



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Química

CONSIDERACIONES ECONOMICAS PARA LA AM-
PLIACION DEL INGENIO "MELCHOR OCAMPO"

T E S I S

Que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a :

FELIPE JACOBO ARZATE RUBI

Enero 1977



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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 1977
ABG M-39
FECHA _____
PROC _____
S _____



QUIMICA

JURADO

Presidente Prof. : HECTOR MANUEL LOPEZ HERRERA.
Vocal Prof. : MANUEL FELIPE GUERRERO FERNANDEZ.
Secretario Prof. : JOSE FRANCISCO GUERRA RECASENS.
1er. Suplente Prof. : CUTBERTO RAMIREZ CASTILLO.
2o. Suplente Prof. : ALFONSO FRANYUTTI ALTAMIRANO.

Sitio donde se desarrolló el tema:

INGENIO MELCHOR OCAMPO.

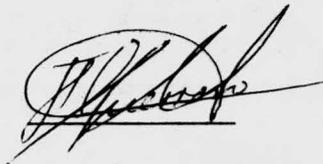
Nombre completo y firma del sustentante:

FELIPE JACOBO ARZATE RUBI



Nombre completo y firma del Asesor del tema:

ING. MANUEL FELIPE GUERRERO FERNANDEZ



MIENTRAS LA LUZ DE UNA ESPERANZA
DESTELLE EN EL ALMA, LA MENTE SE
ILUMINARA PARA HACER FRENTE A-
LOS PROBLEMAS DE LA VIDA.

A MIS PADRES:

ADALBERTO ARZATE BECERRIL
AGUSTINA RUBI DE ARZATE.

Por su cariño y comprensión.

A MIS HERMANOS

A LOS MAESTROS Y COMPAÑEROS
QUE HICIERON POSIBLE MI REA--
LIZACION.

CAPITULO I

INTRODUCCION

Se cree que la caña de azúcar tuvo su origen en las islas del Pacífico Meridional y que de ahí llegó a la India en tiempos remotos, esto se menciona en escritos indios mucho antes de la era cristiana.

En la India Oriental, el sabor dulce de esta planta llamó desde la antigüedad la atención de los indígenas, quienes por masticación y succión de la misma satisficieron su avidez por las materias dulces. Así mismo, debió de ser usual entre ellos el prensado de la caña descortezada y desmenuzada.

Esta forma de consumo de azúcar ha perdurado durante muchos siglos, pues el arte de producir azúcar sólido con la caña dulce sólo se conoció mucho más tarde.

Según las actuales investigaciones, los indios aprendieron este arte entre los siglos tercero y sexto de la era cristiana.

La caña de azúcar fué llevada a China, Java, Persia y Arabia probablemente hacia el año 100 A. C. Los árabes la introdujeron en el Africa del Norte, desde donde se extendió por Europa Meridional.

Colón la llevó a las antillas y con el tiempo llegó a América del Sur y a México, así como también los misioneros Jesuitas llevaron la caña de azúcar a Louisiana en 1751.

Los primeros conocimientos adquiridos por la antigua Europa sobre el azúcar de caña datan de la época de la campaña realizada en la India por -- Alejandro Magno 327 años A.C. A partir de aquella época fueron cada vez más numerosos los conocimientos acerca de la caña dulce, y de su propa-gación y elaboración.

Algunas expresiones y operaciones técnicas de la Industria Azucarera de-rivan de los tiempos primitivos. Así, los persas que ya refinaban el azú-car de caña bruto (aunque de modo tan primitivo como lo obtenfan) fabri-caban panes, la forma del azúcar era, en efecto, idéntica a la del pan o torta, pues se obtenía vertiendo la masa caliente de azúcar en vasijas o platos planos de madera o arcilla.

Los persas dieron al azúcar la forma cónica, forma que todavía hoy con-servan algunos pueblos de civilización inferior para sus filtros, recipien-tes, etc., construídos con hojas de palma o con cualquier tejido vegetal de configuración análoga que enrollan a modo de tronco de cono circular recto.

La Industria azucarera debe a los Egipcios la introducción de productos - químicos (álcalis, tierras alcalinas) para la purificación del jugo de la caña dulce y el refinado de esta materia fué también practicado por este pue-blo.

A principios del siglo XVI, el azúcar era todavía un artículo de lujo muy caro, hasta el incremento que se tuvo en los siglos XVII y XVIII al introducirse y propagarse rápidamente el chocolate, el té y el café. Entonces llegó a ser un alimento popular y en consecuencia, un artículo producido en gran escala y de mercado mundial.

La primera refinería alemana se erigió en Augsburg en el año de 1573 y a la misma siguieron otras en las ciudades de Dresde, Hamburgo y Nuremberg .

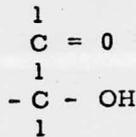
La manufactura del azúcar crudo en América, alcanzó grandes proporciones en el siglo XVIII y la aplicación del centrifugado en la manufactura del azúcar crudo en el siglo XIX, hizo posible los actuales azúcares centrífugos fácilmente refinados.

La primera refinería de azúcar de los Estados Unidos parece haber sido la de Nicolás Bayard, establecida en 1730 para suministrar "azúcar de pilón refinado doble y simple, azúcares de taller en polvo y azúcar cande". - Unos cien años después, se fabricó el nuevo "refinado al vapor" empleando carbón e hirviendo en el vacío, y poco después de la guerra civil entraron en uso general las máquinas centrífugas, que sustituyeron a la producción laboriosa y lenta de los pilones de azúcar; con estas mejoras y con la unión de las refinerías en las dos últimas décadas del siglo pasado, surgió la moderna industria de la refinación del azúcar de caña.

Los adelantos básicos han sido el uso de filtros a presión y en cierta parte la clarificación mediante flotación.

La palabra "azúcar" puede motivar alguna confusión por ser el nombre común de una especie química, la sacarosa, y el nombre genérico de una clase de muchos compuestos a la que pertenece la sacarosa, los azúcares (o glicosas) son los hidratos de carbono más sencillos.

Se caracterizan químicamente por un "grupo Osa", compuesto de dos carbonos:



uno que lleva un hidróxilo y el otro en forma de carbonilo de función aldehído o cetona (pero no carboxilo) o un grupo que da un carbonilo por hidrólisis. En general los azúcares son sustancias más o menos dulces, solubles en el agua, incoloras y que se carbonizan por el calor. La palabra sacárido se emplea a veces como sinónimo de carbonato o azúcar. Los azúcares simples o no combinados se llaman monosacáridos. Combinados unos con otros, forman disacáridos, trisacáridos, etc.

ce como glicósidos y a otros por polisacáridos.

Los azúcares que existen en estado libre y que abundan en el mundo vegetal son : sacarosa, α - glucosa y la β - fructosa. Así como la Lactosa y la d - glucosa que están muy extendidas en el reino animal.

La caña de azúcar es una planta gramínea del género Saccharum. Las cañas llamadas nobles o nativas, que eran todas las cañas cultivadas en las regiones tropicales y semitropicales del mundo, hasta la introducción de las variedades nacidas de semillas, pertenecen todas a la misma especie : Saccharum officinarum.

Las amplias variaciones en el tamaño, el color y el aspecto son resultado de las diversas condiciones de terreno, del clima, de los métodos de cultivo y de la selección local.

En un tiempo se creyó que la flor de la caña era estéril, pero más tarde se descubrió que la planta podía ser propagada por su semilla. En 1889 fué aplicado prácticamente este descubrimiento y ello condujo a la producción de varios híbridos por cruce de Saccharum officinarum con ciertas cañas silvestres. Con el objeto de darle resistencia a las enfermedades y a los insectos, aumentar el rendimiento de caña por hectárea y el contenido en sacarosa.

En la actualidad se reconocen cuatro especies adicionales : Saccharum barberi, Saccharum sinense, Saccharum spontaneum y Saccharum robustum. Las primeras dos de éstas, conocidas generalmente por caña india y caña china, son duras y de poco diámetro y son utilizadas, en conjunto con la Saccharum Spontaneum (la caña silvestre del sur de Asia y las islas del Pacífico) para fines de cruzamiento, debido a su resistencia o inmunidad al mosaico y a otras enfermedades. La caña "Uba" es una de las pocas variedades de la Saccharum Sinense que contienen suficiente sacarosa para - que valga la pena molerlas.

La Saccharum robustum es la especie que Brandes reconoció originalmente en la Nueva Guinea.

La caña de azúcar se planta antes de terminar la estación seca y crece con exuberancia durante la estación húmeda siguiente. La plantación consiste en echar trozos o estacas de caña de unos 30 cm. en surcos someros separados entre sí 90 - 120 cm. y cubrirlas ligeramente con tierra. Muy pronto brotan retoños de los nudos que contiene la estaca, para dar origen a una caña por cada nudo.

Las cañas pueden crecer de 4.50 - 5.40 metros. Las plantas maduran cuando se acerca la estación seca, la sacarosa se forma por fotosíntesis.

El tiempo de la cosecha varía grandemente en las distintas partes del mun

do, según las condiciones climatológicas u otras, en Cuba y Puerto Rico, el tiempo de cultivo es de 10 y 12 meses, la cosecha comienza en diciembre o enero y continúa hasta mayo o junio. En Hawaii, se deja que se desarrolle la caña por término medio 22 meses, y el período de cosecha es de enero a noviembre. En Lusiana, a causa de las posibles heladas, la caña no puede plantarse hasta marzo y la cosecha comienza en octubre - del mismo año y debe quedar terminada en enero lo más tarde. En el tiempo de la recolección, las cañas, que pueden ser de 25 a 50 mm. de grueso (la mayor parte de las variedades actuales tienen tallos de 25 a 38 - mm. de grueso) y no tienen ramas, aunque están revestidas de anchas - hojas de 90 cm. o más de longitud, se cortan a mano, casi a ras del suelo, con un machete. Se quitan las raíces, hojas y punta, las cuales contienen muy poca azúcar.

Una innovación reciente, sobre todo donde es cara la mano de obra, es la máquina segadora. Varios tipos se han inventado y están en uso, principalmente en Hawaii y Louisiana.

Las desventajas de las máquinas segadoras son que las hojas no quedan separadas completamente y que mucha tierra y piedras son captadas por el mecanismo al mismo tiempo que la caña.

Algunas veces (en Hawaii y en Australia es práctica general), se chamuscan los campos de caña antes de cortarla. Esto hace menos laboriosa

la recolección a mano y si se hace el corte a máquina, resulta una caña más limpia. La caña quemada debe ser molida prontamente para anticiparse al rápido deterioro a que está expuesta.

La caña es transportada desde el campo a la fábrica por diferentes medios, según las localidades : en carros tirados por bueyes o por mulas, directamente o a estaciones de ferrocarril para su carga y desde allí al molino ; en tractores y grandes remolques ; por canales o por barcazas en vía acuática.

Las enfermedades de la caña de azúcar, principalmente el mosaico, han ocasionado a veces grandes daños. En el siglo XX, la misma existencia de la Industria Azucarera en la Argentina, Puerto Rico y Luisiana ha sido amenazada por la persistencia y gravedad del mosaico, enfermedad llamada así a causa de la aparición de manchas en las hojas afectadas. El cambio a variedades de caña resistentes fué el remedio eficaz en cada caso. Análogamente, a veces los daños por plagas de insectos han sido serios. En Hawaii, hacia el año 1908, la importación adventicia de un escarabajo amenazó de extinción a la industria, pero se halló un parásito que fué llevado a Hawaii y que acabó con el escarabajo.

Podemos dar por sabido que el azúcar es, entre los hidratos de carbono necesarios para la alimentación del hombre (almidón , azúcares diversos), el más importante y que la economía humana necesita mucha mayor canti--

dad del mismo que de los otros dos alimentos principales, la grasa y la albúmina. El azúcar no sólo es la materia nutricional más fácilmente asimilable sino también un alimento superior, por ese motivo casi toda la producción de azúcar sirve para la alimentación del hombre, sea directamente para endulzar las bebidas y los manjares, sea indirectamente en forma de mermeladas de frutos y confituras.

A continuación anexamos tres tablas con datos estadísticos que nos muestran la producción, el consumo y la exportación.

Así como también la caña cultivada, la caña molida antes y después de aplicarse la ampliación a que se refiere este trabajo.

TABLA N°. 1

COMPARACION DE PRODUCCION DE LA MOLIENDA
ACTUAL Y LA MOLIENDA DE LA AMPLIACION .

AÑOS	Molienda Teórica (T.C.D.)	Eficiencia fábrica (%)	Molienda Real (T.C.D.)	Días efectivos de zafra	Tons Caña molida	Rendimiento fábrica (%)	Tons azúcar producidas	Diferencia
1973	1500	81.98	1,230	94	115,620	11.20	12,949	
	2500	"	2,050	"	192,700	"	21,582	<u>8,633</u>
1974	1500	82.14	1,232	70	86,240	10.48	9,038	
	2500	"	2,054	"	143,780	"	15,068	<u>6,030</u>
1975	1500	81.87	1,228	111	136,308	11.02	15,021	
	2500	"	2,447	"	271,617	"	29,932	<u>14,911</u>

Fuente de información : CONIA.

TABLA No. 2.

AÑOS	PRODUCCION NACIONAL (Tons.)	CONSUMO NACIONAL (Tons.)	CONSUMO PER CAPITA	M E R C A D O		TONS. TOT. EXPORTA-- CION.
				MUNDIAL (Tons.)	AMERICANO (Tons.)	
1966	2,011.390	1,430.277	33.7	62,086	437,936	500,022
1967	2,327.250	1,517.833	34.6	96,898	459,907	556,805
1968	2,195.728	1,625.934	35.9	99,260	562,172	661,432
1969	2,393.964	1,733.367	37.0	634	604,920	605,554
1970	2,207.984	1,840.768	38.1	- - - -	592,536	592,536
1971	2,392.850	1,774.654	35.5	- - - -	533,670	533,670
1972	2,359.428	1,909,975	36.9	- - - -	579,512	579,512
1973	2,592.277	2,124.673	39.9	- - - -	567,905	567,905
1974	2,649.182	2,173.353	39.2	- - - -	480,000	480,000
1975	2,546.681	2,319.000	40.4	- - - -	185,000	185,000

N O T A: Por los datos estadísticos de la Tabla No. 2, podemos decir que cualquiera ampliación que se realice en los-69 ingenios que existen a la fecha en el país o la instalación de nuevos ingenios; arrojarán una mayor producción tanto para el mercado nacional como mundial.

TABLA N°. 3

**CULTIVO DE LA CAÑA DE AZUCAR
PARA LA AMPLIACION**

AÑOS	Capacidad de Molienda (T. C. D.)	Sup. Total Cultivada (Has)	Superficie Cortada (Has)	Tons Caña Producidas	Rendimiento de Caña/Ha (Tons)
1973	1,500	1805	1745	115,620	66.26
	2,500		2908	192,700	66.26
1974	1,500	1776	1638	86,240	52.65
	2,500		2731	143,780	52.65
1975	1,500	2092	2026	136,308	67.28
	2,500		4037	271,617	67.28

Fuente de información : CONIA.

CAPITULO II

INGENIO MELCHOR OCAMPO

Municipio : Atlán, Jal.

Administrado por : Operadora Nacional de Ingenios, S. A.

Capacidad : 1,500 Ton de caña en 24 horas

Comunicaciones :

El ingenio está situado a 15 km de la ciudad de Atlán, Jal. y se llega a él por la carretera pavimentada Atlán - Ingenio Melchor Ocampo. Cuenta con estación de radio que comunica al Ingenio con la ciudad de México, - D. F., Dirección Postal y Telegráfica.

Abastecimiento de caña : De ejidatarios y pequeños propietarios.

Equipo de transporte : Remolques cañeros tirados por tractores y camiones.

BATEY:

La caña se levanta del campo en tercios atados con cadenas y es transportada y pesada en dos básculas puente, marca Aequitas, con capacidad para - 25 Ton cada una, con una plataforma de concreto de 10.00 x 3.00 metros.

Estas básculas se encuentran colocadas en el patio y se tienen dos grúas au toestables radiales, marca Babcock & Wilcox, con una capacidad de 6 Ton. cada una, para hacer los movimientos necesarios tales como : almacenar ca-

ña de los transportes de acarreo en el patio o llevarla directamente de los transportes a dos mesas alimentadoras, construidas con fierro estructural y lámina de fierro, con dimensiones de 5.60 X 7.10 metros cada una, - equipadas para su operación con motores eléctricos Unelec tipo sellado, para protegerlos de los líquidos que se derraman y que los pueden dañar y tienen una potencia de 10 H.P.

Las mesas alimentadoras cuentan con niveladores de caña accionados por motorreductores de 15 H.P. de potencia cada uno, para pasar la caña a un conductor general de construcción metálica de 1.50 ancho X 44.00 metros de largo, con duelas metálicas sobre dos filas de cadenas de rodillos y que es accionado por un motor eléctrico Unelec de 35 H. P., que está acoplado directamente por un dispositivo hidráulico marca Ferodo y con un reductor Colombes Hansen.

PREPARACION DE LA CAÑA :

Se tiene un nivelador de caña antes de las cuchillas, de 1.50 metros de - largo con 12 brazos, accionado por un motor de 30 H.P. y un reductor para que gire a 60 R.P.M.

La preparación de la caña continúa en dos juegos de cuchillas marca Fives Lille-Cail, con 24 y 36 hojas respectivamente, que giran en el mismo sentido en que viaja la caña, estas cuchillas son accionadas por motores indi

viduales marca Unelec, de 300 H.P. cada uno y 600 R.P.M.

Los juegos de cuchillas se utilizan como suplemento de la desfibradora, ya que permiten una alimentación de caña más pareja, aumentan la capacidad del tándem y logran mayor efectividad del agua de maceración, y el resultado de esto es un aumento en la extracción de sacarosa.

Una vez que la caña es picada al paso por las cuchillas, el conductor la descarga directamente a la desfibradora, pasando antes por un separador magnético rotativo de 0.90 metros de diámetro por 1.50 metros de largo que gira a una velocidad de 15 R.P.M., accionado por un motorreductor de 3 H.P., marca CEM. Este electroimán atrae y retiene los pedazos de metal que pasan por su campo magnético.

EQUIPO DE MOLIENDA:

La caña picada entra a la desfibradora de martillos marca Fives Lille-Cail, con 66 martillos y gira a una velocidad de 1,000 R.P.M., accionada por un turborreductor marca Fives Lille-Cail, de 5,500 R.P.M. a 1,000 R.P.M., con una potencia a esta última velocidad de 300 H.P.

La alimentación correcta a esta desfibradora es por un nivelador de caña montado en la cabeza del conductor elevador, de 26 brazos, de 1.20 metros de diámetro de rotación de los brazos y que gira a 60 R.P.M., accionado por un motorreductor de 8.6 H.P., marca Unelec.

La función que desempeña esta desfibradora es la de rasgar las astillas de caña y convertirlas en tiras, sin extracción alguna de jugo, ya que ésta se lleva posteriormente en el tándem.

El tándem está compuesto de 4 molinos con 12 mazas en total, marca Fives Lille Cail, de 0.81 X 1.50 metros.

La lubricación se realiza por medio de un dispositivo de lubricación centralizado, marca Far Val y de grasa para los cojinetes de los 4 molinos, marca Edwards.

La caña es conducida de la desfibradora al primer molino por un conductor intermedio de tablillas metálicas, accionado por un motorreductor de 16.3 H.P. marca Unelec.

Los molinos tienen accionamiento individual por medio de una turbina de vapor marca Fives Lille-Cail, de acción de etapa única y velocidad de salida variable de 500 a 1,000 R.P.M., con una potencia normal a 1,000 R.P.M. de 370 H.P. y una potencia máxima de 440 H.P.; cuatro reductores de baja velocidad, horizontales, de ejes paralelos, marca Sacerdotti, acoplado a cada uno de los molinos, con una velocidad de salida variable de 3.2 a 6.4 R.P.M. Los molinos se comunican por tres conductores intermedios de tablillas metálicas, que son accionados por motorreductores de 3.6 H.P. marca Unelec.

Una de las causas en la demora de las operaciones de molienda, es que se atascan los molinos por la mala alimentación, por eso se ha optado por tener un rodillo alimentador en cada molino, que es el que se encarga de man tener más o menos constante y uniforme el colchón de bagazo. Estos rodillos son de acero colado y con rayado longitudinal en su periferia y se mantienen en condición flotante de poder subir y bajar, según lo grueso del colchón de bagazo. Estos rodillos están accionados por los mismos molinos.

Al pasar la caña por los molinos 1 y 2, se logra el mayor porcentaje de extrac ción que es aproximadamente de un 70 al 80 % de su peso en jugo que contiene la caña. Aquí se le agrega un bactericida para controlar la contaminación.

Este jugo extraído se recibe en dos tanques de acero cromo aluminio equipados con dos bombas marca Manuel López, accionadas por motores Unelec de 10 H.P., con capacidad de 90 metros cúbicos por hora cada una, para bombe ar el jugo mezclado no tamizado hacia tres coladores vibratorios marca G. - Hennion, con una capacidad unitaria de 70 metros cúbicos por hora. Continúa la caña su paso por los molinos 3 y 4, para tratar de extraer el máximo del ju go que ésta contiene y como esto no es posible hacerse mecánicamente, se utiliza un método que se conoce con el nombre de imbibición o maceración, que consiste en agregar agua de condensados en el último molino a una temperatura de 65 a 70° C y no más alta, porque provoca que se disuelvan las ce ras que contiene la corteza de la caña y una sustancia que contiene la fibra

llamada sacaretina, que posteriormente forma un complejo de color oscuro y que perjudica el proceso de clarificación, porque no se logra quitar el color que esta sustancia provoca. Por otra parte, las ceras que se tienen de meter a los molinos agua con temperatura mayor a 70°C, hacen que se tapen las telas de los filtros.

El agua que se agrega en el último molino a la caña es para que penetre en las celdillas rotas por la molienda y que al pasar por las mazas se intercambie, hasta donde sea posible, el agua por el jugo que contiene sacarosa. Este jugo que va a ser pobre en sacarosa, se regresa al penúltimo molino, para que se realice la misma operación de intercambio anterior, y se obtenga jugo más concentrado que a su vez se regresa al segundo molino para realizar el mismo proceso de imbibición o maceración, para recibirse en el mismo tanque de acero cromo aluminio con un volumen de 5,000 litros, donde cae el jugo del primer molino que es el más rico en sacarosa, para mezclarse y posteriormente bombearse al proceso de alcalización, por medio de 2 bombas Worthington de 80 metros cúbicos por hora cada una, accionadas por motores eléctricos marca Siemens de 15 H.P.

El colador de bagacillo (pachaquil) se encuentra a lo largo del tándem, encima de los tanques de recepción del jugo extraído de cada molino, para que por medio de un rastrillo limpie el colador y lo descargue a un transportador de gusano, que lo vuelve a meter al conductor de los molinos.

Para su mantenimiento y reparación, se tiene en el departamento de molinos una grúa eléctrica viajera, marca Fives Lille-Cail, con capacidad para 15 toneladas y una distancia entre ejes de carriles de 23 metros.

Una vez que ha pasado la caña a través de todos los molinos (tándem), el bagazo se lleva por un transportador de 1.00 metro de ancho por 17 metros de largo, de cadenas con aditamentos marca Link-Belt, las duelas son de chapa de acero, el movimiento por medio de sprockets marca Link-Belt, movido por un motor eléctrico de 15 H.P. y reductor de velocidad. Tiene también un transportador distribuidor de bagazo de 1.00 metro de ancho por 56 metros de longitud y descarga en los hornos de las calderas.

El bagacillo obtenido de los filtros se manda al tanque cachacero que junto con la cachaza obtenida en el proceso de clarificación se manda a los filtros rotativos al vacío.

CLARIFICACION :

Para la preparación de la cal se tienen dos tanques dotados con agitadores, en los cuales la cal puede mezclarse con agua hasta una densidad de aproximadamente 8 - 15° Baumé. De aquí se bombea a clarificación.

Como se requiere llevar un control de materiales en ciertas partes de la fabricación, se tiene instalada una báscula automática para pesar el jugo -- mezclado, marca Fletcher & Stewart Ltd., con capacidad de 100 toneladas

por hora y está provista con un sistema automático para la dotación de lechada de cal; esta báscula descarga a un tanque rectangular de 3,000 litros de capacidad, el cual descarga a su vez a un tanque receptor de jugo pesado de 12,500 litros, cilíndrico, con fondo cónico, provisto de una bomba centrífuga marca Worthington de 80 metros cúbicos por hora, accionada por motor eléctrico marca Unelec de 34 H.P.

Antes de llevarse el jugo al tanque de alcalización continua, que tiene capacidad de 6,000 litros y está provisto con agitador de hélice impulsado por motor eléctrico marca Unelec de 4 H.P., se pasa por uno de los tres calentadores cilíndricos verticales, marca Babcock & Wilcox con circulación de diez pasos y una superficie calórica de 75 metros cuadrados cada uno. Posteriormente, del tanque de alcalizado se pasa a otro tanque cilíndrico de 1,000 litros de capacidad que alimenta a dos bombas Worthington de 80 metros cúbicos por hora, accionadas cada una por un motor eléctrico marca Unelec de 34 H.P.

La alcalización se realiza en forma automática y después se envía a los otros dos calentadores, como el descrito anteriormente, donde se eleva la temperatura del jugo hasta 105° C. El guarapo alcalizado caliente se recibe en un clarificador marca Fives Lille-Cail tipo Graver de 6.70 metros de diámetro por 6.00 metros de altura, con capacidad de 200,000 litros, de 4 compartimientos, con dos bombas de diafragma para los lodos

o cachaza, que viene a ser el residuo de la precipitación lograda con el tratamiento con la cal, en el clarificador. Estas bombas son accionadas por motorreductor de velocidad variable y por un motor eléctrico marca - Unelec de 3 H.P. El movimiento del clarificador se efectúa por medio de un motorreductor de velocidad, accionado por un motor eléctrico marca Unelec de 2 H.P.

Del clarificador se obtiene jugo claro o clarificado y cachaza, ésta se manda para su agotamiento a un filtro rotativo al vacío marca Eimco de - 2.44 x 3.66 metros con una superficie de filtración de 29.22 metros cuadrados.

EVAPORACION:

El jugo del clarificador se recibe en un tanque cilíndrico con capacidad de 20,000 litros, provisto de 2 grupos electrobombas, de 80 metros cúbicos por hora cada uno, accionados por motores eléctricos marca Unelec de 27 H.P. De los cuales sólo uno trabaja y el otro queda de repuesto para - no detener en ningún momento el proceso.

El guarapo antes de entrar a evaporación, pasa a través de un calentador de 75 metros cuadrados de superficie de calefacción. Todos los calentadores son verticales. El múltiple efecto del evaporador está compuesto por 5 vasos con las siguientes características: cuerpo número uno, un pre-evaporador de 750 metros cuadrados de superficie de calefacción ; cuerpo

número dos, de 375 metros cuadrados de superficie de calefacción; cuerpo número tres de 775 metros cuadrados de superficie de calefacción; cuerpos números 4 y 5 de 260 metros cuadrados de superficie de calefacción cada uno, dando un total de 2,420 metros cuadrados de superficie calórica. Este evaporador quíntuple es marca Babcock & Wilcox. El primer cuerpo recibe el vapor de escape con una temperatura de 130°C y proporciona vapores de 118°C que se utilizan tanto en los siguientes cuerpos de evaporadores como en el calentamiento del guarapo y en los cristalizadores (tachos) de crudo.

El cuerpo número dos tiene una salida de vapor de 113°C para el calentamiento primario del guarapo. Todos estos aparatos de evaporación están provistos de separadores centrífugos. Este evaporador puede operar manual o semi-automático por medio de un sistema de control del nivel de jugo en los vasos y control totalmente automático de los condensados. Los instrumentos usados en la automatización son marca Fisher Governor y Masoneilan. Para la extracción de la meladura (jugo concentrado), se tiene dos bombas Worthington con capacidad de 18 metros cúbicos accionadas por motores eléctricos marca U.S. de 10 H.P.

La extracción de los condensados se hace con tres grupos de electrobombas marca K S B de 60 metros cúbicos, un grupo se usa para los condensados de primera procedentes del pre-evaporador y de los cristalizadores (tachos), otro para

los condensados de segunda que proceden de los cuerpos 2, 3, 4 y 5; y el tercero es como auxiliar.

TACHOS:

Este departamento tiene 5 tachos de calandria construidos por Babcock & Wilcox, tipo Honolulu, 3 de ellos se emplean para el trabajo en crudo, - con una superficie de calefacción de 180 metros cuadrados y con una capacidad unitaria de 30,000 litros.

Los otros dos tachos son para el trabajo de las masas cocidas de refinado en sistema de 4 templeas y tienen una capacidad unitaria de 30,000 litros, con una superficie de 240 metros cuadrados cada uno; se complementa es te equipo con un semillero abierto en forma de "U" con sistema de agitación elipsoidal y envolvente doble de calentamiento, purgador con grifos de deri vación.

Hay también un granero cilíndrico horizontal tipo cerrado al vacío, con una capacidad de 20,000 litros y con doble envolvente para calentamiento con vapor. El semillero y granero son accionados por medio de motorreductores eléctricos marca Unelec de 4,6 H.P. cada uno.

Para la operación del evaporador se cuenta con un condensador Multi-Jet, marca Fives Lille-Cail, de 1.00 metro de diámetro de entrada con 12 tobe ras en forma elicoidal y 10 toberas inferiores; el vacío de los tachos de

crudo se hace por medio de 3 condensadores individuales Multi-Jet, marca Fives Lille-Cail, de 9 toberas superiores y 7 inferiores; el vacfo de los tachos de refinado se hace por medio de 2 condensadores con 12 toberas superiores y 10 toberas inferiores. Para la operación del condensador del evaporador se cuenta con una bomba vertical STE - P. E. M . E. con capacidad de 725 metros cúbicos por hora, accionada por un motor de 100 H.P. a 1,170 R.P.M. El agua de los tachos de crudo se suministra por medio de tres bombas tipo vertical marca STE - P. E. M. E., con capacidad unitaria de 500 metros cúbicos por hora y accionadas por motores eléctricos marca Unelec de 75 H.P. y 1,710 R.P.M. cada uno.

El agua que se utiliza en los condensadores de los tachos de refinado es suministrada por medio de 2 bombas de 72.5 metros cúbicos por hora cada una, accionadas por motores de 100 H.P. y 1,170 R.P.M. Se tiene una bomba de 750 metros cúbicos por hora que trabaja con un motor marca Unelec de 1,170 R.P.M. y 100 H.P. que se utiliza en forma auxiliar.

El agua total que se utiliza en fábrica proviene de 2 pozos profundos y es suministrada por medio de 2 bombas verticales marca Worthington de 250 metros cúbicos por hora cada una, y son accionadas por un motor eléctrico de 125 H.P. a 1,750 R.P.M. cada una.

Estas bombas descargan a un tanque situado en una colina cercana al Ingenio que tiene una altura de 35 metros con referencia al piso de la fábrica.

ca, el cual descarga a su vez en la alberca de enfriamiento, de 100 X 50 metros, en la que se recircula el agua para su enfriamiento, utilizando aspersión que se logra con espreas colocadas en ramales de tuberías.

El agua fría se manda a los condensadores con 3 bombas verticales tipo - turbina de 19,375 litros por minuto cada una.

Se tienen 7 cristalizadores abiertos en forma de "U" distribuidos en la siguiente forma : 3 de ellos con capacidad de 31,500 litros y con agitación de elipses accionados por motorreductores marca Unelec de 6.3 H.P., estos tres se utilizan como portatemplas para las masas de "A". Los otros - cuatro cristalizadores, que cuentan con elementos enfriadores para las masas cocidas de "C" con una capacidad útil unitaria de 35,000 litros; todos ellos son accionados por motorreductores individuales, marca Unelec Merger de 6.3 H.P.; estos cristalizadores cuentan con equipo de recirculación de agua caliente y fría en circuito cerrado. Se tiene también en este departamento un cristalizador continuo Werkspoor construido por Consorcio Industrial, S.A., con una capacidad de 5,000 litros de masa cocida de "C" por hora.

CENTRIFUGAS :

Se tiene una batería de 4 centrífugas para las masas de "A", marca Fives Lille-Cail, son totalmente automáticas, de 1.22 X 0.76 metros, con ca-

pacidad de 350 kg. por carga, accionadas por motores individuales de 1,170 R.P.M., con capacidad de 15 cargas por hora cada una ; equipadas con tableros de control, cajas de resistencias y gabinetes individuales de operación. Para el manejo de las masas "C" existe una batería de 5 centrifugas continuas, 4 marca Hein-Lehman tipo STZ 6 accionadas por motores eléctricos, marca Unelec de 30 H.P. y 1,770 R.P.M. cada uno, con transmisión compuesta por poleas y bandas trapezoidales, equipadas con motobombas de aceite, accionadas por motor eléctrico CEM de 0.5 H.P. y 0.8 litros por minuto, y una máquina FC 1000 marca Fives Lille-Cail. El mezclador de las centrifugas de "C" es del tipo Stevens.

La conducción del azúcar de "A" se hace por medio de un transportador vibratorio Griess, que trabaja con un motor marca Unelec de 8.6 H.P. de 3,500 R.P.M.

REFINERIA :

El azúcar crudo que se obtiene de las centrifugas es enviado por un elevador vertical tipo de cangilones, con una capacidad de 10 toneladas por hora, hacia una báscula continua, especial para pesar azúcar húmedo, esto se hace con el objeto de llevar el control de azúcar crudo que entra a refinería. Esta báscula descarga a una tolva cilíndrica de fondo cónico que tiene una capacidad de 25 toneladas. Posteriormente pasa a dos tanques fundidores, con una capacidad de 7,000 litros cada uno, provistos de sistemas -

de agitación, accionados por motores marca Unelec de 4.5 H.P. cada uno; estos tanques están provistos de sistema de calentamiento por serpentín con regulación de la densidad del azúcar fundido a la salida de los tanques anteriormente descritos.

Se tiene un tanque de 600 litros de capacidad para la refundición del azúcar y un tanque para agua dulce con capacidad de 6,000 litros; este tanque tiene un dispositivo que abre la válvula de comunicación con el tanque de agua caliente cuando falta agua dulce y cierra la válvula cuando el nivel vuelve a subir.

Un dispositivo para tamizar azúcar fundido y compuesto de colador vibratorio con capacidad de 12 metros cúbicos por hora.

Un tanque debajo del colador para la recepción del azúcar fundido tamizado, con una capacidad de 1,000 litros. Se tienen dos grupos de electrobombas centrífugas para enviar el azúcar que se funde a los tanques de primer tratamiento con ácido fosfórico y lechada de cal, dichas bombas tienen una capacidad de 12 metros cúbicos por hora cada una, y son accionadas por motor eléctrico marca Unelec de 1.72 H. P.

Dos tanques de preparación de ácido fosfórico que están provistos de un grupo de electrobombas de accionamiento automático por medio de un timer, tienen las siguientes capacidades: 50 y 80 litros, están contruídos de acero inoxidable y tienen un agitador central de acero inoxidable del tipo

de hélice y son accionados por motores eléctricos cada uno.

Un tanque de tratamiento continuo con ácido fosfórico, con una capacidad de 2,000 litros. La lechada de cal proviene de los tanques de preparación para el tratamiento de guarapo, para descargarlo en un tanque de depósito intermedio con una capacidad de 1,000 litros; un tanque para el tratamiento continuo con cal, con una capacidad de 2,000 litros y un tanque de recepción del azúcar fundido y tratado con capacidad de 3,000 litros, provisto de agitador y sistema de calentamiento por serpentín. Se tienen dos grupos de electrobombas centrífugas marca Worthington, para pasar el azúcar fundido y tratado hacia el tanque de nivel constante; cada bomba tiene una capacidad de 12 metros cúbicos por hora y están accionadas por motores eléctricos marca Unelec de 2.85 H.P.

Del tanque de nivel constante, el fundido tratado es alimentado a dos clarificadores tipo Jacob's, por medio de una bomba airadora para cada uno. - Los clarificadores son marca Suchar, cada uno tiene un tanque horizontal rectangular de 2.66 metros de ancho, 8 compartimientos, tiene un sistema de extracción continua de espumas por medio de un grupo moto ventilador. Estas espumas se envían al tanque de alcalización de crudo.

Dada la importancia del control de temperatura se tiene un termómetro de control a distancia, y un tanque de alimentación con tubos individuales para cada compartimiento con caudal ajustable.

Las espumas de los dos clarificadores se reciben en un tanque de 5,000 li-

tros de capacidad, estas espumas se bombean al tanque cachacero por un ---- grupo electrobomba centrífuga con caudal de 12 metros cúbicos por hora, - - marca Worthington.

El carbón que se utiliza en los autofiltros para quitar color al líquido que sale de los clarificadores se detiene en un tanque de 2,500 litros o en otro que se tiene de 4,000 litros, con el objeto de posteriormente bombearlo al drenaje con un grupo electrobomba centrífuga marca Worthington de 5 metros cúbicos por hora. Esto se hace debido a que es la misma tubería que se utiliza para bombear la espuma de los clarificadores al tanque cachacero; como el carbón que sale cuando se lavan los autofiltros y que se bombea al drenaje.

Dos tanques con capacidad de 5,000 litros cada uno, donde se mezcla el azúcar fundido tratado y clarificado con el carbón vegetal, para su total decoloración. Posteriormente es bombeada la suspensión de líquido carbón, por -- medio de dos grupos electrobombas centrífugas marca Worthington de 12 metros cúbicos por hora, a dos autofiltros automáticos, con una superficie de filtración unitaria de 84 metros cúbicos, marca Suchar.

Para el revestimiento de las lonas de los autofiltros, después de ser lavadas, se tiene un tanque de 6,000 litros para la preparación de la precapa o revestimiento que se forma con tierras diatomáceas o inertes y que se manda a los autofiltros por una electrobomba centrífuga marca Worthington con una capacidad de 12 metros cúbicos por hora.

Un tanque para agua caliente con capacidad de 6,000 litros que se conduce por dos bombas centrífugas de alta presión, marca Worthington, con capacidad de 16 metros cúbicos por hora.

Un tanque de recepción de las aguas dulces con capacidad de 6,000 litros y una bomba centrífuga marca Worthington con capacidad de 12 metros cúbicos por hora, para enviar las aguas dulces hacia el tanque de servicio de fundición de azúcar.

La torta o revestimiento de los autofiltros que se obtiene cuando son lavadas las lonas, se pasa a un tanque de 5,000 litros y de ahí se envía al departamento de alcalización de crudo, esto se hace con una bomba de 12 metros cúbicos por hora, marca Worthington.

Por último, un tanque receptor de licor filtrado de 3,000 litros de capacidad y que se envía a los filtros trampa y a los tanques de depósito para tachos por una bomba centrífuga, marca Worthington, con una capacidad de 12 metros cúbicos por hora.

Se tienen 3 filtros trampa tipo TRACK, con una superficie de filtración unitaria de 7 metros cuadrados. Tres tanques de almacenamiento antes de los tachos, de 3 compartimientos cada uno de 12,500 litros cada uno.

Para las masas cocidas de refinería se tienen dos portatemplas abiertos de elipses, con una capacidad de 31,500 litros y accionados por motorreductores, marca Unelec de 6.3 H.P. cada uno.

Para la terminación del proceso en refinería se tiene una batería de 2 centrífugas marca Fives Lille-Cail, de 1.22 X 0.76 metros, totalmente automáticas y una centrífuga marca Robert's, de 1.22 X 0.76 X 0.178 a - 1,200 R.P.M., con reciclo automático y movimiento eléctrico, estas centrífugas son provistas de un mezclador que se encuentra arriba de dicha batería. El servicio de agua caliente y aire es común para todo el equipo de centrifugado.

El azúcar que sale de las centrífugas se conduce por un transportador de - sacudidas tipo Kriess, colocado debajo de las mismas y es llevada al departamento de secado y las purgas obtenidas por las centrífugas de refinado se reciben en un tanque de 1,500 litros de capacidad para ser devuelto al departamento de tachos por medio de una bomba rotativa para mieles con capacidad de 10 metros cúbicos por hora.

SECADO Y ENVASE :

El azúcar refinado húmedo que se obtiene de las centrífugas se lleva por un elevador provisto de cangilones de acero inoxidable y caja metálica de acero y perfiles, con una capacidad de 10 toneladas por hora, a un sistema de secado que comprende : un tambor presecador cilíndrico horizontal equipado con calentador de aire, ventilador de aspas y extractor de aire a la atmósfera. El vapor que se emplea en este precalentador tiene una - presión de 6 Kg. / cm².

Se tiene también un turbo secador vertical marca Bulher de bandeja, provisto de 10 ventiladores que son accionados por motores eléctricos, marca Breguer, de 3.3 H.P. y 1,200 R.P.M.

Un ciclón para la recuperación de polvos y dos ventiladores de extracción accionados por un motor marca Breguer de 11 H.P. cada uno.

Una vez que se ha secado el azúcar, se lleva a 3 tolvas para azúcar refinada a granel, por medio de un elevador de cangilones de acero inoxidable de 10 toneladas de capacidad.

Se pasa el azúcar por una criba para la separación de granza, con una capacidad de 10 toneladas por hora. La granza se pasa a un tanque fundidor de 1,000 litros de capacidad. Con una electrobomba de 5 metros cúbicos por hora, se manda según su concentración al tanque fundidor o a los tanques de depósito de licor.

Con un transportador de banda sinfín se hacen las mezclas de las diferentes plantas, que producen diferentes colores y que tienen que homogeneizarse dichos colores para pasar las normas establecidas de color, cenizas y humedad.

Una vez que se homogeniza el color, se pasa a una tolva que está encima de la báscula, con capacidad de 4 metros cúbicos. Primero se llenan los costales y finalmente se pesa en una báscula, marca Chapuis, con capacidad de -- 200 sacos por hora, se cosen y se mandan a la bodega para su almacenamiento por medio de un equipo de transportadores marca Chapuis.

CAPITULO IIINECESIDADES DE AMPLIACIONBALANCE DE SOLIDOS DE CRUDODATOS DE MOLIENDA:

MOLIENDA	1,500 T.C.D.	2,500 T.C.D.
Extracción Jugo Mezclado	98.00%	95.00%
Jugo Desmenuzadora:	21.00°Bx	21.00 °Bx.
Jugo Clarificado:	14.00°Bx	15.00 °Bx.
Meladura:	60.00 °Bx.	60.00 °Bx.
Tons. de Jugo Mezcl. por dfa :	1,470.000	2,375.000
Tons. de Jugo Mezcl. por hora:	61,250	98,958

DATOS ANALITICOS

Molienda	1.500 T.C.D.	2,500 T.C.D.
<u>MATERIAL</u>	<u>PZA.</u>	<u>PZA.</u>
Meladura	85.00	85.00
Templa "A"	80.00	80.00
Miel "A"	61.00	61.00
Templa "C"	61.00	61.00
Miel Final	39.00	39.00
Az. "A" s/lavar	96.50	96.50
Az. "A" lavada	98.00	98.00
Azúcar "C"	83.00	83.00
"Lavados"	76.00	76.00

<u>MATERIAL</u>	<u>°Bx.</u>	<u>°Bx.</u>
Templa "A"	93.50	93.50
Templa "C"	97.00	97.00

<u>MATERIAL</u>	<u>DENSIDAD</u>	<u>DENSIDAD</u>
Templa "A"	1.4967	1.4967
Templa "C"	1.5326	1.5326

RENDIMIENTO GENERAL

$$\frac{85.00-39.00}{98.00-39.00} \times 100 = 77.96$$

77.96 = % de sólidos de meladura a refinera.

$$\therefore 100.00 - 77.96 = 22.04$$

22.04 = % de sólidos de meladura a miel final

RENDIMIENTO TEMPLA "A" SIN LAVAR.

$$\frac{80.00 - 61.00}{96.50 - 61.00} \times 100 = 53.52$$

53.52 = % de sólidos de Templa "A", en azúcar "A" sin lavar.

$$\therefore 100.00 - 53.52 = 46.48$$

46.48 = % de sólidos de Templa "A", en miel "A"

RENDIMIENTO DE AZUCAR SIN LAVAR

$$\frac{96.50 - 76.00}{98.00 - 76.00} \times 100 = 93.18$$

93.18 = % de sólidos de azúcar "A" sin lavar, a refinera.

$$\therefore 100.00 - 93.18 = 6.82$$

6.82 = % de sólidos de azúcar "A" sin lavar, a Lavados de "A"

AZUCAR A REFINERIA % DE TEMPLA "A"

$$93.18 \times 53.52 = 49.87$$

Templa "A" % de sólidos en meladura.

TEMPLA "A", % DE SÓLIDOS EN MELADURA.

$\frac{77.96}{49.87} \times 100 = 156.326$

RENDIMIENTO TEMPLA "C"

$\frac{61.00 - 39.00}{83.00 - 39.00} \times 100 = 50.00$

50.00 = % de sólidos en azúcar "C", % templa "C"

$\therefore 100.00 - 50.00 = 50.00$

50.00 = % de sólidos en miel final, % templa "C"

$\frac{22.04}{50.00} \times 100 = 44.08$

44.08 = % de sólidos en meladura, de templa "C"

<u>MOLIENDA:</u>	<u>1,500 T.C.D. Tons./hora</u>	<u>2,500 T.C.D. Tons/hora</u>
Jugo Mezclado:	61.250	98.953
Cal Hidratada:	0.613	0.990
Filtrados Recirculados:	6.125	9.896
Jugo Alcalizado:	67.988	109.844
Torta de Cachaza:	1.563	2.605
Jugo Clarificado:	66.425	107.939
Sólidos en Jugo Claro:	9.300	16.086
Sólidos en Meladura:	9.300	16.086
Meladura a 60° Bx:	15.500	26.810

TONS. TEMPLA "A" POR HORA

Base: 1.500 T.C.D.

$$\frac{156.326 \times 9.300}{93.50} = 15.549 \text{ Tons./hr.}$$

Base: 2.500 T.C.D.

$$\frac{156.326 \times 16.086}{93.50} = 26.895 \text{ Tons./hr.}$$

TONS. TEMPLA "A" POR 24 HORAS.

Base: 1.500 T.C.D.

$$15.549 \times 24 = \underline{\underline{373.176}} \text{ Tons.}$$

Base: 2.500 T.C.D.

$$26.895 \times 24 = \underline{\underline{645.480}} \text{ Tons.}$$

TONS. DE TEMPLA "C" POR HORA

Base: 1.500 T.C.D.

$$\frac{44.08 \times 9.300}{97.00} = \underline{\underline{4.226}} \text{ Tons./hr.}$$

Base: 2.500 T.C.D.

$$\frac{44.08 \times 16.086}{97.00} = 7.310 \text{ Tons./hr.}$$

TONS. TEMPLA "C" POR 24 HORAS.

Base: 1.500 T.C.D.

$$4.226 \times 24 = 101.424 \text{ Tons.}$$

Base: 2.500 T.C.D.

$$7.310 \times 24 = 175.440 \text{ Tons.}$$

BALANCE DE SOLIDOS DE REFINERIA
=====

DATOS ANALITICOS:

<u>MATERIAL</u>	<u>PUREZA</u>
Azúcar "A" Lavada	98.00
Licor	99.40
Ultima purga de Refinería (Run Off)	95.00
Azúcar Refinado	99.90

$$\frac{98.00 - 95.00}{99.90 - 95.00} \times 100 = 61.22$$

61.22 = % de sólidos de azúcar "A", para envase.

$$\therefore 100.00 - 61.22 = 38.78$$

38.78 = % de sólidos de azúcar "A", a run off.
=====

$$\frac{95.00 - 39.00}{99.90 - 39.00} \times 100 = 91.95$$

91.95 = % de sólidos de run off, a templa "C"
=====

$$\therefore 100.00 - 91.95 = 8.05$$

8.05 % de sólidos de run off, a miel final.
=====

$$\frac{95.00 - 61.00}{99.90 - 61.00} \times 100 = 87.40$$

87.40 = % de sólidos de run off, a templa de "A"
=====

∴ 100.00 - 87.40 = 12.60

12.60 = % de sólidos de run off, a miel "A"
=====

BALANCE DE SOLIDOS A REFINERIA DE TEMPLA "A"
=====

BASE : 1.500 T.C.D.

$\frac{15.549 \times 53.52 \times 93.18}{100 \times 100} = 7.754$

7.754 = Tons. de azúcar "A" lavada a refinería por hora.
=====

$\frac{1.19 \times 87.40 \times 93.18}{100 \times 100} = 9.69$

9.69 = % de sólidos de azúcar "A" lavada de run off, a envase.
=====

$\frac{7.754 \times 109.69}{100} = 8.505$

8.505 = Tons. de azúcar / Hr. a refinería considerando recirculación de run off.
=====

Tons. de azúcar a refinería por hora	8.505
°Bx de azúcar "A" lavada	98.00
°Bx de licor refinado	54.00

$\frac{8.505}{54.00} \times 98.00 = 15.435$

15.435 = tons. de licor / Hr., a 54°Bx.
=====

BALANCE DE SOLIDOS A REFINERIA DE TEMPLA "A"
=====

BASE : 2,500 T.C.D.

$\frac{26.895 \times 53.52 \times 93.18}{100 \times 100} = 13.412$

13.412 = Tons. de azúcar "A" lavada a refinería por hora.
=====

$$\frac{1.19}{100} \times \frac{87.40}{100} \times \frac{93.18}{100} = 9.69$$

9.69 = % de sólidos de azúcar "A" lavada de run off, a envase.

$$\frac{13.412}{100} \times \frac{109.69}{100} = 14.711$$

14.711 = Tons. de azúcar / Hr. a refinería considerando recirculación de run off.
=====

Tons. de azúcar a refinería por hora	14.711
°Bx de azúcar "A" lavada	98.00
°Bx de licor refinado	54.00

$$\frac{14.711}{54.00} \times 98.00 = 26.698$$

26.698 = Tons. de licor / Hr., a 54°Bx.
=====

TONS. TEMPLA "A" CONSIDERANDO RECIRCULACION DE REFINERIA
=====

Azúcar "A" lavada, % templa "A"	49.87
Tons. de azúcar / Hr., a refinería considerando run off, a 1,500 T.C.D.	8.505
Tons. de azúcar / Hr., a refinería considerando run off, a 2,500 T.C.D.	14.711

TEMPLA "A", BASE 1,500 T.C.D.

$$\frac{8.505}{49.87} \times 100 = 17.054 \text{ Tons. Templa "A" / Hr.}$$

=====

$$17.054 \times 24 = 409.296 \text{ Tons. Templa "A" } \underline{24} \text{Hrs}$$

=====

TEMPLA "A", BASE 2,500 T.C.D.

$$\frac{14.711}{49.87} \times 100 = \frac{29.498}{\text{=====}} \text{ Tons. Templa "A" / Hr.}$$

$$29.498 \times 24 = \frac{707.952}{\text{=====}} \text{ Tons. Templa "A" / 24 Hrs.}$$

BALANCE DE SOLIDOS DE TEMPLA "C"
=====

BASE : 1,500 T.C.D.

Templa "A" Tons. / Hr. sin recirculación 15.549

Templa "C" Tons. / Hr. sin recirculación 4.226

$$\frac{4.226}{15.549} \times 100 = \frac{27.179}{\text{=====}} \text{ Templa "C", \% de templa "A"}$$

Tons. / Hr. Templa "A" con recirculación 17.054

$$\frac{17.054 \times 27.179}{100} = \frac{4.618}{\text{=====}} \text{ Tons. / Hr. de templa "C" con recirculación.}$$

$$4.618 \times 24 = \frac{110.832}{\text{=====}} \text{ Tons. / 24 Hrs. de templa "C" con recirculación.}$$

°Bx de templa "C" 97.00

Densidad templa "C" 1.5326

$$\frac{4.618}{1.5326} = \frac{3,013}{\text{=====}} \text{ Lts. de templa "C" / Hr.}$$

$$3,013 \times 24 \text{ hrs.} = \frac{72,312}{\text{=====}} \text{ Lts. de templa "C" / 24 Hrs.}$$

BALANCE DE SOLIDOS DE TEMPLA "C"
=====

BASE : 2,500 T.C.D.

Templa "A" Tons. / Hr. sin recirculación 26.895

Templa "C" Tons. / Hr. sin recirculación 7.310

$$\frac{7.310}{26.895} \times 100 = \frac{27.180}{\text{=====}} \text{ Templa "C", \% Templa "A"}$$

Tons. / Hr. de templa "A" con recirculación 29.498

$$\frac{29.498 \times 27.180}{100} = \underline{\underline{8.018}} \text{ Tons. / Hr. de templa "C"}$$

$$8.018 \times 24 \text{ hrs.} = \underline{\underline{192.432}} \text{ Tons. / 24 Hrs. de templa "C" con recirculación.}$$

°Bx de templa "C" 97,00

Densidad de templa "C" 1.5326

$$\frac{8.018}{1.5326} = 5.232 \times 1000 = \underline{\underline{5,232}} \text{ Lts. de templa "C" / Hr.}$$

$$5.232 \times 24 \text{ hrs.} = \underline{\underline{125,568}} \text{ Lts. de templa "C" / 24 Hrs.}$$

RESUMEN
BALANCE DE REFINADO

BASE : 1,500 T.C.D.
=====

Tons. de azúcar "A" a refinería por hora	8.505
°Bx de licor refinado	54.00
Tons. de licor a 54°Bx por hora	15.435
Tons. de licor a 54°Bx por 24 horas	370.440
Pza. de licor refinado	99.40
Pza. de run off a crudo	95.00
Pza. de azúcar refinado	99.90

Considerando un rendimiento en % de Sacarosa de las templas como sigue :

Templa de 1a.	53.00 %
Templa de 2a.	51.00 %
Templa de 3a.	50.00 %
Templa de 4a.	49.00 %

CONCLUSION

TIPO DE TEMPLA	MATERIAL	TONS. TEMPLA	°Bx TEMPLA	TONS. SAC.	TONS. AZUCAR
1a.	Licor	224.535	89.00	199.837	106.020
2a.	Purga 1a.	105.531	89.00	93.923	47.949
3a.	Purga 2a.	51.136	90.00	46.022	23.034
4a.	Purga 3a.	25.287	91.00	23.011	11.286
				TOTAL	188.289 =====

188.289 = Tons. de azúcar por día
=====

$$\therefore \frac{188.289}{1,500} = 12.553$$

12.553 = Rendimiento de zafra para 1,500 T.C.D.
 =====

R E S U M E N

BALANCE DE REFINADO

BASE : 2,500 T.C.D.
 =====

Tons. de azúcar "A" a refinería por hora	14.711
°Bx de licor refinado	54.00
Tons. de licor a 54°Bx por hora	26.698
Tons. de licor a 54°Bx por 24 horas	640.752
Pza. de licor refinado	99.40
Pza. de run off a crudo	95.00
Pza. de azúcar refinado	99.90

Considerando un rendimiento en % de Sacarosa de las templas como sigue :

CONCLUSION

TIPO DE TEMPLA	MATERIAL	TONS. TEMPLA.	°Bx TEMPLA	TONS. SAC.	TONS. AZUCAR.
1a.	Licor'	386.838	89.00	343.930	182.465
2a.	Purga 1a.	181.626	89.00	161.647	82.523
3a.	Purga 2a.	88.008	90.00	79.207	39.643
4a.	Purga 3a.	43.521	91.00	39.604	19.406
				TOTAL	<u>324.037</u> =====

324.037 = Tons. de azúcar por día
 =====

$$\therefore \frac{324.037}{2,500} = 12.961$$

12.961 = Rendimiento de zafra para 2,500 T.C.D.
 =====

BALANCE TERMICO DEL PRE-CALENTADOR PARA JUGO
MEZCLADO.

BASE: 1,500 T.C.D.

CARACTERISTICAS:

Superficie Calorffica total	75 m ²
No. de Tubos del Calentador	144
Diámetro exterior de los tubos	38 mm.
Espesor de los tubos	1.6 mm.
No. de pasos	12
No. de tubos por paso	12
Area interior de los tubos	962 mm ²
Temp. del jugo a la entrada	20° C
Temp. del jugo a la salida	45° C
Peso del jugo	61,250 Kg/hr.
Densidad del jugo (14 °Bx)	1.057
Velocidad de flujo	1.395 m/seg.
Calor especifico del jugo	0.90
Calor latente de vaporización a 110° C	529 Kcal / Kg.
Coefficiente de transferencia de calor	0.95
Temp. del vapor de alimentación	110° C

VAPOR NECESARIO PARA EL PRE-CALENTADOR

Calor = WC pAt.

Calor = $61,250 \times 0.90 (45 - 20) = 1,378,125 \text{ Kcal/hr.}$

Vapor = $\frac{1,378,125}{529 \times 0.95} = \underline{2,742} \text{ Kg/hr.}$

2,742 Kg/hr. Cantidad de vapor que se necesita en el pre-calentador para elevar la temperatura del jugo en 20° C.

NOTA: Se considera que este calentador funciona en condiciones normales con vapor que proviene del pre-evaporador.

BALANCE TERMICO DEL CALENTADOR PRIMARIO PARA JUGO ALCALIZADO.

Base: 1,500 T.C.D.

CARACTERISTICAS:

Superficie calorífica total	75 m ²
No. de Tubos del Calentador	144
Diámetro exterior de los tubos	36 mm.
Espesor de los tubos	1.6 mm.
No. de pasos	12
No. de tubos por paso	12
Area interior de cada tubo	962 mm. ²
Temp. del jugo a la entrada	40 ° C.

Temp. del jugo a la salida	80 ° C
Peso del jugo	67,988 Kg/hr.
Densidad del jugo a 14 °Bx.	1.057
Velocidad de flujo	1.395 m/seg.
Calor especifico del jugo	0.90 Kcal /Kg ° C
Calor latente de vaporización a 110 ° C	529 Kcal/Kg.
Coefficiente de transferencia de calor	0.95
Temp. del vapor de alimentación	110 ° C

CALCULO DE VAPOR NECESARIO PARA EL CALENTADOR PRIMARIO

$$Q = 67,988 \times 0.90 (80 - 40) = 2,447,568 \text{ Kcal/hr.}$$

$$\text{Vapor} = \frac{2,447,568}{529 \times 0.90} = \underline{4,870 \text{ Kg/hr}}$$

4,870 Kg/hr. Cantidad de vapor que se necesita en el calentador primario para elevar la temperatura del jugo alcalizado en 20 °C .

NOTA: La operación de este calentador es con vapor del pre-evaporador.

BALANCE TERMICO DEL CALENTADOR SECUNDARIO PARA JUGO ALCALIZADO.

BASE: 1,500 T.C.D.

CARACTERISTICAS:

Superficie calorífica total	75 m ²
No. de Tubos del calentador	144

Diámetro exterior de los tubos	36 mm.
Espesor de los tubos	1.6 mm
No. de pasos	12
No. de Tubos por paso	12
Area interior de cada tubo	962 mm ²
Temp. del jugo a la entrada	80° C
Temp. del jugo a la salida	103° C
Peso del jugo	67,988 Kg/hr.
Densidad del jugo a 140 Bx	1.057
Velocidad del flujo	1.395 m/seg.
Calor especifico del jugo	0.90 Kcal/Kg °C
Calor latente de vaporización a 120° C	526.8 Kcal/Kg
Coefficiente de transferencia de calor	0.95
Temp. del vapor de escape	120° C

CALCULO DEL VAPOR UTILIZADO EN EL CALENTADOR
SECUNDARIO.

$$Q = 67,988 \times 0.90 (103 - 80) = 1,407,352 \text{ Kcal/hr}$$

$$\text{Vapor} = \frac{1,407,352}{526.8 \times 0.95} = \underline{\underline{2,812}} \text{ Kg/hr}$$

2,812 Kg/hr. Cantidad de vapor que se necesita en el calentador secundario para elevar la temp. del jugo alcalizado en 23° C.

NOTA: En el calentamiento secundario se emplea vapor de escape, que proviene del evaporador.

BALANCE TERMICO DEL EVAPORADOR QUINTUPLE
EFECTO .

BASE: 1,500 T.C.D.

CARACTERISTICAS:

Superficie calorffica total	2,020 m ²
Peso del jugo clarificado	66,425 Kg/hr.
Temp. del jugo clarificado	92.0°C
° Bx del jugo clarificado	14.0
° Bx. de la meladura aprox.	60.0
Calor latente de vaporización a 120 ° C	526.8 Kcal/Kg
C ^A lor especffico del jugo clarificado	0.91 Kcal/Kgm °C
Temp. vapor de escape	120 ° C
Pre-evaporador: Temp. Calandria	120.0 ° C
Temp. Ebullición	110.2 ° C
Temp. Evaporación	110.0 ° C
Segundo efecto: Temp. Calandria	110.0 ° C
Temp. Ebullición	104.3 ° C
Temp. Evaporación	104.0 ° C
Tercer efecto: Temp. Calandria	104.0 ° C
Temp. Ebullición	94.5 ° C
Temp. Evaporación	94.0 ° C

Cuarto efecto:	Temp. Calandria	94.0 ° C
	Temp. Ebullición	81.3 ° C
	Temp. Evaporación	80.3 ° C
Quinto efecto:	Temp. Calandria	80.3 ° C
	Temp. Ebullición	55.2 ° C
	Temp. Evaporación	51.6 ° C

Calculos:

Calor necesario para llevar el jugo clarificado a ebullición en el pre-evaporador.

$$Q = WCp\Delta t.$$

$$Q = 66,425 \times 0.91 (110.2 - 92.0) = 1,100,131 \text{ Kcal/hr}$$

$$\text{Vapor} = \frac{1,100,131}{526.8} = \underline{\underline{2,088 \text{ Kg/hr}}}$$

Se tiene una alimentación de 17,260 Kg/hr de vapor para el pre-evaporador.

$$Q \text{ alimentación} = 17,260 \times 526.8 = 9,092,568 \text{ Kcal/hr.}$$

$$9,092,568 - 1,100,131 = 7,992,437 \text{ Kcal/hr.}$$

$$\underline{\underline{7,992,437 \text{ Kcal}}}$$
 Calor para evaporación.
hr.

$$\frac{7,992,437}{529} = \underline{\underline{15,109 \text{ Kg/hr de evaporación}}}$$

Evaporación en el pre-evaporador	15,109 Kg/hr.
Vapor utilizado en el pre-calentador	2,742 Kg/hr
Vapor utilizado en el calentador primario	4,870 Kg/hr
Vapor disponible que pasa a el 2° efecto.	
Vapor = 15,109 - (2,742 + 4,870) =	<u>7,497</u> Kg/hr.

Q = 7,497 x 529 = 3,965,913 Kcal/hr. calor disponible para el 2° efecto.

Cantidad de jugo que entra al pre-evaporador	66,425 Kg/hr.
Cantidad de jugo evaporado	<u>15,109</u> Kg/hr.
T o t a l	51,316 Kg/hr.

51,316 Kg/hr. Cantidad de jugo que pasa el 2° Efecto.

$$° \text{ Bx. del jugo} = \frac{9.300 \text{ Ton./hr.} \times 100}{51,316 \text{ Ton./hr}} = \underline{\underline{18.12}}$$

CALCULO DE EVAPORACION EN EL SEGUNDO EFECTO .

Calor disponible en el 2° efecto 3,965,913 Kcal/hr

más flash: $51,316 \times 0.88 (110.2 - 104.3) = 266,433 \text{ Kcal/hr}$

Calor total que se tiene en el 2° efecto:

$$Q T = 3,965,913 + 266,433 = 4,232,346 \text{ Kcal/hr.}$$

Calor latente de vaporización a 104 ° C = 536.5 Kcal/Kg

$$\text{Vapor} = \frac{4,232,346}{536.5} = \underline{\underline{7,889}} \text{ Kg/hr que pasa a el 3er. efecto.}$$

Cantidad de jugo que se tiene en el 2o. efecto.	51,316 Kg/hr
Cantidad de jugo evaporado	<u>7,889</u> Kg/hr
T o t a l	43,427 Kg/hr

43,427 Kg/hr cantidad de jugo que pasa al 3er. efecto

$$^{\circ} \text{Bx del jugo} = \frac{9.300 \text{ Ton/hr} \times 100}{43.427 \text{ Ton./hr}} = \underline{\underline{21.42}}$$

CALCULO DE EVAPORACION EN EL TERCER EFECTO

Calor disponible en el 3er. efecto 4,232,346 Kcal/hr.

más flash: $43,427 \times 0.88 (104.3 - 94.5) = 374,514 \text{ Kcal/hr.}$

Calor total que se tiene en el 3er. efecto.

$$Q_T = 4,232,346 + 374,514 = 4,606,860 \text{ Kcal/hr}$$

Calor latente de vaporización a $94^{\circ} \text{C} = 542 \text{ Kcal/hr}$

$$\text{Vapor} = \frac{4,606,860}{542} + 8,500 \text{ Kg/hr que pasa a el 4o. efecto.}$$

Cantidad de jugo que se tiene en el 3er. efecto 43,427 Kg/hr

Cantidad de jugo evaporado 8,500 Kg/hr

T o t a l 34,927 Kg/hr

34,927 Kg/hr cantidad de jugo que pasa al 4o. efecto.

$$^{\circ} \text{Bx. del jugo} = \frac{9.300 \text{ Ton/hr} \times 100}{34.927 \text{ Ton./hr}} = \underline{\underline{26.63}}$$

CALCULO DE EVAPORACION EN EL CUARTO EFECTO.

Calor disponible en el 4o. efecto 4,606,860 Kcal/hr.

más flash: $34,927 \times 0.88 (94.5 - 81.3) = 405,712 \text{ Kcal/hr.}$

Calor total que se tiene en el 4o. efecto.

$$Q_T = 4,606,860 + 405,712 = 5,012,572 \text{ Kcal/hr.}$$

Calor latente de vaporización a 80.3 ° C = 550 Kcal/kg

$$\text{Vapor} = \frac{5,012,572}{550} = 9,114 \text{ Kg/hr que pasa a el 5o. efecto}$$

Cantidad de jugo que se tiene en el 4o. efecto 34,927 Kg/hr

Cantidad de jugo evaporado 9,114 Kg/hr

Total 25,813 Kg/hr

25,813 Kg/hr cantidad de jugo que pasa al 5o. efecto

$$^{\circ} \text{Bx del jugo} = \frac{9.300 \times 100}{25,813} = \underline{\underline{36.03}}$$

CAICULO DE EVAPORACION EN EL QUINTO EFECTO.

Calor disponible en el 5o. efecto 5,012,572 Kcal/hr.

más flash: $25,813 \times 0.88 (81.3 - 55.2) = 592,873 \text{ Kcal./hr}$

Calor total que se tiene en el 5o. efecto.

$$Q_T = 5,012,572 + 592,873 = 5,605,445 \text{ Kcal./hr}$$

Calor latente de vaporización a 51.6 ° C = 567.3 Kcal./kg.

$$\text{Vapor} = \frac{5,605,445}{567.3} = 9,881 \text{ Kg/hr que se va a el condensador.}$$

Cantidad de jugo que se tiene en el 5o. efecto 25,813 Kg/hr

Cantidad de jugo evaporado 9,881 Kg/hr

Total 15,932 Kg/hr

15,932 Kg/hr Cantidad de meladura que se obtiene del evaporador -

(Quintuple efecto).

$$^{\circ} \text{Bx de la meladura} = \frac{9.300 \times 100}{15.932} = \underline{\underline{58.37}}$$

Resumen:

Rendimiento de vapor:

66,425 - 15,932 = 50,493 Kg/hr de evaporación vapor que entra a el pre-evaporador: 17,260 Kg/hr.

Rendimiento: $\frac{50,493}{17,260} = 2.925$ Kg. de agua evaporada por kg de

vapor.

BAIANCE TERMICO EN TEMPLAS DE "A"

BASE: 1,500 T.C.D.

Material	°Bx	Temp. (°C)	Tons. de Mat. en 24 Hrs.	Tons. de Sólidos en 24 hrs.
Meladura	60	45	372.000	223.200
Semilla	85	20	76.035	64.630
Miel "A"	60	45	117.280	70.368
Runoff	55	45	21.318	11.725
Iavados	60	45	21.282	12.769
Total Material			607.915	
Templa "A"	93.5		409.296	382.692

Temp. de ebullición a 90° Bx = 65.3 °C

Calor necesario para elevar la temperatura de los materiales a punto de ebullición en las plantas. $Q = WCp\Delta t$.

Meladura: $372.000 \times 0.90 (65.3 - 45.0) = 6,796,440 \text{ Kcal}/24 \text{ hrs.}$

Semilla: $76.035 \times 0.90 (65.3 - 20.0) = 3,099,947 \text{ Kcal}/24 \text{ hrs.}$

Miel "A": $117.280 \times 0.90 (65.3 - 45.0) = 2,142,706 \text{ Kcal}/24 \text{ hrs.}$

RunOff: $21.318 \times 0.90 (65.3 - 45.0) = 389,480 \text{ Kcal}/24 \text{ hrs.}$

Lavados: $21.282 \times 0.90 (65.3 - 45.0) = \underline{\underline{388,822 \text{ Kcal}/24 \text{ hrs.}}}$

T o t a l $\quad \quad \quad \underline{\underline{12,817,395 \text{ Kcal}/24 \text{ hrs.}}}$

$Q_{TOTAL} = \underline{\underline{12,817,395 \text{ Kcal}/24 \text{ hrs.}}}$

Vapor = $\frac{12,817,395}{526.8} = 24,331 \text{ Kg de vapor}/24 \text{ hrs.}$

Evaporación que se lleva a cabo en el proceso:

$607,915 - 409,296 = 198,619 \text{ kg de material evaporado en } 24 \text{ hrs.}$

Vapor = $\frac{198,619 \times 567.3}{526.8} = 213,888 \text{ Kg}/24 \text{ hrs.}$

Total de vapor para cocinado de templeas "A" en 24 hrs.

$24,331 + 213,888 = 238,219 \text{ Kg. de vapor en } 24 \text{ hrs.}$

$\frac{238,219}{24 \text{ Hrs.}} = \underline{\underline{9,926 \text{ Kg. de vapor/hr. para templeas de "A"}}$

Rendimiento: $\frac{238,219}{198.619} = 1.199 \text{ kg. de vapor/kg. de agua evaporada en tachos de "A".}$

Consumo de vapor para tachos de "A" por concepto de "Escobas", a una presión de 6 kg./cm^2 .

Tiempo promedio por "Escoba" de templea "A" = 5 min.

Considerando un tubo de 78 mm de diámetro interno y una presión de 6 kg./cm^2 , se tiene un gasto de vapor = $33.04 \text{ kg}/\text{min.}$ por lo tanto se tiene:

$33.04 \times 5 = 165.2$ Kg de vapor utilizado por "Escobas" en templeas de "A".

Capacidad de trabajo del tacho para templeas de "A" = 49.900 Tons.

Templeas de "A" en 24 hrs.: $\frac{409.296}{49.900} = 8.20$

Vapor necesario para "Escobas" en 24 hrs.

$8.20 \times 165.2 = \underline{1,355}$ kg. de vapor /24 hrs.

$\frac{1,355}{24\text{Hrs.}} = \underline{56.46}$ Kg. de vapor/hr. para "Escobas" en templeas de "A".

NOTA:

Para las "Escobas" de los tachos de templeas de "A" se utiliza vapor a una presión de 6 Kg/cm^2 que se logra por medio de una estación - reductora.

BALANCE TERMICOENTEMPLAS DE " C "BASE : 1,500 T.C.D.

Templas " C " 110.832 Ton./24 hrs.

Templa " C " 4.618 Ton./hr.

Templa " C " 97.0 °Bx.

	°Bx.	Pza.	Temp.
Miel " A "	60.0	61.0	45.0 °C

Temperatura de ebullición de la templa " C " a 90.0 °Bx. = 68.0 °C

NOTA :

Se considera la composición de la templa de " C " a base de miel " A " únicamente.

Sólidos en la templa " C " : $\frac{110.832 \times 97}{100} = 107,507$ Ton. de sólidos

107.507 Ton. de sólidos en 24 horas.

Tons. de miel " A " a 60.0 °Bx. requeridas para producir templeas de " C " en 24 horas.

$$\frac{107.507 \times 100}{60.0} = 179.178 \text{ Tons. de miel " A " a } 60.0 \text{ }^\circ\text{Bx.}$$

Cantidad de miel " A " que se evapora :

$$179.178 - 110.832 = \underline{68.346} \text{ Tons. de miel " A " que se evaporan en}$$

24 horas.

Calor necesario para elevar la miel " A " a su punto de ebullición :

$$Q. = 179.178 \times 0.90 (68.0 - 45.0) = 3,708,985 \frac{\text{Kcal}}{24 \text{ hrs.}}$$

Calor latente de vaporización a 120 °C - 526.8 Kcal/Kg.

Cantidad de vapor necesario para llevar a ebullición la miel " A "

$$\text{Vapor} = \frac{3,708,985}{526.8} = 7,040 \text{ Kg de vapor/24 hrs.}$$

Calor patente de vaporización a 51.6 °C = 567.3 $\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$

cantidad de vapor necesario para evaporar toda la miel " A " :

$$\text{vapor} = \frac{68,346 \times 567.3}{526.8} = 73,600 \text{ Kg/24 hrs.}$$

Vapor total requerido en la evaporación de templeas de " C " en 24 hrs.

$$73,600 + 7,040 = 80,640 \text{ Kg/24 hrs. de vapor.}$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{80,640}{68,346} = 1.180 \text{ Kg. de vapor/Kg. de agua evaporada}$$

Gasto total de vapor para cocinado de templeas " C " por 24 hrs. =

$$80,640 \text{ Kg.}$$

$$\frac{80,640}{24 \text{ hrs.}} = \underline{3,360} \text{ Kg./hr. de vapor para cocinado de templeas " C " .}$$

Consumo de vapor de 6 Kg./cm.^2 en el tacho de templeas de " C " por concepto de " Escobas " .

Tiempo promedio por " Escoba " de cada templea " C " = 5 min. Considerando un tubo de 78 mm. de diámetro interno y una presión de 6 Kg./cm^2 , se tiene un gasto de vapor = 33.04 Kg./min. por lo tanto se tiene.

$$33.04 \times 5 = 165.2 \text{ Kg. de vapor utilizado para " Escobas " en el tacho de templeas de " C " .}$$

$$\text{Capacidad de trabajo del tacho de templeas " C " = } 45.978 \text{ Ton. Templeas de " C " en 24 horas : } \frac{110,832}{45.978} = 2.41$$

Vapor necesario para " Escobas " en 24 horas :

$$2.41 \times 165.2 = \underline{398.1} \text{ Kg./24 hrs. de vapor}$$

$$398.1 \div 24 = \underline{16.59} \text{ Kg./hr. de vapor para " Escobas " de Tachos de " C " .}$$

NOTA :

Para las " Escobas " de los tachos de templeas de " C " se utiliza vapor a una presión de 6 Kg./cm^2 que se logra por medio de una estación reductora.

BALANCE TERMICO DE REFINERIA

CONSUMO DE VAPOR PARA CALENTAMIENTO DE FUNDIDO

BASE: 1,500 T.C.D.

Peso de fundido	15,435 Kg/hr.
Densidad (54 ° Bx)	1.2552
Volumen	12,297 lts/hr.
Temp. del fundido	50 ° C
Temp. de Clarificación	95 ° C
Calor latente en vapor de (6 kg/cm ²)	500,4 Kcal/kg
Calor específico del fundido	0.80
Coefficiente de Transferencia de calor	0.95

Calculo de vapor requerido para elevar la temperatura del fundido, a clarificación.

$$Q = W C_p \Delta t$$

$$Q = 15,435 \times 0.80 (95 - 50) = 555,660 \text{ Kcal/kg}$$

$$\text{Vapor} = \frac{555,660}{500.4 \times 0.95} = 1,169 \text{ Kg/hr.}$$

NOTA:

Se esta considerando el calentamiento general de refineria, incluyendo los clarificadores, con vapor de 6 kg/cm².

BALANCE TERMICO DE TACHOS DE REFINADO Y TEMPLAS

DE REFINADO.

BASE: 1,500 T.C.D.

<u>Categoría de templa</u>	<u>Material para templa</u>	<u>° Bx Templa</u>	<u>Tons. Templa</u>	<u>° Bx Material</u>	<u>Tons. Mat.</u>	<u>Temp. ° C</u>
1a	Licor	89.0	224.535	54.0	370.069	60.0
2a	Sirope de 1a.	89.0	105.531	65.0	144.496	60.0
3a	Sirope de 2a.	90.0	51.136	65.0	70.804	60.0
4a	Sirope de 3a.	91.0	<u>25.287</u>	60.0	<u>38.352</u>	60.0
		Total	406.489		623.721	

Temp. de ebullición promedio a 85 ° Bx = 64.6 ° C

Vapor necesario para elevar los materiales de alimentación su punto de ebullición en el cocinado de las templeas respectivas.

$$Q = 623.721 \times 0.80 (64.6 - 60.0) = 2,295,293 \text{ Kcal/kg.}$$

$$\text{Vapor} = \frac{2,295,293}{526.8} = 4,357 \text{ Kg/24 hrs.}$$

Evaporación en 24 hrs.

$$623,721 - 406,489 = 217,232 \text{ kgs.}$$

Vapor para cocinado de templeas de refino en 24 hrs.

$$\text{Vapor} = \frac{217,232 \times 567.3}{526.8} = 233,933 \text{ kgs.}$$

Vapor total = 4,357 + 233,933 = 238,290 kg. para cocinado de templeas de refino en 24 hrs.

$$\therefore \frac{238,290}{24 \text{ hrs.}} = \underline{\underline{9,929}} \text{ Kg de vapor/hr. para templeas de refino.}$$

Rendimiento = $\frac{238,290}{217,232} = 1.097$ kg. de vapor por kg de agua evaporada en tachos de refino.

Consumo de vapor por concepto de "Escobas" para tachos de refino:

Tiempo promedio por "Escoba" en tachos de refino = 5 min.

Gasto de vapor en un tubo de 78 mm de diámetro interno y una presión de 6 kg./cm² = $\underline{\underline{33.04}}$ kg./min.

33.04 X 5 min. = 165.2 kg. de vapor por "Escoba" en templeas de refinado.

Capacidad de trabajo de los tachos de refino = 44.333 tons.

Número de templeas de refino en 24 hrs:

$$\frac{406.489}{44.333} = 9.17$$

Vapor para "Escobas" en templeas de refino en 24 hrs:

$$9.17 \times 165.2 = 1,515 \text{ Kg/24 hrs.}$$

Por lo tanto $\frac{1,515}{24 \text{ Hrs.}} = \underline{\underline{63.12}}$ Kg/hr. de vapor utilizado en "Escobas"

para tachos de refino.

SECADOR DE AZUCAR

Se considera un gasto de 3.2 kg. de vapor de 6 kg./cm² para secar 100 kg. de azúcar. (E. HUGOT).

Azúcar producida promedio en 24 hrs.: 188,289 kg.

Vapor que se utiliza en secar la producción de azúcar.

$$\frac{188,289 \times 3.2}{100} = 6,025 \text{ kg. de vapor en 24 hrs.}$$

Por lo tanto $\frac{6,025}{24 \text{ hrs.}} = \underline{251}$ kg. vapor/hr para el secador de azúcar.

BALANCE TERMICO EN CALDERAS:

TANQUE DEAREADOR

BASE: 1,500 T.C.D.

Calentamiento de agua en tanque deareador.

Temp. de entrada	80 ° C
Temp. de salida	100 ° C
Temp. vapor de escape	120 ° C
Alimentación de agua	54,000 Kg/hr.

Consumo de vapor en el tanque deareador.

$$Q = 54,000 \times 1.0 (100 - 80) = 1,080,000 \text{ Kcal/hr.}$$

$$\text{Vapor} = \frac{1,080,000}{526.8 \times 0.80} = \underline{2,563} \text{ Kg/hr de vapor de escape para el tanque}$$

deareador.

Calentamiento de Petroleo:

Consumo de petroleo prom. por ton. de caña	25 Lts.
1,500 Ton. X 25 Lts./ton. = 37,500 Lts. de petroleo por dfa.	
Temp. de entrada	20 ° C
Temp. de salida	90 ° C
Calor latente en vapor de 6 kg/cm ²	500.4 Kcal/kg
Densidad	0.9867
Peso del petroleo	37,000 Kg/dfa

Consumo de vapor:

$$Q = 37,000 \times 0.70 (90 - 20) = 1,813,000 \text{ Kcal/hr.}$$

$$\text{Vapor} = \frac{1,813,000}{500.4} = 3,623 \text{ Kg. de vapor en 24 hrs.}$$

Por lo tanto $\frac{3,623}{24 \text{ hrs.}} = \underline{151}$ Kg. de vapor/hr. para el calentamiento

del petróleo.

BALANCE TERMICO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO
DE AGUA PARA CALDERAS.

BASE: 1,500 T.C.D.

Considerando que el 20% del agua alimentada a calderas pasa a la planta de tratamiento, se tiene:

$$54,000 \text{ Kg/hr} \times 0.20 = 10,800 \text{ Kg/hr}$$

$$10,800 \text{ Kg/hr} \times 24 \text{ hrs} = 259,200 \text{ Kg. de agua /dfa}$$

Alimentación	259,200 Kg. de agua /dfa
Temp. del agua a la entrada	20 ° C
Temp. del agua a la salida	80 ° C
Presión del vapor empleado	6 Kg. /cm ²
Calor latente en vapor de 6 Kg/cm ²	500.4 Kcal/kg.

$$Q = 259,200 \times 1.0 (80 - 20) = 15,552,000 \text{ Kcal/dfa}$$

$$\text{Vapor} = \frac{15,552,000}{500.4} = 31,079 \text{ Kg. de vapor /dfa}$$

Por lo tanto $\frac{31,079}{24 \text{ hrs.}} = \underline{1,295}$ Kg. de vapor /hr. para la planta de

tratamiento de agua para calderas.

RESUMEN DE CONSUMO DE VAPOR EN
FABRICA

BASE: 1,500 T.C.D.

Vapor de 1 kg/cm² y 120 ° C (escape):

Calentador secundario	2,812 Kg/hr.
Evaporador	17,260 Kg/hr.
Tachos de "A"	9,926 Kg/hr.
Tachos de "C"	3,360 Kg/hr.
Tachos de refino	9,929 Kg/hr.
Tanque deareador	<u>2,563 Kg/hr.</u>
	S u m a 45,850 Kg/hr
2 % de perdidas	<u>917 Kg/hr.</u>
Total	46,767 Kg/hr

Vapor de 6 kg/cm² :

Escobas en tachos de "A"	56.46 Kg/hr
Escobas en tachos de "C"	16.59 Kg/hr
Refinerfa (fundido)	1,169.00 Kg/hr
Escobas en tachos de refino	63.12 Kg/hr
Secador de azúcar	251.00
Calentamiento de petroleo	151.00 Kg/hr
Planta tratamiento de agua	<u>1,295.00 Kg/hr</u>
Suma	3,002.17 Kg/hr
2% de pérdidas	<u>60.04</u>
Total	3,062.21

CONSUMO DE VAPOR TOTAL EN FABRICA:

$$46,767 + 3,062.21 = \underline{\underline{49,829.2}} \text{ Kg/hr}$$

BALANCE TERMICO DELPRE-CALENTADOR PARA JUGO MEZCLADO. BASE : 2,500 T. C. D.CARACTERISTICAS :

Superficie calorífica total	150 m ²
N° de tubos del calentador	288
Diámetro exterior de los tubos	38 mm
Espesor de los tubos	1.6 mm
N° de pasos	12
N° de tubos por paso	24
Area interior de los tubos	962 mm ²
Temp. del jugo a la entrada	20 °C
Temp. del jugo a la salida	45 °C
Peso del jugo	98,953 kg/hr.
Densidad del jugo (15 °Bx)	1.061
Velocidad de flujo	1.263 m/seg.
Calor específico del jugo	0.90
Calor latente en vapor de 110 °C	529 $\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$
Coefficiente de transferencia de calor	0.95
Temp. vapor de alimentación	110 °C

VAPOR NECESARIO PARA EL PRE-CALENTADOR.

$$Q = W C_p \Delta t$$

$$Q = 98,953 \times 0.90 (45-20) = 2,226,442 \text{ Kcal/hr.}$$

$$\text{Vapor} = \frac{2,226.442}{529 \times 0.95} = 4,430 \text{ Kg/hr.}$$

4,430 Kg/hr.

Cantidad de vapor que se necesita en el pre-
calentador para elevar la temperatura del jugo
mezclado 20 °C.

NOTA : Se considera que este calentador funciona en condiciones nor-
males con vapor que proviene del pre-evaporador.

BALANCE TERMICO

DEL CALENTADOR PRIMARIO DE JUGO ALCALIZADO, BASE: 2,500 T. C. D.

CARACTERISTICAS :

Superficie calorífica total	75 m ²
N° de tubos del calentador	144
Diámetro exterior de los tubos	36 mm
Espesor de los tubos	1.6 mm
N° de pasos	12
N° de tubos por paso	24
Area interior de los tubos	962 mm ²
Temp. del jugo a la entrada	40 °C
Temp. del jugo a la salida	80 °C

Peso del jugo	109,839 Kg/hr.
Velocidad de flujo	1.263 m/Seg.
Calor específico del jugo	0.90 <u>Kcal</u>
Calor latente en vapor de 110 °C	529 Kg.
Coefficiente de transferencia de calor	0.95
Temp. vapor de alimentación	110 °C
<u>Vapor necesario para el calentador primario :</u>	

$$Q = 109.839 \times 0.90 (80-40) = 3,954.204 \text{ Kcal/hr.}$$

$$\text{Vapor} = \frac{3,954.204}{529 \times 0.95} = 7,868 \text{ Kg/hr.}$$

7,868 Kg/hr.

Cantidad de vapor que se necesita en el calentador primario para elevar la temperatura del jugo alcalizado 40 °C.

NOTA: Se considera que este calentador funciona en condiciones normales con vapor que proviene del pre-evaporador.

BALANCE TERMICO DEL

CALENTADOR SECUNDARIO DE JUGO ALCALIZADO. BASE : 2,500 T. C. D.

CARACTERISTICAS :

Superficie calorífica total	150 m ²
N° de tubos del calentador	288
Diámetro exterior de los tubos	36 mm
Espesor de los tubos	1.6 mm
N° de pasos	12
N° de tubos por paso	24
Area interior de los tubos	962 mm ²
Temp. del jugo a la entrada	80 °C
Temp. del jugo a la salida	103 °C
Peso del jugo	109.839 Kg/hr.
Velocidad de flujo	1.263 m/seg.
Calor específico del jugo	0.90
Calor latente en vapor de 120 °C	526.8 Kcal
Coefficiente de transferencia de calor	0.95
Temp. del vapor de escape (alimentación)	120 °C

$$Q = 109,839 \times 0.90 (103 - 80) = 2,273.667 \text{ Kcal/hr.}$$

$$\text{Vapor} = \frac{2,273.667}{526.8 \times 0.95} = 4,524 \text{ Kg/hr.}$$

4,524 Kg/hr.

Cantidad de vapor que se necesita en el calentador secundario para elevar la temp. del jugo alcalizado 23 °C.

NOTA : Para el calentador secundario se emplea vapor de escape.

BALANCE TERMICO DEL

EVAPORADOR " CUADRUPLE EFECTO " BASE : 2,500 T. C. D.

CARACTERISTICAS :

Superficie calorífica total

Jugo clarificado	107.234 Kg/hr.
Temp. del jugo claro	92.0 °C
°Bx del jugo claro	15.0
°Bx de la meladura aprox.	60.0
Temp. vapor de alimentación (escape)	120.0 °C
Calor latente en vapor de 120.0 °C	526.3 Kcal/Kg.

DISTRIBUCION DE TEMPERATURAS :

Pre-evaporador :	Temp. calandria	120.0 °C
	Temp. ebullición	110.2 °C
	Temp. evaporación	110.0 °C
2° Efecto :	Temp. calandria	110.0 °C

	Temp. ebullición	101.6 °C
	Temp. evaporación	101.0 °C
3er. Efecto :	Temp. calandria	101.0 °C
	Temp. ebullición	87.2 °C
	Temp. evaporación	86.0 °C
4° Efecto :	Temp. calandria	86.0 °C
	Temp. ebullición	55.5 °C
	Temp. evaporación	52.0 °C

PRE-EVAPORADOR :

Calor requerido para elevar el jugo a punto de ebullición.

$$Q = 107.234 \times 0.91 (110.2 - 92.0) = 1,776.010 \text{ Kcal/hr.}$$

$$\text{Vapor} = \frac{1,776.010}{526.8} = 3,371 \text{ Kg/hr.}$$

Alimentación total de vapor a el pre-evaporador : 30,965 $\frac{\text{Kg}}{\text{hr.}}$

$$Q = 30,965 \times 526.8 = 16,312.362 \text{ Kcal/hr.}$$

CALOR PARA LA EVAPORACION :

$$16,312,362 - 1,776.010 = 14,536,352 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr.}}$$

$$\text{Evaporación} = \frac{14,536,352}{529} = 27,479 \text{ Kg/hr.}$$

Evaporación en el pre-evaporador 27,479 Kg/hr.
Vapor utilizado en el pre-calentador 4,430 "
Vapor utilizado en el calentador primario 7,868 "

$$27,479 - (4,430 + 7,868) = 15,181 \text{ Kg/hr.}$$

15,181 Kg/hr. vapor disponible que pasa a el 2°efecto

$$15,181 \times 529 = \underline{8,030,749} \text{ Kcal/hr. calor que se utiliza en el 2°efecto}$$

Jugo que entra al pre-evaporador 107,234 Kg/hr.

Evaporación en el pre-evaporador - 27,479 Kg/hr.

Jugo que pasa al 2° efecto = 79,755 Kg/hr.

$$^{\circ}\text{Bx} = \frac{16,086 \times 100}{79,755} = \underline{20.17} \text{ Bx del jugo después del pre-evaporador.}$$

CALCULO DE EVAPORACION EN EL SEGUNDO EFECTO:

Calor de que se dispone en el 2°efecto- 8,030,749 $\frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$ mas flash :

$$Q = 79,755 \times 0.88 (110.2 - 101.6) = 603,586 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

Calor total que se tiene en el 2° efecto :

$$8,030,749 + 603,586 = 8,634,335 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr.}}$$

El cual produce una evaporación que pasa a su vez al 3er. efecto de :

$$\frac{8,634,335}{538} = \underline{16,049} \text{ Kg/hr.}$$

Jugo que entra a el 2° efecto	79,755 Kg/hr.
Evaporación en el 2° efecto	- <u>16,049</u> "
Jugo que pasa a el 3er efecto	63,706 "
°Bx = $\frac{16,086 \times 100}{63,706} = \underline{25.25}$ Bx del jugo que se obtiene del 2° efecto	

CALCULO DE EVAPORACION EN EL TERCER EFECTO:

Calor que se tiene en el 3er. efecto — 8,634.335 $\frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$ mas flash :
 $Q = 63,706 \times 0.88 (101.6 - 87.2) = 807,282 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$

Calor total que se tiene en el 3er. efecto :

$$8,634,335 + 807,282 = 9,441.617 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr.}}$$

El cual produce una evaporación que pasa a su vez al 4° efecto de :

$$\frac{9,441.617}{547} = \underline{17,261} \text{ Kg/hr.}$$

Jugo que entra en el 3er. efecto	63,706 Kg/hr.
Evaporación en el 3er. efecto	- <u>17,261</u> "
Jugo que pasa a el 4° efecto	46,445 "
°Bx = $\frac{16,086 \times 100}{46,445} = \underline{34.63}$ Bx del jugo que se obtiene del 3er efecto.	

CALCULO DE EVAPORACION EN EL CUARTO EFECTO (ULTIMO)

Calor que se tiene en el 4° efecto — 9,441.617 $\frac{\text{Kcal}}{\text{hr.}}$ mas flash :
 $Q = 46,445 \times 0.88 (87.2 - 55.5) = 1,295,630 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr.}}$

Calor total que se tiene en el 4° efecto :

$$9,441.617 + 1,295,630 = 10,737.247 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr.}}$$

El cual produce una evaporación que pasa posteriormente a el condensador de :

$$\frac{10,737.247}{567.3} = \underline{\underline{18,927}} \text{ Kg/hr.}$$

jugo que entra a el 4° Efecto	46,445 Kg/hr.
evaporación en el 4° Efecto	- <u>18,927</u> "
	27,518 "

27,518 Kg/hr. Meladura que se obtiene del evaporador " Cuadruple Efecto " .

$$^{\circ} \text{ Bx de la meladura} = \frac{16,086 \times 100}{27,518} = \underline{\underline{58.46}}$$

RESUMEN:

Rendimiento de vapor :

Jugo que se alimenta al evaporador	107,234 Kg/hr.
Meladura que se obtiene del evaporador	- <u>27,518</u> "
Evaporación obtenida (jugo)	79,716 "
Vapor que se alimenta al evaporador	30,965 Kg/hr.
Rendimiento =	$\frac{79,716}{30,965} = 2.574$

2.574 Kg. de agua evaporada por kg. de vapor.

BALANCE TERMICO EN

TEMPLAS DE " A "

BASE : 2,500 T. C. D.

<u>Material</u>	<u>°Bx</u>	<u>Temp. (°C)</u>	<u>Tons. de Material en 24 Hrs.</u>	<u>Tons. de Sólidos en 24 Hrs.</u>
Meladura	60	45	643.440	386.064
Semilla	85	20	134.639	114.443
Miel " A "	60	45	201.680	121.008
Run Off	55	45	36.169	19.893
Lavados	60	45	<u>34.212</u>	20.527
		Material Total	1,050.140	
TEMPLA " A " 93.5 °Bx.			707.952	661.935

Temp. de ebullición a 90 °Bx = 65.3 °C

Calor necesario para elevar la temp. de los materiales a punto de ebullición en la témpa. $Q = Wcp\Delta t$

Meladura	:	$643,440 \times 0.90 (65.3 - 45.0) =$	11,755.648 K cal
Semilla	:	$134,639 \times 0.90 (65.3 - 20.0) =$	5,489.232 "
Miel " A "	:	$201,680 \times 0.90 (65.3 - 45.0) =$	3,684.694 "
Run Off	:	$36,169 \times 0.90 (65.3 - 45.0) =$	660.807 "
Lavados	:	$34,212 \times 0.90 (65.3 - 45.0) =$	<u>625.053</u> "
Total			22,215.434 "

Q total $\frac{22,215.434 \text{ Kcal}}{24 \text{ hrs.}}$

Vapor $\frac{22,215.434}{526.8} = 42,170 \text{ Kg de vapor/ 24 hrs.}$

Evaporación en el proceso :

$1,050.140 - 707,952 = 342,188$ Kg. de material que se evapora en 24 hrs.

$$\text{Vapor} = \frac{342,188 \times 567.3}{526.8} = 368,495 \text{ Kg}/24 \text{ hrs.}$$

Total de vapor para cocinado de templeas " A " en 24 hrs.

$$42,170 + 368,495 = 410,665 \text{ Kg de vapor}/24 \text{ hrs.}$$

$$\therefore \frac{410,665}{24 \text{ hrs.}} = \underline{\underline{17,111}} \text{ Kg. de vapor}/\text{hr. para templeas de " A "}$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{410,665}{342.188} = 1.200 \text{ Kg. de vapor}/\text{Kg de agua evaporada en tachos de " A "}$$

Consumo de vapor para tachos de " A " por concepto de " escobas ", a una presión de $6 \text{ Kg}/\text{cm}^2$.

Tiempo promedio por "escoba " de templea " A " = 5 min.

Considerando un tubo de 78 mm de diámetro interno y una presión de $6 \text{ Kg}/\text{cm}^2$ se tiene un gasto de vapor = $33.04 \text{ Kg}/\text{min.}$ por lo que se tiene :

$$33.04 \times 5 \text{ min} = 165.2 \text{ Kg de vapor utilizado por " escoba " en las templeas de " A "}$$

Capacidad de trabajo del tacho para templeas de " A " = 49,900 Ton.

$$\text{Templeas de " A " en 24 hrs. : } \frac{707.952}{49.900} = 14.19$$

Vapor necesario para " escobas " en 24 hrs.

$$14.19 \times 165.2 = 2,344 \text{ Kg. de vapor}/24 \text{ hrs.}$$

$$\frac{2,344}{24 \text{ hrs.}} = \underline{97.67} \text{ Kg/hr. de vapor para " escobas " en plantas de " A "}$$

NOTA : Se considera vapor de 6 Kg/cm² para " escobas " de tachos de " A ".

BALANCE TERMICO EN

TEMPLAS DE " C "

BASE : 2,500 T. C. D.

Templa " C " 192.432 Ton/24 hrs.

Templa " C " 8.018 Ton/hr.

Templa " C " 97 °Bx

Miel " A "	°Bx	Pza.	Temp.
	60.0	61.0	45 °C



QUIMICA

Temp. de ebullición de la templa " C " a 90.0 °Bx = 68.0 °C

NOTA :

Se considera la composición de la templa " C " a base de miel " A " unicamente.

$$\text{Sólidos en la templa " C " } = \frac{192.432 \times 97}{100} = 186.659 \text{ Tons.}$$

186.659 Tons. de sólidos en 24 hrs.

Tons. de miel " A " a 60.0 °Bx requeridas para producir plantas de " C " en 24 hrs. :

$$\frac{186.659 \times 100}{60.0} = \underline{311.098} \text{ Tons. de miel " A "}$$

Cantidad de miel " A " que se evapora :

$$311.098 - 192.432 = \underline{118.666} \text{ Tons. de miel " A " que se evapora en 24 hrs.}$$

Calor necesario para elevar la miel " A " a su punto de ebullición :

$$Q = 311.098 \times 0.90 (68.0 - 45.0) = 6,439,728 \frac{\text{Kcal}}{24 \text{ hrs.}}$$

$$\text{calor latente en vapor de } 120 \text{ }^\circ\text{C} = 526.8 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

Cantidad de vapor necesario para llevar a ebullición la miel " A " .

$$\text{Vapor} = \frac{6,439.728}{526.8} = 12,224 \text{ kg. de vapor/24 hrs.}$$

$$\text{Calor latente en vapor de } 51.6 \text{ }^\circ\text{C} = 567.3 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}}$$

Vapor necesario para evaporar toda la miel " A " :

$$\text{Vapor} = \frac{118,666 \times 567.3}{526.8} = 127,789 \text{ Kg de vapor/24 hrs.}$$

Vapor total para cocinado de templeas " C " en 24 hrs. :

$$12,224 + 127,789 = 140,013 \text{ Kg de vapor/24 hrs.}$$

$$\therefore \frac{140,013}{24 \text{ hrs.}} = \underline{5,834} \text{ Kg de vapor/hr. para templeas de " C "}$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{140,013}{118,666} = 1.180 \text{ Kg de vapor/Kg de agua evaporada.}$$

Consumo de vapor para tachos de " C " por concepto de " escobas " , a una presión de 6 Kg/cm^2 .

Tiempo promedio por " escoba " de templa " C " = 5 min.

Considerando un tubo de 78 mm de diámetro interno y una presión de 6 Kg/cm², se tiene un gasto de vapor = 33.04 Kg/min. por lo que se tiene : 33.04 x 5 min = 165.2 Kg de vapor que se utiliza por " escoba " en las temlas de " C " .

Capacidad de trabajo del tacho para temlas de " C " = 45.978 Tons.

Temlas de " C " en 24 hrs. : $\frac{192.432}{45.978} = 4.19$

Vapor necesario para " escobas " en 24 hrs.

4.19 x 165.2 = 692 Kg de vapor/24 hrs.

$\frac{692}{24 \text{ hrs.}} = \underline{28.84}$ Kg/hr de vapor para " escobas en temlas de " C "

NOTA : Se considera vapor de 6 Kg/cm² para " escobas " en los tachos de " C " y esta presión se logra mediante estación reductora.

BALANCE TERMICO DE

REFINERIA :

CONSUMO DE VAPOR PARA CALENTAMIENTO DE FUNDIDO. BASE : 2,500 T.C.D.

Peso de fundido	26,698 Kg/hr.
Densidad (54 °Bx)	1.2552
Volumen	21,270 Lts/hr.
Temp. del fundido	50 °C
Temp. de clarificación	95 °C
Calor latente en vapor de (6 Kg/cm ²)	500.4 Kcal/Kg
Calor específico del fundido	0.80
Coefficiente de transferencia de calor	0.95

Cálculo de vapor requerido para elevar la temperatura del fundido a clarificación.

$$Q = Wcp\Delta t$$

$$Q = 26,698 \times 0.80 (95 - 50) = 961,128 \text{ Kcal/Kg}$$

$$\text{Vapor} = \frac{961,128}{500.4 \times 0.95} = \underline{\underline{2,022}} \text{ Kg/hr.}$$

NOTA :

Se está considerando al calentamiento general de refinería, incluyendo - los clarificadores, con vapor de 6 Kg/cm².

BALANCE TERMICO DE

TACHOS DE REFINADO Y TEMPLAS DE REFINADO :

BASE : 2,500 T. C. D.

Categoría de Templa	Material para templa	°Bx Templa	Tons Templa	°Bx. Material	Tons. Material	Temp. °C
1a.	Licor	89.0	386.838	54.0	637.566	60.0
2a.	Sirope 1a.	89.0	181.626	65.0	248.688	60.0
3a.	Sirope 2a.	90.0	88.008	65.0	121.857	60.0
4a.	Sirope 3a.	91.0	<u>43.521</u>	60.0	<u>66.007</u>	60.0

Total 699.993 Total 1,074.118

Temp. de ebullición promedio a 85 °Bx = 64.6 °C

Vapor necesario para elevar los materiales de alimentación a su punto de ebullición en el cocinado de las templas respectivas.

$$Q = 1,074.118 \times 0.80 (64.6 - 60.0) = 3,952,754 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$\text{Vapor} = \frac{3,952.754}{526.8} = 7,503 \text{ Kg/24 hr.}$$

Evaporación en 24 hrs.

$$1,074,118 - 699,993 = 374,125 \text{ Kgs.}$$

$$\text{Vapor} = \frac{374,125 \times 567.3}{526.8} = 402,887 \text{ Kgs.}$$

$$\text{Vapor total} = 7,503 + 402,887 = 410,390 \text{ Kgs.}$$

Para cocinado de templeas de refino en 24 hrs.

$$\therefore \frac{410,390}{24 \text{ hrs.}} = \underline{\underline{17,100}} \text{ Kg de vapor/hr. para templeas de refino}$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{410,390}{374,125} = 1.097 \text{ Kg. de vapor por Kg de agua evaporada en tachos de refino.}$$

Consumo de vapor por concepto de " escobas " para tachos de refino :

Tiempo promedio por " escoba " en tachos de refino = 5 min.

Gasto de vapor en un tubo de 78 mm de diámetro interno y una presión de 6 Kg/cm² = 33.04 Kg/min. 33.04 x 5 min = 165.2 kg de vapor por " escoba " en templeas de refino.

Capacidad de trabajo de los tachos de refino = 44.333 Tons. número de templeas de refino en 24 hrs :

$$\frac{699.993}{44.333} = 15.79$$

Vapor para " escobas " en templeas de refino en 24 hrs.

$$15.79 \times 165.2 = 2,608 \text{ Kg/24hrs.}$$

$$\therefore \frac{2,608}{24 \text{ hrs}} = \underline{\underline{108.70}} \text{ Kg de vapor/hr. utilizado en " escobas " para tachos de refino.}$$

SECADOR DE AZUCAR

Se considera un gasto de 3.2 kg de vapor de 6 Kg/cm² para secar 100 Kg de azúcar (E. HUGOT)

Azúcar producida promedio en 24 hrs : 324,037 Kg.

Vapor que se utiliza en secar la producción de azúcar.

$$\frac{324,037 \times 3.2}{100} = 10,369 \text{ Kg. de vapor en 24 hrs.}$$

$$\therefore \frac{10,369}{24 \text{ hrs.}} = \underline{432} \text{ Kg de vapor/hr. para el secador de azúcar}$$

BALANCE TERMICO EN

CALDERAS : TANQUE DEAERADOR.

BASE : 2,500 T. C. D.

Calentamiento de agua en tanque deaerador.

Temp. de entrada	80 °C
Temp. de salida	100 °C
Temp. de vapor de escape	120 °C
Alimentación de agua	90,000 Kg/hr.

Consumo de vapor en el tanque deaerador,

$$Q = 90,000 \times 1.0 (100 - 80) = 1,800.000 \text{ Kcal/hr.}$$

$$\text{Vapor} = \frac{1,800.000}{526.8 \times 0.80} = \underline{4,271} \text{ Kg/hr. de vapor de escape para el tanque deaerador}$$

CALENTAMIENTO DE PETROLEO :

Consumo de petróleo prom. por ton. de caña 25 Lts.

2,500 Tons. x 25 Lts/Ton = 62,500 Lts. de petróleo por día

Temp. de entrada 20 °C

Temp. de salida 90 °C

Calor latente en vapor de 6 Kg/cm² 500.4 Kcal/Kg

Densidad 0.9867

Peso del petróleo 61.669 Kg/hr.

CONSUMO DE VAPOR :

$Q = 61,669 \times 0.70 (90-20) = 3,021,781 \text{ Kcal/hr.}$

$\text{Vapor} = \frac{3,021,781}{500.4} = 6,039 \text{ Kg de vapor en 24 hrs.}$

$\therefore \frac{6,039}{24 \text{ hrs.}} = \underline{252} \text{ Kg de vapor/hr. para el calentamiento del petróleo}$

BALANCE TERMICO DE

LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA CALDERAS. BASE : 2,500 T.C.D.

Considerando que el 20 % del agua alimentada a calderas pasa a la planta de tratamiento, se tiene :

$90,000 \text{ Kg/hr} \times 0.20 = 18,000 \text{ Kg/hr.} \times 24 \text{ hrs} = 432,000 \text{ Kg de agua/día}$

Alimentación 432,000 Kg de agua/día.

Temp. del agua a la entrada	20 °C
Temp. del agua a la salida	80 °C
Presión del vapor empleado	6 Kg/cm ²
Calor latente en vapor de 6 Kg/cm ²	500.4 $\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$

$$Q = 432,000 \times 1.0 (80 - 20) = 25,920,000 \text{ Kcal/dfa}$$

$$\text{Vapor} = \frac{25,920,000}{500.4} = 51,798 \text{ Kg de vapor/dfa}$$

$$\therefore \frac{51,798}{24 \text{ hrs.}} = \underline{2,158} \text{ Kg de vapor/hr. para la planta de tratamiento de agua para calderas}$$

RESUMEN DE CONSUMO DE VAPOR EN FABRICA. BASE : 2,500 T. C. D.

Vapor de 1 Kg/cm² y 120 °C (escape) :

Calentador secundario	4,524 Kg/hr.
Evaporador	30,965 "
Tachos de " A "	17,111 "
Tachos de " C "	5,834 "
Tachos de Refino	17,100 "
Tanque deaereador	<u>4,271 "</u>
Suma	79,805 "
2 % de pérdidas	<u>1,596 "</u>
TOTAL	81,401 "

Vapor de 6 Kg/cm² :

Escobas en tachos de " A "	97.67 Kg/hr
Escobas en tachos de " C "	28.84 "
Refinerfa (fundido)	2,022.00 "
Escobas en tachos de refino	108.70 "
Secador de azúcar	432.00 "
Calentamiento de petróleo	252.00 "
Planta de tratamiento de agua	<u>2,158.00 "</u>
Suma	5,099.21 "
2 % de pérdidas	<u>101.98 "</u>
Total	5,201.19 Kg/hr.

CONSUMO DE VAPOR TOTAL EN FABRICA :

$$81,401 + 5,201.19 = 86,602.19 \text{ Kg/hr.}$$

CAPITULO IV
ANALISIS DE EQUIPO

A.- DEPARTAMENTO DE CLARIFICACION DE CRUDO.

Molienda	1,500 T.C.D.	2,500 T.C.D.
	Ton/hr.	Ton/hr.
Jugo Mezclado	61.250	98.953
Cal. Hidratada	0.613	0.990
Recirc. de Filtrados	6.125	9.896
Jugo Alcalizado	67.988	109.839
Torta cachaza	1.563	2.605
Jugo clarificado	66.425	107.234
Densidad de jugo clarificado	1.057	1.061
° Bx de jugo clarificado	14.0	15.0

A-1.- ANTECEDENTES

Balanza automática para guarapo, con capacidad de 100 Ton/hr. de jugo mezclado.

NECESIDADES.

Para 1,500 T.C.D. = 61.250 Ton/hr. de jugo mezclado.

Para 2,500 T.C.D. = 98.953 Ton/hr. de jugo mezclado.

RESUMEN.

Para 1,500 T.C.D. equipo sobrado operando al 61.25 %.

Para 2,500 T.C.D. equipo suficiente operando al 98.95 %

EQUIPO NECESARIO:

No se requiere ninguno.

A-2. -ANTECEDENTES:

Tanque receptor de jugo mezclado con capacidad de 3,000 Lts.

Tanque de almacenamiento de jugo mezclado con capacidad de 12,500 Lts.

NECESIDADES:

Para 1,500 T.C.D. 57,947 Lts./hr., 966 Lts./min a 14 ° Bx.

Para 2,500 T.C.D. 93,264 Lts./hr., 1,554 Lts./min a 15 ° Bx.

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. tiempo de retención, al 80% de capacidad de los
tanques. 12.84 Min.

Para 2,500 T.C.D. tiempo de retención, al 80 % de capacidad de -
los tanques 7.98 min.

EQUIPO NECESARIO:

No se requiere ninguno.

A-3. -ANTECEDENTES:

Dos electro-bombas para jugo mezclado y pre-alcalizado, con capacidad
de 1,336 Lts./min. cada uno

NECESIDADES:

Para 1,500 T.C.D. jugo mezclado más recirculación de filtros

1,062 Lts./min.

Para 2,500 T.C.D. jugo mezclado más recirculación de filtrados

1,710 Lts./min.

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente operando al 79.49 %

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente.

EQUIPO NECESARIO:

Dos electro-bomba para jugo mezclado y pre-alcalizado, con capacidad de 1,800 Lts./min, c/u, en sustitución de las que se tienen instaladas

A-4. - PRE - CALENTADOR PARA JUGO MEZCLADO

Calentador vertical para jugo, que opera con evaporación del 1er. vaso del quintuple o en caso necesario con vapor de escape.

CARACTERISTICAS:

Superficie calorífica total	75 M ²
No. de tubos	144
Diámetro exterior de los tubos	38 mm.
Espesor de los tubos	1.6 mm.
No. de pasos	12
No. de tubos por paso	12
Area interior de los tubos	9.62 cm ²
Temp. entrada al calentador	20 ° C
Temp. salida del calentador	45 ° C

NECESIDADES:

Velocidad de flujo en el pre-calentador.

para 1,500 T.C.D.

$$\frac{57,947}{3600 \text{ seg.}} = 16.10 \text{ Lts./seg.} = 16,100 \text{ cm}^3/\text{seg.}$$

Area total de paso del pre-calentador.

$$9.62 \times 12 \text{ tubos} = 115.44 \text{ cm}^2$$

$$\text{Por lo tanto } \frac{16,100}{115.44} = 139.47 \text{ cm/seg.} = \underline{1.395 \text{ M/seg.}}$$

para 2,500 T.C.D.

Se considera la operación de 2 pre-calentadores en paralelo con las siguientes características:

Superficie calorífica total	150 m ²
No. de tubos	288
Diámetro exterior de los tubos	38 mm.
Espesor de los tubos	1.6 mm
No. de pasos	12
No. de tubos por paso	24
Area interior de los tubos	9.62 cm ²
Temp. entrada al calentador	20 °C
Temp. salida del calentador	45 °C

$$\frac{104,989}{3600 \text{ seg.}} = 29.16 \text{ Lts./seg.} = 29,160 \text{ cm}^3/\text{seg.}$$

Area total de paso de los calentadores.

$$9.62 \times 24 = 230.88 \text{ cm}^2$$

$$\text{Por lo tanto } \frac{29,160}{230.88} = 126.30 \text{ cm/seg.} = \underline{1.263 \text{ m/seg.}}$$

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente, con una velocidad de flujo de 1.395 m/seg.

Para 2,500 T.C.D., un precalentador es insuficiente, por lo que se recomienda el uso de otro pre-calentador, para que funcione en paralelo con el que se encuentra ya instalado; - velocidad de flujo de 1.263 M/seg.

EQUIPO NECESARIO:

Un pre-calentador con las mismas características al que se tiene instalado.

A5.- ANTECEDENTES:

Tanque alcalizador tipo continuo con agitador de propela y una capacidad de 6,000 lts.

NECESIDADES

Para 1,500 T.C.D. 64,322 Lts./hr. de jugo alcalizado, o sea 1,072 Lts/min, de jugo alcalizado a 14 ° Bx.

Para 2,500 T.C.D. 103,524 Lts./hr. de jugo alcalizado o sea 1,725 Lts./min. de jugo alcalizado a 15 ° Bx.

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. tiempo de retención al 80 % de capacidad del tanque: 4.48 min.

Para 2,500 T.C.D. tiempo de retención al 80 % de capacidad
del tanque 2.78 min.

EQUIPO NECESARIO:

No se requiere ninguno.

A 6. - ANTECEDENTES:

Dos electro-bombas para jugo alcalizado con capacidad de
1336 Lts./min. c/u

NECESIDADES:

Para 1,500 T.C.D. jugo alcalizado 1,072 Lts./min.

Para 2,500 T.C.D. jugo alcalizado 1,725 Lts./min.

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. equipo sobrado operando al 80.24 %

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente.

EQUIPO NECESARIO:

Dos electro-bombas marca Worthington para jugo alcalizado, con capacidad de 2,800 Lts/mín c/u en sustitución de las que se tienen instaladas.

A77. -ANTECEDENTES:

Controlador automático de pH.

Medidor de caudal de lechada de cal electro-magnético con amplificador indicador.

Dos convertidores electro-magnéticos.

Medidor neumático de jugo alcalizado.

Regulador indicador de pH, con electrodos.

Todo este equipo se encuentra actualmente fuera de servicio.

NECESIDADES:

Reparación y prueba del equipo instalado.

RESUMEN:

Equipo de medición suficiente.

EQUIPO NECESARIO:

No se requiere ninguno.

A78. -ANTECEDENTES:

Tres calentadores de jugo verticales.

Uno como calentador primario con vapores del quintuple, y otro en serie como secundario o de afinación con controlador automático y que trabaja con vapor de escape.

Características de dichos calentadores:

Superficie calorífica total	75 m ²
No. de Tubos del calentador	144
Diámetro exterior de los tubos	38 mm.
Espesor de los tubos	1.6 mm
No. de pasos del calentador	12
Tubos por paso	12
Aren interior de los tubos	962 mm ²
Temp. de entrada en el calentador primario	40 ° C
Temp. de salida en el calentador secundario	103 ° C

NECESIDADES:

Velocidad de flujo en los calentadores para 1,500 T.C.D.

$$\frac{64,322 \text{ Lts./hr}}{3600 \text{ seg.}} = 17.9 \text{ Lts./seg.} = 17,900 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

Area de un paso del calentador (12 tubos).

$$9.62 \text{ cm}^2 \times 12 = 115.44 \text{ cm}^2$$

$$\frac{17,900 \text{ cm}^3/\text{seg}}{115.44 \text{ cm}^2} = 155.1 \text{ cm/seg} = 1.551 \text{ m/seg.}$$

Velocidad de flujo en un paso del calentador = 1.551 m/seg.

Para 2,500 T.C.D.

Es necesario utilizar dos calentadores en paralelo como primarios y otros dos calentadores en paralelo como secundarios, la operación sería idéntica a la actual, y se obtendría lo siguiente:

Características de dos calentadores en paralelo que desarrollan

la función de un calentador primario. (Esto mismo se requiere para el calentador secundario).

Superficie calorífica total	150 m ²
No. de tubos del calentador	288
Diámetro exterior de los tubos	38 mm.
Espesor de los tubos	1.6 mm.
No. de pasos del calentador	12
No. de tubos por paso	24
Area interior del tubo	962 mm
Temp. de entrada en el calentador primario	40 ° C
Temp. de salida en el calentador secundario	103 ° C

NECESIDADES:

Velocidad de flujo en los calentadores para 2,500 T.C.D.

$$\frac{103,529 \text{ Lts./hr}}{3600 \text{ seg.}} = 28.8 \text{ Lts./seg.} = 28,800 \text{ cm}^3/\text{seg}$$

Area de un paso del calentador (24 tubos)

$$9.62 \text{ cm}^2 \times 24 = 230.88 \text{ cm}^2$$

$$\frac{28,800}{230.88} = 124.7 \text{ cm/seg.} = 1.247 \text{ m/seg.}$$

Velocidad de un paso en el calentador = 1.247 m/seg.

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. se tiene un calentador primario y un calentador secundario con una velocidad de flujo = 1.551 m/seg.

Para 2,500 T.C.D. el equipo descrito anteriormente resulta insuficiente, por lo que se recomienda operar dos calentadores en paralelo que trabajen como un calentador primario y lo mismo para el calentador secundario. De esta forma obtenemos una velocidad de flujo = 1,247 m/seg., que aunque es una velocidad baja se aprovecha el equipo instalado y se disminuyen los costos.

EQUIPO NECESARIO:

Un calentadores con características idénticas a los instalados, considerando tipo, diseño y número de tubos.

A-9. -ANTECEDENTES:

Equipo controlador de temperatura de calentadores, marca "FOXBORO" con indicador registrador de temperatura de salida de jugo, válvula reguladora de flujo tipo mariposa con un diámetro de 20.32 cm

NECESIDADES:

Limpieza y prueba del equipo.

RESUMEN:

Equipo suficiente.

EQUIPO NECESARIO:

No se requiere ninguno.

A. 10. -ANTECEDENTES:

Clarificador continuo Fives Lille Cail, tipo "GREAVER", con un diámetro de 6.7 mts. , de 4 charolas y con una capacidad de 200,000 Lts.

NECESIDADES:

Para 1,500 T.C.D. se tienen 64,322 lts./hr. de jugo alcalizado.

Para 2,500 T.C.D. se tienen 103,529 Lts./hr. de jugo alcalizado.

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. capacidad necesaria, considerando un máximo de 4 hrs. de retención. 257,288 Lts.

Para 2,500 T.C.D. capacidad necesaria, considerando un máximo de 4 hrs. de retención 414,116 lts.

EQUIPO NECESARIO:

Clarificador de jugo tipo "DORR" de cuatro charolas con capacidad de 580,000 Lts. , el diámetro y la altura deben ajustarse a las condiciones del edificio.

A 11. -ANTECEDENTES:

Bomba centrífuga para liquidación del clarificador, marca F. Moret, de 7.6 cm de diámetro en la succión y 6.3 cm de diámetro en la descarga.

Con motor eléctrico marca UNELEC de 3.4 hp a 1,135 R.P.M. con cabeza de 11 metros y con una capacidad aprox. de la bomba de 1,000 Lts./min.

NECESIDADES:

Si se modifica el sistema de liquidación del clarificador y se instala una línea de la charola al tanque de claros, se puede liquidar el actual clarificador o el otro que se recomienda, sin necesidad de éste equipo de bombeo. Que generalmente está fuera de uso.

RESUMEN:

Suprimir la estación de bombeo actual, por una línea para grapo, como se describió anteriormente.

EQUIPO NECESARIO:

No se requiere ninguno.

A. 12. - ANTECEDENTES .

Filtro de cachaza de 3.05 mts. de diámetro X 3.05 mts. de longitud, preparación de lado - bagacillo, bomba de vacío, condensador, tanque para filtrados, con capacidad apróx. - de 1.730 Ton./hr. de torta de cachaza.

NECESIDADES

Para 1,500 T.C.D. se tienen 1,563 Ton./hr. de torta de cachaza .

Para 2,500 T.C.D. se tienen 2.605 Ton./hr. de torta de cachaza.

RESUMEN .

Para 1,500 T.C.D. se tiene:

$$\frac{1.563}{1.730} \times 100 = 90.35 \% \text{ equipo suficiente}$$

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente.

EQUIPO NECESARIO .

Un filtro de cachaza tipo convencional marca "EIMCO", - con teclas perforadas de acero inoxidable, de 3.05 mts. de diámetro X 4.88 mts. de longitud, equipado con bomba

de vacío marca Nash, tanque y bombas para filtrados; este filtro tiene una capacidad de 2.770 Ton./hr.

A. 13. - ANTECEDENTES.

Un tanque vertical de preparación de la lechada de cal, con agitador y fondo cónico, con una capacidad de 4,000 Lts.

Un tanque receptor de lechada de cal con capacidad de 5,000 Lts. con agitador y fondo cónico.

NECESIDADES:

Para 1,500 T.C.D. y teniendo un consumo de 1.2 kg. de cal por ton. de caña, se tiene:

$$1,500 \times 1.2 = 1800 \text{ Kg. de cal /24 hr.}$$

$$\frac{1800}{24 \text{ hrs.}} = 75.0 \text{ kg. de cal/hr.}$$

Para 2,500 T.C.D.

$$2,500 \times 1.2 = 3,000 \text{ kg. de cal/24 hrs.}$$

$$\frac{3000}{24 \text{ hrs.}} = 125 \text{ kg. de cal/hr.}$$

RESUMEN:

La preparación de lechada de cal se hace con 2.6 % de cal en agua, para ajustar la densidad a 3°Bx6 1.011.Kg/Lt

— Para 1,500 T.C.D.

$$\frac{1800}{2.6} \times 100 = 69,231 \text{ Lts. de dechada de cal/24 hrs.}$$

$$\frac{69,231 \text{ Lts.}}{24 \text{ hrs.}} = \frac{2,885 \text{ Lts.}}{\text{hr}}$$

Para 2,500 T.C.D.

$$\frac{3000 \times 100}{2.6} = 115,385 \text{ Lts. de lechada de cal/24 hrs.}$$

$$\frac{115,385 \text{ Lts.}}{24 \text{ hrs.}} = \frac{4,808 \text{ Lts.}}{\text{hr.}}$$

EQUIPO NECESARIO:

Para 1,500 T.C.D.

$$\text{No. de preparaciones} = \frac{69,231 \text{ Lts.}}{4,000 \text{ Lts.}} = 17.31 \approx 18$$

$$\text{Tiempo de cada preparaci3n} = \frac{1440 \text{ min.}}{18} = \underline{80 \text{ min.}}$$

Para 2,500 T.C.D.

$$\text{No. de preparaciones} = \frac{115,385 \text{ Lts.}}{4,000 \text{ Lts.}} = 28.84 \approx 29$$

$$\text{Tiempo de cada preparaci3n} = \frac{1440 \text{ min.}}{29} = 49.65 \approx \underline{50 \text{ min}}$$

Equipo suficiente.

A.14. - ANTECEDENTES:

Dos bombas centrífugas para lechada de cal con capacidad de 69 lts. /min. c/u

NECESIDADES:

Para 1,500 T.C.D.

La lechada de cal que se tiene que bombear a 3° Bé 6 -

1.011 de densidad es:

$$\frac{69,231 \text{ Lts.}/24 \text{ hrs.}}{1440 \text{ min}/24} = \frac{48.08 \text{ Lts.}}{\text{min.}}$$

Para 2,500 T.C.D.

La lechada de cal que se tiene que bombear a 3° Bé 6

1.011 de densidad es:

$$\frac{115,385 \text{ Lts./24 hrs.}}{1440 \text{ min/24 hrs.}} = \frac{80.13 \text{ Lts./min}}{}$$

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente operando al 70.70% de su capacidad.

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente.

EQUIPO NECESARIO:

Dos electro-bombas centrífugas, de impulsor semiabier-
to, con capacidad de 200 lts/min, que actualmente se en-
cuentran operando con el licor (F-5)

B. - DEPARTAMENTO DE EVAPORACION.

BASE	1,500 T.C.D.	2,500 T.C.D.
JUGO CLARIFICADO	66,425 Kg./hr	107,234Kg/hr.
DENSIDAD DE JUGO CLARIF.	1.057	1.061
° Bx DEL JUGO CLARIF.	14.0	15.0
JUGO CLARIFICADO	62,843 Lts./hr.	101,069 Lts.hr.
SOLIDOS EN JUGO CLARIF.	9.300 Ton./hr	16.036 Ton/hr
° Bx DE MELADURA	60.0	60.0
DENSIDAD DE MELADURA	1.290	1.290
MELADURA	15,932 kg/hr	27,518kg/hr
MELADURA A 60 °Bx	12,350 Lts/hr	21,332 Lts/hr

B. 1 - ANTECEDENTES:

Tanque receptor de jugo clarificado con capacidad de 20,000 Lts. con retención al 80 % de su capacidad - de 15.3 min. (con base de 1,500 T.C.D.)

NECESIDADES:

Considerando un tiempo de retención de 10 a 12 min. tenemos:

Para 1,500 T.C.D.

1047.4 Lts./min. X 12 min = 12,569 Lts. de jugo clarificado.

Para 2,500 T.C.D.

1684.5 Lts./min X 10 min. = 16,845 Lts. de jugo clarificado.

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente operando al 80 % y con un tiempo de retención de 15.3 min.

Para 2,500 T.C.D. equipo suficiente operando al 80 % y con un tiempo de retención de 9.5 min.

EQUIPO NECESARIO:

Ninguno.

B. 2. - ANTECEDENTES:

Dos electro-bombas para jugo clarificado Worthington

con capacidad de 1,336 Lts/min c/u.

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D. tenemos un volumen de 62,843 Lts/hr. y con capacidad de bombeo de : 1,047 Lts/min.

Para 2,500 T.C.D. tenemos un volumen de 101,069 Lts/hr y con capacidad de bombeo de : 1,684.5 Lts/min.

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente operando a un Rendimiento $= \frac{1,047}{1,336} \times 100 = \underline{\underline{78.37}} \%$

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente.

EQUIPO NECESARIO :

Dos electro-bombas para jugo clarificado, con capacidad de 2,800 Lts / min c/u en sustitución de las que se tienen instaladas.

B-3 ANTECEDENTES .

Equipo de evaporación " Quintuple Efecto " con superficie calorífica total de 2,020 m², distribuido de la siguiente forma :

Vaso N°. 1	750 m ² (pre-evaporador)
Vaso N°. 2	375 m ²
Vaso N°. 3	375 m ²
Vaso N°. 4	260 m ²

Vaso N° 5 260 m²

Capacidad de evaporación 60,000 Kg/hr.

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D. se obtiene una evaporación de :

50,493 Kg/hr

Para 2,500 T.C.D. se obtiene una evaporación de :

79,716 Kg/hr.

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. se tiene equipo suficiente, operando con un ren

dimiento = $\frac{50,493}{60,000} \times 100 = 84.15 \%$

Para 2,500 T.C.D. el equipo es insuficiente.

EQUIPO NECESARIO :

Un evaporador " Cuadruple Efecto " .

B-4 ANTECEDENTES :

Dos bombas para extracción de Meladura, con capacidad de 300
Lts/min. c/u

NECESIDADES:

Para 1,500 T.C.D.

Producción de Meladura = 12,453 Lts/hr.

Capacidad de bombeo = 207 Lts/min.

Para 2,500 T.C.D.

Producción de meladura = 21,499 Lts/hr.

Capacidad de bombeo = 358 Lts/min.

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO:

Dos bombas centrífugas, acopladas a un motor eléctrico cada una,
con capacidad de 610 Lts/min. c/u

Estas bombas deben instalarse en sustitución de las que se encuentran actualmente.

B-5 ANTECEDENTES :

Dos bombas para extracción de condensados del evaporador con capacidad de 965 Lts/min c/u

NECESIDADES :

Agua condensada del 2º, 3º y 4º efectos (cuerpos) :

2º efecto 16,049 Kg/hr

3º efecto 17,261 Kg/hr

4º efecto 18,927 Kg/hr

Total 52,237 Kg/hr de agua condensada

RESUMEN :

Capacidad requerida = $\frac{52,237}{60}$ = 870 Lts/min de agua

EQUIPO NECESARIO :

Dos bombas para la extracción de agua de condensados del evaporador " Cuadruple Efecto ", con capacidad de 1,336 Lts/min, para trabajar al 65.12 % de su capacidad.

NOTA :

Las bombas que se encuentran instaladas actualmente, serán sustituidas por las que se tienen bombeando actualmente, el jugo clarificado que va a el múltiple efecto (evaporador).

"C" .- CRISTALIZACION DE CRUDO.

C-1.- ANTECEDENTES:

- A).- Tanques para Meladura, con capacidad de 85,000 Lts.
- b).- Tanques para Miel "A", con capacidad de 100,000 Lts.
- c).- Tanques para Lavados de "A" con capacidad de 24,000 Lts.

NECESIDADES:

- a).- Para meladura debe considerarse un tiempo de retención de 4 hrs.
- b).- Para miel "A" debe considerarse una capacidad equivalente a 6 hrs. de purga.
- c).- Para lavados de "A" se tomará una capacidad equivalente a 8 hrs. de purga.
- d).- Para Run-off se considera la capacidad de tanques como suficiente para almacenar la purga de 2 templeas de 4a. de refinado.

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D.

- a).- Meladura litros a 58.37 ° Bx por 4 hrs.

$$\left(\frac{15,500 \times 1.27936}{1.28873} \right) \times 4 = 61,548 \text{ Lts.}$$

- b).- Miel "A" : considerando una templea de "A" por hora.

17.054 Tons.de sólidos/hr de templea " A "

% de sólidos de templea "A" en Miel "A" = 46.48

$$17.054 \times 6 \times 0.4648 = 47.560 \text{ Ton. sólidos en miel "A"}$$

$$\frac{47.560}{0.60} = 79.267 \text{ Ton. sólidos a } 60^\circ \text{ Bx.}$$

$$\rho_{60^\circ \text{ Bx}} = 1.28873 \text{ Kg./lt.}$$

$$\text{Capacidad de tanques} = \frac{79,267 \text{ Kg.}}{1.28873 \text{ kg/lt.}} = \frac{61,508 \text{ Lts.}}{\text{de miel "A"}}$$

c.) Para lavados de "A" tenemos:

$$17.054 \times 8 \times 0.0312 = 4.257 \text{ Tons. sólidos en lavados de "A"}$$

$$\frac{4.257}{0.60} = 7.095 \text{ Tons. sólidos a } 60^\circ \text{ Bx.}$$

$$\rho_{60^\circ \text{ Bx}} = 1.28873 \text{ Kg /lt.}$$

$$\text{Capacidad de tanques} = \frac{7,095 \text{ kg.}}{1.28873 \text{ kg/Lt.}} = \frac{5,505 \text{ Lts.}}{\text{de lavados de "A"}}$$

d).- Run Off

$$\text{- Capacidad tacho (templa de 4a.)} = 30,000 \text{ Lts.}$$

$$\rho_{91.40^\circ \text{ Bx}} = 1.49246 \text{ (templa de 4a.)}$$

$$30,000 \text{ Lts.} \times 1,49246 = 44.760 \text{ Tons. de templa de 4a.}$$

Considerando un rendimiento de sacarosa en una templa de 4a. = 49 % tenemos:

$$44.760 \times 0.49 = 21.9324 \text{ Ton. Sac. en la templa de 4a.}$$

$$44.760 - 21.9324 = 22.8276 \text{ Ton. Sac. en la purga de 4a. (Run Off)}$$

$$\therefore \frac{22,8276}{1.49246} = 15,295 \text{ Lts. de Run Off}$$

$$\frac{15,295 \times 1.28873}{1.49246} = \underline{19,711} \text{ Lts. de Run off por templa de } 4a. \text{ a } 60^\circ \text{ Bx.}$$

$$\text{Capacidad de tanques} = 19,711 \times 2 = \underline{39,422} \text{ Lts. de Run off a } 60^\circ \text{ Bx de dos templeas de } 4a.$$

RESUMEN:

Para 2,500 T.C.D.

a).- Meladura litros a 58.46° Bx por 4 hrs.

$$\left(\frac{20,783 \times 1.27994}{1.28873} \right) \times 4 = 82,564 \text{ Lts.}$$

b).- Miel "A" : considerando una templa de "A" por hora.

$$29.498 \text{ Ton. sólidos/hr. de templa "A"}$$

$$\% \text{ de sólidos de templa "A" en Miel "A" } = 46.48$$

$$29.498 \times 6 \times 0.4648 = 82.264 \text{ Ton. sólidos en miel "A"}$$

$$\frac{82.264}{0.60} = 137.107 \text{ Ton. sólidos a } 60^\circ \text{ Bx.}$$

$$\text{Capacidad de tanques} = \frac{137.107}{1.28873} = \underline{106.389} \text{ Lts. de miel "A"}$$

c).- Para lavados de "A" tenemos:

$$29.498 \times 8 \times 0.0312 = 7.363 \text{ tons. sólidos en lavados de "A"}$$

$$\frac{7.363}{0.60} = 12.272 \text{ Tons. sólidos a } 60^\circ \text{ Bx.}$$

$$60^\circ \text{ Bx.} = 1.28873 \text{ Kg./lt.}$$

$$\text{Capacidad de tanques} = \frac{12.272}{1.28873} = \underline{9.522} \text{ Lts. de lavados de "A"}$$

d).- Run Off

Se considera la misma capacidad de tanques que para
1,500 T.C.D.

Capacidad de tanques = $\frac{39,422}{2}$ Lts. de Runoff a 60 °Bx
de dos templeas de 4a.

C. 2. - ANTECEDENTES:

Dos tachos para templeas de "A" con capacidad de 30,000 Lts.
cada uno.

Densidad templea "A" = 1.49671

Capacidad de tachos = 30,000 Lts. X 1.49671 = 44.901 Tons.
de templea "A" por carga de cada tacho.

NECESIDADES:

Para 1,500 T.C.D.

Tons. de templea "A" por 24 hrs. = 409.296

Para 2,500 T.C.D.

Tons. de templea "A" por 24 hrs. = 707.952

El tiempo de cocinado de cada templea de "A" tomando en cuenta carga,
pases, cortes, descarga y limpieza es de 5 hrs. promedio.

No. de templeas de : "A" por dfa = $\frac{24 \text{ Hrs.}}{5 \text{ Hrs.}} = 4.80$

$44.901 \times 4.80 = 215.525$ Tons./dfa de un tacho pero como se tienen
dós tachos entonces;

$$215.525 \times 2 = \underline{431.050} \text{ Tons./dfa de templa "A"}$$

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO:

Para 2,500 T.C.D. se tienen 707.952 tons. en 24 hrs. y teniendo en cuenta que la capacidad de cada tacho es de 30,000 lts. se maneja una cantidad de masa cocida de "A" de:

$$4.80 \times 44.901 = 215.525 \text{ Tons./dfa.}$$

$$\text{No. de tachos} = \frac{707.952}{215.525} = \underline{3.28}$$

Se requiere de un tacho semejante a los que se encuentran instalados para templas de "A"

C. 3. - ANTECEDENTES:

Un tacho para templas de "C" con capacidad de 30,000 lts. por carga.

$$\text{Densidad templa de "C"} = 1.53260 \text{ Kg/Lt}$$

Capacidad del tacho = $30,000 \times 1.53260 = 45.978$ tons. de templa "C" por carga del tacho.

NECESIDADES:

Para 1,500 T.C.D.

Tons. de templa "C" por 24 hrs. = 110.832

Para 2,500 T.C.D.

Tons. de templa "C" por 24 hrs. = 192.432

El tiempo de cocinado de cada templa de "C" tomando en cuenta carga, pases, cortes, descarga y limpieza es de 9 hrs. promedio.

No. de templeas de "C" por dfa = $\frac{24 \text{ hrs.}}{9 \text{ hrs.}} = \underline{\underline{2.67}}$

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente.

EQUIPO NECESARIO:

Para 2,500 T.C.D. se tienen 192.432 tons. en 24 hrs. y teniendo una capacidad de un tacho de $45.978 \times 2.67 = 122.761 \text{ ton./dfa}$

No. de tachos = $\frac{192.432}{122.761} = \underline{\underline{1.57}}$

Se requiere de un tacho semejante a los que se encuentran instalados para templeas de "C"

NOTA: Un tacho puede utilizarse exclusivamente para templeas de "C" y el otro podrá utilizarse en forma mixta con templeas de "A", para darle mayor velocidad al proceso.

C.4. - ANTECEDENTES:

Granero para templeas de "C", horizontal cerrado con vacío agitación por paletas, accionado con motorreductor a un conjunto de corona y sinfin.

Capacidad aprovechable 20,000 Lts.

NECESIDADES:

Para 1,500 T.C.D.

Para el actual equipo de tachos, con capacidad de 30,000 Lts. este granero es suficiente.

Para 2,500 T.C.D.

Considerando almacenaje en el granero de 2/3 de la capacidad del tacho de "C" se tiene equipo suficiente.

RESUMEN:

Este equipo esta adecuado para la ampliación.

EQUIPO NECESARIO:

Ninguno

C. 5. -ANTECEDENTES:

Semillero, consistente en un tanque de forma en "U" horizontal abierto con agitación por paletas helicoidales, con transmisión motriz de un motor reductor a sinfin y corona.

Capacidad aprovechable 20,000 Lts.

NECESIDADES:

Para 1,500 T.C.D. este tanque es suficiente.

Para 2,500 T.C.D.

Para esta molienda se necesitan 2 pies de templa de "A" y se completa con

el semillero instalado.

RESUMEN:

Este equipo esta adecuado para la ampliación.

EQUIPO NECESARIO:

Ninguno.

C . 6 . -ANTECEDENTES:

Tres porta-templas para masas de "A" con capacidad de 31,500 Lts. c/u. consisten en tanques con forma de "U", con agitadores estructurales heliocoidales, que son accionados por motor-reductor a sinfin y corona.

NECESIDADES:

Considerando un tiempo de retención necesario de 6 hrs., se tiene:

Para 1,500 T.C.D.

17.054 Tons. templa "A" /hr.

17.054 X 6 = 102.324 Tons. de templa "A"

Para 2,500 T.C.D.

29,498 Tons. templa "A" /hr.

29,498 X 6 = 176.988 Tons. de templa "A"

NOTA:

Para que este equipo funcione como auxiliar en agotamiento, se debe de considerar el tiempo de retención antes mencionado y además se tiene que hacer la modificación de los elementos agitadores comunes por

elementos cambiadores de calor.

RESUMEN:

Capacidad actual instalada:

Se considera 30,000 Lts. de templa por cada porta-templas y se obtiene:

$$30,000 \text{ Lts.} \times 1.49671 \frac{\text{kg}}{\text{Lts.}} = 44.901 \text{ Tons. sólidos}$$

Capacidad para 3 porta-templas:

$$44.901 \times 3 = 134.703 \text{ Tons.}$$

Para 1,500 T.C.D.

$$\text{Capacidad de retención} = \frac{134.703}{17.054} = 7.90 \text{ hrs.}$$

Equipo suficiente.

Para 2,500 T.C.D.

$$\text{Capacidad de retención} = \frac{134.703}{29.498} = 4.56 \text{ hrs.}$$

Equipo insuficiente.

EQUIPO NECESARIO:

Un porta-templa para masa de "A" de 30,000 Lts. de capacidad, para tener un total de 4 porta-templas.

C. 7. - ANTECEDENTES:

Cuatro porta-templas para masas de "C", con capacidad de 35,000 Lts. c/u. consisten en tanques con forma de "U", con agitación e intercambiadores de calor. Accionados moto-reductores de velocidad sinfin y corona.

NECESIDADES:

Considerando un tiempo de retención de 16 hrs. se tiene:

Para 1,500 T.C.D.

4.618 Tons. de templa "C"/hr.

$4.618 \times 16 = 73.888$ Tons. de templa "C".

Para 2,500 T.C.D.

8.018 Tons. de templa "C"/hr.

$8.018 \times 16 = 128.288$ Tons. de templa "C"

NOTA:

Se esta considerando unicamente la capacidad de porta-templas con enfriamiento, esto es independiente al equipo de cristalizadores, - ya que es necesario seguir operando con cristalizadores continuos tipo WERKSPOOR.

RESUMEN:

Capacidad instalada:

Se tiene una capacidad de cada porta-templas de 30,000 Lts. de templa de "C".

$30,000 \text{ Lts.} \times 1.53260 \frac{\text{Kg}}{\text{Lts.}} = 45.978$ Tons. de templa "C"

$45.978 \times 4 = 183.912$ Tons de templa "C" por los cuatro porta templas.

Para 1,500 T.C.D.

$$\text{Capacidad de retención} = \frac{183.912}{4.618} = \underline{\underline{39.82}} \text{ hrs.}$$

Equipo suficiente.

Para 2,500 T.C.D.

$$\text{Capacidad de retención} = \frac{183.912}{8.018} = \underline{\underline{22.94}} \text{ hrs}$$

Equipo suficiente.

EQUIPO NECESARIO :

Ninguno

C.8 ANTECEDENTES :

Un cristalizador continuo WERKSPoor, con capacidad nominal de 6 tons. de masa " C " /hr.

Capacidad de trabajo del cristalizador = 30,000 Lts de masa "C"

Cristalizador horizontal accionado con motor eléctrico, doble reductor de velocidad y transmisión de baja velocidad con sinfin, corona y un sistema de calentamiento y enfriamiento.

NECESIDADES:

Para 1,500 T.C.D.

110.832 Tons. de Masa "C" en 24 hrs.

Capacidad nominal del cristizador 6 x 24 hrs = 144 tons./24 hrs.

$$\text{Rendimiento} = \frac{110.832}{144} \times 100 = 76.97\%$$

Equipo suficiente operando al 96.97 % de su capacidad nominal.

Para 2,500 T.C.D.

192.432 Tons. de masa "C" en 24 hrs.

Capacidad nominal de cristizador = 144 tons./24 hrs.

Equipo insuficiente

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. un cristizador operando al 76.97 % de su capacidad nominal.

Para 2,500 T.C.D. dos cristizadores para operar en la siguiente forma:

192.432 Tons. de masa "C" en 24 hrs.

Capacidad nominal de los dos cristizadores = 12 tons./hr X 24 hrs. =

288 Tons. en 24 hrs.

$$\text{Rendimiento} = \frac{192.432}{288.000} \times 100 = 66.82\%$$

Con dos cristizadores se opera en un 66.82 % de su capacidad nominal.

EQUIPO NECESARIO :

Un cristizador continuo Werskpoor, con las mismas caracterfsticas al que se tiene instalado y dos bombas de charnela con motor reductor, velocidad de trabajo de 60 R.P.M. que se necesitan para alimentar a la masa " C " al cristizador continuo Werskpoor.

"D" DEPARTAMENTO DE CENTRIFUGAS DE CRUDO.-

D - 1 ANTECEDENTES :

Mezclador para centrifugas de "A", consiste en un tanque en forma de "U" con agitador de aspas estructurales, accionado con moto reductor y transmisión por engranes.

Capacidad del mezclador = 8,560 Lts.

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

Equipo suficiente con 4 centrifugas

Para 2,500 T.C.D.

Equipo insuficiente.

RESUMEN :

Este equipo se modificara de la siguiente forma :

- a) Alargar el tanque para 5 centrifugas
- b) Alargar la flecha y las aspas a las necesidades del tanque
- c) Motor de mayor potencia

d) Reductor adecuado a las necesidades

e) Estructura, pisos y pasillo

D-2 ANTECEDENTES :

Cuatro centrifugas para masa "A" marca Fives Lille-Cail, (1.22 x 0.762 m), de operación automática, con motor sincronico de 440 V/60 C y 1200 R.P.M. considerando la operación automática de estas máquinas, se tiene 15.2 cm de espesor de masa al cargar la canasta de la centrifuga y por lo tanto la capacidad de cada centrifuga será :

$$D = 1.22 \text{ m}$$

$$h = 0.762 \text{ m A Total} = \pi r^2$$

$$\text{Area total de la canasta} = 11,690 \text{ cm}^2$$

$$\text{Area interior de la carga} = 6,567 \text{ cm}^2$$

$$\text{Area del " anillo " de masa} = 5,123 \text{ cm}^2$$

$$\text{Volumen} = \pi r^2 h$$

$$\text{Volumen de operación} = 390,372.6 \text{ cm}^3$$

$$\text{Densidad de templa "A"} = 1.49671 \text{ Kg/lt}$$

$$\text{Kg de masa por carga} = 584.3$$

$$\text{Tiempo por cada " ciclo " de las centrifugas} = 5 \text{ min.}$$

$$\text{N}^\circ. \text{ de ciclos por hora} = \frac{60 \text{ min}}{5 \text{ min}} = 12$$

$$\text{Kg de masa por hora por cada centrifuga} = 7011.6$$

Considerando un promedio de trabajo de 20 hrs. por día tenemos :

$$7011.6 \times 20 \text{ hrs.} = 140.232 \text{ tons/día de cada centrifuga}$$

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

Templa "A"/dfa = 409.296 tons

$$\text{Número de centrifugas} = \frac{409.296}{140.232} = \underline{\underline{2.92}}$$

Para 2,500 T.C.D.

Templa "A"/dfa = 707.952 tons

$$\text{Número de centrifugas} = \frac{707.952}{140.232} = \underline{\underline{5.05}}$$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D.

Equipo sobrado ya que se requiere de 3 centrifugas y se tienen cuatro.

Para 2,500 T.C.D.

Equipo insuficiente ya que se necesitan de cinco centrifuga y se tienen cuatro.

EQUIPO NECESARIO :

Como en crudo las centrifugas marca Fives Lille-Cail han dado un buen rendimiento. Se requiere instalar otra centrifuga de la misma marca que se tienen en refinado y características a las que actualmente están trabajando.

D-3 ANTECEDENTES :

Mezclador para centrifugas de "C", consistente en un tanque de forma "U", con cambiador de calor tipo "Stevens", accionado con moto-reductor y transmisión por engranes.

Capacidad de trabajo del mezclador = 7,041 Lts.

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

Equipo suficiente, operando actualmente con 4 centrífugas continuas Heins Lehmann y una centrífuga continua FC-1000.

Para 2,500 T.C.D.

Equipo suficiente, para operar con 2 centrífugas Robert's y una centrífuga continua FC-1000

RESUMEN :

Debido a las características del equipo propuesto para la ampliación, no es necesario hacer modificaciones substanciales en este equipo y por lo tanto se considera suficiente.

EQUIPO NECESARIO :

Ninguno

D-4 ANTECEDENTES :

Una centrífuga continua FC-1000, para masa "C", totalmente automática, con motor eléctrico de 400 V/60C 60 Hp a 1765 R.P.M. y una capacidad de trabajo de 3.5 tons de masa cocida de "C"/hr.

Cuatro centrífugas continuas Heins-Lehman totalmente automáticas, con motor eléctrico de 30 Hp; 1,770 R.P.M. y 440 V/60 ciclos, con una capacidad de trabajo de una Ton. de masa cocida de "C"/hr.

Capacidad de la batería de las 5 centrífugas : 7.5 Tons de masa cocida "C"/hr.

Considerando limpiezas, fallas y mantenimiento general. Para base de calculo se consideran 20 hrs. de operación diarias.

Capacidad de la batería = $7.5 \times 20 = 150$ tons/dfa.

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

Tons. de templa de "C" en 24 hrs = 110.832

$$\text{Rendimiento} = \frac{110.832}{150.0} \times 100 = \underline{73.89} \%$$

Para 2,500 T.C.D.

Tons. de templa de "C" en 24 hrs. = 192.432

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO :

Debido a la falta de espacio para la ampliación, a la baja capacidad por unidad y a lo difícil de conseguir refacciones europeas, se prefieren la centrífugas marca " Robert's " continuas y con una capacidad de trabajo de : 3.5 Tons. de masa cocida "C"/hr.

Se dejará la centrífuga FC-1000 por su capacidad de 3.5 Tons/hr. que es semejante con las " Robert's ".

Calculo del número de centrífugas necesario :

$3.5 \text{ Tons.} \times 20 \text{ hrs.} = 70 \text{ Tons/dfa}$ por centrífuga para 2,500 T.C.

D.

Tenemos :

$$\frac{192.432}{70.0} = 2.75 \text{ N}^\circ. \text{ de centrífugas necesario}$$

Se requiere de 3 centrifugas para la ampliación y como se tiene una hacen falta dos centrifugas marca " Robert's" de 3.5 tons/hr de capacidad.

D - 5. ANTECEDENTES :

Conductor vibratorio para azúcar " crudo ". Canal de 1.00 m de ancho por 8.80 m. , de largo, soportado sobre duelas de madera, y la construcción es de placa de fierro.

Movido por un motor eléctrico, poleas y bandas a un excéntrico bajo la canal para producir la vibración.

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente, adaptado a las cuatro centrifugas existentes.

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente.

RESUMEN :

Para 2,500 T.C.D.

Equipo a modificarse :

- a) Canal colector de azúcar, haciendola del largo conveniente para todas las centrifugas.
- b) Base de concreto y soportes para la ampliación de la " canal " .

D - 6. ANTECEDENTES :

Elevador de azúcar " crudo " húmedo, consistente en elevador vertical de canjilones.

CARACTERISTICAS :

Motor eléctrico de 4.6 H.P. a 1,720 R.P.M.

Reductor " Merger " de 32.5 : 1

Sprocket de 19 dientes para cadena 2RC-80, de 2.54 cm de paso

Sprocket de 76 dientes para cadena 2 RC-80, de 2.54 cm de paso

Canjilones con capacidad total de 5.0 dm³, sobre cadena de alambre de 16 mm.

Distancia entre canjilones 0.45 m.

Velocidad de cadenas y canjilones 30 m/min.

Densidad de azúcar a granel = 0.80

Factor para trabajo mecánico de canjilones = 70% calculo del elevador :

$$\text{Capacidad} = \frac{30 \times 100 \times 5.0 \times 0.80 \times 0.70}{45}$$

$$= \frac{8400}{45} = 186.67 \text{ kg de azúcar/min.}$$

$$186.67 \times 60 \text{ min} = 11,200 \text{ kg de azúcar/hr.}$$

$$\text{Capacidad total del elevador} = \underline{\underline{11.2 \text{ tons de azúcar/hr.}}}$$

NECESIDADES :

Se considera un 30 % de carga sobre la estimación del balance, por el tipo de descarga descontinua (baches) de las centrifugas.

Calculo del azúcar a transportar :

para 1,500 T.C.D.

Tons. de azúcar/hr. a refinera = 8.505

$$\text{Capacidad} = 8.505 \times 130 \% = 8.505 \times 1.3 = 11.057 \text{ tons/hr.}$$

Para 2,500 T.C.D.

Tons. de azúcar/hr. a refinera = 14.711

$$\text{Capacidad} = 14.711 \times 1.3 = 19.124 \text{ tons/hr.}$$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. Equipo suficiente

$$\text{Rendimiento} = \frac{11.057}{11.200} \times 100 = \underline{\underline{98.72 \%}}$$

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente.

EQUIPO NECESARIO :

Motor eléctrico de 7.5 H.P. a 1,750 R.P.M.

Reductor Falk 5C3-02 de 32.1 : 1

con factor de servicio a 7.5 H.P. de 1.75

Dos sprockets de 25 dientes para cadena 2 RC-80

Dos sprockets para cadena C-102-B de 10.16 cm de paso; montados sobre flecha y apoyos de 7.66 cm.

Ruedas de gufa sobre flecha y apoyos de 5.12 cm.

Cambio completo de cadena, a la del tipo Link Belt C-102-B con adjuntamentos c-6 cada 4 eslabones, de 10.16 cm de paso.

Velocidad lineal de las cadenas = 77.59^m/min.

Capacidad total de los canjilones = 5 dm³.

Distancia entre canjilones = 0.1524 m.

Calculo del equipo recomendado :

$$\begin{aligned} \text{Kg de azúcar/min} &= \frac{77.59 \times 0.305 \times 5 \times 0.70 \times 0.80}{0.1524 \text{ m}} \\ &= \frac{66.262}{0.1524} = 434.790 \end{aligned}$$

$$\text{Capacidad del elevador} = \frac{434.790 \times 60}{1000} = 26.087$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{19.124}{26.087} = 73.31 \%$$

" E " DEPARTAMENTO DE CLARIFICACION DE REFINADO (1er Tratamiento)

E-1. ANTECEDENTES :

Tolva para azúcar " crudo ", con capacidad de 25 tons. la cuál consiste en un tanque cilíndrico vertical con fondo cónico.

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

Considerando un tiempo de retención de 2 hrs. :

Tons. de azúcar " crudo " en 2 hrs. = $8.505 \times 2 = 17.010$

Para 2,500 T.C.D.

Tons. de azúcar " crudo " en 2 hrs = $14.711 \times 2 = 29.422$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D.

Rendimiento = $\frac{17.010}{25.000} = 68.04 \%$

Equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. Equipo insuficiente.

EQUIPO NECESARIO :

Se recomienda aumentar hacia arriba la capacidad, (alargando el cilindro) hasta donde sea necesario.

E-2. ANTECEDENTES :

Dos tanques fundidores de azúcar " Crudo ", con capacidad de 7,000 Lts cada uno. Estos tanques son cilíndricos verticales de fondo plano, con agitador y serpentín de vapor.

NECESIDADES :

Considerando un tiempo de retención por tanque de 30 min, al 100% de la capacidad del tanque y una dilución de 60.0 °Bx en el fundido tenemos :

para 1,500 T.C.D.

Azúcar " crudo " de 98 °Bx — 8.505 tons./hr.

$$\text{Tons. de fundido} = \frac{8.505 \times 98.0}{2 \times 60.0} = 6.946$$

$$\text{Lts. de fundido} = \frac{6.946}{1.28873} = 5,390$$

Para 2,500 T.C.D.

Azúcar " crudo " de 98 °Bx — 14.711 tons/hr.

$$\text{Tons. de fundido} = \frac{14.711 \times 98.0}{2 \times 60.0} = 12.014$$

$$\text{Lts. de fundido} = \frac{12.014}{1.28873} = 9,322$$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO :

- a) Ampliación de los actuales tanques fundidores considerando los aumentos hacia abajo (alargando el cilindro).
- b) Modificar lo siguiente de los agitadores :
motor y reductor adecuados
flecha y apoyos de la misma
aspas y rompe-olas

E - 3 ANTECEDENTES :

Tanque receptor de fundido, consiste en un tanque cilíndrico vertical, con fondo cónico con capacidad de 1,000 Lts.

NECESIDADES :

Considerando la recepción normal de los tanques fundidores, se debe tomar como capacidad del tanque receptor, la misma capacidad de un tanque fundidor.

Para 1,500 T.C.D. capacidad necesaria — 5,390 Lts.

Para 2,500 T.C.D. capacidad necesaria — 9,322 Lts.

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo insuficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO :

Un tanque rectangular con fondo inclinado, con capacidad útil de 13,500 Lts. con nivel y conexiones.

Constituido de placa de acero de 7.94 mm de espesor y con refuerzos.

E - 4 ANTECEDENTES :

Dos bombas centrífugas para azúcar fundido, de impulsor abierto, adaptado a motor eléctrico, con capacidad de 200 Lts/min cada una.

NECESIDADES :

Se considera una dilución de 54 °Bx del fundido para los calculos de capacidad.

Para 1,500 T.C.D.

$$\text{Tons. de fundido/hr} = \frac{8.505 \times 98.00}{54.00} = 15.435$$

$$\frac{15.435}{1.25408} \times 1000 = 12,308 \text{ Lts/hr.}$$

$$\frac{12,308 \text{ Lts/hr}}{60 \text{ min}} = 205.13 \text{ Lts/min.}$$

Para 2,500 T.C.D.

$$\text{Tons. de fundido/hr.} = \frac{14.711 \times 98.00}{54.00} = 26.698$$

$$\frac{26.698}{1.25408} \times 1000 = 21,289 \text{ Lts/hr}$$

$$\frac{21.289}{60 \text{ min}} = 354.8 \text{ Lts/min.}$$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D.

Equipo suficiente, operando al 100 % de su capacidad.

Para 2,500 T.C.D.

Equipo insuficiente.

EQUIPO NECESARIO :

Dos electro-bombas centrífugas con capacidad de 400 Lts/min.

cada uno en sustitución de las que se tienen instaladas.

E-5 ANTECEDENTES :

Dos tanques para tratamiento con ácido fosfórico y cal.

Estos tanques son cilíndricos verticales de fondo cónico, con agitador de helice, accionado con un moto-reductor, cada uno.

Capacidad de cada tanque = 2,000 Lts.

NECESIDADES :

Se considera un tiempo de retención por tanque de 15 min., con una dilución del fundido de 54 °Bx.

Para 1,500 T.C.D.

$$\text{Tons de fundido} = \frac{8.505 \times 98.00}{4 \times 54.00} = 3.859$$

$$\frac{3.859}{1.25408} \times 1000 = \underline{3.077} \text{ Lts}$$

Para 2,500 T.C.D.

$$\text{Tons de fundido} = \frac{14.711 \times 98.00}{4 \times 54.00} = 6.674$$

$$\frac{6.674}{1.25408} \times 1000 = \underline{5.322} \text{ Lts}$$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO :

Dos tanques cilíndricos, verticales, y con fondo cónico, de placa de acero de 9.52 mm de espesor, con agitador movido por un motor ,

con reductor de velocidad, cople flexible y cojinetes. En sustitución de las que se encuentran actualmente instaladas.

E-6 ANTECEDENTES :

Un tanque receptor de fundido tratado, con capacidad de 3,000 Lts cilíndrico, vertical y con fondo cónico.

NECESIDADES :

Se considera la capacidad de recepción equivalente a 1.5 veces la capacidad de un tanque de tratamiento.

Para 1,500 T.C.D.

Capacidad del tanque = $3,077 \times 1.5 = \underline{4,615}$ Lts.

Para 2,500 T.C.D.

Capacidad del tanque = $5,322 \times 1.5 = \underline{7,983}$ Lts

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo insuficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO :

Un tanque cilíndrico vertical, con fondo cónico, con capacidad de 11,000 Lts y equipado con barboteador de aire e indicador de nivel, en sustitución del que se tiene instalado.

E-7 ANTECEDENTES :

Dos electro-bombas, para bombear el fundido tratado, del tanque receptor a el tanque de nivel constante.

Estas bombas son centrífugas de impulsor abierto, con capacidad de 200 Lts/min cada uno.

NECESIDADES :

Considerando una dilución de 54 °Bx se tiene :

Para 1,500 T.C.D.

$$\text{Cantidad de fundido} = \frac{8.505 \times 98.00}{54.00} = 15.435$$

$$\frac{15.435}{1.25408} \times 1000 = 12,308 \text{ Lts/hr}$$

$$\frac{12.308}{60 \text{ min}} = \underline{205.13} \text{ Lts/min.}$$

Para 2,500 T.C.D.

$$\text{Cantidad de fundido} = \frac{14.711 \times 98.00}{54.00} = 26.698$$

$$\frac{26.698}{1.25408} \times 1000 = 21,289 \text{ Lts/hr}$$

$$\frac{21.289}{60 \text{ min}} = 354.8 \text{ Lts/min}$$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente operando al 100 % de su capacidad.

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente.

EQUIPO NECESARIO :

Dos electro-bombas centrífugas, con capacidad de 400 Lts/min c/u., en sustitución de las que se tienen instaladas.

E-8. ANTECEDENTES :

Dos bombas aereadoras, para bombear el fundido del tanque de nivel constante a los clarificadores con capacidad de 200 Lts/min cada una.

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

Considerando dilución a 54 °Bx se requiere una capacidad de 205.13 Lts/min.

Para 2,500 T.C.D.

Se requiere una capacidad de 354.8 Lts/min.

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente, operando al 100 % de capacidad.

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente.

EQUIPO NECESARIO :

Dos electro-bombas centrífugas, con capacidad de 400 Lts/min c/u en sustitución de las que se tienen instaladas.

E-9 ANTECEDENTES :

Dos clarificadores para licor refinado, con capacidad de 3,500 Lts. cada uno, con sistema de calentamiento y equipo automático para controlar la temperatura.

El cambiador de calor que alimenta a estos clarificadores tiene una superficie total de 16 m².

NECESIDADES :

Se considera un tiempo de retención en los clarificadores de 30 min.

Para 1,500 T.C.D.

$$\text{Tons. de fundido} = \frac{8.505 \times 98.00}{2 \times 54.00} = 7.718$$

$$\frac{7.718}{1.25408} = \underline{6,154} \text{ Lts. de fundido}$$

Para 2,500 T.C.D.

$$\text{Tons. de fundido} = \frac{14.711 \times 98.00}{2 \times 54.00} = 13.349$$

$$\frac{13.349}{1.25408} = 10,644 \text{ Lts. de fundido}$$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO :

Para simplificar la ampliación, del equipo de clarificación de refinado, en el cual interviene por una parte el tiempo de retención y por otra parte el calentamiento del fundido tratado, se considera lo siguiente :

- a) La ampliación de capacidad de clarificadores aumentándolos hacia arriba para obtener un volumen de trabajo de 5,000 Lts.
- b) Instalar un calentador para fundido tratado antes del tanque de presión constante para elevar la temperatura del fundido de 30°C a

100 °C, sirviendo el tanque de presión constante como tanque de desahogo o tanque flash.

- c) Instalar control automático de temperatura a la salida del ca lentador.
- d) Conservar el sistema del cambiador de calor de los clarificado res actuales para conservar la temperatura óptima durante la clarificación.
- e) Instalar desespumador continuo, mecánico de paletas, con mo tor-reductor, transmisión de sprocket's y cadenas.
- f) Un controlador de temperatura en el clarificador.
- g) Ampliación de los colectores de clarificado en la entrada y sa lida.

E-10. ANTECEDENTES :

Un tanque cilíndrico vertical, con fondo cónico y con agitador mecánico de propeta, para recepción de la espuma de los clarificadores - con una capacidad de 5,000 Lts.

NECESIDADES :

Para calcular la cantidad de espuma que se recircula a el proceso, se toma el 5 %,de la cantidad que se recibe de fundido en clarificación. Se recomienda diluir la espuma a 15 °Bx, para recircularse y esto nos da un tiempo de retención en el tanque de una hora.

Para 1,500 T.C.D.

Cantidad de espuma que se obtiene a 54 °Bx. 205.13 Lts/min x 0.05 =
10.25 Lts/min.

Cantidad de espuma que se tiene a una dilución de 15 °Bx.

$$\frac{10.25 \times 54.00}{15.00} = 36.9 \text{ Lts/min.} \times 60 \text{ min} = 2,214 \text{ Lts/hr}$$

Para 2,500 T.C.D.

Cantidad de espuma que se obtiene a 54 °Bx

$$354.8 \text{ Lts/min} \times 0.05 = 17.74 \text{ Lts/min.}$$

Cantidad de espuma que se tiene a una dilución de 15 °Bx.

$$\frac{17.74 \times 54.00}{15.00} = 63.864 \text{ Lts/min.} \times 60 \text{ min} = 3,832 \text{ Lts/hr.}$$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo suficiente

EQUIPO NECESARIO :

Ninguno

E-11 ANTECEDENTES :

Dos electro-bombas para mandar las "espumas " del tanque de recepción a el departamento de clarificación de crudo.

- Capacidad de bombeo = 200 Lts/min. cada uno.

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

Litros/hr. de " espumas " diluidas a 15 °Bx

$$\frac{2,214 \text{ Lts/hr}}{60 \text{ min}} = \underline{36.9} \text{ Lts/min}$$

Para 2,500 T.C.D.

Litros/hr. de " espumas" diluidas a 15 °Bx

$$\frac{3,832 \text{ Lts/hr.}}{60 \text{ min}} = 63.86 \text{ Lts/min.}$$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo suficiente

EQUIPO NECESARIO :

Ninguno

" F " DEPARTAMENTO DE DECOLORACION
DE REFINADO (2ºtratamiento).

F- 1. ANTECEDENTES :

Dos tanques para el 2ºtratamiento, que consiste en una decoloración por medio de carbón activado. Tanques cilíndricos verticales y con fondo cónico, agitador mecánico y una capacidad de 5,000 Lts. cada uno.

NECESIDADES :

Considerando un tiempo de retención total de los tanques de 30 min. tenemos :

Para 1,500 T.C.D.

Tons. de licor a 54 °Bx por hora.

$$\frac{15.435}{1.25408} \times 1000 = \underline{12,308} \text{ Lts. de licor/hr}$$

$$\frac{12,308}{2} = \underline{6,154} \text{ Lts. de capacidad de tanques}$$

Para 2,500 T.C.D.

Tons. de licor a 54 °Bx por hora.

$$\frac{26.698}{1.25408} \times 1000 = \underline{21,289} \text{ Lts. de licor/hr.}$$

$$\frac{21,289}{2} = \underline{10,644} \text{ Lts. de capacidad de tanques}$$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo suficiente

EQUIPO NECESARIO :

Ninguno

F -2. ANTECEDENTES :

Dos electro-bombas para alimentar el licor tratado a los autofiltros, con capacidad de 200 Lts/min.cada uno.

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

$$\text{Capacidad} = \frac{15.435}{1.25408} \times 1000 = 12,308 \text{ Lts/hr a } 54 \text{ }^\circ\text{Bx}$$

$$\frac{12.308}{60 \text{ min}} = \underline{205} \text{ Lts/min}$$

Para 2,500 T.C.D.

$$\text{Capacidad} = \frac{26.698}{1.5408} \times 1000 = 21,289 \text{ Lts/hr. a } 54 \text{ }^\circ\text{Bx}$$

$$\frac{21,289}{60 \text{ min.}} = 354.8 \text{ Lts/min.}$$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente operando al 100 % de su capacidad

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO :

Dos electro-bombas centrífugas con capacidad de 400 Lts/min c/u en sustitución de las que se tienen instaladas.

F-3 ANTECEDENTES :

Dos autofiltros para licor, marca " Suchar " de 36 placas cada uno con una superficie de filtración unitaria de 84 m^2

NECESIDADES :

Se considera un metro cuadrado de superficie filtrante por cada 150 Lts de licor/hr.

NOTA :

Los ciclos de trabajo de cada autofiltro son de 4 hrs. aproximadamente, porque después de ese tiempo se desendulza, se limpia y se recubre con una precapa de tierras de infusorios (dicalite), para formar el medio filtrante que detiene el carbón activado. Por este motivo para los calculos se tomara solo la capacidad de un autofiltro.

Capacidad de un autofiltro = $84 \times 150 = 12,600$ Lts de licor por hora.

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D.

Cantidad de licor por hora a $54^\circ \text{Bx} = \underline{12,308}$

Equipo suficiente, operara un autofiltro y el otro estará como " re - puesto " (lavandose).

Para 2,500 T.C.D.

Cantidad de licor por hora a 54 °Bx = 21,289

Equipo insuficiente, se necesitan 2 autofiltros en operación y uno como " respuesto " (lavandose).

EQUIPO NECESARIO :

Un autofiltro marca " sparkler " de 84 m² de superficie de filtración, con placas filtrantes de acero inoxidable.

Es conveniente instalar equipo similar en capacidad al instalado, para en un momento dado tener la misma capacidad de filtración trabajando en cualquier filtro.

F-4. ANTECEDENTES :

Un tanque receptor de licor " filtrado ", con capacidad de 6,000 Lts, cilíndrico vertical con fondo cónico.

NECESIDADES :

Se considera un tiempo de retención en este tanque de 15 min, con respecto a la capacidad de refinería.

Para 1,500 T.C.D.

$$\text{Capacidad} = \frac{12,308 \text{ Lts/hr}}{4} = \underline{3,077} \text{ Lts.}$$

Para 2,500 T.C.D.

$$\text{Capacidad} = \frac{21,289 \text{ Lts/hr}}{4} = \underline{5,322} \text{ Lts.}$$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo suficiente

EQUIPO NECESARIO :

Ninguno

F-5. ANTECEDENTES :

Dos electro-bombas para alimentar los filtros trampa con capacidad de 200 Lts/min.

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

Tons. de licor/hr. = 15.435

Lts. de licor/hr. = $\frac{15.435}{1.25408} \times 1000 = 12,308$

$\frac{12,308}{60 \text{ min}} = 205 \text{ Lts/min.}$

Para 2,500 T.C.D.

Tons. de licor/hr. = 26.698

Lts. de licor/hr = $\frac{26.698}{1.25408} \times 1000 = 21,289$

$\frac{21,289}{60 \text{ min.}} = \underline{\underline{354.8 \text{ Lts/min}}}$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente, operando al 100 % de su capacidad.

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO :

Dos electro-bombas con capacidad de 400 Lts/min cada una en sustitución de las que se tienen instaladas.

F-6 ANTECEDENTES :

Tres filtros estacionarios tipo track, para " trampeo " del licor filtrado, de 7 m² de superficie de filtración cada uno.

Superficie de filtración total = 21 m².

NECESIDADES :

Se considera una superficie de filtración en cada filtro trampa equivalente a un m² por cada 500 Lts de licor/hr.

para 1,500 T.C.D.

$$\text{Superficie filtrante necesaria} = \frac{12,308 \text{ Lts/hr.}}{500} = \underline{24,616} \text{ m}^2$$

Para 2,500 T.C.D.

$$\text{Superficie filtrante necesaria} = \frac{21,289}{500} = \underline{42,578} \text{ m}^2$$

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo insuficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO :

Dos filtros rotativos, de placas de acero inoxidable de 40 m² de superficie filtrante cada uno similar a los filtros prensa, marca " sparkler ". Estos filtros van a sustituir a los que se tienen instalados.

" G " DEPARTAMENTO DE CRISTALIZACION DE
REFINADO.

G-1 ANTECEDENTES :

Un tanque para almacenaje de licor filtrado, de forma rectangular de 3 compartimientos de 12,500 Lts cada uno, teniendo una capacidad - total de 37,500 Lts.

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

Se considera que la capacidad de tanques de recepción de licor debe ser equivalente a 1.5 en capacidad de plantas de refinado.

Capacidad de una planta de refinado = 30,000 Lts.

Bx. de la planta de refinado = 89.00

Capacidad de tanques = $\frac{30,000 \times 89.00}{54.00} \times 1.5 = \underline{74,166}$ Lts.

Para 2,500 T.C.D.

Se considera que la capacidad de tanques de recepción de licor debe ser, equivalente a 2.0 en la capacidad de las plantas de refinado.

Capacidad de tanques = $\frac{30,000 \times 89.00}{54.00} \times 2.0 = 98,889$ Lts.

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo insuficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO :

Se requiere ampliar la tanquerfa existente a la capacidad total de 100,000 Lts.

NOTA:

En las condiciones actuales de 1,500 T.C.D. y debido a que se dispone de 2 tachos para refinado, se ha podido trabajar con una capacidad inferior a la calculada, ya que para realizar templeas de 1a. se carga el pie de licor en un tacho y se espera a que se complete la carga para la templa; o sea que en un momento dado uno de los tachos de refinado este haciendo las veces de tanque de licor.

G-2. ANTECEDENTES :

Dos tachos al vacio para refinado, tipo Honolulu con capacidad de - 30,000 Lts. cada uno y una superficie de calefacción de 240 m² por unidad.

NECESIDADES :

Se considera un tiempo de cocinado de templeas, incluyendo carga, - trabajo de templa, descarga y limpieza como sigue :

Para templeas de 1a. clase	1 : 67 hr.
Para templeas de 2a. clase	1 : 00 hr.
Para templeas de 3a. clase	1 : 00 Hr.
Para templeas de 4a. clase	1 : 25 hr.

Licor necesario por templa de refino a 54.00 °Bx con una capacidad de tacho de 30,000 Lts.; Bx. de la templa de refino = 89.00

$$\text{Lts. de licor por templa} = \frac{30,000 \times 89.00}{54.00} = \underline{\underline{49,444}} \text{ Lts.}$$

SECUENCIA EN LA CRISTALIZACION :

Para realizar una templa de 2a, se necesitan dos purgas de 1a y para una templa de 3a, se necesitan dos purgas de 2a, al igual que para una templa de 4a clase se requiere tener 2 purgas de 3a.

Para 1,500 T.C.D.

Tons. de licor a 54.00 °Bx en 24 horas 370.440

Densidad a 54.00 °Bx = 1.25408

Lts. de licor a 54.00 °Bx en 24 horas 295,388

Calculo de tachos :

$$\frac{295,388}{49,444} = \underline{\underline{5.97}} \text{ N}^\circ \text{ de templeas de 1a. clase en 24 horas}$$

5.97 x 1 : 67 hr. = 9 : 97 hrs. tacho por día para templeas de 1a. clase

$$\frac{5.97}{2} = 2.99 \text{ N}^\circ \text{ de templeas de 2a clase en 24 hrs.}$$

2.99 x 1:00 hr = 2:99 hrs. tacho por día para templeas de 2a. clase

$$\frac{2.99}{2} = 1.50 \text{ N}^\circ \text{ de templeas de 3a. clase en 24 hrs.}$$

1.50 x 1:00 hr = 1:50 hrs. tacho por día para templeas de 3a. clase

$$\frac{1.50}{2} = 0.75 \text{ N}^\circ \text{ de templas de 4a. clase en 24 horas}$$

$$0.75 \times 1:25 \text{ hr} = 0.94 \text{ hrs tacho por dfa para templas de 4a. clase}$$

Resumen de tiempo para 1,500 T.C.D.

Templa de 1a. clase	9:97 hrs.
Templa de 2a. clase	2:99 hrs.
Templa de 3a. clase	1:50 hrs.
Templa de 4a. clase	<u>0:94 hrs.</u>
Total	15:40 hrs/tacho

Para 2,500 T.C.D.

$$\text{Tons. de licor a } 54.00 \text{ }^\circ\text{Bx en 24 hrs. } 640.752$$

$$\text{Lts. de licor a } 54.00 \text{ }^\circ\text{Bx en 24 hrs. } 510,934$$

$$\frac{510,934}{49,444} = 10.324 \text{ N}^\circ \text{ de templas de 1a. clase en 24 horas}$$

$$10.324 \times 1:67 = \underline{17:24} \text{ hrs. tacho por dfa para templas de 1a. clase}$$

$$\frac{10.324}{2} = 5.16 \text{ N}^\circ \text{ de templas de 2a. clase en 24 horas}$$

$$5.16 \times 1:00 \text{ hr} = \underline{5:16} \text{ hrs. tacho por dfa para templas de 2a. clase}$$

$$\frac{5.16}{2} = 2.58 \text{ N}^\circ \text{ de templas de 3a. clase en 24 horas}$$

$$2.58 \times 1:00 = \underline{2:58} \text{ hrs. tacho por dfa para templas de 3a. clase}$$

$$\frac{2.58}{2} = 1.29 \text{ N}^\circ \text{ de templas de 4a. clase en 24 horas.}$$

$$1.29 \times 1:25 = \underline{1:61} \text{ hrs. tacho por dfa para templas de 4a. clase}$$

RESUMEN DE TIEMPO PARA 2,500 T.C.D.

Templa de 1a. clase	17:24 hrs.
Templa de 2a. clase	5:16 hrs.
Templa de 3a. clase	2:58 hrs.
Templa de 4a. clase	<u>1:61 hrs.</u>
Total	26:59 hrs/tacho

CONCLUSIONES :

Se dispone de dos tachos para refinado, con un tiempo disponible de :
24:00 hrs/tacho x 2 = 48:00 hrs de trabajo de los tachos de refinera.

Para 1,500 T.C.D.

Se requieren 15:40 hrs de tachos de refinera, por lo tanto se trabaja -
con una capacidad de :

$$\frac{15:40}{48:00} = \underline{\underline{32.08}} \%$$

Para 2,500 T.C.D.

Se requieren 26:59 hrs. de tachos de refinera, por lo tanto se trabaja
con una capacidad de :

$$\frac{26:59}{48:00} = \underline{\underline{55.40}} \%$$

Por el análisis realizado se comprueba que el equipo que se tiene ins-
talado es suficiente para la ampliación que se proyecta de 2,500 T.C.D.

EQUIPO NECESARIO :

Ninguno

G-3. ANTECEDENTES

Dos tanques para purgas (siropes) de 1a. y 2a, de forma rectangular y con una capacidad unitaria de 37,500 Lts.

Se considera esta capacidad suficiente para almacenar dos purgas de templeas de refinera de 1a, 2a y 3a clase.

NECESIDADES :

Para calculos de capacidad se considera las purgas (siropes) a una dilución de 60 °Bx

Densidad a 60 °Bx = 1.28873

Capacidad de cada tacho = 30,000 Lts.

Bx de la templa = 89.00

Densidad a 89.00 °Bx = 1.47559

Capacidad de cada tacho = 30,000 x 1.47559 = 44.268 Tons.

Capacidad necesaria en tanques = $\frac{44.268 \times 89.00}{60.00}$ = 65.664 Tons.de purga

$\frac{65.664}{1.28873}$ = 50,952 Lts.

RESUMEN :

Capacidad necesaria en tanquerfa para purga (sirope) de 1a. = 50,952 Lts.

Capacidad necesaria en tanquerfa para purga (sirope) de 2a. = 50,952 "

Capacidad necesaria en tanquerfa para purga (sirope) de 3a. = 50,952 "

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO :

Ampliar la actual tanquerfa de purga de 1a. y 2a a una capacidad de 51,000 Lts e instalar un tanque de 51,000 Lts para la purga de 3a.

G-4. ANTECEDENTES :

Dos porta templeas para refinado, que consisten de tanques en forma de "U", con agitación por paletas helicoidales, accionadas por un motor reductor con un sinfin y corona.

Capacidad de cada porta-templa = 31,500 Lts.

NECESIDADES :

Se considera suficiente este equipo debido a que la capacidad de carga de cada tacho es de 30,000 Lts. y no es conveniente almacenar azúcar de refinado en porta-templas con movimiento, porque si se tiene alguna falla en el movimiento se solidifica.

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo suficiente

EQUIPO NECESARIO :

Ninguno

" H " DEPARTAMENTO DE CENTRIFUGACION DE REFINADO

H-1. ANTECEDENTES :

Un mezclador para azúcar de refinado, consistente en un tanque en "U" con agitación por paletas, transmisión con motor eléctrico, reductor, poleas y engranes satélites.

Capacidad del mezclador = 6,600 Lts.

NECESIDADES :

Se considera la capacidad del mezclador equivalente a un porta-templas de refinado, con una capacidad de 31,500 Lts.

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente.

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente.

RESUMEN:

Este equipo se debe ampliar, dando una capacidad para cuatro centrifugas.

EQUIPO NECESARIO:

Ampliación del tanque mezclador hacia arriba y hacia la parte posterior, tanto como sea necesario.

NOTA:

Para poder hacer esta ampliación, se tienen que levantar los portatemplas, hasta donde lo permita la altura de los tachos de refinado.

H-2 ANTECEDENTES :

Tres centrifugas automáticas para refinado, dos de marca Fives Lille - Cail y una marca Robert's con un tamaño de 1.22 m x 0.762 m y accionadas con motores eléctricos.

Capacidad de cada centrifuga :

Considerando en 15.2 cm el espesor de la carga de masa en cada centrifuga de refinado.

Area total de la canasta 11,690 cm²

Area interior de la carga 6,567 cm²

Area del " anillo de masa 5,123 cm²

Altura de la canasta 76.2 cm

$$V = \pi r^2 h$$

Volumen de operación 390,372.6 cm²

Considerando un Bx = 90.0 promedio para templeas de refinado

Densidad a 90.0 °Bx = 1.48259

Kg de masa por carga = 390,372.6 x 1.48259 = 578.76

Tiempo por ciclo de una centrífuga Robert's — 2:30 min.

Tiempo por ciclo de una centrífuga Fives Lille C — 4:00 min.

ciclos por hora de la centrifuga Robert's = $\frac{3600 \text{ seg}}{150 \text{ seg}} = 24$

ciclos por hora de la centrifuga Fives Lille-C = $\frac{60 \text{ min}}{4 \text{ min.}} = 15$

Capacidad por hora de una centrífuga Robert's

$$24 \times 578.76 \text{ kg} = 13,890 \text{ kg/hr.}$$

Capacidad por hora de una centrífuga Fives Lille-Cail

$$15 \times 578.76 \text{ kg} = 8,681 \text{ Kg/hr}$$

Considerando 20 hrs. diarias de trabajo por centrífugas se obtiene :

$$13,890 \times 20 = 277.800 \text{ Tons de templa por día en una centrífuga Robert's}$$

$$8,681 \times 20 = 173.620 \text{ Tons. de templa por día en una centrífuga Fives -}$$

Lille- C

Capacidad total de las centrífugas instaladas :

$$277.800 \text{ tons.} + 2 (173.620 \text{ Tons.}) = \underline{625.040} \text{ Tons. de templeas de re}$$

finado por día.

NECESIDADES :

Para 1,500 T. C. D.

Templa de 1a de refinado	265.527 tons/día		
Templa de 2a de refinado	132.986	"	"
Templa de 3a de refinado	66.715	"	"
Templa de 4a de refinado	<u>33.358</u>	"	"
Total	498.586	"	"

Para 2,500 T.C.D.

Templa de 1a de refinado	459.180 Tons/día		
Templa de 2a de refinado	229.501	"	"
Templa de 3a de refinado	114.750	"	"
Templa de 4a. de refinado	<u>57.375</u>	"	"
Total	860.806	"	"

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

$$\text{Capacidad de operación} = \frac{498.586}{625.040} = \underline{\underline{79.77 \%}}$$

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO:

Se recomienda instalar una centrífuga marca Robert's para aumentar la capacidad en :

$$625.040 + 277.800 = 902.840 \text{ Tons de templa de refinado por día.}$$

$$\text{Para tener una capacidad de operación} = \frac{860.806}{902.840} = \underline{\underline{95.34 \%}}$$

H-3 ANTECEDENTES:

Un transportador vibratorio para el azúcar húmedo; que consiste en un canal de hierro comercial, soportado por tablillas de madera de 1.00 metro de ancho por 7.90 metros de largo. Movido con un motor eléctrico, poleas y bandas que van a un excéntrico para producir el movimiento.

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente, ya que se requieren 4 centrífugas

EQUIPO NECESARIO :

Ampliar el transportador a las necesidades de instalación de 4 centrífugas, como sigue :

- a) Canal colector del azúcar húmedo, adaptandolo al equipo por instalatar.
- b) Bases de concreto y soportes para la ampliación del transportador.

H-4 ANTECEDENTES :

Un elevador de canjilones, para conducir el azúcar húmedo a el secador de azúcar.

CARACTERISTICAS :

Movido por un motor eléctrico de 3 H.P. y 1,800 R.P.M.

Reductor " Merger " con una relación de 51.47 : 1; Sprocket de 25 dientes y cadena 2 - RC-80; Sprocket de 14 dientes y cadena Link-belt N° C-102-B, de 10.2 cm de paso.

NOTA:

Los canjilones estan soportados por dos hileras de cadenas y montados cada 4 eslabones.

Calculo de capacidad :

Peso específico del azúcar a granel = 0.80

Volumen por canjilon = 5 dm³

Velocidad lineal del elevador = 49.776 m/min

Distancia entre canjilones = 40.6 cm

Se considera en trabajo mecánico un rendimiento del 70 % del volumen aprovechable.

$$\text{Kg de azúcar por min} = \frac{49,776 \times 5 \times 0,8 \times 0,70}{0,406 \text{ m}} = 343,3$$

$$343,3 \text{ Kg/min} \times 60 \text{ min} = 20,598 \text{ Tons/hr}$$

$$\text{Capacidad del elevador} = \underline{20,598} \text{ Tons/hr}$$

Se considera un 30 % más de azúcar sobre el balance de sólidos para seguridad del equipo.

Para 1,500 T.C.D.

$$\frac{188,289}{24 \text{ hrs}} = 7,845 \text{ Tons de azúcar/hr.}$$

$$7,845 \times 1,30 = \underline{10,199} \text{ Tons/hr estimadas}$$

Para 2,500 T.C.D.

$$\frac{324,037}{24 \text{ hrs.}} = 13,502 \text{ tons/hr}$$

$$13,502 \times 1,30 = \underline{17,553} \text{ tons/hr estimadas}$$

RESUMEN :

$$\text{Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente, operando al } \frac{10,199}{20,598} = 49,51 \%$$

$$\text{Para 2,500 T.C.D. Equipo suficiente, operando al } \frac{17,553}{20,598} = 85,22 \%$$

EQUIPO NECESARIO :

Ninguno

" I " DEPARTAMENTO DE SECADO Y ENVASE

I - 1 ANTECEDENTES :

Un secador horizontal y un enfriador vertical tipo " Bulher " con capacidad de 10 tons de azúcar por hora.

El secador es accionado por un motor eléctrico, transmisión de reductor a piñón y corona de engranes rectos, equipado con radiador y difusores, ciclón para recuperación de polvos y ventilador de extracción de aire caliente.

El enfriador tipo " Bulher ", el enfriamiento lo realiza por bandejas, con ventilador de extracción y ciclón para recuperación de polvos.

Capacidad por día = 10 ton/hr x 24 hr = 240 Tons

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

Capacidad necesaria de azúcar refinada en 24 hrs. 188.289 Tons.

Para 2,500 T.C.D.

Capacidad necesaria de azúcar refinada en 24 hrs. 324.037 Tons.

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente.

$$\text{Capacidad de trabajo} = \frac{188.289}{240.000} = 78.45 \%$$

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente.

EQUIPO NECESARIO:

Un granulador " Roto Louvre " para una capacidad de 500 tons de azúcar por día, con ventiladores, ductos, radiadores, transmisiones, tolva de alimentación, cernidores, colectores de granza y ciclón de polvos.

I-2 ANTECEDENTES:

Un conductor de azúcar del secador al elevador. Consistente en una banda de tipo sinfín de 38 cm de ancho, movida por un motor de 2 H.P. y 1,800 rpm, con reductor marca " Merger ", a una relación de 45.53:1 y polea de 40 cm de diámetro .

Cálculo de la capacidad del conductor:

$$\text{Velocidad lineal} = \frac{1,800 \times 40 \times 3.1416}{45.53 \times 100} = \underline{49.68} \text{ m/min}$$

Considerando un área de 50 cm², como capacidad promedio y una densidad de 0.80 de el azúcar a granel tenemos:

$$\text{Capacidad de la banda} = \frac{4968 \times 50 \times 0.8}{1000} = 198.72 \text{ Kg de azúcar/min}$$

$$198.72 \times 60 = 11,923 \text{ Kg de azúcar/hr.}$$

$$\frac{11,923 \times 24}{1000} = 286.152 \text{ Tons de azúcar/24 hrs.}$$

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

188.289 tons de azúcar en 24 hrs.

Para 2,500 T.C.D.

324.037 tons de azúcar en 24 hrs.

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

$$\text{Capacidad de operación} = \frac{188.289}{286.152} \times 100 = \underline{\underline{65.8 \%}}$$

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO :

Un motor eléctrico de 5 H.P. a 1750 R.P.M., con reductor " Falk " a una relación de 20.9 : 1 conservándose las mismas bandas y poleas.

Cálculo del equipo necesario :

$$\text{Velocidad linial} = \frac{1.750 \times 40 \times 3.1416}{20.9 \times 100} = 105.22 \text{ m/min}$$

Considerando un área de 50 cm², como capacidad promedio y una densidad de 0.80 de el azúcar a granel tenemos :

$$\text{Capacidad de la banda} = \frac{10522 \times 50 \times 0.80}{1000} = 420.88 \text{ Kg de azúcar/min}$$

$$420.88 \times 60 = 25,253 \text{ kg de azúcar/hr.}$$

$$\frac{25,253 \times 24}{1000} = 606.072 \text{ tons de azúcar/24 hrs.}$$

Capacidad de operación con este equipo adquirido :

$$\frac{324.037}{606.072} \times 100 = \underline{53.46 \%}$$

I-3 ANTECEDENTES :

Elevador de azúcar seco, vertical de canjilones, con motor eléctrico de 2 H.P. a 1,800 R.P.M., adaptado a un reductor marca " merger " con relación de 51.47:1

Sprocket de 25 dientes para cadena 2 RC-80

Sprocket de 14 dientes para cadena Link-belt C-102-B de 10.16 cm.de paso.

Los canjilones estan mentados cada 4 eslabones y se encuentran sopor tados por 2 hileras de cadenas.

Cálculo de capacidad :

Peso específico del azúcar a granel	0.80
Volumen de cada canjilón	5 dm ³
Velocidad linial del elevador	49.776 ^m /min
Distancia entre canjilones	0.406 m

Se considera un trabajo mecánico, un rendimiento del 70 % de la capacidad de los canjilones.

$$\text{Capacidad del elevador} = \frac{49.776 \times 5 \times 0.80 \times 0.70}{0.406} = 343.3$$

$$343.3 \text{ kg de azúcar/min} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} = 20,598 \text{ tons/hr.}$$

$$\text{Capacidad del elevador} = \underline{20,598} \text{ tons azúcar/hr.}$$

NECESIDADES :

NOTA :

Se considera un 30 % sobre la estimación del balance de sólidos.

Para 1,500 T.C.D.

$$\text{Azúcar por hora a envase} = \frac{188.289}{24 \text{ hrs}} = 7.845 \text{ tons}$$

$$7.845 \text{ ton} \times 1.3 = \underline{10,199} \text{ tons de azúcar/hr.}$$

Para 2,500 T.C.D.

$$\text{Azúcar por hora a envase} = \frac{324.037}{24 \text{ hrs.}} = 13.502 \text{ tons}$$

$$13.502 \times 1.3 = \underline{17,553} \text{ tons de azúcar/hr}$$

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

$$\text{Capacidad de operación} = \frac{10,199}{20,598} = 49.51 \%$$

Para 2,500 T.C.D. equipo suficiente.

$$\text{Capacidad de operación} = \frac{17,553}{20,598} = \underline{85.22} \%$$

EQUIPO NECESARIO :

Ninguno

I-4 ANTECEDENTES :

Conductor sinfin con banda de hule, para alimentar las tolvas de liga de azúcar seco, con un motor eléctrico de 2 H.P. a 1,800 R.P.M.

Un reductor marca " Merger " con una relación de 45.53:1.

La banda sinfín de hule tiene 38 cm de ancho y el diámetro de la polea motriz es de 40 cm.

Area promedio de la carga = 50 cm^2

Densidad del azúcar a granel = 0.80

Cálculo capacidad del conductor :

$$\text{Velocidad lineal} = \frac{1,800 \times 0,40 \times 3,1416}{45,53} = 49,68 \text{ m/min}$$

$$\frac{49,68 \times 100 \times 50 \times 0,80}{1000} = 198,72 \text{ kg de azúcar/min}$$

$$198,72 \times 60 \text{ min} = 11,923 \text{ tons de azúcar/hr.}$$

$$11,923 \times 24 \text{ hrs.} = 286,16 \text{ tons de azúcar/24 hrs.}$$

$$\text{Capacidad del conductor} = \underline{286,16} \text{ tons de azúcar/ 24 hrs.}$$

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

Se tienen 188.289 tons de azúcar/ 24 hrs.

para 2,500 T.C.D.

Se tienen 324.037 tons de azúcar/24 hrs.

RESUMEN:

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

$$\text{Capacidad de operación} = \frac{188,289}{286,16} \times 100 = \underline{65,80} \%$$

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO :

Cambiar el motor de 2 H.P. a un motor de 5 H. P. con 1,750 R.P.M. y un reductor Falk 3C-202, con una relación de 20.9:1, por lo que respecta a las bandas y poleas no sufren modificaciones ni cambio alguno.

Cálculo del equipo modificado.

$$\text{Velocidad lineal} = \frac{1,750 \times 0,40 \times 3,1416}{20,9} = 105,221 \text{ m/min}$$

$$\frac{105,221 \times 100 \times 50 \times 0,80}{100} = 420,884 \text{ kgs de azúcar/min}$$

$$420,884 \times 60 \text{ min} = 25,253 \text{ tons de azúcar/hr.}$$

$$25,253 \times 24 \text{ hrs} = 606,073 \text{ tons de azúcar/24 hrs.}$$

I-5 ANTECEDENTES :

Tres tolvas para azúcar seco, con capacidad unitaria de 30 tons. Estas tolvas para azúcar seco, con capacidad unitaria de 30 tons. Estas tolvas se emplean para almacenaje de azúcar seco, para posteriormente hacer "ligas" (uniformizar). Las ligas se hacen de la siguiente forma :

Cuando se tiene azúcar seco de una templa de la clase, se almacena en las tolvas para esperar que se obtengan, 2 templeas de azúcar seco de 3a. clase, con las cuales se homogeniza y se manda a envase.

Las templeas de 2a. clase de azúcar seco, no tienen porque almacenarse ya que éste tipo de azúcar pasa directamente al envase.

NECESIDADES :

Considerando que se debe tener almacenamiento disponible para cualquier clase de azúcar de refinado, o sea que en cualquier momento, se pueda almacenar una templa de 1a, 2a, 3a ó 4a. clase por separado.

RESUMEN :

Para lo cual se requiere de otra tolva similar a las que se encuentran instaladas, para templeas de 4a. Este equipo venia diseñado originalmente para tres templeas de refinado.

EQUIPO NECESARIO :

Construcción de una tolva similar a las 3 existentes, además de que se deben mover las tolvas instaladas a un nivel superior.

I-6 ANTECEDENTES :

Conductor tipo sinfín para tolvas de " liga " a tolvas de envase, consistente en :

Motor eléctrico de 3 H.P. a 1,800 R.P.M.

Reductor " Merger ", con relación de 51.68:1

Ancho de la banda de hule = 59 cm.

Diámetro de la polea motriz = 40 cm.

Area promedio de carga = 75 cm^2

Densidad del azúcar a granel = 0.80

Cálculo capacidad del conductor :

$$\text{Velocidad lineal} = \frac{1,800 \times 0,40 \times 3,1416}{51,68} = 43,768 \text{ m/min}$$

$$\frac{43,768 \times 100 \times 75 \times 0,80}{1000} = 262,608 \text{ Kgs de azúcar/min}$$

$$262,608 \times 60 \text{ min} = 15,756 \text{ tons de azúcar/hr.}$$

$$15,756 \times 24 \text{ hrs} = 378,144 \text{ tons de azúcar/24 hrs.}$$

$$\text{Capacidad del conductor} = \underline{378,144} \text{ tons de azúcar/24 hrs.}$$

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

Se tienen 188.289 tons de azúcar/24 hrs.

Para 2,500 T.C.D.

Se tienen 324.037 tons de azúcar/ 24 hrs.

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

$$\text{Capacidad de operación} = \frac{188,289}{378,144} \times 100 = \underline{49,79} \%$$

Para 2,500 T.C.D. equipo suficiente

$$\text{Capacidad de operación} = \frac{324,037}{378,144} \times 100 = \underline{85,69} \%$$

EQUIPO NECESARIO :

Ninguno

I-7 ANTECEDENTES :

Tolva para azúcar seco, antes de báscula automática de pesado, capacidad de ésta 4 m^3 ó 3.2 tons ($4 \times 0,80 = 3,2$).

NECESIDADES :

Para el actual equipo esta tolva es suficiente, pero es conveniente tener una tolva equivalente a 24 horas de retención con base a la ampliación de 2,500 T.C.D. para absorber el volumen de azúcar, en una posible falla en el equipo de envase y estiba.

RESUMEN :

Para 2,500 T.C.D.

Cálculo de la tolva :

Tons de azúcar en 24 hrs = 324.037

Densidad del azúcar a granel = 0.80

Volumen de azúcar = $\frac{324.037 \times 2}{24 \times 0.80} = 33.75 \text{ m}^3$

EQUIPO NECESARIO :

Tolva para azúcar seca con capacidad de 35 m³, rectangular con fondo cónico, de placa de acero comercial y totalmente soldada. En sustitución de la que se tiene actualmente instalada.

I-8 ANTECEDENTES :

Báscula automática para " pesado " del azúcar.

Capacidad de éste equipo : 200 sacos de 50 Kg c/u por hora = 200 x 50 = 10,000 Kgs/hr.

NECESIDADES :

Se considera un tiempo de trabajo de báscula de 20 hrs por día, ya que se considera tiempo perdido por alimentos, manejo de transportadores en

la bodega falta de azúcar y posibles fallas.

Capacidad diaria de la báscula :

10.0 tons x 20 hrs = 200 tons por día

Para 1,500 T.C.D. se tiene 188.289 tons de azúcar/24 hrs.

Para 2,500 T.C.D. se tiene 324.289 tons de azúcar/24 hrs.

RESUMEN :

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente

Capacidad de operación = $\frac{188.289}{200.0} \times 100 = \underline{94.14} \%$

Para 2,500 T.C.D. equipo insuficiente

EQUIPO NECESARIO :

Una báscula doble, marca " Mantro & Parsons ", en sustitución de la que ésta instalada.

I-9 ANTECEDENTES :

Máquina cosedera de sacos, marca " Unión especial " 53600-H instalada en pedestal y adaptada a un motor eléctrico de 0.5 H.P. a 1,140 R.P.M.

Capacidad de ésta máquina cosedera : 12 sacos/min en condiciones normales de buena operación.

NECESIDADES :

Para 1,500 T.C.D.

Azúcar por 24 horas a envase = 188.289 tons

$\frac{188.289 \text{ tons}}{0.050 \text{ ton}} = 3,766$ sacos en 24 horas

Para 2,500 T.C.D.

azúcar por 24 hrs a envase = 324.037 tons

$$\frac{324.037 \text{ tons}}{0.050 \text{ ton}} = 6,481 \text{ sacos en 24 hrs.}$$

RESUMEN :

Se considera la capacidad de la máquina con un trabajo promedio de 20 hrs diarias.

$$\text{Capacidad} = 12 \text{ sacos/min} \times 60 \text{ min} \times 20 \text{ hrs} = 14,400 \text{ sacos/dfa.}$$

Para 1,500 T.C.D. equipo suficiente.

$$\text{Capacidad de operación} = \frac{3,766}{14,400} \times 100 = \underline{26.15 \%}$$

Para 2,500 T.C.D. equipo suficiente

$$\text{Capacidad de operación} = \frac{6,481}{14,400} \times 100 = \underline{45.01 \%}$$

EQUIPO NECESARIO :

Ninguno

CAPITULO V

COSTOS DE EQUIPO

"A" DEPTO. DE CLARIFICACION DE CRUDO:

A-3.- Bombas para Jugo "pesado" y Pre-alcalizado.
(Análisis de Costos) :

Maquinaria y Equipo (Descripción):	Costo Sub-Total <u>x 10³</u>
<hr/>	
Dos bombas eléctricas marca Worthim- gton de carcaza bipartida, acoplada a motor eléctrico de 1,750 R.P.M. y ca- pacidad de 2,800 Lts./min.	200
 <u>EQUIPO AUXILIAR(DESCRIPCION):</u>	
Tuberfas y conexiones	6
Válvulas	20
Materiales para la obra civil	2
Equipo de control(eléctrico)	18
 <u>MANO DE OBRA (DESCRIPCION)</u>	
Instalación de bombas	1
Instalación de tuberfas y válvulas	4
Obra civil	1
Instalación de equipo eléctrico	<u>2</u>
	254

A-4.- PRE CALENTADOR DE JUGO (ANALISIS DE COSTOS):

Maquinaria y Equipo (Descripción)	Costo Sub-Total <u>x 10³</u>
<hr/>	
Calentador para jugo, con las siguientes características: Sup. calorífica total- 75 m ² No. de Tubos 144. De los tubos 38 mm. Espesor de los tubos 1.6 mm. DI de los tubos 34.8 mm. Area interior de los tubos 9.62 cm ² No. de pasos	12

A-8.- CALENTADOR PRIMARIO PARA JUGO.
(Análisis de Costos).

Maquinaria y Equipo (Descripción):	Costo Sub-Total <u>x 10³</u>
<hr/>	
Calentador para jugo con las siguientes características:	
Superficie calorífica total - 75m ² .	
No. de tubos	144
DE de los tubos	38 mm
Espesor de los tubos	1.6mm
DJ de los tubos	34.8 mm
Area interior de los tubos	9.62 cm ² .
No. de pasos	12
No. de tubos por paso	12
	330
 <u>EQUIPO AUXILIAR (DESCRIPCION):</u>	
Estructura para el calentador	24
Válvulas	75
Tuberías y conexiones	45
Pisos y pasillos	15
 <u>MANO DE OBRERA (DESCRIPCION):</u>	
Estructura de soportes	6
Instalación del calentador	30
Instalación de tuberías y válvulas	15
Pisos y pasillos	3
	<hr/> 543

A-10.- CLARIFICADOR DE JUGO:
(Análisis de Costos)

Maquinaria y Equipo (Descripción):	Costo Sub-total <u>x 10³</u>
<hr/>	
Clarificador tipo "Dorr" de cuatro- charolas con capacidad de 580,000 lts., equipado con transmisión, co- lectores, bombas para extracción - de cachaza y válvulas	2,500

EQUIPO AUXILIAR (DESCRIPCION):

Tuberías y conexiones	50
Válvulas	40
Estructuras	50
Pisos, pasillos y barandales	60
· Materiales para la obra civil	20

MANO DE OBRA (DESCRIPCION):

Obra civil adaptación de base	50
Montaje del clarificador	75
Tuberías y válvulas	30
Pisos, pasillos, escaleras y barandales	25
Forro aislantes	100

3,000

A-12.- FILTRO DE CACHAZA
(Análisis de Costos)

Maquinaria y Equipo (Descripción):

Costo
Sub-total
x 10³

Filtro de cachaza "EIMCO" u "OLIVER" de 3.05 m. de diámetro x 4.88 m. de longitud, con telas perforadas de acero inoxidable	655.
Recibidores de filtrado	21
Dos bombas para filtrados "IMCO - KROCH"	41
Condensador de cascada	20
Ventilador de bagacillo	25
Bomba de vacío nans	86
Válvula reguladora de vacío	16

EQUIPO AUXILIAR (DESCRIPCION):

Tuberías y conexiones	30
Válvulas	15
Estructuras	40
Pisos, pasillos y escaleras	10

MANO DE OBRA (DESCRIPCION):

Estructura	20
Montaje de filtros y accesorios	10
Tubería y Válvulas	5
Pisos y escaleras	10

A-14. - BOMBAS PARA LECHADA DE CAL.
(Análisis de costos).

Maquinaria y Equipo (Descripción):

Costos
Sub-total
x 10³

Dos bombas worthington, acciona -
das c/u., con motor eléctrico, con
una capacidad de 200 Lts/min ac-
tualmente se encuentran operando
en licor (F - 5)

EQUIPO AUXILIAR (DESCRIPCION):

Materiales para obra civil
Tuberías y válvulas

1
5

MANO DE OBRA (DESCRIPCION)

Redocalización de bombas
Tubería y válvulas
Obra civil

2
4
1

13

" A " DEPARTAMENTO DE CLARIFICACION DE CRUDO

RESUMEN DE COSTOS

C L A V E	COSTO SUBTOTAL x 10 ³
A - 1	
A - 2	
A - 3	254
A - 4	181
A - 5	
A - 6	254
A - 7	
A - 8	543
A - 9	
A -10	3,000
A -11	
A -12	1,004
A -13	
A -14	13
Total	<u>5,249</u>

"B" DEPARTAMENTO DE EVAPORACION DE CRUDO

B-2 Bombas de jugo clarificado
(Análisis de costos) :

<u>Maquinario y Equipo (Descripción) :</u>	<u>Costo Sub total x 10³</u>
Dos bombas eléctricas, marca Worthington, de carcasa, con capacidad de 2,800 Lts/min y accionada cada una con motor eléctrico de 1,750 R.P.M.	200

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Tuberías y conexiones	5
Válvulas	20
Materiales para la obra civil	1
Equipo de control (eléctrico)	18

Mano de obra :

Obra civil (cimentación)	1
Instalación de bombas	1
Instalación de tuberías y válvulas	4
Instalación de equipo eléctrico	2

Total	252
-------	-----

B-3 Evaporador para jugo " cuádruple efecto ".
(Análisis de costos)

<u>Maquinaria y equipo (Descripción) :</u>	<u>Costo Sub-</u> <u>total x 10³</u>
Pre-evaporador, de 1,254 m ² de superficie calorífica, con separador de arrastres, vaso, calandria de tubos de cobre de 38 cm - de diámetro interno, 16 BWG, con fondo y lucetas	2,000
Primer vaso (actual pre-evaporador) superficie calorífica de 750 m ² a este vaso se le modificará el fondo y la alimentación	50
Segundo vaso, superficie calorífica de 669 m ² con separador de arrastres, calandria - con tubos de cobre de 38 cm de diámetro interno, 16 BWG, con fondo y lucetas	1,200
Tercer vaso, superficie calorífica de 669 m ² con las características del vaso anterior.	1,200
	<hr/>
Total	

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Estructuras para cuádruple efecto	180
Tuberías y conexiones	175
Válvulas	200
Pisos, pasillos y escaleras	120
Torro aislante para el evaporador y tuberías	280

Mano de Obra (Descripción) :

Desmontar vasos y estructuras actuales	210
Montaje de los 3 vasos nuevos	280
Tuberías y válvulas	110
Pisos, pasillos y escaleras	<u>18</u>
Total	6,023

B-4 Bombas para Meladura
(Análisis de costos) :

Maquinaria y Equipo (Descripción) :

Dos bombas marca Worthington, acopladas a un motor eléctrico cada una de 1,750 R. P.M. y con una capacidad de 610 Lts/min	<u>Costo Sub-total x 10³</u> 120
---	--

Equipo Auxiliar (Descripción):

Tuberías y conexiones	8
Válvulas	12
Materiales para la obra civil	1
Equipo de control (eléctrico)	10

Mano de obra :

Obra civil	1
Instalación de bombas	1
Instalación de tuberías y válvulas	4
Instalación de equipo eléctrico	2

Total 159

B-5 Bombas para extracción de condensados del evaporador. (Análisis de costos) :

Maquinaria y Equipo (Descripción) :

Costo Sub
total x 10³

Dos bombas marca Worthington de carga B-1 partida, impulsor cerrado para manejar agua caliente (95 °C) capacidad 1,336 lts/min acopladas cada una a un motor eléctrico de 1780 R.P.M. Instaladas actualmente para manejar jugo claro al evaporador.

Equipo Auxiliar (Descripción):

Tuberías y conexiones	8
Válvulas, se emplearían las que están instaladas a las bombas	
Materiales para la obra civil	1
Equipo de control (Eléctrico)	

Mano de Obra :

Instalación de bombas	2
Instalación de tubería y válvulas	3
Obra civil	1
Equipo de control eléctrico	2
Total	17

"B" DEPARTAMENTO DE EVAPORACION DE CRUDO

RESUMEN DE COSTOS

Clave	Costo Subtotal x 10 ³
B-1	
B-2	252
B-3	6,023
B-4	159
B-5	17
Total	6,451

"C" DEPARTAMENTO DE CRISTALIZACION DE CRUDO.

C-2, C-3. TACHOS DE CRUDO
(Análisis de Costos) :

<u>Maquinaria y Equipo (Descripción) :</u>	<u>Costo Sub total x 10³</u>
Dos tachos para templeas de crudo "A" y "C", consistentes en calandria con tu- bos de cobre de 10.16 cm de diámetro - externo y 16 BWG, tipo cabeza baja, con Separador de arrastres	1,800
Condensadores barométricos tipo multiset, uno por tacho y con bomba de agua.	300
<u>Equipo Auxiliar (Descripción) :</u>	
Tuberías y conexiones	50
Válvulas	150
Estructuras de soporte	50
Pisos y escaleras	30
Instrumentación	10
Aislante térmico para los vasos	100

Mano de Obra :

Colocación estructuras de soporte	22
Instalación de los tachos	160
Tuberías, conexiones y válvulas	60
Pisos y escaleras	16
Instalar aislante térmico	30
Instalación de condensador	26
Instalación de bombas	<u>11</u>
	2,815

C-6 Porta templeas para masas de " A "
(Análisis de Costos).

Costo Sub
total
x 10³

Maquinaria y Equipo (Descripción) :

Un porta-templeas similar a los instalados, equipado con transmisión y cambiador de calor.

Modificar los cambiadores de calor que tienen los tres porta-templeas en lo referente a ejes y estoperos

650

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Tuberías y Conexiones

5

Válvulas

2

Mano de Obra :

Instalación de tuberías y Válvulas

3

Total 660

C-8 CRISTALIZADORES.
(Análisis de Costos)

<u>Maquinaria y Equipo (Descripción):</u>	<u>Costo Sub- total x 10³</u>
Un cristalizador continuo Werkspoor, horizontal, accionado con un motor - eléctrico, doble reductor de velocidad y transmisión de baja velocidad con co- rona y sinfín. Que contenga un siste- ma de enfriamiento y calentamiento. Capacidad útil de 30,000 Lts. de masa " C ".	1,200

Equipo Auxiliar (Descripción):

Estructura para la base	25
Tubería y conexiones	15
Válvulas	5
Pisos y escaleras	5

Mano de Obra :

Estructura del cristalizador	10
Instalación del cristalizador	45
Instalación de tuberías y válvulas	5
Instalación de pisos y escaleras	<u>3</u>
Total	1,313

C-9 Bombas para masa " C ", alimentación de porta-templado a Werkspoor.
(Análisis de costos).

Maquinaria y Equipo (Descripción) : Costo Subtotal x 10³

Dos bombas de charnela, con motor-reductor y velocidad de trabajo de 60 R.P.M. y con tamaño de las charnelas de 15.24 cm x 10.16 cm

90

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Tubería y conexiones	15
Válvulas y checks	40
Materiales para la obra civil	1

Mano de Obra :

Obra civil	2
Instalación de tubería y válvulas	6
Instalación de bombas	<u>1</u>
Total	155

"C" DEPARTAMENTO DE CRISTALIZACION DE CRUDO

RESUMEN DE COSTOS

CLAVE	Costo Subtotal x 10 ³
C - 1	
C-2, C-3	2,815
C-4	
C-5	660
C-7	
C-8	1,313
C-9	<u>155</u>
Total	4,943

" D " DEPARTAMENTO DE CENTRIFUGAS DE CRUDO.

D-1 Mezclador para centrifugas de masa " A "
(Análisis de Costos)

<u>Maquinaria y Equipo (Descripción) :</u>	<u>Costo Sub total x 10³</u>
Motor eléctrico de 7.5 H. P. a 1,750 R.P.M.	9
Reductor Falk modelo 5 C3-02 de 59.1:1	35
Sprocket de 15 dientes, cadena RC-160	1
Sprocket de 60 dientes, cadena RC-160	3
Cadena RC- 160	3
<u>Equipo Auxiliar (Descripción):</u>	
Estructura para transmisión	2
Material para alargar el tanque del mezclador	3
Modificación de la flecha y las aspas	5
<u>Mano de Obra :</u>	
Instalación estructura para transmisión	2
Instalación de la transmisión	2
Alargar tanque del mezclador	2
Instalar flecha y aspas	1
TOTAL	68

D-2 CENTRIFUGAS PARA MASA " A "
(Análisis de Costos)

Costo Sub
total x 10³

Maquinaria y Equipo (Descripción) :

Una centrífuga marca Fives Lille Coll, de 1.22 x 0.762 m, de operación automática, con motor, accesorios y tablero de control.

NOTA :

Esta centrífuga no tiene costo, por ser un cambio que se va a realizar del departamento de refinado a el departamen to de crudo.

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Estructura para centrífuga	12
Reinstalación de centrífuga Fives Lille-	
Cóil de refinado a crudo	20
Cableado y equipo eléctrico para centrífuga	18
Ampliación de la caseta de controles eléctricos	20
Tubería y conexiones para instación de la centrífuga	6

Mano de Obra :

Instalación de la estructura	8
Instalación del equipo eléctrico para la centrifuga	8
Ampliación del cuarto de controles	6
Tubería y válvulas	4
Pisos y barandales	3
	<hr/>
	105

D-4 CENTRIFUGAS PARA MASA " C :"
(Análisis de Costos)

Maquinaria y Equipo (Descripción) :

Costo Subtotal x 10³

Dos centrifugas continuas, marca Robert's de 3.5 Tons de masa " C " /hr de capacidad	600
Equipo eléctrico y equipo de protección incluyendo arrancador	180

Equipo Auxillar (Descripción) :

Estructura para las dos centrifugas	18
Tubería y conexiones	4
Válvulas	2
Pisos y barandales	2

Mano de Obra :

Despejar área para instalar centrífugas	3
Instalación de las estructuras	4
Instalación de las centrífugas	6
Tubería y conexiones	2
Equipo eléctrico	6
Pisos y barandales	1

TOTAL 828

D-5 Conductor Vibratorio para Azúcar Crudo
(Análisis de Costos)

Maquinaria y Equipo (Descripción) :

Costo Sub
total $\times 10^3$

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Alargar canal del conductor vibratorio incluyendo soportes	9
Alargar base concreto para la canal	7

Mano de Obra :

Obra civil	5
Instalación del canal	4

25

D-6 Elevador de azúcar " crudo " humedo
(Análisis de Costos)

<u>Maquinaria y Equipo (Descripción) :</u>	<u>Costo Sub total x 10³</u>
Motor eléctrico de 7.5 H.P. a 1,750 R.P.M.	9
Reductor Falk 5C3-02, relación 32.1:1	35
2 Sprocket's de 19 dientes, cadena RC-140	2
2 Sprocket's para cadena C-102 -B de 10.16 cm de paso	3
50 m de cadena link belt C-102 B con adita- mentos G-6, cada 4 eslabones	25
<u>Equipo Auxiliar (Descripción) :</u>	
Cangilones para elevador 125 piezas	8
Estructura para transmisión	1
Flechas y apoyos	5
<u>Mano de Obra :</u>	
Instalación de la transmisión	2
Instalación de flechas y apoyos	2
Instalación de cadenas y cangilones	3
	<hr/>
	95

" D " DEPARTAMENTO DE CENTRIFUGAS DE CRUDO

RESUMEN DE COSTOS

<u>CLAVE</u>	<u>Costo Subtotal</u> <u>x 10³</u>
D - 1	68
D - 2	105
D - 3	—
D - 4	828
D - 5	25
D - 6	<u>95</u>
Total	1,121

" E " DEPARTAMENTO DE CLARIFICACION DE REFINADO

E -1 Tolva para Azúcar Crudo.
(Análisis de Costos).

<u>Maquinaria y Equipo (Descripción) :</u>	<u>Costo Subtotal x 10³.</u>
--	---

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Material para alargar cilindro	12
Modificar descarga del elevador	6

Mano de Obra :

Instalar aumento de cilindro	5
Modificar descarga del elevador	2

Total 25

E-2 Tanques Fundidores de Azúcar " Crudo ".
(Análisis de Costos)

Maquinaria y Equipo (Descripción) : Costo Sub total x 10³

Transmisión completa para tanques fundidores 90

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Material para aumento de los tanques fundidores 15

Mano de Obra :

Instalación de transmisiones 3

Modificación de los tanques 5

Modificación de tuberías y válvulas 6

Total 119

E-3 Tanque receptor de fundido (Análisis de Costos).

Maquinaria y Equipo (Descripción) : Costo Sub total x 10³

Tanque cilíndrico de lámina negra de 7.94 mm de espesor, con fondo cónico y con capacidad de 13,500 Lts. 4

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Estructura y refuerzos	3
Tubería y conexiones	7
Válvulas	12

Mano de obra :

Instalación del tanque	7
Instalación de estructuras y refuerzos	4
Instalación tubería y válvulas	5
Nivel	<u>2</u>
	44

E-4 Bombas para Azúcar fundido.
(Análisis de Costos)

Maquinaria y Equipo (Descripción):

Costo Sub
total x 10³

Dos bombas centrífugas de impulsor
abierto, marca Worthington, acopla-
das cada una a un motor eléctrico de
1,750 R.P.M. y con capacidad de -
400 Lts/min

90

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Material para la obra civil	2
Tubería y conexiones	5
Válvulas	15
Equipo control (eléctrico)	10

Mano de Obra :

Obra civil	2
Instalación de bombas	1
Instalación tubería y válvulas	3
Instalación equipo de control (eléctrico)	2
	<u>130</u>

E-5 Tanques para Tratamiento con Acido
 Fosfórico y Cal (1er. Tratamiento)
 (Análisis de Costos)

Maquinaria y Equipo (Descripción) :

Costo Sub
total x 10³

Dos tanques cilíndricos verticales,
 con fondo cónico, de placa de acero
 de 9.52 mm de espesor, con agitador
 movido por un motor reductor de velo-
 cidad, con coples flexibles y cojine-
 tes y con una capacidad de 6,000 Lts.
 cada uno

15

Equipo Auxiliar (Descripción):

Estructura para tanques	3
Tubería y conexiones	7
Válvulas	12

Mano de Obra:

Despejar área de tanques fundidores	3
Estructura de tanques	2
Instalación de tanques	3
Transmisión de agitadores	1
Instalación de tuberías y válvulas	5

T O T A L 51

E - 6 .- Tanque receptor de fundido tratado.

(Análisis de costos)

Maquinaria y Equipo (Descripción):

Costo Sub-
total x 10³

Tánque cilíndrico de lámina negra de 7.94
m m de espesor, con fondo cónico y con ca-
pacidad de 11,000 lts

8

Equipo Auxiliar (Descripción):

Estructura para tanque	3
Tubería y conexiones	4
Válvulas	7
Nivel	1

Mano de Obra:

Instalación estructura de tanque	1
Instalación del tanque	2
Instalación tubería y válvulas	2
Instalación nivel	<u>1</u>
T O T A L	<u>29</u>

E - 7 .- Bombas para fundido tratado
(Análisis y costos).

Maquinaria y Equipo (Descripción):

Costo Sub-
total x 10³

Dos bombas centrífugas marca Worthington,
acopladas cada una a su motor eléctrico de
1,750 rpm.

Capacidad 400 lts/min de cada bomba 90

Equipo Auxiliar (Descripción):

Materiales para la obra civil	2
Tubería y conexiones	5
Válvulas	15
Equipo de control (Eléctrico)	10

Mano de Obra:

Obra civil	2
Instalación de bombas	1
Instalación de tubería y válvulas	3
Instalación equipo de control (Eléctrico)	<u>2</u>
T O T A L	<u><u>130</u></u>

E - 8 .- Dos bombas aeradoras, para bombear
fundido de nivel constante a clarifica-
dores, (Análisis de costos).

Maquinaria y Equipo (Descripción):

Dos bombas centrífugas, marca Worthington,
acopladas cada una a un motor eléctrico de
1,750 rpm.

Capacidad 400 Lts/min de cada bomba 90

Costo Sub-
total x 10³

Equipo Auxiliar (Descripción):

Materiales para la obra civil	2
Tubería y conexiones	5
Válvulas	15
Equipo de control (Eléctrico)	10

Mano de Obra:

Obra civil	2
Instalación de bombas	1
Instalación de tubería y válvulas	3
Instalación de equipo de control (Eléctrico)	<u>2</u>
T O T A L	<u><u>130</u></u>

E - 9 .- Clarificadores.

(Análisis de costos)

Maquinaria y equipo (Descripción):

Costo Sub-
total x 10³

Equipo auxiliar (Descripción):

Un calentador para fundido	90
Equipo de control automático para calentador de fundido	30
Relocalización de clarificadores, calentador, estructuras y pisos	30

Tubería y conexiones para calentador	10
Tubería y conexiones para clarificadores	8
Válvulas	8
Aumento de capacidad de los actuales clarificadores de 3,500 a 5,000 Lts cada uno	15
Relocalización tanque de presión constante, estructura y tuberías	25

Mano de Obra. (Descripción):

Instalación de calentador de fundido	5
Instalación de válvulas y tuberías del calentador de fundido	5
Instalación de estructura para clarificadores	12
Reinstalación de clarificadores	9
Instalación tubería y conexiones para clarificadores	6
Instalación estructura para tanque de presión constante	2
Instalación tanque de presión constante	4
Instalación tubería para tanque de presión constante	2

Instalación pisos, pasillos y barandales 6

T O T A L 267

"E" Departamento de clarificación de refinado.

Resúmen de Costos.

<u>CLAVE</u>	<u>Costo Sub- total x 10³</u>
E - 1	25
E - 2	119
E - 3	44
E - 4	130
E - 5	51
E - 6	29
E - 7	130
E - 8	130
E - 9	<u>267</u>
T O T A L	<u><u>925</u></u>

" F " DEPARTAMENTO DE DECOLORACION DE REFINADO
(2° Tratamiento).

F-2 BOMBAS PARA LICOR TRATADO.
(Análisis de Costos)

Maquinaria y Equipo (Descripción) : Costo Sub
total x 10³

Dos bombas centrífugas, marca Worthington,
acopladas a un motor eléctrico cada una de
1,750 R.P.M.

Capacidad de bombeo 400 Lts/min de cada

bomba	90
-------	----

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Materiales para la obra civil	2
-------------------------------	---

Tubería y conexiones	5
----------------------	---

Válvulas	15
----------	----

Equipo de control (eléctrico)	10
---------------------------------	----

Mano de Obra :

Obra civil	2
------------	---

Instalación de bombas	1
-----------------------	---

Tubería y válvulas	3
--------------------	---

Equipo de control (eléctrico)	<u>2</u>
---------------------------------	----------

Total	<u>130</u>
-------	------------

F-3 AUTOFILTROS PARA LICOR

(Análisis de Costos)

Maquinaria y Equipo (Descripción) :Costo Sub
total x 10³

Un autofiltro, marca Sparkler de 84 m²
de superficie de filtración, conteniendo
marcos de tela de acero inoxidable
rotativos.

400

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Relocalización de filtros actuales

20

Estructura para filtros

7

Tubería y conexiones

6

Válvulas

15

Materiales para pisos y obra civil

5

Mano de obra.

Instalación estructura para filtros

3

Instalación de filtros

6

Instalación de tuberías y válvulas

9

Pisos y obra civil

4

Total

475

F-5 BOMBAS PARA LA ALIMENTACION DE LOS FILTROS TRAMPA

(Análisis de Costos).

<u>Maquinaria y Equipo (Descripción) :</u>	<u>Costo Subtotal x 10³</u>
Dos bombas centrífugas , marca Worthington , acoplada cada una a un motor eléctrico de 1,750 R.P.M. y con una capacidad de 400 Lts/min.	90
<u>Equipo Auxiliar (Descripción) :</u>	
Materiales para la obra civil	2
Tubería y conexiones	5
Válvulas	15
Equipo de control (eléctrico)	10
<u>Mano de Obra :</u>	
Obra civil	2
Instalación bombas	1
Instalación tubería y válvulas	3
Instalación equipo de control (eléctrico)	2
Total	130

F-6 FILTROS TRAMPA.

(Análisis de Costos)

<u>Maquinaria y Equipo (Descripción):</u>	<u>Costo Sub total x 10³</u>
Dos filtros rotativos, marca Sparker, con marcos de tela de acero inoxidable y con una superficie de filtración de 40 m ² cada uno	400
<u>Equipo Auxiliar (Descripción) :</u>	
Estructura para filtros	7
Tubería y conexiones	6
Válvulas	15
Material para pisos y obra civil	5
<u>Mano de Obra :</u>	
Instalación estructura para filtros	3
Instalación filtros	6
Instalación tubería y válvulas	9
Construcción pisos y obra civil	3
Total	<u>454</u>

" F " DEPARTAMENTO DE DECOLORACION DE REFINADO

(2° Tratamiento).

RESUMEN DE COSTOS

<u>CLAVE</u>	<u>Costo Sub total x 10³</u>
F - 1	—
F - 2	130
F - 3	475
F - 4	—
F - 5	130
F - 6	454
Total	1,189

" G " DEPARTAMENTO DE CRISTALIZACION DE REFINADO.G-1 Tanquería para Almacenamiento de Licor.
(Análisis de Costos).

	<u>Costo Sub</u>
<u>Maquinaria y Equipo (Descripción) :</u>	<u>total x 10³</u>
Un tanque rectangular, de lámina negra de 9.5 mm de espesor, con una capacidad de 62,500 Lts.	30
<u>Equipo Auxiliar (Descripción) :</u>	
Estructura para el tanque	30
Refuerzos para el tanque	6
Tubería y válvulas	25
 <u>Mano de Obra :</u>	
Instalación de estructuras	9
Hechura del tanque	20
Instalación de refuerzos	5
Instalación de tubería y válvulas	6
Total	131

G-3 TANQUES PARA SIROPES (1a, 2a y 3a. Clase).

(Análisis de Costos).

<u>Maquinaria y Equipo (Descripción) :</u>	<u>Costo Subtotal x 10³</u>
Un tanque rectangular, hecho con lámina negra de 9.8 ,, de espesor y para una capacidad de 51,000 Lts.	45
<u>Equipo Auxiliar (Descripción) :</u>	
Estructura para los tanques	40
Refuerzos para los tanques	20
Tubería y válvulas	45
Material pisos y barandales	18
<u>Mano de Obra :</u>	
Instalación de estructura para tanques	15
Instalación del tanque	30
Instalación de refuerzos	15
Instalación tubería y válvulas	19
Construcción pisos y barandales	9
Total	<u>256</u>

" G " DEPARTAMENTO DE CRISTALIZACION DE REFINADO

RESUMEN DE COSTOS

<u>CLAVE</u>	<u>Costo Sub</u> <u>total x 10³</u>
G - 1	131
G - 2	—
G - 3	256
G - 4	—
Total	<u>387</u>

" H " DEPARTAMENTO DE CENTRIFUGAS DE REFINADO.

H-1 Mezclador para Centrifugas de refino.
(Análisis de Costos).

Maquinaria y Equipo (Descripción) : Costo Sub
total x 10³

Alargar transmisión, cambiar motor-reduc

tor, sprocket's y cadena 40

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Estructura para modificar el mezclador 5

Alargar tanque para 4 centrifugas 9

Ampliar la capacidad del mezclador 12

Mano de Obra :

Instalación estructura 2

Ampliación del mezclador 4

Instalación de la transmisión 2

Total 74

H-2 CENTRIFUGAS DE REFINADO.
(Análisis de Costos).

<u>Maquinaria y Equipo (Descripción) :</u>	<u>Costo Sub total x 10³</u>
Una centrífuga Robert's, automática de 1.22 m x 0.762 m, con motor y acceso rios	650
Tablero de control eléctrico para la cen trífuga Robert's	100
 <u>Equipo Auxiliar (Descripción) :</u>	
Estructura para la centrífuga	15
Tubería y conexiones	3
Válvulas y accesorios	4
Cableado y equipo eléctrico auxiliar	18
 <u>Mano de Obra :</u>	
Instalación de la estructura para la cen trífuga Robert's	10
Instalación de la centrífuga	8
Instalación del equipo eléctrico	10
Instalación de la tubería y válvulas	3
Construcción pisos y barandales	2
Total	823

H-3 CONDUCTOR DE AZUCAR REFINADO
(Análisis de Costos)

Maquinaria y Equipo (Descripción) : Costo Sub
total x 10³

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Material para la obra civil 7

Alargar canal del conductor

vibratorio y soportes 9

Mano de Obra :

Obra civil 5

Instalación de canal y accesorios 4

Total 25

" H " DEPARTAMENTO DE CENTRIFUGAS DE REFINADO.

RESUMEN DE COSTOS

<u>CLAVE</u>	<u>Costo Sub total x 10³</u>
H - 1	74
H - 2	823
H - 3	25
H - 4	<u> </u>
Total	922

" 1 " DEPARTAMENTO DE SECADO Y ENVASE.

I - 1 SECADOR DE AZUCAR.
(Análisis de Costos)

<u>Maquinaria y Equipo (Descripción) :</u>	<u>Costo Subtotal x 10³</u>
Un secador enfriador, tipo " Roto Louvre " con capacidad de 500 tons/dfa.	1,800
<u>Equipo Auxiliar (Descripción) :</u>	
Materiales para obra civil	15
Estructura para el granulador	40
Equipo eléctrico para el granulador	70
Pisos, escaleras y barandales	20
<u>Mano de Obra :</u>	
Desmontar equipo actual	40
Obra civil	7
Instalación de estructura	15
Instalación del tambor	19
Instalación de las transmisiones	8
Instalación del ducto y equipo auxiliar	12
Instalación equipo eléctrico	<u>7</u>
	2,053

I - 2 CONDUCTOR DE AZUCAR DEL SECADOR AL ELEVADOR
(Análisis de Costos)

<u>Maquinaria y Equipo (Descripción) :</u>	<u>Costo Sub total x 10³</u>
Un motor eléctrico de 5 H.P. a 1,750 R.P.M.	5
Un reductor Falk 3 C2-02 con una relación de 20.9:1	22
<u>Equipo Auxiliar (Descripción) :</u>	
Estructura para la transmisión	1
Cople flexible para la transmisión	1
<u>Mano de Obra :</u>	
Instalación de la estructura	1
Instalación de la transmisión	1
Total	31

I - 4 CONDUCTOR SINFIN A TOLVAS DE LIGA

(Análisis de Costos)

<u>Maquinaria y Equipo (Descripción) :</u>	<u>Costo Subtotal x 10³</u>
--	--

Un motor eléctrico de 5 H.P. a

1,750 R.P.M. 5

Un reductor Falk 3 C2-02

con una relación de 20.9 : 1 22

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Estructura para la transmisión 1

Cople flexible para la transmisión 1

Mano de Obra :

Instalación de la estructura 1

Instalación de la transmisión 1

31

I - 5 TOLVAS DE LIGA DE AZUCAR SECO

(Análisis de Costos)

Maquinaria y Equipo (Descripción) : Costo Sub
total x 10³

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Estructura para tolva de azúcar	15
Lámina negra de 6.35 mm de espesor	10
Refuerzos para la tolva	4
Pisos y escaleras	6

Mano de Obra :

Mover las tolvas a un nivel superior	9
Instalación de la estructura	6
Instalación tolva y refuerzos	16
Instalación pisos y escaleras	4

Total 70

I - 7 TOIWA PARA AZUCAR SECO, ANTES DE PASCULA AUTOMATICA
DE PESADO.

(Análisis de Costos)

Maquinaria y Equipo (Descripción) : Costo Sub
total x 10³

Equipo Auxiliar (Descripción) :

Estructura para tolva de azúcar	20
Lámina negra de 6.35 mm de espesor	13
Refuerzos para tolva	4
Pisos y escaleras	6

Mano de Obra :

Despejar área para la nueva tolva	9
Instalación de la estructura	6
Instalación de tolva y refuerzos	16
Instalación pisos y escaleras	4

Total **78**

I - 8

BASCULA AUTOMATICA PARA " PESADO " DEL AZUCAR.

(Análisis de Costos).

<u>Maquinaria y Equipo (Descripción) :</u>	<u>Costo Sub total x 10³</u>
Una báscula doble automática, marca Mantro & Parsons, con capacidad de 10 descargas por minuto	300
Tablero de control eléctrico para fijar velocidad cronométricamente	80
Porta-sacos completo con tolva ensacadora	37
<u>Equipo Auxiliar (Descripción) :</u>	
Estructura para básculas	5
Equipo eléctrico auxiliar	9
<u>Mano de Obra :</u>	
Instalación de la estructura	4
Instalación de las básculas	6
Instalación equipo eléctrico	9
Total	450

" I "

DEPARTAMENTO DE SECADO Y ENVASERESUMEN DE COSTOS

<u>CLAVE</u>	<u>Costo Sub total x 10³</u>
I - 1	2,053
I - 2	31
I - 3	_____
I - 4	31
I - 5	70
I - 6	_____
I - 7	78
I - 8	<u>450</u>
	Total 2,713

NOTA:

Obligado por la devaluación de nuestra moneda frente al dolar, y en consecuencia una inestabilidad del mercado tanto interno como externo, los costos estimados de maquinaria y equipo considerados, corresponden a la primera mitad del año 1973. No obstante, son una pauta a seguir en cualquier tiempo que se de see actualizar este renglón.

RESUMEN DE COSTOS DE AMPLIACION.

<u>Departamento.</u>	<u>Sub-total x 10³</u>
"A".- Clarificación de crudo	5,249
"B".- Evaporación de crudo	6,451
"C".- Cristalización de crudo	4,943
"D".- Centrífugas de crudo	1,121
"E".- Clarificación de refinado	925
"F".- Decoloración de refinado	1,189
"G".- Cristalización de refinado	387
"H".- Centrífugas de refinado	922
"I" .- Secado y envase	<u>2,713</u>
 SUB-TOTAL	 23,900
 Supervisión e Ingeniería 5 %	 <u>1,195</u>
 T O T A L	 <u><u>25,095</u></u>

CONCLUSIONES

Las siguientes industrias: dulcera, empacadora, panificadora y galletera, embotelladora, productos lácteos, productos farmacéuticos y vitivinícolas; son las principales industrias consumidoras de azúcar en el desarrollo de sus productos.

El desarrollo continuo de estas compañías exigen el crecimiento en la producción de azúcar, que se puede lograr con un mayor número de ingenios o ampliando los existentes en su capacidad de molienda. Esto se observa en los datos estadísticos contenidos en las tablas número 1, 2 y 3 .

Algunos de los ingenios han previsto la ampliación para el futuro, como el ingenio Melchor Ocampo, por eso es que hay equipo de capacidad sobrada y eso viene a reducir el costo y facilidad de hacer la ampliación.

En el balance de sólidos, vemos de que con la ampliación se eleva el rendimiento teórico de fábrica de 12.553% a 12.961%; que representa un incremento en la producción real.

Por lo que respecta a los datos de costos estimados en maquinaria y equipo considerados en este trabajo, es pertinente hacer notar que se tomaron como base los datos existentes a la primera mitad del año 1973, y que obviamente ya no tienen vigencia en vista de las devaluaciones de nuestra moneda frente al dólar, que han provocado inestabilidad tanto en el mercado interno como externo. No obstante el procedimiento de estimación representa la pauta a seguir para cualquier época, actualizando los datos cuando se desee poner al corriente las consideraciones de tipo económico.

BIBLIOGRAFIA.

LIBROS.

- 1.- Raymond E. Kirk & Donald F. Othmer.
Enciclopedia de Tecnología Química.
Editorial UTEHA. Barcelona, España.
- 2.- Dr. Fritz Ullmann.
Enciclopedia de Química Industrial.
Editorial Gustavo Gili, S. A. Barcelona, España (1952).
- 3.- Deerr, N.
History of Sugar.
Chapman & Hall, Londres (1949).
- 4.- Lyle, Oliver.
Technology for Sugar Refinery Workers
3a. edición. Chapman & Hall, Londres (1957).
- 5.- Plews, R. W.
Analytical methods used in sugar refining
Amsterdam, Elsevier (1970).
- 6.- A.O.A.C.
Methods of Analysis
7a. Edición Washington, D. C. (1950).

- 7.- Browne, C. A. y Zerban, F. W.
Sugar Analysis
Wiley, N. Y. (1941).
- 8.- Hugot, Emile
Handbook of Cane Sugar Engineering.
Amsterdam, Elsevier Publishing Co. (1960).
- 9.- Honing, Pieter
Principles of sugar technology
Amsterdam, Elsevier Publishing Co. (1953).
- 10.-Spencer, Guilford Lawsen
Manual de la caña de azúcar.
Montaner & Simon. Barcelona, España (1967).
- 11.-Donald Q. Kern
Procesos de transferencia de calor
Editorial C.E.C.S.A. , Barcelona, España (1970).
- 12.-Perry H. Robert & Chilton H. Cecil
Chemical Engineers Handbook
Fifth Edition Mc. Graw-Hill Book Co. (1973).
- 13.-Flow of Fluids
CRANE (1969)

REVISTAS.

1.- Othmer, D. F. y Luckey, A. H.

"Sugar", Vol. 44 No. 6 (1949).

2.- Shearon, W. H., Louviere, N. H. y Laperouse, R. M.

"Cane Sugar Refining"

Ind. Eng. Chem. 43, 552 (1951).