

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE EL SALVADOR

FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS



LA EVAPORACION EN LA INDUSTRIA AZUCARERA

TESIS DOCTORAL

Presentada por

EDUARDO BADIA SERRA

previa opción al título de

Doctor en Química Industrial

San Salvador, Julio de 1966

~~378-7284~~
~~UES-T.Q.I.~~
~~B136e~~
~~1966~~

604/1
B. Flores
1966
F. Flores
g. 1.

Ej. 1-18930

Ej. 1

547-7813
B 136e
1966
F. Flores

UNIVERSIDAD DE EL SALVADOR



RECTOR

Doctor Fabio Castillo

SECRETARIO GENERAL

Doctor Mario Flores Macall

FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS

DECANO

Doctor Víctor Alejandro Berdugo

SECRETARIO

Doctora Leticia Calles de Romero Hernández

LIBRO

A Delfina

PRIMER EXAMEN GENERAL PRIVADO DE DOCTORAMIENTO

Ing. Rodolfo Morales
Lic. Oscar Cuéllar
Dr. Rafael Aráuz Rodríguez

SEGUNDO EXAMEN GENERAL PRIVADO DE DOCTORAMIENTO

Ing. Pedro Salvador Mendoza
Ing. Enrique Sol Meza
Ing. Roberto Abrego

JURADO DE TESIS

Ing. Víctor Keilhaur
Ing. Pedro Salvador Mendoza
Dr. Frank J. Holly

I N D I C E

NOTA PRELIMINAR.-

CAPITULO PRIMERO.- Objeto e importancia de la Evaporación en la Industria Azucarera. Relaciones entre la Evaporación, la Molienda y la Cristalización.

A.-Objeto e Importancia.

B.-Evaporación y Molienda.

C.-Evaporación y Tachos.

CAPITULO SEGUNDO.- Terminología Utilizada.

CAPITULO TERCERO.- Principios generales de la Evaporación. Tipos de Evaporadores.

A.-Principios Generales.

B.-Tipos de Evaporadores.

CAPITULO CUARTO.- Tratamientos previos a la Evaporación. Calentadores.

CAPITULO QUINTO.- Cálculo de los Evaporadores. Distribuciones del vapor entre Evaporadores, Calentadores y Tachos.

A.-Balances de Calor.

B.-Gastos de Vapor en Tachos y Calentadores.

C.-Gasto de Vapor en Evaporadores.

D.-Coeficientes de Transmisión y Caídas de --
Temperatura.

E.-Casos Ilustrativos.

CAPITULO SEXTO.- Condiciones de Operación de los Evaporadores. Limpieza de los Cuerpos.

A.-Control de los Aparatos:

1.- Incrustaciones y Limpieza.

2.- Gases Incondensables.

3.- Vapor de Salida Aprovechable.

4.- Condiciones de Operación.

CAPITULO SEPTIMO.- Conclusiones. Influencia del Control del Laboratorio en el control de la operación.

BIBLIOGRAFIA.

NOTA PRELIMINAR

El desarrollo de un trabajo de Tesis implica, bajo su propio nombre, la creación de una Teoría como fruto de una investigación. Es, en consecuencia, un hecho científico.

Pero en nuestro medio resulta difícil lograr el hecho implicado, debido a circunstancias que nuestra nueva profesión comienza a afrontar, tales como falta de medios de desarrollo, laboratorios adecuados, estímulo al trabajo científico y desbalance con las condiciones que otras comunidades en estado más avanzado, poseen.

Mi trabajo de Tesis no es trabajo científico sino la recopilación de datos de una corta experiencia en el campo de la Industria Azucarera *me proporcionó, y que, ordena* dos en más o menos buena forma, presento a mi Universidad como requisito para mi graduación.

Reconozco alguna importancia en él, por cuanto puede servir en algo a aquéllos que estén o estarán algún día participando de los problemas de dicha industria, a los profesores de Tecnología Química, que pueden encontrar en él algunas enseñanzas para sus alumnos; y a estos últimos, a los que pueden servir como guía en la parte de sus estudios que toca a lo que aquí se trata.

Con este fin lo presento, esperando que no sea vano el esfuerzo pequeño que para su elaboración ha habido, y como reconocimiento de la deuda, imposible de saldar, que con mi Universidad he contraído.

CAPITULO PRIMERO: OBJETO E IMPORTANCIA DE LA EVAPORACION EN LA INDUSTRIA AZUCARERA. RELACIONES ENTRE LA EVAPORACION, LA MOLIENDA Y LA CRISTALIZACION.

- a) OBJETO E IMPORTANCIA
- b) EVAPORACION Y MOLIENDA
- c) EVAPORACION Y TACHOS



A) OBJETO E IMPORTANCIA.

Como Operación Unitaria que forma parte de un Proceso, la Evaporación encara una singular importancia en la fabricación del azúcar de caña. Dicha importancia reside, entre otras consideraciones, en las tres siguientes más importantes:

1.- Las cantidades de agua apreciablemente grandes que se necesita eliminar, para llevar el jugo clarificado a un estado apropiado para iniciar su sobresaturación.

2.- La influencia e interrelación que guarda dicha operación con la extracción en la molienda y el rendimiento en los cocimientos.

3.- El control de los fenómenos de inversión que podrían ocurrir en la evaporación misma y en la clarificación.

Un control adecuado de dicha operación, representa entonces, ventajas que se pueden traducir en una mejor distribución del vapor, economía en el combustible y mayor eficiencia en el proceso en general.

Y debido a la inmediata relación existente entre la evaporación y las operaciones anteriores, (molienda, defecación, clarificación, etc), y posteriores, (tachos, cristalizadoras y centrífugas), es dicha operación la que presenta las mejores ventajas en el control general del proceso, para ser utilizada como eje alrededor del cual gire el control de la planta, ventajas que no presentan las otras operaciones.

B) EVAPORACION Y MOLIENDA.

Dos de los factores que intervienen en la molienda con la finalidad de aumentar la extracción, son la Maceración y la Imbibición.

La maceración consiste en sumergir el bagazo en un baño de agua a efecto de facilitar la extracción del azúcar residual que queda en él, ablandando la masa fibrosa que lo contiene. El procedimiento de maceración no se utiliza o se utiliza muy poco en nuestros Ingenios.

La Imbibición, que por el contrario, es de uso general en nuestros Ingenios, consiste fundamentalmente en someter al bagazo residual a un rociado con agua o con jugo de recirculación, siendo sus fines, los mismos que los de la maceración.

Como que la práctica de dichas operaciones, la Imbibición en nuestro caso, implica el uso de cantidades bastante grandes de agua, la cual deberá ser eliminada en la Evaporación, es necesario establecer límites de conveniencia en el uso del agua de Imbibición, que permitan obtener aumentos de extracción a un costo que se compense y sin forzar la Evaporación, para evitar cualquier problema en la operación posterior de tachado.

Tomando en cuenta para nuestro caso únicamente el uso del agua de Imbibición, y asumiendo condiciones similares de operación en los otros aspectos que dicha operación implica, como son los ocasionados por el uso del agua fría o caliente, su estado de pulverización, la presión de rociado y su capacidad de penetración, factores que influyen en el mayor o menor éxito de la Imbibición, los cálculos siguientes darán una idea de la importancia de limitar las cantidades de agua de imbibición utilizada a fin de poder relacionar en la mejor forma, la Molienda y la Evaporación.

a) Cálculo de la Extracción en molienda y el agua a evaporar por 100 tons de caña molida, sin aplicar agua de imbibición.

Datos de Laboratorio:

Fibra % caña = 11.5

Fibra % bagazo = 51.0

Brix Jugo Diluido = 20.74

Brix requerido en meladura = 60.91

Cálculo:

Tons Jugo/100 tons caña = $100.00 - 11.5 = 88.50$

Tons bagazo/100 tons caña = $\frac{11.50}{51.00} 100 = 22.25$

Tons Jugo diluido/100 tons caña = $100.00 - 22.25 = 77.75$

Extracción = $\frac{\text{Tons Jugo diluido/100 tons caña}}{\text{Tons Jugo/100 tons caña}} 100 = \frac{77.75}{88.50} 100 = 87.85$

Tons Meladura/100 tons caña = $\frac{20.74}{60.91} 77.75 = 26.47$

Tons H₂O evaporada/100 tons caña = $77.75 - 26.47 = 51.28$

O sea que para una extracción de 87.85 tendremos que evaporar 51.28 tons de agua por 100 tons de caña molida.

b) Cálculo de la Extracción y el agua a evaporar por 100 toneladas de caña molida, utilizando 10 % de agua de imbibición sobre caña molida.

Para los mismos datos de Laboratorio y las mismas necesidades de meladura, rociando al bagazo a la entrada del 2º molino, tendremos:

Tons Jugo/100 tons caña = $100.00 - 11.50 = 88.50$

Tons bagazo saliendo del 1er. molino/100 tons caña = $\frac{11.50}{51.00} 100$
= 22.25

Tons Jugo extraído en 1er. molino/100 tons caña = $100.00 - 22.25$
= 77.75 a 20.74 Brix

Tons Jugo en bagazo a 2o. molino/100 tons caña = 22.25×0.49
= 10.90

Tons agua imbibición agregadas a bagazo entrando al 2o. molino = 10

Jugo total en bagazo que entra al 2o. molino = $10.90 + 10.00 = 20.90$

Jugo extraído en el 2o. molino = (ver nota)

Extracción = $\frac{100 (77.75 + 10.00)}{88.50} = 99.15$

Jugo Extraído/100 tons caña = 77.75 tons a 20.74 Brix +
10.00 tons a 10.81 Brix =
87.85 tons a 19.48 Brix.

Como se observa, la Extracción parece excelente expresada en términos de jugo, pues tenemos 10,00 tons más de jugo que en molienda sin imbibición; pero el jugo extraído - en este caso posee un Brix de 19,48 contra 20,74 obtenido en presión seca. Si expresamos ambas extracciones en términos - de sólidos, tendremos:

Tons de sólidos en jugo extraído sin imbibición/100 tons caña = 16,12

Tons de sólidos en jugo extraído con 10 tons agua imbibición/100 tons caña = 17,09

Una diferencia de 0,97 tons de sólidos por cada 100 toneladas de caña molida.

Veamos ahora la cantidad de agua a evaporar en molienda con 10 tons de imbibición por 100 tons de caña molida:

Tons meladura/100 tons caña = $\frac{19,48}{60,91} \times 100 = 28,06$

Tons agua a evaporar/100 tons caña = $88,75 - 28,06 = 60,69$

En fin, que con molienda sin imbibición, para 100 tons de caña molida obtendríamos 26,47 tons de meladura a 60,91 Brix, evaporando 51,28 tons de agua; para molienda con imbibición tendríamos, para 100 tons de caña molida, 28,06 tons de meladura a 60,91 Brix, evaporando 60,69 tons de agua. Es decir, que se han de evaporar 9,41 tons más de agua para obtener 1,59 tons más de meladura alcanzadas como aumento de rendimiento en la molienda. Ello sería recomendable con un número de efectos de 4 ó más, puesto que no forzaría la operación, y representa de 15 a 20 lbs por ton de caña más en rendimiento final; pero en todo caso, es el balance económico el que diría la última palabra.

c) Cálculo de Extracción y Agua a evaporar por 100 tons de Caña Molida, utilizando 15 % de Agua de Imbibición sobre Caña.

Para los mismos datos de Laboratorio y las mismas necesidades de Meladura, rociando el Bagazo a la entrada del 2o. molino. O sea condiciones idénticas a los ejemplos anteriores.

$$\begin{aligned} \text{Tons Jugo/100 tons caña} &= 100.00 - 11.50 = 88.50 \\ \text{Tons bagazo saliendo del 1er. molino/100 tons caña} &= \frac{11.50}{51.00} \cdot 100 \\ &= 22.25 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tons Jugo extraído en 1er. molino/100 tons caña} &= 100.00 - 22.25 \\ &= 77.75 \text{ a } 20.74 \text{ Brix} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tons Jugo en bagazo a 2o. molino/100 tons caña} &= 22.25 \times 0.49 \\ &= 10.90 \end{aligned}$$

$$\text{Tons agua imbibición agregadas al bagazo entrando al 2o. molino} = 15$$

$$\text{Jugo total en bagazo que va al 2o. molino} = 10.90 + 15.00 = 25.90$$

$$\text{Jugo extraído en el 2o. molino} = 15.00 \text{ (ver nota)}$$

$$\text{Extracción} = \frac{100 (77.75 + 15.00)}{88.50} = 104.80$$

$$\begin{aligned} \text{Jugo extraído/100 tons caña} &= 77.75 \text{ tons a } 20.74 \text{ Brix} + \\ &\frac{15.00 \text{ tons a } 8.53 \text{ Brix}}{92.75 \text{ tons a } 18.75 \text{ Brix.}} \end{aligned}$$

De nuevo, expresado lo anterior en términos de sólidos, tendríamos:

$$\text{Tons sólidos extraídos/100 tons caña} = 17.39$$

$$\begin{aligned} \text{Una diferencia de } 0.30 \text{ tons de sólidos por } 100 \text{ tons de} \\ \text{caña molida con el caso b), para la cual tendríamos que evaporar} \\ 92.75 - \frac{18.73}{60.91} \cdot 92.75 = 64.20 \text{ tons de agua.} \end{aligned}$$

Como se puede ver en este caso, para obtener un aumento de 0.49 tons de meladura, necesitamos evaporar 3.51 tons más de agua; lo cual no parece justificarse desde el punto de vista económico.

La importancia de seleccionar adecuadamente el agua de imbibición a utilizar en relación con la evaporación, reside -- principalmente en la capacidad de evaporación que se tenga. No debe interpretarse que cualquier aumento de extracción en los molinos, es ventajosa para el rendimiento global de la Fábrica. Otros problemas menores deben ser tomados en cuenta a la par, -- como son: El incremento de no-azúcares en el jugo extraído que origina su dilución, el consiguiente aumento de defecantes, los

posibles fenómenos de inversión que puede ocasionar un mayor aumento de temperatura necesitado en los cuerpos para efectuar su trabajo.

Otros tipos o sistemas de imbibición pueden ser aplicados, pero las consideraciones anteriores son válidas, siempre que agua sea añadida a los molinos para aumentar la extracción. En una estimación no comprobada, parece que un cuádruple efecto alimentado con suficiente vapor, aceptará de 10 a 15 % de agua de imbibición sobre caña molida, sin mayor esfuerzo en su trabajo; y aún así, 15 % es un valor ya de consideración.

Nota: Se asume que la extracción después de la aplicación de agua de imbibición, es igual a la cantidad de agua agregada.

C) EVAPORACION Y TACHOS

Las relaciones entre la Evaporación y el Tacho estriban simplemente en la concentración obtenida en la Meladura. Esta deberá ser suficiente para poder alcanzar la concentración debida en las masas cocidas. En este punto entran en juego los requerimientos de rendimientos en azúcar de las diferentes plantas, así como también, el procedimiento de cocción elegido.

En general, el Tacho es un aparato que funciona en forma similar al Evaporador; en él, la Meladura, o mejor dicho, la solución azucarada, busca su estado de sobresaturación para poder cristalizar.

Los Brix que se requieren en las Meladuras para poder desarrollar un buen trabajo de tachado, varían entre 60 y 65. Brix menores son recomendados por algunos autores, 55-58, pero ello puede traer como consecuencia un Brix bajo en las masas cocidas o un bajo rendimiento de azúcar de dichas masas, mayor tiempo de cocimiento en las plantas, pues hay que tomar en cuenta que por el estado de viscosidad de la melaza, en los tachos será más difícil llevar a cabo la evaporación. Un gasto elevado de vapor en los Tachos repercute también en el múltiple efecto, pues el valor utilizado en aquéllos se obtiene generalmente de éstos. Muchas veces esta

cantidad es limitada.

A pesar de que hay que tomar en cuenta el método de cocción escogido, podemos decir que los Brix recomendados para las masas cocidas, se comprenden entre los valores siguientes:

89-92 para masas cocidas de 1a.

87-90 para masas cocidas de 2a.

85-90 para masas cocidas de 3a.

Los consumos de vapor utilizados entre los diferentes métodos de cocción, varían en cantidades muy pequeñas, y para calcular dicho gasto, no hace falta tomar en cuenta las circunstancias específicas de cada tipo de cocimiento.

CAPITULO SEGUNDO: TERMINOLOGIA UTILIZADA.

Al igual que en todas las Industrias, la terminología propia de la Industria Azucarera es singular y profusa.- Cada región observa el uso de términos particulares con que se designan los diferentes pasos o las distintas máquinas -- que se emplean en el proceso, los cuales son aceptados por costumbre por todos los que toman parte en él. Además, existen términos técnicos que se utilizan a cada momento. Ambos lenguajes, el empírico y el técnico, se mezclan en las distintas actividades de la industria mencionada.

A continuación se explican los significados de algunos términos aceptados por costumbre, que aparecen a lo largo del trabajo:

Cachaza: Precipitado obtenido en la defecación, el cual es filtrado para extraerle el jugo residual que lleva.

Cocción: Concentración del jarabe obtenido en los Evaporadores, aumentando su viscosidad hasta hacerle semisólido.

Cocimiento: Producto de la Cocción.

Masas Cocidas: Masa concentrada formada por cristales y por miel, y que se obtiene de la cocción.

Meladura: Jarabe obtenido de la evaporación del jugo.

Purgas: Productos que se separan, al igual que el zúcar, por centrifugación de las Masas Cocidas. También se llaman Mieles.

Tacho: Aparato donde se lleva a cabo la Cocción.

Templa: Acción de descarga de un Tacho.

Triple: Nombre con que se designa al sistema de evaporadores o Múltiple Efecto.

CAPITULO TERCERO

PRINCIPIOS GENERALES DE LA EVAPORACION.

TIPOS DE EVAPORADORES.

- a) PRINCIPIOS GENERALES
- b) TIPOS DE EVAPORADORES

A) PRINCIPIOS GENERALES

La Evaporación en la Industria azucarera tiene por objeto, como ya se dijo, la concentración del jugo hasta valores apropiados, a fin de obtener meladuras aptas para su sobresaturación en los tachos. Como en general se aplica, en este caso, dicha operación consiste en la aplicación de los principios generales de la Transmisión de Calor, y los aparatos evaporadores y accesorios empleados son diseños cuya base teórica es la misma que para cualquier aparato evaporador empleado en cualquier otra Industria.

El fluido de calor puede ser calculado por la relación general ya conocida.

$$q = U A (t_2 - t_1)$$

La fuerza impulsora, incremento de temperatura, es la que encierra la mayor importancia en este caso, pues no se pueden aceptar temperaturas ilimitadas, aunque la capacidad de los aparatos lo permita, debido a los fenómenos de inversión que ocurrirían y a las pérdidas de casarosa que ello traería como consecuencia; es extremadamente difícil poder determinar en cada caso la máxima temperatura a la cual se puede llevar el jugo en cada caso al primer efecto, pues ello depende de muchos factores, como son: la composición de los jugos, el método de defecación empleado, el pH en la Defecación y en la Clarificación, etc.

Es sabido que un exceso de Cal en la Defecación puede ocasionar depósitos que disminuiría los coeficientes de transmisión de calor. A este respecto, es importante un estricto control de pH en dicha operación, y además, en la Clarificación, pues también, una relativa acidez en los jugos traería como consecuencia, el peligro de elevadas pérdidas por inversión, las cuales son más altas a temperaturas cada vez mayores.

El Coeficiente de Transmisión de Calor, en nuestro caso es también casi función exclusiva de los coeficientes combinados del vapor y de la solución azucarada, la resistencia del material de que está construida la tubería y de los depósitos originados por incrustaciones en los tubos. Pero si se mantiene una estricta limpieza sobre los aparatos, el valor correspondiente a la resistencia de la tubería puede hacerse constante, y será tan bajo que no se toma en cuenta; así también, no se toma en cuenta la resistencia de la incrustaciones sílico-calcáreas. - Esto se asume siempre que se ha de calcular, y se dedica toda la importancia a los valores originados por la resistencia de la solución azucarada.

Esta solución es más viscosa cuanto más se concentra; a su vez, a medida que se concentra, su movimiento en los tubos es menor, registrándose entonces mayores alturas de jugos, lo cual hace: disminuir el coeficiente; descontinúa la producción de meladura.

Cuando ha de calcularse la superficie de calefacción de un evaporador que ha de instalarse adicionalmente a un sistema, debe tomarse en cuenta, sobre todo, además del Factor de Minuto que se tiene y del aumento de capacidad que se quiere, la posición que dicho efecto ocupará dentro del múltiple, pues la capacidad de un evaporador depende de dicha posición.

Los diversos cálculos que se realizan al calcular un múltiple efecto en la industria azucarera, son bastante simples y no requieren el procedimiento engorroso que se desarrolla al calcular sobre base estrictamente teórica; ello se debe a la gran cantidad de datos que se pueden aprovechar, y a las formas simples de cálculo aceptadas para dicho fin en dicha industria.

Conceptos básicos de la Ingeniería Química, balances de materia y de energía, cálculos de intensidades caloríficas; entropías, entalpías, etc. son los que entran en juego en dicho trabajo, casi siempre en forma bastante simple. Mayor importancia tiene el criterio con que dichos cálculos se realicen, un buen conocimiento del proceso y la correcta interpretación del fin que se persigue.

La elevación del punto de ebullición en las soluciones azucaradas que se han de concentrar por evaporación, cosa que en otros casos no lleva mayor importancia, reviste aquí, la mayor, dados los rangos de incrementos de temperaturas con que se trabaja y la relativamente fuerte elevación que dicho punto presenta en las mencionadas soluciones.

B) TIPOS DE EVAPORADORES.

El diseño de aparatos evaporadores para la industria del azúcar de caña, es algo cuya velocidad de transformación alcanza valores vertiginosos. Cada vez se están introduciendo innovaciones que propenden al logro de un más fácil control de la operación, de por sí ya delicada, mejorando el acoplamiento de los accesorios, drenajes y usos de aguas de condensado, recuperadores, condensadores, etc. Pero siempre, la mira principal de dichos cambios es la economía de la operación.

Los distintos diseños de los evaporadores pueden consultarse en las obras específicas para esos casos, por lo que aquí se omite dicha descripción.

La concentración de los jugos por evaporación se conoce desde hace unos cuatro siglos. Son conocidos los métodos empleados en el Brazil por los años 1640, en los cuales la purificación de los jugos se hacía por ebullición y subsecuente clarificación, operaciones llevadas a cabo en recipientes abiertos calentados a fuego directo. Se atribuye a Charles Edward Howard, Degrand y Robert Rillieux, las mejores invenciones que hicieron posible la gradual y rápida evolución de los sistemas de concentración y purificación de los jugos de remolacha y de caña. A Howard se debe el uso de vapor o agua en la refinación del azúcar crudo; el uso de Alúmina en la clarificación de los jugos, (primer método químico empleado); el uso de los filtros prensa en la fabricación del azúcar crudo; la supresión de calderas abiertas a fuego directo y el empleo de vapor generado por una caldera central para la evaporación y ebullición de los jugos; además, el uso de bajas temperaturas para calentar los jugos, obteniendo así, mejor color en el azúcar; finalmente, fué el primero en utilizar el vacío me

diante bombas de aire, en la evaporación de los jugos. Todo ello patentado por él mismo entre los años 1812 y 1813.

En Francia, el primer tacho al vacío fué instalado -- por Degrand, en 1824, en Marsella. En resumen, las mejores introducidas por Degrand estriban en una evaporación más rápida y en la disminución de las pérdidas obtenidas por Howard en Inglaterra. Degrand introdujo un doble efecto en 1834, y 3 años después, Mornay introdujo el primer triple efecto, en el cual, el calor latente del vapor del jugo fue por primera vez utilizado; de aquí parece provenir el nombre genérico con que se designa a dichos aparatos en nuestras regiones: " triple ".

Pero las mejores y mayores contribuciones a la industria azucarera en este sentido, fueron hechas por Rillieux, -- quien comunicó sus experiencias en Paris, en 1830, a Pecqueur, en la construcción de un aparato que aprovechaba el calor latente generado por el jugo de caña o de remolacha al concentrarse e iniciar su cristalización, haciendo circular el vapor de uno a otro aparato, por medio de válvulas y tubos. Rillieux introdujo incrementos de temperatura apreciables, llegando a utilizar vapor a 111 grados Centígrados y haciendo vacíos hasta de 600 mm. de Hg. Los diseños de Rillieux fueron los primeros en producirse en serie.

CAPITULO CUARTO: TRATAMIENTOS PREVIOS A LA EVAPORACION.

CALENTADORES .

Los tratamientos previos a la Evaporación comprenden operaciones de depuración del jugo, decantación, filtración y calentamiento; las cuales, en sus relaciones con la evaporación encierran sólo una relativa importancia, excepción hecha del calentamiento, que es de relación directa con la evaporación.

Un problema que muchas veces afecta los resultados - en la evaporación, sin embargo, es el uso del agua de lavado de las cachazas en los filtros prensa. Es uno de los puntos - de más difícil control el regular las cantidades de agua utilizadas en dicho lavado, y como esto va en relación con las - pérdidas en azúcar obtenidas en cachaza, las cuales son importantes en la generalidad de los casos, se utiliza el agua en cantidades elevadas, lo cual aumenta la dilución de los jugos y por lo tanto, el trabajo en los evaporadores.

La relación entre el proceso de depuración del jugo y la evaporación, estriba en las pérdidas que pueden haber -- por inversión o por causa de depósitos de sales cálcicas en - los calentadores y en los evaporadores. Excesos de Cal o defectos de la misma pueden ocasionar aumentos en las pérdidas ya apuntadas. E incluso si la temperatura alcanzada por los - jugos en la clarificación y el tiempo de ésta dure, son elevadas, éllo puede incurrir en una excesiva inversión en la clarificación, que repercutiría después en la evaporación.

El jugo mixto que sale de los molinos a una temperatura de 25-30 °C, necesita calentarse a 100-110 °C para poder llevar a cabo su clarificación y su evaporación. En el primer efecto se necesita la más alta temperatura. Por lo tanto, en los calentadores se necesitan cantidades apreciables de vapor, las cuales se pueden tomar de los escapes de los dos primeros cuerpos, o en algunos casos, utilizar vapor directo. El cálculo del consumo de vapor en los calentadores es una función de la masa del jugo que se ha de calentar, de la capacidad calorífica, del incremento de temperaturas requerido, y de las entalpías, según se desprende de la fórmula:

$$q = \frac{m C (t_s - t_e)}{e}$$

CAPITULO QUINTO: CALCULO DE LOS EVAPORADORES. DISTRIBUCIONES DEL VAPOR ENTRE EVAPORADORES, CALENTADORES Y TACHOS.

- a) BALANCES DE CALOR
 - b) GASTOS DE VAPOR EN TACHOS Y CALENTADORES
 - c) GASTO DE VAPOR EN EVAPORADORES
 - d) COEFICIENTES DE TRANSMISION Y CAIDAS DE TEMPERATURA.
 - e) CASOS ILUSTRATIVOS.
-

A) BALANCES DE CALOR.

Precede al balance de calor necesario para calcular el múltiple efecto que se tenga, un balance de materia. Este balance de materia puede hacerse tomando como base de cálculo, X cantidad de caña molida, y refiriéndolo todo a Y cantidad de meladura obtenida; o bien tomando como base de cálculo X cantidad de jugo clarificado obtenido de X_1 cantidad de caña molida, y refiriéndolo en la misma forma, a Y cantidad de meladura obtenida. Esta segunda forma de cálculo tiene algunas ventajas sobre la primera, pues no siempre es posible conocer la cantidad de jugo clarificado obtenido de la caña molida, debido a que existen operaciones en las cuales no se puede controlar las cantidades de materias agregadas al jugo, por ejemplo, la dilución que se opera en éste por efecto de las lechadas de cal empleadas en la defecación, el efecto de las aguas de lavado de las tortas en los filtros prensa, y - en algunos casos, el efecto del agua de imbibición agregada en los molinos. Además, las pérdidas de peso de caña y bagacillo en las transportadoras y canaletas accesorios de mollienda.

Si se parte de X cantidad de jugo clarificado como base de cálculo del múltiple efecto, dicho cálculo elimina - aquéllos errores probables, pudiendo después hacerse una estimación entre las cantidades de jugo clarificado obtenido y de caña molida. El cálculo de evaporación en este caso, es - más preciso.

En todo caso, el balance de materia debe considerar la cantidad de agua a evaporar en los efectos, la cantidad - de meladura obtenida, las cantidades de jugo que pasan de un efecto a otro, los Brix respectivos de dichos jugos. Todos - estos cálculos se llevan a cabo simultáneamente a los cálculos de calor. Únicamente el primero, o sea el agua a evaporar se necesita para el subsiguiente cálculo de vapor en tachos, calentadores y evaporadores.

Los datos de los cuales se parte para el balance son los siguientes:

Brix y Temperatura del Jugo clarificado
 Brix y Temperatura requeridos en meladura
 Brix y Purezas de las Masas Cocidas y de sus Purgas
 Rendimiento en Azúcar obtenido en las Tempas.

Podemos calcular el agua a evaporar de la siguiente manera:

a) Base de Cálculo: 100 Kg. Jugo Clarificado

$$\begin{aligned} \text{Agua a Evaporar} &= 100 - \text{Kg meladura obtenida} \\ &= 100 - \frac{\text{Brix Jugo Clarificado}}{\text{Brix Meladura}} \cdot 100 \\ &= 100 - \left(1 - \frac{\text{Brix Jugo Clarificado}}{\text{Brix Meladura}} \right) \end{aligned}$$

b) Base de Cálculo: 100 Kg. Caña Molida

Si "a" representa los Kg. obtenidos de Jugo clarificado por 100 Kg de Caña Molida,

$$\begin{aligned} \text{Agua a Evaporar} &= "a" - \text{Kg meladura obtenida} \\ &= "a" - \frac{\text{Brix Jugo Clarificado} \cdot "a"}{\text{Brix Meladura}} \\ &= "a" \left(1 - \frac{\text{Brix Jugo Clarificado}}{\text{Brix Meladura}} \right) \end{aligned}$$

El Balance de Calor en la Evaporación considerará los siguientes aspectos:

Vapor Entrando = Vapor Saliendo

Vapor Entrando = Vapor a Tachos + Vapor a Calentadores + Vapor a Evaporadores + Vapor perdido por radiación + Vapor perdido en varios

Veamos ahora como se calcula en cada caso:

B) GASTO DE VAPOR EN TACHOS Y CALENTADORES

El vapor utilizado en Tachos y Calentadores deberá ser suplido por los Evaporadores. Dicho vapor será suministrado por el efecto que se considere tenga suficiente capacidad de evaporación, el cual es casi siempre el primero, y en algunos casos el 2^o o vapor directo.

a) Tachos

Igual que para calcular el agua a evaporar en los

evaporadores se necesita calcular el agua a evaporar en los tachos.

Para calcular el agua a evaporar en los tachos necesitamos los datos siguientes:

Brix de la meladura obtenida

Cantidad de meladura obtenida

Brix que se requiere en masas cocidas A, B y C

% Azúcar 1ª en Cocimientos A, B y C

Datos que el Laboratorio puede aportar perfectamente, y que permiten hacer un cálculo más racional del vapor - en los tachos.

Sirva un ejemplo numérico para ilustrar dicha forma de cálculo:

Los datos necesarios son los siguientes:

Brix de la meladura obtenida = 59

Cantidad de meladura obtenida = 36 Kg

Brix masa cocida A = 91

Brix masa cocida B = 90

Brix masa cocida C = 88

% Azúcar en templeas A = 57

% Azúcar en templeas B = 49

% Azúcar en templeas C = 40

Cálculo:

$$\text{Kg M. A} = \frac{\text{Brix Mel} \times \text{Kg Mel}}{\text{Brix M.A.}} = \frac{59 \times 36}{91} = 23.34$$

$$\begin{aligned} \text{Kg Agua evaporada en cocimientos de 1ª} &= \text{Kg Mel} - \text{Kg M.A.} \\ &= 36 - 23.34 = 12.66 \end{aligned}$$

$$\% \text{ Kg purga 1ª} = 100 - \% \text{ Azúcar en templea A} = 100 - 57 = 43$$

$$\begin{aligned} \text{Kg Azúcar de 1ª} &= \text{Kg M. A} \times \% \text{ Az en templeas A} \times \text{Brix M. A} \\ &= 23.34 \times .57 \times .91 = 12.10 \end{aligned}$$

$$\text{Kg M. B.} = \text{Kg M. A.} - \text{Kg Azúcar de 1ª} = 23.34 - 12.10 = 11.24$$

$$\text{Kg Purga 1ª} = \frac{\text{Kg M. B.}}{100} \times 100 = \frac{11.24}{100} \times 100 = 19.05$$

$$\begin{aligned} \text{Kg Agua evaporada en Cocimientos de 2ª} &= \text{Kg Purga 1ª} - \text{Kg M.B} \\ &= 19.05 - 11.24 = 7.81 \end{aligned}$$

Kg Azúcar de 2ª = Kg M.B. x % Azúcar en templeas B x Brix M.B. =

$$11.24 \times .49 \times .90 = 4.96$$

Kg M. C. = Kg Azúcar de 2ª = 11.24 - 4.96 = 6.28

Kg Purga de 2ª = $\frac{\text{Kg M.C.}}{\text{Brix Mel}} 100 = \frac{6.28}{59} 100 = 10.64$

Kg Agua evaporada en Cocimientos de 3ª = Kg Purga 2ª - Kg M.C. =

$$10.64 - 6.28 = 4.36$$

Kg Azúcar de 3ª = Kg M.C. x % Azúcar en templeas C x Brix M.C. =

$$6.28 \times .40 \times 88 = 2.21$$

Agua total evaporada en tachos =

$$\begin{aligned} & \text{agua evaporada Coc (1ª + 2ª + 3ª)} \\ & = 12.66 + 7.81 + 4.36 \\ & = 24.83 \end{aligned}$$

Gasto vapor en tachos = 24.83

Este sistema de cálculo del vapor en los tachos resulta mucho más racional que los propuestos en la generalidad de los textos que hablan sobre el tema. Todos los cálculos se basan en purezas aparentes, y no es necesario establecer correcciones para rendimientos y retenciones. Los rendimientos en azúcar de los diferentes cocimientos se calculan en base a las relaciones establecidas de Noel Deerr, Winter-Carp., etc. Los rendimientos de las masas cocidas en los centrifugas se obtienen de la relación:

$$A = \frac{M_s (p_M - p_m)}{M_a (P_a - P_m)}$$

en la que:

- A = % Azúcar en cocimiento
- M_a = Brix del azúcar bruto
- M_s = Brix de la masa cocida
- P_m = Pureza de la masa cocida
- p_m = Pureza de la purga
- P_a = Pureza del azúcar

Datos todos de materias secas y purgas aparentes que pueden corregirse dado los resultados prácticos obtenidos.



Otra cuestión que ha conducido a resultados aceptables es establecer que se necesita alrededor de 1 Kg de vapor para evaporar 1 Kg de agua, a las condiciones a las cuales se trabaja en el primer efecto o con el vapor vivo, por lo cual es lo recomendable utilizar el vapor de escape de esa forma - para ser usado en los tachos.

$$\text{La fórmula } P = \frac{606.5 - 0.695T_s}{606.5 - 0.695(T_v - t_s)}$$

establece la cantidad de vapor, P, necesario para evaporar 1 Kg de agua, siendo

T_s la temp. del jugo ebulviendo

T_v la temp. del vapor

t_s la temp. del agua condensada

Por lo cual se asume que se necesita, pues, 1 Kg de vapor por Kg de agua evaporada.

Otra de las ventajas que presenta este método de cálculo del vapor en los tachos es que a lo largo de él se van obteniendo datos interesantes en la elección de los sistemas de cocción, (cantidades de purgas, azúcar, etc.). La cocción es un proceso intermitente en relación con el resto del proceso en la fábrica, lo cual impide que los cálculos se verifiquen en función del tiempo, pero perfectamente se puede hacer una relación entre la caña molida por día y las demás funciones obtenidas en la evaporación.

B) Calentadores:

De igual manera, podemos utilizar la relación

$$Q = \frac{M C A T}{e} = \frac{M C (T_2 - T_1)}{e}$$

Para calcular el vapor que necesitamos en los calentadores, y en la cual, q es el vapor que necesitamos para calentar kilos de jugo con vapor de C de calor específico l° en talpía, de T_1 °C a T_2 °C.

Otras relaciones para el caso, son dadas en función de T_2 l°, y además de la temperatura del agua condensado, del vapor utilizado, pero para la asunción hecha de que 1 Kg de vapor es necesario para 1 Kg de agua, es suficiente la relación apuntada arriba.

En todo caso, si una corrección para vapor y agua evaporada se desea hacer, basta establecer la relación.

Vapor necesario para = $\frac{X}{\text{Vapor necesario para evaporar 1 Kg. de agua.}}$
evaporar X Kg de agua

Para hacer las distribuciones de calentamiento en los calentadores de jugo, necesitamos conocer nuestra superficie de calefacción; podemos calcular esta superficie de calefacción necesaria, con la siguiente relación:

$$S = \frac{P_o (T' - T)}{K \left(T - \frac{(t' - t)}{2} \right)}$$

C) GASTO DE VAPOR EN EVAPORADORES

Una vez que se conoce el gasto de vapor en los tachos y calentadores, se procede al cálculo de los evaporadores.

En primer lugar, tenemos que calcular la forma más económica de distribuir las extracciones de los cuerpos hacia tachos y calentadores.

El número de extracciones y la forma en que se hagan, en función de la economía requerida, puede calcularse por la relación:

$$e = \frac{P_1 + 2P_2 + 3P_3 + \dots + mP_m}{N}$$

donde $P_1, P_2, P_3 \dots P_m$ son las extracciones realizadas en los cuerpos 1, 2, 3 ---, m, N es el número de efectos. 2 representa la economía que se obtiene debido a dichas extracciones.

El único método utilizable en el cálculo de dichas extracciones es el de prueba, procurando el empleo más racional posible de la fórmula apuntada; es fácil entrever que a más repartición de las extracciones entre los efectos corresponde una mayor economía, pero la aplicación de este criterio es a menudo irrealizable, dada la dificultad que representa operar con extracciones en los efectos que trabaja a alto vacío es decir los últimos. La fórmula en su aplicación, sólo tiene entonces un significado relativo, y su uso está señalado por los resultados prácticos que se obtenga en las pruebas. Generalmente, las extracciones se realizan de los dos primeros efectos, y a veces del tercero, prefiriéndose a menudo utilizar vapor vivo para alguna fase de calentamiento de jugo, en vez de recurrir a extraer vapor para dicho calentamiento, de la 3ª y 4ª caja, o de la 2ª y 1ª si en estas se esfuerza demasiado.

El cálculo de las caídas de temperatura, o en el caso contrario, de las superficies de calefacción, está ligado a el llamado "Factor de MINUTO". Se dijo ya que es más ventajoso el cálculo de los evaporadores a partir de X cantidad de jugo clasificado que a partir de X cantidad de caña molida.

Al calcular en base al jugo clasificado alimentado a los cuerpos, la operación deja de ser continua en relación a la molienda y al tachado, por lo que se necesita establecer relaciones entre dichas operaciones a fin de prever la velocidad de evaporaciones necesario para la velocidad de molienda.

El "Factor de Minuto" hace posible esta relación.

Si trabajamos C Kg de caña en T horas, y nuestra base de cálculo son 100 Kg de jugo clasificado, el factor de minuto.

$$F_m = \frac{N}{t \times 60 \times 100}$$

Nos proporciona las veces que necesitamos multiplicar nuestras superficies de calefacción para 100 Kg de J. C., para obtener la superficie necesaria para C Kg de caña molida en t horas.

Este factor es de una enorme importancia cuando se quiere aumentar la molienda y a de calcularse el aumento de superficie de evaporación necesaria.

Vamos ahora a ver un ejemplo de cálculo de los evaporadores. Suponemos un cuádruple efecto trabajando en serie, que tiene que proporcionar 20 Kg de vapor a las tachas, y 17 Kg de vapor a calentamiento, (25-70) °C, (69-90) °C, (89-105) °C y (105-90) °C, con gastos de 8, 3, 3 7-3 Kg aproximadamente en cada una. Procedemos a calcular la economía de las extracciones : se necesita evaporar 60 Kg de agua totole.

a) Utilizando extracciones del 1er. cuerpo para tachas y etapa (25-70) °C en calentadores; del 2o. cuerpo para etapas (69-90) °C y (105-90) °C; y vapor directo para etapa (89-105) °C, tendremos:

$$e = \frac{P_1 + 2P_2 + 3P_3 + \dots + mP_m}{N}$$

$$e = \frac{(20 + 8) + 2 \times (3) \times (3)}{4} = \frac{28 + 0}{4} = 7$$

El resultado de e es teóricamente pobre pero posible de desarrollar; para ello distribuimos el vapor en la forma

4º efecto = GVE

3er efecto = GVE

$$2^{\circ} \text{ efecto} = GVE + GVC (69-90) + GVC (105-90)$$

$$1^{\text{er}} \text{ efecto} = GVE + GVC (69-90) + GVC (105-90) + GVC (25-70) + GVT$$

$$4^{\circ} \text{ efecto} = GVE$$

$$3^{\text{er}} \text{ efecto} = GVE$$

$$2^{\circ} \text{ efecto} = GVE + 3 + (-3)$$

$$1^{\text{er}} \text{ efecto} = GVE + 3 + (-3) + 8 + 20$$

$$4GVE + 6 - 6 + 8 + 20 = 60$$

$$4GVE + 28 = 60$$

$$4GVE = 32$$

$$GVE = 8 \text{ Kg.}$$

El esfuerzo obtenido en el efecto 1^{er} es de $8 + 8 + 20 = 36$ Kg, lo cual es bastante grande; el esfuerzo en el 2^o es de 8 Kg y el esfuerzo en los otros es también de 8 Kg. Estos 8 Kg van a condensar.

Si cambiamos las extracciones, de tachos al 1^{er} efecto, de etapa (25-70) °C al 2^o efecto, de etapas (69-90) °C y (105-90) °C al 1^{er} efecto y de (89-105) °C al 3^o, tendremos:

$$e = \frac{(20 + 3 - 3) + 2 \times (8) + 3 \times 3}{4}$$

$$e = \frac{20 + 16 + 9}{4} = \frac{45}{4} = 11.25$$

Y la distribución de vapor sería:

$$4^{\circ} \text{ efecto} = GVE$$

$$3^{\text{er}} \text{ efecto} = GVE + GVC (89-105) +$$

$$2^{\circ} \text{ efecto} = GVE + GVC (89-105) + GVC (25-70)$$

$$1^{\text{er}} \text{ efecto} = GVE + GVC (89-105) + GVC (25-70) + GVC (69-70) \\ + GVC (69-70) + GVT$$

$$4^{\circ} \text{ efecto} = GVE$$

$$3^{\text{er}} \text{ efecto} = GVE + 3$$

$$2^{\circ} \text{ efecto} = GVE + 3 + 8$$

$$1^{\text{er}} \text{ efecto} = GVE + 3 + 8 + 3 + 20 - 3$$

$$4GVE + 9 + 16 + 20 = 60$$

$$GVE = 3.75 \text{ Kg.}$$

Reducimos efectivamente los esfuerzos en los efectos 4 y 3, pero forzamos los otros efectos a:

- 1er efecto = 34.75 Kg
- 2o. efecto = 14.75 Kg
- 3er efecto = 6.75 Kg
- 4o. efecto = 3.75 Kg.

Sin embargo, esta distribución parece mejor que la anterior.

3.75 Kg van a condensar.

Con estos criterios se pueden llegar a establecer límites de conveniencia en los cálculos apuntados. Aquí entran en juego las superficies de calefacción que se tengan, para ver si es posible que el o los efectos forzados resisten dicho trabajo.

Existen relaciones con las cuales podemos calcular el agua que un efecto puede evaporar, por hora y metro cuadrado de superficie; por ejemplo, las relaciones:

$$\text{1er efecto} = \frac{Q (B_1 - B)}{B_1 \times a} = \text{Agua evaporada/hr m}^2$$

$$\text{2o. efecto} = \frac{Q \times B (B_2 - B_1)}{B_1 \times B_2 \times b} = \text{Agua evaporada/hr m}^2$$

$$\text{3er efecto} = \frac{Q \times B (B_3 - B_2)}{B_2 \times B_3 \times c} = \text{Agua evaporada/hr m}^2$$

$$\text{4o. efecto} = \frac{Q \times B (B_4 - B_3)}{B_3 \times B_4 \times d} = \text{Agua evaporada/hr m}^2$$

donde Q es el peso del jugo clarificado procesado por hora

B es el Brix del jugo clarificado entrando al 1er efecto

B₁ es el Brix del jugo saliendo del 1er efecto

B₂ es el Brix del jugo saliendo del 2o. efecto

B₃ es el Brix del jugo saliendo del 3er efecto

B₄ es el Brix del jugo saliendo del 4o. efecto

a es la superficie de evaporación del 1er efecto

b es la superficie de evaporación del 2o. efecto

c es la superficie de evaporación del 3er efecto, y

d es la superficie de evaporación del 4o. efecto

que nos dan el agua evaporada por hora y metro cuadrado de su-

perficie, pueden servir para el caso.

Por lo tanto, nosotros podemos saber si el esfuerzo a desarrollar por un efecto no es excesivo para dicho efecto. De la misma manera, estas relaciones son de buena ayuda para el cálculo de la superficie de evaporación necesaria para un aumento en la molienda.

D) COEFICIENTES DE TRANSMISION Y CAIDAS DE TEMPERATURA

Los coeficientes de Transmisión de Calor se pueden calcular en base a relaciones empíricas encontradas por diferentes autores. Cito a continuación, las más interesantes encontradas:

$$1.- K = \frac{(1000 - B)(T - 54)}{1000} \text{ Kg/hr, donde}$$

B es el Brix medio del jugo en el aparato,

K es el Coeficiente de Transmisión de Calor en $\text{Cal/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C min.}$

T es la Temperatura del Jugo en $^\circ\text{C}$

Esta fórmula presenta la dificultad de tomar el Brix medio del jugo a una temperatura media del mismo, lo cual no conduce a resultados de estimación en la práctica.

$$2.- K = \frac{\text{Agua Evap/hr m}^2}{60 \text{ min/hr}} \times \frac{\text{entalpía del vap} + 0.305 \times A - B}{C - A}$$

A es la temperatura de ebullición del jugo entrando,

B es la temperatura de ebullición del jugo saliendo, y

C es la temperatura del vapor

K viene dado en Kcal por metro cuadrado por minuto - por $^\circ\text{C}$.

Esta fórmula no tiene uso práctico debido a las dificultades de conocer las variables, y además, por haber otras formas más simples de calcularlo; pero los resultados obtenidos con ella son de gran exactitud. Hay que hacer notar que es independiente indirectamente de las concentraciones del jugo, pero dichas concentraciones van incluidas implícitamente en las temperaturas de ebullición de los jugos entrando al y saliendo -- del efecto, como efecto de la elevación de los puntos de ebullición en soluciones de solutos no volátiles.

$$3.- K = \frac{7.5 \times (10)^4}{A + B + 800} = \text{Kcal/m}^2 \text{ min } ^\circ\text{C.}$$

relación empírica perfectamente aplicable, en donde 7.5, (10)⁴ y 800 son factores obtenidos en función de las entalpías y temperaturas del vapor y de la temperatura de los jugos. A y B - representan respectivamente los cuadrados de los Brix de los jugos entrando al y saliendo del efecto respectivamente.

Las fórmulas 2 y 3 dan resultados concordantes, y por ser la última, la de más fácil aplicación, esta es la que se -- usa.

Los Brix de los jugos que pasan de un efecto a otro, - se calculan en la forma que sigue:

Brix del jugo saliendo de un efecto "A" y entrando a un efecto "B":
 Brix del jugo entrando al efecto "A" x Kg de jugo que pasan al
 al efecto "A"

Kg de jugo que pasan al efecto "B"

Como se conoce el Brix del jugo clarificado, que pasa a el primer efecto, partiendo de éste, podemos calcular los -- Brix en todos los efectos y comprobar si efectivamente el Brix de la Meladura será, teóricamente, el que se quiere.

En lo que se refiere a las Caídas de Temperatura, la siguiente fórmula se puede aplicar:

$$\text{DeltaT} = \frac{\text{Agua evap en el efecto} \times \text{entalpía de la sol.azucarada}}{\text{Superf. de evap} \times \text{coefic. de transmisión}}$$

Como siempre, si se toman como base de cálculo, 100 - Kg de Jugo Clarificado, debemos multiplicar estas DeltaT por - el Factor de Minuto.

Con las Caídas de Temperatura en cada efecto, podemos entonces calcular la temperatura del jugo entrando al primer e efecto a partir de la temperatura obtenida en la meladura, o -- sea, partiendo del último al primer efecto; esta temperatura - del jugo entrando nos indicará cual será la temperatura reque- rida en la última fase de calentamiento del jugo, por lo cual, habrá que hacer siempre una corrección final a dicho cálculo.

Los datos del Delta son también de importancia pues nos dan una idea de estas pérdidas que se pueden obtener por

Inversión en la operación, y además, siguiendo ciertas reglas establecidas, al calcular la superficie de evaporación necesaria para un aumento de molienda en una zafra, nos pueden indicar una posible distribución del múltiple efecto. En opinión de Porta, " la distribución del descenso total de temperatura en varios efectos, está limitada también para cada caja por un valor inferior que haga posible la ebullición del líquido". Claassen señala como límites de descenso para 100° iniciales, los mínimos siguientes:

- 4 - 5 °C en las primeras cajas
- 7 -10 °C en las cajas centrales
- 15 °C en la caja final

E) CASOS ILUSTRATIVOS

1.- Vamos a calcular la Evaporación para una Molienda de 800 - Ton Caña / Día. Se dispone de un cuádruple efecto en Serie, -- formado por 5 cajas conectadas las tres primeras en serie, las dos últimas en paralelo y la tercera con la cuarta y la quinta en serie. Las superficies de evaporación de las cajas son:

- 1a. Caja, 600 metros cuadrados
- 2a y 3a. cajas, 150 metros cuadrados c/u
- 4a y 5a. cajas, 75 metros cuadrados c/u

Se requieren los siguientes Brix y Purezas Aparentes en los distintos productos de la Fabricación:

Masa Cocida A = 89.52 Brix y 80.59 % de Pureza Aparente
Masa Cocida B = 89.70 Brix y 73.58 % de Pureza Aparente
Masa Cocida C = 88.53 Brix y 61.19 % de Pureza Aparente
Purga A = 82.06 Brix y 64.82 % de Pureza Aparente
Purga B = 81.57 Brix y 57.62 % de Pureza Aparente
Purga C (Miel Final) = 84.65 Brix y 49.05 % de Pureza Aparente
Meladura = 60.91 Brix a 62°C

Se dispone de Jugo Clarificado a 20.74 Brix y 25°C

Estos datos fueron obtenidos en el Laboratorio, como promedio de los Análisis verificados entre las fechas 15 de Marzo de 1964 y 4 de Abril de 1964.

Se dispone de 2 calentadores para llevar el jugo a -

25°C hasta la temperatura de entrada al primer efecto; el trabajo en los Tachos será de Agotamiento en tres productos.

CALCULO:

1.- Base de Cálculo: 100 Kg Jugo Clarificado (J. C.)

2.- Agua a Evaporar:

$$a) \text{ Kg meladura} = \frac{\text{Brix J. C.}}{\text{Brix Melad}} \text{ Kg J.C.} = \frac{20.74}{60.91} 100 = 34.05$$

$$b) \text{ Agua A Evaporar} = \text{Kg. J. C.} - \text{Kg Melad} = 100 - 34.05 = 65.95$$

3.- Gasto de Vapor en los Tachos:

$$a) \text{ Rendimiento de Masas Cocidas: } \frac{M_s (p_M - p_m)}{M_a (P_a - P_m)}$$

$$\text{Masa Cocida A} = \frac{89.52 (80.59 - 64.82)}{100 (98.00 - 64.82)} = 39.51 \%$$

$$\text{Masa Cocida B} = \frac{89.70 (73.18 - 57.62)}{100 (98.00 - 57.62)} = 39.52 \%$$

$$\text{Masa Cocida C} = \frac{88.53 (61.19 - 49.05)}{100 (98.00 - 49.05)} = 24.80 \%$$

$$b) \text{ Kg Masa A} = \frac{\text{Brix Mel} \times \text{Kg Mel}}{\text{Brix Masa A}} = \frac{60.91 \times 34.05}{89.52} = 23.17$$

$$c) \text{ Agua evap en cocimiento A} = \text{Kg mel} - \text{Kg Masa A} = 34.05 - 23.17 = 10.88$$

$$d) \% \text{ Kg Purga A} = 100 - \% \text{ azúcar A} = 100 - 39.51 = 60.49$$

$$e) \text{ Kg azúcar A} = \text{Kg Masa A} \times \% \text{ azúcar A} \times \text{Brix Masa A} = 23.17 \times 39.51 \times 89.52 = 8.19$$

$$f) \text{ Kg Masa B} = \text{Kg Masa A} - \text{Kg Azúcar A} = 23.17 - 8.19 = 14.98$$

$$g) \text{ Kg Purga A} = \frac{\text{Kg Masa B}}{\text{Brix Mel}} 100 = \frac{14.98}{60.91} 100 = 24.59$$

$$h) \text{ Agua Evap Cocimiento B} = \text{Kg Purga A} - \text{Kg Masa B} = 24.59 - 14.98 = 9.61$$

$$i) \text{ Kg Azúcar B} = \text{Kg Masa B} \times \text{Brix Masa B} \times \% \text{ Azúcar B} = 14.98 \times 89.70 \times 39.52 = 5.31$$

$$j) \text{ Kg Masa C} = \text{Kg Masa B} - \text{Kg azúcar B} = 14.98 - 5.31 = 9.67$$

$$k) \text{ Kg Purga B} = \frac{\text{Kg Masa C}}{\text{Brix Mel.}} \cdot 100 = \frac{9.67}{60.91} \cdot 100 = 15.87$$

$$l) \text{ Agua Evap cocimiento C} = \text{Kg Purga B} - \text{Kg Masa C} \\ = 15.87 - 9.67 = 6.20$$

$$m) \text{ Kg Azúcar C} = \text{Kg Masa C} \times \% \text{ Azúcar C} \times \text{Brix Masa C} \\ = 9.67 \times 24.80 \times 84.65 = 2.39$$

$$n) \text{ Agua Evaporada en Tachos} = \text{Agua Evaporada en Cocimientos.} \\ (A + B + B) \\ = 10.88 + 9.61 + 6.20 = 26.69$$

Asumiendo que 1 Kg de Vapor evapora 1 Kg de Agua:

Vapor necesario en los Tachos: 26.69 Kg

4.- Gasto de Vapor en Calentadores:

Calentando el jugo en dos etapas, de 25 a 97 °C la 1a. y de 80 a 104 °C la segunda, obtenemos los siguientes valores:

$$Q_1 = \frac{mC (t_2 - t_1)}{e_1} = \frac{100 \times 1.00019 \times (97 - 25)}{563.3} = 12.79$$

$$Q_2 = \frac{mC (t_2 - t_1)}{e_2} = \frac{100 \times 1.0055 \times (104 - 80)}{544.5} = 4.43$$

Gasto de Vapor en Calentadores = 12.79 + 4.43 = 17.22

5.- Gasto de Vapor en Evaporadores:

a) Economía de las Extracciones:

1o Extracción del vapor a tachas y calentadores de la caja 1.

$$e = \frac{26.69 + 17.22}{4} = 10.98$$

2o Extracción del vapor a tachas de la caja # 1 y a calentadores de la caja 2.

$$e = \frac{26.69 + 2 \times 17.22}{4} = 15.29$$

3o Extracción del vapor a tachas de la caja # 1, a calentadores en etapa primera de la caja 2 y a calentadores en la segunda etapa de la caja 3.-

$$e = \frac{26.69 + 2 \times 12.79 + 3 \times 4.43}{4} = 16.39$$

4o Extracción del vapor a tachas de la caja # 2 a calentadores 1ª etapa de la caja # 3, a calentadores 2ª etapa de la caja # 1.

$$e = \frac{4.43 + 2 \times 26.69 + 3 \times 12.79}{4} = 23.54$$

b) Análisis de los casos:

Caso 1)

Distribución:

4o. efecto = GVE	= GVE
3er efecto = GVE	= GVE
2o. efecto = GVE	= GVE
1er. efecto = GVE + GVC + GVT	= GVE + 17.22 + 26.69
4 GVE + 43.91 = 65.95	
GVE = 5.51	

Agua evaporada en cada efecto:

$$1o = 5.51 + 17.22 + 26.69 = 49.42$$

$$2o, 3o y 4o = 5.51$$

Jugo que pasa de un efecto a otro:

$$1o \text{ al } 2o = 100.00 - 49.42 = 50.58$$

$$2o \text{ al } 3o = 50.58 - 5.51 = 45.07$$

$$3o \text{ al } 4o = 45.07 - 5.51 = 39.56$$

$$4o \text{ a tachas} = 39.56 - 5.51 = 34.05$$

Brix de los jugos:

$$\text{al 1er efecto} = 20.74$$

$$\text{al 2o efecto} = \frac{20.74 \times 100}{50.58} = 41.00$$

$$\text{al 3er efecto} = \frac{41.00 \times 50.58}{45.07} = 46.01$$

$$\text{al 4o efecto} = \frac{46.01 \times 45.07}{39.56} = 52.42$$

$$\text{a Tachos} = \frac{52.42 \times 39.56}{34.05} = 60.81$$

Comprobamos ahora que las cajas pueden evaporar las cantidades de agua necesarias:

$$\text{1er efecto} = \frac{Q \times (B_1 - B)}{B_1} = \frac{100 (41 - 21)}{41} = 49.4 \text{ Kg}$$

$$\text{2o efecto} = \frac{Q \times (B_2 - B_1)}{B_2 \times B_1} = \frac{100 \times 21 (46 - 41)}{46 \times 41} = 5.5 \text{ Kg}$$

$$\text{3er efecto} = \frac{Q \times B \times (B_3 - B_2)}{B_3 \times B_2} = \frac{100 \times 21 (52 - 46)}{52 \times 46} = 5.3 \text{ Kg}$$

$$\text{4o. efecto} = \frac{Q \times B (B_4 - B_3)}{B_4 \times B_3} = \frac{100 \times 21 (61 - 52)}{61 \times 52} = 5.9 \text{ Kg}$$

Los efectos pueden, en consecuencia, desarrollar su esfuerzo, limitadamente en los casos de los efectos 2o y 3o.

Coeficientes de Transmisión:

$$\text{1er efecto} = \frac{7.5 \times 10^4}{(21)^2 + (41)^2 + 800} = 25.66$$

$$\text{2o. efecto} = \frac{7.5 \times 10^4}{(41)^2 + (46)^2 + 800} = 16.53$$

$$\text{3er efecto} = \frac{7.5 \times 10^4}{(46)^2 + (52)^2 + 800} = 13.35$$

$$\text{4o. efecto} = \frac{7.5 \times 10^4}{(52)^2 + (61)^2 + 800} = 10.38$$

Caídas de temperatura:

$$\text{Factor de minuto} = \frac{N}{t \times 60 \times 100} = \frac{800}{22 \times 60 \times 100} = 6.1$$

Se asume $t = 22$ tomando el tiempo de molienda diaria efectiva de 22 horas.

$$4t_4 = \frac{5.51 \times 6.1 \times 558.9}{10.38 \times 150} = 23.6^\circ\text{C}$$

$$\text{Caída en el 4o efecto} = 62.0 + 23.6 = 85.6^\circ\text{C}$$

$$4t_3 = \frac{5.51 \times 6.1 \times 549}{13.35 \times 150} = 8.1^\circ\text{C}$$

$$\text{Caída en el 3er efecto} = 85.6 + 8.1 = 93.7$$

$$4t_2 = \frac{5.51 \times 6.1 \times 542}{16.53 \times 150} = 7.4^\circ\text{C}$$

$$\text{Caída en el 2o efecto} = 93.7 + 7.4 = 101.1$$

$$4t. = \frac{49.42 \times 6.1 \times 539}{25.66 \times 600} = 10.5^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Caída en el 1er efecto} = 101.1 + 10.5 = 111.6^{\circ}\text{C}$$

Corrección para calentadores:

Como el jugo entrará al 1er efecto a 111.6°C y nosotros hemos asumido en los calentadores, una segunda etapa de 80°C a 104°C , habrá que corregir este valor. Luego

$$Q_2 = \frac{100 \times (1.0059) \times (111 - 80)}{543.3} = 5.8$$

Luego el gasto total en los calentadores será de -- $12.79 + 5.80 = 18.59$. Podemos asumir que no existe variación en los demás factores con este cambio en los calentadores.

Gasto Total de Vapor.

$$\text{GTV} = \text{GVT} + \text{GVC} + \text{GVE} + 10\% \text{ pérdidas} =$$

$$26.69 + 18.59 + 5.51 + (2.67 + 1.86 + 0.55) = 55.87 \text{ Kg}$$

Caso 2o.

Distribución:

4o efecto = GVE	= GVE
3er efecto = GVE	= GVE
2o. efecto = GVE + GVC	= GVE + 17.22
1er efecto = GVE + GVC + GVT	= GVE + 17.22 + 26.69
<div style="text-align: right;">4GVE + 34.44 + 26.69 = 65.95</div>	
	4GVE = 4.82
	GVE = 1.20

Agua evaporada en cada efecto:

$$1o = 45.11$$

$$2o = 18.42$$

$$3o \text{ y } 4o = 1.20$$

De inmediato podemos rechazar esta distribución debido a que el esfuerzo en el cuerpo # 2 es mayor que su propia capacidad, siendo los esfuerzos en los últimos dos cuerpos, -- prácticamente nulo. Si se calcularan los Brix, los coeficientes y la Caída de temperatura en los cuerpos, tendríamos valores demasiado grandes para el efecto # 2, y muy pequeños para los efectos # 3 y 4.

Casos 3ero y 4o. Las mismas consideraciones que para el caso # 2 pueden hacerse.

Por lo tanto, se adoptará una distribución del vapor según el caso # 1.

Nota; El cálculo anterior corresponde a la Zafra verificada - el año 1964.

2) Vamos a calcular la Evaporación para una mollienda de 1000 tons caña / día. Se dispone de un cuádruple efecto en serie formado por 6 cajas conectadas las 3 primeras en serie, las 3 últimas en paralelo, y la 3ª y la 4ª en serie.

Las superficies de Evaporación de las cajas son:

$$\begin{aligned} 1^{\text{a}} \text{ caja} &= 600 \text{ m}^2 \\ 2^{\text{a}} \text{ y } 3^{\text{a}} \text{ caja} &= 200 \text{ m}^2 \\ 4^{\text{a}}, 5^{\text{a}} \text{ y } 6^{\text{a}} \text{ caja} &= 75 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Se requieren los siguientes Brix y Purgas aparentes - en los distintos productos de la fabricación:

Masa Cocida A = 91° Brix y 81 % Pureza

Masa Cocida B = 90° Brix y 74 % Pureza

Masa Cocida C = 88° Brix y 61 % Pureza

Purga A = 82° Brix y 64 % Pureza

Purga B = 82° Brix y 58 % Pureza

Purga C

(Miel Final) = 84° Brix y 9 % Pureza

Meladura = 60° Brix a 62°C

Se dispone de jugo Clarificado de 17° Brix a 25°C .

Datos obtenidos en el Laboratorio como promedios de los Análisis verificados entre las fechas Diciembre 1964 - Marzo 1965.

Se dispone de 4 calentadores para llevar el jugo de 25°C a la temperatura de entrada al 1er efecto; se trabajará en los tachas con el sistema de Agotamiento en 3 productos.

Cálculo :

1) Base de Cálculo = 100 Kg J. C. a 17° Brix y 25°C .

2) Cálculo del agua a Evaporar:

$$\text{A) Kg de Meladura} = \frac{\text{Brix J. C.}}{\text{Brix Mel}} \text{ Kg J.C.} = \frac{17 \times 100}{60} = 28.33$$

$$B) \text{ Agua evaporada} = \text{Kg J.C.} - \text{Kg Mel} = 100 - 28.33 = 71.67$$

3) Gasto de Vapor en los Tachos:

$$a) \text{ Rendimiento de Masas Cocidas} = \frac{Ms (PM - pM)}{Ma (Pa - Pm)}$$

$$\text{Masa Cocida A} = \frac{91 (81 - 64)}{100 (98 - 64)} = 45.50$$

$$\text{Masa Cocida B} = \frac{90 (74 - 58)}{100 (98 - 58)} = 36.00$$

$$\text{Masa Cocida C} = \frac{88 (61 - 49)}{100 (98 - 49)} = 21.55$$

$$b) \text{ Kg Masa Cocida A} = \frac{\text{Brix Mel} \times \text{Kg Mel}}{\text{Brix M. A.}} = \frac{60 \times 28.33}{91} = 18.68$$

$$c) \text{ Agua evaporada en Cocimientos A} = \text{Kg Mel} - \text{Kg M. A.} \\ = 28.33 - 18.68 = 9.65$$

$$d) \% \text{ Kg Purga A} = 100 - \% \text{ Azúcar A} = 100 - 45.50 = 54.50$$

$$e) \text{ Kg Azúcar A} = \text{Kg M.A.} \times \% \text{ Az A} \times \text{Brix M. A.} = 18.68 \times \\ 45.5 \times 91 = 9.35$$

$$f) \text{ Kg M.B.} = \text{Kg M.A.} - \text{Kg Az A} = 18.68 - 9.35 = 9.33$$

$$g) \text{ Kg Purga A} = \frac{\text{Kg M.B.}}{\text{Brix Mel}} 100 = \frac{9.33}{60} 100 = 15.55$$

$$h) \text{ Agua evaporada Cocimientos B} = \text{Kg Purga A} - \text{Kg M.B.} \\ = 15.55 - 9.33 = 6.22$$

$$i) \text{ Kg Azúcar B} = \text{Kg M.B.} \times \% \text{ Az B} \times \text{Brix M.B} = 9.33 \times 36 \times \\ 90 = 3.02$$

$$j) \text{ Kg. M.C.} = \text{Kg M.B.} - \text{Kg Az} = 9.33 - 3.02 = 6.31$$

$$k) \text{ Kg Purga B} = \frac{\text{Kg M.C.}}{\text{Brix Mel}} 100 = \frac{6.31}{60} 100 = 10.51$$

$$l) \text{ Agua evaporada Coc. C} = \text{Kg Purga B} - \text{Kg M.C.} = 10.51 - \\ 6.31 = 4.20$$

$$m) \text{ Kg Azúcar c} = \text{Kg M.C.} \times \% \text{ Azúcar C} \times \text{Brix M. C.} = \\ 6.31 \times 21.55 \times 88 = 1.20$$

$$n) \text{ Agua Evaporada en tachos} = \text{Agua Evapcrada en Coc.} \\ (A + B + C) \\ = 9.65 + 6.22 + 4.20 = 20.07$$

Asumiendo que 1 Kg de Vapor evapora 1 Kg de agua.

Vapor necesario en Tachas = 20.07 Kg

4) Gasto de Vapor en Calentadores :

Calentando el jugo en 4 etapas :

a) $(25 - 70)^{\circ}\text{C}$ b) $(69 - 90)^{\circ}\text{C}$ c) $(89 - 105)^{\circ}\text{C}$

d) $(105 - 90)^{\circ}\text{C}$, enfriamiento obtenido en el clasificador obtenemos los valores siguientes:

$$Q_1 = \frac{MC_1 (t_3 - t_e)}{e} = \frac{100 \times 0.999 (70 - 25)}{571.8} = 7.86$$

$$Q_2 = \frac{MC_2 (t_5 - t_e)}{E_2} = \frac{100 \times 1.0028 (90 - 69)}{553.0} = 3.81$$

$$Q_3 = \frac{MC_3 (t_s - t_e)}{E_3} = \frac{100 \times 1.0068 \times (105 - 89)}{541} = 2.98$$

$$Q_4 = \frac{MC_4 (t_s - t_1)}{E_4} = \frac{100 \times 1.0068 (90 - 105)}{541} = 2.98$$

$$\text{Gasto de Vapor en Calentadores} = 7.86 + 3.81 + 2.98 + 2.98 = 11.67$$

5) Gasto de Vapor en Evaporadores:

a) Economía de las Extracciones:

Tras consideraciones similares al caso anterior, podemos distribuir los gastos de vapor de la siguiente manera:

- 1) Extracción de vapor a tachas, Calentadores etapas 2 y 3 de la caja 1.
- 2) Extracción de vapor a calentadores etapa 1, de la caja 2.

Es de notar que realmente el gasto de vapor en calentadores es la suma de los gastos de las 3 primeras etapas; el vapor generado en el enfriamiento del jugo en el clarificador (etapa 4) podría servir para calentar el jugo en la etapa 3, pero esto es sólo una consideración teórica irrealizable en la práctica, por lo que el vapor generado en la etapa 4 se da como pérdida, no se aprovecha; el gasto de vapor en los calentadores, aumenta por consiguiente, en 2.98 Kg.

$$e = \frac{(20.07 + 3.81 + 2.98) + 2 \times 7.86}{4} = \frac{42.58}{4} = 10.65$$

6) Gasto de Vapor en Evaporadores:

$$\begin{aligned}
 4^o \text{ efecto} &= \text{GVE} && = \text{GVE} \\
 3^{\text{er}} \text{ efecto} &= \text{GVE} && = \text{GVE} \\
 2^o \text{ efecto} &= \text{GVE} + \text{GVC}_1 && = \text{GVE} + 7.86 \\
 1^{\text{er}} \text{ efecto} &= \text{GVE} + \text{GVC}_1 + \text{GVC}_2 + \text{GVC}_3 + \text{GVT} && = \text{GVE} + 7.86 + 3.31 + 2.98 + 20.07
 \end{aligned}$$

$$4 \text{ GVE} + 42.58 = 71.67$$

$$4 \text{ GVE} = 29.09$$

$$\text{GVE} = 7.27$$

7) Agua evaporada en cada efecto:

$$1^o = 7.29 + 7.86 + 3.31 + 2.98 + 20.07 = 42.01$$

$$2^o = 7.29 + 7.86 = 15.15$$

$$3^o = 7.29$$

$$4^o = 7.29$$

8) Jugo que pasa de un efecto a otro:

$$1^o \text{ al } 2^o = 100 - 42.01 = 57.99$$

$$2^o \text{ al } 3^o = 57.99 - 15.15 = 42.84$$

$$3^o \text{ al } 4^o = 42.84 - 7.29 = 35.55$$

$$4^o \text{ a Tachas} = 35.55 - 7.29 = 28.26$$

9) Brix de los jugos

$$\text{al } 1^{\text{er}} \text{ efecto} = 17$$

$$\text{al } 2^o \text{ efecto} = \frac{17 \times 100}{57.99} = 29.31$$

$$\text{al } 3^{\text{er}} \text{ efecto} = \frac{29.31 \times 57.99}{42.84} = 37.34$$

$$\text{al } 4^o \text{ efecto} = \frac{37.34 \times 42.84}{35.55} = 44.99$$

$$\text{A Tachas} = \frac{44.99 \times 35.55}{28.26} = 58.00$$

10) Comprobación de que las cajas pueden evaporar las cantidades de agua necesarias:

$$\text{1er efecto} = \frac{Q (B_1 - B)}{B_1} = \frac{100 (29.31 - 17)}{29.31} = 42.0$$

$$2o \text{ efecto} = \frac{Q \times B \times (B_2 - B_1)}{B_2 \times B_1} = \frac{100 \times 17 \times (37.34 - 29.31)}{37.34 \times 29.31} = 12.3$$

$$3er \text{ efecto} = \frac{Q \times B \times (B_3 - B_2)}{B_3 \times B_2} = \frac{100 \times 17 \times (44.99 - 37.34)}{44.99 \times 37.34} = 7.7$$

$$4o. \text{ efecto} = \frac{Q \times B \times (B_4 - B_3)}{B_4 \times B_3} = \frac{100 \times 17 \times (58.00 - 44.99)}{58 \times 44.99} = 4.5$$

Como se ve, los efectos trabajarán forzosamente. Ello se debe principalmente al bajo Brix de que se parte en el jugo clarificado; posiblemente debido a que se desea obtener una mayor extracción en la molienda y disminuir las pérdidas de azúcar en cachaza y bagazo. Sin embargo, las pérdidas en miel final son elevadas. Cualquier otro tipo de distribución que se haga tropezará con las mismas dificultades; aunque en la práctica, con un buen control de operación y limpieza en los cuerpos, las cajas pueden desarrollar esos esfuerzos.

11) Coeficientes de Transmisión:

$$K_1 = \frac{7.5 \times (10)^4}{(17)^2 + (29)^2 + 800} = \frac{7.5 \times (10)^4}{289 + 841 + 800} = \frac{75000}{1930} = 38.9$$

$$K_2 = \frac{7.5 \times (10)^4}{(29)^2 + (37)^2 + 800} = \frac{7.5 \times (10)^4}{841 + 1369 + 800} = \frac{75000}{3010} = 24.9$$

$$K_3 = \frac{7.5 \times (10)^4}{(37)^2 + (45)^2 + 800} = \frac{7.5 \times (10)^4}{1369 + 2025 + 800} = \frac{75000}{4194} = 17.9$$

$$K_4 = \frac{7.5 \times (10)^4}{(45)^2 + (58)^2 + 800} = \frac{7.5 \times (10)^4}{2025 + 3364 + 800} = \frac{75000}{6189} = 12.1$$

12) Caídas de Temperatura -

$$\text{Factor de Minuto} = \frac{N}{t \times 60 \times 100} = \frac{1000}{22 \times 60 \times 100} = 7.5$$

$$4t_4 = \frac{7.27 \times 7.5 \times 557.0}{12.1 \times 225} = 11.2$$

$$\text{Caída en el 4o efecto} = 62.0 + 11.2 = 73 - 2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$4t_3 = \frac{7.27 \times 7.5 \times 554}{17.9 \times 200} = 8.4$$

$$\text{Caída en el 3er efecto} = 74.2 + 8.4 = 82.6^{\circ}\text{C}$$

$$4t_2 = \frac{15.15 \times 7.5 \times 544}{24.9 \times 200} = 12.4$$

$$\text{Caída en el 2o efecto} = 83.6 + 12.4 = 96^{\circ}\text{C}$$

$$4t_1 = \frac{42.01 \times 7.5 \times 535}{38.9 \times 600} = 7.2^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Caída en el 1er efecto} = 97.0 + 7.2 = 104.2^{\circ}\text{C}$$

Para una diferencia de 0.8°C no es necesario efectuar ninguna corrección para calentadores.

Luego el gasto total de vapor será:

$$\text{GTV} = \text{GVT} + \text{GVC} + \text{GVE} + 10\% \text{ pérdida} =$$

$$20.07 + 11.67 + 7.27 + 2.00 + 1.17 + 073 \\ = 42.91$$

Lo cual representa, 12,96, 13 Kg menos que el gasto del ejemplo 1, para una molienda de 200 tons de caña diaria más.

Nota: El cálculo anterior corresponde a la zafra a verificarse el año de 1965.

CAPITULO SEXTO: CONDICIONES DE OPERACION DE LOS EVAPORADORES.
LIMPIEZA DE LOS CUERPOS.

a) CONTROL DE LOS APARATOS:

- 1.- INCRUSTACIONES Y LIMPIEZA
 - 2.- GASES INCONDENSABLES
 - 3.- VAPOR EXHAUSTO APROVECHABLE
 - 4.- CONDICIONES DE OPERACION
-

a) Control de los Aparatos.

1 Incrustaciones y Limpieza.

Teóricamente es posible obtener jugos libres de componentes que pudieran ocasionar problemas de incrustaciones. Pero en la práctica esto es imposible, pues siempre en el jugo obtenido, están presentes sales cálcicas de los ácidos fosfórico, oxálico, carbónico, etc; y además, Sílice, hierro y Aluminio. Estos No - azúcares, solubles en el jugo caliente, se tornan insolubles y aumentan su concentración cuando la temperatura desciende. Tales sales afectan en manera importante a los aparatos debido a la variación que producen en la conductividad, y más en el azúcar de caña, dicho sea de paso, que en el de remolacha. No se tratará aquí de las formas en que estas incrustaciones afectan la transmisión de calor, y los daños que consecuentemente pueden producir en los tubos, Pero se exponen -- los factores que influyen la formación de escoria:

1) La naturaleza de los no - azúcares originalmente presentes en la caña. Ácidos orgánicos, oxálico en primer lugar, pero también ácido cítrico, forman sales cálcicas en el proceso de encalado, las cuales, solubles en el jugo original, se precipitan gradualmente a medida que aumenta la concentración y baja la temperatura.

2) El sistema de manufactura utilizado. La formación de escorias en este caso, se debe al uso de agentes de blanqueo sobre todo en los casos de fabricación de azúcar blanco; por ejemplo, el uso de ácido sulfuroso conduce a la formación de Sulfito Cálcico, el cual precipita en parte en los tubos.

3) El control del Sistema. La influencia del control del sistema no necesita ser eufatizado.

4) Las impurezas presentes en las lechadas. Estas impurezas, como hierro, aluminio, sílice, magnesio, etc. que en la misma forma general, conducen a formación de incrustaciones.

5) La velocidad de Evaporación. Esto es de gran importancia. La mayor velocidad de evaporación posible disminuye la la oportunidad de formación de escala.

6) Filtrado deficiente del jugo o aunque rara vez pudiera esto ocurrir, cuando sucede, parte de las tortas cálcicas de la cachaza escapan y llegan mezcladas con el jugo, lo -

cual conduce a la formación de escala.

Estas seis razones conducen a la obligada razón de - limpieza de los aparatos durante la campaña. Por lo menos cada dos semanas de operación, los cuerpos deberán ser limpiados por medios químicos en forma exhaustiva y con el tiempo de acción suficiente de los agentes de limpieza; y cada semana es recomendable una rápida circulación de dichos agentes. Las condiciones de operación de los aparatos proporcionan datos que son índices de que los aparatos necesitan limpieza, los cuales pueden ser una buena ayuda, pero ajeno a todo indicio de este tipo, los cuerpos deberán ser limpiados rutinariamente tal como se indican.

Diversos productos inyectados en diversas órdenes y formas, son recomendados para ese fin. Se omite aquí la descripción de tales procedimientos, por ser más recomendable la consulta de la literatura específicamente creada para tal fin. Soda cáustica y ácido clorhídrico son generalmente empleados, con las limitaciones del caso, Diseños modernos de equipos de mineralizadores del jugo se presentan ya al mercado; así como también, el empleo de campos magnéticos; ambos métodos todavía sin utilización en nuestros ingenios.

2o. Gases Incondensables.

Todos los factores que disminuyen o retardan la transmisión de calor, deben ser tratados. Para el caso, los compuestos de nitrógeno en el caso de la caña, no se presentan, por lo tanto, la cantidad de gases incondensables en este caso, es pequeña.

3o. Vapor, Exhausto Aprovechable.

La cantidad de vapor exhausto aprovechable está limitada a la concentración del polvo. Pero bajo un criterio simplista, es de afirmar que dicha cantidad es insuficiente para suplir la planta de evaporación, por lo que vapor vivo debe ser siempre utilizado. Tantas y tan importantes consideraciones se pueden hacer sobre este punto, que no es posible ni puedo encararlo en mi trabajo. Señalo entonces la importancia del caso, como limitación a la complicada función que encierra.

40. Condiciones de Operación.

En muchos casos, la operación en la práctica no permite un control tan adecuado como sería de desear. El operador del "Triple" tropieza muchas veces durante su trabajo, con problemas que ocasionan frecuentes paros, muchas veces originados -- por falta de correlación con los operadores de las otras secciones, y muchas otras, por falta de previsión o mala operación. La marcha normal de la evaporación exige cuidados extremos, conocimientos de los aparatos e instrucción acerca de la forma de operación de los mismos. Sería conveniente conocer -- qué porcentaje del tiempo perdido % tiempo total, corresponde a la sección de evaporación.

Para que puedan servir como guía de la vigilancia normal de la operación, se notan las siguientes recomendaciones:

1) El Coeficiente de Transmisión de un aparato evaporador es tanto mejor cuando mayores sean el movimiento del jugo en la pared divisoria, la velocidad del vapor en la superficie de calefacción y la rapidez de deslizamiento del agua condensada en dicha superficie; cuanto menor sea la altura del jugo y su viscosidad; cuanto mejor se verifique la extracción de los gases; cuanto mayor sea el coeficiente de transmisión de la superficie, menos incrustaciones tenga y mayores sean la -- presión de trabajo y el descenso de temperatura entre el vapor y el jugo hirviendo.

2) Cuando la diferencia entre las temperaturas del -- haz y la calandria aumenta en una caja, es prueba de que ésta no trabaja normalmente, sea por extracción defectuosa de gases y condensado, por incrustaciones o por llenado excesivo.

3) Cuando la evaporación lleva trabajando cierto tiempo, el aumento de presión en las primeras cajas, sin que el vacío experimente variaciones, es señal de aumento en las incrustaciones.

○ En marcha normal, deberá tenerse en cuenta las siguientes incrustaciones:

a) Vigilar que la Meladura que sale de la última caja, tenga la concentración deseada; y que su extracción sea lo más continua posible.

b) Se deberá trabajar con el nivel de jugo más bajo posible.

c) La entrada de vapor se regulará, teniendo en cuenta la cantidad de jugo disponible.

d) La presión en los primeros cuerpos no deberá exceder de las normas establecidas previamente.

e) Vigilar que el vacío en la última caja sea el prescrito.

CAPITULO SEPTIMO: CONCLUSIONES. INFLUENCIA DEL CONTROL DEL
LABORATORIO EN EL CONTROL DE LA OPERACION.

Con el anterior desarrollo, pretendo haber expuesto en la mejor forma posible los conocimientos adquiridos en mi trabajo como Químico de un ingenio, y a la vez, todos aquellos datos y recomendaciones que la Literatura a mi alcance puso a mi disposición. El desarrollo de la técnica del diseño de maquinaria, para procesar el azúcar de caña no camina a la par del uso que se le da a dicha maquinaria. Ingenios modernos - trabajan con pensamientos antiguos con la sola preocupación - de lograr un producto; sin prever que una técnica más adecuada podría aumentar la eficiencia de ese logro. Ello sucede en la planta y también en su cabeza: el Laboratorio. Muchas veces los Laboratorios trabajan demasiado para obtener muy poco. Una acumulación de datos que van a los archivos sin su interpretación y uso. Y en algunos casos, Laboratorios equipados i nadecuadamente, cuya sola función es librar una rutina todos los días que no se traduce provechosamente para la Fábrica.

No es necesario hacer mención de la importancia que tiene el Laboratorio en el control de la Evaporación y del -- proceso completo. El énfasis se encamina a señalar la poca im portancia que se le da, y que conlleva a su mal funcionamiento.

Lo que no ven los ojos de los trabajadores en las -- distintas fases del producto, lo ve el Laboratorio. Eso invisible que escapa sin que se pueda aprovechar su contenido es lo que norma por ahora en nuestras Fábricas de Azúcar.

Cabe en último párrafo, la expresión de mi mejor agradecimiento al Sr. Pedro Waite, Administrador del Ingenio "San Francisco", por toda la ayuda que me concedió en mi desempeño en el ingenio, y por la profusidad de datos y experiencias que me legó desinteresadamente.

B I B L I O G R A F I A

- 1 Cane Sugar Handbook, by Guilford L. Spencer, D. Sc. and George P. Meade, B. S., Ch. E. (Octava Edición) 1959) John Wiley and Sons, Inc.
- 2 Fabricación del Azúcar, por Antonio Porta Arqued (Primera Edición, 1955) Salvat Editores, S. A.
- 3 Evaporation in the Cane and the Beet Sugar Factory, by Edward Koppeschaar (Edición 1914) Norman Rodger St. Dunstan's Hill, E. C.
- 4 Tratado de Química Orgánica, por Pablo Karrer (Tercera Edición Española, 1951) Manuel Marín Editor.
- 5 Introducción a la Ingeniería Química, por Walter L. Badger y Lullius T. Banchemo (Edición 1964) Mc Graw-Hill Book Company, Inc.