases.

Los resultados obtenidos de estos balances deben coincidir con la cantidad de azúcar y miel, producido y reportado por el Ingenio.

Por lo anterior se deduce la importancia de los controles mecánicos y automáticos de los sistemas cuantitativos para la evaluación y detectado de las pérdidas de materiales. Para el estricto control de la caña a molienda; bagazo; cachaza; miel final y azúcar producida, se sugiere el empleo de básculas automáticas. El control del agua de imbibición y jugo a fábrica pueden utilizarse los sistemas volumétricos; básculas automáticas o medidores e integradores de flujo; las otras corrientes de menor importancia puede cuantificarse por medio de medidores integradores de flujo.

Los integradores de estos equipos, pueden centralizarse en un tablero para facilitar su lectura.

La báscula para la caña debe instalarse en el conductor principal para que registre el peso total de la caña que entra a molino.

La báscula para bagazo en el conductor que recibe el bagazo, precisamente en el punto donde emerge el bagazo - del último molino para evitar las pérdidas de humedad - por evaporación.

La báscula para miel se debe instalar en el ducto que la conduce de las Centrífugas al bombeo.

Las básculas para azúcar se deben instalar en el transportador que la conduce del Secador al Departamento de Envase o Almacén.

Los sistemas volumétricos son eficientes siempre y cuando estén provistos de registradores automáticos.

A continuación se detalla el mínimo de control necesario para un buen balance de materiales:

- a). - Peso de la caña que entra a molino.
- b). - Peso de agua de imbibición.
- c). - Peso del bagazo.
- d). - Peso de Jugo a Fábrica.
- e). - Peso de cachaza.
- f). - Peso de agua de lavado de torta.
- g). - Peso de Bagacillo como ayuda filtro.
- h). - Peso de jugo filtrado.
- i). - Peso de productos químicos empleados.

V. - BALANCE DE MATERIA.

El balance de materia está basado en datos promedio obtenidos durante la visita al Ingenio Independencia. Este balance refleja las condiciones actuales de operación y se calculó bajo las siguientes consideraciones.

- a) Los datos analíticos fueron tomados del laboratorio - mediante un muestreo de una corrida.
- b) Los datos cuantitativos de la materia prima fueron tomados de los reportes del Ingenio correspondiente a una corrida.
- c) Los datos cuantitativos de agua de imbibición y de jugo mezclado fueron calculados por métodos indirectos, debido a que el Ingenio no cuenta con equipos para estas cuantificaciones.
- d) Los valores de las pérdidas teóricas y probables anotadas en las tablas de las memorias de cálculo, son datos puramente comparativos.

BALANCE DE SÓLIDOS POR DÍA

$$\begin{aligned}\text{TON. SÓLIDOS JUGO MEZCLADO} &= \text{TON. JUGO MEZCLADO} \times \% \text{ BRIX JUGO MEZCLADO} \\ &= 1,365,142.8 \times 16.4 \\ &= 223,883.4\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{TON. POL JUGO MEZCLADO} &= \text{TON. JUGO MEZCLADO} \times \% \text{ POL. JUGO MEZCLADO} \\ &= 1,365,142.8 \times 13.94 \\ &= 190,300.9\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{TON. CACHAZA PROD.} &= 1,754,285.7 \times .0692 = 121,396.57 \\ \% \text{ POL CACHAZA} &= 3.36\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{TON POL CACHAZA} &= \text{TON CACHAZA} \times \% \text{ POL CACHAZA} \\ &= 4078.92\end{aligned}$$

CÁLCULO DE TON. DE SÓLIDOS EN JUGO CLARIFICADO

$$\begin{aligned}\% \text{ BRIX JUGO CLARIFICADO} &= 16.77 \\ \% \text{ POL " " } &= 14.54 \\ \text{PUREZA " " } &= 86.70\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{TON. POL JUGO CLARIFICADO} &= \text{TON. POL JUGO MEZCLADO} - \text{TON. POL EN CACHAZA} \\ &= 190,300.9 - 4078.92 \\ &= 186,221.98\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{TON. SÓLIDOS JUGO CLARIFICADO} &= \frac{\text{TON POL JUGO CLARIF.}}{\text{PUREZA JUGO CLARIFICADO}} \\ &= \frac{186,221.98}{86.70} \\ &= 214,788.9\end{aligned}$$

CÁLCULO DE TON. SÓLIDOS EN CACHAZA

$$\begin{aligned}\text{TON. SÓLIDOS EN CACHAZA} &= (\text{TON. SOL. EN JUGO MEZCLADO}) - (\text{TON. SÓLIDOS EN JUGO CLARIFICADO}) \\ &= 223,883.4 - 214,788.9 \\ &= 9094.5\end{aligned}$$

CÁLCULO DE TON. SÓLIDOS EN AZÚCAR.

$$\text{TON. AZÚCAR PROD. Y ESTIMADO} = 162,060.92 = 1,754,285.7 \times .09238$$

$$\% \text{ HUNEDAD EN AZUCAR} = 0.036$$

$$\text{GRIZ } \% \text{ AZUCAR} = 100 - 0.036 = 99.964$$

$$\begin{aligned} \text{TON. POL EN AZUCAR PyE} &= \text{TON. AZUCAR PyE} \times \% \text{ GRIZ AZUCAR} \\ &= 162,060.91 \times .99964 \\ &= 162,002.56 \end{aligned}$$

CALCULO DE TON SOLIDOS EN MIEL FINAL

$$\text{TON. MIEL FINAL PyE} = 593,123.99 = 1,754,185.7 \times 0.3381$$

$$\% \text{ GRIZ MIEL FINAL} = 88.03$$

$$\begin{aligned} \text{TON. SOLIDOS EN MIEL FINAL} &= \text{TON MIEL FINAL PyE} \times \% \text{ GRIZ MIEL FINAL} \\ &= 593,123.99 \times 0.8803 \\ &= 522,112.69 \end{aligned}$$

$$\text{SOLIDOS EN INDETERMINADOS} = 573.65$$

$$\text{TON SOL. EN AZUCAR PyE} = 162,002.56$$

$$\text{TON. SOL. MIEL FINAL} = 52,212.69$$

$$\text{TON SOL EN CACHARÁ} = 9094.5$$

$$\text{TON SOL. INDET.} = 573.65$$

TON SOL EN JUGO HEZCLADO =		223, 883.4
TOTAL	223, 883.4	223, 883.4

BALANCE DE SÓLIDOS POR CORRIENTA

$$\begin{aligned} \text{TON. SÓLIDOS JUGO MEZCLADO} &= \text{TON. JUGO MEZCLADO} \times \% \text{ BRIZ JUGO MEZCLADO} \\ &= 9,286,000 \times 0.1374 \\ &= 1,275,896.4 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{TON POL JUGO MEZCLADO} &= \text{TON. JUGO MEZCLADO} \times \% \text{ POL JUGO MEZCLADO} \\ &= 9,286,000 \times 0.1138 \\ &= 1,056,246.8 \end{aligned}$$

$$\text{TON. CACHAZA PRODUCIDA} = 917,546$$

$$\text{POL \% CACHAZA} = 3.49$$

$$\begin{aligned} \text{TON. POL CACHAZA} &= \text{TON. CACHAZA} \times \% \text{ POL CACHAZA.} \\ &= 917,546 \times 0.0349 \\ &= 32,022.3 \end{aligned}$$

CÁLCULO DE TON. SÓLIDOS EN JUGO CLARIFICADO.

$$\% \text{ BRIZ JUGO CLARIFICADO} = 15.25$$

$$\% \text{ POL JUGO CLARIFICADO} = 12.7$$

$$\text{PUREZA JUGO CLARIFICADO} = 84.28$$

$$\begin{aligned} \text{TON. POL JUGO CLARIFICADO} &= \text{TON. POL JUGO MEZCLADO} - \text{TON POL CACHAZA} \\ &= 1,056,246 - 32,022 \\ &= 1,024,224 \end{aligned}$$

$$\text{TON. SÓLIDOS JUGO CLARIFICADO} = \frac{1,024,224}{0.8428}$$

$$= 1,215,856$$

CÁLCULO DE TON. SÓLIDOS EN CACHAZA.

$$\text{TON. SÓLIDOS EN CACHAZA} = (\text{TON. SOL. EN JUGO MEZCLADO}) - (\text{TON. SOL. EN JUGO CLARIFICADO})$$

$$= 1,275,896 - 1,215,856$$

$$= 60,040$$

CÁLCULO DE TON. EN AZÚCAR.

$$\text{TON. AZÚCAR PRODUCIDA Y ESTIMADO} = 928,062$$

$$\text{HUMEDAD} = 0.033$$

$$\% \text{ Brix} = 99.967$$

$$\begin{aligned} \text{TON. SOLIDOS EN AZUCAR P y E} &= \text{TON. AZUCAR P y E} \times \% \text{ Brix AZUCAR} \\ &= 928,062 \times 99.967 \\ &= 927,756 \end{aligned}$$

CALCULO DE TON. SOL. EN MIEL FINAL.

$$\text{TON. MIEL FINAL P y E} = 294,100.2$$

$$\% \text{ Brix MIEL FINAL} = 89.03$$

$$\begin{aligned} \text{TON. SOL. EN MIEL FINAL} &= \text{TON MIEL FINAL P y E} \times \% \text{ Brix MIEL FINAL} \\ &= 294,100 \times 89.03 \\ &= 261,837.2 \end{aligned}$$

$$\text{TON. SOL} = 26,263$$

$$\text{TON SOL AZUCAR P y E} = 927,756$$

$$\text{TON SOL MIEL FINAL P y E} = 261,837$$

$$\text{TON SOL EN CACHAZA} = 60,040$$

$$\text{TON SOL INDETERMINADOS} = 26,263$$

TON SOL. JUGO MEZCLADO =		1,235,896
TOTAL	1,235,896	1,235,896

BALANCE DE SÓLIDOS TOTALES DE LA ZAPPA

$$\begin{aligned}\overline{\text{TON. SÓLIDOS JUGO MEZCLADO}} &= \overline{\text{TON. JUGO MEZCLADO}} \times \% \text{ BRIX JUGO MEZCLADO} \\ &= 428,528,938 \times .1530 \\ &= 65,564,927\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\overline{\text{TON POL JUGO MEZCLADO}} &= \overline{\text{TON JUGO MEZCLADO}} \times \% \text{ POL JUGO MEZCLADO} \\ &= 428,528,938 \times .1270 \\ &= 54,423,175\end{aligned}$$

$$\overline{\text{TON. CACHAZA PROD.}} = 39,398,079$$

$$\% \text{ POL CACHAZA} = 3.69$$

$$\begin{aligned}\overline{\text{TON POL CACHAZA}} &= \overline{\text{TON CACHAZA}} \times \% \text{ POL CACHAZA} \\ &= 39,398,079 \times .0369 \\ &= 1,453,789\end{aligned}$$

CÁLCULO DE TON SÓLIDOS EN JUGO CLARIFICADO.

$$\% \text{ BRIX JUGO CLARIF.} = 15.19$$

$$\% \text{ Pol " " } = 12.9$$

$$\text{PUREZA " " } = 84.01$$

$$\begin{aligned}\overline{\text{TON POL JUGO CLARIF.}} &= \overline{\text{TON POL JUGO MEZCLADO}} - \overline{\text{TON POL EN CACHAZA}} \\ &= 54,423,175 - 1,453,789 \\ &= 52,969,386\end{aligned}$$

$$\overline{\text{TON SOL JUGO CLARIF}} = \frac{52,969,386}{84.01}$$

CÁLCULO DE TON. SÓLIDOS EN CACHAZA

$$\begin{aligned}\overline{\text{TON. SOL. EN CACHAZA}} &= (\overline{\text{TON. SOL. EN}}) - (\overline{\text{TON. SOL. EN}}) \\ &\quad \text{JUGO MEZCLADO} \quad \text{JUGO CLARIF.} \\ &= 65,564,927 - 63,051,286 \\ &= 2,513,641\end{aligned}$$

CÁLCULO DE TON SOL. EN AZÚCAR

$$\overline{\text{TON. AZÚCAR PROD. Y EST.}} = 46,839,939$$

$$\% \text{ HUMEDAD AZÚCAR} = 0.036$$

$$\overline{\text{TON SOL. EN AZÚCAR PyE}} = \overline{\text{TON AZÚCAR PyE}} \times \% \text{ BRIX AZÚCAR}$$

$$= 46,839,939 \times 0.99964$$

$$= 46,823,036$$

CALCULO DE TON. SOL. EN MIEL FINAL

$$\text{TON MIEL FINAL } P, E = 18,042,532$$

$$\% \text{ BRIZ MIEL FINAL} = 87.94$$

$$\text{TON. SOL. EN MIEL FINAL} = \text{TON MIEL FINAL } P, E \times \% \text{ BRIZ MIEL FINAL}$$

$$= 18,042,532 \times 0.8794$$

$$= 15,866,637$$

$$\text{SOL. EN INDET.} = 361,533$$

$$\text{TON SOL. EN AZUCAR } P, E = 46,823,036$$

$$\text{TON SOL MIEL FINAL} = 15,866,637$$

$$\text{TON SOL EN CACHABA} = 2,513,641$$

$$\text{TON SOL INDET.} = 361,533$$

$$\text{TON SOL EN JUGO MECLADO} = \underline{\hspace{10em}} \quad \underline{65,564,927}$$

$$\text{TOTAL} \quad 65,564,927 \quad 65,564,927$$

VI. - BALANCE DE ENERGIA

Este balance está basado en datos promedios obtenidos durante la visita al Ingenio Independencia de Martínez de la Torre Ver.

El balance de energía refleja las condiciones reales de operación del Ingenio y se calculó bajo las siguientes condiciones:

- a) Los datos de operación fueron tomados de los equipos bajo un régimen normal de operación.
- b) La demanda total de vapor a calderas se calculó basándose en las características, tiempo de operación y potencia real de los equipos que consumen vapor.
- c) Las características termodinámicas, tomadas como base para el cálculo, fueron de 120 psig. para el vapor de alta y 15 psig. para el vapor de escape.
- d) El tiempo tomado para el cálculo es el de molienda efectiva en la corrida y fué de 87.50 hs. de operación.

En las condiciones actuales de operación se registran contrapre--
siones de hasta 22 psia. , o más pués las válvulas de escape están
calibradas a 28 psia. , lo que hace que la demanda de vapor a calde--
ras sea más alta que los valores normales y la producción de esca--
pe mayor que la requerida.

Para balancear el sistema de vapor, es indispensable que la produc--
ción de vapor de escape sea ligeramente menor que el consumo del
mismo, de tal manera, que se pueda compensar el faltante con va--
por de alta presión a través de una válvula autogobernada.

Para ello es necesario bajar la contrapresión de los primeros mo--
vimientos a fin de disminuir la producción de vapor de escape. Es--
ta contrapresión no debe ser mayor de 15 psig. , se recomienda una
contrapresión de 10 a 12 psig. , para balancear el sistema de vapor.

DEPARTAMENTO	EQUIPO	DEMANDA INSTALADA $\frac{kg}{h}$	DEMANDA DE TRABAJO $\frac{kg}{h}$
CALDERAS	1- SERPENTINES	480	480
	2- BOMBA DUPLEX 10" x 6" x 10"	1 560	1 560
	3- PRECALENTADOR	50	50
	4- DUPLEX 6" x 4" x 6"	650	650
	5- CALENTADOR	127	127
	6- FICHIRADORES	4 750	4 750
	7- TURBO-VENTILADORES	2 400	2 400
	8- TURBINA ELLIOTT	1 200	1 200
	9- TURBINA ELLIOTT	1 600	1 600
	10- DUPLEX 7" x 5" x 6"	220	108
	11- SERPENTIN	<u>12</u>	<u>12</u>
	TOTAL 13 549	TOTAL 11 847	

$$\% \text{ DE TRABAJO} = \frac{\text{DEMANDA DE TRABAJO}}{\text{DEMANDA INSTALADA}} \times 100$$

$$\% \text{ TRABAJO} = \frac{11847}{13549} \times 100$$

$$\% \text{ TRABAJO} = 87.4 \%$$

1.- CALCULO DE SERPENTINES.

$$W = \frac{w C_p \Delta t}{\lambda} = \frac{w e C_p (t_c - t_o)}{\lambda}$$

$$P = \text{DENSIDAD DEL COMBUSTIBLE} = 0.92 \frac{kg}{lt}$$

$$W = \frac{kg}{hr} \text{ DE VAPOR CONSUMIDO}$$

$$w = \frac{kg}{hr} \text{ DE COMBUSTIBLE SUMINISTRADO AL INGENRO} = 5000 \frac{kg}{hr} \text{ (PROMEDIO)}$$

$$C_p = \text{CALOR ESPECIFICO DEL COMBUSTIBLE} = 0.46 \frac{kCal}{kg \text{ } ^\circ C}$$

$$\Delta t = \text{DIFERENCIA DE TEMPERATURAS } (t_c - t_o) \text{ } ^\circ C$$

$$t_o = \text{TEMP. DE SUMINISTRO DEL COMBUSTIBLE.}$$

$$t_c = \text{" " CALENTAMIENTO DEL COMBUSTIBLE}$$

λ = CALOR LATENTE DEL VAPOR DE 120 PSIG.

$$W = \frac{5000 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 0.92 \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \times 0.46 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \times (80 - 30)^\circ\text{C}}{484 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}}}$$

$$W = 220 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$W = 480 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \text{ DE VAPOR DE 120 PSIG.}$$

2.- PARA LA BOMBA DUPLEX DE 10" X 6" X 10"

CONSUMEN 1560 $\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$ DE VAPOR DE 120 PSIG CON 45 $\frac{\text{Enequias}}{\text{Min}}$

CONSUMO REAL DE VAPOR: WR

$$WR = W \times E$$

$$E = \text{TIEMPO DE TRABAJO} = 30\%$$

$$WR = 1560 \times 0.30$$

$$WR = 468 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

3.- CALCULO DEL PRECALENTADOR DE COMBUSTIBLE A CALDEIRA.

$$W = \frac{w C_p \Delta t}{\lambda} = \frac{w \times C_p \times (t_b - t_c)}{\lambda}$$

$$W = \text{VAPOR CONSUMIDO PARA PRECALENTAMIENTO} \left(\frac{\text{lb}}{\text{h}} \right)$$

$$w = \text{CANTIDAD DE COMBUSTIBLE PRECALENTADO} = 10000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$C_p = \text{CALOR ESPECIFICO DEL COMBUSTIBLE} = 0.48 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$t_b = \text{TEMP. DE PRECALENTAMIENTO} = 85^\circ\text{C} = 185^\circ\text{F}$$

$$t_c = \text{TEMP. DEL COMBUSTIBLE EN TANQUES MEDIDORES} = 80^\circ\text{C} = 176^\circ\text{F}$$

$$\lambda = \text{CALOR LATENTE DEL VAPOR (120 PSIG)} = 870.6 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$W = \frac{10000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 0.48 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times (185 - 176)^\circ\text{F}}{870.6 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}}$$

$$W = 50 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \text{ VAPOR (120 PSIG)}$$

4.- POTENCIA ABSORBIDA POR BOMBA 6" X 4" X 6"

$$Z_1 + \frac{144 P}{e_1} + \frac{v_1^2}{2g} = Z_2 + 144 \frac{P_2}{e_2} + \frac{v_2^2}{2g} + W$$

LAS PERDIDAS DE FRICCION SON DESPRECIABLES YA QUE EL FLUJO ES LAMINAR

$$Re = 50.6 \frac{Q^2}{d^5} \quad (\text{Hazen-Coleman})$$

$$Q = 4800 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}} = 21 \text{ G.P.M.}$$

$$l = 59 \frac{\text{ft}}{\text{ft}^2}$$

$$f_p \text{ grav.} = 0.96$$

$$d = 3.068 \text{ in}$$

$$Re = 50.6 \times \frac{21 \times 59}{3.068 \times 120}$$

$$\gamma = 130 \text{ Cp}$$

$$Re = 157$$

VELOCIDAD DE FLUJO EN EL TUBO DE 2" ϕ

$$a' = 0.0233 \text{ ft}^2$$

$$v_2 = \frac{A}{3600 a'}$$

$$v_2 = \frac{170 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr}} \times 1 \frac{\text{hr}}{3600 \text{ seg}} \times 1 \frac{\text{hr}}{0.0233 \text{ ft}^2}}$$

$$v_2 = 2.0 \frac{\text{ft}}{\text{seg.}}$$

$$Z_1 = 47'$$

$$Z_2 = 8'$$

$$P_1 = 0$$

$$P_2 = 120 \text{ PSIG}$$

$$v_1 = 0$$

$$v_2 = 2 \frac{\text{ft}}{\text{seg.}}$$

$$Z_1 + \frac{144 P_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_2 + \frac{144 P_2}{\rho} + \frac{v_2^2}{2g} + W$$

$$47 + 0 + 0 = 8 + \frac{144 \times 120}{56} + \frac{4}{2 \times 32.2} + W$$

$$W = 47 - 8 - \frac{144 \times 120}{56} - \frac{4}{2 \times 32.2}$$

$$W = -269 \text{ ft} \quad (\text{HAY QUE SUMINISTRAR TRABAJO})$$

$$H_b = 269 \text{ ft} \times 10000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ seg}} \times \frac{1 \text{ hp}}{550} \times \frac{1 \text{ ft}}{1 \text{ ft}}$$

$$H_b = 1.36$$

$$BHP = \frac{H_b}{\eta}$$

$$\eta = 0.25 \text{ EFICIENCIA TERMODINAMICA}$$

$$BHP = \frac{1.36}{0.25} = 5.4 \text{ Hp}$$

$$W = 120 \frac{\text{ft}}{\text{hr}} \text{ Hp} \times 5.4 \text{ Hp}$$

$$W = 650 \frac{\text{ft}}{\text{hr}}$$

5.- CALCULO DEL CALENTADOR DE COMBUSTIBLE.

$$W = \text{lb/hr}$$

$$W = 10000 \text{ lb/hr}$$

$$C_p = 0.48 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$t_a = 208^\circ\text{F}$$

$$t_b = 185^\circ\text{F}$$

$$\lambda = 870.6 \text{ BTU/lb}$$

$$W = \frac{10000 \times 0.48 (208 - 185)}{870.6}$$

$$W = 127 \text{ lb/hr}$$

6.- CALCULO DE LOS ATOMIZADORES QUE SON 12.

$$P = \text{PRESION DE ATOMIZACION} = 50 \text{ PSIG} = 62.6 \text{ PSIA}$$

CONSUMO DE VAPORES POR QUEMADORES

$$W = 3 \text{ lb/min} \quad (\text{VAPORES DE 50 PSIG})$$

$$N = 12$$

$$W = W \times N \times 132$$

$$W = 3 \times 12 \times 132$$

$$W = 4750 \text{ lb/hr}$$

7.- CALCULO DE POTENCIA ABSORBIDA POR VENTILADORES

$$H_p = \frac{W \times P}{60 \times 550 \times \eta_e}$$

$$P = \text{PRESION DE TIRAJE} = 2" \text{ DE AGUA} = 5.2 \text{ PSI}$$

$$W = \text{VOLUMEN DE AIRE} = 12,200 \text{ C.F.U.}$$

$$\eta_e = \text{EFICIENCIA TURBINA VENTILADOR} = 20\%$$

$$H_p = \frac{12200 \times 5.2}{60 \times 550 \times 0.20}$$

$$H_p = 961 \quad H_p \approx 10 \text{ HP}$$

EL TIEMPO DE TRABAJO ES DE 100% YA QUE OPERA CONTINUAMENTE.

CONSUMO DE VAPORES.

$$W = 40 \text{ lb/hr HP} \times 10 \text{ HP} \quad W = 400 \text{ lb/hr}$$

CONSUMO TOTAL DE LAS 6 TURBINAS VENTILADORES.

$$WT = 400 \times 6 = \underline{2400 \text{ lb/hr}}$$

8.- CONSUMO DE VAPOR EN TURBINA

EL VAPOR REAL CONSUMIDO $W'_0 = 40 \text{ lb/HP-hr}$ y $P = 40 \text{ HP}$

$$W = 40 \text{ lb/HP-hr} \times 30 \text{ HP} = \underline{1200 \text{ lb/hr}}$$

VA QUE EL TIEMPO DE TRABAJO ES 100% (OPERA CONTINUAMENTE)

9.- CONSUMO REAL DE VAPOR DE LA TURBINA

$$POTENCIA = 40 \text{ HP}$$

$$P_2 = 120 \text{ (PSIG) VAPOR}$$

$$W'_0 = \text{CONSUMO DE VAPOR POR HP} = 40 \text{ lb/hr-HP}$$

$$P_1 = 15 \text{ PSIG}$$

$E = \text{TIEMPO DE TRABAJO} = 100\%$ (OPERA CONTINUAMENTE)

CONSUMO DE VAPOR W

$$W = W'_0 \times \text{HP} \times E$$

$$W = 40 \text{ lb/hr HP} \times 40 \text{ HP} \times 1.0$$

$$W = 1600 \text{ lb/hr}$$

10.- CONSUMO DE VAPOR BOMBA 7" x 5" x 6"

POTENCIA ABSORBIDA 6HP

$$W_T = \text{CONSUMO TEORICO DE VAPOR} = 320 \text{ lb/hr}$$

$E = \text{TIEMPO DE TRABAJO} = 15\%$

$$WT = W_T \times E$$

$$WT = 320 \text{ lb/hr} \times 0.15$$

$$WT = 108 \text{ lb/hr}$$

11.- CALCULO DE CONSUMO DE VAPOR DE SERPENTIN DE TUBO DE CONDENSADOR

$$W = \frac{Q \times C_p \times (t_2 - t_1) \times 2.2}{\lambda}$$

$$Q = \text{CANTIDAD DE AGUA POR CALENTAR} = 50 \text{ lb/hr} = 50 \text{ kg/hr}$$

$$C_p = \text{CALOR ESPECIFICO DEL AGUA} = 1 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C} = 1 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = \text{TEMP. DE CALENTAMIENTO} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_1 = \text{ENTRADA DE AGUA CROSA} = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$\lambda = \text{CALOR LATENTE DEL VAPOR DE 120 PSIG} = 484 \text{ kcal/kg}$

$$W = \frac{50 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 1 \frac{\text{m}^3/\text{hr}}{\text{kg}} \times (30-10) \text{ }^\circ\text{C}}{484 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}} \times 2.2 \frac{\text{lb}}{\text{kg}}$$

$$W = 12 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

DEPARTAMENTO	Equipo	DEMANDA INSTALADA $\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$	DEMANDA DE TRABAJO $\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$
CLASIFICACION Y EVAPORACION	1- B. DUPLEX 6"x6"	480	340
	2- B. DUPLEX 10"x6"x10"	1560	630
	3- SERPENTIN	<u>15</u>	<u>15</u>
		2055	985

1- CONSUMO REAL DE VAPOR B. DUPLEX 6"x6"x6"

P. Absorbida = 4HP

t de TRABAJO = 30%

$$W = 120 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \text{HP} \times 4 \text{HP} \times 0.30$$

$$W = 350 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

2- B. DUPLEX 10"x6"x10"

P. Absorbida = 13 HP

t TRABAJO = 40%

$$W = 120 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \text{HP} \times 13 \text{HP} \times 0.40$$

$$W = 630 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

3- SERPENTIN CALENTAMIENTO DE CIRCULO

$$W = 15 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \text{ DE VAPOR DE 120 PSIG}$$

DEPARTAMENTO	Equipo	DEMANDA INSTALADA $\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$	DEMANDA DE TRABAJO $\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$
HORNOS	1- MOTOR GEHELO	1800	720
	2- MOTOR GEHELO	1500	1500
	3- TURBINA ELLIOTT	5000	5000
	4- TURBINA ELLIOTT	12000	12000
	5- TURBINA ELLIOTT	16000	16000
	6- TURBINA ELLIOTT	<u>2500</u>	<u>2500</u>
		45800	44720

1- MOTOR GEHELO MESA ALIMENTADORA.

$$W_0 = 80 \frac{\text{lb}}{\text{HP-hr}}$$

$$P = 21.6 \text{ HP}$$

$$W = 80 \frac{\text{lb}}{\text{HP-hr}} \times 21.6 \text{ HP}$$

$$W = 1728 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \approx 1800 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$E = \text{TIEMPO DE TRABAJO } 40\%$$

$$W = W \times E$$

$$W = 1800 \times 0.4$$

$$W = 720 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

2- MOTOR GEHELO CONDUCTOR DE CAÑA

$$P_e = 120 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} + 14.5 = 134.5$$

$$P_b = 18 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} + 14.5 = 32.5$$

$$H_e = 1192.4 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$H_b = 1086.1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$\Delta H = 1192.4 - 1086.1 = 106.3$$

$$\frac{\text{lb}}{\text{HP hr}} = \frac{2545}{106.3} = 23.94 \approx 24$$

CON UNA EFICIENCIA DE 30%

$$\frac{24}{0.30} = 80 \frac{\text{lb}}{\text{HP hr}}$$

POTENCIA REAL CONSUMIDA.

$$P = \frac{0}{4} \text{ HP}$$

$$C = \text{CAPACIDAD DE MOLIENDA} = 72.28 \text{ TON/hr}$$

$$P = \text{POTENCIA MEDIA CONSUMIDA}$$

$$P = \frac{72.28}{4} = 18 \text{ HP}$$

$$80 \times 18 = 1440 \text{ lb/hr}$$

$$\text{CONSUMO DE VAPOR} \approx \underline{\underline{1500 \text{ lb/hr}}}$$

3.- TURBINA PARA CUCHILLAS

$$P_c = 120 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} + 14.5 = 134.5$$

$$P_s = 18 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} + 14.5 = 32.5$$

$$H_c = 1192.4$$

$$H_s = 1086.1$$

$$\Delta H = 1192.4 - 1086.1 = 106.3$$

$$\frac{\text{lb}}{\text{HP-hr}} = \frac{2595}{106.3} \approx 24$$

$$\text{EFICIENCIA } 60\% \text{ y } 40 \text{ lb/HRHR}$$

POTENCIA EN LAS CUCHILLAS

$$P = 0.0025 \times \frac{KCF_n D}{P}$$

POR VARIAR LAS CONSTANTES UN POCO NOS DARIA UN DATO POCO FUERA DE LO REAL POR LO QUE SE TOMA UNA FORMULA MAS SENCILLA.

$$\frac{P}{CF} = 12 \text{ HP}$$

$$P = CF (12 \text{ HP})$$

$$C = \text{CAPACIDAD DE MOLIENDA } 72.28 \text{ TON/hr}$$

$$f = \% \text{ EN FIBRA } 0.1314$$

$$P = 72.28 (0.1314) \times 12$$

$$P = 114 \text{ HP}$$

$$114 \text{ HP} \times 40 \frac{\text{lb}}{\text{HP hr}} = 4560 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \text{ VAPOR}$$

$$\approx \underline{\underline{5000 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}}$$

4.- TURBINA PARA 1° y 2° MOLINOS

$$P_c = 120 + 14.5 = 134.5$$

$$P_s = 18 + 14.5 = 32.5$$

$$H_2 = 1192.4$$

$$\Delta H = 1192.4 - 1086.1 = 106.3 \text{ BTU/lb}$$

$$H_3 = 1086.1$$

$$\frac{\text{lb}}{\text{HP-hr}} = \frac{2545}{106.3} = 23.75$$

$$\frac{\text{CON } 60\% \text{ DE EFICIENCIA}}{\frac{23.75}{0.6}} = 40 \text{ lb/HP hr}$$

POTENCIA REAL CONSUMIDA

$$T = 0.2 P \eta \times D$$

$$D_{\text{PISTON}} = 9.5''$$

$$a = 0.785 (9.5)''^2 = 70.85 \text{ in}^2$$

$$P_1 = 2400 \text{ lb/in}^2$$

$$P_{e-1} = 76.4 \times 2 = 152.8 \text{ TOM.}$$

$$\eta_1 = 5.3 \text{ R.P.M.}$$

$$D_{\text{MASAS}} = 30'' = 0.762 \text{ m}$$

$$T_1 = 0.2 \times 152.8 \times 5.3 \times 0.762$$

$$T_1 = 122.6 \text{ HP}$$

$$D_{\text{PISTON}} = 11''$$

$$a = 0.785 (11)''^2 = 94.98 \text{ in}^2$$

$$P_2 = 2500 \text{ lb/in}^2$$

$$P_{e-2} = 211 \text{ TOM.}$$

$$T_2 = 0.2 \times 211 \times 5.3 \times 0.762$$

$$T_2 = 170.4 \text{ HP}$$

CONSUMO VAPORES EN LA TURBINA

$$(122.6 + 170.4) \times 40 = 11720 \text{ lb/hr DE VAPORES}$$

$$W = \underline{\underline{12000 \text{ lb/hr}}}$$

5.- TURBINA PARA 30 Y 40 HORAS

CON LAS MISMAS CONDICIONES DE VAPORES

$$\frac{\text{lb}}{\text{HP hr}} = 40$$

$$D_{\text{PISTON}} = 9.5''$$

$$D_{\text{MASAS}} = 30'' = 0.762 \text{ m}$$

$$P = 3000 \text{ lb/}^2$$

$$\eta = 5.5 \text{ R.P.H.}$$

$$P_{e3} = 192 \text{ TON.}$$

$$T_3 = 0.2 \times 192 \times 5.5 \times 0.762$$

$$T_3 = 160 \text{ HP}$$

$$\eta = 6.0 \text{ R.P.H.}$$

$$P = 3000 \text{ lb/}^2$$

$$P_{e4} = 260 \text{ TON}$$

$$T_4 = 0.2 \times 260 \times 6.0 \times 0.762$$

$$T_4 = 237 \text{ HP}$$

$$T_3 + T_4 = 160 + 237 = 397 \text{ HP}$$

CONSUMO EN LA TURBINA

$$397 \times 40 = 15880 \text{ lb/hr.}$$

$$W = \underline{1600 \text{ lb/hr}}$$

6- TURBINA PARA EL ULTIMO MOLINO

$$\eta = 5.5 \text{ R.P.H.}$$

$$P_{e5} = 285 \text{ TON.}$$

$$T_5 = 0.2 \times 285 \times 5.5 \times 0.762$$

$$T_5 = 238 \text{ HP}$$

$$238 \times 40 = 9520 \text{ lb/hr VAPOR}$$

$$W = 9500 \text{ lb/hr VAPOR}$$

DEPARTAMENTO	EQUIPO	DEMANDA INSTALADA lb/hr	DEMANDA DE TRABAJO lb/hr
PLANTA ELECTRICA	TURBINA	32200	32200

VAPOR EN TURBINA PARA LA PLANTA ELECTRICA.

POTENCIA 1000 KW

PRESION ATMOSFERICA = 14.5 PSIG

DEMANDA DE POTENCIA = 600 KW

	PSIG	PSIA	T(OR)	H BTU/lb	S BTU/OF
VAPOR ENTRADA	120.8	133.7	806	1192.4	1.5835
VAPOR SALIDA	18	30.9	711.0		

$$Q = 454$$

$$\text{ENTALPIA SALIDA } H_2 = (717.2) \cdot 1.5835 - 45.4$$

$$H_2 = 1138 - 45.4 = 1092.6 \text{ BTU/lb}$$

$$\Delta H = 11924 - 1092.6 = 99.8 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{DEMANDA TEORICA DE VAPOR} = \frac{2413}{99.8} = 24.3 \text{ lb/KW hr}$$

CON EFICIENCIA DE 60%

$$\text{DEMANDA REAL DE VAPOR} = \frac{24.3}{0.60} = 40.5 \text{ lb/KW hr}$$

$$\text{GASTO DE VAPOR} = 40.5 \text{ lb/KW hr} \times 600 \text{ KW} = 24300 \text{ lb/hr}$$

$$W = \underline{\underline{24300 \text{ lb/hr}}}$$

DEPARTAMENTO	EQUIPO	DEMANDA INSTALADA	DEMANDA DE TRABAJO
SECADORES	RADIADORES	1164	1164

RADIADOR A

$$W_A = 5520 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

$$\text{TEMP. AMBIENTE} = 75.2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{HUMEDAD RELATIVA} = 52 \%$$

$$\text{TEMP. BUJEO HUMEDO} = 63.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{TEMP. CALENTAMIENTO} = 193 \text{ } ^\circ\text{F}$$

VAPOR

$$P = 88 \text{ PSIG} = 100.9 \text{ PSIA}$$

$$\lambda = 888.8 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

DE LA CARTA DE HUMEDAD DEL PERRY JONHNS

$$h_1 = \text{ENTALPIA DEL AIRE (ENTRADA)} = 29.0 \frac{\text{BTU}}{\text{lbas}}$$

$$h_2 = \text{ENTALPIA DEL AIRE (SALIDA)} = 60.0 \frac{\text{BTU}}{\text{lbas}}$$

$$H_2 = \text{HUMEDAD DEL AIRE (SALIDA)} = 3.2 \%$$

$$v_2 = \text{VOL. ESPECIFICO DEL AIRE} = 16.8 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbas}}$$

$$W_I = \frac{(h_2 - h_1) \times W_A \times 60}{v_2 \times \lambda}$$

$$W_I = \frac{(60 - 29.0) \times 5520 \times 60}{16.8 \times 888.8}$$

$$W_I = 688 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

CONSUMO TOTAL

$$W_T = W_I + W_{II}$$

$$W_T = 688 + 276$$

$$W_T = \underline{\underline{1164 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}}$$

RADIADOR B

$$W_A = 3502 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

$$\text{TEMP. AMBIENTE} = 75.2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{HUMEDAD RELATIVA} = 52 \%$$

$$\text{TEMP. BUJEO HUMEDO} = 63.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{TEMP. CALENTAMIENTO} = 142 \text{ } ^\circ\text{F}$$

VAPOR

$$P = 88 \text{ PSIG} = 100.9 \text{ PSIA}$$

$$\lambda = 888.8 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

DE LA CARTA DE HUMEDAD DEL PERRY JONHNS

$$h'_1 = \text{ENTALPIA DEL AIRE (ENTRADA)} = 29 \frac{\text{BTU}}{\text{lbas}}$$

$$h'_2 = \text{ " " " (SALIDA)} = 47 \frac{\text{BTU}}{\text{lbas}}$$

$$H'_2 = \text{HUMEDAD RELATIVA (SALIDA)} = 8 \%$$

$$v'_2 = \text{VOL. ESPECIFICO DEL AIRE} = 15.4 \frac{\text{ft}^3}{\text{lbas}}$$

$$W_{II} = \frac{(h'_2 - h'_1) \times W_A \times 60}{v_2 \times \lambda}$$

$$W_{II} = \frac{(47 - 29) \times 3502 \times 60}{15.4 \times 888.8}$$

$$W_{II} = 276 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

DEPARTAMENTO	EQUIPO	DEMANDA INSTALADA $\frac{lb}{hr}$	DEMANDA DE TRABAJO $\frac{lb}{hr}$
	1- DUPLEX 6" X 4" X 6"	1000	500
	2- SIMPLEX 12" X 24"	8750	440
	3- SIMPLEX 12" X 2"	1800	1350
	4- SIMPLEX 16" X 18"	7800	5860
	5- DUPLEX 6" X 4" X 6"	5000	250
	6- DUPLEX 6" X 4" X 6"	500	500
	7- DUPLEX 6" X 4" X 6"	500	500
	8- MOTOR DE VAPOR	400	100
	9- EJECTORES	<u>1400</u>	<u>1400</u>
	TOTAL	22650	TOTAL 10900

1- BOMBA DUPLEX 6" X 4" X 6"

$$POTENCIA ABSORBIDA HP = \frac{PLAN}{33000}$$

$$L = \text{LONG. DEL ENBOLO} = 6" = 0.5 \text{ ft}$$

$$A = \text{AREA DE DESPLAZAMIENTO} = 0.785 D^2 = 0.785 (4")^2 = 12.6 \text{ in}^2$$

$$N = \text{NUM. DE ENBOLODAS} = 90 \text{ cm}^3/\text{min}$$

$$P = \text{PRESION DE VAPOR UTILIZADO} = 133 \text{ PSIA}$$

$$HP = \frac{133 \times 0.5 \times 12.6 \times 90}{33000}$$

$$HP = 8.6$$

$$W = Q \times HP \times E$$

$$Q = 120 \frac{lb}{hr} \text{ HP}$$

$$E = \text{TIEMPO DE TRABAJO} = 50 \%$$

$$W = 120 \frac{lb}{hr} \text{ HP} \times 8.6 \text{ HP} \times 0.50$$

$$W = \underline{500 \frac{lb}{hr}}$$

2- BOMBA SIMPLEX

$$POTENCIA ABSORBIDA = 23 \text{ HP}$$

$$W_v = 120 \frac{lb}{hr} \text{ HP}$$

$$E = \text{TIEMPO DE TRABAJO} = 5 \%$$

$$W = 120 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \cancel{\text{HP}} \times 23 \cancel{\text{HP}} \times 0.06$$

$$W = \underline{140 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}$$

3.- BOMBA SIMPLEX 12" X 8"

$$\text{POTENCIA ABSORBIDA} = 15 \text{ HP} \quad \epsilon = 75\%$$

$$W = W_v \times P \times \epsilon$$

$$W = 120 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \cancel{\text{HP}} \times 15 \cancel{\text{HP}} \times 0.75$$

$$W = \underline{1350 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}$$

4.- BOMBA SIMPLEX 16" X 18"

$$\text{POTENCIA ABSORBIDA} = 64 \text{ HP}$$

$$\epsilon = 75\%$$

$$W = W_v \times P \times \epsilon$$

$$W = 120 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \cancel{\text{HP}} \times 64 \cancel{\text{HP}} \times 0.75$$

$$W = \underline{5860 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}$$

5.- BOMBA DUPLEX 6" X 4" X 6"

$$\text{POTENCIA ABSORBIDA} = 4 \text{ HP} \quad \epsilon = 50\%$$

$$W = 120 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \cancel{\text{HP}} \times 4 \cancel{\text{HP}} \times 0.50$$

$$W = \underline{250 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}$$

6.- BOMBA DUPLEX 6" X 4" X 6"

$$\text{POTENCIA ABSORBIDA} = 4 \text{ HP} \quad \epsilon = 100\%$$

$$W = 120 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \cancel{\text{HP}} \times 4 \cancel{\text{HP}} \times 1.0$$

$$W = \underline{500 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}$$

7.- BOMBA DUPLEX 6" X 4" X 6"

$$\text{POTENCIA ABSORBIDA} = 4 \text{ HP} \quad \epsilon = 100\%$$

$$W = 120 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \cancel{\text{HP}} \times 4 \cancel{\text{HP}} \times 1.0$$

$$W = \underline{500 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}$$

8- MOTOR DE VAPOR

POTENCIA ABSORBIDA = 10 HP

$$E = 25\%$$

$$W = 40 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 10 \text{ HP} \times 0.25$$

$$W = \underline{\underline{100 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}}$$

9- CONSUMO DE VAPOR EN EYECTORES DE TACHOS

$$W = w N$$

$$W = \text{CONSUMO PRACHCO DE VAPOR EN EYECTORES} = 350 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

N = NUMERO DE EYECTORES 4

$$W = 350 \times 4$$

$$W = \underline{\underline{1400 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}}$$

VII. - RECOMENDACIONES PARA MEJORAR LA PRODUCCION - EN FABRICA.

De acuerdo con las observaciones efectuadas durante las visitas al Ingenio "Independencia S. A." y el análisis de los datos recolectados en los diferentes equipos como:

Batey, Molinos, Calderas, Planta de Energía Eléctrica, Clarificadores, Evaporadores, Cristalizadores, Centrifugas, Secadores y Envases, podemos decir que la actual producción en fábrica es un poco baja, por lo cual se exponen algunas ideas así como su costo para tratar de acondicionar el equipo para así obtener un mejor -- rendimiento del mismo.

El Batey del Ingenio Independencia tiene capacidad para la molienda actual, Sólo se harán notar algunas modificaciones, como ya que el Batey es de tierra compactada y pavimentado evita que entre -- materia extraña a la caña en el equipo de preparación de molinos.

La mesa alimentadora está muy justa de capacidad, y el sistema de aspas que posee para la alimentación no es adecuado.

Se debe modificar esta mesa, proporcionándole un poco de más -- longitud, para que tenga mayor flexibilidad y suprimir el sistema de aspas que en lugar de ayudar, desordena la alimentación.

El conductor primario tiene poca longitud y profundidad. Este defecto unido al mal sistema de alimentación de aspas de la mesa, hace que entre la caña en completo desorden a los gallegos-cuchillas, ocasionando atascamientos.

Por lo cual hay que darle mayor longitud y profundidad a este conductor, para que la caña pueda acomodarse en su trayectoria a las cuchillas. Esto se puede lograr bajando el nivel del primer conductor a la altura del segundo y suprimiendo las cuchillas del sistema de gallegos cortadores, pues como tales son ineficaces por su baja velocidad, y dejar el sistema como gallegos únicamente en su nueva posición.

El motor del juego de cuchillas No. 2 está demasiado justo, se recomienda cambiar este motor de 150 H.P. por otro de 200 H.P. para mayor flexibilidad de operación de las cuchillas.

El sistema actual de control de tara es reducido. Se sugiere el establecimiento de un control más estricto para la tara de camiones, a fin de ejercer mayor exactitud en el manejo de materia prima, además los vehículos deben desterrarse cada vez que entran con caña al Batey.

Para una mayor molienda en el futuro, es indispensable llevar a cabo una nueva distribución del equipo en Batey, ya que quedaría mal localizado para las nuevas condiciones.

El departamento de molienda del Ingenio Independencia, tiene capacidad sobrada para la molienda actual sin embargo, para su mejor funcionamiento y mayor recuperación es preciso atender los siguientes puntos:

Programar un mantenimiento continuo y rutinario a los molinos, - pues existe una excesiva acumulación de bagacillo en los canales colectores de jugo que puede evitarse en gran parte mediante un correcto ajuste de cuchilla central y de los peines, la ausencia de escurrimiento en las mazas cañeras de los dos últimos molinos en extracción seca se debe al posible desajuste de las mazas y raspadores, los cuales ameritan una revisión, las presiones en los molinos deben ser ajustadas y balanceadas, la dilución excesiva del jugo por el agua de enfriamiento de las chumaceras que se colecta en los canales debe evitarse.

Para lograr una mayor recuperación de sacarosa en bagazo, es necesario aumentar la presión de vapor que alimenta a las turbinas de los molinos y bajar su contrapresión.

De esta manera, se puede aplicar mayor cantidad de agua de imbibición en el último molino, y una mayor presión en los molinos para una mejor extracción con la consecuente reducción de consumo de vapor en estas máquinas.

Como se recordará en el capítulo No. 3 (Fábrica) hay un sistema de 8 calderas, por lo cual se recomienda suministrar vapor directamente de las calderas 1 y 8 a través de un cabezal independiente para asegurar la demanda de las turbinas, ya que estas calderas son las de mayor capacidad de diseño, en las condiciones actuales de operación la presión de vapor que alimenta a las turbinas llega escasamente a 120 psig.

Es indispensable calibrar todos los indicadores de presión de este departamento, para poder vigilar las condiciones de operación de las turbinas.

Se sugiere eliminar algunas de las líneas independientes de vapor de escape de las turbinas y se recomienda un solo cabezal general para los diferentes escapes para reducir las pérdidas por radiación debido a la superficie expuesta y obtener un escape más uniforme, y calibrar las válvulas de escape.

Se recomienda que la imbibición sea rigurosamente a contracorriente, es decir que la cantidad total de agua sea aplicada entre el 4o y 5o. Molino, el jugo del 5o. molino que imbiba el colchón, entre el 2o. y 3o. Molino y el jugo del 3o. molino aplicarlo entre el 1o. y 2o. molino y el jugo que se envíe a fábrica sea precisamente del 1o. y 2o. molino, de esta manera es posible enviar jugo mezclado de alta concentración a fábrica, lo que redundará en ahorro adicional de vapor, y por consiguiente costo de operación.

La imbibición debe ser aplicada precisamente en el punto donde emerge el bagazo por su alto poder de absorción y la cantidad aplicada debe guardar la relación de 2 respecto a la fibra. Se recomienda instalar un integrador de flujo para controlar con exactitud el agua de imbibición, ya que es importante el conocimiento de esta cantidad de agua para el balance de materiales y para dosificar la cantidad de agua necesaria para la óptima extracción de Sacarosa.

En el departamento de Calderas, encontramos que tienen capacidad de 117, 088 lb/hr de vapor de 120 psig. con una eficiencia térmica de 58.88 %, esta capacidad es suficiente para cumplir con las demandas que se tienen en la molienda actual.

La instalación actual del pozo caliente no proporciona cabeza hidrostática suficiente para la operación normal de las bombas de alimentación a calderas, por consiguiente, las bombas cavitan cuando la temperatura del agua sobrepasa de los 70°C.

Se recomienda elevar este tanque a una altura de 5 a 7 metros para las bombas que se tienen instaladas, con lo que podrán manejar condensados a 100°C sin que caviten. Se puede instalar un deaerador sobre el pozo caliente con el fin de proteger las calderas contra la corrosión del oxígeno y anhídrido carbónico. Se debe calibrar el sistema de controles de nivel para la alimentación de aguas a calderas de manera que el nivel de operación de las calderas se mantengan lo más constante posible.

Dentro de las instalaciones eléctricas no hay mucho que corregir porque todos los medidores trabajan perfectamente además de su protección necesaria, las tuberías de purgas de vapor están enterradas, como las de agua de enfriamiento de la turbina del generador tiene relevadores adecuados para sobrecorriente, no voltaje y diferencial lo cual permite detectar, seccionar y reparar fallas ocasionadas por el sistema.

El tablero principal de distribución es el punto principal de entre-

ga de energía eléctrica al sistema, se observó que para las necesidades actuales es suficiente, pero en caso de ampliación de alimentadores se tendría el problema de no tener flexibilidad para meter más interruptores principales. Hay un sistema de prevención para localizar fallas en algunas de las fases de los alimentadores principales, que consiste en lámparas concentradas en serie sobre el alimentador.

Actualmente el factor de potencia en período de zafra es correcto ya que trabajando al 60% de la capacidad conectada se tiene un factor de potencia de 0.75, lo cual es correcto para la carga actual.

Por lo que se observa actualmete se está trabajando el Turbogenerador dentro de un límite correcto. El problema sería que al aumentar la carga de operación real, el factor decrecería, en este caso se estudiaría a fondo al aumento de la sección de la línea alimentadora o sea dividir la sección teórica del alimentador por el factor de potencia real, y mejorar un bajo factor de potencia, lo cual se puede lograr conectando en derivación sobre la línea alimentadora condensadores o capacitores.

Clarificadores. - En el capítulo No. 3 (Fábrica del Ingenio Independen

dencia) se señaló la forma como se cuantifica el material que se envía a fábrica en el Ingenio Independencia. Esta forma de control debe desecharse ya que se presta a graves errores de apreciación por lo que se recomienda la instalación de un sistema que pueda controlar con mayor exactitud la cantidad de material que se procesa. Por su economía se recomienda la cuantificación volumétrica consistente en una válvula de pistón de doble paso que alimenta alternativamente uno y otro tanque, accionado por un sistema neumático, cuyo movimiento es transmitido a un integrador para registrar el número de tanques.

La alcalización puede llevarse a cabo en los tanques procurando que las corrientes de jugo y lechada se junten antes de entrar al tanque para que la estimación sea lo más perfecta posible o instalando un sistema de agitación mecánica para asegurar su estimación. El pH del jugo alcalizado debe mantenerse a un límite previamente determinado en el Laboratorio, para que la floculación sea lo más completamente posible y la naturaleza del material -- que se envía a procesos ulteriores sea siempre uniforme, lo que facilitará las operaciones de clarificación y filtración, dando como resultado un producto de alta calidad.

Para ello es necesario que la densidad de la lechada de cal se mantenga uniforme y la instalación de un sistema de control automático del pH.

El sistema actual de sulfitación tiene algunos defectos como el escape relativo de SO_2 , el pH del jugo sulfitado tiene control de pH rudimentario, el sistema de enfriamiento es bueno sólo la absor-ción de SO_2 por el jugo no es total. Los gases deben ser enfriados a una temperatura cercana a la del ambiente, el jugo en su paso descendente por la tobera absorbe la cantidad necesaria de SO_2 para bajar su pH al límite deseado, si el flujo de gas se controla por medio de una válvula y el bombeo de jugo se mantiene uniforme.

Se sugiere la instalación de un tanque de mayor capacidad para el jugo clarificado con el fin de evitar los posibles derrames de este jugo, por lo demás el tanque actual y la tubería están bien aislados para evitar las pérdidas de calor por radiación y tiene una alarma de nivel para facilitar la operación de clarificadores y evaporadores.

En el departamento de Evaporación la operación de los evaporadores es buena y sobrepasan la capacidad necesaria para la exigencia de la molienda actual, los instrumentos de medición de los eva

poradores deben estar perfectamente calibrados, equipado con -
válvula de protección y purgado y en las líneas de jugo instalar -
válvulas muestreadoras para poder conocer en cualquier momen-
to las condiciones reales de operación.

En el Departamento de Cristalización no hay que recomendar nada
ya que todo el equipo trabaja perfectamente, lo único que se podría
prevenir es la calibración de los instrumentos de medición, se da
rá una breve descripción de este Departamento.

De los 10 cristalizadores con que cuenta el Ingenio, 2 carecen de
sistema de enfriamiento o calentamiento por lo que se utilizan ú-
nicamente como porta **templaa**.

El tiempo de residencia de la masa en el cristalizador es de 36 Hrs.
actualmente, por el cálculo del Balance de sólidos en tachos se de-
termina un tiempo de residencia de 46 hrs. por lo que tiene capa-
cidad suficiente para la molienda actual, sin embargo para aumen-
tar la eficiencia de operación se debe suprimir el sistema de en-
friamiento.

El Departamento de Centrífugas del Ingenio Independencia tiene -
capacidad para la molienda actual sin embargo se hacen las siguien

tes consideraciones:

Las centrífugas tienen suficiente capacidad pues en operación normal se bastan con la capacidad de 8 máquinas de las 10 con que se cuentan. Su operación no es muy buena debido a la falta de control de tiempos en su operación, por lo cual la purga de miel es incompleta como lo muestra la baja pureza de los lavados. Se sugiere la instalación de un sistema neumático para el control de tiempo en el lavado, centrifugado y separación de mieles, para la operación eficiente de las centrífugas.

En el Departamento de Secado y Envase se ve que tiene capacidad sobrada para la molienda actual y con el fin de obtener un mejor control de la operación de secado, se hacen las recomendaciones siguientes:

Relocalizar correctamente los termopares que controlan la admisión de vapor de calentamiento. Estos deben estar instalados -- precisamente en la salida del aire caliente para que mantengan una temperatura constante dentro del secador. Además se debe instalar indicadores de temperatura en la entrada del aire caliente y en la salida de aire frío, para poder conocer así en cualquier momento las condiciones reales de operación del secador.

El costo de las instalaciones recomendadas en los diferentes departamentos del Ingenio para su mejor rendimiento es el siguiente:

En el Batey:

Modificación del conductor	\$20,000.00
Modificación de la mesa	\$20,000.00
Cambiar motor de 150 H. P. por uno de 200 H. P.	\$20,000.00

En el Departamento de Molienda:

Tuberfa para vapor	\$15,000.00
Accesorios	\$10,000.00
Aislamiento y soportes	\$ 8,000.00

En el Departamento de Calderas:

Instalación de pozo caliente	\$10,000.00
Deareador	\$60,000.00
Control de nivel	\$50,000.00

En la Planta Eléctrica:

Interruptores en gabinete

para cargas futuras \$15,000.00

En el Departamento de Clarificación:

Control de pH \$65,000.00

Sistema de Sulfitación \$35,000.00

Tanque para jugo claro \$ 9,000.00

En el Departamento de Evaporación:

Instrumentos de Medición \$ 5,000.00

En el Departamento de Cristalización trabaja bien por el momento por lo cual no es necesario modificar o instalar equipo.

En la Centrifugación:

Sistema neumático para la automatización de
las centrífugas \$85,000.00

Para el Secado y Envase:

Indicador de Temperatura y modificación
de la Instalación \$ 5,000.00

TOTAL DE INVERSION \$432,000.00

Estos costos fueron solicitados a las compañías respectivas dedicadas a la fabricación de los distintos equipos antes mencionados.

VIII. - CONCLUSIONES.

De acuerdo con las observaciones y el análisis de los datos recolectados del equipo usado en el proceso de elaboración de azúcar Refinada en el Ingenio Independencia de Martínez de la Torre, Ver. nos damos cuenta que su capacidad de trabajo está muy abajo de la capacidad instalada es decir opera casi a la mitad de su capacidad máxima debido al mal funcionamiento de la maquinaria, consecuencia lógica de haber instalado dicha maquinaria de medio uso.

Actualmente se puede considerar casi totalmente depreciado, por otro lado hay poco espacio para modificaciones futuras lo cual es muy importante ya que la demanda cada vez es mayor y se puede pensar en ampliaciones tanto en campo como en fábrica para producir más producto y así satisfacer dicha demanda.

El objeto de este estudio fue analizar todas y cada una de las fallas actuales que se tienen en la producción para modificarlas y así el Ingenio Independencia de Martínez de la Torre, Ver. tenga resultados más satisfactorios que los actuales.

El azúcar tiene tres clases normalmente que son:

Azúcar Mascabado

Azúcar Refinada

Azúcar Estándar

Siendo la de mayor precio el azúcar refinada y la de menor el azúcar mascabado debido a que se siguen diferentes procesos en cada una siendo el costo de producción mayor el de la refinada.

B I B L I O G R A F I A

Spencer Meade , Manual del Azúcar de Caña.

Ed Montaner y Simon , S. A. 1a. Ed. Barcelona 1967 .

Instrucciones para el Informe de Corrida.

Comisión Nacional de la Industria Azucarera 1974.

Alejandro S. Alvarez ; El Control Químico de la fabrica
ción como medio para disminuir las pérdidas de sacarosa

Organización Papelera Maipu , S. R . L .

Argentina 1965.

Donald Q. Kern . Process Heat Transfer Ed. Mc . Graw
Hill Book Company 1973.

Crane Flow of fluids Technical Paper 1969 .