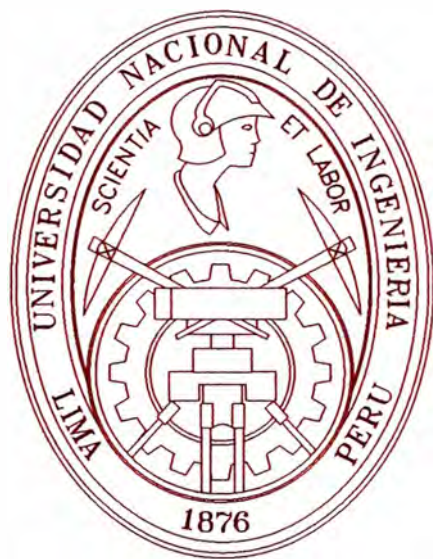


UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA



**“ESTUDIO PARA INCREMENTAR LA CAPACIDAD DE
PRODUCCION DE LA COOPERATIVA AGRARIA
AZUCARERA SAN JACINTO”**

INFORME DE INGENIERIA

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA**

VICTOR RAUL ALBUJAR CASTILLO

PROMOCION 1972-II

LIMA-PERU

2003

DEDICATORIA

A mi esposa Irma.

A mis queridos hijos Magali, Norka y Raúl

por su valioso apoyo.

IV

CONTENIDO

	Pág.
PROLOGO.	1
1.0.- INTRODUCCIÓN.	
1.1 Antecedentes	3
1.2 Propósito del Estudio	5
1.3 Alcances y Limitaciones del Estudio	6
2. PROCESO DE FABRICACIÓN DE AZUCAR.	
2.1.- Azúcar Cruda	9
2.1.1.- Recepción y descarga de caña	10
2.1.2.- Lavado y Preparación de Caña	10
2.1.3.- Trapiche	11
2.1.4.- Clarificación	12
2.1.5.- Evaporación	13
2.1.6.- Cristalización	14
2.1.7.- Centrifugación	16
2.1.8.- Sistemas de Templas Empleado	16
2.2.- Azúcar Refinada	18

3.- BALANCE DE FLUJO DE MATERIALES OBTENIDOS A PARTIR DE LA MOLIENDA DE CAÑA PROPUESTA

3.1.	Generalidades	23
3.2.	Balance de Materiales para Azúcar Refinada	26
	3.2.1.- Masa Cocida Refinada D (MCRD)	29
	3.2.2.- Masa Cocida Refinada C (MCRC)	31
	3.2.3.- Masa Cocida Refinada B (MCRB)	33
	3.2.4.- Masa Cocida Refinada A (MCRA)	35
	3.2.5.- Cuadro Resumen del Balance de Materiales en Refinería	37
3.3.-	Balance de Materiales para Azúcar Cruda	39
	3.3.1.- Material Disponible	39
	3.3.2.- Masa Cocida C (MCC)	42
	3.3.3.- Masa Cocida B (MCB)	45
	3.3.4.- Masa Cocida A (MCA)	48
	3.3.5.- Cuadro Resumen de Balance de Materiales en Azúcar Cruda	51

4.0.- EVALUACION DE LA CAPACIDAD DE PRODUCCION DEL INGENIO AZUCARERO PARA EL INCREMENTO DE PRODUCCION PROPUESTO

4.1.-	Evaluación de las Instalaciones y Capacidades de los Equipos	53
-------	---	----

VI

4.1.1. Recepción y Descarga de Caña	54
4.1.1.1. Balanza de Caña	54
4.1.1.2. Grúa Hilo	55
4.1.1.3. Mesa Alimentadora N° 1	56
4.1.1.4.- Grúa Torre	61
4.1.2.- Lavado y Preparación de Caña	61
4.1.2.1. Planta de Lavado	61
4.1.2.2. Conductor de Caña	62
4.1.2.3. Machetes	64
4.1.2.3.1.- Primer Juego	65
4.1.2.3.2.- Segundo Juego	66
4.1.2.4.- Nivelador	68
4.1.2.5.- Desfibrador de Caña	68
4.1.3.- Trapiche	71
4.1.3.1.- Molinos	71
4.1.3.1.1. Descripción	71
4.1.3.1.2.- Capacidad de Molienda	74
4.1.3.1.3.- Potencia Necesaria	75
4.1.3.2.- Turbinas	78
4.1.4.- Clarificación	80
4.1.4.1.- Balanza de Jugo	81
4.1.4.2.- Tanque de Encalado	81

VII

4.1.4.3.- Planta de Cal	81
4.1.4.4.- Calentadores de Jugo Crudo	82
4.1.4.5.- Clarificadores	82
4.1.4.6.- Filtros Rotativos	87
4.1.5.- Evaporación	91
4.1.5.1.- Evaporadores	91
4.1.5.1.1.- Unidades Existentes	94
4.1.5.1.2.- Capacidad Instalada	95
4.1.6. Cristalización	95
4.1.6.1.- Tachos de Azúcar Cruda	95
4.1.6.1.1.- Unidades Existentes	96
4.1.6.1.2.- Capacidad instalada	98
4.1.6.2.- Cristalizadores	101
4.1.7. Centrifugación	103
4.1.7.1.- Centrífugas	103
4.1.7.1.1.- Unidades Existentes y Capacidad	105
4.1.8. Refinería	106
4.1.8.1.- Unidades Existentes y Capacidad	106
4.1.9. Planta de Fuerza	108
4.1.9.1.- Planta de Generación de Vapor	108
4.1.9.2.- Planta de Generación de Electricidad	110

VIII

4.1.9.2.1.- Turbo – Generador	110
4.1.9.2.2.- Grupos Electr6genos	111
4.2. Evaluaci6n del Vapor para la Molienda Propuesta	113
4.2.1.- Tachos al vacio para Azúcar Cruda	114
4.2.2.- Calentamiento y Evaporaci6n	137
4.2.2.1.- Alternativa A	151
4.2.2.2.- Alternativa B	177
4.2.2.3.- Alternativa C	190
4.2.2.4.- Selecci6n de Alternativa	200
4.2.2.5.- Calentamiento de Jugo Clarificado	203
4.2.2.6.- Balance Térmico de Evaporadores	205
4.2.3.- Refinería	214
4.2.3.1.- Clarificadores JACOBS	214
4.2.3.2.- Tanque Refundidor y Secador de Azúcar	215
4.2.3.3.- Tacho al vacio para Azúcar Refinada	216
4.2.4- Planta de Fuerza	225
4.2.4.1.- Flujo de Vapor en Turbo – Generador	225
4.2.4.2.- Auxiliares de Calderas	226
4.2.4.2.1.-Flujo de Vapor en Bomba de Alimentaci6n de Calderas	226
4.2.4.2.2.- Auxiliares Varios	227
4.2.4.3.- Calentador Desaereador	228
4.2.5.- Saturador	231

IX

4.2.6.- Eyectores de Tachos	233
4.2.7.- Auxiliares de Fábrica	233
4.2.8.- Destilería	233
4.2.9.- Válvula Reductora	234
4.2.10.- Trapiche	235
4.2.11.- Consumo Integral de Vapor, Balance Térmico	236
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	240
BIBLIOGRAFÍA.	242
PLANOS.	243

PROLOGO

El objetivo del estudio es analizar la capacidad fabril del Ingenio Azucarero de la C.A.A. San Jacinto, a fin de satisfacer la necesidad de incrementar la producción de molienda de caña de 1500 toneladas a 2000 toneladas de caña diarias.

Además se pretende brindar un modesto aporte en cuanto a los delineamientos, para la solución de problemas similares dentro de la Industria Azucarera en nuestro país.

En el capítulo I se explican los antecedentes, propósito, alcances y limitaciones del estudio.

En el capítulo 2 se describen los procesos fabriles de producción de azúcar cruda o rubia y azúcar refinada o blanca, desde la recepción de la caña en el Ingenio hasta la culminación del proceso con el embolsado y despacho a granel.

En el Capítulo 3 en base a la molienda de caña propuesta, se determina por cálculos las cantidades de materiales como jugos, jarabes, masas cocidas, mieles y azúcares que serán procesadas.

Esto nos permite obtener datos para determinar la capacidad instalada necesaria para el proceso, se hacen cálculos tanto para azúcar rubia como refinada.

En el Capítulo 4 se hace una evaluación de la capacidad de producción del Ingenio Azucarero para el incremento de producción propuesto, tanto de las instalaciones y equipos como de la optimización del consumo de vapor.

INTRODUCCIÓN

1.1.- Antecedentes (al año 1978)

La Cooperativa Agraria Azucarera San Jacinto Ltda., es una entidad de interés social creada como resultado de la aplicación de la Ley de Reforma Agraria 17716 y complementarias sobre los Complejos Azucareros, naciendo el 15 de Mayo de 1970 como Comité Especial de Administración del Complejo Agroindustrial Nepeña.

Es el mayor propietario del Valle de Nepeña, el cual se encuentra en el Dpto. de Ancash, Provincia del Santa, ubicado entre los paralelos 08° 49' y 09° 19' de latitud Sur y los meridianos 77° 50' y 78° 31' de longitud Oeste, este Valle es irrigado por el río Nepeña.

La Cooperativa tiene adjudicada 6696,94 hectáreas y el cultivo principal es la caña de azúcar, fluctuando el área neta sembrada de caña de 2500 a 4186 Há., siendo el factor limitante de producción el agua de regadío, a pesar de que se explotan 72 pozos y hay estudios geológicos de prospección eléctrica que permiten asegurar que hay muchos recursos de aguas freáticas por explotar todavía, pero en general esta Cooperativa tiene muchas tierras disponibles para el cultivo industrial de la caña, las que no se siembran por falta de agua de regadío que asegure un rendimiento económicamente estable, debido a las bajas descargas del río Nepeña en los últimos años durante el verano.

A la fecha (1978) hay bajo cultivo 3451 Há. netas sembradas de caña y 1633 Há. susceptibles de incorporarse al cultivo; sin embargo, la Cooperativa de acuerdo a sus planes de desarrollo prevé una expansión que le permitirá alcanzar 4500 Há. de cultivo mediante la regularización de las descargas del río y la captación de las aguas en las represas, además de la ejecución de la Irrigación CHINECAS (Chimbote – Nepeña – Casma), autorizada por el gobierno.

La cooperativa cuenta con una instalación fabril completa para el procesamiento de caña de azúcar, produciendo azúcar cruda y refinada y cuya capacidad es objeto de este estudio.

1.2.- Propósito del Estudio

Según se ha especificado anteriormente, la CAA. San Jacinto Ltda. había previsto para un futuro cercano, una expansión en su área cultivable que le permitiría contar con 4500 Há. de caña de azúcar, y siendo el promedio de rendimiento por Há/año de 115 Ton., habría una disponibilidad de :

$$4500 \times 115 = 517500 \text{ Ton. de caña anuales.}$$

Siendo la temporada de molienda de 10 meses al año aproximadamente y considerando 26 días mensuales, habría disponibilidad para moler de:

$$\frac{517500}{26 \times 10} = 1990.4 \text{ Ton. de caña diarias}$$

Si se produjera algún déficit de caña, esta será cubierto con caña comprada a sembradores particulares, la cual es una alternativa prevista anualmente.

El objeto de este estudio es analizar la capacidad fabril instalada, para determinar la factibilidad de procesar 2000 toneladas de caña de azúcar diariamente, produciendo 40 toneladas diarias de azúcar refinada y 212 toneladas de azúcar rubia o cruda.

Además de lo expuesto, este estudio pretende brindar un modesto aporte en cuanto a los delineamientos de una metodología para la solución de problemas reales similares dentro de la Industria Azucarera en nuestro país.

1.3.- Alcances y Limitaciones del Estudio

La expansión productiva propuesta como meta en el Plan de Desarrollo en la CAA. San Jacinto, implica una adecuación a esta expansión de todo el proceso económico de la Empresa identificándose los cinco procesos siguientes:

- ❖ Abastecimiento de insumos
- ❖ Producción
- ❖ Comercialización
- ❖ Distribución del ingreso
- ❖ Financiamiento.

De estos procesos, solo el de Producción será analizado en parte en este estudio según se detallará mas adelante, entendiéndose que el análisis de los otros procesos escapa al propósito del Tema.

7

El proceso de producción comprende dos fases claramente diferenciadas: fase agrícola (Campo) y fase industrial (Fábrica).

La primera fase se refiere al cultivo del insumo fundamental del proceso, la caña de azúcar que es el insumo de la segunda fase.

La segunda fase transforma la caña en el producto terminado, el azúcar, por procesos físicos y químicos, que comprende las etapas que se describirán en el siguiente capítulo.

Los productos terminados resultantes son:

- ❖ azúcar cruda
- ❖ azúcar refinada

Además en distintas etapas de la fase, industrial se obtienen los subproductos:

- ❖ melaza o miel final utilizada en la producción de alcohol.
- ❖ alcohol rectificado fino de 96.5°
- ❖ bagazo
- ❖ cachaza (que vuelve a la fase agrícola como abono)

En el presente estudio se hace un análisis del proceso productivo solamente en el aspecto fabril, de acuerdo a la disponibilidad de materia prima según la proyección de expansión del cultivo en la fase de Campo.

Además según se ha explicado anteriormente, dentro del proceso fabril, se analizarán alternativas a fin de optimizar la utilización del vapor, pero con la restricción de que estas alternativas están condicionadas a la disponibilidad del equipo fabril ya instalado, siendo mínimas las innovaciones con equipo más moderno dada la imposibilidad de fuertes inversiones, sin que esto signifique una disminución o baja en los rendimientos y eficiencias del proceso.

PROCESOS DE FABRICACIÓN DE AZÚCAR

La descripción de los procesos que se hace a continuación está esquematizada en el Diagrama de Flujo de Operaciones del Ingenio, Plano N° 2.1 ubicado en la sección planos

2.1. Azúcar Cruda

La caña es transportada del campo al Ingenio por tractocamiones y es sometida al proceso fabril que se detalla según la secuencia de operaciones en las diferentes secciones del Ingenio y que son:

- ❖ Recepción y descarga de caña
- ❖ Lavado y preparación de caña
- ❖ Trapiche
- ❖ Clarificación
- ❖ Evaporación

- ❖ Cristalización
- ❖ Centrifugación.

2.1.1.- Recepción y descarga de caña

Al ingresar la caña al Ingenio es pesada en la Balanza y luego descargada en la Mesa Alimentadora N° 1 por la Grúa Hilo, pasa a la Mesa Alimentadora N° 2 y es conducida a la Planta de Lavado.

2.1.2.- Lavado y preparación de caña

En la Planta de Lavado mediante chorros de agua se elimina la tierra de la caña, quedando esta lista para la preparación para la molienda. La preparación consiste en cortar la caña en trozos pequeños mediante 2 juegos de Machetes y luego pasarla por un Desfibrador.

Los Machetes o cuchillas cañeras consisten en un eje pesado en el cual están fijos varios brazos, cada uno de los cuales lleva 2 machetes colocados simétricamente con relación al eje, el cual gira a 500 RPM y es accionado por una turbina a vapor.

El Desfibrador es un aparato que se emplea para completar la preparación y la desintegración de la caña; está formado por una trituradora de martillos que trabaja dentro de una tolva de metal.

La preparación de la caña permite:

- a) Favorecer la capacidad de los Molinos transformando la caña en una masa compacta y homogénea.
- b) Mejorar la extracción de los Molinos rompiendo la corteza de la caña y facilitando su desintegración y la extracción del jugo.

2.1.3.- Trapiche

La caña preparada pasa al Trapiche para su molienda, consistiendo esta en la extracción del jugo de la caña por medio de los Molinos que son unidades múltiples de combinaciones de 3 mazas, entre las cuales pasa sucesivamente la caña exprimida, aplicándose presión hidráulica en las mazas superiores.

Para extraer la mayor cantidad posible de azúcar del jugo residual que queda en el bagazo, se agrega agua a la salida del penúltimo Molino y el jugo de los Molinos se hace recircular.

Este proceso llamado “imbibición compuesta” ayuda a la extracción de azúcar por lixiviación, pudiéndose extraer hasta el 95% de azúcar que contiene la caña, este porcentaje se llama la extracción de sacarosa o simplemente, la extracción.

El jugo de los 3 primeros Molinos es enviado a un colador y luego bombeado al Departamento de Elaboración para su procesamiento. El bagazo del último Molino es transportado para su combustión a Calderos o para su despacho como materia prima en la Industria Papelera.

2.1.4.- Clarificación

El jugo que exprimen los Molinos es ácido, turbio y de color verde oscuro. En el proceso de clarificación, ideado para eliminar tanto las impurezas solubles como las insolubles, es universal el uso de la cal y el calor como agentes clarificadores.

La lechada de cal, preparada con aproximadamente 450 gr. CaO por tonelada de caña y agregada continuamente, neutraliza la acidez natural de jugo, llevando el PH desde valores cercanos a 5.5 hasta un PH = 7 u 8, además forma sales insolubles de cal, principalmente en forma de sulfatos de calcio.

La calefacción del jugo alcalino se hace en unidades denominadas Calentadores, los cuales mediante la utilización del vapor elevan la temperatura del jugo hasta 105°C, con la cual coagula albúmina y algunas de las grasas, ceras y gomas, y el precipitado que así se forma engloba tanto los sólidos en suspensión como las

particulares mas finas. Mediante la sedimentación se separan los lodos del jugo, la cual se realiza en los Clarificadores cerrados continuos.

La decantación separa los jugos tratados en 2 partes:

- a) El jugo claro que es enviado al proceso de evaporación con un PH = 7, Brix = 14 y Pureza = 82.
- b) El residuo o cachaza que se reúne en el fondo del Clarificador y que debe filtrarse a fin de separar del jugo el precipitado que contiene, junto con las sales insolubles que se han formado.

Para el filtrado se agrega a la cachaza bagazo fino a fin de facilitar la retención de materia sólida en el Filtro. El jugo filtrado es retornado al tanque de encalado.

2.1.5.- Evaporación

El jugo clarificado que posee casi la misma composición que el jugo extraído (con la excepción de las impurezas precipitadas que fueron extraídas por el tratamiento con cal) contiene aproximadamente 85% de agua. Las dos terceras partes de esta agua se evapora en Evaporadores de múltiples – efectos al vacío, que consisten en una sucesión de celdas de ebullición al vacío llamados “cuerpos”, dispuestas en serie para que en cada cuerpo haya mas vacío que en el cuerpo inmediatamente anterior y de esta forma, el jugo que

dicho cuerpo contiene hierva a menor temperatura. Así, los vapores producidos en un cuerpo podrán calentar a ebullición el jugo que contenga el siguiente. Con el uso de este sistema, el vapor que se introduce al primer cuerpo logra producir “evaporación en múltiple efecto”. El vapor que sale del último cuerpo va a un condensador.

El jarabe obtenido sale continuamente del último cuerpo con un contenido aproximado de 65% de sólidos y 35% de agua.

En el Capítulo 4 se describe al detalle el múltiple efecto utilizado.

2.1.6.- Cristalización

El siguiente paso en la elaboración es el “Cocimiento”, que además de continuar la evaporación, es un proceso en que el jarabe se concentra aumentando rápidamente su viscosidad con el Brix y al llegar a los 77 – 80° Bx comienzan a aparecer cristales, modificándose la naturaleza del material al pasar progresivamente del estado líquido a una condición en parte sólida y en parte líquida.

El material recibe el nombre de “masa cocida” y se obtiene a mas de 90° Bx, también se designa con el nombre de “templa”.

El cocimiento se lleva a cabo en recipientes al vacío, denominados Tachos y su principio de funcionamiento es similar al de un Evaporador, con la diferencia que cada Tacho trabaja individualmente.

Al iniciar el funcionamiento de un Tacho, antes de abrir el vapor, es necesario introducir un volumen mínimo de masa cocida que cubra por completo la calandria del Tacho. De otro modo, la ebullición arrojaría a la meladura sobre las partes expuestas del metal caliente produciendo caramelización que oscurecen el azúcar; a este volumen inicial se le llama “pie de templa” y se expresa en porcentaje de la capacidad de trabajo del Tacho y varía del 24 al 40%.

La masa cocida que sale del Tacho se deposita en los llamados Cristalizadores, dejándosele reposar a fin de que la azúcar que contiene el licor madre siga depositándose sobre los cristales, sin embargo mediante una hélice se le da a la masa un movimiento muy lento para facilitar el agotamiento total de la masa.

Una vez que el licor madre se ha agotado hasta el límite práctico en lo que concierne a la templa, queda únicamente por separar a los cristales para obtener azúcar en la forma comercial.

2.1.7.- Centrifugación

La masa cocida que se llevó a los Cristalizadores se hace pasar a máquinas giratorias llamadas “Centrífugas”. El canasto cilíndrico de la Centrífuga tiene sus costados perforados y forrados de tela metálica; entre el forro y el costado hay láminas metálicas que contienen de 400 a 600 perforaciones por pulg.²

Las máquinas accionadas por motores eléctricos giran de 1000 a 1800 RPM, el forro perforado retiene los cristales de azúcar y el licor madre o miel pasa a través del forro, impulsadas por la fuerza centrífuga, y cuando la azúcar queda purgada, se descarga de la centrífuga, quedando esta lista para recibir otra carga de masa cocida.

La azúcar comercial que sale de las Centrífugas es envasada o depositada para su despacho a granel, culminando el proceso.

2.1.8.- Sistema de Templas Empleado

La 1ª masa cocida obtenida a partir del jarabe al que se agrega magma como pie de templa, se llama MASA COCIDA A y al licor madre separado de ella en las centrífugas se le llama MIEL A y algunas veces MIEL 1ª.

Se denomina magma a la mezcla de azúcar C con agua

Estas mieles primeras contienen todavía una alta proporción de azúcar cristalizable, por esta razón se usan en masas cocidas posteriores en un pie de templa conveniente. A la masa cocida que se obtiene de esta manera se le llama MASA COCIDA B y al licor madre separado de ella se denomina MIEL B.

Esta operación se repite una vez mas obteniendo MASA COCIDA C y MIEL C mas conocida como MIEL FINAL O MELAZA.

La miel final que es considerada prácticamente agotada o de la cual se renuncia a obtener mas recuperaciones, será utilizada en el Alambique para producción de alcohol, el azúcar que contiene constituye la pérdida mayor que se sufre en la fabricación.

El sistema empleado es el de TRES TEMPLAS que es el más frecuente. Se cocen 3 tipos de masa cocida:

- 1.- Una masa cocida A de pureza entre 80 – 85 que se obtiene del jarabe con un pie de templa de magma o semilla.
- 2.- Una masa cocida B de pureza entre 70 – 72 que se obtiene con un pie de templa de semilla y miel A.

3.- Una masa cocida C de pureza 60, que se obtiene con un pie de templa de semilla y miel B.

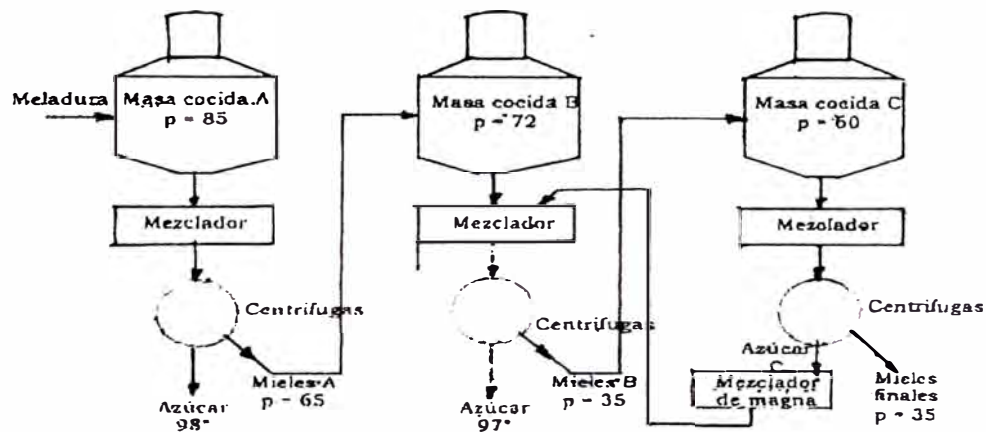


Fig. 1: Sistema de tres templas.

2.2. Azúcar Refinada

El método de refinación que emplea la Planta es el de FOSFATACIÓN SIMPLE y el proceso se esquematiza en el diagrama de la fig. N° 2. Como materia prima se emplea azúcar rubia A producida por el Ingenio, el primer paso del proceso de refinación se llama afinación o lavado y consiste en la eliminación de la película de melaza que está adherida al cristal del azúcar cruda. La película de melaza tiene una pureza de 65 ó menos, mientras que el cristal mismo consiste en sacarosa casi pura.

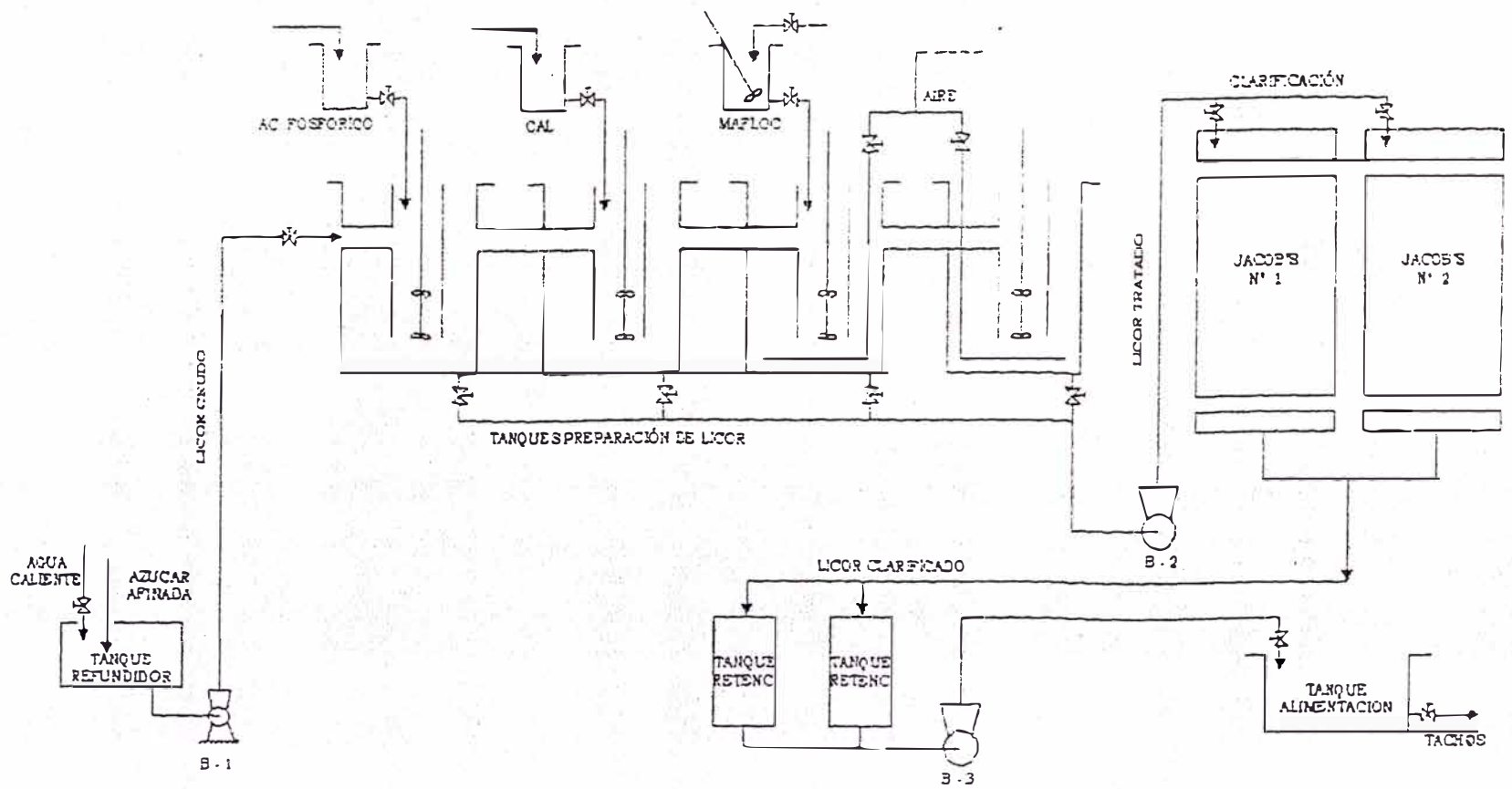


Fig. 2 : Diagrama de Flujo de Preparación de Licor en Refinería

En la afinación se lavan los cristales con agua caliente en la misma centrífuga de azúcar cruda.

La azúcar lavada se disuelve en aproximadamente la mitad de su peso en agua caliente, en un tanque dotado de aspas mezcladoras llamado refundidor, manteniéndose la disolución a 60° Bx y entre 60 y 80° C, denominándose a este producto licor crudo.

El licor crudo contiene algunas materias insolubles tales como bagacillo, arcilla o arena, cantidad apreciable de suspensiones finas y dispersoides, y también gomas, pectinas y otros coloides verdaderos, que no fueron extraídos por la clarificación en el Ingenio o fueron formados en el proceso posterior de fabricación; además, el licor crudo es ácido, por lo que es necesario neutralizarlo y clarificarlo mediante la defecación.

La defecación se puede definir como el tratamiento del licor crudo con ciertas sustancias químicas y con calor, para lograr que la solución sea adecuada para la clarificación.

El licor crudo salido del refundidor pasa a los tanques de tratamiento donde se le agrega solución de ácido fosfórico H_3PO_4 hasta un $PH=4$, se neutraliza con lechada de cal CaO hasta un $PH=7$ y se añade floculante

MAFLOC – 1050; se inyecta aire que forma espuma haciendo flotar las impurezas livianas.

El licor ya tratado químicamente es bombeado a los clarificadores JACOBS para su calentamiento y clarificación por sedimentación y flotación de espumas, estas espumas se devuelven al tanque de jugo alcalizado o encalado.

En el tratamiento de fosfato y cal con calor, primero se neutralizan los ácidos orgánicos existentes en la azúcar cruda y después se forma fosfato tricálcico. La calefacción y los defecantes causan la coagulación y precipitación de los no azúcares. Toda esta materia forma un precipitado denso y floculento que atrapa y lleva consigo gran parte de las impurezas procedentes de la azúcar cruda que están en suspensión; lo más importante de todo es que este precipitado ocluye mucha materia coloidal, y extrae una cantidad apreciable de materia colorante.

El sistema de clarificación es continuo y el principio básico es la aireación del licor tratado para que contenga burbujitas finas de aire, y su calefacción posterior. Las burbujas de aire suben, portando el precipitado floculento, que forma una capa de lodo o nata, la cual se extrae del clarificador.

El líquido que sale de los clarificadores se denomina licor clarificado y se almacena en los tanques de retención, para luego ser bombeado a los tanques de alimentación de tachos.

Se emplea la templa única de refinera, es decir, licor y miel que resulta de la centrifugación de las mismas y al final la miel refinada se envía al jarabe por lo que se le denomina miel de retorno.

3.-

BALANCE DE FLUJO DE MATERIALES OBTENIDOS A PARTIR DE LA MOLIENDA DE CAÑA PROPUESTA

3.1. Generalidades

En base a la molienda de caña propuesta , se determinarán las cantidades de materiales como jugos, jarabes, masas cocidas, mieles y azúcares que serán procesados (cálculo gravimétrico).

Para realizar el Balance de Materiales, es necesario aplicar el concepto de RETENCIÓN que se define como:

$$\text{RETENCIÓN} = \frac{\text{Sólido sen miel}}{\text{Sólido sen material primario}}$$

Comenzando con el material primario que puede ser jugo claro, meladura o masa cocida de pureza J, se recupera de él azúcar de pureza S en una relación de Q por unidad de peso de materia seca en el material primario en consideración (Fig. 3).

Además definiendo los términos:

$$\text{Pureza (\%)} = \frac{\text{sacarosa}}{\text{materia sólida o sólidos}} \times 100$$

Brix = % de sólidos disueltos en un líquido

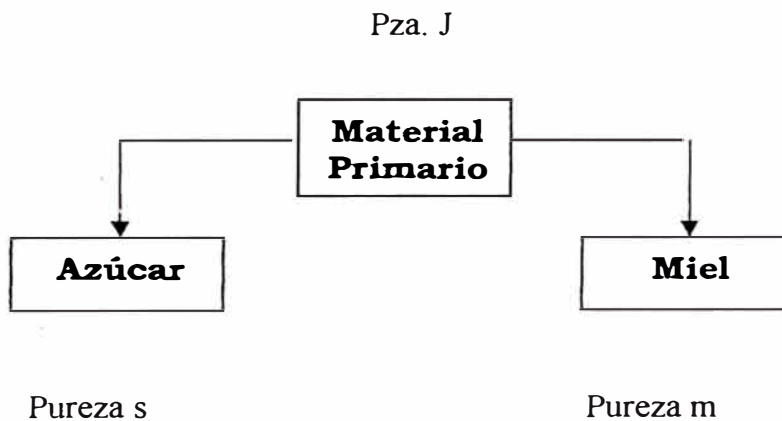


Fig. 3: Derivados de material primario

Igualando el peso de sacarosa en el material primario con el peso de sacarosa recuperada en el azúcar y las mieles obtenidas, y expresando estas

unidades en términos de unidad de peso de materia seca en el material primario se tendrá:

$$1 (J) = Qs + (1 - Q)m$$

$$\text{de donde: } Q = \frac{J - m}{s - m}$$

como: 1 = Sólidos en material primario

Q = Sólidos en azúcar

$1-Q$ = Sólidos en miel

$$\text{RETENCIÓN} = R = \frac{\text{Sólidos en miel}}{\text{Sólido en material primario}} = \frac{1-Q}{1}$$

$$R = 1 - \frac{J - m}{s - m} = \frac{s - J}{s - m}$$

En porcentaje: $R = 100 \left(\frac{s - J}{s - m} \right)$

Esta relación la aplicaremos con frecuencia en este Capítulo.

3.2. Balance de Materiales para Azúcar Refinada

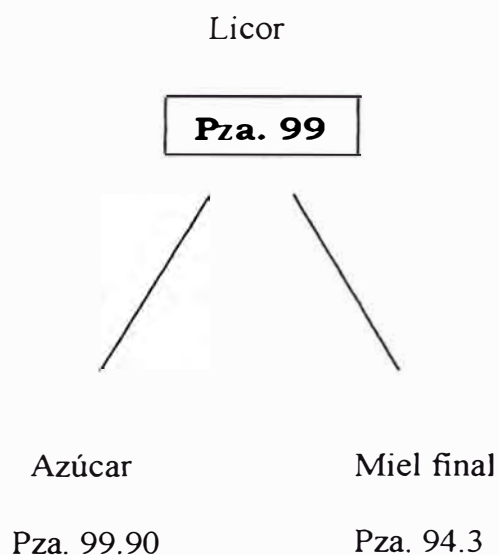
La producción de azúcar refinada contemplada en el pte. Estudio es de 40 toneladas por día.

Asumiendo que (fig. 4):

$$\text{Pza azúcar refinada} = 99.90$$

$$\text{Pza. licor} = 99.00$$

$$\text{Pza. miel refinada final} = 94.30$$



Retención total de refinería:

$$R = \left(\frac{99.9 - 99}{99.9 - 94.3} \right) 100 = 16.07\%$$

Fig. 4: Purezas en refinado

Como: Sólidos en miel + sólidos azúcar ref. = Sólidos en licor

$$R = 100 \left(\frac{\text{sólido en miel}}{\text{sólido en licor}} \right)$$

$$100 - R = 100 \left(\frac{\text{sólidos azúcar ref.}}{\text{sólido en licor}} \right)$$

Por tanto:

$$100 - 16.07 = 83.93\% = 100 \left(\frac{\text{sol.azúcarref.}}{\text{sol.enlicor}} \right)$$

Usaremos TD = Toneladas diarias

Si la producción de azúcar refinada es de 40 TD entonces:

$$\text{Sólidos en licor} = \frac{\text{sólidosazúcarref.}}{0.8393} = \frac{40}{0.8393} = 47.66TD.$$

Sólidos en miel de retorno = sólidos licor - sólidos azuc. ref.

$$= 47.66 - 40 = 7.66 TD.$$

$$\text{Miel de retorno} = \frac{\text{sólidos en miel}}{Bx} = \frac{7.66}{0.75} = 10.21TD.$$

El valor del Bx se toma de acuerdo a los estándares

Las masas de refinada se van a trabajar con 40% de licor fino y el cuerpo de miel de la templa anterior, a excepción de la primera masa de refinada que se trabajará únicamente con licor.

De acuerdo a los estándares de fabricación, la pureza de las mieles de las masas serán como sigue:

97.9, 96.8, 95.7 y 94.3 respectivamente.

Con estos valores calcularemos las purezas de las masas a obtenerse, con el siguiente procedimiento (Fig. 5):

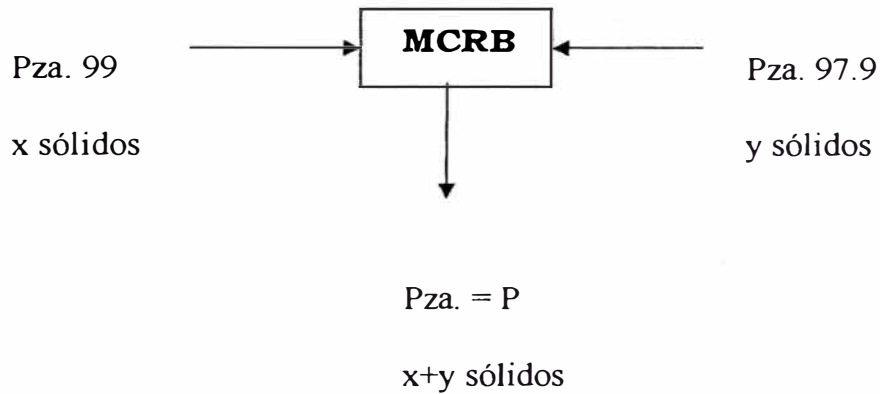


Fig. 5: Balance de sólidos

Haciendo un balance de sacarosa :

$$99x + 97.9 y = P (x+y)$$

si : $x+y = 1$ entonces $P = 99 x + 97.9 y$

Por tanto:

$$\text{Pza. MCRB} = 0.4 (99) + 0.6 (97.9) = 98.34$$

$$\text{Pza MCRC} = 0.4 (99) + 0.6 (96.8) = 97.68$$

$$\text{Pza MCRD} = 0.4 (99) + 0.6 (95.7) = 97.02$$

El sgte. Cuadro es el resumen de los datos con que se hará el balance de materiales:

Material	Brix	Pureza
MCRA	88	99
MRA	75	97.9
MCRB	88	98.34
MRB	75	96.8
MCRC	88	97.68
MRC	75	95.7
MCRD	88	97.02
MRD	75	94.3
Licor	60	99

3.2.1.- Masa Cocida RD (Refinada D)

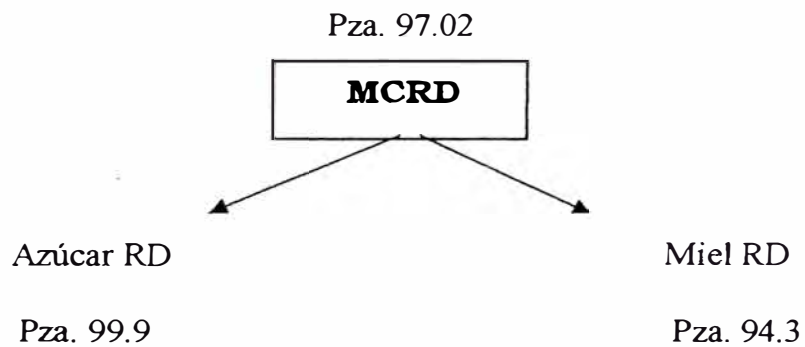


Fig. 6: Purezas en Masa Cocida RD.

$$\text{Retención} = R = 100 \frac{(99.9 - 97.02)}{99.9 - 94.3} = 51.42\%$$

$$\text{Como: } R = \frac{\text{sólidos Miel RD}}{\text{Sólidos MCRD}}$$

$$\text{Sólidos en MCRD} = \frac{\text{Sólidos Miel RD}}{R} = \frac{7.66}{0.5142} = 14.897 \text{ TD}$$

$$\text{Ton de MCRD} = \frac{\text{Sólidos en MCRD}}{Bx} = \frac{14.897}{0.88} = 16.93 \text{ TD.}$$

$$\text{Sólidos en Azúcar D} = 14.897 - 7.66 = 7.237 \text{ TD.}$$

Composición de la Masa Cocida RD (Fig. 7)

Haciendo un balance de sacarosa:

Sacarosa en MCRD = sacarosa en licor + sacarosa en Miel RC.

$$14.897 (97.02) = 99X + (14.897 - X) 95.7$$

$$X = 5.9588 \text{ Ton. sólidos en licor a MCRD.}$$

$$14.897 - X = 8.9382 \text{ Ton. sólidos en Miel RC a MCRD.}$$

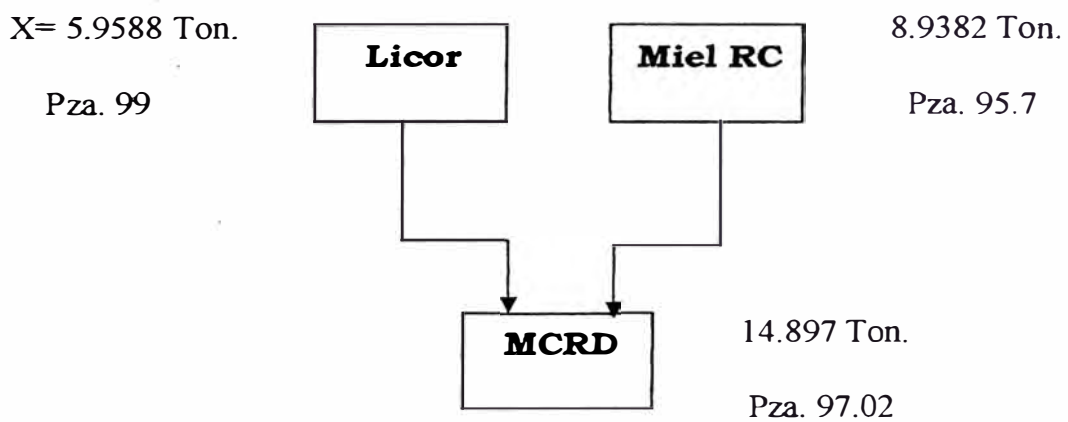


Fig. 7: Composición de Masa Cocida RD.

$$\text{Licor a MCRD} = \frac{\text{Sólidos licor}}{Bx} = \frac{5.9588}{0.60} = 9.9313 \text{ TD.}$$

$$\text{Material de Miel RC} = \frac{\text{Sólidos Miel RC}}{Bx} = \frac{8.9382}{0.75} = 11.9176 \text{ TD.}$$

$$\text{Material de MCRD} = 9.9313 + 11.9176 = 21.85 \text{ TD.}$$

3.2.2.- Masa Cocida RC

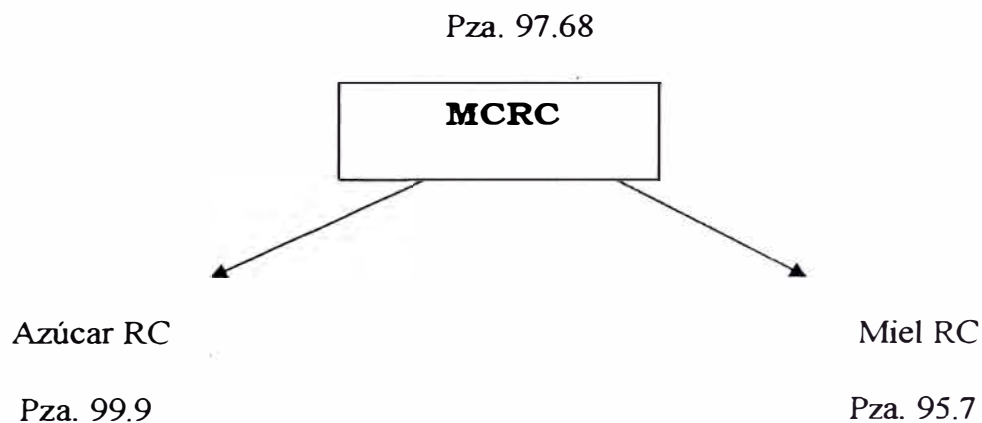


Fig. 8: Purezas en Masa Cocida RC.

De la figura 8 :

$$\text{Retención} = R = 100 \left(\frac{99.9 - 97.68}{99.9 - 95.7} \right) = 52.857 \%$$

$$\text{Sólidos en MCRC} = \frac{\text{Sólidos en Miel RC}}{R} = \frac{8.9382}{0.52857} = 16.91 \text{ TD}$$

$$\begin{aligned} \text{Sólidos en azúcar C} &= \text{sólidos en MCRC} - \text{sólidos en Miel RC} \\ &= 16.91 - 8.9382 = 7.9718 \text{ TD} \end{aligned}$$

$$\text{Toneladas de MCRC} = \frac{\text{sólido sen MCRC}}{Bx} = \frac{16.91}{0.88} = 19.216 \text{ Td.}$$

Composición de Masa cocida RC (Fig. 9).

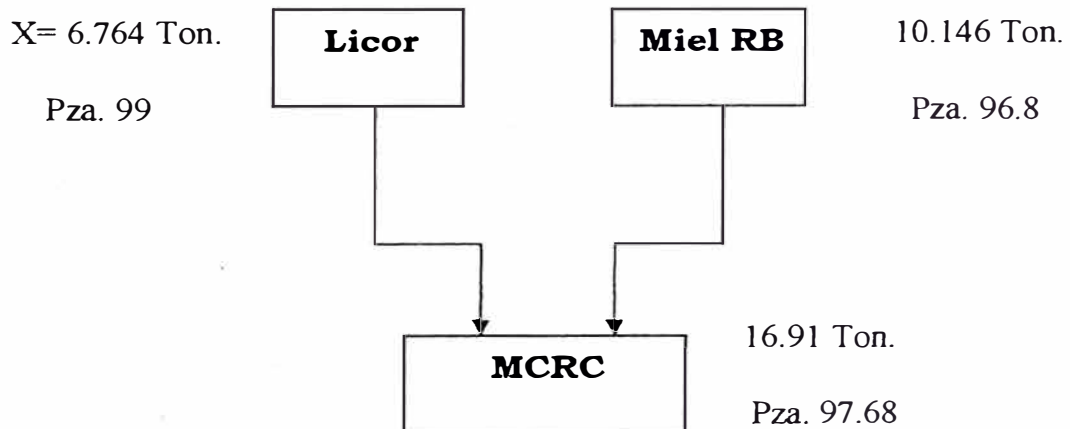


Fig. 9: Composición de Masa Cocida RC.

Haciendo en balance de sacarosa:

Sacarosa en MCRC = Sacarosa en licor + Sacarosa en Miel RB.

$$16.91 (97.68) = 99X + 96.8 (16.91 - X)$$

$X = 6.764$ Ton. sólidos en licor a MCRC.

$16.91 - X = 10.146$ Ton. sólidos en MRB a MCRC.

$$\text{Licor a MCRC} = \frac{\text{sólidos licor}}{Bx} = \frac{6.764}{0.60} = 11.27 \text{ TD.}$$

$$\text{Material de Miel RB} = \frac{\text{sólidos de MRB}}{Bx} = \frac{10.146}{0.75} = 13.53 \text{ TD}$$

Material de MCRC = $11.27 + 13.53 = 24.80$ TD

3.2.3.- Masa Cocida RB

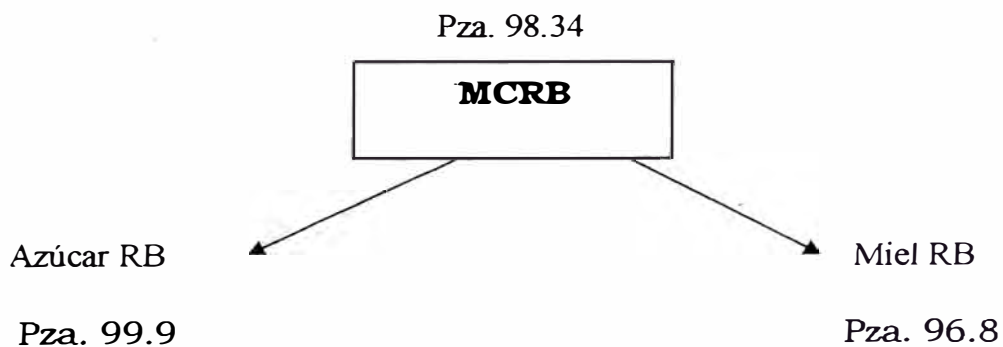


Fig. 10 Purezas de Masa Cocida RB

De figura 10:

$$\text{Retención} = R = 100 \left(\frac{99.9 - 98.34}{99.9 - 96.8} \right) = 50.32\%$$

$$\text{Sólidos en MCRB} = \frac{\text{sólido en MielRB}}{R} = \frac{10.146}{0.5032} = 20.163 \text{ TD.}$$

Sólidos en Azúcar B = sólidos en MCRB – sólidos en Miel RB.

$$= 20.163 - 10.146 = 10.017 \text{ TD.}$$

$$\text{Toneladas de MCRB} = \frac{\text{sólidos en MCRB}}{Bx} = \frac{20.163}{0.88} = 22.91 \text{ TD.}$$

Composición de Masa Cocida RB (Fig. 11)

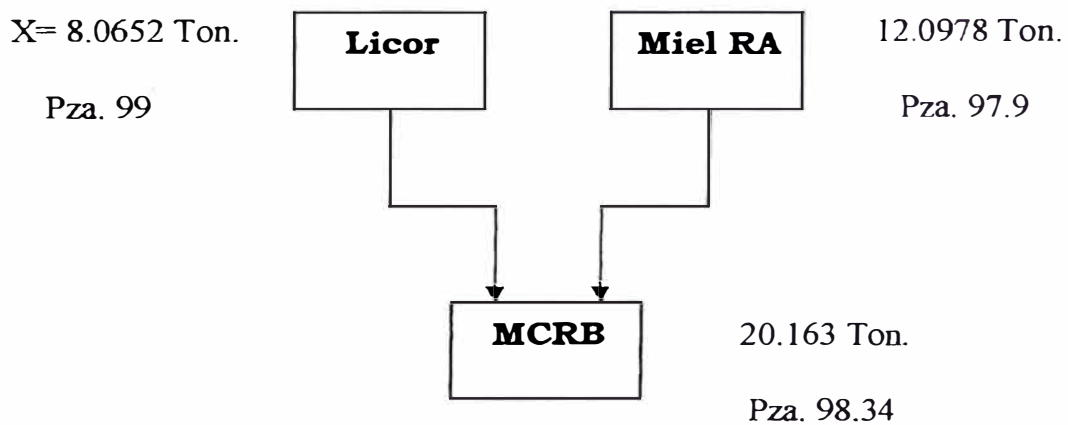


Fig.11: Composición de Masa Cocida RB.

Haciendo un balance de sacarosa:

Sacarosa en MCRB = sacarosa en licor + sacarosa en Miel RA.

$$20.163 (98.34) = 99X + 97.9 (20.163 - X)$$

$X = 8.0652$ Ton. Sólidos en licor a MCRB.

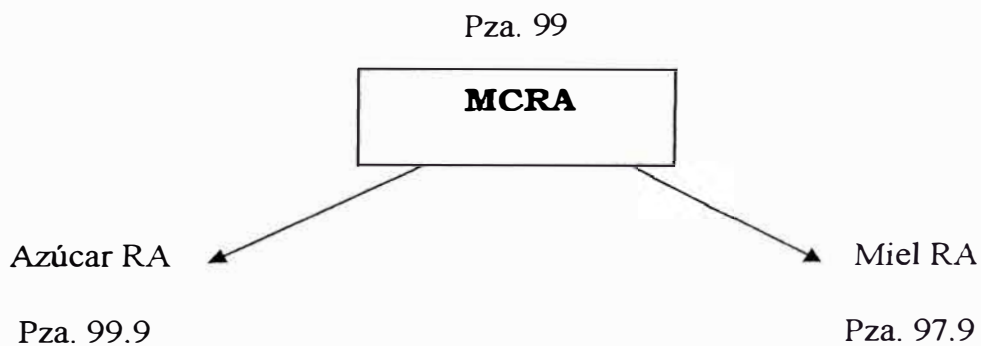
$20.163 - X = 12.0978$ Ton. Sólidos en MRA a MCRB.

$$\text{Licor a MCRB} = \frac{\text{sólidos licor}}{Bx} = \frac{8.0652}{0.60} = 13.442 \text{ TD.}$$

$$\text{Material de Miel RA} = \frac{\text{sólidos Miel RA}}{Bx} = \frac{12.0978}{0.75} = 16.13 \text{ TD.}$$

Material de MCRB = $13.442 + 16.13 = 29.572$ TD.

3.2.4.- Masa Cocida RA



De la figura 12:

$$\text{Retención} = R = 100 \left(\frac{99.9 - 99}{99.9 - 97.9} \right) = 45\%$$

$$\text{Sólidos en MCRA} = \frac{\text{sólidos Miel RA}}{R} = \frac{12.0978}{0.45} = 26.884 \text{ TD.}$$

$$\begin{aligned} \text{Sólidos en Azúcar A} &= \text{sólidos en MCRA} - \text{sólidos en Miel RA} \\ &= 26.884 - 12.0978 = 14.7862 \text{ TD.} \end{aligned}$$

$$\text{Toneladas de MCRA} = \frac{\text{sólido sen MCRA}}{Bx} = \frac{26.884}{0.88} = 30.55 \text{ TD.}$$

$$\begin{aligned} \text{Toneladas de Material empleado} &= \frac{\text{sólidos Material}}{Bx} \\ &= \frac{26.884}{0.60} = 44.80 \text{ TD.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Flujo de masa de licor} &= \text{licor MCRD} + \text{licor MCRC} + \text{licor MCRB} \\ &\quad + \text{licor MCRA.} \\ &= 9.9313 + 11.27 + 13.442 + 44.80 \\ &= 79.44 \text{ TD.} \end{aligned}$$

3.2.5.- Cuadro Resumen del Balance de Materiales en Refinería en Toneladas Diarias.

<u>Material</u>	<u>Flujo</u>	<u>Ton. Sólidos</u>	<u>Ton. Pol.</u>	<u>Brix</u>	<u>Pureza</u>
Licor	79.433	47.660	47.183	60	99
MCRA	30.550	26.884	26.615	88	99
Az. RA	14.790	14.786	14.771	99.97	99.9
MRA	16.130	12.098	11.844	75	97.9
MCRB	22.912	20.163	19.828	88	98.34
Az. RB	10.020	10.017	10.007	99.97	99.9
MRB	13.528	10.146	9.821	75	96.8
MCRC	19.216	16.910	16.517	88	97.68
Az. RC	7.974	7.972	7.964	99.97	99.9
MRC	11.917	8.938	8.553	75	95.7
MCRD	16.928	14.897	14.453	88	97.02
Az. RD	7.239	7.237	7.229	99.97	99.9
MRD	10.213	7.660	7.223	75	94.3

(Retorno)

Nota : El término Pol es abreviatura de polarización , es la lectura de un polarímetro o sacarímetro, que representa el porcentaje de sacarosa que contiene el material examinado

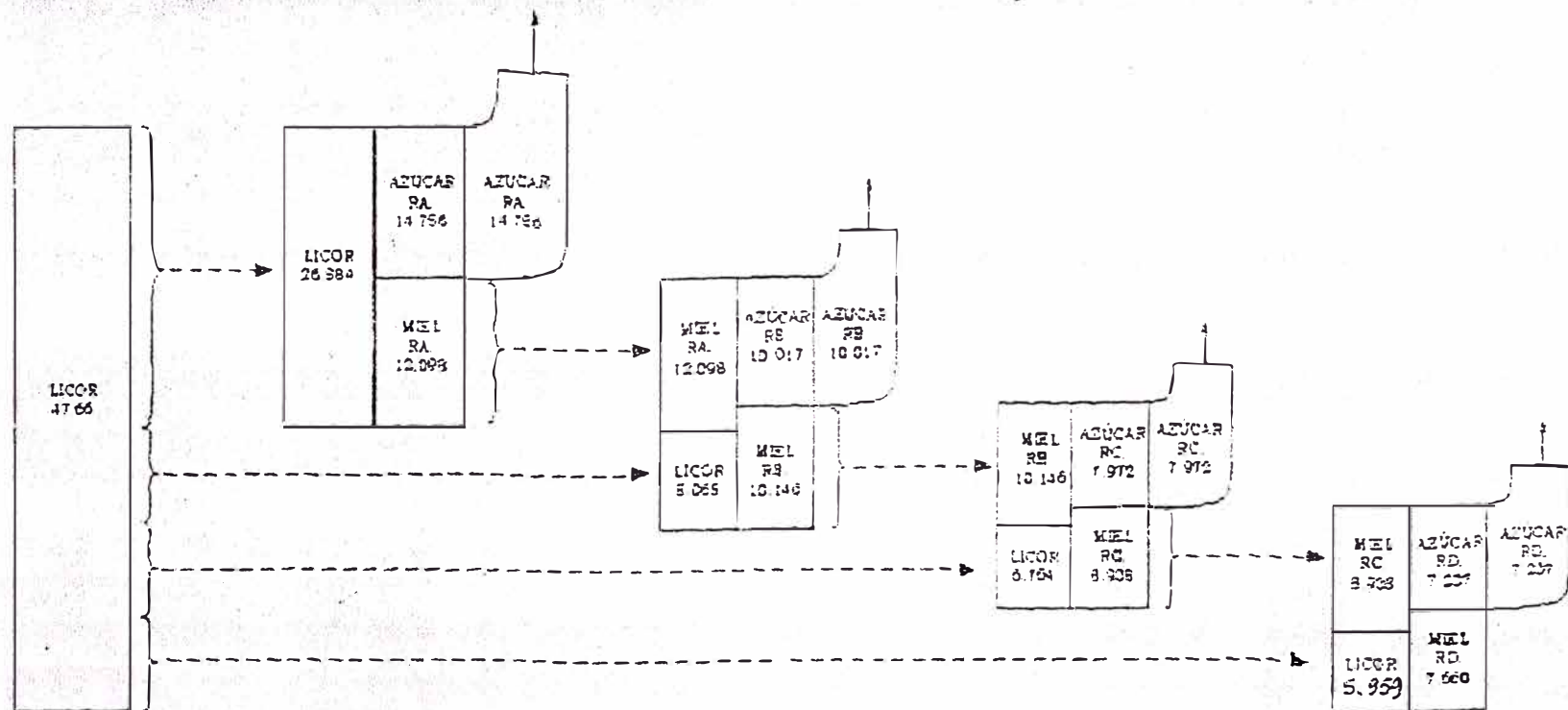


Fig. 13 : Diagrama de Flujo en tachos de refinería para 40 Ton. de Azúcar/Día

3.3. Balance de Materiales para Azúcar Cruda.

3.3.1.- Material Disponible.

La cantidad de jarabe a 65° Bx y pureza 82, teniendo en cuenta la molienda diaria de 2000 ton. de caña y 100% de extracción diluida, haciendo un balance de sólidos será:

(Ton. jugo día) (Bx. Del jugo) = (Ton jarabe día) (Bx del jarabe)

Considerando extracción diluida = % jugo mezclado sobre caña

Ton. jugo clarificado = Ton. de caña

Bx del jugo = 14.

Por tanto : $2000 \text{ T.J.D.} \times 0.14 = \text{Ton. jarabe día} \times 0.65$

$$\frac{2000T.J.D.x0.14}{0.65} = 431 \text{ Ton. Jarabe por día.}$$

Donde : T.J.D = Ton. jugo por día

Luego considerando que el retorno de la miel de refinada es continua,

tenemos:

Material	Flujo (Ton)	Ton. sólidos	Ton. Pol	Bx	Pza.
Jarabe	431	280.15	229.72	65	82
Miel de retorno	10.21	7.66	7.22	75	94.3
	441.21	287.81	236.94	65.23	82.33

Donde se ha calculado:

Ton. sólidos jarabe = Ton jarabe x Bx del jarabe

Ton. Pol = Ton. sólidos x Pza. = Ton de sacarosa

Considerando como datos básicos:

<u>Material</u>	<u>Pureza</u>	<u>Brix</u>
Masa cocida A	83	94
Miel A	65	65
Masa Cocida B	72	96
Miel B	50	65
Masa Cocida C	60	98
Miel final	38	85
Magma	90	86
Azúcar Comercial	98.4	99.6
Azúcar C	90	99

Magma es azúcar de baja calidad (pureza) mezclada con agua

La retención total de sólidos % sólidos en material es:

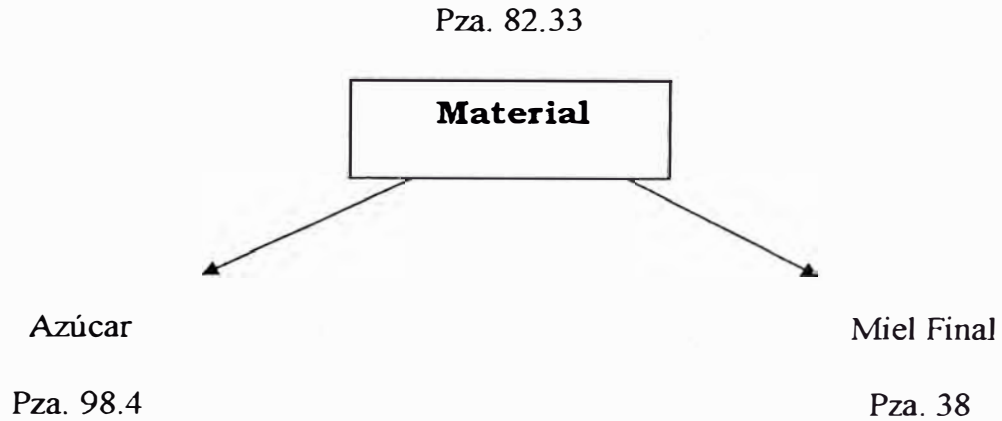


Fig. 14: Purezas en Azúcar Cruda.

De la figura 14:

$$\text{Retención} = R = 100 \left(\frac{98.4 - 82.33}{98.4 - 38} \right) = 26.60\%$$

$$R = \frac{\text{Sólidos miel}}{\text{Sólidos material}}$$

Ton. Sólidos en Miel Final = R x Sólidos material

$$= 0.266 (287.81) = 76.56 \text{ TD.}$$

$$\text{Ton Miel final} = \frac{\text{Ton s\u00f3lidos}}{Bx} = \frac{76.56}{0.85} = 90.07 \text{ TD.}$$

3.3.2.- Masa Cocida C

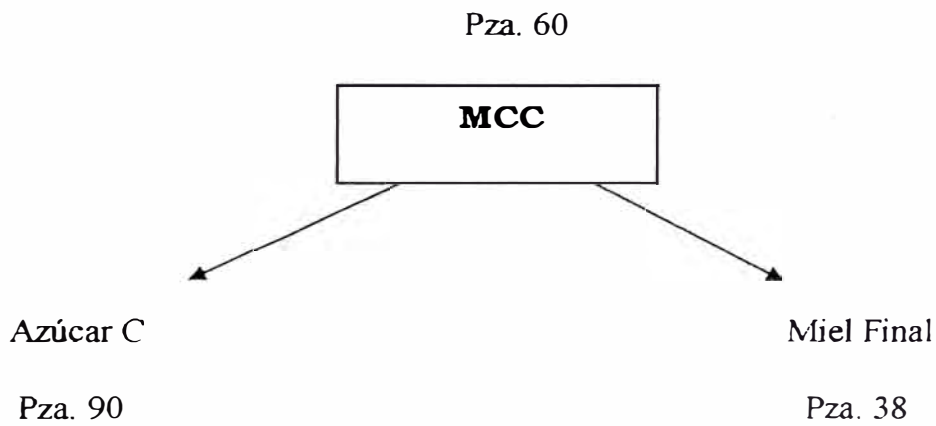


Fig. 15: Purezas en Masa Cocida C.

De la figura 15:

$$\text{Retención} = R = 100 \left(\frac{90 - 60}{90 - 38} \right) = 57.69\%$$

$$\begin{aligned} \text{Ton. S\u00f3lidos en MCC} &= \frac{\text{Ton. s\u00f3lidos Miel}}{R} \\ &= \frac{76.56}{0.5769} = 132.71 \text{ TD.} \end{aligned}$$

$$\text{Ton de MCC} = \frac{\text{Ton s\u00f3lidos}}{Bx} = \frac{132.71}{0.98} = 135.42 \text{ TD.}$$

Ton. S\u00f3lidos en Az\u00facar C = ton, s\u00f3lidos MCC – Ton s\u00f3lidos Miel

Final

$$= 132.71 - 76.56 = 56.15 \text{ TD.}$$

empleando el Az\u00facar C para preparado de magma:

$$\text{Ton. de magma (preparada con agua)} = \frac{\text{s\u00f3lidos az\u00facar C}}{Bx_{\text{magma}}}$$

$$= \frac{56.15}{0.86} = 65.29 \text{ TD.}$$

Composici\u00f3n de Masa Cocida C (Ton. de s\u00f3lidos)

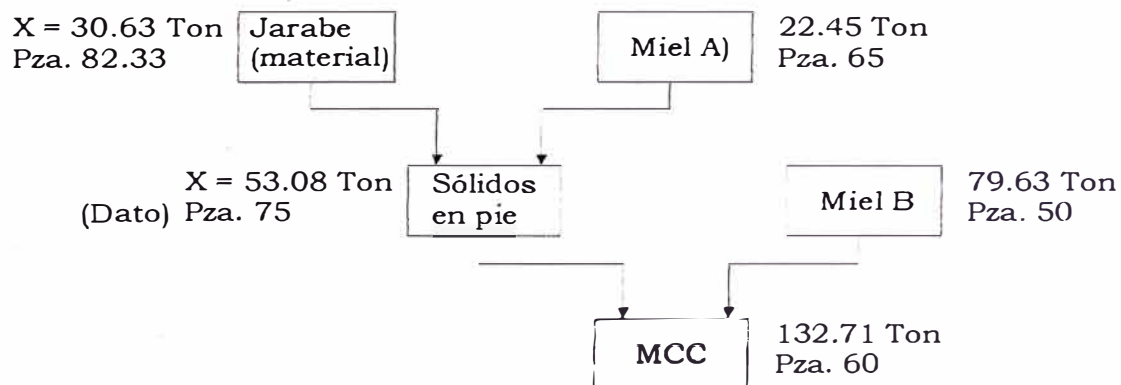


Fig.16: Composici\u00f3n de Masa Cocida C.

De la figura 16:

Haciendo un balance de sacarosa:

Sac en MCC = Sac. Sólidos pie + Sac. Miel B.

Como : Sacarosa = Sólidos x Pza.

$$132.71 (60) = 75 X + (132.71 - X) 50$$

$$X = 53.08 \text{ Ton. sólidos en pie granulados}$$

$$132.71 - X = 79.63 \text{ Ton. de sólidos en Miel B.}$$

Además:

Sac. en sólidos pie = Sac jarabe + Sac Miel A

$$53.08 (75) = 82.33 X + (53.08 - X) 65$$

$$X = 30.63 \text{ Ton sólidos de jarabe a MCC}$$

$$53.08 - X = 22.45 \text{ Ton sólidos de Miel A a MCC.}$$

Ton. de sólidos de jarabe a MCC = 30.63 TD

Ton. de pol de jarabe a MCC = ton sólidos x Pza.

$$= 30.63 (0.8233)$$

$$= 25.22 \text{ TD.}$$

$$\text{Ton. jarabe a MCC} = \frac{\text{Ton sólidos en jarabe}}{Bxmaterial}$$

$$= \frac{30.63}{0.6523} = 46.95 \text{ TD.}$$

Ton. sólidos de Miel A a MCC = 22.45 TD.

$$\begin{aligned} \text{Ton. de Miel A a MCC} &= \frac{\text{Ton. Sólidos Miel A}}{\text{Bx. de Miel A}} \\ &= \frac{22.45}{0.65} = 34.54 \text{ TD.} \end{aligned}$$

Ton. Sólidos de Miel B a MCC = 79.63 TD.

$$\text{Ton. de Miel B a MCC} = \frac{79.63}{0.65} = 122.51 \text{ TD.}$$

Material MCC = jarabe + Miel A + Miel B.

$$= 46.95 + 34.54 + 122.51$$

$$= 204 \text{ TD}$$

3.3.3.- Masa Cocida B

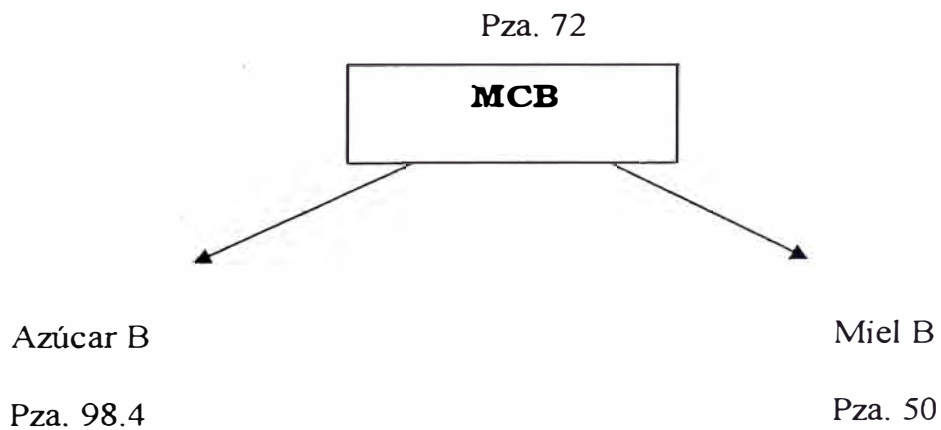


Fig. 17: Purezas en Masa Cocida B.

De la figura 17:

$$\text{Retención} = R = 100 \left(\frac{98.4 - 72}{98.4 - 50} \right) = 54.54\%.$$

$$\text{Ton. Sólidos en MCB} = \frac{\text{Sólidos en Miel B}}{\text{Retención}} = \frac{79.63}{0.5454} = 146 \text{TD} :$$

$$\text{Ton. de MCB} = \frac{\text{Ton. Sólidos}}{Bx} = \frac{146}{0.96} = 152.1 \text{TD}.$$

$$\begin{aligned} \text{Ton. sólidos Azúcar B} &= \text{Ton. sólidos MCB} - \text{Ton. sólidos Miel B.} \\ &= 146 - 79.63 = 66.37 \text{TD.} \end{aligned}$$

$$\text{Ton Azúcar B} = \frac{\text{Ton. Sólidos}}{Bx. Azúcar} = \frac{66.37}{0.996} = 66.64 \text{TD}.$$

Composición de Masa Cocida B (Ton. de sólidos).

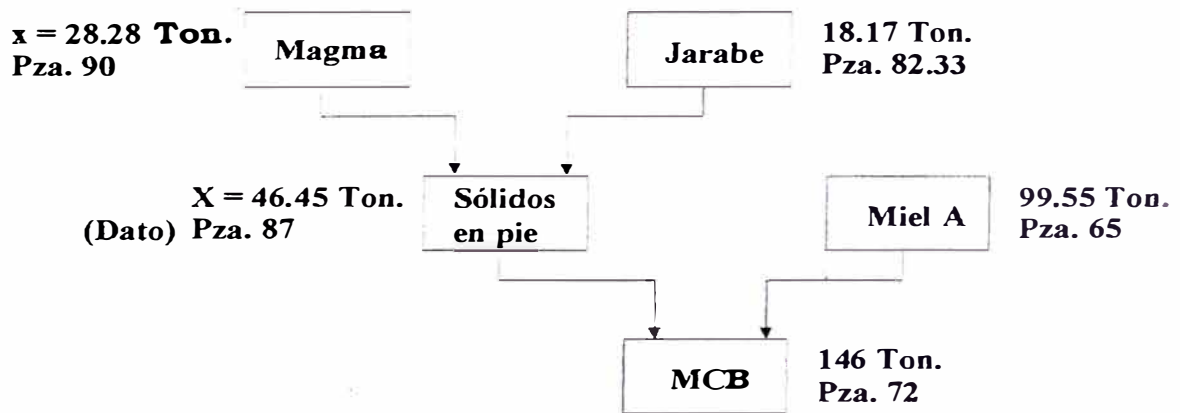


FIG. 18: Composición de Masa Cocida B.

De la figura 18:

Haciendo balance de sacarosa:

Sac. en MCB = Sac. Sólidos pie + Sac Miel A.

$$146 (72) = 87 X + (146 - X) 65$$

$$X = 46.45 \text{ Ton. de Sólidos en pie de MCB.}$$

$$146 - X = 99.55 \text{ Ton. de Sólidos de Miel A en MCB.}$$

$$\begin{aligned} \text{Ton. de Miel A a MCB} &= \frac{\text{Ton.Sólidos}}{\text{Bx.MielA}} = \frac{99.55}{0.65} \\ &= 153.15 \text{ TD.} \end{aligned}$$

Además:

Sac. en Sólidos pie = Sac. magma + Sac. jarabe en pie

$$46.45(87) = 90x + (46.45 - x) 82.33$$

$$x = 28.28 \text{ Ton. Sólidos de Magma en pie MCB}$$

$$46.45 - x = 18.17 \text{ Ton. Sólidos de jarabe en pie MCB}$$

$$\text{Ton. de jarabe a MCB} = \frac{\text{Ton.Sólidos}}{\text{Bx.material}} = \frac{18.17}{0.6523} = 27.85 \text{TD.}$$

$$\text{Ton. de Magma a MCB} = \frac{\text{Ton.Sólidos}}{\text{Bx.magma}} = \frac{28.28}{0.86} = 32.88 \text{TD.}$$

$$\begin{aligned} \text{Ton. de Pol en Magma a MCB} &= \text{Ton. Sólidos} \times \text{Pza.} \\ &= 28.28 (0.9) \\ &= 25.45 \text{ TD.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Material MCB} &= \text{jarabe} + \text{Magma} + \text{Miel A} \\ &= 27.85 + 32.88 + 153.15 = 213.88 \text{ TD.} \end{aligned}$$

3.3.4.- Masa Cocida A

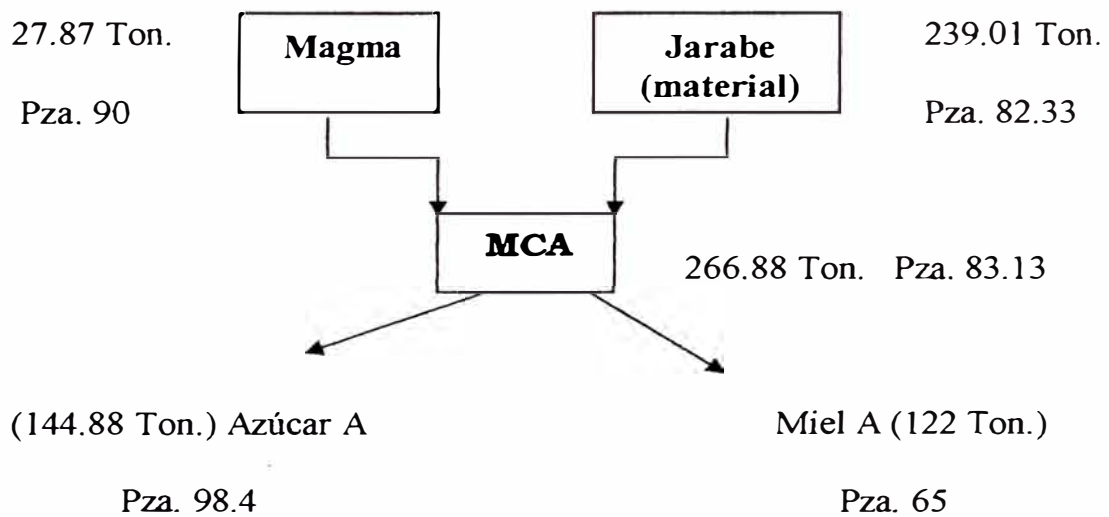


Fig. 19: Composición de Masa Cocida A

De la figura 19

Ton. de Sólidos en Magma de MCA.:

$$= \text{Sólidos en Magma total} - \text{Sólidos en Magma de MCB.}$$

$$= 56.15 - 28.28 = 27.87 \text{ TD.}$$

Se considera que toda el Azúcar C se utiliza en Magma.

Ton. de Sólidos en jarabe de MCA.:

$$= \text{Sol. jarabe total} - \text{Sol. jarabe en MCB} - \text{Sol. jarabe en MCC.}$$

$$= 287.81 - 18.17 - 30.63 = 239.01 \text{ TD.}$$

Ton. pol en magma de MCA = Ton. Sólidos x Pza.

$$= 27.87 \times 0.90 = 25.08 \text{ TD.}$$

Ton. pol en jarabe de MCA = Ton. Sólidos x Pza.

$$= 239.01 \times 0.8233 = 196.78 \text{ TD.}$$

$$\text{Ton. de magma en MCA} = \frac{\text{Ton. Sólidos}}{Bx} = \frac{27.87}{0.86} = 32.41 \text{TD.}$$

$$\text{Ton. de jarabe (material) en MCA} = \frac{239.01}{0.6523} = 366.41 \text{TD.}$$

Material de MCA = Ton. magma + Ton. jarabe

$$= 32.41 + 366.41 = 398.82 \text{ TD.}$$

Ton. de sol. de MCA = Ton. sol. en magma + Ton. sol. en jarabe

$$= 27.87 + 239.01 = 266.88 \text{ TD.}$$

Haciendo un balance de sacarosa para calcular la pureza P de la MCA:

$$27.87 (90) + 239.01 (82.33) = 266.88 \text{ P}$$

$$\text{de donde : } P = 83.13$$

Haciendo un balance similar para calcular la Pureza P del Azúcar A:

$$266.88 (83.13) = 122 (65) + 144.88 P$$

de donde: $P = 98.4$

Ton. de sólidos en Miel A = Ton. sol. Miel A a MCB + Ton. sol.

Miel A a MCC.

$$= 99.55 + 22.45 = 122 \text{ TD.}$$

$$\text{Ton. de MCA} = \frac{\text{Ton.Sólidos}}{Bx} = \frac{266.88}{0.94} = 283.91 \text{TD.}$$

Ton. de sólidos en Azúcar A = Ton. sol. en MCA – Ton. sol. en

Miel A.

$$= 266.88 - 122 = 144.88 \text{ TD.}$$

$$\text{Ton. de Azúcar A} = \frac{\text{Ton.Sólidos}}{Bx} = \frac{144.88}{0.996} = 145.46 \text{TD.}$$

3.3.5.- Cuadro Resumen del Balance de Materiales en Cruda en Ton/Día.

<u>Material</u>	<u>Flujo</u>	<u>Ton.Sol.</u>	<u>Ton.Pol</u>	<u>Bx</u>	<u>Pza</u>	<u>%Caña</u>
Jarabe						
con MR	441.21	287.81	236.94	65.23	82.33	
Mat. MCA	398.82	266.88	221.86	66.92	83.13	
MCA	283.91	266.88	221.86	94	83.13	14.19
Azúcar A	145.46	144.88	142.56	99.6	98.4	7.27
Miel A	187.69	122	79.3	65	65	
Mat. MCB	213.88	146	105.12	68.26	72	
MCB	152.1	146	105.12	96	72	7.6
Azúcar B	66.64	66.37	65.31	99.6	98.4	3.33
Miel B	122.51	79.63	39.81	65	50	
Mat. MCC	204	132.71	79.63	65.05	60	
MCC	135.42	132.71	79.63	98	60	6.77
Azúcar C	56.72	56.15	50.53	99	90	2.84
Miel Final	90.07	76.56	29.09	85	38	4.5
Magma	65.29	56.15	50.53	86	90	

Nota : MR = Miel de Retorno

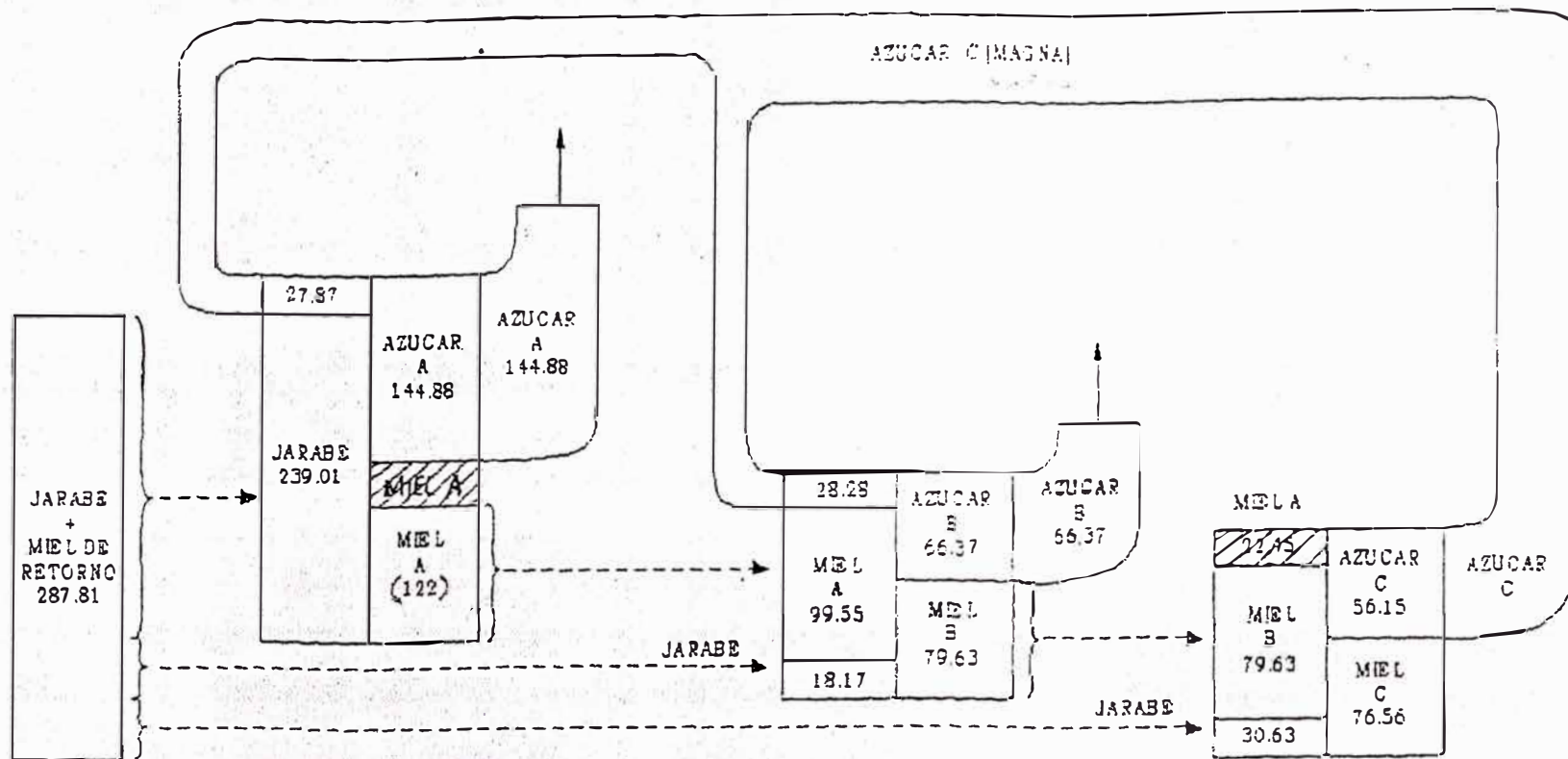


Fig. 20 : Diagrama de Flujo en tachos de cruda para 2000 Ton. de Caña/Día
Las cifras indican Ton./día de sólidos

**EVALUACION DE LA CAPACIDAD DE PRODUCCION DEL
INGENIO AZUCARERO PARA EL INCREMENTO
DE PRODUCCION PROPUESTO**

4.1. Evaluación de las Instalaciones del Ingenio y Capacidades de Equipos

En este Capítulo se seguirá la secuencia según el proceso de la fabricación de azúcar y tanto la descripción como el cálculo de los equipos nos permitirá determinar la capacidad del Ingenio e incrementar o ampliar equipos donde fuera necesario para poder cubrir con la meta trazada de realizar una molienda de 2000 Ton. de caña por día, con una molienda efectiva diaria de 22 horas, lo que equivale a :

$$\frac{2000}{22} = 90.91 \text{ Ton de caña/hora}$$

La secuencia a seguir es:

- 1.- Recepción y descarga de caña
- 2.- Lavado y preparado de caña
- 3.- Trapiche
- 4.- Clarificación
- 5.- Evaporación
- 6.- Cristalización
- 7.- Centrifugación
- 8.- Refinería
- 9.- Planta de Fuerza.

En adelante usaremos T.C.H. = Ton. de caña / Hora

4.1.1.- Recepción y Descarga de Caña

4.1.1.1- Balanza de Caña

Marca HOWE RICHARDSON, con impresor para el control del peso de caña de los traylers, con capacidad de 60 Ton/pesada.

El ritmo de operación aproximado es de 4 min. Por cada Trayler de 23 Ton. de caña promedio, lo cual permite controlar:

$$\frac{60 \frac{\text{min}}{\text{hora}} \times 23 \frac{\text{Ton}}{\text{Trayler}}}{4 \frac{\text{min}}{\text{Trayler}}} = 345 \text{ T.C.H. aproximadamente.}$$

Observando los cálculos, la capacidad de la balanza satisface la necesidad de pesaje.

4.1.1.2.- Grúa Hilo

Realiza la operación de descargar los traylers de caña, depositando esta en la Mesa Alimentadora N° 1.

La capacidad de levante es de 30 Ton. y es accionada por motor eléctrico de 50 HP.

El ritmo de operación aproximado es de 5 min. por cada volteo de trayler de 23 Ton., lo que permite descargar:

$$\frac{60 \frac{\text{min}}{\text{hora}} \times 23 \frac{\text{Ton}}{\text{Trayler}}}{5 \frac{\text{min}}{\text{Trayler}}} = 276 \text{ T.C.H. aproximadamente}$$

Observando los cálculos anteriores se concluye que la capacidad de la grúa satisface la necesidad

4.1.1.3.- Mesa Alimentadora N° 1

Recepciona la caña descargada y alimenta a la mesa N° 2, es accionada por motor eléctrico de 40 HP y arrastra la caña por sistema de rastrillos metálicos mediante cadenas.

Para el cálculo de la capacidad tomaremos los siguientes

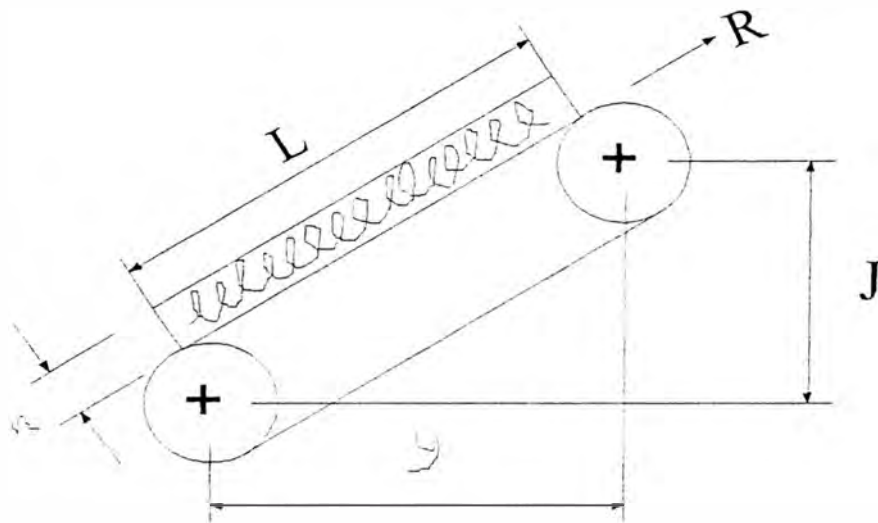


Fig. 21: Mesa Alimentadora N° 1

datos:

f = coeficiente de rozamiento caña – fierro = 0.5

F = coeficiente de rozamiento cadena – fierro = 0.33

(valor para cadenas sobre carriles no lubricados).

P_m = peso de partes móviles de la cadena (cadena + rastrillo).

p = peso lineal de la cadena Link Belt 698 = 16.4 kg/m.

W = peso total de caña.

h = espesor del colchón de caña = 1.5 m aprox. (promedio).

M = peso de caña por metro lineal del conductor .

P = peso de partes móviles de la cadena por metro lineal del conductor.

De la figura 21:

J = elevación del conductor = 4.88 m.

y = longitud horizontal del conductor = 14.9 m.

L = longitud del conductor = 16.5 m.

A = ancho del conductor = 11 m.

R = Tensión necesaria para el transporte.

R = Tensión por traslado de caña + tensión por arrastre de partes móviles.

T = Tensión por traslado de caña

C = Tensión por arrastre de partes móviles

$$\mathbf{R = T + C}$$

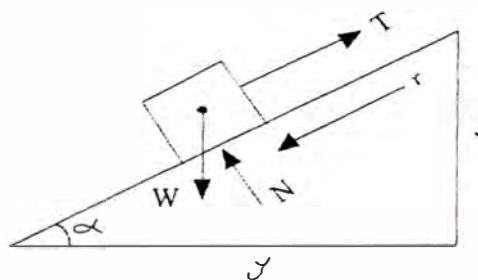


Fig. 22: Diagrama de cuerpo libre de una porción de caña.

De la figura 22:

Por equilibrio de fuerzas:

$$\begin{cases} T = r + W \operatorname{sen} \alpha \\ N = W \operatorname{cos} \alpha \end{cases} \quad (\text{I})$$

$$r = fN = fW \cos \alpha = fW \left(\frac{y}{L} \right)$$

reemplazando en (I):

$$\text{Tensión por traslado de caña} = T = fW \left(\frac{y}{L} \right) + W \left(\frac{J}{L} \right)$$

$$\text{Siendo: } M = \frac{W}{L}, \text{ tenemos: } T = fMY + MJ \quad (\text{II})$$

Por cálculo análogo:

$$\text{Tensión por arrastre} = C = FP_m \left(\frac{Y}{L} \right) + P_m \left(\frac{J}{L} \right)$$

de partes móviles.

$$\text{Siendo: } P = \frac{P_m}{L}$$

$$C = FPY + PJ \quad (\text{III})$$

Sumando (II) y (III):

$$R = fMY + MJ + FPY + PJ$$

$$R = Y(FP + fM) + J(P + M) \quad (\text{IV})$$

La potencia necesaria aplicada al conductor es:

$$HP = \frac{RV}{4560} \quad (\text{V})$$

donde: R = Tensión en Kg.

V = Velocidad del conductor en m/min.

4560 = Factor de conversión para potencia resultante en HP

Cálculo de velocidad del conductor:

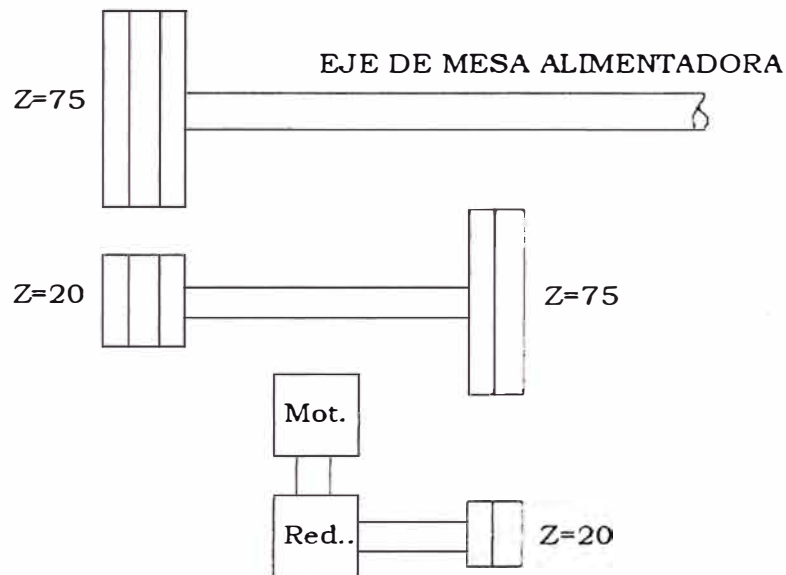


Fig. 23: Transmisión por cadena de la Mesa
(Z = N° de dientes)

Velocidad del motor = 1750 RPM

Relación del reductor = 50/1

De la figura 23:

$$\text{Velocidad del eje de mando} = \frac{1750}{50} \left(\frac{20}{75} \right) \left(\frac{20}{75} \right) = 2.49 \text{ RPM}$$

Diámetro de sprockets de mando = 0.8 m

$$\text{Velocidad del conductor} = V = 2.49(0.8)\pi = 6.258 \text{ m/min}$$

El motor instalado es de 40 HP, considerando un factor de servicio de 1.15

$$\text{la potencia de trabajo será } \frac{40}{1.15} = 34.8 \text{ HP}$$

Esta potencia proporciona una tensión de arrastre calculada por la fórmula (V):

$$R = \frac{4560(HP)}{V} = \frac{4560(34.8)}{6.258} = 25357Kg.$$

En la fórmula (IV) el valor de P es:

$$P = \frac{P_m}{L} = 12p + \frac{66(29.5)}{L}$$

ya que son 12 hileras de cadena con un total de 66 rastrillos con un peso de 29.5 Kg/rastrillo.

$$P = 12(16.4) + \frac{66(29.5)}{16.5} = 314.8Kg/m$$

reemplazando en (IV):

$$25357 = 14.9[(0.33)(314.8) + 0.5M] + 4.88(314.8 + M)$$

$$M = 1806 Kg/m.$$

Capacidad de la Mesa

$$= MV = 1806 \frac{Kg.}{m} \times 6.258 \frac{m}{min} \times 60 \frac{min}{Hr} \times \frac{1}{1000} \frac{Ton}{Kg.}$$

$$= 678 T.C.H.$$

La capacidad es suficiente para la molienda propuesta

Esta capacidad es para la potencia instalada de 40 HP.

4.1.1.4.- Grúa Torre

La función que realiza es la de nivelar el colchón de caña de la Mesa Alimentadora N° 2, almacenamiento de caña en el patio y en casos especiales alimentar caña.

Marca HENDERSON, accionada por motores eléctricos, con capacidad de levante de 4.5 Ton. de caña. Dada la función limitada que tiene, su acción es complementaria y su capacidad suficiente.

4.1.2.- Lavado y Preparación de Caña

4.1.2.1.- Planta de Lavado

Existe un lavadero de buena eficiencia que usa el sistema de doble lavado: en seco y con agua proveniente de la Fábrica.

La Planta de lavado consta de:

- ❖ Mesa alimentadora N° 2 que recepciona la caña de la Mesa alimentadora N° 1.
- ❖ Tambor cardador, que uniformiza la alimentación de caña.
- ❖ Conductor elevador de caña, con persianas fijas en el piso para extraer tierra en seco.
- ❖ Sistema de extracción de tierra mediante aplicación de agua a presión por tubería.
- ❖ Conductor de lavado que transporta la caña lavada para alimentar al conductor de caña.

Esta unidad tiene una capacidad nominal de 125 T.C.H. la cual es suficiente para la molienda proyectada

4.1.2.2.- Conductor de Caña

Recepciona la caña lavada y la transporta hasta el Desfibrador, haciendo pasar previamente la caña por el 1^{er} y 2^{do} juego de machetes.

El conductor es del sistema de cadena de rodillos, con cama de planchuelas emperradas a la cadena, accionado por motor eléctrico de 70 HP. (Fig.24)

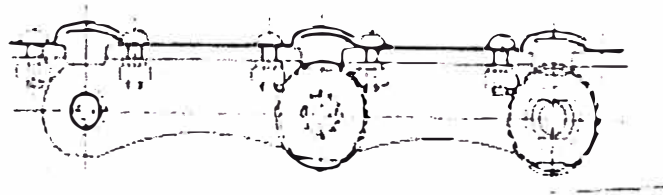


Fig. 24: Conductor de caña. Eslabones de acero
(Fives – Lille)

$$\text{Capacidad del conductor} = \frac{60}{1000} V a h D \text{ T.C.H..}$$

Donde: V = velocidad del conductor en m/min.

a = ancho del conductor = 60'' = 1.53 m

h = espesor del colchón de caña cortada por el 1^{er} y 2^{do} juego de machetes = 0.50 m.

D = peso aparente de la caña = 300 kg/m^3

60 min/Hora

1000 Kg/Ton.

El motor es de 1740 RPM y la transmisión tiene las siguientes reducciones:

Reductor : 14.5/1

Sprockets : 39/16

Engranajes : 56/15, 56/15

Velocidad de eje de mando = $1740 \left(\frac{1}{14.5} \right) \left(\frac{16}{39} \right) \left(\frac{15}{56} \right) \left(\frac{15}{56} \right) = 3.53 \text{ RPM}$ Los

Sprockets del eje de mando tienen un diám. de 0.78 m

Velocidad del conductor = $V = \pi dn$

$$= \pi(0.78)(3.53) = 8.65 \text{ m/min}$$

Reemplazando:

$$\text{Capacidad del conductor} = \frac{60}{1000} (8.65)(1.53)(0.5)(300)$$

$$= 119 \text{ T.C.H.}$$

La capacidad es suficiente para la molienda propuesta

4.1.2.3.- Machetes

El trabajo de las cuchillas cañeras o machetes convierte a las cañas enteras en un material formado por pedazos cortos y pequeños, preparándola para una mejor eficiencia del trabajo de los molinos.

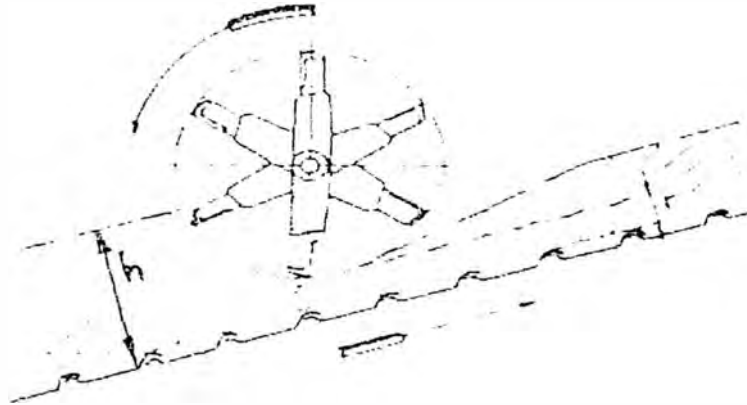


Fig. 25: Ajuste de las cuchillas.

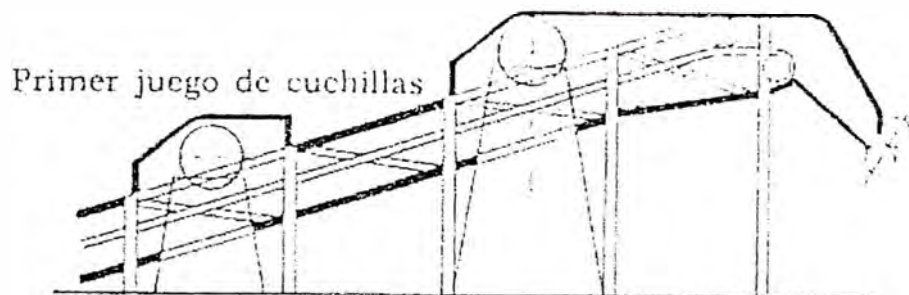


Fig. 26: Instalación de dos juegos de cuchillas.

4.1.2.3.1- Primer Juego de Machetes (Fig.26)

Consta de 32 cuchillas con 14'' de luz al piso del conductor y es accionado por una Turbina a Vapor de las siguientes características:

Marca	:	SULZER
Potencia	:	150 HP
Velocidad	:	1800 RPM (se hace trabajar a 1500 RPM).
Presión de vapor	:	150 PSIG, vapor saturado.
Consumo Específico	:	24 $\frac{lb.devapor}{HP - Hr}$

La velocidad se reduce mediante poleas y fajas en V a 500 RPM que es la velocidad del eje portamachetes.

Según fórmula dada por HUGOT, la potencia media consumida por las cuchillas en HP está dada por:

$$P = 0.0025 \frac{KCfnR}{p}$$

donde:

C = trabajo de los molinos = 90.91 T.C.H.

K = proporción de cañas cortadas con relación a la unidad.

$$K = 1 - \frac{r}{h} = 1 - \frac{356}{1500} = 0.763$$

r = ajuste de las cuchillas = 356 mm (Fig.25)

h = altura del colchón de caña = 1500 mm

f = fibra en la caña = 0.13

n = velocidad de las cuchillas = 500 RPM

R = radio de círculo de rotación = 87 cm.

p = paso de cuchillas = 8.5 cm.

Reemplazando:

$$P = \frac{0.0025}{8.5} (0.763)(90.91)(0.13)(500)(87) = 115HP$$

Siendo la potencia instalada de 150 HP, la capacidad es suficiente

Aplicando al consumo específico:

$$\text{Consumo de vapor} = 24(115)$$

$$= 2760 \text{ lb. de vapor/Hr.}$$

$$= \underline{1252 \text{ kg. de vapor/Hr.}}$$

4.1.2.3.2.- Segundo Juego de Machetes

Consta de 28 cuchillas con 2 1/2'' de luz al piso del conductor y es accionado por una Turbina a vapor de las características:

Marca	:	TERRY
Potencia	:	200 HP
Velocidad	:	3440 RPM
Presión de vapor	:	150 PSIG, vapor saturado.
Consumo específico	:	24 $\frac{lb.devapor}{HP - Hr.}$ aproximad.
Vapor de escape	:	20 PSIG.

Mediante un reductor se reduce la velocidad a 500 RPM como velocidad del eje portamachetes.

Para calcular la potencia necesaria:

$$C = 90.91 \text{ T.C.H.}$$

$$K = 1 - \frac{r}{h} = 1 - \frac{64}{1000} = 0.936$$

$$r = 64 \text{ mm}$$

$$h = 1000 \text{ mm}$$

$$f = 0.13$$

$$n = 500 \text{ RPM}$$

$$R = 84 \text{ cm}$$

$$p = 10 \text{ cm.}$$

Reemplazando:

$$P = \frac{0.0025}{10} (0.936)(90.91)(0.13)(500)(84) = 116HP$$

Aplicando el consumo específico:

Consumo de vapor = $24(116) = 2784$ lb. de vapor/Hr.

= 1263 Kg. de vapor/Hr.

4.1.2.4.- Nivelador

Es un nivelador de aspas colocado en el extremo final del conductor de caña, con la finalidad de uniformizar la alimentación al Desfibrador.

Es accionado por un motorreductor de 16HP y 100RPM.

Dada su función complementaria, su capacidad es suficiente para lo propuesto

4.1.2.5.- Desfibrador de caña

Es un aparato que se emplea para completar la preparación y la desintegración de la caña y facilitar así la extracción del jugo por los molinos. Su nombre indica la acción que desarrolla: corta en pedazos pequeños, desfibra.

Está formado por un triturador de martillos que trabaja dentro de una tolva de metal: la caña llega a su parte superior y sale triturada por la parte inferior. (Ver fig. 27 y 28)

El Desfibrador está ubicado después del conductor de caña y a la cabeza de la batería de molinos.

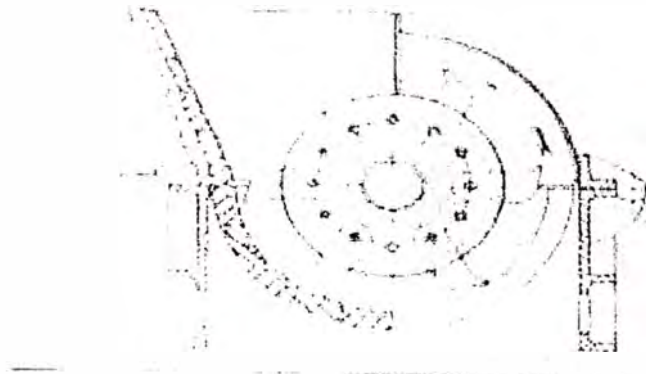


Fig. 27: Desfibradora Gruendler

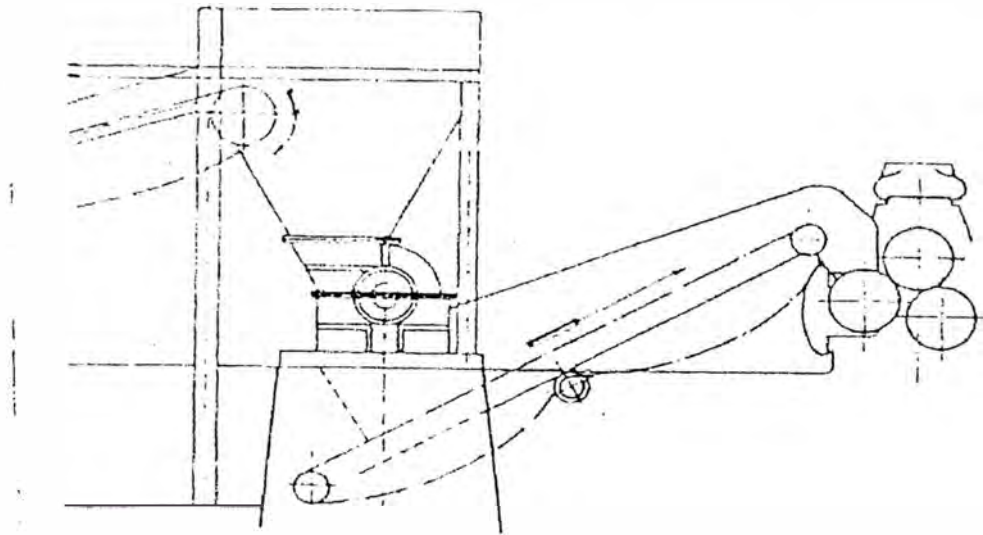


Fig. 28: Desfibradora de la cabeza de la batería

Las características son: Marca GRUENDLER, tipo SHREDDER 5E con 66 martillos distribuidos en 6 hileras.

Es accionado por una turbina de vapor de características:

Marca	:	ELLIOT, modelo BYR
Potencia	:	350 HP
Velocidad	:	3600 RPM
Presión de vapor	:	600 PSIG
Consumo específico	:	$30 \frac{lb. devapor}{HP - Hr.}$
Vapor de escape	:	20 PSIG.

Mediante un reductor se reduce la velocidad a 1000 RPM que es la velocidad de operación del Desfibrador.

HUGOT estima una potencia necesaria de operación de 2 HP/T.C.H. y recomienda instalar una potencia nominal de 3 HP/T.C.H. para absorber sobrecargas.

$$\text{Potencia de operación} = 2(90.91) \cong 182HP.$$

En cuanto a la potencia nominal de 350 HP, se supera los $3(90.91) = 273$ HP recomendados, por lo que la potencia instalada es suficiente.

Aplicando el consumo específico:

$$\text{Consumo de vapor} = 30 (182) = 5460 \text{ lb. de vapor/Hr.}$$

= 2476 Kg. de vapor/Hr.

La capacidad del Desfibrador recomendada por el Fabricante es de 45 a 60 T.C.H., pero en la práctica se ha obtenido hasta 100 T.C.H. De todas maneras es necesario reemplazar el Desfibrador por otro de mayor capacidad.

4.1.3. Trapiche

En esta sección se realiza la molienda de caña extrayendo el jugo, trabajo que se realiza mediante una batería de 6 molinos de 3 mazas o cilindros cada uno; la caña que sale del Desfibrador es alimentada al 1^{er} molino y pasa sucesivamente hasta el 6^o molino por los conductores intermedios. Ver plano N° 4.

El sistema de imbibición es compuesta, agregando agua al bagazo a la salida del 5^o molino.

El jugo extraído es bombeado a un colador y enviado al Departamento de Elaboración y el bagazo que sale del 6^o molino es transportado por un conductor de bagazo, ya sea a Calderas para su combustión o para embarque para la Industria Papelera (Paramonga)

4.1.3.1- Molinos

4.1.3.1.1.- Descripción

Los 6 Molinos son marca MC NEIL con mazas de dimensiones: diámetro = 35'' y longitud = 66''.

La batería de Molinos es accionada por 3 Turbinas a Vapor con reducciones de velocidad por medio de reductores y engranajes abiertos.

La 1ª Turbina trabaja a 3000 RPM y acciona los 3 primeros molinos, tiene 2 reductores:

Reductor de alta	:	reducción = 4.5/1
Reductor de baja	:	reducción = 9.964/1

Velocidad del 1^{er} molino:

Las reducciones tienen engranajes de 105 y 85 dientes que trabajan con piñones de 25 y 24 dientes respectivamente.

$$\text{Velocidad} = n_1 = 3000 \left(\frac{1}{4.5} \right) \left(\frac{1}{9.964} \right) \left(\frac{25}{105} \right) \left(\frac{24}{85} \right)$$

$$n_1 = 4.498 \text{RPM.}$$

Velocidad del 2º Molino:

Engranajes de 105 y 90 dientes trabajan con piñones de 25 y 22 dientes respectivamente.

$$n_2 = 3000 \left(\frac{1}{4.5} \right) \left(\frac{1}{9.964} \right) \left(\frac{25}{105} \right) \left(\frac{22}{90} \right) = 3.894 \text{ RPM.}$$

Velocidad del 3^{er} Molino:

2 engranajes de 105 dientes trabajan con piñones de 25 y 22 dientes.

$$n_3 = 3000 \left(\frac{1}{4.5} \right) \left(\frac{1}{9.964} \right) \left(\frac{25}{105} \right) \left(\frac{22}{105} \right) = 3.338 \text{ RPM.}$$

Velocidad del 4^o Molino:

La 2da Turbina trabaja a 6000 RPM y acciona el 4^o y 5^o Molinos, tiene 2 reductores:

Reductor de alta : reducción = 8/1

Reductor baja : reducción = 9.058/1

Este molino tiene reducciones con engranajes de 134 y 108 dientes que trabajan con piñones de 27 y 22 dientes.

$$n_4 = 6000 \left(\frac{1}{8} \right) \left(\frac{1}{9.058} \right) \left(\frac{27}{134} \right) \left(\frac{22}{108} \right) = 3.398 \text{ RPM.}$$

Velocidad del 5^o Molino:

Engranajes de 134 y 108 dientes

Piñones de 27 y 29 dientes.

$$n_5 = 6000 \left(\frac{1}{8} \right) \left(\frac{1}{9.058} \right) \left(\frac{27}{134} \right) \left(\frac{29}{108} \right) = 4.48 \text{ RPM.}$$

Velocidad del 6° Molino:

Es accionado por la 3era Turbina que trabaja a 3600 RPM, tiene 2 reductores:

Reductor de alta : reducción = 3.589/1

Reductor de baja : reducción = 12.56/1

Engranajes de 134 y 108 dientes que trabajan con piñones de 27 y 26 dientes respectivamente.

$$n_6 = 3600 \left(\frac{1}{3.589} \right) \left(\frac{1}{12.56} \right) \left(\frac{27}{134} \right) \left(\frac{26}{108} \right) = 3.874 \text{ RPM.}$$

4.1.3.1.2.- Capacidad de Molienda

La capacidad de una batería de molinos es la cantidad de caña que esta es capaz de pasar por unidad de tiempo, se expresa generalmente en Ton. de caña por hora (T.C.H).

La fórmula para calcular la capacidad comúnmente usada es la propuesta por HUGOT :

$$C = 0.55 \frac{cnLD^2 \sqrt{N}}{f}$$

Donde:

C = capacidad de la batería en T.C.H.

f = fibra de la caña con relación a la unidad = 0.13

c = coeficiente relativo a los aparatos de preparación, para 2 juegos de cuchillas y desfibrador c= 1.25

n = velocidad de rotación de los cilindros o mazas, tomando el promedio de los cálculos anteriores:

n = 4 RPM.

L = Longitud de los cilindros = 66'' = 1.676 m

D = diámetro de los cilindros (promedio) = 34'' = 0.864 m

N = número de cilindros de la batería = 18.

Reemplazando:

$$C = \frac{0.55(1.25)(4)(1.676)(0.864)^2 \sqrt{18}}{0.13} = 112 T.C.H.$$

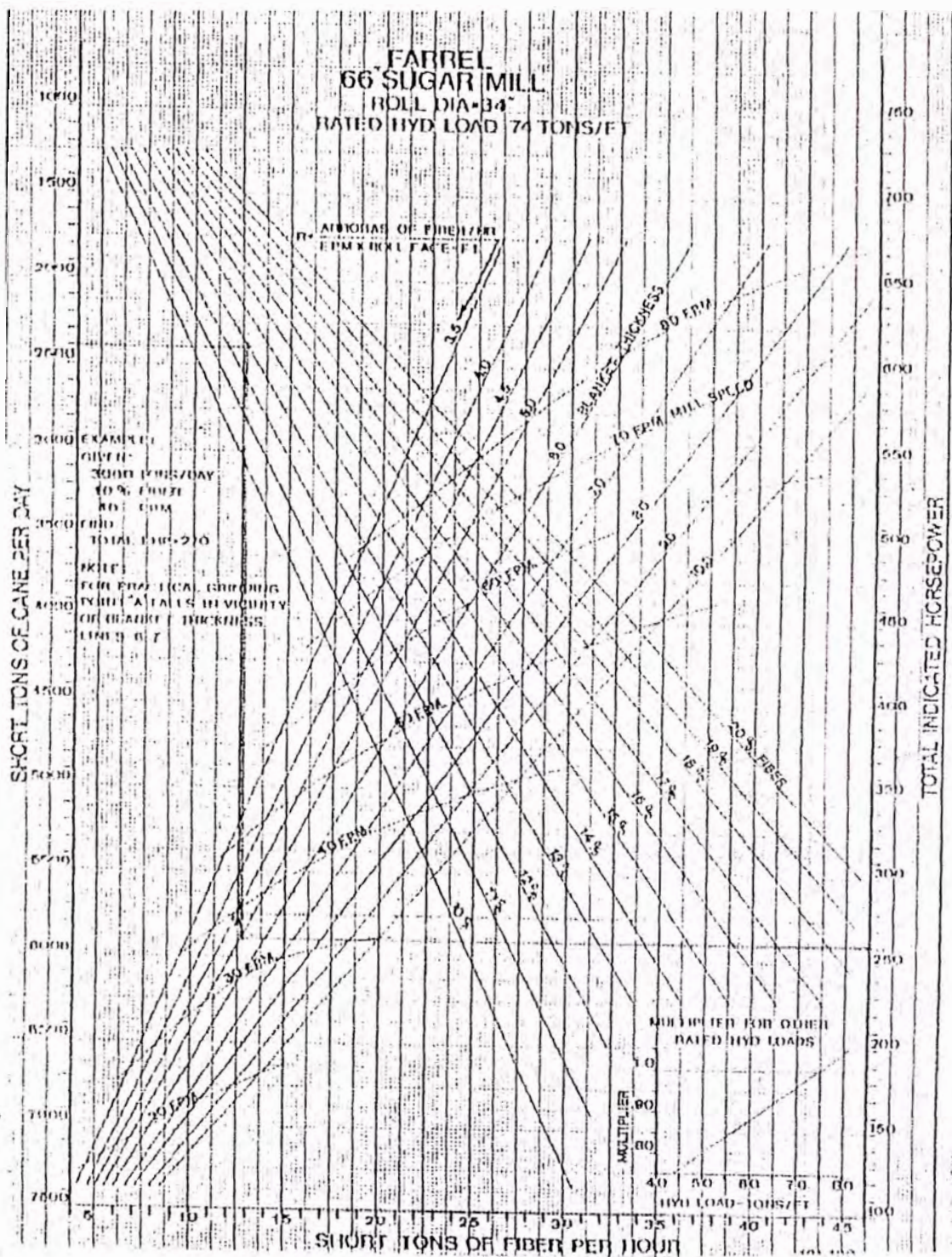
Por tanto la capacidad de la batería de molinos es suficiente

4.1.3.1.3.- Potencia Necesaria

Del gráfico de la figura 29 para cálculo de Potencia de Molinos FARREL que son casi similares a los MC. NEIL, obtenemos la Potencia necesaria para cada molino, teniendo en cuenta que en las ordenadas toma el dato de una molienda de 24 horas, expresada en toneladas cortas.

$$\text{Molienda} = 90.91 \frac{\text{Ton.métrica}}{\text{Hora}} \times 1.102 \frac{\text{Ton.cortas}}{\text{Ton.Métrica}} \times 24 \frac{\text{Horas}}{\text{día}}$$

$$= 2405 \text{ Ton. cortas/día.}$$



Horsepower chart

Horsepower chart

Fig. 29: Gráfico para calcular caballos de fuerza de molinos Farrel de 34''x66''.

Como dato de fibra se toma el 13% y para la velocidad se toma como diámetro del cilindro igual a 34".

$$\text{Velocidad periférica} = V = \frac{\pi D n}{12} \text{ pies / min.}$$

<u>Molino</u>	<u>n (RPM)</u>	<u>VELOC. (pies/min.)</u>	<u>POTENCIA (HP)</u>
1°	4.498	40.04	280
2°	3.894	34.66	260
3°	3.338	29.71	238
4°	3.398	30.25	238
5°	4.480	39.88	280
6°	3.874	34.48	260

En la potencia hallada está incluida la pérdida por transmisión, es decir toma en cuenta el rendimiento de los engranajes.

4.1.3.2.- Turbinas

Las características de las Turbinas que accionan los Molinos son:

TABLA N° 1.- CARACTERÍSTICAS DE TURBINAS

TURBINA	GENERAL ELECTRIC	BROTHERHOOD	GENERAL ELECTRIC
POTENCIA DE DISEÑO	1520 HP	900 HP	417 HP
PRESIÓN DE ADMISIÓN	400 PSIG	600 PSIG	400 PSIG
PRESIÓN DE ESCAPE	40/15 PSIG	20/10 PSIG	40/15 PSIG
TEMPERATURA DE ADMISIÓN	700 °F	725 °F	700 °F
RPM. MÁXIMA	4500	8000	4500
ACCIONA	1°, 2° y 3 ^{er} molinos	4° y 5° molinos	6° molinos
POTENCIA DE TRABAJO	778 HP	518 HP	260 HP
CONSUMO ESPECÍFICO	26 lb/HP-Hr.	24 lb/HP-Hr.	28 lb/HP-Hr.
CONSUMO DE VAPOR	20228 lb/Hr.	12432 lb/Hr.	7280 lb/Hr.
	9174 Kg/Hr.	5638 Kg/Hr.	3302 Kg/Hr.

La primera turbina de 1520 HP acciona los 3 primeros molinos que consumen $280+260+238=778$ HP.

La segunda turbina de 900 HP acciona los molinos 4° y 5° que consumen $238 + 280 = 518$ HP

La tercera turbina de 417 HP acciona el sexto molino que consume 260 HP.

De lo expuesto se concluye que la capacidad de las turbinas es suficiente para la molienda de caña propuesta

El consumo de vapor se calcula multiplicando la potencia de trabajo por el consumo específico.

Consumo de vapor en Trapiche

$$= 20228 + 12432 + 7280 = 39940 \text{ lb/Hr.}$$

$$= 18114 \text{ Kg/Hr.}$$

4.1.4. - Clarificación

Esta parte del proceso comprende el tratamiento que se da al jugo mezclado desde que sale del Trapiche hasta que se clarifica, estando apto para el proceso de evaporación.

Comprende los siguientes pasos: pesado, encalado, calentamiento, decantado o clarificado y filtrado.

El proceso ha sido descrito en el capítulo 2.

4.1.4.1.- Balanza de Jugo

Existe una balanza tipo MAXWELL BOULOGNE FLETCHER con capacidad de 2.5 Ton. de jugo por pesada y 100 Ton/Hr., lo cual es suficiente para la molienda propuesta

4.1.4.2.- Tanque de Encalado

Tiene una capacidad de 15 Ton. de jugo, agitado con motorreductor de 3 HP.; tiene capacidad suficiente, ya que el flujo de jugo es continuo.

4.1.4.3.- Planta de Cal

Tiene capacidad suficiente de almacenamiento para satisfacer una molienda de 24 horas, ya que solo provee 450 gramos de CaO por tonelada de caña.

4.1.4.4.- Calentadores de Jugo Crudo

DISPONIBILIDAD DE CALENTADORES

CALENTA-DOR	MARCA	TUBOS	Nº DE PASES	AREA DE PASE	SUPERFICIE CALORICA
Nº 1 – 2	FLETCHER	256 del $1\frac{1}{8}'' \Phi \times 10\frac{3}{8}''$	16 con 16 tubos/pase	0.0102 m ²	74 m ²
Nº 3	MC NEIL	288 del $3\frac{3}{8}'' \Phi \times 10\frac{7}{8}''$	24 con 12 tubos/pase	0.0115 m ²	102 m ²
Nº 4 – 5 - 6	EL AGUILA	336 del $3\frac{3}{8}'' \Phi \times 11\frac{1}{2}''$	24 con 14 tubos/pase	0.0134 m ²	120.8 m ²

En el sub capítulo 4.2 se hace la descripción de los calentadores y su operación; además se analizan 3 Alternativas para el proceso de Calentamiento y Evaporación, determinando aplicar la Alternativa C. La capacidad instalada es suficiente según estos análisis.

4.1.4.5.- Clarificadores

El Clarificador es un decantador continuo de varios compartimientos; tiene un eje central que gira muy lentamente (12 rev/hora) y que lleva láminas raspadoras que barren lentamente el fondo de los compartimientos.

El jugo por decantarse llega tangencialmente a la parte superior de un compartimiento llamado de "floculación". En este lugar sobrenada un poco de espuma la que se elimina mediante un raspador que la empuja hacia un pequeño canal lateral de evacuación.

Los compartimientos se comunican entre si. En cada uno, la cachaza que se deposita, se empuja lentamente hacia el centro en donde cae por un orificio anular, al fondo del aparato descendiendo a lo largo y al exterior del tubo central. Ver fig. N° 30.

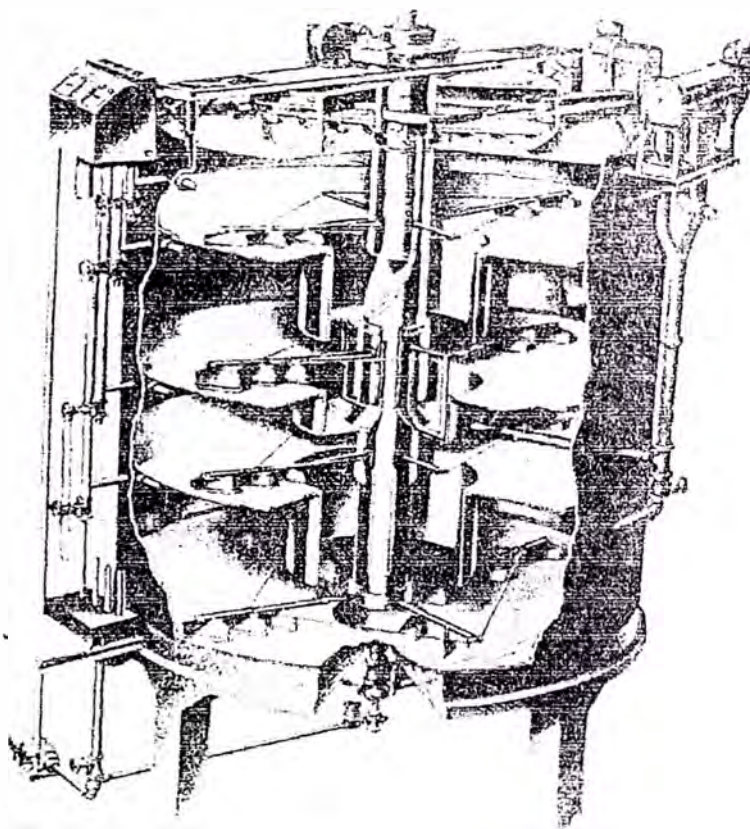


Fig. 30: Clarificador "Rapidorr"
(Dorr - Oliver)

El tubo central comunica a las partes superiores de los diversos compartimientos. El jugo por decantar pasa del tubo central a los compartimientos por medio de ductos que atraviesan el espacio anular por el que descienden las cachazas.

El jugo claro decantado sale de cada compartimiento por varios tubos conectados con la zona más tranquila y más clara de él, es decir, en la parte superior de cada compartimiento, cerca de la parte exterior del Clarificador. Estos tubos descargan en una “caja de jugo”.

Las cachazas se toman de la parte inferior; podrían, como el jugo, salir por gravedad. Se prefiere, por ser muy espesas, sacarlas por medio de una bomba de diafragma, de válvulas y membranas, de carrera muy pequeña y ajustable, que las hace subir a una “caja de cachazas” de donde pasan a la filtración.

Existen 2 clarificadores marca DORR OLIVER, tipo RAPIDORR, de 4 compartimientos, consistente en 2 clarificadores superpuestos, que serán utilizados en el proceso.

El clarificador de 20 pies de diámetro es de construcción antigua, pero el de 24 pies de diámetro fue fabricado e instalado en 1974.

Las características son:

DISPONIBILIDAD DE CLARIFICADORES

UNIDAD	DIÁMETRO (pies)	VOLUMEN (pie3)	ÁREA DE DECANTACIÓN (pies2)	CAPACIDAD T.C.H.
RAPIDORR	20	6430	1354	78
RAPIDORR	24	9280	1810	112

Las capacidades se han obtenido de la tabla 50 – B

TABLA 50-B: CAPACIDAD DE LOS CLARIFICADORES RAPIDORR,
CLARIFICACIÓN CONTINUA.

Día.		Area total		Capacidad T.C.H.		
		Para cuatro	Volumen			
		Charolas	del Jugo	Máx	Media	Min
Pies	m	Pies ²	Pies ³	(Buenos	(jugos	(jugos
				Jugos)	medios)	refractarios)
10	3.05	314	1600	29	20	15
11	3.35	380	1950	35	24	18
12	3.66	452	2300	42	28	21
13	3.96	430	2700	49	33	25
14	4.27	614	3150	57	38	29
15	4.57	706	3600	66	44	33
16	4.88	804	4100	75	50	38
17	5.18	908	4650	84	56	42
18	5.49	1018	5200	95	63	48
19	5.79	1132	5800	105	70	53
20	6.10	1354	6430	117	78	58
22	6.71	1518	7800	141	94	70
24	7.32	1810	9280	168	112	84
26	7.92	2126	10880	197	132	98
28	8.53	2460	12600	229	153	115
30	9.14	2824	14500	262	175	131
32	9.75	3220	16500	299	199	150
34	10.36	3630	18600	337	225	168
36	10.97	4068	20850	378	252	189

La superficie de decantación de los clarificadores se calcula, aproximadamente, multiplicando la sección interior total del clarificador por el número de compartimientos.

Según se observa, la capacidad es suficiente para la molienda propuesta.

4.1.4.6.- Filtros Rotativos

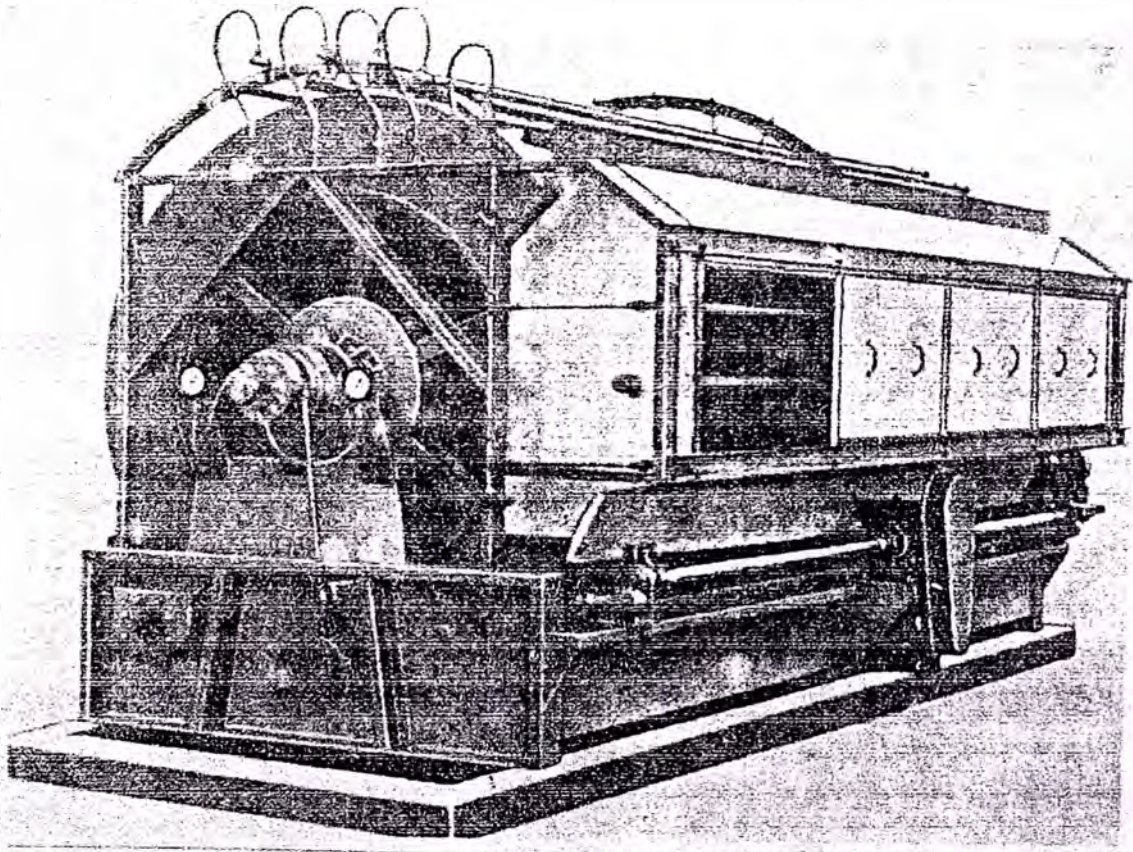
El Filtro rotativo continuo al vacío, se compone de un tambor que gira alrededor de un eje horizontal (Fig. 31 y 32) el cual se sumerge, en parte, en el líquido por filtrar, es decir las cachazas provenientes de los Clarificadores.

La periferia sirve como superficie filtrante: está dividida en 24 secciones independientes, cada una de las cuales ocupa 15° de la circunferencia y se extiende a todo lo largo del tambor. Cada una de las secciones se une individualmente a una tubería de vacío por medio de un pequeño tubo metálico que conecta con un distribuidor situado en una de las extremidades del eje y que lleva 3 sectores diferentes:

- a).- Uno sin comunicación con el vacío y en comunicación con la atmósfera.
- b).- El 2º comunicado con un espacio en el que se ejerce un pequeño vacío de 10 a 25 cm. de mercurio.

c).- El 3º es comunicación con un espacio en el que se aplica un vacío mayor, de unos 20 a 50 cm de mercurio.

La pared exterior está formada por una tela metálica perforada muy finamente.



**Fig. 31: Filtro Oliver-Campbell de 8 pies X 16 pies
(visto mostrando los aspersores y los goteadores)**

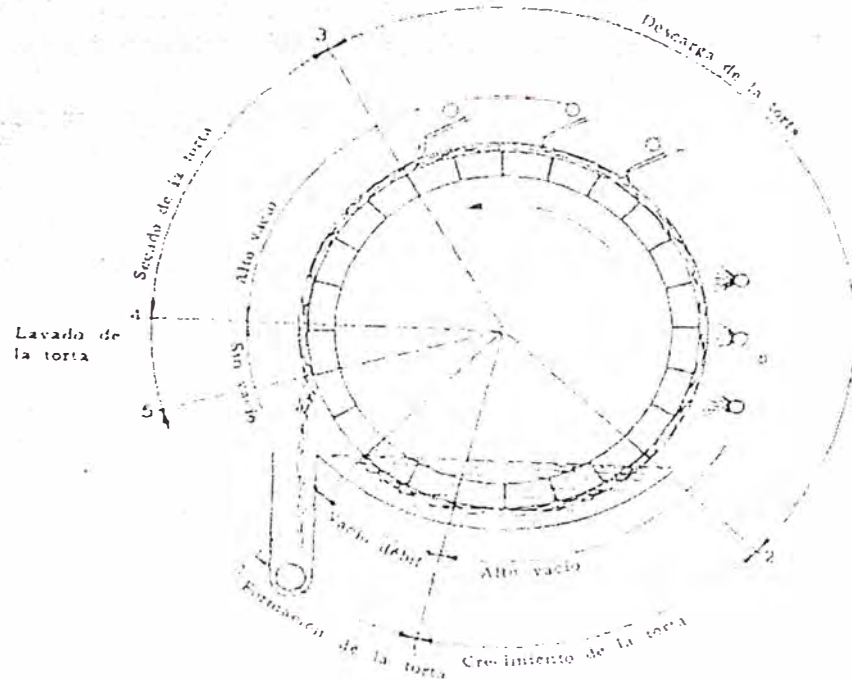


Fig. 32: Esquema de funcionamiento de un filtro continuo rotativo al vacío.

Al girar el filtro, la sección que comienza a entrar al líquido se pone inmediatamente en comunicación con el bajo vacío. Se produce la aspiración del líquido, que entra por las pequeñas perforaciones. El primer jugo que pasa es evidentemente mal filtrado y es turbio.

La sección, así cubierta de un pequeño colchón que forma el principio de la torta, pasa en seguida al sector de alto vacío, ya que la resistencia ofrecida por la torta crece con su espesor; el jugo de esta sección constituye el “filtrado claro”.

La sección pasa entonces por varios aspersores pulverizadores p que aspersan agua caliente sobre la torta, en este momento comienza el lavado, el vacío aspira lentamente el agua.

Después de la aspersión se mantiene el lavado por los aspersores r que dejan gotear agua sobre la torta. El secado se inicia después del último aspersor: el agua se aspira al interior.

Poco antes de que la sección entre de nuevo al líquido, encuentra un raspador formado por una banda rígida que se apaga ligeramente sobre la tela perforada. En el momento que la sección va a tocarla, el distribuidor rompe el vacío que mantiene la torta pegada contra la tela.

Hay disponibilidad de 2 Filtros marca DORR – OLIVER de dimensiones 8'φx16' de longitud con superficie filtrante de 402 pies² cada uno.

Lo recomendable es prever 0.60 m²/TCH

Por lo que la capacidad de cada filtro es:

$$Cap = 402 \text{pies}^2 \times 0.0929 \frac{\text{m}^2}{\text{pie}^2} \times \frac{1}{0.60} \frac{\text{TCH}}{\text{m}^2} = 62.2 \text{T.C.H.}$$

Los 2 filtros en conjunto tienen capacidad para una molienda de: $2 \times 62.2 = 124.4$ T.C.H, la cual es suficiente para el objetivo propuesto.

4.1.5.- Evaporación

4.1.5.1.- Evaporadores

El cuerpo de un múltiple efecto está formado por un cilindro vertical montado sobre la calandria tubular a través de la cual se efectúa la transferencia de calor entre el vapor y el jugo. (fig. 33).

Este cilindro termina en la parte superior en un “separador” cuyo objeto es detener las gotas del líquido que puede arrastrar el vapor del jugo.

Antiguamente se construía el cuerpo de fundición; posteriormente se han fabricado de plancha de acero para hacerlos menos frágiles, más ligeros y menos caros.

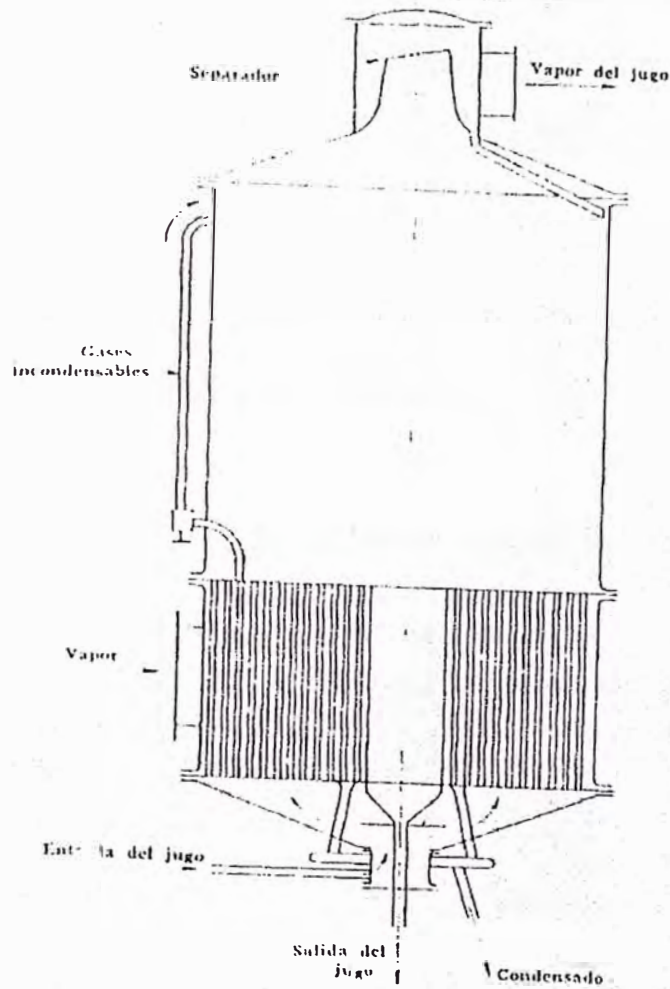


Fig. 33: Vaso evaporador

El espacio sobre la calandria tubular representa la mayor parte del aparato. No tiene ninguna utilidad para el jugo porque el nivel medio de este no debe sobrepasar la placa superior de la calandria. Su objeto es disminuir los riesgos de arrastre de las gotas de líquido que se proyectan por la ebullición del jugo.

Para poder observar el trabajo del cuerpo y estar en condiciones de saber que es lo que pasa dentro, el cuerpo está provisto de mirillas de vidrio muy grueso.

La calandria está compuesta de 2 placas, en las cuales van insertados los tubos por los que circula el jugo y que son bañados por el vapor.

La calandria tiene un tubo central cuyo objeto es llevar al fondo el jugo que se proyecta sobre la placa superior. Este tubo también se utiliza para recibir el jugo concentrado y evacuarlo del cuerpo hacia el siguiente.

Los tubos de la calandria son de acero o de latón.

El vapor se admite a la calandria por una entrada y se condensa, los gases incondensables son evacuados por un tubo de escape localizado en el punto más lejano de la entrada de vapor.

La evacuación de condensados se efectúa por medio de drenajes colocados en la parte inferior de la calandria.

El jugo se alimenta por el sistema de fondo a fondo, es decir el tubo del jugo llega al fondo del cuerpo y se distribuye por medio de un tubo anular perforado que lo envía hacia los tubos de la periferia. (Fig. 34).

De esta manera el jugo va, por presión y sobre todo por evaporación, directamente hacia los tubos y en dirección opuesta a la salida.

El jugo normalmente, debe por lo menos, subir una vez por los tubos, antes de bajar por el tubo central.

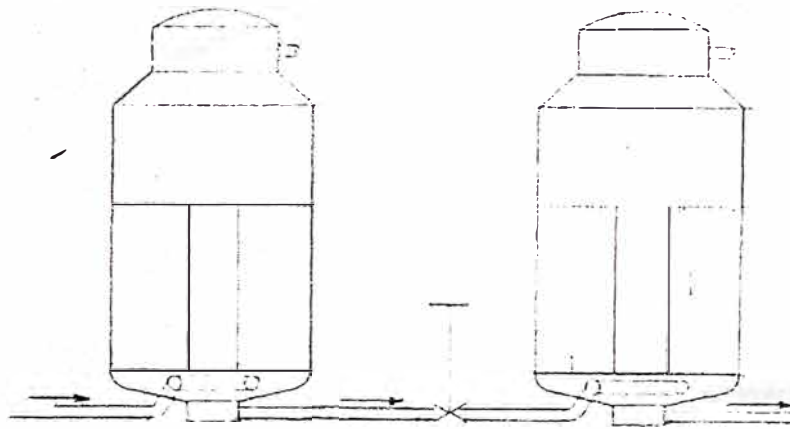


Fig. 34: Circulación del jugo del fondo de un vaso al fondo del siguiente.

4.1.5.1.1.- Unidades Existentes

Existen 2 Pre – evaporadores de 10,000 pies² (929 m²) de superficie de calentamiento, y 4760 tubos de 1 ¼” de diámetro interior y 1 3/8” de diámetro exterior con 7 pies de longitud.

Hay 4 cuerpos evaporados marca SQUIRE de las mismas dimensiones con las siguientes características.

Diámetro	: 9 pies
Nº de tubos	: 1374
Dimensión de Tubos	: 2'' diámetro x 7' de longitud.
Superficie calórica	: 5000 pies cuadrados (464m ²) c/u

4.1.5.1.2.- Capacidad Instalada

A fin de poder determinar las necesidades que nos permitan cumplir con la meta propuesta, se ha hecho estudios de 3 Alternativas, tal como se verá mas adelante en el sub capítulo 4.2 y se ha decidido por la Alternativa C, de acuerdo al consumo de vapor y a las superficies caloríficas disponibles.

4.1.6.- Cristalización

4.1.6.1.- Tachos de Azúcar Cruda

El principio del tacho al vacío es análogo al de uno de los cuerpos de un evaporador, incluso el calentamiento se hace por medio de una calandria. (Fig. 35).

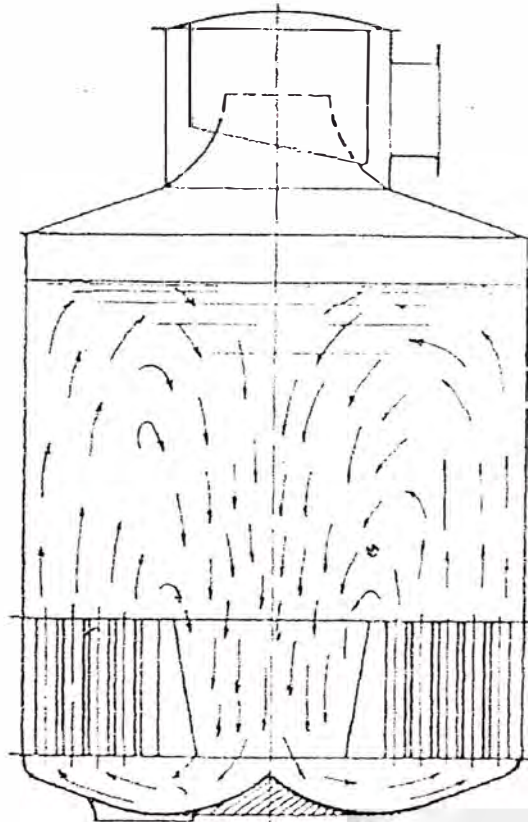


Fig. 35: Circulación de la masa cocida en un tacho de calandria fija.

4.1.6.1.1.- Unidades Existentes

Hay 6 Tachos destinados para azúcar cruda y un tacho N°3 para formar semilla, de las siguientes características:

TACHOS AL VACIO

Nº	MARCA	SUPERFICIE CALORICA (M ²)	CAPACIDAD (TON)	VOLUMEN TRABAJO(M ³)	MATERIAL PROCESADO
1	FLETCHER	93	23	15	MCC.
2	FLETCHER	93	23	15	MCC.
3	FLETCHER	93	23	15	SEMILLA
4	EL AGUILA	116	30	20	MCB.
6	SAN JACINTO	150	40	27	MCA.
7	SAN JACINTO	150	40	27	MCA.

TOTAL: 909

119

Las unidades FLETCHER tienen 279 tubos de 4'' de diámetro y 3'5'' de largo cada una.

La unidad EL AGUILA tiene 386 tubos de 4'' de diámetro y 4' de largo.

4.1.6.1.2.- Capacidad Instalada de Tachos para Azúcar Cruda**TEMPLA 1ª (MCA):**

Nº de Tachos	=	2
Volumen de cada uno	=	27 m ³
Total de horas de trabajo	=	24
Tiempo de cocimiento	=	3 horas
Nº de descargues total/día	=	$\frac{24 \times 2}{3} = 16$
Volumen instalado (descargado)	=	16x27 = 432 m ³ /día

TEMPLA 2ª (MCB):

Nº de Tachos	=	1
Volumen de cada uno	=	20 m ³
Total de horas de trabajo	=	24
Tiempo de cocimiento	=	5 horas
Nº de descargues total/día	=	$\frac{24}{5} = 4.8$
Volumen instalado (descargado)	=	4.8x20 = 96 m ³ /día

TEMPLA 3ª (MCC):

Nº de Tachos	=	2
Volumen de cada uno	=	15 m ³
Total de horas de trabajo	=	24
Tiempo de cocimiento	=	8 horas

$$\text{N}^\circ \text{ de descargues total/día} = \frac{24 \times 2}{8} = 6$$

$$\text{Volumen instalado (descargado)} = 6 \times 15 = 90 \text{ m}^3/\text{día}$$

En el tiempo de cocimiento está incluido carga, descarga y lavado del Tacho para los 3 tipos de templa; los cocimientos se detallan en el sub capítulo 4.2.

El Tacho N° 3 es utilizado para formar semilla para las templas, es por esto que no es considerado en el calculo de capacidades.

De acuerdo al Balance de Materiales detallado en el Capítulo 3 para la molienda prevista de 2000 TCD. las cantidades de masas producidas son:

TEMPLA 1ª (MCA):

$$\text{Peso} = 283.91 \text{ Ton/día} = 283910 \text{ Kg/día}$$

Para la MCA a 94°B, el peso específico es 1496 Kg/m³

$$\text{Volumen} = \frac{283910}{1496} = 189.78 \text{ m}^3/\text{día}$$

TEMPLA 2ª (MCB):

$$\text{Peso} = 152.1 \text{ Ton/día} = 152100 \text{ Kg/día}$$

Para la MCB a 96°B, el peso específico es 1505 Kg/m³

$$\text{Volumen} = \frac{152100}{1505} = 101.06 \text{ m}^3/\text{día}$$

TEMPLA 3ª (MCC):

Peso = 135.42 Ton/día = 135420 Kg/día

Para la MCC a 98°B, el peso específico es 1516 Kg/m³

$$\text{Volumen} = \frac{135420}{1516} = 89.33 \text{ m}^3/\text{día}$$

CUADRO DE CAPACIDADES

	CAPACIDAD INSTALADA(m ³ /día)	CAPACIDAD NECESARIA(m ³ /día)
Templa 1ª (MCA)	432	189.78
Templa 2ª (MCB)	96	101.06
Templa 3ª (MCC)	90	89.33

Hay déficit de capacidad para la MCB., pero como hay exceso para la MCA., se puede procesar MCB. con un tacho de 27 m³ (Nº 6 ó 7) cuando sea necesario, por lo que la capacidad instalada es suficiente para la molienda programada.

4.1.6.2.- Cristalizadores

El cristalizador es simplemente un tanque de acero de sección en U provisto de un agitador helicoidal que permite mantener a la masa en un movimiento lento y continuo.

Es accionado por un motor eléctrico y la hélice gira a 0.5 RPM.

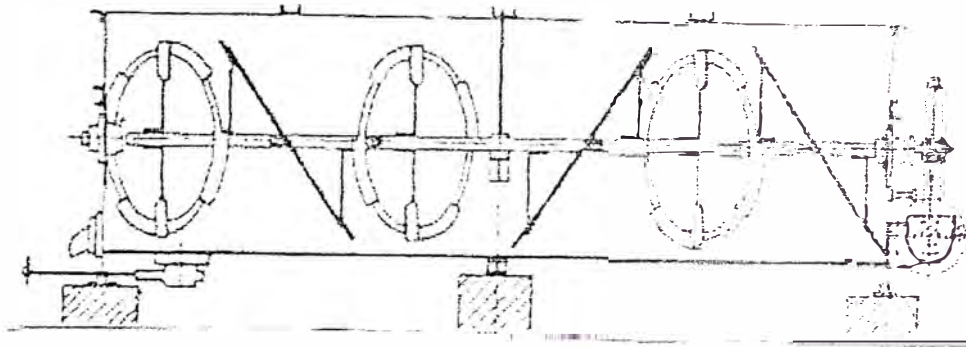


Fig. 36: Cristalizador

Los existentes son abiertos y enfriados por aire del medio ambiente, salvo 2 unidades de MCC. que son enfriados por agua. (Fig. 36).

UNIDADES EXISTENTES

CAPACIDAD:	12 Ton.	20 Ton.	30 Ton.	40 Ton.
Masa Cocida A			3	
Masa Cocida B			2	2
Masa Cocida C		1	6	2
Magma		2		
Masas finas C			1	
Semilla	1			

MCA:

$$\text{Cantidad de masa } A = \frac{283.91 \cdot \frac{\text{Ton.}}{\text{día}}}{24 \frac{\text{horas}}{\text{día}}} = 11.83 \text{ Ton / Hr.}$$

$$\text{Tiempo de reposo} = \frac{3 \text{ unid} \times 30 \frac{\text{Ton}}{\text{und}}}{11.83 \frac{\text{Ton}}{\text{hora}}} = 7.61 \text{ Horas}$$

AnálogamenteMCB:

$$\text{Cantidad de masa } B = \frac{152.1}{24} = 6.34 \text{ Ton / Hr.}$$

$$\text{Tiempo de reposo} = \frac{2(30) + 2(40)}{6.34} = 22 \text{ Horas}$$

MCC:

$$\text{Cantidad de masa } C = \frac{135.42}{24} = 5.64 \text{ Ton / Hr.}$$

$$\text{Tiempo de reposo} = \frac{6(30) + 20 + 2(40)}{5.64} = 49.64 \text{ Horas}$$

El tiempo de reposo de las masas se considera suficiente para el buen agotamiento, por lo que la capacidad instalada satisface las necesidades de la molienda prevista.

4.1.7.- Centrifugación

4.1.7.1.- Centrífugas

La centrifuga consiste en una canasta cilíndrica diseñada para recibir la masa cocida por tratar y colocada en un eje vertical en cuyo extremo superior se encuentra el motor que mueve a la máquina. La canasta está perforada con numerosos orificios que permiten el paso de las mieles y está provista de anillos circulares que resisten la fuerza centrífuga.

La canasta está guarnecida con una malla metálica que retiene el azúcar y deja pasar las mieles.

La canasta está abierta en su parte superior para permitir la alimentación de la masa cocida y en el fondo para descargar el azúcar cuando la máquina se detiene. Cuando la máquina está trabajando, es decir durante la carga y secado, esta última salida permanece cerrada por un cono.

La canasta está fija al eje para que gire con él (Fig. 37).

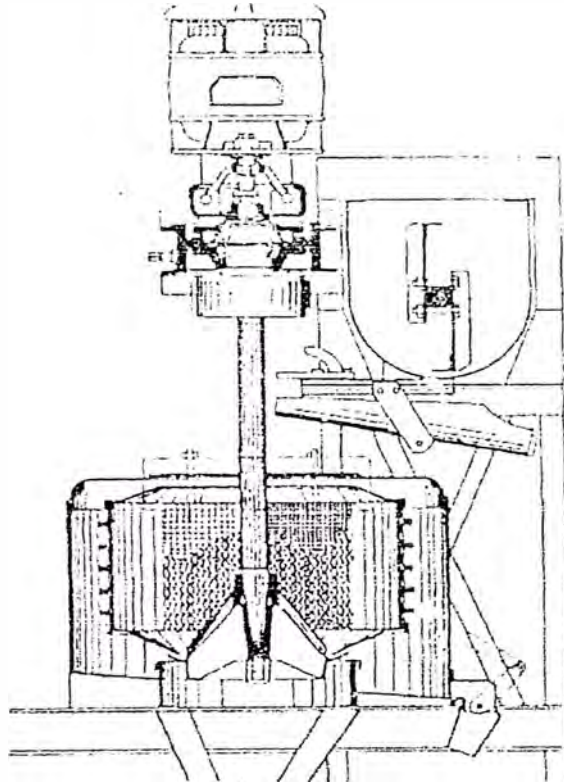


Fig. 37: Centrifuga; corte longitudinal (Fives-Lille)

4.1.7.1.1.- Unidades Existentes y Capacidad

Para MCA. Y MCB existen 4 máquinas marca WESTERN STATES de canasta 40'' x 30'' (diámetro por alto), de 1200 RPM, 3 son semi – automáticas y 1 es automática, con capacidad de 18 ciclos / hora y 400 kg/carga.

Para MCC. Existen 3 unidades, 2 son marca WESTERN STATES con canasta de 34'' x34'' y 2200 RPM con capacidad de 80 pies³/hora, la otra unidad es marca SILVER con canasta de 63'' x34'' y 2200 RPM, con capacidad de 80 pies³/hora.

CAPACIDADES:

$$\text{Efectuando la relación: } \frac{\frac{\text{Ton .masa}}{\text{Hr .}}}{\frac{\text{Ton .masa}}{\text{Ton .caña}}} = \frac{\text{Ton .caña}}{\text{Hr .}}$$

Del balance de Materiales del capítulo 3 tenemos:

Para MCA: 0.1419 Ton. Masa/ Ton. caña

MCB: 0.076 Ton. Masa/ Ton. caña

MCC: 0.0677 Ton. Masa/ Ton. Caña

Por tanto las capacidades instaladas son:

Para masas A y B :

$$\frac{4 \text{ und} \times 0.4 \frac{\text{Ton.masa}}{\text{carga}} \times 18 \frac{\text{cargas}}{\text{hora}}}{0.1419 \frac{\text{Ton.masa}}{\text{Ton.caña}} + 0.076 \frac{\text{Ton.masa}}{\text{Ton.caña}}} = 132 \text{ T.C.H.}$$

Para Masa C :

$$\frac{3 \text{ und} \times 80 \frac{\text{pie}^3}{\text{hora}} \times 0.0283 \frac{\text{m}^3}{\text{pie}^3} \times 1.5 \frac{\text{Ton.masa}}{\text{m}^3}}{0.0677 \frac{\text{Ton.masa}}{\text{Ton.caña}}} = 150 \text{ T.C.H.}$$

Se han utilizado los factores $0.0283 \text{ m}^3/\text{pie}^3$ y $1.5 \text{ Ton}/\text{m}^3$ como peso específico de la masa.

La capacidad instalada es suficiente para la molienda propuesta.

4.1.8.- Refinería

4.1.8.1.- Unidades Existentes y Capacidad

1 refundidor de 6m^3

4 tanques de tratamiento de licores de 2m^3 c/u, con agitador.

3 tanques de tratamiento de licores de 2m^3 c/u. (en reserva)

4 tanques de decantación de 15m^3 c/u. (en reserva)

2 tanques de almacenamiento de licor de 15m^3 c/u.

2 clarificadores JACOBS para decantación de licor con una capacidad aproximada de 5 Ton. de licor/Hr. C/u.

1 cristalizador de 880 pies³

1 elevador de cangilones

1 secador de 5 Ton./Hr. De capacidad

1 tacho de 40 Ton. de descarga.

1 centrífuga WESTERN STATE de 48'' x 30'' de 0.5 Ton/ciclo, 16 ciclos/Hr., trabajando 21 Hr./día.

Como el cocimiento tiene una duración de 3 horas incluyendo carga y lavado, la capacidad del tacho es suficiente para:

$$\frac{21 \frac{\text{horas}}{\text{días}} \times 40 \frac{\text{Ton}}{\text{carga}}}{3 \frac{\text{horas}}{\text{carga}}} = 280 \text{ Ton. de masa/día}$$

La capacidad de la centrífuga es suficiente para:

$$16 \frac{\text{ciclos}}{\text{Hr.}} \times 0.5 \frac{\text{Ton.}}{\text{ciclo}} \times 21 \frac{\text{Hr.}}{\text{día}} = 168 \text{ Ton. masa/día}$$

Del Balance de Materiales para Azúcar Refinada (Cap.3) la producción de masas cocidas es:

MCRA _____ 30.55 Ton/día

MCRB _____ 22.91 Ton/día

MCRC _____ 19.22 Ton/día

$$\begin{array}{r} \text{MCRD} \quad \underline{\hspace{2cm}} \quad 16.93 \text{ Ton/día} \\ \hline 89.61 \end{array}$$

Por tanto las capacidades del tacho y de la centrífuga son suficientes, así como los demás equipos instalados.

4.1.9.- Planta de Fuerza

Para la operatividad de un Ingenio Azucarero se utiliza energía térmica a partir del vapor y energía eléctrica generada también a partir del vapor.

Se utiliza vapor sobrecalentado y también saturado para accionar las diferentes Turbinas, el Turbogenerador de energía eléctrica; el vapor de escape de las Turbinas se usa para el proceso de elaboración del azúcar, como es en los Evaporadores, Calentadores, Tachos en algunos casos, Clarificadores de refinería y adicionales como Planta de Tratamiento de agua de Calderos, accionamiento de bombas de alimentación de agua a Calderos, Saturadores de vapor, Centrífugas, etc. La energía eléctrica se usa en toda el área del Ingenio accionando motores eléctricos, sistemas de mando de equipos, alumbrado y otros.

4.1.9.1.- Planta de Generación de Vapor

Se opera en 2 Calderos, de 600 PSIG, de las siguientes características:

CALDERO N° 1:

Marca : ERIE CITY IRON WORKS
Tipo : 25 W – HSB N° 95666
Capacidad : 90,000 lb/Hr. De vapor
sobrecalentado
Presión del vapor : 600 PSIG
Temperatura del vapor : 700°F
Temperatura agua alimentación : 212° F.
Combustible : Petróleo BUNKER N° 6 y
Bagazo

CALDERO N° 2:

Marca : FOSTER WHEELER LIMITED
Clase : FE – 21.6 – 21.1 – 11.6
Capacidad : 110,000 lb/Hr. de vapor
Sobrecalentado.
Presión del vapor : 600 PSIG
Temperatura del vapor : 700° F
Temperat. Agua alimentación : 205° F.
Combustible : Petróleo BUNKER N° 6 y
bagazo.

Además hay un 3^{er} Caldero similar al N° 2 faltando concluir su instalación que falta en un 10% aproximadamente, es nuevo.

4.1.9.2.- Planta de Generación de Electricidad

Normalmente se genera electricidad con un Turbo generador; cuando esta unidad para, hay Grupos Electrógenos Diesel que permiten suministrar electricidad a los servicios generales y población, esto sucede cuando no hay molienda.

4.1.9.2.1.- Turbo - Generador

Marca	:	GENERAL ELECTRIC
Potencia	:	3125 Kw.
Velocidad de Turbina	:	6195 RPM
Velocidad de Alternador	:	1200 RPM
Tipo de Alternador	:	ATI
Vapor de alimentación	:	600 PSIG y 750°F
Vapor de escape	:	3'' de Hg. Absoluto
Vapor de Extracción	:	150 PSIG, saturado
Tensión producida	:	4160 voltios, trifásica
Ciclaje de Corriente	:	60 Hz
Consumo específico de vapor	:	26 lb/Kw – Hr.

4.1.9.2.2.- Grupos Electr6genos

2 grupos	Marca	:	CATERPILLAR
	Modelo	:	D – 342
	Potencia	:	150 Kw.
	Velocidad	:	1200 RPM
	Tensi3n	:	440 voltios, trif6sica
	Ciclaje	:	60 Hz.

1 Grupo,	Marca	:	CATERPILLAR
	Modelo	:	D – 348
	Potencia	:	500 Kw.
	Velocidad	:	1800 RPM
	Tensi3n	:	440 voltios, trif6sica
	Ciclaje	:	60 Hz.

El consumo de energa el6ctrica para la molienda de 2000 TCD, se estima segun se detalla:

CONSUMO DE ENERGÍA ELÉCTRICA

	Potencia	Potencia
	<u>Instalada(KW)</u>	<u>Consumida(KW)</u>
a).- Descargadora, Pta.		
Lavado y Trapiche	591	410
b).- Elaboración	1906	720
c).- Refinería	138	85
d).- Administración, Público	530	530
e).- Irrigación	1054	700
f).- Planta Fuerza, Talleres,		
Servicentro, Almacén,	1015	400
Destilería, etc.		
	<hr/>	
TOTAL:	5234 KW	2845 KW

La potencia instalada en las diferentes áreas es suficiente, así como la capacidad del Turbo – Generador que es de 3125 Kw, necesitándose producir 2845 Kw.

La Capacidad de la Planta de Generación de Vapor también es suficiente, pues según se detalla en el sub capítulo 4.2, se necesitan como máximo 158,498 lb/Hr. Y la capacidad instalada es de 200,000 lb/Hr., además de la Caldera cuya instalación está por concluir.

4.2. Evaluación del Vapor para la Molienda Propuesta

En el proceso de fabricación de azúcar, desde la preparación de la caña para la molienda hasta la obtención del producto terminado, solamente en las etapas de calentamiento, evaporación y cristalización se presentan variantes en cuanto a la utilización del vapor, dependiendo de cada una de ellas de la presión del vapor a utilizar.

En la etapa de evaporación, los Pre-evaporadores necesariamente deben trabajar con vapor de escape de las turbinas, que es vapor saturado a 15 PSIG; los Tachos al vacío pueden trabajar con vapor de escape o vapor producido por los Pre-evaporadores, actualmente en la mayor parte de los Ingenios se hacen trabajar los Tachos con vapor de los Pre – evaporadores por ser la alternativa más económica.

En el calentamiento del jugo que se hace en 2 etapas, puede utilizarse vapor de escape o vapor del 1^{er} o 2^o efecto de evaporación. En el pte. Estudio se analizan 3 alternativas, los que se detallan mas adelante.

Es necesario previamente hacer el cálculo de máxima demanda de vapor de los Tachos al vacío, luego se analizarán las Alternativas de calentamiento – evaporación.

Determinada la Alternativa óptima, se calculará el consumo de vapor en las demás etapas del proceso y se hará el Balance Térmico de Evaporadores y de la Planta.

Para el cálculo de la demanda de vapor se seguirá la siguiente secuencia:

- ❖ Tachos al vacío (azúcar cruda)
- ❖ Calentadores y Evaporadores (análisis de alternativas)
- ❖ Refinería
- ❖ Planta de Fuerza
- ❖ Trapiche.
- ❖ Auxiliares Fábrica (Vapor centrífugas, Destilería, eyectores, varios).

4.2.1.- Tachos al vacío de azúcar cruda

Además de los cocimientos para masas A, B y C, se realiza el de preparación de semilla o pie de templa, necesaria para todos los cocimientos y como el trabajo en tachos no es continuo sino que se ejecuta por cargas, la determinación del consumo de vapor debe efectuarse para el momento de máxima demanda, es decir cuando todos los tachos se encuentran en trabajo.

Esto nos permite asegurarnos de que podemos cubrir las puntas de consumo de vapor aunque en la práctica se procura coordinar los cocimientos para evitar un excesivo consumo de vapor.

Según se ha descrito en el numeral 4.1.61, la utilización de los tachos es como sigue:

Tacho N°	Trabajo	Capacidad (m ³)
1	Masa Cocida C	15
2	Masa Cocida C	15
3	Semilla	15
4	Masa Cocida B	20
5	Refinería	27
6	Masa Cocida A	27
7	Masa Cocida A	27

Como los datos están basados en la experiencia actual, no será necesario efectuar los cálculos por transferencia de calor, solamente se tomará en cuenta el consumo de vapor. A continuación se harán los cálculos para todos los tachos de azúcar cruda.

a) **Tachos N° 1 y 2 (Masa Cocida C)**

Como estos aparatos realizan el mismo trabajo, bastará hallar el consumo de uno de ellos. Las condiciones de trabajo son las siguientes:

Duración del proceso 8 hr.	}	10 min. = lavado de calandria
		30 min = carga con pie de 85°B, $\frac{1}{3}$ del tachó
		6 h. 30 min. = Cargado de miel B y
		Operación levantar a 85° B
		30 min = cerrado de masa a 98° B
		20 min. = descargue.

Pie de templa es la cantidad de Magma o semilla utilizada en cada cocimiento

La operación de trabajo en sí que demandará el máximo consumo de vapor es la de levantamiento de la templa a 85° Brix que es la que se estudiará (Fig. 38):

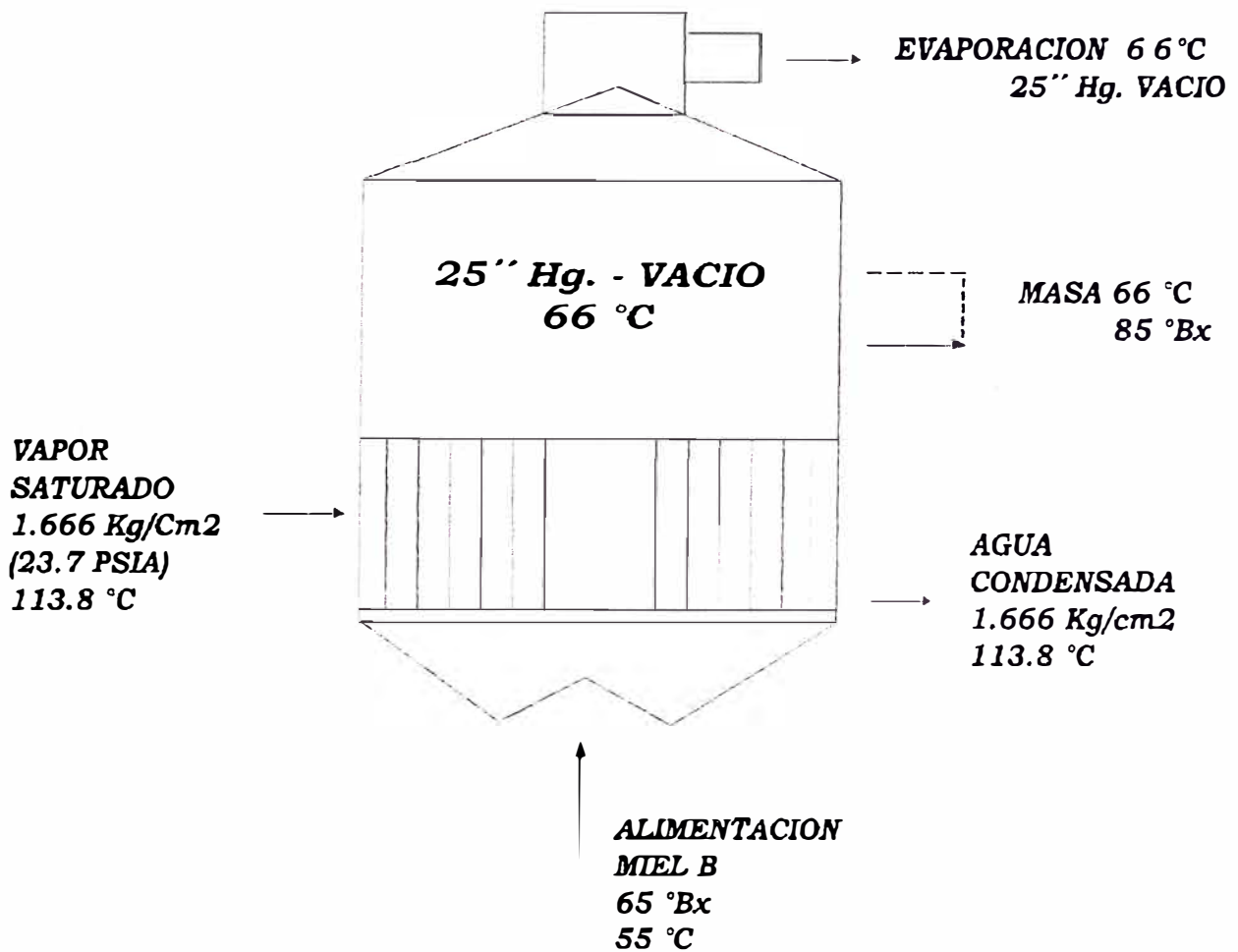


Fig. 38: Cocimiento de Masa Cocida C.

- ❖ Al iniciarse la templa, se carga $\frac{1}{3}$ del volumen con pie de 85° Bx.
- ❖ Una vez cargada la templa se alimenta con miel B de 65° Bx para levantarla hasta el 100% de su capacidad.
- ❖ Una vez que se llega al nivel deseado se cierra la alimentación y se concentra a 98° Bx.

❖ Luego se descarga la masa concentrada (22.5Ton).

Peso de templa terminada = Volumen x peso específico a

98°Bx.

$$= 15\text{m}^3 \times 1.5 \text{ Ton/m}^3 = 22.5 \text{ Ton.}$$

Considerando la templa terminada, haremos un balance de sólidos para determinar su composición, teniendo en cuenta que el volumen del pie inicialmente es de 5m^3 y el peso específico de la masa a 85°Bx es 1.44 Ton/m^3

Sólidos al final = sólidos al inicio

$$\text{Ton de pie} \times 98 = 5\text{m}^3 \times 1.44 \times 85$$

$$\therefore \text{Ton de pie a } 98^\circ \text{ Bx} = \frac{5 \times 1.44 \times 85}{98} = 6.245$$

El resto de la templa debió ser aportado por la miel B.

$$\text{Cantidad de miel B en la templa terminada} = 22.5 - 6.245 = 16.255$$

Ton.

Pero como la miel no se alimentó a 98°Bx sino a 65° Bx, haciendo un balance de sólidos, la cantidad real de miel alimentada es:

Sólidos al inicio = sólidos al final

$$\text{Miel B aportada} \times 0.65 = 16.255 \times 0.98$$

$$\text{Miel B aportada} = 16.255 \times \frac{98}{65} = 24.507 \text{ Ton. a } 65^\circ \text{ Bx.}$$

Esta cantidad de miel fue evaporándose al levantar la templa, es decir a 85° Bx y en el transcurso de 6h 30m.

Cálculo de la evaporación:

Sea: E = peso del agua por evaporar

J = peso del material antes de la evaporación

S = peso del material después de la evaporación

B_j = Brix del material J

B_s = Brix del material S

Haciendo un balance de sólidos:

Sólidos antes de evaporación = sólidos después de evaporación

$$JB_j = SB_s$$

Donde : $S = J \frac{B_j}{B_s}$

$$y : E = J - S \qquad E = J \left(1 - \frac{B_j}{B_s} \right)$$

Aplicando:

$$E = 24.507 \left(1 - \frac{65}{85} \right) = 5.766 \text{Ton.}$$

Por unidad de tiempo serán de:

$$M = \frac{\text{Miel Aportada}}{\text{Tiempo}} = \frac{24.507}{6.5} = 3.77 \text{Ton./Hr} = 8,313 \text{lb/Hr.}$$

$$E = \frac{5.766}{6.5} = 0.887 \text{ Ton/Hr.} = 1956 \text{ lb/Hr.}$$

Como la masa producto no sale sino que se almacena en el tacho, para efectos de cálculo se supondrá que es producto que sale y luego retorna, su régimen será:

$$m = M - E = 8313 - 1956 = 6357 \text{ lb/Hr.}$$

Las características de los elementos son:

❖ Miel B a 65° B : Temperatura = 55° C = 131°F

Calor específico = $C_p = 1 - 0.006B$ (para soluciones)

$$C_p = 1 - 0.006 \times 65 = 0.61 \text{ BTU/lb} - ^\circ\text{R.}$$

Entalpía total = $C_p (T - 32)$

$$hm = 0.61 (131 - 32) = 60.39 \text{ BTU/lb.}$$

Para evitar confusiones de nomenclatura de grados Brix, en las fórmulas utilizaremos la notación B en reemplazo de Bx

- ❖ Masa a 85°B : Temperatura = 66°C = 151°F (Temp. de ebullición de la masa en el vacío aplicado)

$$\text{Calor específico} = C_p = 1 - 0.007B \text{ (para masas cocidas)}$$

$$C_p = 1 - 0.007 \times 85 = 0.405 \text{ BTU/lb} \cdot ^\circ\text{R}$$

$$\text{Entalpía total} = C_p (T - 32)$$

$$h \text{ masa} = 0.405 (151 - 32) = 48.2 \text{ BTU/lb.}$$

- ❖ Vapor a 23.7 PSIA : Temperatura = 113.8°C = 236.8 °F

$$\text{Entalpía} = h_v = 1158.88 \text{ BTU/lb. (de tablas de vapor saturado)}$$

(Ver Tabla E – 1 del 4.2.2)

Este vapor proviene de Pre evaporadores

- ❖ Agua Condensada: Temperatura = 113.8°C = 236.8°F.

$$\text{Entalpía} = h_f = 205.1 \text{ BTU/lb. (de tablas)}$$

- ❖ Evaporación a 25'' Hg de vacío y 66°C (151°F):

Para 25'' Hg de vacío, la temperatura de saturación es de 133.1°F pero como por elevación del punto de ebullición la evaporación está a 151°F, entonces el vapor está sobrecalentado.

Para la temperatura de saturación $h_v = 1118.9 \text{ BTU/lb}$

$$\text{Entalpía total} = h'_v = h_v + C_p \Delta T$$

El calor específico del vapor de agua en función de la temperatura es:

$$C_p = 1.102 - \frac{33.1}{T^{0.5}} + \frac{416}{T} \quad (\text{Faires, Pág. 68.})$$

Donde T está en °R : $T = 151 + 460 = 611^\circ\text{R}$.

$$C_p = 1.102 - \frac{33.1}{(611)^{0.5}} + \frac{416}{611} = 0.444 \text{ BTU} / \text{lb} - ^\circ\text{R}$$

$$\therefore h'_v = 1118.9 + 0.444 (151 - 133.1) = 1126.85 \text{ BTU/lb.}$$

Conociendo todos los datos se tiene que:

Energía que entra = Energía que sale.

$$\text{Miel} \times h_m + \text{vapor} \times h_v = \text{Agua Cond.} \times h_f + \text{Evap.} \times h'_v + \text{Masa} \\ \times h_{\text{masa}}$$

$$8313 \times 60.39 + \text{vapor} \times 1158.88 = \text{A.cond.} \times 205.1 + 1956 \times \\ 1126.85 + 6357 \times 48.2$$

Como la cantidad de vapor W es igual a la cantidad de agua:

$$W(1158.88 - 205.1) = 1956 \times 1126.85 + 6357 \times 48.2 - 8313 \times 60.39$$

$$\text{de donde: } W = 2,106 \text{ lb /Hr.}$$

El consumo entre los Tachos 1 - 2, considerando según HUGOT un 10% de pérdidas, será:

$$2X 2106 X 1.1 = \underline{4,633 \text{ lb/Hr.}}$$

b) **Tacho N° 3 (Semilla)**

Este tacho realiza el trabajo de preparador de pie, realmente se preparan dos tipos de semillas, uno para ser utilizada en la MCB y otro en la MCC.

Para el objeto del estudio, se analizará el consumo de vapor en la preparación de semilla al ser utilizada en la MCB.

La distribución del tiempo es la siguiente:

Duración del proceso 3 horas	{	10 min = lavado
		20 min = carga con magma $\frac{1}{3}$ del Tacho
		2 horas = alimentación de jarabe y operación de levantar a 85°B
		30 min = Corte y descargue.

En este caso la operación de consumo es la de levantar la templa con jarabe, llevándola a 85°B. Las características son similares al caso anterior como puede apreciarse en el gráfico (Fig 39).

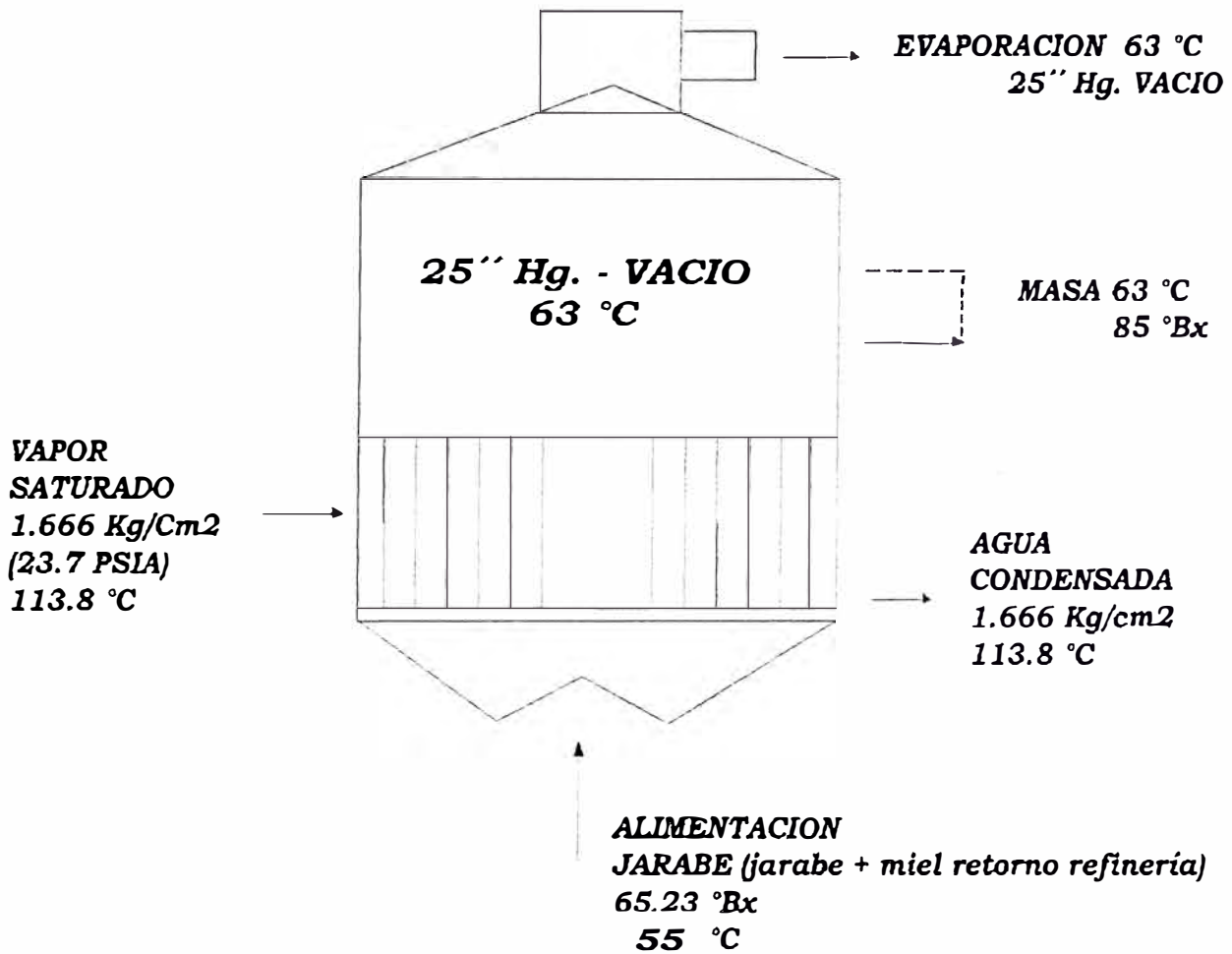


Fig. 39: Preparación de Semilla

El magma o liga agregado es de 86°B y peso específico 1.44 Ton/m³.

Peso de magma agregado = 5m³ x 1.44 Ton/m³ = 7.2 Ton. a 85°B

Al terminar la templa, el nivel 100% pesará:

$$15m^3 \times 1.44 \frac{\text{Ton}}{m^3} = 21.6 \text{Ton. a } 85^\circ B$$

Se considera que el peso específico de la templa terminada a 85°B es aproximadamente igual al de Magma a 86°B.

Jarabe en templa a $85^{\circ}\text{B} = 21.6 - 7.2 = 14.4\text{Ton}$

El jarabe ingresó a 65.23°B y se llevó a 85°B

Haciendo un balance de sólidos :

Sólidos en jarabe al inicio = sólidos en jarabe al término

Jarabe aportado $\times 0.6523 = 14.4 \times 0.85$

$$\text{Jarabe aportado} = \frac{14.4 \times 0.85}{0.6523} = 18.764 \text{ Ton. a } 65.23^{\circ}\text{B}$$

La evaporación será:

$$E = 18.764 \left(1 - \frac{65.23}{85} \right) = 4.364 \text{Ton.}$$

La masa resultante aportada por el jarabe será:

$$M = \text{Jarabe} - \text{Evaporación} = 18.764 - 4.364 = 14.4 \text{ Ton.}$$

Por unidad de tiempo estos valores serán:

$$\text{Jarabe} = \frac{18.764}{2 \text{ horas}} = 9.382 \text{ Ton/Hr} = 20,687 \text{ lb/Hr.}$$

$$\text{Evaporación} = \frac{4.364}{2} = 2.182 \text{ Ton/Hr.} = 4,811 \text{ lb/Hr.}$$

$$\text{Masa} = \frac{14.4}{2} = 7.2 \text{ Ton/Hr.} = 15,76 \text{ lb/Hr.}$$

Las características de los elementos son:

- Jarabe a 65.23°B : Temperatura = $55^{\circ}\text{C} = 131^{\circ}\text{F}$

$$\text{Calor específico} = C_p = 1-0.006 \text{ B}$$

$$C_p = 1-0.006 \times 65.23 = 0.608 \text{ BTU/lb-}$$

°R.

$$\text{Entalpía total} = h_j = C_p (T - 32)$$

$$h_j = 0.608 (131 - 32) = 60.192 \text{ BTU/lb.}$$

- Masa a 85°B : Temperatura = 63°C = 145.4 °F
(temperatura de ebullición de la masa en el vacío aplicado)

$$\text{Calor específico} = C_p = 1-0.007 \text{ B}$$

$$C_p = 1-0.007 \times 85 = 0.405 \text{ BTU/lb-°R.}$$

$$\text{Entalpía total} = h_m = C_p (T - 32)$$

$$h_m = 0.405 (145.4 - 32) = 45.93 \text{ BTU/lb.}$$

- Vapor a 23.7 PSIA : Entalpía = $h_v = 1158.88 \text{ BTU/lb.}$

- Agua Condensada : Temperatura = 113°C = 236.8 °F

$$\text{Entalpía} = h_f = 205.1 \text{ BTU/lb.}$$

- Evaporación a 25'' Hg. de vacío y 63°C (145.4°F).

$$\text{Temperatura de saturación} = 133.1 \text{ °F}$$

$$\text{Entalpía de saturación} = h_v = 1118.9 \text{ BTU/lb.}$$

$$\text{Calor específico} = C_p = 1.102 - \frac{33.1}{T^{0.5}} + \frac{416}{T}$$

$$C_p = 1.102 - \frac{33.1}{(605.4)^{0.5}} + \frac{416}{605.4} = 0.444 \frac{BTU}{lb - ^\circ R}$$

$$\text{Entalpía total} = h'_v = h_v + C_p \Delta T$$

$$h'_v = 1118.9 + 0.444 (145.4 - 133.1) = 1124.36 \frac{BTU}{lb.}$$

Energía que entra = Energía que sale.

$$\text{Jarabe} \times h_j + \text{Vapor} \times h_v = \text{Agua Cond.} \times h_f + \text{Evap.} \times h'_v +$$

$$\text{masa} \times h_m.$$

$$20,687(60.192) + W(1158.88) = W(205.1) + 4,811(1124.36) + 15,876(45.93)$$

$$\text{de donde} \quad W = 5130 \text{ lb/Hr.}$$

Considerando 10% de pérdidas:

$$W = 5130 \times 1.1 = 5643 \text{ lb/Hr.}$$

c).- Tacho N° 4 (Masa Cocida B)

Este tacho tiene una capacidad de 20 m³ y la distribución del tiempo para preparación es:

Duración del	}	10 min = lavado del tacho
proceso		20 min = carga con pie de 85°Bx hasta 40%
		4 hs = alimentación de miel A y operación de levantar
		85°Bx
5 horas		15 min = cerrado de masa a 96°Bx
		15 min = descarga.

La máxima demanda tendrá lugar en el levantamiento de la templa agotando Miel A hasta 85°B (Fig. 40).

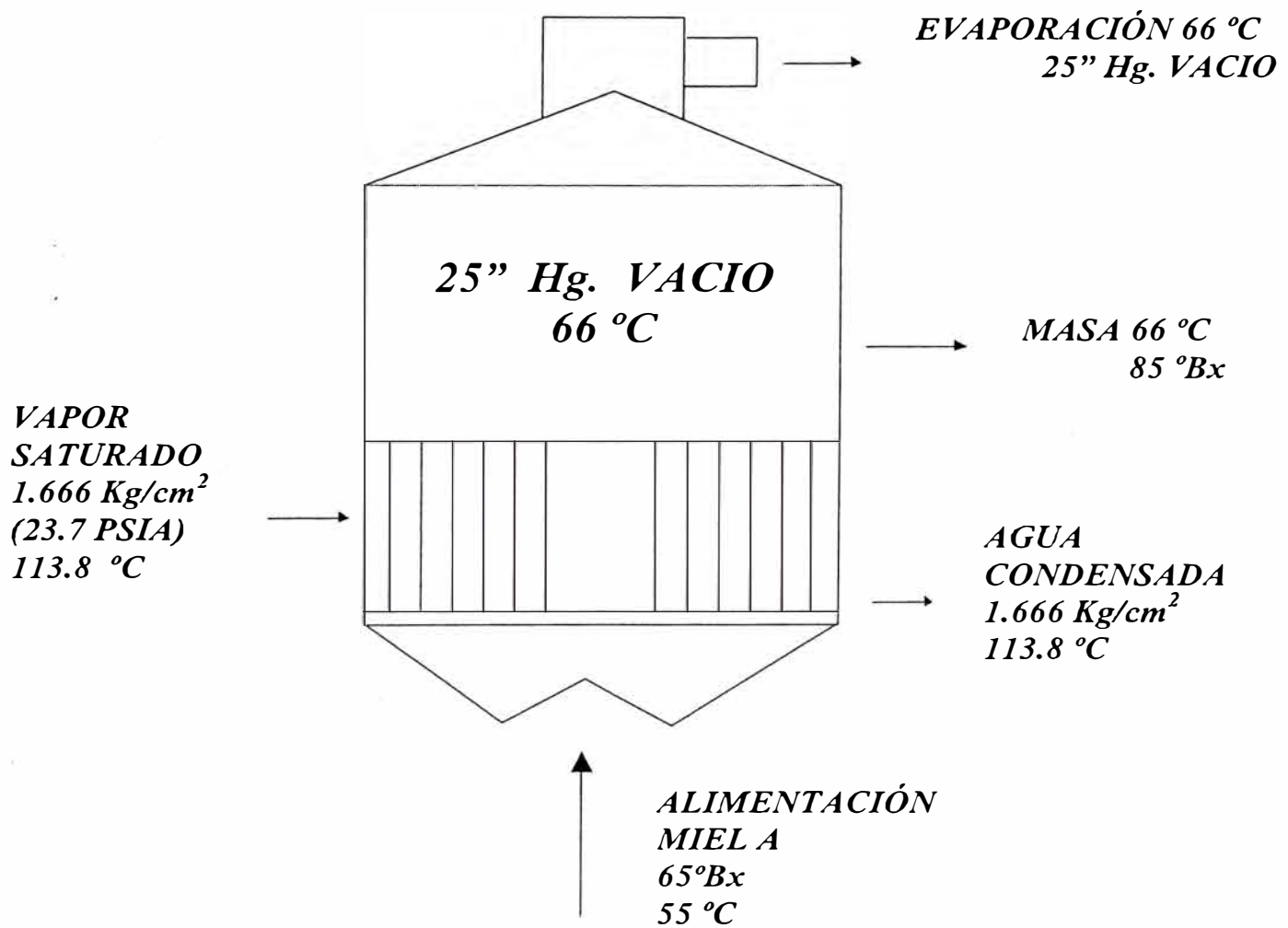


Fig. 40: Cocimiento de Masa Cocida B

Peso de templa terminada = $20\text{m}^3 \times 1.5 \text{ Ton/m}^3 = 30 \text{ Ton}$.

Considerando carga de 40% :

Volumen de pie aportado a 85°Bx = $0.4 \times 20\text{m}^3 = 8\text{m}^3$

Considerando el peso específico de pie a 85°Bx igual a 1.44 Ton/m^3

$$\text{Peso de pie a } 85^\circ\text{Bx} = 8\text{m}^3 \times 1.44 \frac{\text{Ton}}{\text{m}^3} = 11.52 \text{ Ton}$$

Haciendo un balance de materiales:

Sólidos al final = sólidos al inicio

$$\text{Ton de pie} \times 0.96 = 11.52 \times 0.85$$

$$\text{Ton de Pie a } 96^\circ\text{Bx} = \frac{11.52 \times 0.85}{0.96} = 10.2$$

El resto de la templa debió ser aportado por la Miel A.

$$\text{Cantidad de Miel A en templa terminada} = 30 - 10.2 = 19.8 \text{ Ton.}$$

Como la Miel no se alimentó a 96°Bx sino a 65°Bx , la cantidad real de Miel alimentada es:

$$\text{Miel A aportada} = 19.8 \times \frac{96}{65} = 29.243 \text{ Ton. a } 65^\circ\text{B}$$

La cantidad evaporada al levantar la templa:

$$E = 29.243 \left(1 - \frac{65}{85} \right) = 6.881 \text{ Ton.}$$

$$\text{Masa resultante a } 85^\circ\text{Bx} = 29.243 - 6.881 = 22.362 \text{ Ton.}$$

Por unidad de tiempo estos valores serán:

$$\text{Miel A} = m = \frac{29.243}{4} = 7.311 \text{ Ton/Hr} = 16,120 \text{ lb/Hr.}$$

$$\text{Evaporación} = E = \frac{6.881}{4} = 1.720 \text{ Ton/Hr} = 3,793 \text{ lb/Hr.}$$

$$\text{Masa} = M = \frac{22.362}{4} = 5.59 \text{ Ton/Hr.} = 12,327 \text{ lb/Hr.}$$

Las características de los elementos son:

- Miel A a 65°B : Temperatura = 55°C = 131 °F

Calor específico = $C_p = 1-006 \text{ B}$

$C_p = 1-0.006 \times 65 = 0.61 \text{ BTU/lb-}^\circ\text{R.}$

Entalpía total = $C_p (T - 32)$

$h_m = 0.61 (131 - 32) = 60.39 \text{ BTU/lb.}$

- Masa a 85°B : Temperatura = 66°C = 151 °F

(temperatura de ebullición)

Calor específico = $C_p = 1-0.007 \text{ B}$

$C_p = 1-0.007 \times 85 = 0.405 \text{ BTU/lb-}^\circ\text{R.}$

Entalpía total = $C_p (T - 32)$

$h_{\text{masa}} = 0.405 (151 - 32) = 48.2 \text{ BTU/lb.}$

- Vapor a 23.7 PSIA : Temperatura = 113.8 °C

=236.8°F

Entalpía = $h_v = 1158.88 \text{ BTU/lb.}$

- Agua condensada : Temperatura = 236.8 °F

Entalpía = $h_f = 205.1 \text{ BTU/lb.}$

- Evaporación : Los valores son iguales que el cálculo anterior en masa cocida C, por tanto:

$$\text{Entalpía} = h'_v = 1126.85 \text{ BTU/lb.}$$

Haciendo balance de energía:

Energía que entra = Energía que sale

$$\text{Miel} \times h_m + \text{Vapor} \times h_v = \text{Agua} \times h_f + \text{Evap.} \times h'_v + \text{masa} \times h_{\text{masa}}$$

$$16120(60.39) + W(1158.88) = W(205.1) + 3793(1126.85) + 12327(48.2)$$

$$\text{de donde} \quad W = 4,083 \text{ lb/Hr.}$$

Considerando 10% de pérdidas:

$$W = 4,083 \times 1.1 = \underline{4,491 \text{ lb/Hr.}}$$

d).- Tacho N° 6 y 7 (Masa Cocida A)

Cada tacho tiene una capacidad de 27 m^3 y tienen trabajo similar.

Duración del proceso 3 horas	}	10 min = lavado del tacho
		20 min = carga con pie de 86°Bx hasta 1/3
		2 horas = alimentación de jarabe y operación de levantar hasta 85°Bx
		15 min = cerrado de masa a 94°Bx
		15 min = descarga.

La máxima demanda de vapor tendrá lugar en el levantamiento de la templa agotando Jarabe a 85°Bx (Fig. 41).

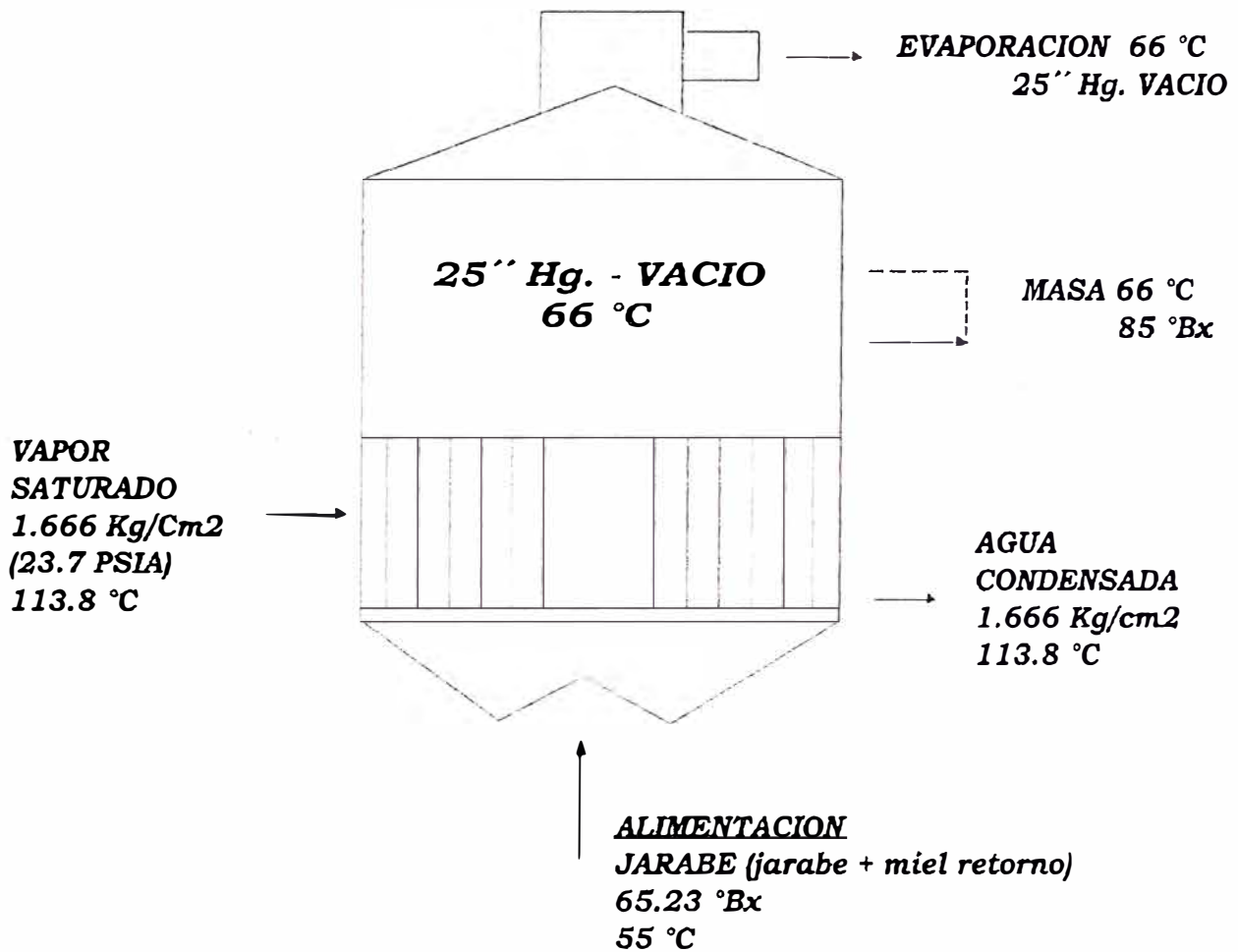


Fig. 41: Cocimiento de Masa Cocida A

Peso de templa terminada = $27\text{m}^3 \times 1.5 \text{ Ton/m}^3 = 40.5 \text{ Ton.}$

Considerando carga de 1/3 :

Volumen de pie aportado a 86°Bx = $\frac{27}{3} = 9\text{m}^3$

Considerando el peso específico de pie a 86°Bx igual a 1.44 Ton/m^3

$$\text{Ton. de pie a } 86^{\circ}\text{Bx} = 9\text{m}^3 \times 1.44 \frac{\text{Ton}}{\text{m}^3} = 12.96$$

Haciendo un balance de sólidos :

Sólidos al término = sólidos al inicio

$$\text{Ton. de pie} \times 0.94 = 12.96 \times 0.86$$

$$\text{Ton. de pie a } 94^{\circ}\text{Bx} = \frac{12.96 \times 0.86}{0.94} = 11.857$$

$$\text{Jarabe en templa terminado} = 40.5 - 11.857 = 28.643 \text{ Ton.}$$

$$\text{Jarabe aportado} = 28.643 \times \frac{94}{65.23} = 41.276 \text{ Ton. a } 65.23^{\circ}\text{B}$$

$$\text{Evaporación} = E = 41.276 \left(1 - \frac{65.23}{85} \right) = 9.6 \text{ Ton.}$$

$$\text{Masa resultante a } 85^{\circ}\text{B} = 41.276 - 9.6 = 31.676 \text{on.}$$

Por unidad de tiempo los valores serán:

$$\text{Jarabe} = J = \frac{41.276}{2 \text{ horas}} = 20638 \frac{\text{Ton}}{\text{Hora}} = 45486 \text{ lb/hora}$$

$$\text{Evaporación} = E = \frac{9.6}{2} = 4.8 \text{ Ton/Hr} = 10579 \text{ lb/Hr.}$$

$$\text{Masa} = M = \frac{31.676}{2} = 15.838 \text{ Ton/Hr.} = 34907 \text{ lb/Hr.}$$

Características de los elementos :

- Jarabe a 65.23°B :
Temperatura = 55°C = 131 °F
Entalpía calculada anteriormente
en preparación de semilla
 $h_j = 60.192 \text{ BTU/lb.}$
- Masa a 85°B :
Temperatura = 66°C = 151 °F
Entalpía calculada anteriormente
en cocimiento de MCC
 $h_m = 48.2 \text{ BTU/lb.}$
- Vapor a 23.7 PSIA :
Entalpía = $h_v = 1158.88 \text{ BTU/lb.}$
- Agua Condensada :
Temperatura = 113.8°C = 236.8°F
Entalpía = $h_f = 205.1 \text{ BTU/lb.}$

- Evaporación a 25'' Hg. de vacío y 66°C (151 °F).

Entalpía calculada anteriormente

en cocimiento de MCC

$$h'_v = 1126.85 \text{ BTU/lb.}$$

Por balance de energía:

$$J \times h_j + W \times h_v = W \times h_f + E \times h'_v + M \times h_m$$

$$45486(60.192) + W(1158.88) = W(205.1) + 10579(1126.85) + 34907(48.2)$$

de donde $W = 11392 \text{ lb/Hr.}$

Adicionando 10.5% por pérdidas y considerando los 2 tachos:

$$W = 1,105 \times 2 \times 11392 = \underline{25176 \text{ lb/Hr.}}$$

Según los cálculos anteriores, los consumos serían:

CONSUMO DE VAPOR DE TACHOS**(AZUCAR CRUDA)**

Tacho N°	Trabajo	Tiempo	Consumo Vapor
1	M.CC	8 h.	2,317 lb/Hr.
2	M.C.C.	8 h.	2,317
3	Semilla	3 h.	5,643
4	M.C.B.	5 h.	4,491
6	M.C.A.	3 h.	12588
7	M.C.A.	3 h.	12588

TOTAL = 39944 lb/Hr.

= 18,123 Kg/Hr.

4.2.2.- Calentamiento y Evaporación**Calentamiento**

Como ya se ha descrito en el proceso de fabricación de azúcar (Cap.2), es necesario calentar el jugo por lo menos una vez, hasta una temperatura de 103 ó 105°C para obtener una buena decantación en el clarificador. Este calentamiento debe hacerse por medio del vapor de escape o del vapor que se obtiene de los evaporadores.

En cualquier caso, es necesario contar con uno o varios calentadores que son intercambiadores de calor entre el vapor de escape (o de los evaporadores) y el jugo.

Un calentador está formado de una calandria tubular y el jugo circula dentro de los tubos y el vapor alrededor de ellas. Mamparas apropiadas obligan al jugo a pasar un cierto número de veces de arriba hacia abajo y viceversa, cada vez por una parte de los tubos de la calandria (Fig. 42).

El cálculo de los calentadores se complica por el hecho de que si uno de los fluidos, el vapor, está a temperatura constante, el jugo varía desde su temperatura de entrada hasta su temperatura de salida, existiendo condensación del vapor de agua.

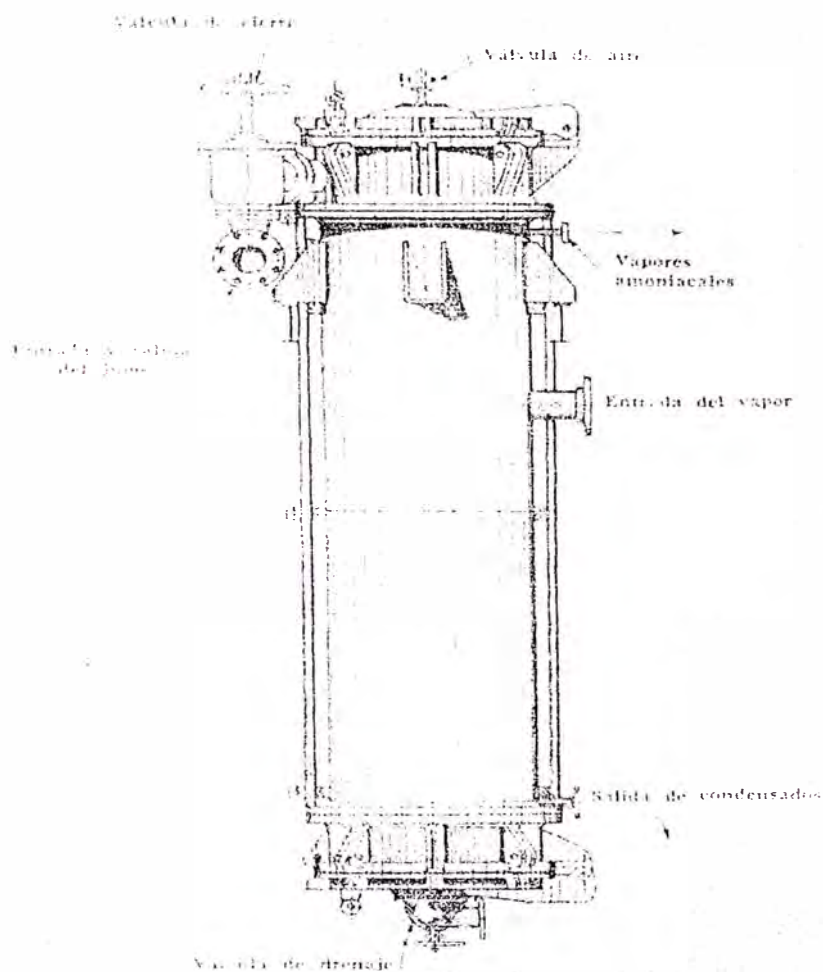


Fig: 42: Calentador de Jugo (Fives - Lille)

La fórmula aplicable a este caso para el cálculo de temperaturas es la siguiente:

$$t = T - (T - t_0)e^{-\frac{US}{JC_p}}$$

Donde:

t = temperatura max. de salida del jugo caliente en °C.

T = temperatura del vapor que calienta en °C.

t_0 = temperatura de entrada del jugo frío en °C.

e = base del sistema de logaritmos naturales = 2.7182

U = coeficiente de transmisión del calor en Kcal/m²/°C/Hr.

S = superficie de calentamiento del calentador en m²

J = peso del jugo por calentador, en Kg/Hr.

C_p = calor específico del jugo (alrededor de 0.9)

El valor del coeficiente U está dado por la relación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_1} + \frac{L}{K} + \frac{1}{h_2}$$

donde :

h_1 = coeficiente de película lado jugo

h_2 = coeficiente de película lado vapor

K = conductividad térmica del tubo

L = espesor de la pared del tubo.

La determinación exacta del coeficiente U es un cálculo bastante laborioso y variable para cada Ingenio, por lo que tomaremos para nuestros cálculos la fórmula que propone HUGOT, hallada en experiencias efectuadas en calentadores parcialmente sucios por las incrustaciones:

$$U = \frac{TV}{0.1V + 0.08}$$

donde :

T = temperatura del vapor que calienta en °C

V = velocidad del jugo en m/Seg.

Este coeficiente que puede tomarse como un valor aproximado, tiene el defecto de no considerar la conductividad térmica del material ni el espesor de los tubos específicamente, sin embargo el factor (0.1) del denominador corresponde a la resistencia del calor transmitido debida a:

- ❖ entre el tubo y la incrustación
- ❖ entre el vapor y el metal
- ❖ a través del tubo

Evidentemente varía durante los días de trabajo, dependiendo de la intensidad de la formación de incrustaciones.

Evaporación.-

En el Capítulo 2 se han dado algunas generalidades sobre la evaporación, para el caso de nuestro estudio se harán los análisis para un sistema de QUINTUPLE EFECTO, estando conformado el 1^{er} efecto por 2 Pre-Evaporadores de igual capacidad, de 929 m² de superficie de

calentamiento cada uno y 4 Evaporadores de 464 m² de superficie de calentamiento cada uno. Como se ha mencionado, el Múltiple Efecto funciona poniendo al vacío los cuerpos siguientes al 1° a fin de que el jugo hierva a menor temperatura, creando la diferencia térmica necesaria y poder utilizar el vapor del jugo producido en el cuerpo precedente (Fig. 44).

Existe una cierta temperatura crítica a partir de la cual el azúcar del jugo se carameliza provocando una pérdida de sacarosa y una coloración que permanece hasta los cristales del azúcar.

Por esta razón, se recomienda una temperatura máxima que debe tener el vapor de calentamiento, de 130°C.

El límite inferior de temperatura en el cual funciona un Múltiple Efecto, es la temperatura de ebullición correspondiente al vacío que se ejerce en el último cuerpo.

En las Fábricas de Azúcar normalmente es conveniente mantener al vacío entre 62 y 63 cm. de Hg que corresponden a una temperatura de ebullición de 58 a 53°C.

Para nuestro estudio la temperatura máxima es de 121°C correspondiente al Vapor de Escape que utilizaremos en el 1^{er} efecto y la

temperatura mínima es de 56.2°C que es el punto de ebullición en la superficie del jugo en el 5° cuerpo o Efecto, de acuerdo a cálculos posteriores. (Ver Tabla E-1)

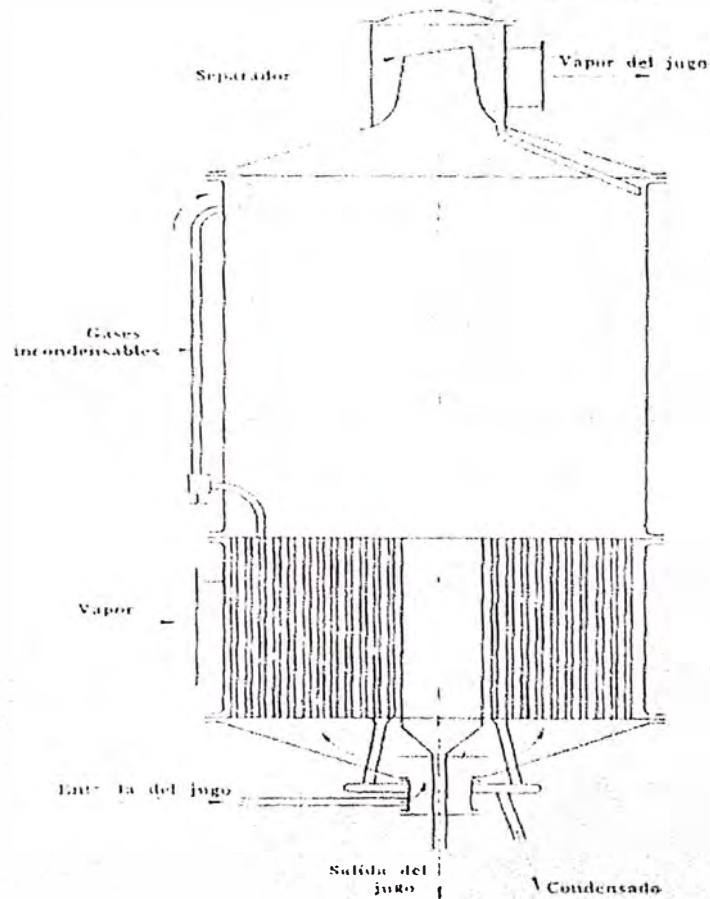


Fig. 43: Vaso Evaporador.

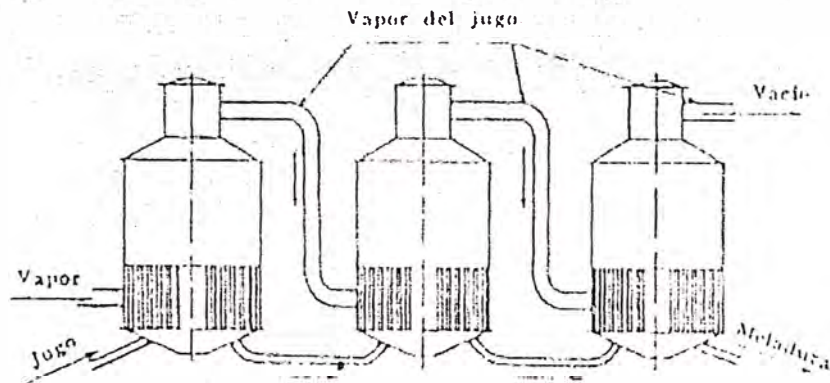


Fig. 44: Principio del Múltiple Efecto.

HUGOT demuestra según cálculos (fig. 45) el siguiente enunciado:

“Un Kg. De vapor de calentamiento dado a la calandria del 1^{er} cuerpo de un múltiple efecto sin tomas, produce la evaporación de 1 Kg. de agua del jugo en cada cuerpo de este múltiple efecto”.

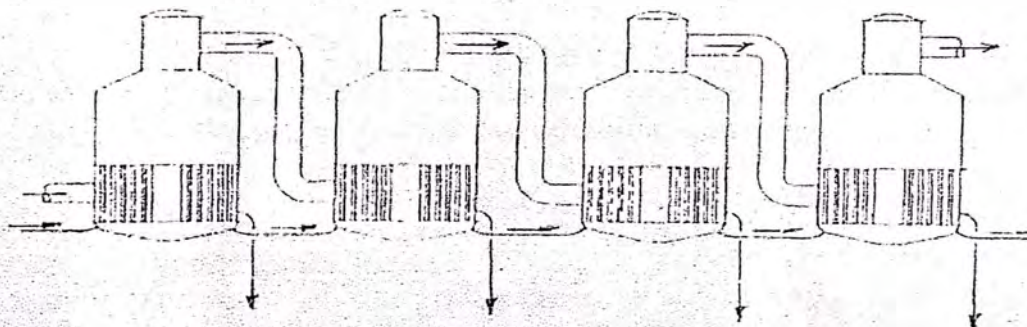


Fig. 45: Extracción de Condensados separada de cada vaso.

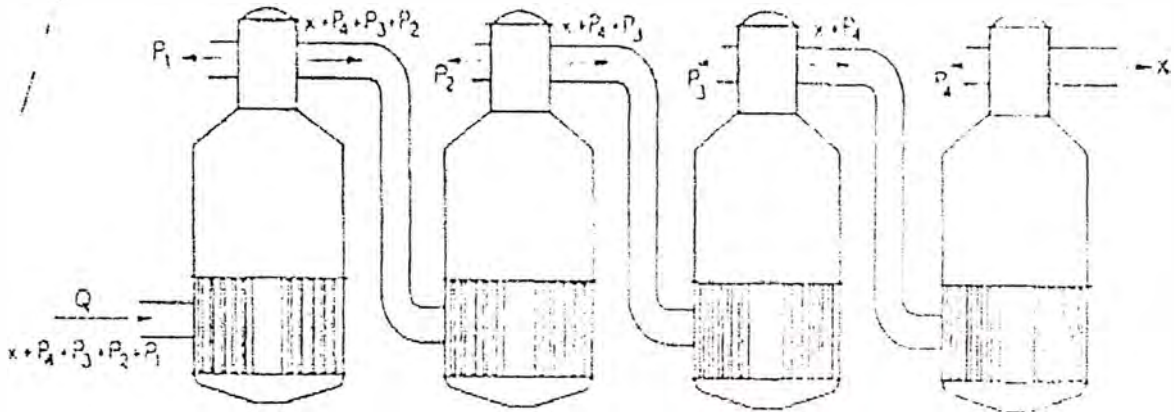


Fig. 46: Cuádruple efecto con tomas de Vapor.

Si pasamos al caso general de un múltiple efecto con tomas de vapor de uno o varios cuerpos, estas no modifican evidentemente el equilibrio entre la cantidad de vapor admitido en cada calandria y la cantidad de agua que se evapora en el cuerpo. En adelante asumiremos que en cada cuerpo, cada Kg. de vapor entrando a la calandria evapora 1 Kg. de agua.

Sea entonces un cuádruple efecto como ejemplo (Fig. 46) sobre cuyos cuerpos se toma respectivamente las cantidades de vapor:

$$1^{\text{er}} \text{ cuerpo} = P_1 \text{ kg}$$

$$2^{\text{o}} \text{ cuerpo} = P_2 \text{ kg.}$$

$$3^{\text{er}} \text{ cuerpo} = P_3 \text{ kg.}$$

$$4^{\text{o}} \text{ cuerpo} = P_4 \text{ kg.}$$

y sea $E =$ cantidad total de agua evaporada

x = cantidad de vapor del último cuerpo al condensador.

Como el último cuerpo evapora $(x + P_4)$, debe recibir del 3° una cantidad igual. El 3° que evapora $(x + P_4) + P_3$, deberá recibir del 2° esta misma cantidad $x + P_4 + P_3$. Así mismo el 1° deberá dar al 2° $x + P_4 + P_3 + P_2$ y será necesario darle vapor de escape en una cantidad:

$$W = x + P_4 + P_3 + P_2 + P_1$$

La evaporación total dada por el cuádruple Efecto será:

4° cuerpo	$x + P_4$
3 ^{er} cuerpo	$x + P_4 + P_3$
2° cuerpo	$x + P_4 + P_3 + P_2$
1 ^{er} cuerpo	$x + P_4 + P_3 + P_2 + P_1$

$$\text{Múltiple Efecto: } E = 4x + 4P_4 + 3P_3 + 2P_2 + P_1$$

De acuerdo con los datos de Molienda del Ingenio Azucarero, siguiendo normas establecidas tanto en el orden técnico como económico, proyectaremos un Quintuple Efecto calculando primero las presiones con que trabajará cada cuerpo y luego se analizarán 3 diferentes alternativas de

calentamiento del jugo y sus variantes respecto a las tomas de vapor del múltiple efecto o de lo contrario mediante la utilización del Vapor de Escape.

El vapor de escape lo constituye el vapor que ha sido utilizado en las diferentes turbinas y que sale en condiciones de saturado.

DATOS DE MOLIENDA DEL INGENIO

Molienda	=	2000 T.C.D.
Extracción diluida	=	100%
Cantidad de jugo clarificado	=	2000 T.J.D.
		(considerando recirculación)
Recirculación en jugo crudo (cachaza)	=	15%
Cantidad de jugo crudo en calentadores	=	2300 T.J.D.
		(considerando recirculación)
Brix del jugo clarificado	=	14
Pureza del jugo clarificado	=	82
Brix del jarabe	=	65
Vapor de escape (saturado)	=	15 PSIG = 29.7 PSIA.
Vacío en el condensador	=	25'' Hg manométrica
	=	2.42 PSIA
Horas diarias efectivas de molienda	=	22

Temperatura jugo mezclado = 27°C.

Peso específico del jugo mezclado = 1.05

Se utilizará : T.C.D. = Ton. de caña diaria

T.J.D. = Ton. de jugo diarias

Se harán los cálculos de evaporación para un QUINTUPLE EFECTO disponiendo como PRIMER EFECTO los 2 Pre-evaporadores de 929 m² c/u de superficie de calentamiento y los 4 efectos restantes con los evaporadores de 464 m² c/u de superficie de calentamiento.

Distribución de Caídas de presión en Quintuple Efecto.

La caída total de presión del sistema será:

Presión de escape = 29.7 PSIA

Presión de condensador = 2.42 PSIA

Caída total = 27.28 PSI

= 1.918 Kg/cm²

Se hará la distribución de presiones en cada cuerpo en las fracciones recomendadas por HUGOT, es decir:

$\frac{11}{50}$, $\frac{10.5}{50}$, $\frac{10}{50}$, $\frac{9.5}{50}$, $\frac{9}{50}$, del 1^{er} al último cuerpo.

TABLA E - I

UNIDAD	CAÍDA DE PRESIÓN EN KG/CM2	PRESIÓN ABSOLUTA EN KG/CM2	TEMP. °C	CALOR LATENTE EN KCAL/KG.
Vapor escape		2.088	121	525.1
1° efecto	$1.918x\frac{11}{50} = 0.422$	1.666	113.8	530.26
2° efecto	$1.918x\frac{10.5}{50} = 0.403$	1.263	105.5	535.3
3° efecto	$1.918x\frac{10}{50} = 0.384$	0.879	95.5	541.7
4° efecto	$1.918x\frac{9.5}{50} = 0.364$	0.515	81.6	550.34
5° efecto	$1.918x\frac{9}{50} = 0.345$	0.170	56.2	565.48

La tercera columna indica la presión de evaporación en cada cuerpo y la cuarta columna nos da la temperatura del vapor saturado evaporado en dicho cuerpo

La distribución de las caídas de presiones se hace en las fracciones anotadas, por las consideraciones siguientes: debe esforzarse por distribuir

entre los cuerpos la caída de presión total del múltiple efecto de manera que las caídas de presión individuales, a las que trabajan los diversos cuerpos, sean aproximadamente iguales pero ligeramente decrecientes del primero al último.

La igualdad de las caídas de presión tiene por objeto unificar las alturas del sifón entre los cuerpos y evitar los arrastres del jugo producidos en los cuerpos siguientes por una caída de presión muy fuerte. Estos efectos se reducen igualando las caídas en lo posible.

Como los riesgos de arrastre crecen del 1° al último cuerpo, se adopta una escala ligeramente decreciente en lugar de caídas rigurosamente iguales.

El sistema de calentamiento del jugo se hará por medio de 2 baterías de 2 calentadores por batería según se indicarán en los diagramas analizándose las siguientes alternativas:

A).- 1° calentamiento con vapor de Pre - evaporadores

2° calentamiento con vapor de escape

B).- 1° calentamiento con vapor del 2° cuerpo

2° calentamiento con vapor de Pre - evaporadores

C).- 1^{er} y 2^o calentamiento con vapor de Pre – evaporadores

4.2.2.1.- Alternativa A.-

a).- Calentamiento (fig. 47)

Vapor de escape : 2.088 Kg/cm² abs. – 121°C

Vapor de Pre-evaporadores : 1.666 Kg/cm² abs. – 113.8°C

	<u>Calent.1</u>	<u>Calent.3</u>	<u>Calent.4</u>
T = Temperatura de vapor	113.8°C	121°C	121°C
t ₀ = Temperat. Entrada jugo	27°C	85.5°C	85.5°C
U = Coeficiente transferencia calor	715.736	726.483	681.616
S = Superficie calentamiento	74m ²	102m ²	120.8m ²
V = Velocidad de jugo	1.356	1.202	1.032
m/seg.			
t = máxima temperatura de salida de jugo.	85.5°C	113.6°C	114.8°C

Cantidad de jugo que circula por batería = J

$$J = 2300 \frac{\text{Ton.}}{\text{día}} \times \frac{1}{22 \text{ horas / día}} \times 1000 \frac{\text{kg.}}{\text{Ton.}} \times \frac{1}{2 \text{ baterías}}$$

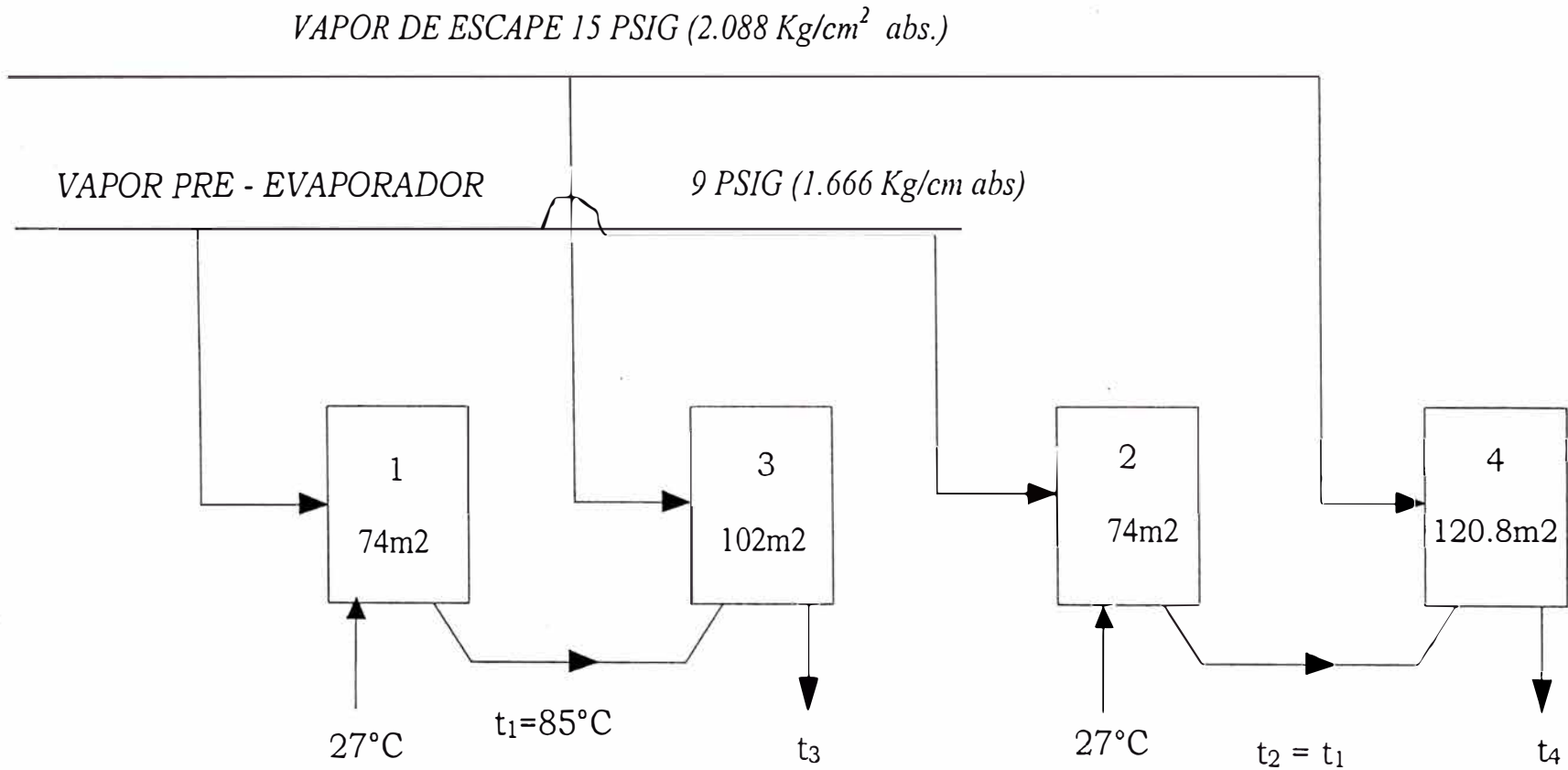


Fig. 47: Calentamiento de Jugo – Alternativa A

$$J = 52,272 \text{ Kg/Hr} - \text{batería.}$$

$$\text{Velocidad del jugo en calentador 1} = V_1 = \frac{\text{Caudal}}{\text{Areapase}}$$

El área de pase es dato de descripción del calentador.

$$V_1 = 52272 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} \times \frac{1}{0.0102\text{m}^2} \times \frac{1}{1050\text{Kg/m}^3} \times \frac{1}{3600\text{seg/Hr}} = 1.356\text{m/seg}$$

$$\text{Velocidad del jugo en calentador 3} = V_3$$

$$V_3 = \frac{52272}{0.0115 \times 1050 \times 3600} = 1.202\text{m/seg.}$$

$$V_4 = \frac{52272}{0.0134 \times 1050 \times 3600} = 1.032\text{m/seg.}$$

Se ha considerado para el jugo un peso específico de 1050 Kg/m³.

La velocidad de circulación del jugo en los tubos, tiene un papel muy importante en la eficacia del calentador, por lo que es conveniente que esta no descienda de 1m/seg, cuando desciende el calentador se ensucia mas rápidamente y la temperatura del jugo caliente baja con rapidez en el curso de los días.

Si la velocidad es muy alta, el paso del jugo por el calentador provoca una pérdida de carga muy importante; por esta razón la velocidad no debe pasar de 2m/seg.

Por lo expuesto se deduce que las velocidades calculadas son aceptables, aunque la mas económica recomendable es entre 1.5 y 1.8m/seg.

$$\text{Coeficiente de transferencia de calor} = U = \frac{TV}{0.1V + 0.08}$$

$$U_1 = \frac{T_1V_1}{0.1V_1 + 0.08} = \frac{113.80(1.356)}{0.1(1.356) + 0.08} = 715.736 \text{ Kcal/m}^2 \text{ -Hr-}^\circ\text{C}$$

$$U_3 = \frac{121(1.202)}{0.1(1.202) + 0.08} = 726.483 \text{ Kcal/m}^2 \text{ - Hr - }^\circ\text{C}$$

$$U_4 = \frac{121(1.032)}{0.1(1.032) + 0.08} = 681.616 \text{ Kcal/m}^2 \text{ - Hr - }^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperatura de salida del jugo} = t = T - (T - t_0)e^{-\frac{US}{JC_p}}$$

$$t_1 = 113.8 - (113.8 - 27)e^{-\frac{715.736(74)}{52272(0.9)}} = 85.5^\circ\text{C}$$

$$t_3 = 121 - (121 - 85.5)e^{-\frac{726.483(102)}{52272(0.9)}} = 113.6^\circ\text{C}$$

$$t_4 = 121 - (121 - 85.5)e^{-\frac{681.616(120.8)}{52272(0.9)}} = 114.8^\circ\text{C}$$

Se ha considerado el calor específico del jugo $C_p = 0.9$

Como podemos observar las temperaturas de salida del jugo en los calentadores N° 3 y 4 son superiores a la necesaria que es de 105°C , por lo que si se aplica esta alternativa, debe regularse la cantidad de vapor de calentamiento para obtener la temperatura deseada.

Las condiciones del calentador N° 2 son idénticas a las del calentador N° 1.

CONSUMO DE VAPOR EN CALENTADORES

Aplicaremos la fórmula:

$$Q = Wh_{fg} = \frac{JC_p(t - t_0)}{\eta_{calent.}}$$

Donde : Q = cantidad de calor transferido en Kcal

W = cantidad de vapor condensado en Kg/Hr.

h_{fg} = entalpía de condensación en Kcal/Kg

J = cantidad de jugo calentado en Kg/Hr.

C_p = calor específico del jugo = 0.9

t = temperatura de salida del jugo en °C

t_0 = temperatura de entrada del jugo en °C

η calent. = eficiencia del calentador = 0.95

Este valor de la eficiencia corresponde a un calentador convenientemente aislado.

Las entalpías de condensación del vapor son (de tabla E-1):

Vapor de Pre – evaporadores : $h_{fg} = 530.26$ Kcal/Kg.

Vapor de escape : $h_{fg} = 525.1$ Kcal/Kg.

Calentador N° 1:

$$530.26W_1 = \frac{52272(0.9)(85 - 27)}{0.95}, \text{ de donde } W_1 = 5416 \text{ Kg/Hr.}$$

Calentador N° 2:

$$W_2 = W_1 = 5416 \text{ Kg/Hr.}$$

Calentador N° 3:

$$525.1W_3 = \frac{52272(0.9)(105 - 85)}{0.95}, \text{ de donde } W_3 = 1886 \text{ Kg/Hr.}$$

Calentador N° 4:

$$W_4 = W_3 = 1886 \text{ Kg/Hr}$$

El consumo total de vapor es:

Vapor de Pre – evaporadores (9PSIG) : 2 (5416) = 10832 Kg/Hr.

Vapor de escape (15PSIG) : 2 (1886) = 3772 Kg/Hr.

b).- Evaporación (Fig. 48)

Como se ha mencionado, se proyectará un QUINTUPLE EFECTO, estando constituido el primer cuerpo o efecto por 2 Pre – evaporadores de 929 m² de superficie de calentamiento cada uno y los demás cuerpos o efectos por evaporadores de 464 m² de superficie de calentamiento cada uno.

La toma de vapor para Tachos de cocimiento incluye el consumo de vapor para azúcar cruda y refinera.

$$\text{Consumo} = 39944 \text{ lb/Hr.} + 13,915 \text{ lb/Hr.} = 53859 \text{ lb/Hr.}$$

$$= 24434 \text{ Kg/ Hr.}$$

Donde : 39944 lb/Hr es el consumo en tacho de cruda calculado en

4.2.1

13915 lb/Hr es el consumo en tachos de refinería calculado

en 4.2.3.3

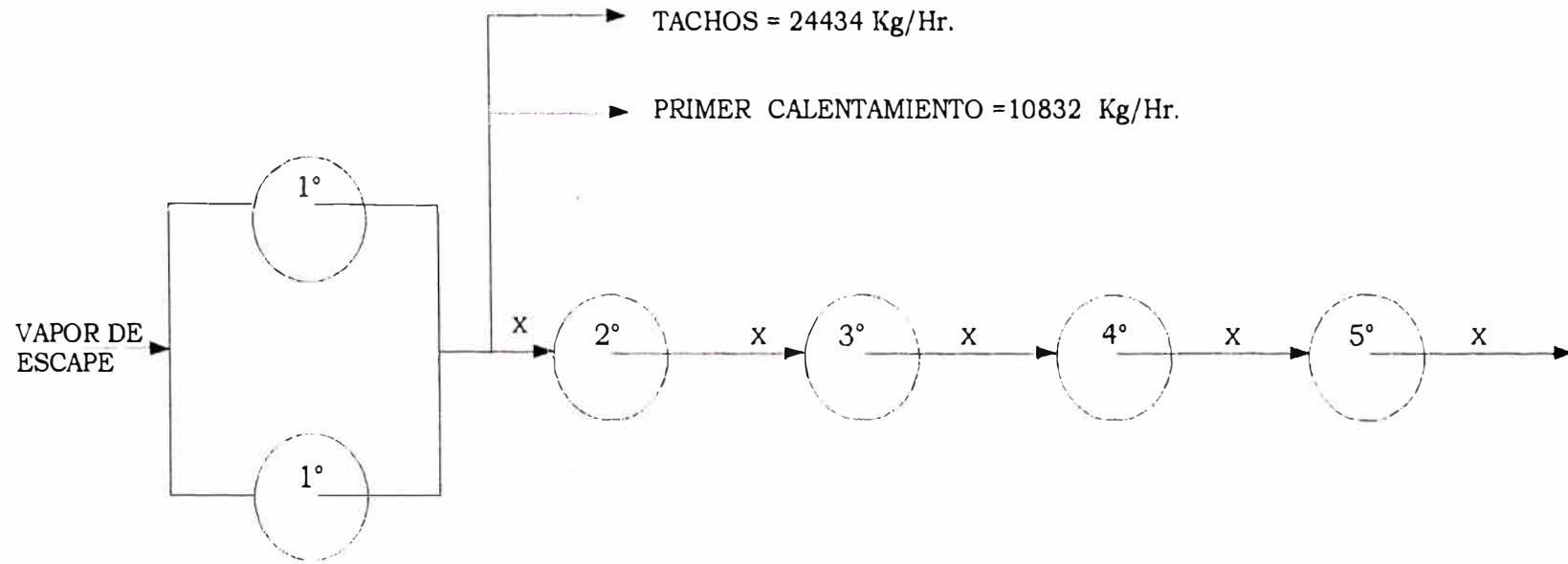


Fig: 48 : Evaporación - Alternativa A

La circulación de jugo en el quintuple efecto es:

$$J = \frac{2000 \text{Ton} / \text{día}}{22 \text{horas} / \text{día}} = 90.91 \text{ Ton/Hr.}$$

La evaporación total será:

$$E = J \left(1 - \frac{B_i}{B_s} \right) = 90.91 \left(1 - \frac{14}{65} \right) = 71.33 \text{ Ton/Hr.} = 71330 \text{ Kg/Hr.}$$

Donde : E = peso del agua a evaporar
 J = peso del jugo a la entrada
 B_i = Brix del jugo a la entrada
 B_s = Brix del jugo a la salida.

La evaporación individual por cuerpo, será:

		<u>Kg/Hr.</u>
5° cuerpo : x	=	7212.8 = q ₅
4° cuerpo : x	=	7212.8 = q ₄
3 ^{er} cuerpo : x	=	7212.8 = q ₃
2° cuerpo : x	=	7212.8 = q ₂

$$\frac{1^\circ \text{ cuerpo: } x + 24434 + 10832}{E = 5x + 35,266 = 71330} = \frac{42478.8 = q_1}{71330}$$

$$x = 7212.8 \text{ Kg/Hr.}$$

Es necesario ahora calcular las condiciones reales de trabajo de todos los cuerpos para llegar finalmente al cálculo de las superficies de calentamiento necesarias para estas condiciones.

Por tanto, se debe determinar la diferencia real de temperatura que existirá en cada cuerpo entre el vapor que calienta en la calandria del evaporador y el jugo que circula por los tubos de la calandria.

Ya se ha calculado las presiones de trabajo de los cuerpos del quintuple efecto y las temperaturas correspondientes al punto de ebullición según las Tablas de Vapor de agua, datos que se tabulan en la Tabla E – 1

Sin embargo, en el múltiple efecto de una Fábrica de Azúcar, no es el agua la que hierve sino el jugo, por lo que deben considerarse 2 factores muy importantes que incrementan el punto de ebullición del jugo y que son:

- ❖ el grado de concentración o Brix del jugo
- ❖ la presión hidrostática.

Incremento debido al grado de concentración.-

La temperatura de ebullición de una solución azucarada o de un jugo, bajo una presión dada, se eleva con la concentración de esta solución, o con el Brix de ese jugo.

Bajo la presión atmosférica, el jugo mezclado, por ejemplo, hierve a 100.3°C y no a 100°C.

La elevación del punto de ebullición de una solución de Brix y de pureza cualquiera se obtendrá bajo cualquier presión utilizando el nomograma de OTHMER y SILVIS, que se produce en la Fig. 49.

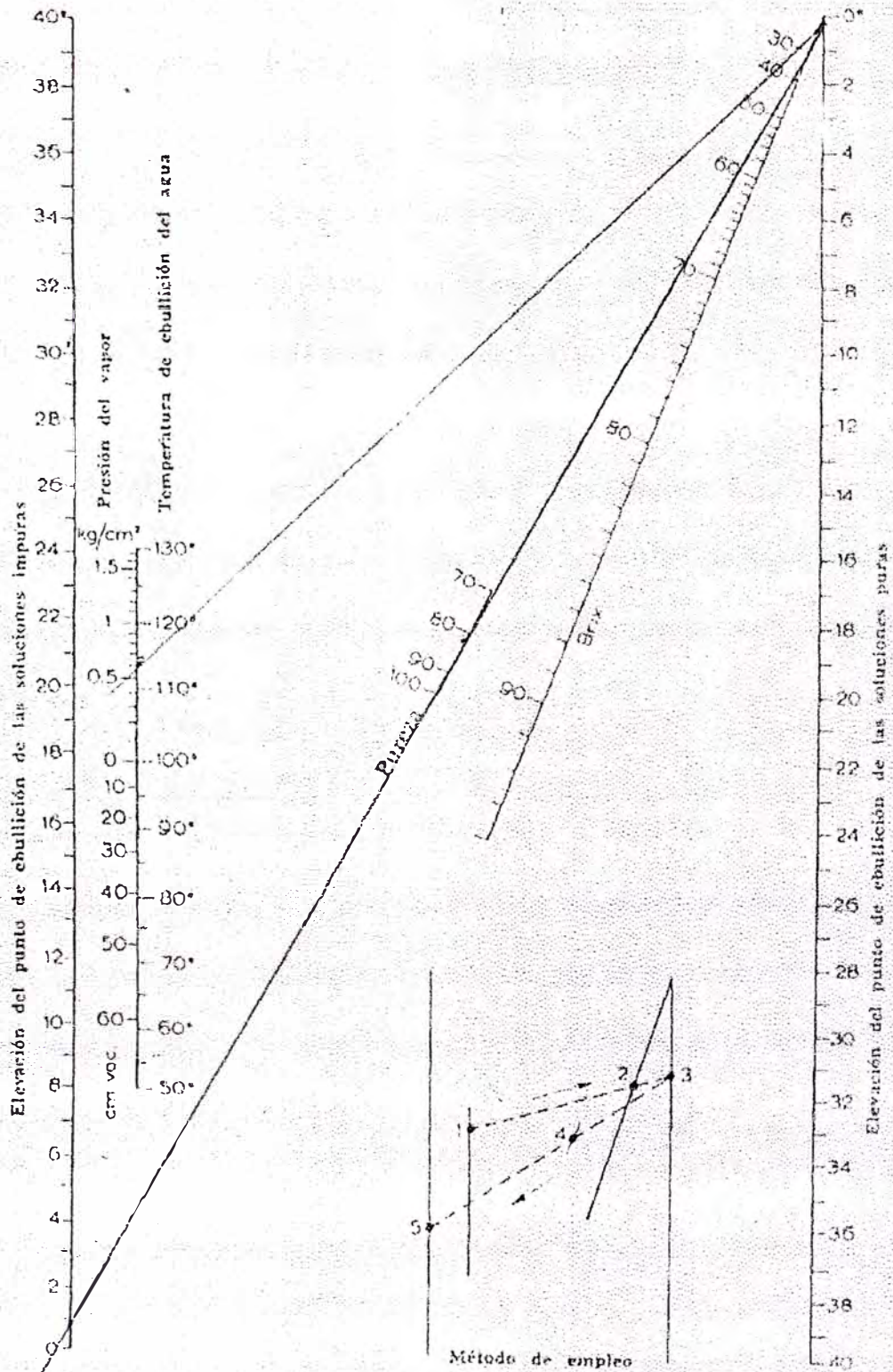


Fig. 49: Nomograma de Othmer y Silvis.

En las Tablas E -2, E-3 y E-4 se consignan los datos del incremento de temperatura del punto de ebullición del jugo, obtenidos del Nomograma de OTHMER y SILVIS tomándose como parámetros:

- ❖ La presión de trabajo del cuerpo.
- ❖ El Brix medio (B_m) del jugo en el cuerpo.
- ❖ La pureza del jugo clarificado que es constante en todos los cuerpos y es igual a 82 según datos de molienda.

Como el único parámetro que varía de una alternativa a otra entre la 3 alternativas que se analizan, es el Brix medio, y siendo las variaciones muy pequeñas, se consideran iguales incrementos de temperatura para las 3 alternativas.

Incremento debido a la Presión Hidrostática.

Cuando se ejerce una presión P sobre la superficie de un líquido, la presión que sufren las moléculas del líquido que se encuentran a una cierta profundidad dentro de su masa, es igual a P aumentada del peso del líquido correspondiente a la profundidad.

Como la temperatura de ebullición crece con la presión, si la temperatura del líquido correspondiera en todas partes a la necesaria para producir la ebullición en la superficie, esta ebullición se interrumpiría al llegar a las capas situadas a una cierta profundidad.

Sin embargo, en el cuerpo de un múltiple efecto puede suponerse que la transmisión del calor es suficientemente rápida para que el jugo hierva en todo el largo de los tubos. Si fuera de otra manera el jugo no subiría por los tubos. Además, como el jugo que llega al cuerpo tiene una temperatura superior a la existente dentro de este (puesto que viene del precedente), solo es necesaria una fracción de la superficie de calentamiento para llevarlo a la ebullición: hierve desde el primer contacto o antes por autoevaporación.

En estas condiciones puede suponerse que la capa de jugo que está al nivel de la placa inferior de la calandria sufre una presión hidrostática igual al peso del jugo que está encima de ella.

Si por ejemplo, el nivel hidrostático del jugo se encuentra a $1/3$ de los tubos, podrá suponerse que la presión hidrostática media corresponde a $1/6$ de la longitud de los mismos.

La Tabla 59 nos da la elevación e' del punto de ebullición de las capas inferiores de soluciones azucaradas con diversas concentraciones, en función de la temperatura T de ebullición de la capa superior, correspondiente a la presión que impera sobre el líquido.

En la Tabla 59:

H = profundidad de la capa líquida considerada en cm.

d = densidad de la solución

P = presión hidrostática sumada a la presión que se ejerce sobre el líquido
en Kg/cm²

MC = masa cocida cerrada.

TABLA 59

		T	120	110	100'	90	80	70	60	50	
H Brix (cm)	d	P (kg/cm ²)	e'	e'	e'	e'	e'	e'	e'	e'	
30	0	1.00	0.0300	0.5	0.6	0.8	1.1	1.5	2.1	3.0	4.4
	10	1.04	0.0312	0.5	0.6	0.9	1.1	1.6	2.2	3.1	4.6
	20	1.08	0.324	0.5	0.7	0.9	1.2	1.6	2.3	3.2	4.7
	30	1.13	0.0339	0.5	0.7	0.9	1.2	1.7	2.4	3.4	4.9
	40	1.18	0.0354	0.5	0.7	0.9	1.3	1.8	2.5	3.5	5.1
	50	1.23	0.0369	0.6	0.7	1.0	1.3	1.8	2.6	3.7	5.3
	60	1.29	0.0387	0.6	0.8	1.0	1.4	1.9	2.7	3.8	5.5
	70	1.35	0.0405	0.6	0.8	1.1	1.5	2.0	2.8	4.0	5.7
	MC	1.47	0.0441	0.7	0.9	1.2	1.6	2.2	3.0	4.3	6.2

40	0	1.00	0.0400	0.6	0.8	1.1	1.4	2.0	2.8	3.9	5.7
	10	1.04	0.0416	0.6	0.8	1.1	1.5	2.1	2.9	4.1	5.9
	20	1.08	0.0432	0.7	0.9	1.1	1.6	2.1	3.0	4.2	6.1
	30	1.13	0.0452	0.7	0.9	1.2	1.6	2.2	3.1	4.4	6.3
	40	1.18	0.0472	0.7	0.9	1.3	1.7	2.3	3.2	4.6	6.6
	50	1.23	0.0492	0.8	1.0	1.3	1.8	2.4	3.4	4.8	6.8
	60	1.29	0.0516	0.8	1.0	1.4	1.8	2.5	3.5	5.0	7.1
	70	1.35	0.0540	0.8	1.1	1.4	1.9	2.6	3.7	5.2	7.4
	MC	1.47	0.0588	0.9	1.2	1.6	2.1	2.9	4.0	5.6	8.0

50	0	1.00	0.0500	0.8	1.0	1.3	1.8	2.5	3.4	4.8	6.9
	10	1.04	0.0520	0.8	1.0	1.4	1.9	2.5	3.5	5.0	7.2
	20	1.08	0.0540	0.8	1.1	1.4	1.9	2.6	3.7	5.2	7.4
	30	1.13	0.0565	0.9	1.1	1.5	2.0	2.8	3.8	5.4	7.7
	40	1.18	0.0590	0.9	1.2	1.6	2.1	2.9	4.0	5.6	8.0
	50	1.23	0.0615	0.9	1.2	1.6	2.2	3.0	4.1	5.8	8.3
	60	1.29	0.0645	1.0	1.3	1.7	2.3	3.1	4.3	6.1	8.6
	70	1.35	0.0675	1.0	1.3	1.8	2.4	3.3	4.5	6.3	8.9
	MC	1.47	0.0735	1.1	1.5	1.9	2.6	3.5	4.9	6.8	9.6

60	0	1.00	0.0600	0.9	1.2	1.6	2.1	2.9	4.0	5.7	8.1
	10	1.04	0.0624	1.0	1.2	1.6	2.2	3.0	4.2	5.9	8.4
	20	1.08	0.0648	1.0	1.3	1.7	2.3	3.1	4.4	6.1	8.6
	30	1.13	0.0678	1.0	1.3	1.8	2.4	3.3	4.5	6.4	9.0
	40	1.18	0.0708	1.1	1.4	1.9	2.5	3.4	4.7	6.6	9.3
	50	1.23	0.0738	1.1	1.5	1.9	2.6	3.6	4.9	6.9	9.6
	60	1.29	0.0774	1.2	1.5	2.0	2.7	3.7	5.1	7.2	10.0
	70	1.35	0.0810	1.2	1.6	2.1	2.9	3.9	5.3	7.4	10.4
	MC	1.47	0.0882	1.4	1.7	2.3	3.1	4.2	5.8	8.0	11.1

70	0	1.00	0.0700	1.1	1.4	1.8	2.5	3.4	4.7	6.5	9.2
	10	1.04	0.0728	1.1	1.4	1.9	2.6	3.5	4.8	6.8	9.5
	20	1.08	0.0756	1.2	1.5	2.0	2.7	3.6	5.0	7.0	9.8
	30	1.13	0.0791	1.2	1.6	2.1	2.8	3.8	5.2	7.3	10.2
	40	1.18	0.0826	1.3	1.6	2.2	2.9	3.9	5.4	7.6	10.6
	50	1.23	0.0861	1.3	1.7	2.3	3.0	4.1	5.6	7.8	10.9
	60	1.29	0.0903	1.4	1.8	2.4	3.2	4.3	5.9	8.2	11.4
	70	1.35	0.0945	1.4	1.9	2.5	3.3	4.5	6.1	8.5	11.8
	MC	1.47	0.01029	1.6	2.0	2.7	3.6	4.8	6.6	9.1	12.6
80	0	1.00	0.0800	1.2	1.6	2.1	2.8	3.8	5.3	7.4	10.3
	10	1.04	0.0832	1.3	1.7	2.2	2.9	4.0	5.5	7.6	10.6
	20	1.08	0.0864	1.3	1.7	2.3	3.0	4.1	5.7	7.9	11.0
	30	1.13	0.0904	1.4	1.8	2.4	3.2	4.3	5.9	8.2	11.4
	40	1.18	0.0944	1.4	1.9	2.4	3.3	4.5	6.1	8.5	12.7
	50	1.23	0.0984	1.5	1.9	2.6	3.4	4.7	6.4	8.8	12.2
	60	1.29	0.1032	1.6	2.0	2.7	3.6	4.9	6.6	9.2	12.6
	70	1.35	0.1080	1.6	2.1	2.8	3.7	5.1	6.9	9.5	13.1
	MC	1.47	0.1176	1.8	2.3	3.0	4.0	5.5	7.4	10.2	14.0

Conviene mantener un nivel óptimo del jugo dentro de los cuerpos, si el nivel del jugo es bajo, solo podrá llegar a la parte superior cuando hierva y no circulará por la calandria; si el nivel es muy alto los tubos quedarán sumergidos y el jugo no subirá por ellos.

El gráfico de la Fig. 50 nos da un nivel máximo óptimo comprendido entre el 30 y 40% de la altura del tubo.

Siendo la longitud de los tubos de los evaporadores de 7', se considerará un nivel del jugo de 80cm, lo que equivale a:

$$\frac{80}{7 \times 30.48} = 37.5\% \text{ de la altura del tubo.}$$

Se ha introducido el factor 30.48 cm/pie.

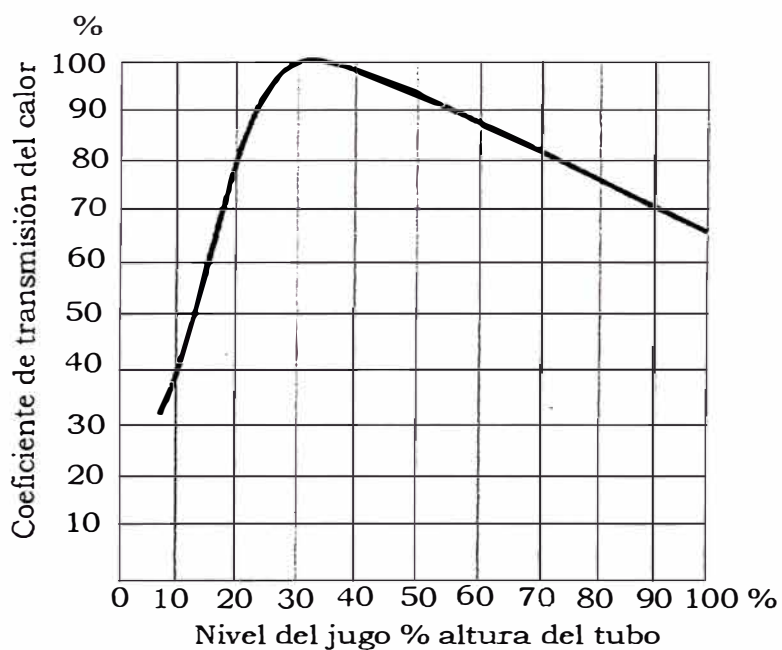


Fig. 50: Variación del coeficiente de transmisión del calor en función del nivel del jugo en la calandria.

Para la determinación del incremento de temperatura de ebullición del jugo, se utiliza la Tabla 59 con $H = 40$ cm correspondiente a la altura media del jugo y con los Brix de entrada a los cuerpos, que se calcularán a continuación.

Los incrementos hallados figuran en las Tablas E – 2, E – 3 y E – 4 para las 3 alternativas.

Cálculo de los Brix medios (B_m) en los cuerpos

(Alternativa A)

1er Cuerpo

Entra : 90910 Kg/Hr. de jugo a $14^\circ B$ (12727.4 Kg/Hr. de sólidos)

Evapora : 42478.8 (cálculo anterior)

queda : 48431.2

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{48431.2} \times 100 = 26.28^\circ B_x$$

$$\text{Brix medio} = B_{m1} = \frac{14 + 26.28}{2} = 20.14^\circ B_x$$

2do Cuerpo

Entra : 48 431.2

Evapora : 7 212.8

queda : 41 218.4

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{41218.4} \times 100 = 30.88^\circ B_x$$

$$\text{Brix medio} = B_{m2} = \frac{26.28 + 30.88}{2} = 28.58^\circ B_x$$

3er Cuerpo

Entra : 41 218.4

Evapora : 7 212.8

queda : 34 005.6

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{34005.6} \times 100 = 37.43^\circ B_x$$

$$\text{Brix medio} = B_{m3} = \frac{30.88 + 37.43}{2} = 34.15^\circ B_x$$

4to Cuerpo

Entra : 34 005.6

Evapora : 7 212.8

queda : 26 792.8

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{26792.8} \times 100 = 47.5^\circ Bx$$

$$\text{Brix medio} = Bm_4 = \frac{37.43 + 47.5}{2} = 42.46^\circ Bx$$

5to Cuerpo

Entra : 26 792.8

Evapora : 7 212.8

queda : 19 580

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{19580} \times 100 = 65^\circ Bx$$

$$\text{Brix medio} = Bm_5 = \frac{47.5 + 65}{2} = 56.25^\circ Bx$$

TABLA E-2.- CAIDA REAL DE TEMPERATURA

	Presión abs (Kg/cm ²)	Punto Ebullic. (°C)	Brix medio	INCREM. TEMP. (° C)		Nvo. Punto Ebull. (° C)	Caída Real Temp. (° C)
				Presión Hidrost.	Concent		
Vapor de escape	2.088	121					
1er Cuerpo	1.666	113.8	20.14	0.73	0.30	114.83	6.17
2do Cuerpo	1.263	105.5	28.58	1.02	1.00	107.52	6.28
3er Cuerpo	0.879	95.5	34.15	1.39	1.50	98.39	7.11
4to Cuerpo	0.515	81.6	42.46	2.17	2.0	85.77	9.73
5to Cuerpo	0.170	56.2	56.25	5.5	2.5	64.2	17.4

La caída real de temperatura se halla restando al punto de ebullición del cuerpo precedente el nuevo punto de ebullición en el cuerpo, ya que el cuerpo se trabaja con el vapor del cuerpo precedente.

Coefficiente de Evaporación Específico (C.E.E.)

Es el número de Kg de vapor dado por el cuerpo por hora, por metro cuadrado de superficie de calentamiento y por grado de diferencia de temperatura entre el vapor y el jugo.

A veces se distingue el C.E.E. aparente (C.E.E.A.) en el cual se confunde la temperatura del jugo con la del vapor que produce, y el C.E.E.

real (C.E.E.R.) que incluye la temperatura real del jugo en el tubo obtenida sumando a la temperatura de su vapor: primero, la elevación del punto de ebullición debida al Brix; segundo, la elevación debida a la presión hidrostática.

Fórmula de DESSIN.-

El Ingeniero Francés Dessin propuso una fórmula que permite calcular la evaporación de un cuerpo cualquiera, de cualquier múltiple efecto y que es de uso general en los proyectos en Ingenios Azucareros.

$$C = 0.001(100 - B)(T - 54)$$

donde :

C = C.E.E.R. del cuerpo, en Kg de vapor/Hr/m² /°C de caída real

B = brix del jugo a la salida del cuerpo (ver observación mas adelante)

T =Temperatura del vapor calentante, dentro de la calandria en °C.

Posteriormente se ha llegado a la conclusión que es mas lógico tomar el brix medio del jugo en lugar del brix a la salida, y que los resultados obtenidos de esa manera están mas cerca de la realidad.

Está fórmula integra también las incrustaciones y no es necesario afectar al coeficiente de transmisión de otro coeficiente.

El factor 0.001 corresponde a las condiciones naturales y buenas de un aparato que permanece relativamente limpio, como es el caso del presente estudio.

A partir de la Fórmula de Dessin calcularemos los coeficientes de evaporación de todos los cuerpos:

1er cuerpo:

$$C_1 = 0.001(100-Bm1)(T-54) = 0.001(100-20.14)(121-54) \\ = 5.3506 \text{ Kg/Hr/m}^2/\text{°C}$$

2º cuerpo:

$$C_2 = 0.001(100-28.58)(113.8-54) = 4.2709 \text{ Kg/Hr/m}^2/\text{°C}$$

3er cuerpo:

$$C_3 = 0.001(100-34.15)(105.5-54) = 3.3913 \text{ Kg/Hr/m}^2/\text{°C}$$

4º cuerpo:

$$C_4 = 0.001(100-42.46)(95.5-54) = 2.3879 \text{ Kg/Hr/m}^2/\text{°C}$$

5° cuerpo:

$$C_5 = 0.001(100-56.25)(81.6-54) = 1.2075 \text{ Kg/Hr/m}^2/\text{°C}$$

Superficies de Calentamiento.-

La cantidad de agua evaporada por un cuerpo está dada por:

por : $q = C.S.\Delta$

donde: $C =$ Coeficiente de evaporación.

$S =$ Superficie de calentamiento.

$\Delta =$ Caída real de temperatura.

$$\therefore \text{Superficie de calentamiento} = S = \frac{q}{C\Delta}$$

donde: $q =$ datos de cálculos de evaporaciones de los cuerpos

$C =$ Coeficientes calculados

$\Delta =$ Caídas de temperatura en tabla E-2

1er Cuerpo

$$S_1 = \frac{q_1}{C_1\Delta_1} = \frac{42478.8}{5.3506(6.17)} = 1286.7m^2$$

2º Cuerpo

$$S_2 = \frac{q_2}{C_2 \Delta_2} = \frac{7212.8}{4.2709(6.28)} = 269m^2$$

3er Cuerpo

$$S_3 = \frac{q_3}{C_3 \Delta_3} = \frac{7212.8}{3.3913(7.11)} = 299m^2$$

4º Cuerpo

$$S_4 = \frac{q_4}{C_4 \Delta_4} = \frac{7212.8}{2.3879(9.73)} = 310.4m^2$$

5º Cuerpo

$$S_5 = \frac{q_5}{C_5 \Delta_5} = \frac{7212.8}{1.2075(17.4)} = 343.3m^2$$

4.2.2.2.- Alternativa B.-**a).- Calentamiento (Fig. 51)**

El primer calentamiento se hace con vapor del 2º efecto y el 2º calentamiento con vapor de los Pre – evaporadores.

Vapor de Pre-evaporadores	: 1.666 Kg/cm ² abs. (9 PSIG) – 113.8°C (de Tabla E-2)
Vapor de 2° efecto	: 1.263 Kg/cm ² abs. (3.27 PSIG) – 105.5°C. (de Tabla E-2)

	<u>Calent.1</u>	<u>Calent.3</u>	<u>Calent.4</u>
T = Temperatura de vapor	105.5°C	113.8°C	113.8°C
t ₀ = Temperat. Entrada jugo	27°C	78°C	78°C
U = Coeficiente transferencia calor	663.534	683.255	641.057
S = Superficie calentamiento	74m ²	102m ²	120.8m ²
V = Velocidad de jugo	1.356 m/seg.	1.202 m/seg.	1.032 m/seg.
t = Máxima temperatura de salida de jugo.	78°C	105°C	105°C

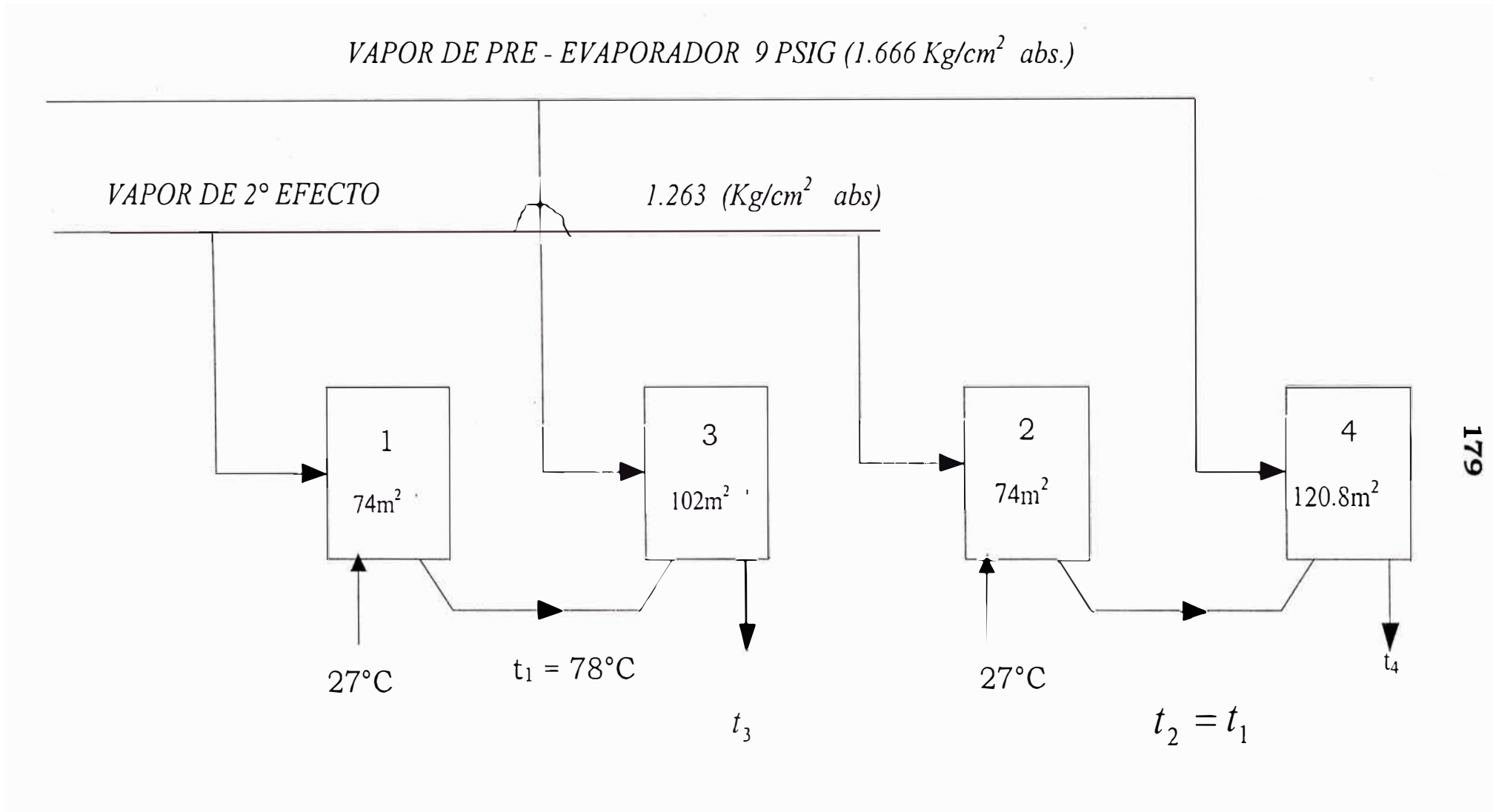


Fig. 51: Calentamiento de jugo – Alternativa B

Las condiciones del Calentador N° 2 son idénticas al del Calentador N° 1.

Las velocidades del jugo son las mismas del caso anterior.

$$\text{Coeficiente de transferencia de calor} = U = \frac{TV}{0.1V + 0.08}$$

$$U_1 = \frac{T_1V_1}{0.1V_1 + 0.08} = \frac{105.5(1.356)}{0.1(1.356) + 0.08}$$

$$= 663.534 \text{ Kcal/m}^2/\text{Hr}/^\circ\text{C}$$

$$U_3 = \frac{T_3V_3}{0.1V_3 + 0.08} = \frac{113.8(1.202)}{0.1(1.202) + 0.08}$$

$$= 683.255 \text{ Kcal/m}^2/\text{Hr}/^\circ\text{C}$$

$$U_4 = \frac{T_4V_4}{0.1V_4 + 0.08} = \frac{113.8(1.032)}{0.1(1.032) + 0.08}$$

$$= 641.057 \text{ Kcal/m}^2/\text{Hr}/^\circ\text{C}$$

Temperatura de salida del jugo = t

$$t = T - (T - t_0)e^{-\frac{US}{JC_p}}$$

$$t_1 = 105.5 - (105.5 - 27)e^{-\frac{663.534(74)}{52272(0.9)}} = 77.93 \cong 78^\circ C$$

$$t_3 = 113.8 - (113.8 - 78)e^{-\frac{683.255(102)}{52272(0.9)}} = 105.65 \cong 105^\circ C$$

$$t_4 = 113.8 - (113.8 - 78)e^{-\frac{641.057(120.8)}{52272(0.9)}} = 106.86 \cong 105^\circ C$$

Según se observa la temperatura de salida del jugo es la óptima.

CONSUMO DE VAPOR EN CALENTADORES

Se Aplicara la fórmula:

$$Wh_{fg} = \frac{JC_p(t - t_0)}{\eta_{calent.}}$$

Las entalpías de condensación del vapor son: (de Tabla E-1)

Vapor de Pre – evaporadores : $h_{fg} = 530.26$ Kcal/Kg.

Vapor de 2° efecto : $h_{fg} = 535.3$ Kcal/Kg.

Calentador N° 1:

$$535.3W_1 = \frac{52272(0.9)(78 - 27)}{0.95},$$

de donde $W_1 = 4718 \text{ Kg/Hr.}$

Calentador N° 2:

$$W_2 = W_1 = 4718 \text{ Kg/Hr.}$$

Calentador N° 3:

$$530.26W_3 = \frac{52272(0.9)(105 - 78)}{0.95},$$

de donde $W_3 = 2521 \text{ Kg/Hr.}$

Calentador N° 4:

$$W_4 = W_3 = 2521 \text{ Kg/Hr}$$

El consumo total de vapor es:

$$\text{Vapor de 2° efecto (3.27PSIG) : } 2 (4718) = 9436 \text{ Kg/Hr.}$$

$$\text{Vapor de pre - evaporadores (9PSIG) : } 2 (2521) = 5042 \text{ Kg/Hr.}$$

b).- Evaporación (Fig. 52)

De acuerdo al diagrama para esta alternativa, la evaporación individual por cuerpos, será:

		<u>Kg/Hr.</u>
5° cuerpo : x	=	4596.4 = q ₅
4° cuerpo : x	=	4596.4 = q ₄
3° cuerpo : x	=	4596.4 = q ₃
2° cuerpo : x	=	14032.4 = q ₂
1° cuerpo : x + 9436 + 24434 + 5042	=	43508.4 = q ₁
$E = 5x + 48348 = 71330$		71330

$$x = 4596.4 \text{ Kg/Hr.}$$

Cálculo de los Brix medios (Bm) en los cuerpos**(Alternativa B)****1er Cuerpo**

Entra : 90910 Kg/Hr. de jugo a 14°Bx (12727.4 Kg/Hr. de sólidos)

Evapora : 43508.4

queda : 47401.6

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{47401.6} \times 100 = 26.85^\circ B_x$$

$$\text{Brix medio} = B_{m1} = \frac{14 + 26.85}{2} = 20.42^\circ B_x$$

2do Cuerpo

Entra : 47 401.6

Evapora : 14 032.4

queda : 33 369.2

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{33369.2} \times 100 = 38.14^\circ B_x$$

$$\text{Brix medio} = B_{m2} = \frac{38.14 + 26.85}{2} = 32.49^\circ B_x$$

3er Cuerpo

Entra : 33 369.2

Evapora : 4 596.4

queda : 28 772.8

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{28772.8} \times 100 = 44.23^\circ B_x$$

$$\text{Brix medio} = B_{m3} = \frac{38.14 + 44.23}{2} = 41.18^\circ B$$

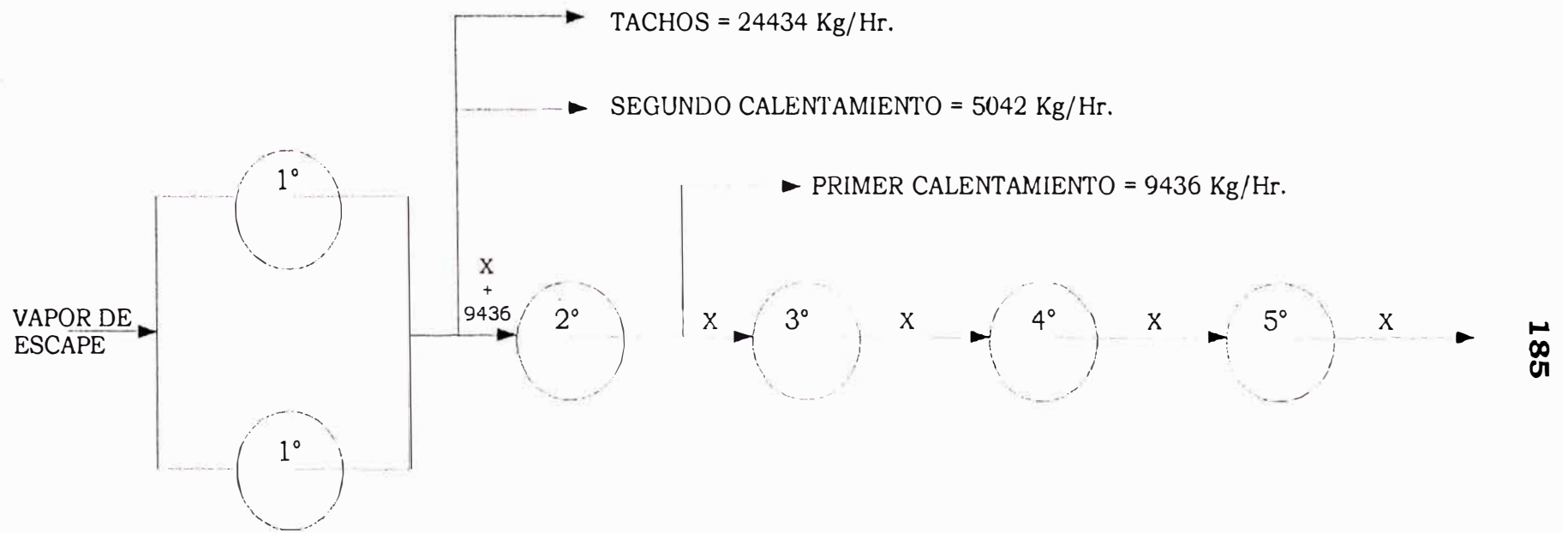


Fig. 52: Evaporación – Alternativa B

4to Cuerpo

Entra : 28 772.8

Evapora : 4 596.4

queda : 24 176.4

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{24176.4} \times 100 = 52.64^\circ B_x$$

$$\text{Brix medio} = B_{m4} = \frac{44.23 + 52.64}{2} = 48.43^\circ B_x$$

5to Cuerpo

Entra : 24 176.4

Evapora : 4 596.4

queda : 19 580

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{19580} \times 100 = 65^\circ B_x$$

$$\text{Brix medio} = B_{m5} = \frac{52.64 + 65}{2} = 58.82^\circ B_x$$

Empleando el mismo método que la alternativa "A", se ha calculado la caída real de temperatura entre el jugo y el vapor calentante, considerando igual incremento de temperatura por concentración que los que figuran en la Tabla E – 2.

TABLA E – 3: CAÍDA REAL DE TEMPERATURA

	Presión Absoluta (Kg/cm ²)	Punto Ebullic. (°C)	Brix medio	INCREM. TEMP. (°C)		Nvo. Punto Ebull. (°C)	Caída Real Temp. (°C)
				Presión Hidrost.	Concent		
				Vapor de escape	2.088		
1er Cuerpo	1.666	113.8	20.42	0.73	0.30	114.83	6.17
2do Cuerpo	1.263	105.5	32.49	1.02	1.00	107.52	6.28
3er Cuerpo	0.879	95.5	41.18	1.46	1.50	98.46	7.04
4to Cuerpo	0.515	81.6	48.43	2.24	2.0	85.84	9.66
5to Cuerpo	0.170	56.2	58.82	5.62	2.5	64.32	17.28

Coefficiente de Evaporación Específico Real (C.E.E.R)

Aplicando la fórmula de Dessin:

$$C = 0.001(100 - B_m)(T - 54)$$

1er Cuerpo:

$$C_1 = 0.001(100 - B_{m1})(T - 54) = 0.001(100 - 20.42)(121 - 54)$$

$$= 5.3318 \text{ Kg/Hr/M}^2/\text{°C}$$

2do Cuerpo:

$$C_2 = 0.001(100 - B_{m2})(T - 54) = 0.001(100 - 32.49)(113.8 - 54)$$

$$= 4.0371 \text{ Kg/Hr/M}^2/\text{°C}$$

3er Cuerpo:

$$C_3 = 0.001(100 - B_{m3})(T - 54) = 0.001(100 - 41.18)(105.5 - 54)$$

$$= 3.0292 \text{ Kg/Hr/M}^2/\text{°C}$$

4to Cuerpo:

$$C_4 = 0.001(100 - B_{m4})(T - 54) = 0.001(100 - 48.43)(95.5 - 54)$$

$$= 2.1401 \text{ Kg/Hr/M}^2/\text{°C}$$

5to Cuerpo:

$$C_5 = 0.001(100 - B_{m5})(T - 54) = 0.001(100 - 58.82)(81.6 - 54)$$

$$= 1.1365 \text{ Kg/Hr/M}^2/\text{°C}$$

Superficies de Calentamiento.-

Aplicando la fórmula:

$$S = \frac{q}{C\Delta}$$

Donde : q = dato de evaporaciones de los cuerpos

C = coeficientes calculados

Δ = caídas de temperatura en Tabla E-3

1er Cuerpo:

$$S_1 = \frac{q_1}{C_1 \Delta_1} = \frac{43508.4}{5.3318(6.17)} = 1322.5m^2$$

2do Cuerpo:

$$S_2 = \frac{q_2}{C_2 \Delta_2} = \frac{14032.4}{4.0371(6.28)} = 553.5m^2$$

3er Cuerpo:

$$S_3 = \frac{q_3}{C_3 \Delta_3} = \frac{4596.4}{3.0292(7.04)} = 215.5m^2$$

4to Cuerpo:

$$S_4 = \frac{q_4}{C_4 \Delta_4} = \frac{4596.4}{2.01401(9.66)} = 222.3m^2$$

5to Cuerpo:

$$S_5 = \frac{q_5}{C_5 \Delta_5} = \frac{4596.4}{1.1365(17.28)} = 234m^2$$

4.2.2.3.- Alternativa C.-

a).- Calentamiento (Fig.53)

Para esta Alternativa se proyecta efectuar los 2 calentamientos tomando vapor por los Pre – evaporadores. Necesariamente para el 1er calentamiento deberá reducirse la presión del vapor, mediante estrangulamiento realizando una expansión a entalpía constante, a fin de llevar el vapor a una temperatura similar a la de la Alternativa B, pues se ha demostrado que nos permite una temperatura final de jugo de 105°C que es la ideal.

Utilizando el Diagrama de MOLLIER (Fig. 54) y Tablas de Vapor según se muestra, se concluye que es necesario hacer una expansión desde 1.666 Kg/cm² abs. (23.7 PSIA) hasta 0.351 Kg/cm² (5 PSIA), siendo las condiciones finales del vapor:

Presión	=	5 PSIA = 0.351 Kg/cm ² abs
Temperatura	=	222°F = 105.5°C
Entalpía total	=	1158.9 BTU/lb = 643.77 Kcal/Kg.
Entalpía de líquido saturado.	= hf =	130.13 BTU/lb = 72.29 Kcal/Kg

(de Tablas)

VAPOR DE PRE - EVAPORADOR 9 PSIG (1.666 Kg/cm² abs.)

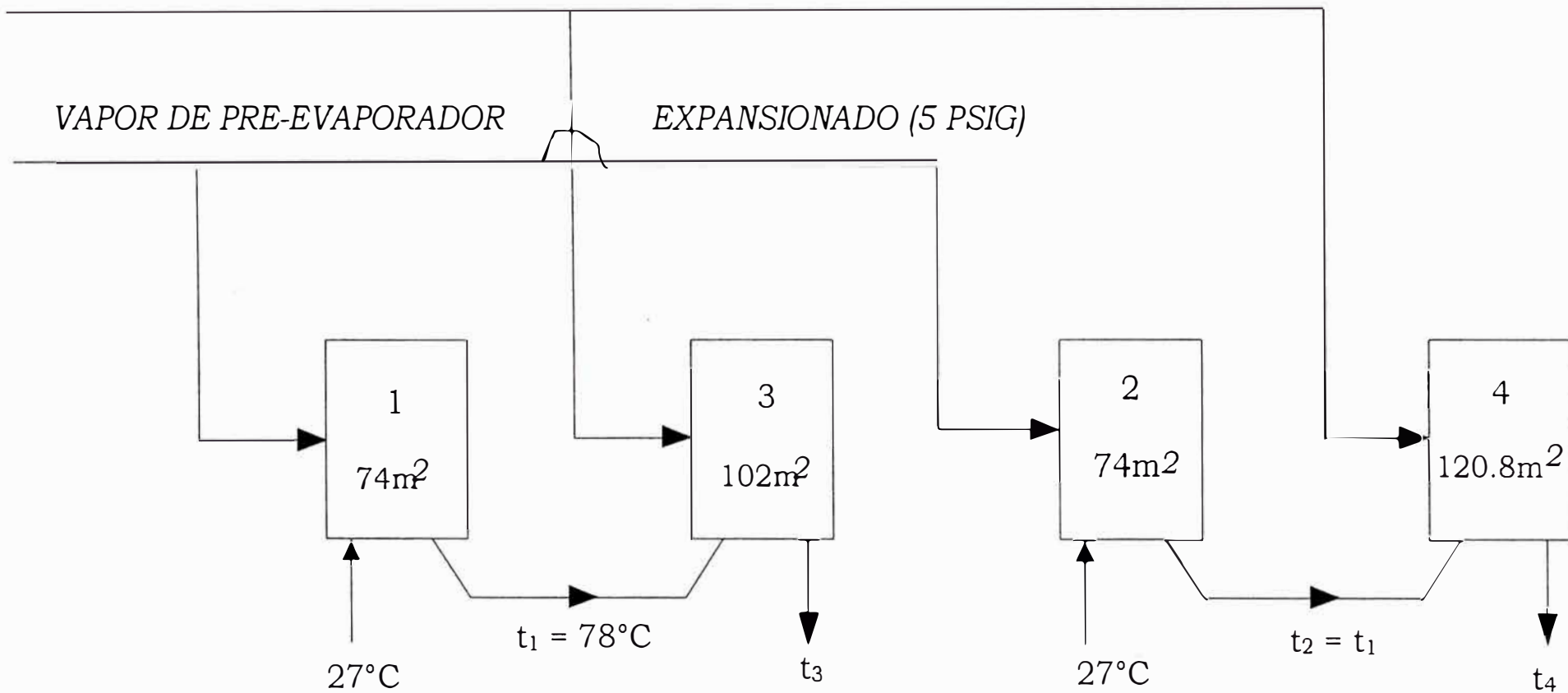


Fig. 53: Calentamiento de Jugo – Alternativa C

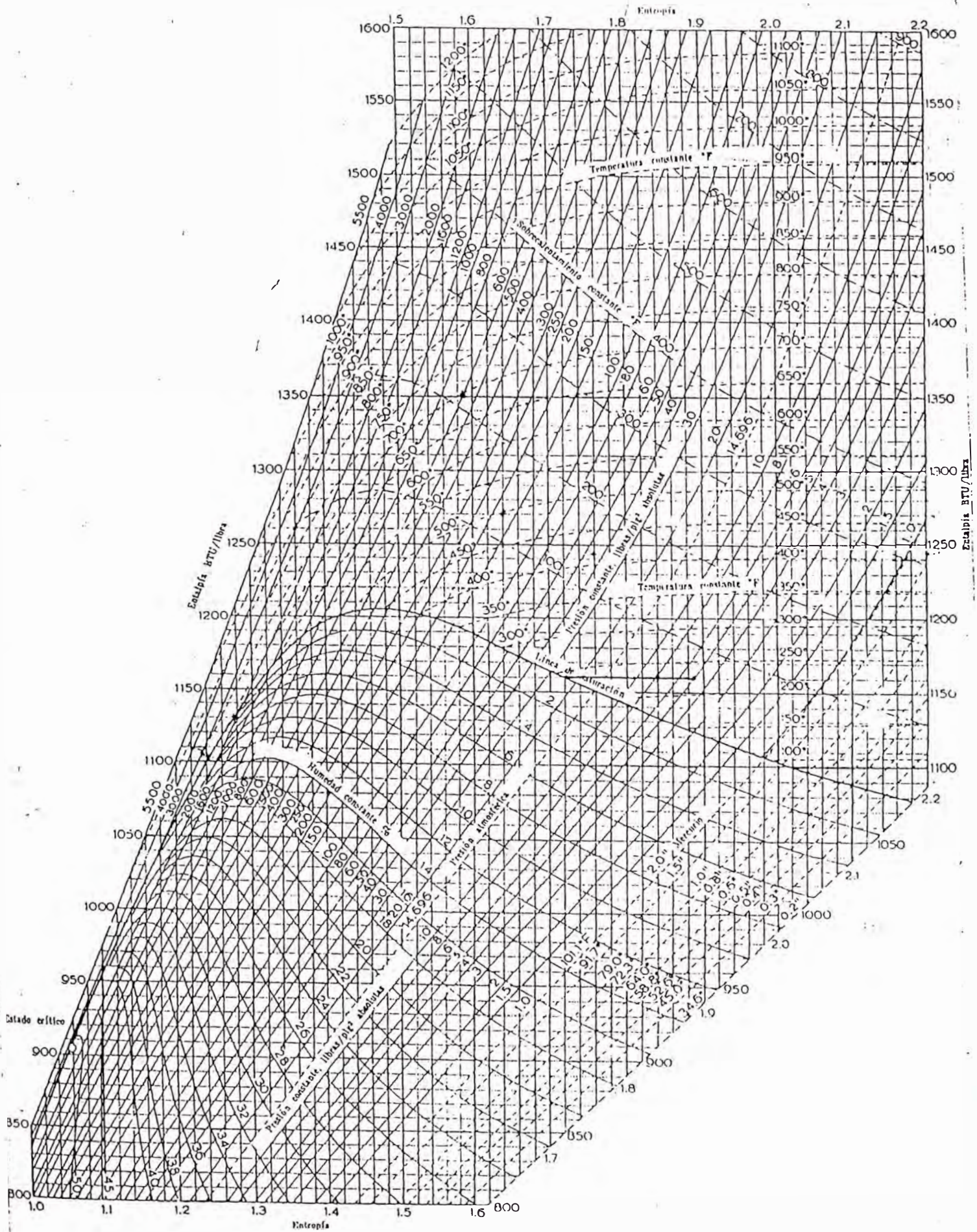


Fig. 54: Diagrama de Mollier

Si las temperaturas del vapor de calentamiento son las mismas que la de la Alternativa B, las temperaturas de salida del jugo de calentadores serán las mismas que las de esa Alternativa ya estudiada, por lo que omitimos su cálculo.

Consumo de Vapor en Calentadores

Se aplicará la fórmula:

$$W(h - h_f) = \frac{JC_p(t - t_0)}{\eta_{calent.}}$$

donde:

h = entalpía de vapor sobrecalentado = 643.77 Kcal/Kg.

h_f = entalpía del líquido saturado = 72.29 Kcal/Kg.

Calentador N° 1:

$$W_1 = (643.77 - 72.29) = \frac{52272(0.9)(78 - 27)}{0.95}$$

de donde:

$$W_1 = 4419 \text{ Kg / Hr}$$

Calentador N° 2:

$$W_2 = W_1 = 4419 \text{ Kg / Hr.}$$

Calentador N° 3 y 4:

Como el 2° calentamiento es en condiciones similares a las de la Alternativa B:

$$W_3 = W_4 = 2521 \text{ Kg / Hr.}$$

El consumo total de vapor de Pre – evaporadores es:

$$\text{Calentadores N° 1 y 2} = 2 (4419) = 8838 \text{ Kg/Hr.}$$

$$\text{Calentadores N° 3 y 4} = 2 (2521) = 5042 \text{ Kg/Hr.}$$

$$\text{TOTAL} = 13880 \text{ Kg/Hr.}$$

b).- Evaporación (Fig. 55)

Según el Diagrama para esta Alternativa, la evaporación individual por cuerpos es:

		<u>Kg/Hr.</u>
5° cuerpo : x	=	6603.2 = q ₅
4° cuerpo : x	=	6603.2 = q ₄
3 ^{er} cuerpo : x	=	6603.2 = q ₃
2° cuerpo : x	=	6603.2 = q ₂
1° cuerpo: x + 24434 + 13880	=	44917.2 = q ₁
<hr/>		<hr/>
5x + 38314 = E = 71330		71330 Kg/Hr.

$$x = 6603.2 \text{ Kg/Hr.}$$

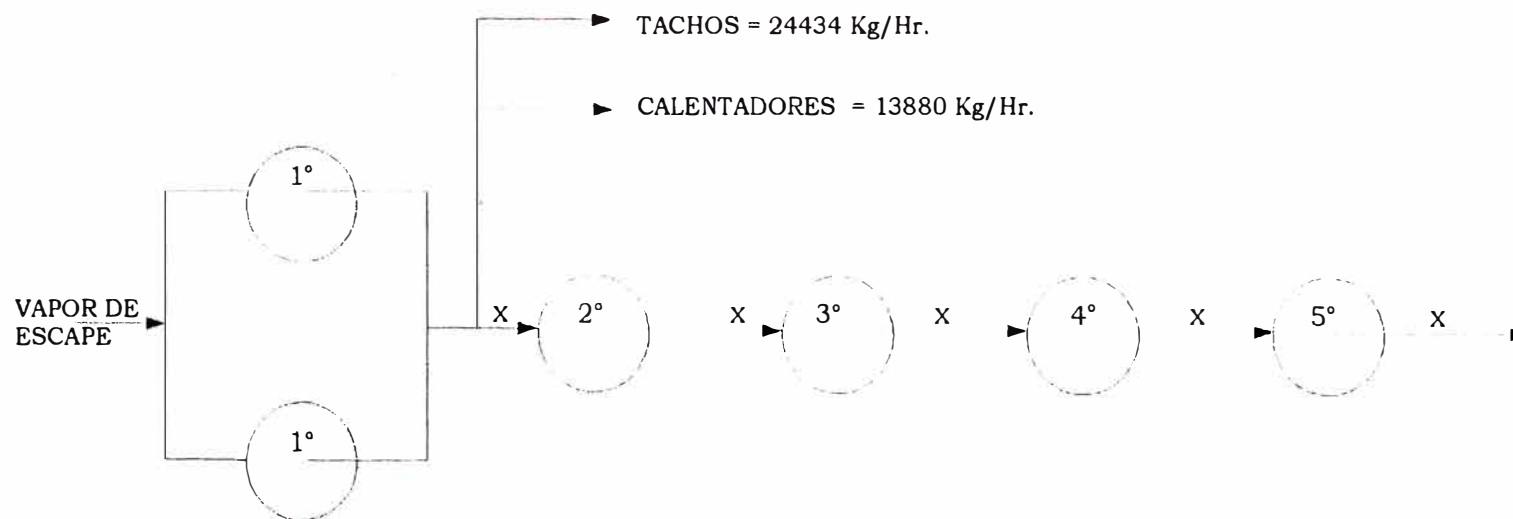


Fig. 55: Evaporación - Alternativa

Cálculo de los Brix medios (Bm) en los cuerpos**(Alternativa C)****1er Cuerpo:**

Entra : 90910 Kg/Hr. de jugo a 14°Bx (12727.4 Kg/Hr. de sólidos)

Evapora : 44917.2

queda : 45992.8

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{45992.8} \times 100 = 27.67^\circ B_x$$

$$\text{Brix medio} = B_{m1} = \frac{14 + 27.67}{2} = 20.83^\circ B_x$$

2do Cuerpo:

Entra : 45992.8

Evapora : 6 603.2

queda : 39 389.6

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{39389.6} \times 100 = 32.31^\circ B_x$$

$$\text{Brix medio} = B_{m2} = \frac{27.67 + 32.31}{2} = 29.99^\circ B_x$$

3er Cuerpo:

Entra : 39 389.6

Evapora : 6 603.2

queda : 32 786.4

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{32786.4} \times 100 = 38.82^\circ B_x$$

$$\text{Brix medio} = B_{m3} = \frac{32.31 + 38.82}{2} = 35.56^\circ B_x$$

4to Cuerpo:

Entra : 32 786.4

Evapora : 6 603.2

queda : 26 183.2

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{26183.2} \times 100 = 48.61^\circ B_x$$

$$\text{Brix medio} = B_{m4} = \frac{38.82 + 48.61}{2} = 43.71^\circ B_x$$

5to Cuerpo:

Entra : 26 183.2

Evapora : 6 603.2

queda : 19 580

$$\text{Nuevo Brix} = \frac{12727.4}{19580} \times 100 = 65^\circ B_x$$

$$\text{Brix medio} = B_{m5} = \frac{48.61 + 65}{2} = 56.80^\circ B_x$$

Empleando el mismo método de las Alternativas anteriores se han calculado las caídas reales de temperatura entre el jugo y el vapor.

TABLA E – 4: CAIDA REAL DE TEMPERATURA

	Presión Absoluta (Kg/cm ²)	Punto Ebullic. (°C)	Brix Medio	INCREM. TEMP. (°C)		Nvo. Punto Ebull. (°C)	Caída Real Temp. (°C)
				Presión Hidrost.	Concent		
				Vapor de escape	2.088		
1er Cuerpo	1.666	113.8	20.83	0.73	0.30	114.83	6.17
2do Cuerpo	1.263	105.5	29.99	1.02	1.00	107.52	6.28
3er Cuerpo	0.879	95.5	35.56	1.40	1.50	98.4	7.10
4to Cuerpo	0.515	81.6	43.71	2.19	2.0	85.79	9.71
5to Cuerpo	0.170	56.2	56.80	5.53	2.5	64.23	17.37

Coefficiente de Evaporación Específico Real (C.E.E.R)

Aplicando la fórmula de Dessin:

$$C = 0.001(100 - B_m)(T - 54)$$

1er Cuerpo:

$$C_1 = 0.001(100 - B_{m1})(T - 54) = 0.001(100 - 20.83)(121 - 54)$$

$$= 5.3044 \text{ Kg/Hr/M}^2/\text{°C}$$

2do Cuerpo:

$$C_2 = 0.001(100 - B_{m2})(T - 54) = 0.001(100 - 29.99)(113.8 - 54)$$

$$= 4.1865 \text{ Kg/Hr/M}^2/\text{°C}$$

3er Cuerpo:

$$C_3 = 0.001(100 - B_{m3})(T - 54) = 0.001(100 - 35.56)(105.5 - 54)$$

$$= 3.3186 \text{ Kg/Hr/M}^2/\text{°C}$$

4to Cuerpo:

$$C_4 = 0.001(100 - B_{m4})(T - 54) = 0.001(100 - 43.71)(95.5 - 54)$$

$$= 2.3360 \text{ Kg/Hr/M}^2/\text{°C}$$

5to Cuerpo:

$$C_5 = 0.001(100 - B_{m5})(T - 54) = 0.001(100 - 56.8)(81.6 - 54)$$

$$= 1.1923 \text{ Kg/Hr/M}^2/\text{°C}$$

Superficies de Calentamiento.-

Aplicando la fórmula:

$$S = \frac{q}{C\Delta}$$

1er Cuerpo:

$$S_1 = \frac{q_1}{C_1 \Delta_1} = \frac{44917.2}{5.3044(6.17)} = 1372.4 m^2$$

2do Cuerpo:

$$S_2 = \frac{q_2}{C_2 \Delta_2} = \frac{6603.2}{4.1865(6.28)} = 251.2 m^2$$

3er Cuerpo:

$$S_3 = \frac{q_3}{C_3 \Delta_3} = \frac{6603.2}{3.3186(7.1)} = 280.2 m^2$$

4to Cuerpo:

$$S_4 = \frac{q_4}{C_4 \Delta_4} = \frac{6603.2}{2.336(9.71)} = 291.1 m^2$$

5to Cuerpo:

$$S_5 = \frac{q_5}{C_5 \Delta_5} = \frac{6603.2}{1.1923(17.37)} = 318.8 m^2$$

4.2.2.4.- Selección de Alternativa.

La Tabla E – 5 nos permite comparar los parámetros que determinan las 3 Alternativas estudiadas a fin de optar por la más óptima.

TABLA E – 5: ANALISIS DE ALTERNATIVAS

PARAMETRO	ALTERNATIVA A	ALTERNATIVA B	ALTERNATIVA C
<u>SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO</u>	(m ²)		
1 ^{er} efecto	1286.7	1322.5	1372.4
2 ^o efecto	269	553.5	251.2
3 ^{er} efecto	299	215.5	280.2
4 ^o efecto	310.4	222.3	291.1
5 ^o efecto	343.3	234	318.8
<u>CONSUMO VAPOR DE ESCAPE</u>	(Kg/Hr)		
Calentamiento	3772	—	—
Evaporación	42478.8	43508.4	44917.2

La Alternativa A utiliza vapor de escape para el 2^o calentamiento del jugo, por lo que incrementa el consumo del vapor, siendo este un total de: $3772 + 42478.8 = 46250.8$ Kg/Hr. que es antieconómico comparando con las otras Alternativas.

La Alternativa B significa el menor consumo de vapor de escape, pero presenta el inconveniente de necesitar en el 2º cuerpo una superficie de calentamiento de 553.5 m^2 y como sabemos, disponemos para el 1er efecto de $2(929) = 1858 \text{ m}^2$ y para el resto de efectos solamente 464 m^2 c/u.

La alternativa C utiliza un consumo de vapor de escape mayor que la alternativa B, pero presenta la ventaja de necesitar en cada cuerpo una superficie de calentamiento menor a los 464 m^2 instalados

Por tanto la Alternativa C es la mejor y la que adoptamos para el sistema de calentamiento – evaporación.

Analizando las superficies de calentamiento de los diferentes cuerpos, vemos que contamos con un múltiple efecto sobre dimensionado.

Para estos casos, debe regularse el vapor o el vacío para no sobrepasar el Brix que se fijó. Se puede ajustar el Brix de la meladura con la válvula de vacío después del último cuerpo.

Muchos operadores eligen el 1er método, sin embargo, el 2º es preferible porque permite subir sucesivamente, las temperaturas del vapor de los diversos cuerpos y por consecuencia obtener un mejor rendimiento de las tomas de vapor y sobre todo, del mismo múltiple efecto.

4.2.2.5.- Calentamiento de Jugo Clarificado

El jugo encalado que se calienta a 105°C para efecto de decantación pasa por los clarificadores y luego pasa al proceso de evaporación; a los Pre – evaporadores llegaría a una temperatura de 95°C aproximadamente, por lo que es necesario instalar un calentamiento para el jugo clarificado, evitando así un recargo de trabajo a los Pre – evaporadores. El calentamiento se hará con vapor de escape.

Las condiciones del calentamiento serán:

Temperatura de entrada del jugo = 95°C

Temperatura de salida del jugo = t

Temperatura del vapor de escape = 121° C

Brix del jugo que entra = 14°Bx

Entalpía de condensación del vapor = $h_{fg} = 525.1 \text{ Kcal/Kg}$.

Se utilizará el calentador N° 5 similar al N° 4 (ver descripción de calentadores en el numeral 4.1.4.4).

De la fórmula aplicada en calentadores:

$$t = T - (T - t_0)e^{-\frac{US}{JC_p}}$$

Donde : t = temperatura de salida del jugo.

T = temperatura del vapor = 121°C

t_0 = temperatura de entrada del jugo = 95°C

S = superficie de calentamiento = 120.8m^2

J = flujo del jugo = 90910 Kg/Hr (calculado anteriormente)

U = coeficiente global de transferencia de calor

C_p = calor específico del jugo = $1 - 0.006B$

$$= 1 - 0.006 (14) = 0.916 \text{ Kcal/ Kg} - ^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Velocidad del jugo} = V = \frac{\text{caudal}}{\text{Areadepase}}$$

Area de pase del calentador = 0.0134m^2

$$V = 90910 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} \times \frac{1}{0.0134\text{m}^2} \times \frac{1}{1050\text{Kg/m}^3} \times \frac{1}{3600\text{seg/Hr}} = 1.79\text{m/seg}$$

Se ha considerado el peso específico del jugo = 1050 Kg/m^3

$$U = \frac{TV}{0.1V + 0.08} = \frac{121(1.79)}{0.1(1.79) + 0.08} = 836.25 \text{ Kcal/m}^2 - \text{Hr} - ^{\circ}\text{C}.$$

reemplazando en la fórmula:

$$t = 121 - (121 - 95)e^{-\frac{836.25(120.8)}{90910(0.916)}} = 113.27^{\circ}\text{C}$$

Consideramos una temperatura de salida del jugo de 113°C.

La velocidad del jugo está dentro del rango mas económico recomendado (entre 1.5 y 1.8 m/seg).

Para el cálculo del consumo de vapor aplicaremos la fórmula:

$$Wh_{fg} = \frac{JC(t - t_0)}{\eta_{calent}}$$

$$W (525.1) = \frac{90910(0.916)(113 - 95)}{0.95}$$

De donde: $W = 3005$ Kg/Hr de vapor de escape

4.2.2.6.- Balance Térmico de Evaporadores

a) Pre – evaporadores (Fig. 56)

Se hará el cálculo mediante el Balance energético para un Pre – evaporador, por lo que se tomarán las cantidades de jugo y evaporación iguales a la mitad de las calculadas para el 1^{er} efecto, según datos de la Alternativa C.

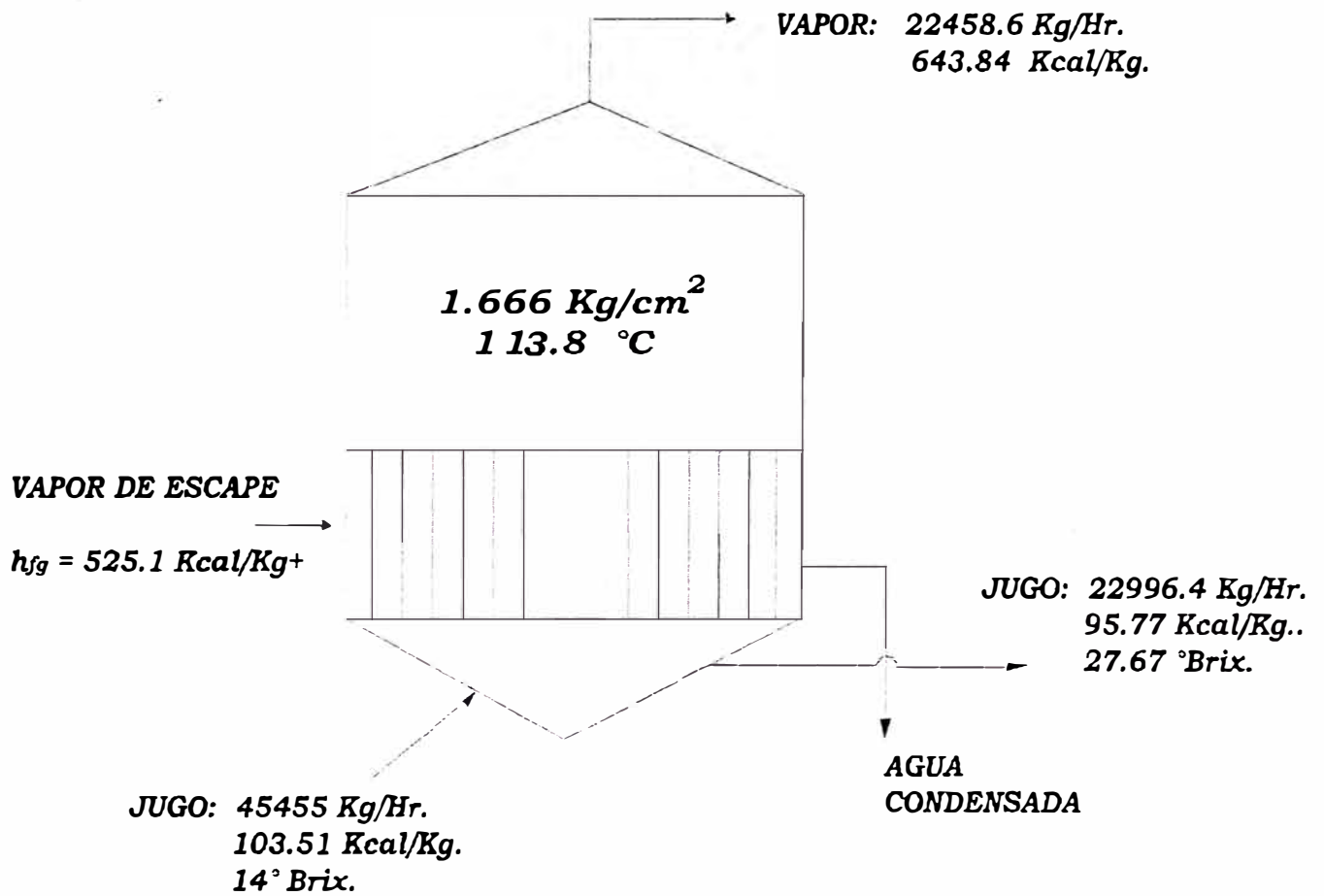


Fig. 56: Balance Térmico de un Pre – evaporador.

Energía entra = Energía saie

$$Wh_{fg} + J_1h_{j1} = Vh_v + J_2h_{j2}$$

donde:

W = Vapor de escape al Pre – evaporador

h_{fg} = entalpía de condensación de vapor de escape = 525.1

Kcal/Kg.

J_1 = cantidad de jugo entrante

J_2 = cantidad de jugo saliente

$$h_{j1} = \text{entalpía total del jugo entrante} = C_{p1} T_1$$

$$C_{p1} = \text{calor específico del jugo} = 1 - 0.006 B$$

$$B = \text{brix del jugo entrante} = 14$$

$$T_1 = \text{temperatura del jugo entrante} = 113 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_{p1} = 1 - 0.006(14) = 0.916$$

$$h_{j1} = 0.916(113) = 103.51 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$h_{j2} = \text{Entalpía total del jugo saliente} = C_{pz} T_z$$

$$B = \text{brix del jugo saliente} = 27.67$$

$$C_{p2} = 1 - 0.006B = 1 - 0.006(27.67) = 0.834$$

$$h_{j2} = 0.834(114.83) = 95.77 \text{ Kcal/Kg.}$$

La temperatura corresponde al nuevo punto de ebullición del jugo, cuyo valor da la Tabla E-4

$$V = \text{Evaporación} = \frac{44917.2}{2} = 22458.6 \text{ Kg/Hr.}$$

Las evaporaciones se calcularon en el numeral 4.2.2.3

$h_v =$ Entalpía del vapor evaporado (de tablas) = 643.84Kcal/Kg.

reemplazando:

$$W(525.1) + 45455(103.51) = 22458.6(643.84) + 22996.4(95.77)$$

de donde: $W = 22771 \text{ Kg/Hr.}$

Considerando los 2 Pre – evaporadores y una pérdida de calor del 8%, la cantidad de vapor de escape necesario será:

$$W_{real} = 2(22771)(1.08) = \underline{49185 \text{ Kg/Hr.}}$$

Normalmente se considera que la pérdida de calor en los diversos cuerpos de un múltiple efecto es del 3 al 10% del calor intercambiado dentro de ellos cuando los cuerpos se encuentran recubiertos con material aislante; conservadoramente asumimos 8% de pérdidas para todos los cuerpos.

b).- Segundo Cuerpo

Procediendo análogamente que el caso anterior:

$W =$ vapor procedente del 1er efecto, a 113.8 °C

$h_{fg} =$ entalpía de condensación a 113.8 °C = 530.26 Kcal/Kg.

$J_1 = 45992.8 \text{ Kg/Hr}$ (calculado en Alternativa C)

$J_2 = 39389.6 \text{ Kg/Hr.}$

$$h_{j1} = \text{entalpía jugo entrante} = C_{p1}T_1$$

$$B = \text{brix de jugo entrante} = 27.67$$

$$C_{p1} = 1 - 0.006B = 1 - 0.006(27.67) = 0.834$$

$$T_1 = 114.83 \text{ (Tabla E-4)}$$

$$h_{j1} = 0.834(114.83) = 95.768 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$h_{j2} = \text{entalpía jugo saliente} = C_{p2}T_2$$

$$B = \text{Brix del jugo saliente} = 32.31$$

$$C_{p2} = 1 - 0.006B = 1 - 0.006(32.31) = 0.806$$

$$T_2 = 107.52 \text{ (Tabla E-4)}$$

$$h_{j2} = 0.806(107.52) = 86.661 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$V = \text{evaporación} = 6603.2 \text{ Kg/Hr.}$$

$$h_v = \text{entalpía del vapor a } 105.5^\circ\text{C} = 640.9 \text{ Kcal/Kg.}$$

Balance energético:

$$Wh_{fg} + J_1h_{j1} = Vh_v + J_2h_{j2}$$

Reemplazando:

$$W(530.26) + 45992.8(95.768) = 6603.2(640.9) + 39389.6(86.661)$$

de donde:

$$W = 6111.89 \text{ Kg/Hr.}$$

Considerando 8% de pérdidas:

$$W_{real} = 6111.89 (1.08) = \underline{\underline{6601 \text{ Kg/Hr.}}}$$

c).- Tercer Cuerpo

W = vapor procedente del 2do. efecto, a 105.5 °C

h_{fg} = entalpía de condensación a 105.5 °C = 535.3 Kcal/Kg.

J_1 = jugo entrante = 39389.6 Kg/Hr.

J_2 = jugo saliente = 32786.4 Kg/Hr.

h_{j1} = entalpía jugo entrante = $C_{p1}T_1$

$$C_{p1} = 1 - 0.006B = 1 - 0.006(32.31) = 0.806$$

$$h_{j1} = 0.806(107.52) = 86.661 \text{ Kcal/Kg.}$$

h_{j2} = entalpía jugo saliente = $C_{p2}T_2$

$$C_{p2} = 1 - 0.006B = 1 - 0.006(38.82) = 0.767$$

$$h_{j2} = 0.767(98.4) = 75.473 \text{ Kcal/Kg.}$$

V = evaporación = 6603.2 Kg/Hr.

h_v = entalpía del vapor a 95.5°C = 637.2 Kcal/Kg.

Balance energético:

$$Wh_{fg} + J_1 h_{j1} = Vh_v + J_2 h_{j2}$$

reemplazando:

$$W(535.3) + 39389.6(86.661) = 6603.2(637.2) + 32786.4(75.473)$$

de donde:

$$W = 6105.93 \text{ Kg/Hr.}$$

adicionando 8% de pérdidas:

$$W_{real} = 6105.93 (1.08) = \underline{6594 \text{ Kg/Hr.}}$$

d).- Cuarto Cuerpo

W = vapor procedente del 3er efecto, a 95.5 °C

h_{fg} = entalpía de condensación a 95.5°C = 541.7 Kcal/Kg.

J_1 = jugo entrante = 32 786.4 Kg/Hr.

J_2 = jugo saliente = 26183.2 Kg/Hr.

h_{j1} = entalpía jugo entrante = $C_{p1} T_1$

$$C_{p1} = 1 - 0.006B = 1 - 0.006(38.82) = 0.767$$

$$h_{j1} = 0.767(98.4) = 75.473 \text{ Kcal/Kg.}$$

h_{j2} = entalpía jugo saliente = $C_{p2} T_2$

$$C_{p2} = 1 - 0.006B = 1 - 0.006(48.61) = 0.708$$

$$h_{j2} = 0.708(85.79) = 60.739 \text{ Kcal/Kg.}$$

V = evaporación = 6603.2 Kg/Hr.

$$h_v = \text{entalpía del vapor a } 81.6^\circ\text{C} = 631.94 \text{ Kcal/Kg.}$$

Balance energético:

$$Wh_{fg} + J_1 h_{j1} = Vh_v + J_2 h_{j2}$$

reemplazando:

$$W(541.7) + 32786.4(75.473) = 6603.2(631.94) + 26183.2(60.739)$$

de donde:

$$W = 6071.03$$

adicionando 8% de pérdidas:

$$W_{real} = 6071.03 (1.08) = \underline{\underline{6557 \text{ Kg/Hr.}}}$$

e).- Quinto Cuerpo

W = vapor procedente del 4° efecto, a 81.6 °C

$$h_{fg} = \text{entalpía de condensación a } 81.6^\circ\text{C} = 550.34 \text{ Kcal/Kg.}$$

J₁ = jugo entrante = 26183.2 Kg/Hr

J₂ = jugo saliente = 19580 Kg/Hr.

$$h_{j1} = \text{entalpía jugo entrante} = C_{p1} T_1$$

$$C_{p1} = 1 - 0.006B = 1 - 0.006(48.61) = 0.708$$

$$h_{j1} = 0.708(85.79) = 60.739 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$h_{j2} = \text{entalpía jugo saliente} = C_{p2}T_2$$

$$C_{p2} = 1 - 0.006B = 1 - 0.006(65) = 0.61$$

$$h_{j2} = 0.61(64.23) = 39.18 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$V = \text{evaporación} = 6603.2 \text{ Kg/Hr.}$$

$$h_v = \text{entalpía del vapor a } 56.2^\circ\text{C} = 621.58 \text{ Kcal/Kg.}$$

Balance energético:

$$Wh_{fg} + J_1 h_{j1} = Vh_v + J_2 h_{j2}$$

reemplazando:

$$W(550.34) + 26183.2(60.739) = 6603.2(621.58) + 19580(39.18)$$

de donde:

$$W = 5962.17 \text{ Kg/Hr.}$$

adicionando 8% de pérdidas:

$$W_{real} = 5962.17 (1.08) = \underline{\underline{6439 \text{ Kg/Hr.}}}$$

El diagrama del Plano N° 5.1 nos muestra el Balance Térmico de Evaporadores.

4.2.3.- Refinería

En el sistema de flujo de Refinería, los equipos que consumen vapor son:

- Clarificadores Jacobs.
- Tanques de preparación de licor.
- Secador de azúcar.
- Tacho al vacío.

Los cálculos de consumo de vapor se harán para una producción de 40 Ton. de azúcar refinada diarias.

4.2.3.1.- Clarificadores JACOBS

Son unidades en las cuales se realiza el calentamiento y la decantación del licor ya tratado químicamente y aireado según se ha detallado en el Capítulo 2.

El licor entra por un extremo del Clarificador y fluye lentamente, mientras que la temperatura aumenta de 60°C que es su temperatura de ingreso hasta 90°C en el extremo de salida. El licor

claro defecado se extrae por un extremo del cuerpo del Clarificador y las natas son removidas a un canal de lodos.

El calentamiento se realiza con vapor saturado a 15 PSIG, el cual cede calor hasta condensarse en una cámara. La superficie de transferencia de calor al licor consta de una serie de canales longitudinales en forma de U que sirven de envolventes de vapor y mantienen el flujo lineal del chorro de licor.

El consumo de vapor en estas unidades no es muy significativo, y por datos prácticos cada unidad consume aproximadamente 218 kg/hr.

En los dos clarificadores el consumo del vapor será

$$W = 2 (218) = 436 \text{ kg/hr}$$

4.2.3.2.- Tanque Refundidor y Secador de Azúcar

En el tanque refundidor se realiza la dilución de azúcar afinada en agua caliente para la obtención de licor crudo a una temperatura de 60°C, el cual es enviado a los tanques de preparación de licor tratado.

El consumo de vapor no es significativo y se estima en 450Kg vapor/Hr.

Se utiliza vapor de escape de 15 PSIG.

El secador tiene como función el secado de azúcar refinada mediante un flujo de aire caliente en contracorriente.

El aire es calentado con vapor de escape de 15 PSIG y su consumo no es significativo estimándose en 350 Kg/Hr. Es decir:

Consumo vapor Refundidor + Secador = 800 Kg/Hr.

4.2.3.3.- Tacho al Vacío para Azúcar Refinada (Tacho N° 5)

La capacidad de este tacho es de 27m³ y el trabajo es el de levantar la templa a 80 °Bx y posteriormente cerrarla a 88°Bx. Siguiendo el mismo procedimiento que en azúcar cruda se tendrá que (Fig. 57)

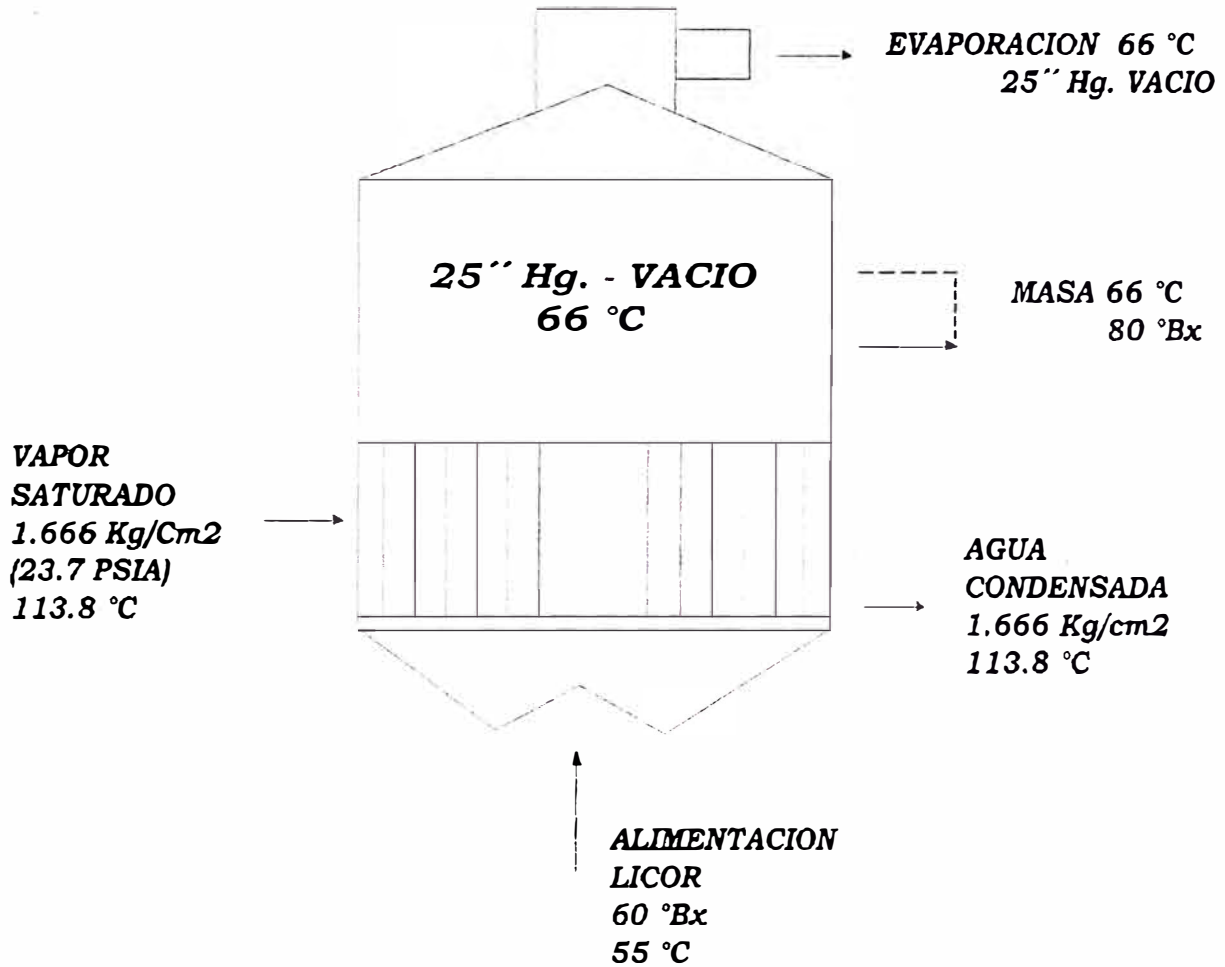


Fig. 57: Cocimiento de Refinado

Duración del	{	10 min = lavado del tacho
Proceso		20 min = carga con pie de 80°Bx hasta $\frac{1}{3}$
3 horas.		2 horas = operación de levantar templa hasta 80°Bx
		15 min = cerrado de masa a 88°Bx
		15 min = descarga

Peso de templa terminada = $27\text{m}^3 \times 1.5 \text{ Ton/m}^3 = 40.5 \text{ Ton}$.

Volumen de pie a $80^\circ\text{Bx} = \frac{27}{3} = 9\text{m}^3$

Considerando el peso específico de pie a 80° Bx igual a 1.41 Ton/m^3

Haciendo un balance de sólidos :

Sólidos al término = sólidos al principio

Ton. de pie a 88°Bx (0.88) = Ton. de pie a 80°Bx (0.80)

$$\text{Ton de pie a } 88^\circ\text{Bx} = \frac{9\text{m}^3(1.41 \frac{\text{Ton}}{\text{m}^3})(0.80)}{0.88} = 11.536$$

Licor en templa terminada = $40.5 - 11.536 = 28.964 \text{ Ton}$

Licor aportado a $60^\circ\text{Bx} = 28.964 \times \frac{88}{60} = 42.48 \text{ Ton}$.

Evaporación = $E = 42.48 \left(1 - \frac{60}{80}\right) = 10.62 \text{ Ton}$.

Masa resultante a $80^\circ\text{Bx} = 42.48 - 10.62 = 31.86 \text{ Ton}$.

Por unidad de tiempo:

Licor = $L = 42.48 / 2 \text{ horas} = 21.24 \text{ Ton/Hr} = 46,834 \text{ lb/Hr}$.

Evaporación = $E = \frac{10.62}{2} = 5.31 \text{ Ton/Hr} = 11,708 \text{ lb/Hr}$.

Masa = $M = \frac{31.86}{2} = 15.93 \text{ Ton/Hr} = 35, 125 \text{ lb/ Hr}$.

Haciendo balance de energía:

Energía que entra = Energía que sale

$$Lh_l + Wh_v = Wh_f + Mh_m + Eh'_v$$

$$46,834 (63.36) + w (1158.88) = W (205.1) + 35,125 (52.36) + \\ 11,708 (1126.85).$$

de donde :

$$W = 12,650 \text{ lb/Hr.}$$

Considerando 10% de pérdidas el consumo de vapor será:

$$W = 1.1 \times 12,650 = 13,915 \text{ lb/Hr.} \\ = 6311 \text{ Kg/Hr.}$$

El cálculo que se ha realizado es el de consumo de vapor para la capacidad máxima del Tacho, este caso se dará en raras ocasiones dada la baja producción de refinada; sin embargo se considera este cálculo, ya que se están tomando en cuenta los consumos máximos de vapor.

El consumo máximo de vapor que normalmente se dará utilizando el Tacho de 40 Ton. será de acuerdo a los sgtes. Cálculos: (Ver Balance de Materiales en 3.2.5)

Producción en Refinería	MCRA	= 30.55 Ton/día
	MCRB	= 22.91
	MCRC	= 19.22
	MCRD	= 16.93
		<hr/>
		89.61

Se tomará el consumo de vapor para MCRA

Considerando el peso de templa terminada = 1.5 Ton/m³

$$\text{Volumen} = \frac{30.55}{1.5} = 20.37 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$\text{Volumen de pie a } 80^\circ \text{ Bx} = \frac{20.37}{3} = 6.79 \text{ m}^3$$

$$\text{Ton de pie a } 88^\circ \text{ Bx} = \frac{6.79 \times 1.41 \times 80}{88} = 8.703$$

Se ha considerado el peso de pie a 80°Bx igual a 1.41 Ton/m³

Licor en templa terminada = 30.55 – 8.703 = 21.847 Ton.

$$\text{Licor aportado a } 60^\circ \text{ Bx} = 21.847 \left(\frac{88}{60} \right) = 32.042 \text{ Ton.}$$

$$\text{Evaporación} = E = 32.042 \left(1 - \frac{60}{80} \right) = 8.01 \text{ Ton}$$

Masa resultante a 80°Bx = 32.042 – 8.01 = 24.032 Ton

Por unidad de tiempo (2 horas para levantar templa):

$$L = \frac{32.042}{2} = 16.021 \text{ Ton/Hr} = 35320 \text{ lb/Hr.}$$

$$E = \frac{8.01}{2} = 4.005 \text{ Ton/Hr} = 8829 \text{ lb/Hr.}$$

$$M = \frac{24.032}{2} = 12.016 \text{ Ton/Hr} = 26490 \text{ lb/Hr.}$$

Haciendo balance de energía con los valores de entalpías ya conocidos tenemos:

$$35320 (63.36) + W (1158.88) = W (205.1) + 26490 (52.36) + 8829 (1126.85)$$

resolviendo : $W = 9539 \text{ lb/Hr.}$

Considerando pérdidas de vapor del 10%:

$$W = 9539 \times 1.1 = 10493 \text{ lb/Hr} = 4761 \text{ Kg/Hr.}$$

Por tanto: consumo de vapor = 4761 Kg/Hr.

Es necesario observar que los consumos en Tachos serán aproximadamente durante 8 horas diarias según Balance de Materiales.

El consumo máximo de vapor en Tacho de Refinería puede disminuirse, utilizando un Tacho de 15 m³ de descarga de acuerdo a los sgts. cálculos:

Volumen	= 15m ³
Total horas de trabajo diarias	= 21
Tiempo de cocimiento	= 3
Nº de descargas diarias	= $\frac{21}{3} = 7$
Volumen instalado	= 7x15 = 105 m ³ /día

Considerando 1.5 Ton/m³ el peso de masa descargada:

$$\text{Capacidad} = 105 \frac{m^3}{\text{día}} \times 1.5 \frac{\text{Ton}}{m^3} = 157.5 \text{ Ton/día}$$

Que es capacidad suficiente para procesar las 89.61 ton de material de Refinería.

Cálculo de vapor

$$\text{Peso de templa terminada } 15m^3 \times 1.5 \text{ Ton}/m^3 = 22.5 \text{ Ton}$$

$$\text{Volumen de pie a } 80^\circ\text{Bx} = \frac{15}{3} = 5m^3$$

Considerando el peso de pie a 80°Bx igual a 1.41 Ton/m³

$$\text{Ton. de pie a } 80^\circ\text{Bx} = \frac{5 \times 1.41 \times 80}{88} = 6.409$$

$$\text{Licor en templa terminada} = 22.5 - 6.409 = 16.091 \text{ Ton.}$$

$$\text{Licor aportado a } 60^{\circ}\text{Bx} = 16.091 \times \frac{88}{60} = 23.6 \text{ Ton}$$

$$\text{Evaporación} = E = 23.6 \left(1 - \frac{60}{80}\right) = 5.9 \text{ Ton}$$

$$\text{Masa resultante a } 80^{\circ}\text{Bx} = 23.6 - 5.9 = 17.7 \text{ Ton.}$$

Por unidad de tiempo:

$$\text{Licor} = L = \frac{23.6}{2} = 11.8 \text{ Ton/Hr} = 26014 \text{ lb/Hr.}$$

$$\text{Evaporación} = E = \frac{5.9}{2} = 2.95 \text{ Ton/Hr} = 6503 \text{ lb/Hr}$$

$$\text{Masa} = M = \frac{17.7}{2} = 8.85 \text{ Ton/Hr} = 19511 \text{ lb/Hr.}$$

Haciendo el balance de energía con los valores de entalpías ya conocidos tenemos:

$$26014 (63.36) + w(1158.88) = w (205.1) + 19511 (52.36) + 6503 (1126.85)$$

$$\text{resolviendo : } w = 7026 \text{ lb/Hr.}$$

Considerando 10% de pérdidas el consumo de vapor será

$$w = 7026 \times 1.1 = 7728.6 \text{ lb/Hr.}$$

$$w = 3506 \text{ Kg/Hr.}$$

Cantidad significativamente menor a las calculadas anteriormente.

4.2.4.- Planta de Fuerza

La Planta de Fuerza cuenta con 2 Calderos, un Turbo Generador y 3 Grupos Electrógenos descritos en el numeral 4.1.9.

La alimentación de agua a los Calderos se efectúa mediante una bomba turbina accionada por vapor de 150 PSIG, existiendo otra en stand – by. El agua de alimentación de calderos antes de pasar a las bombas circula por un Calentador – Desaerador donde ingresa a 170°F y sale con una temperatura de 210°F.

Los consumos de vapor son:

4.2.4.1.- Flujo de vapor en el Turbo – Generador:

Según características proporcionales por los Fabricantes, el consumo específico de vapor en el Turbo – Generador es de 26 lb/Kw – Hr.

Siendo la carga calculada de 2845 KW (ver 4.1.9.2), el consumo de vapor será:

$$W = 26 \times 2845 = 73970 \text{ lb/Hr} = \underline{33550 \text{ Kg/Hr.}}$$

4.2.4.2.- Auxiliares de Calderas**4.2.4.2.1.- Flujo de vapor en bomba de alimentación de Calderos.**

Las características de la bomba son:

Marca	: WORTHINGTON
Modelo	: 3 WTF88
Potencia	: 272 HP
Velocidad	: 3550 RPM
Caudal	: 450 GPM
Altura dinámica total	: 1800 pies.

Es accionada por una Turbina a Vapor:

Marca	: WORTHINGTON
Potencia	: 272 HP
Presión de vapor de admisión:	150 PSIG
Presión de vapor de escape	: 15 PSIG
Velocidad	: 3550 RPM
Consumo específico de vapor:	47.7 lb/HP – Hr.

Para las condiciones de bombeo presentadas, de un caudal aproximado de 169364 lb/Hr. (340 GPM) y con presión de descarga de 650

PSIG, la potencia consumida es aproximadamente de 251 HP, por lo que el consumo de vapor será:

$$W = 47.7 \times 251 = 11973 \text{ lb/Hr} = \underline{5440 \text{ Kg/Hr.}}$$

4.2.4.2.2.- Auxiliares Varios

Para efectos de cubrir una emergencia se dispone de una bomba turbina en stand by, accionada con vapor de 600 PSIG, que funciona en horas punta de demanda de vapor.

Existen turbinas accionadas con vapor de 600 PSIG para los ventiladores de tiro inducido y forzado de los Calderos.

Además hay consumo de vapor de 600 PSIG, en otros auxiliares como Planta de Tratamiento de agua, etc.

El consumo estimado total de vapor es de:

Bomba auxiliar	3000 Kg/Hr.
Turbinas de ventiladores	2535
Otros	1000
	<hr/>
	TOTAL = 6535 Kg/Hr.

4.2.4.3.- Calentador Desaerador

El agua que se recupera por condensación del vapor en las turbinas y otros está aproximadamente a 170°F y debe ser calentada hasta 210°F antes de ingresar al circuito de alimentación a las Calderas.

Además hay pérdidas de vapor siendo los principales las producidas por las purgas en los mismos Calderos, las cuales se estiman en un 10% y la condensación de vapor en las turbinas, estimadas en un 5%

Esto implica utilizar agua de reposición y la única disponible es agua cruda, por lo que es necesario someterla a un tratamiento químico.

Tanto el agua de condensados como el agua de reposición tratada, pueden contener oxígeno disuelto o dióxido de carbono CO₂, lo que originaría corrosión en las tuberías de los Calderos, por lo que se hace necesario utilizar un sistema de desaeración, consiguiéndose esto calentando el agua con vapor hasta el punto de ebullición con lo que se elimina el oxígeno y dióxido de carbono disueltos en el agua.

Al Calentador Desaerador ingresa agua de condensados, agua de reposición, vapor de agua y sale agua caliente.

Cálculo de vapor en el Calentador Desaereador.

Es necesario hacer los sgtes. balances térmicos:

Vapor necesario de 600 PSI (ver plano N° 5.2):

Turbina Desfibrador	= 2476 Kg/Hr.
Turbina Molinos 1-2-3	= 9174
Turbina Molinos 4-5	= 5638
Turbina Molino 6	= 3302
Auxiliares Calderos	= 6535
Turbo Generador	= 33550
Válvula Reductora	= V
	<hr/>
TOTAL	= 60675 + V

Vapor necesario de 150 PSIG (Ver plano N° 5.2 – Balance Térmico).

	<u>Kg/Hr</u>
Turbina Machetes –1	= 1252
Turbina Machetes –2	= 1263
Turbina Auxiliar Calderos	= 5440
Válvula Reductora	= 23564 (ver 4.2.9)
Eyectores de Tachos	= 908
Calentador Desaereador	= W
	<hr/>
TOTAL	= 32427 + W

La producción de vapor de 600 PSIG en calderos = 60675 + V

Balance Térmico del Calentador – Desaerador (Fig. 58)

Temperatura de agua de alimentación a Calderas = 210°F

Temperatura de ingreso de agua a Calentador Desaerador = 170°F

Se usa vapor de 150 PSIG Saturado.

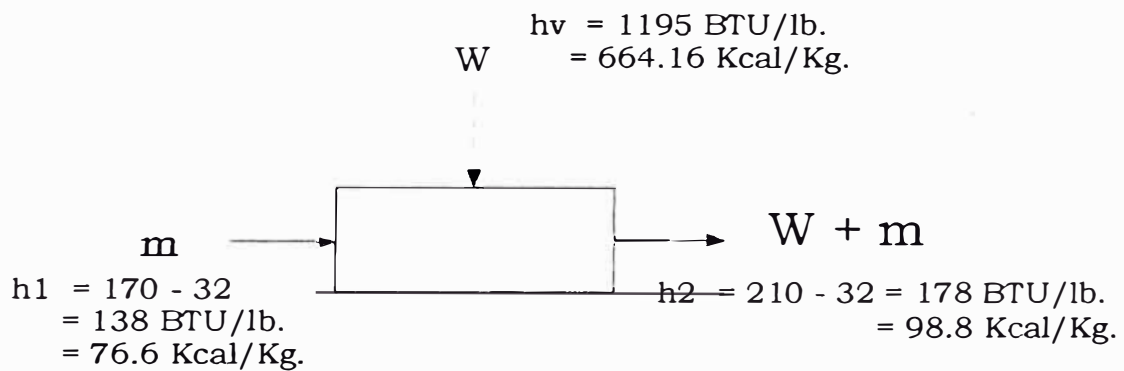


Fig: 58

donde : m = agua que ingresa

h_1 = entalpía del agua que ingresa

W = vapor de calentamiento

h_v = entalpía del vapor

$W + m$ = agua de alimentación a Calderas

h_2 = entalpía de agua de alimentación a Calderas.

Del balance térmico:

$$Wh_v + mh_1 = (W + m)h_2$$

①

Además considerando en Calderas una pérdida de vapor del 10% por purgas:

Agua aliment. a Calderas = $W+m$ = producción vapor + 10%

Es decir:

$$W + m = (60675 + V) (1.1)$$

②

Del cuadro General de Balance Térmico (Plano N° 5.2):

Vapor 150 PSIG = vapor de válvula reductora + vapor sale del Saturador.

$$32427 + W = V + 24177$$

③

(ver sgte. numeral)

Reemplazando valores en la ecuación 1 y resolviendo el sistema de ecuaciones 1,2 y3 tenemos:

$$W = 2989 \text{ Kg/Hr.}$$

$$V = 11239 \text{ Kg/Hr.}$$

4.2.5 Saturador

Al saturador ingresa vapor recalentado de 150 PSIG y 500°F, proveniente de la extracción del Turbogenerador.

En el saturador se inyecta agua para saturar el vapor recalentado; a diferencia de los demás aparatos, este no consume vapor sino que da un adicional mediante la inyección de agua (Fig. 59).

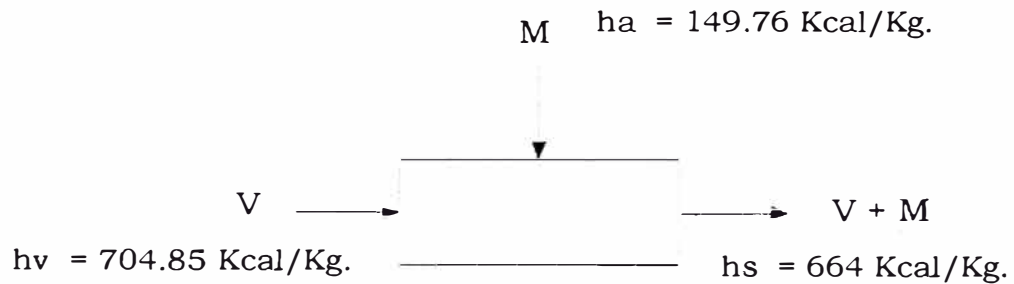


Fig. 59

donde: M = agua de inyección a 200 PSIG, 300°F (líquido comprimido).

V = vapor que ingresa a 150 PSIG, 500° F. = 22398 Kg/Hr.

$V+M$ = vapor que sale a 150 PSIG, 365°F, saturado

h_s = entalpía de salida.

H_v = entalpía de vapor de entrada

h_a = entalpía del agua que ingresa.

Los valores de las entalpías se obtiene de tablas

del balance térmico:
$$\underline{\underline{Vh_v + Mh_a = (V+M)h_s}}$$

Reemplazando y resolviendo:

$$V + M = 24177 \text{ Kg/Hr.}$$

4.2.6.- Eyectores de Tachos

El sistema de vacío en los Tachos se realiza en un 90% por eyectores de doble etapa, utilizando vapor de 150 PSIG.

Se utilizan 5 eyectores y de pruebas experimentales su consumo es de aproximadamente 400 lb. vapor/Hr. por cada eyector.

El consumo de vapor total es:

$$W = 5 \times 400 = 2000 \text{ lb/Hr.} = 908 \text{ Kg/Hr.}$$

4.2.7.- Auxiliares de Fábrica

Se considera los sgtes. consumos de vapor de		15 PSIG:
Operación de centrífugas	=	800 Kg/Hr.
Calentamiento de agua para limpieza, limpieza con vapor y accionamiento. de bombas reciprocantes	=	300 Kg/Hr.
		<hr/> 1100 Kg/Hr.

4.2.8.- Destilería

Datos :	Ton. de caña/día	= 2000
	Melaza % caña	= 4.0
	Ton. Melaza/día	= 80
	Relación alcohol/melaza	= 250 lit/Ton
	Alcohol a producirse	= 20000 lit/día

Se utilizará vapor de 15 PSIG.

Considerando un consumo de vapor de 6 lb./lit/día con una producción de 23 horas/día, el consumo será:

$$W = \frac{20000 \times 6}{23} = 5217 \text{ lb/Hr} = 2365 \text{ Kg/Hr.}$$

4.2.9.- Válvula Reductora

Del Cuadro General de Balance Térmico (Plano 5.2):

Consumo de vapor de escape (15 PSIG):

		<u>Kg/Hr.</u>
Pre – Evapordores	=	49185
Clarificadores Jacobs	=	435
Secador – Tanques licor	=	800
Calentamiento Jugo Clarificado	=	3005
Auxiliares de Fábrica	=	1100
Destilería	=	2365
		56890

Vapor de escape disponible (15 PSIG).

		<u>Kg/Hr.</u>
❖ Turbinas : Auxiliar Calderas	=	6208
Desfibrador	=	2352
Molinos 1 – 2 –3	=	8715
Molinos 4-5	=	5356
Molino 6	=	3137
Machetes 1	=	1190
Machetes 2	=	1200
Agua Calderas	=	5168
❖ Válvula Reductora	=	x
		33326 + x = 56890

Para cálculo de vapor de escape de las turbinas se considera una pérdida del 5% respecto al vapor que ingresa.

La válvula reductora no consume vapor y sólo expansiona el vapor de 150 PSIG a 15 PSIG.

Vapor en válvula reductora = x = 23564 Kg/Hr.

4.2.10.- Trapiche

Se consume vapor en las turbinas de accionamiento en los
sgtes. puntos:

vapor de 600 PSIG:

	<u>Kg/Hr.</u>
Desfibrador	2476 (ver numeral 4.1.2.5)
Molinos 1-2-3	9174 (ver numeral 4.1.3.2)
Molinos 4 – 5	5638 (ver numeral 4.1.3.2)
Molino 6	3302 (ver numeral 4.1.3.2)
	<hr/> 20590

Vapor de 150 PSIG:

Machetes -1	1252 (ver numeral 4.1.2.3.1)
Machetes – 2	1263 (ver numeral 4.1.2.3.2)
	<hr/> 2515

4.2.11.- Consumo Integral de Vapor – Balance Térmico

En el cuadro General de Balance Térmico se gráfica la distribución de vapor según los cálculos de consumo realizados y que se consignan a continuación.

Consumo de vapor de 15 PSIG.

	<u>Kg/Hr.</u>
Pre – Evaporadores	= 49185
Clarificadores Jacobs	= 435

Secador – Tanques de licor	=	800
Calentamiento Jugo Clarificado	=	3005
Auxiliares de Fábrica	=	1100
Destilería	=	2365
		<hr/>
		56890

Disponibilidad de vapor de 15 PSIG (escape)

		<u>Kg/Hr.</u>
❖ Turbinas: Auxiliar Calderas	=	6208
Desfibrador	=	2352
Molinos 1 – 2- 3	=	8715
Molinos 4 – 5	=	5356
Molino 6	=	3137
Machetes 1	=	1190
Machetes 2	=	1200
Agua Calderas	=	5168
❖ Válvula Reductora	=	23564
		<hr/>
		56890

Consumo de vapor de 150 PSIG.

		<u>Kg/Hr.</u>
Turbinas: Machetes 1	=	1252
Machetes 2	=	1263

Auxiliar Calderos	=	5440
Válvula Reductora	=	23564
Eyectores de Tachos	=	908
Calentador Desaereador	=	<u>2989</u>
		35416

Disponibilidad de vapor de 150 PSIG.

		<u>Kg/Hr.</u>
Válvula reductora	=	11239
Saturador	=	<u>24177</u>
		35416

Consumo de vapor de 600 PSIG sobrecalentado.

		<u>Kg/Hr.</u>
Turbina Desfibrador	=	2476
Turbina Molinos 1-2-3	=	9174
Turbina Molinos 4-5	=	5638
Turbina Molino 6	=	3302
Auxiliares Calderos	=	6535
Turbo Generador	=	33550
Válvula reductora	=	<u>11239</u>
		71914

Capacidad de producción de vapor de 600 PSIG. sobrecalentado.

Según se detalla en el numeral 4.1.9.1, el vapor es producido por 2 Calderas de capacidad de producción de 90000 y 110000 lb/Hr lo que da una capacidad total de 200000 lb/Hr equivalentes a 90744 Kg/Hr.

La demanda de vapor puede ser cubierta con la capacidad instalada; además hay un Caldero con capacidad de 110000 lb/Hr, faltando la instalación en un 10% para concluir y ponerlo operativo, con lo cual estará asegurada la producción de vapor.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. De la evaluación de las instalaciones y capacidad de los equipos, y de la evaluación del vapor necesario para la molienda propuesta, se demuestra que la capacidad fabril es suficiente para proyectar producciones con una molienda de caña de azúcar del orden de 2000 Ton. de caña diarias con cantidades en:

Azúcar blanca o refinada = 40 Ton/día

Azúcar rubia o cruda = 211 Ton/día

2. Los cálculos de consumo de vapor son los máximos, la finalidad es analizar la capacidad para absorber las puntas de consumo.

Por ejemplo, en Refinería se considera el consumo de vapor utilizando el Tacho en su máxima capacidad que es de 40 Ton. de descarga, este consumo se dará en forma muy esporádica.

3. Se recomienda adquirir para Refinería un Tacho de 15 m³ de capacidad de descarga, con lo cual se disminuirá considerablemente el consumo de vapor.

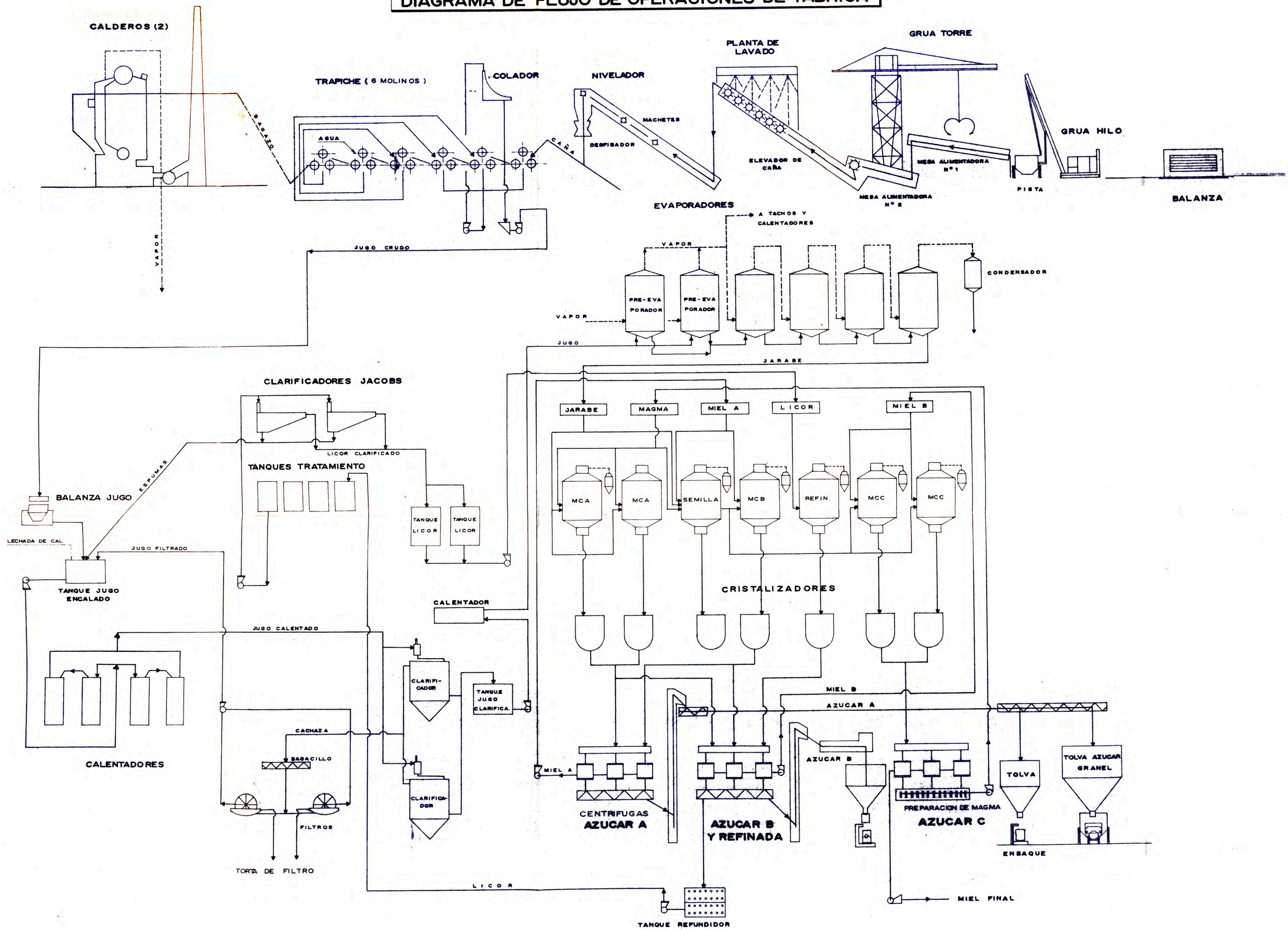
4. Se recomienda adquirir un Desfibrador de caña de mayor capacidad, para reemplazar al actual, el cual está nominalmente sub-dimensionado, aún cuando en la práctica su rendimiento es satisfactorio para la molienda propuesta.

BIBLIOGRAFIA

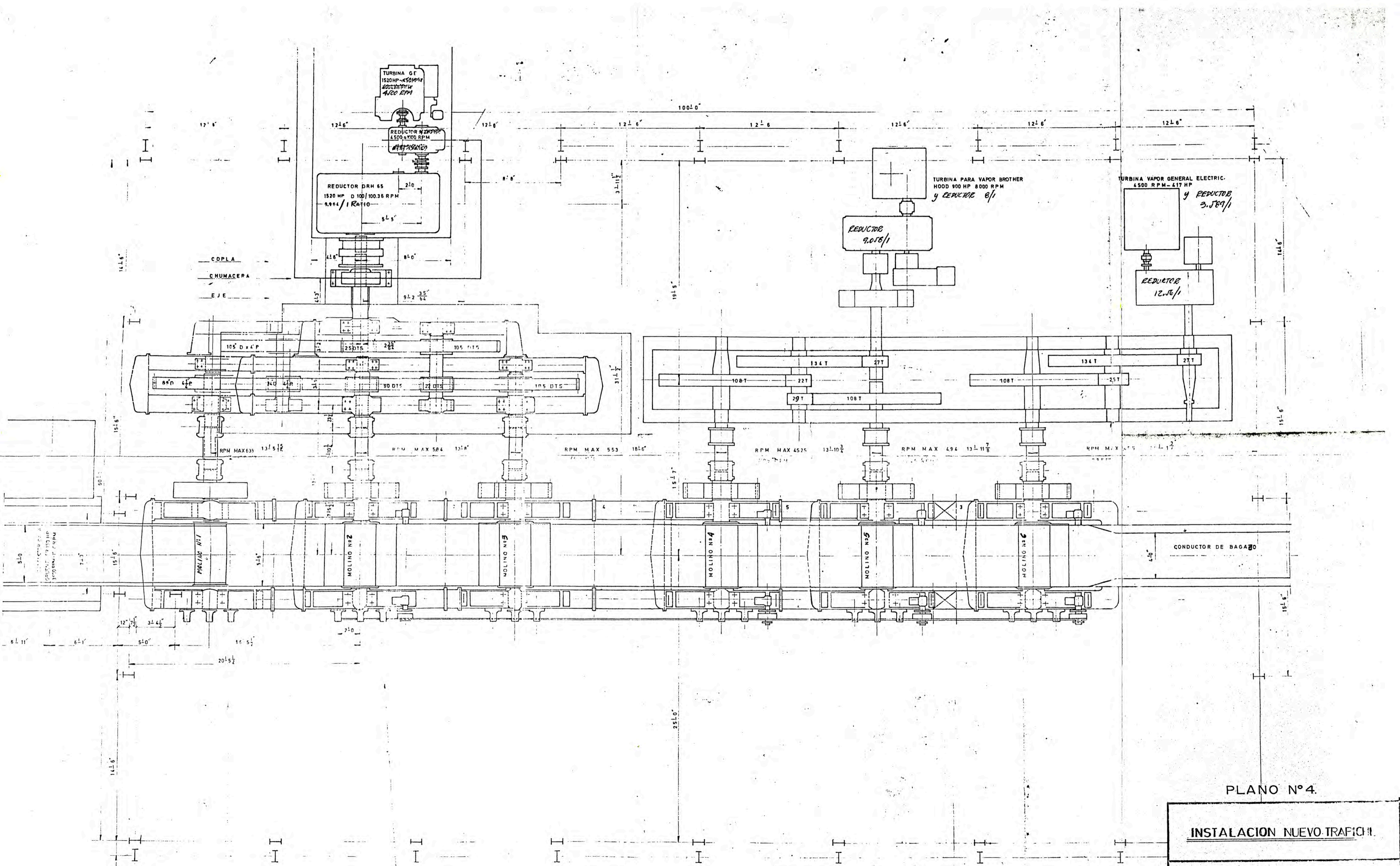
1. NOEL DEERR : Cane Sugar.
2. L.A. TROMP : Machinery and Equipament of the Cane Sugar Factory.
3. E. HAUSBRAND : Evaporating, Condensing and Cooling Apparatus.
4. G.L. SPENCER AND G.P. MEADE : Manual de Azúcar de caña.
5. E. HUGOT : Manual para Ingenieros Azucareros.
6. VIRGIL M. FAIRES : Termodinámica.
7. KREITH : Transferencia de Calor.
8. MARKS : Manual de Ingeniero Mecánico.
9. FARREL : Maquinaria Azucarera Farrel (Boletines).
10. KURT GIECK: Manual de Fórmulas Técnicas.
11. SUGAR : Boletines.
12. ISJ : International Sugar Journal (Boletines).

PLANOS

DIAGRAMA DE FLUJO DE OPERACIONES DE FABRICA

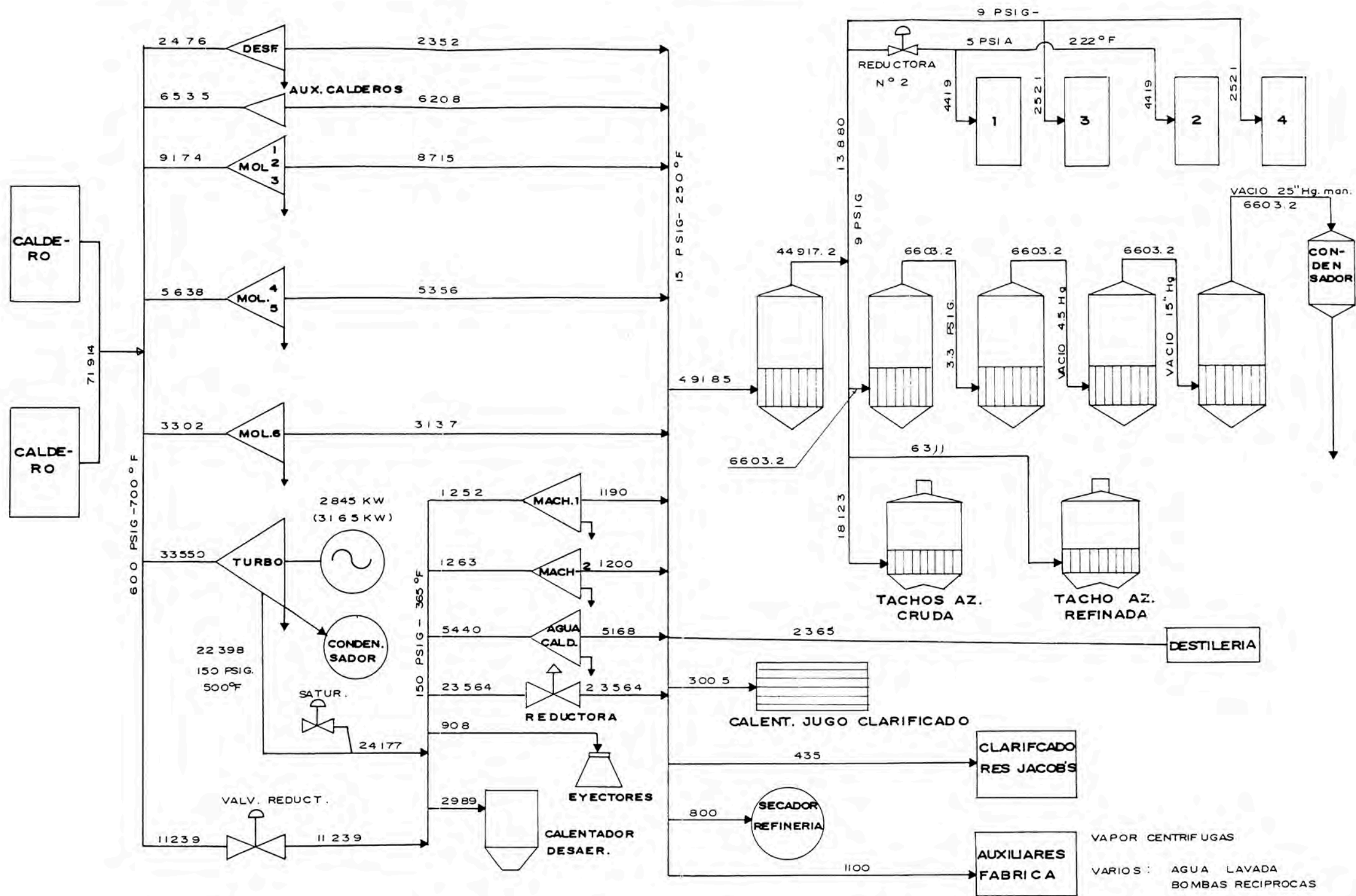


ESTUDIO INGENIO AZUCARERO CAA SAN JACINTO-UNI		
NUMERO	DESIGNACION	ESCALA
2.1	DIAGRAMA DE FLUJO DE OPERACIONES DE FABRICA	SIN
FECHA	DIBUJADO POR	REVISADO
		VICTOR R. ALBUJAR CASTILLO



PLANO N°4.

INSTALACION NUEVO TRAFICHII				
COOPERATIVA AGRARIA DE PRODUCCION SAN JACINTO LTDA . 40				
FECHA	DIBUJADO	APROBAJO	ESCALA	DISE
3-7-79	<i>Leub</i>	COPIA	1/4=1'0	T.M.C.57

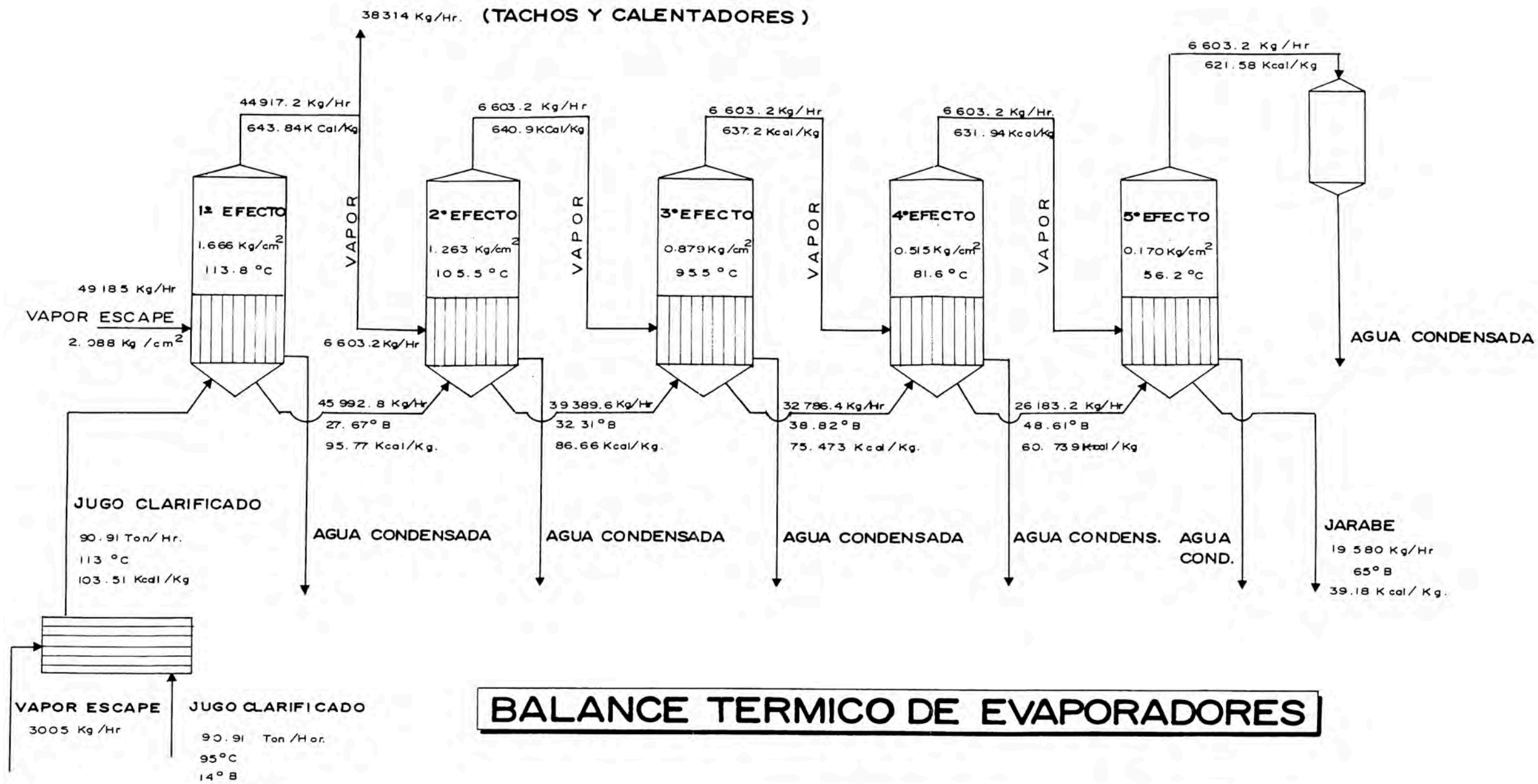


BALANCE TERMICO GENERAL DE FABRICA

ESTUDIO INGENIO AZUCARERO CAA. SAN JACINTO-UNI

NUMERO	DESIGNACION	ESCALA
5.2	BALANCE TERMICO GENERAL DE FABRICA FLUJO DE VAPOR EN Kg/Hr.	SIN

FECHA	DIBUJADO POR	REVISADO
		VICTOR R. ALBUJAR CASTILLO



ESTUDIO INGENIO AZUCARERO CAA.SAN JACINTO-UNI		
NUMERO	DESIGNACION	ESCALA
5.1	BALANCE TERMICO DE EVAPORADORES	SIN
FECHA	DIBUJADO POR.	REVISADO
		VICTOR R. ALBUJAR CASTILLO