



00579
12ej
1988
1988

Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUÍMICA

APORTACIONES AL DESARROLLO
TECNOLOGICO DE LA INDUSTRIA
AZUCARERA EN MEXICO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE
MAESTRO EN CIENCIAS
INGENIERIA QUIMICA (PROCESOS)
P R E S E N T A

ALBERTO JIMENEZ FERNANDEZ

México, D. F. 1988

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

RESUMEN

Durante los años de 1972 a 1985, se construyeron en México varios ingenios azucareros de características tales que satisficieran las necesidades del país. Estos ingenios fueron diseñados y contruidos con tecnología mexicana y con la mayor parte del equipo hecho en México.

En el desarrollo de la ingeniería básica de detalle de éstos ingenios se propusieron una serie de mejoras tecnológicas con objeto de facilitar el proceso, disminuir los costos de operación y aprovechar al máximo los recursos disponibles en el sitio.

Algunas de estas mejoras se presentan en este trabajo.

En el capítulo de la extracción de jugo en un tandem de molienda, se propone un método para obtener el balance de materiales en todo el molino con la ventaja de que ese balance corresponde a la mayor extracción de jugo con la menor presión posible sobre el molino a un porcentaje fijo de agua de imbibición, además con este método se obtiene la humedad adecuada en el bagazo final que le permite ser utilizado como combustible en las calderas.

En otro capítulo se propone un balance general en el sistema de vapor y condensados de la planta, que permite establecer la relación adecuada entre el vapor de alta y baja presión y seleccionar así todo el equipo y accesorios en esta área.

Como resultado del balance anterior se obtiene la cantidad de agua de repuesto a calderas, por lo que se presenta un procedimiento para diseñar un sistema de tratamiento de agua al menor costo posible.

En la sección de circulación de agua a condensadores barométricos, se presentan las modificaciones efectuadas al sistema que trajeron como consecuencia la reducción en la inversión inicial así como en los costos de operación, ajustándose además a la legislación sobre el uso de agua, ya que se utiliza un sistema cerrado.

En el último capítulo se establecen los procedimientos para desarrollar los trabajos necesarios que reduzcan los niveles de contaminación causados por los efluentes que el ingenio produce.

Se presentan las conclusiones finales de cada capítulo enumerando además algunos de los problemas que dificultan el desarrollo de la industria azucarera así como los pasos positivos que se están dando.

SUMMARY

Between the years 1972 to 1985 were built in Mexico some sugar - mills such a characteristic that it could satisfy the necessities of the country. Those plants were designed an built with mexi - can know how and the most part of equipment was made in Mexico.

During the basic and detail engineering development, was proposed a serial of technical improvements in order to make the process - easy, re^aucing the operation costs, to make a good use of the -- site available resources. Some of this improvements are presented in this work.

In the section of juice extraction in a mill tandem, it si propo sed a method to obtain the material balance in all the mill train, with the advantage that this balance respond to the mayor juice - extraction with the less possible pressure on the mills, conside ring a fixed imbibition, besides this method obtains the righ - humidity in the final bagasse wich allows in to be burned in the boilers.

In another section, it is proposed a general balance in the steam and condensates cycle, it allows to set the right relation -- between the high pressure and low pressure steam obtaining as a - result enough information to specify all the equipment and --

fittings in this area.

As a result of the last balance, it is obtained the make-up water capacity to the boilers, then it is presented a procedure to design a water treatment system at a lowest cost.

In the section of circulating water to barometric condensers, - it is presented the modifications done to the system wich brought as a result the reduction of the initial investment and the -- operation costs, besides this modification adjusts to the law - about the use of water, since it uses a closed system.

The following section stablish the procedures to develop the - works for reducing the pollution levels caused by the sugar mill wastes.

At the end of this work it is presented the final conclutions setting some of the problems wich difficults the sugar industry development and too the righth steps that are done.

INDICE

I N D I C E

			<u>PAGINA</u>
CAPITULO	I	INTRODUCCION	4
		I.1 Antecedentes	4
		I.2 Objetivo	6
CAPITULO	II	EXTRACCION DE JUGO EN UN TANDEM DE MOLIENDA	13
		II.1 Antecedentes	13
		II.2 Planteamiento del problema	15
		II.3 Desarrollo del método de cálculo	16
		II.4 Presentación de resultados	29
		II.5 Análisis de resultados	39
		II.6 Nomenclatura	41
CAPITULO	III	BALANCE GENERAL DEL SISTEMA DE VAPOR Y CONDENSADOS EN UN INGENIERO AZUCARERO	43
		III.1 Antecedentes	44
		III.2 Definición del sistema de vapor y condensados	46
		III.3 Determinación de las ecuaciones del sistema	48
		III.4 Desarrollo del método de cálculo	51
		III.5 Determinación de las variables independientes de la ecuación	53
		III.6 Presentación de resultados	54
		III.7 Aplicaciones del balance de vapor	61
		III.8 Balance de condensados	61

			<u>PAGINA</u>
CAPITULO	IV	OPTIMIZACION DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA CALDERAS	66
	IV.1	Antecedentes	67
	IV.2	Descripción del proceso de desmineralización	70
	IV.3	Determinación de las ecuaciones del sistema	72
	IV.4	Ejemplo de un caso específico	77
	IV.5	Análisis de resultados	84
	IV.6	Nomenclatura	84
CAPITULO	V	MODIFICACIONES AL SISTEMA DE AGUA DE CIRCULACION A CONDENSADORES BAROMETRICOS	86
	V.1	Antecedentes	86
	V.2	Planteamiento del problema	91
	V.3	Solución al problema	92
	V.4	Memoria de cálculo de un caso específico	104
	V.5	Resultados de operación del sistema modificado	127
CAPITULO	VI	METODOLOGIA PARA EL DIAGNOSTICO AMBIENTAL EN LA INDUSTRIA AZUCARERA	129
	VI.1	Generalidades	129
	VI.2	Parámetros de medición en los efluentes industriales	130
	VI.3	Diagnóstico ambiental	133
	VI.4	Metodología para la elaboración del diagnóstico ambiental	134
	VI.5	Beneficios del estudio del diagnóstico ambiental	140

PAGINA

CONCLUSIONES

143

BIBLIOGRAFIA

147

CAPITULO I
INTRODUCCION

CAPITULO I INTRODUCCION

I.1 ANTECEDENTES

El desarrollo tecnológico de la industria azucarera en México ha estado desde hace mucho tiempo en manos de los técnicos que laboran en ella. Los conocimientos adquiridos en esta materia son fruto de la experiencia que a través de los años han acumulado tanto en México como en el extranjero.

El diseño y la construcción de Ingenios Azucareros se desarrollaba hasta hace algún tiempo en combinación con empresas extranjeras que proporcionaban su tecnología y equipo. Sin embargo, era frecuente la adquisición de ingenios o partes de éste que ya no se usaban y eran trasladados a México para ser reinstalados y operados sin necesidad de apoyo extranjero.

A partir de 1972 la empresa paraestatal dedicada a la producción y comercialización del azúcar decidió construir los ingenios con la mayor parte del equipo nacional que fuera posible, incluyendo el desarrollo de la Ingeniería Básica y la Ingeniería de Detalle. Para lograr este propósito se designaron a los mejores técnicos con que el país contaba en esa época para especificar un ingenio que se adaptara lo más posible a las condiciones agrícolas, tecnológicas, económicas y sociales imperantes en ese tiempo.

Se contrataron varias firmas mexicanas de Ingeniería para el desarrollo de la Ingeniería Básica y de Detalle, quienes en colaboración con los técnicos designados por la empresa paraestatal se propusieron llevar a cabo la tarea que se les había encomendado.

Durante el desarrollo de la Ingeniería Básica y la Ingeniería de Detalle, surgieron un sinnúmero de dudas e inquietudes, tanto en el proceso básico de fabricación del azúcar como en los servicios adicionales que éste requiere, tales como: suministro de agua de proceso, agua de enfriamiento, agua de servicios, aire comprimido, energía eléctrica, combustibles, etc., - por lo que fue necesario profundizar en la materia para resolver estos problemas, sobre todo en el caso del suministro de servicios, ya que como en toda planta industrial aunque el proceso en sí sea muy similar, - en el caso de los servicios intervienen factores inherentes al lugar como son el clima, localización, altura, vías de acceso, suministro de agua y energía eléctrica, tratamiento de elfuentes, legislaciones locales, etc. Esto hace que ninguna planta sea igual a otra.

En el caso de los ingenios azucareros, aunque el proceso es muy similar en todas partes del mundo, la adaptación de la tecnología no siempre es la adecuada, ya que en ocasiones no se toman en cuenta las condiciones del lugar que se mencionaron anteriormente y se limitan a trasladar en forma casi total la planta extranjera.

Cuando los primeros ingenios tipo fueron terminados con las modificaciones pertinentes, aparecieron notables diferencias con la concepción original de la planta y con las diseñadas en el extranjero. A medida que se fueron construyendo las siguientes plantas, los cambios al ingenio tipo construido inicialmente se fueron acentuando al grado que el último de ellos presenta características interesantes que lo identifican como un ingenio prototipo, adecuado a las necesidades y condiciones agrícolas, tecnológicas, económicas y sociales imperantes en nuestro país.

Debido a que las condiciones ya expuestas son variables, es posible que el diseño prototipo sea abandonado y substituido por otro que se adapte a las condiciones del futuro, sin embargo se ha creado la tecnología y el criterio de diseño adecuados que permitan afrontar estos cambios.

1.2 OBJETIVO

El trabajo que se presenta tiene como objetivo exponer algunas de las mejoras tecnológicas que se desarrollaron por el que escribe durante el diseño y construcción de los ingenios tipo, indicando la forma en que se utilizaba anteriormente, los problemas que esto causaba, el planteamiento del problema, métodos de cálculo

lo, presentación de resultados, comparación y análisis de los beneficios que el cambio representó.

Debido a que las mejoras presentadas tenían como propósito mejorar un proceso o un servicio con características diferentes al original no hubo un antecedente técnico al respecto; en algunos casos no se encontraron referencias bibliográficas que ayudaran a normar un criterio, por lo que puede decirse que los temas que aquí se exponen tienen un cierto grado de originalidad, al menos en lo que a la industria azucarera se refiere.

La idea de incluir varios temas como capítulos es la de hacer notar su relación directa entre cada uno de ellos y mostrar como denominador común la innovación técnica que mejorara el proceso, disminuyera los costos de operación o aprovecharse al máximo los recursos disponibles en el sitio, aunque cada uno de ellos sea lo bastante amplio como para expresarse en forma particular.

En un ingenio azucarero existen áreas en las que la eficiencia de la operación son esenciales para lograr un rendimiento aceptable, así como un bajo costo del producto, entre estas áreas se pueden citar las siguientes:

a) Molienda

En el proceso de molienda el jugo extraído de la caña por medio de una serie de molinos de masas, a contracorriente se agrega agua de imbibición que ayuda a la extracción. La adecuada proporción de vapor de alta presión a las turbinas que mueven los

molinos y del agua de imbibición que se agrega al bagazo son fundamentales en el costo de operación de la planta, ya que un exceso de éstos, incrementaría en ambos casos la capacidad de generación de vapor de las calderas.

b) Generación de Vapor.

El vapor que utiliza un ingenio azucarero es producido por la misma caña de azúcar. Parte del vapor que se produce al concentrar el jugo es condensado y retornado a calderas para producir el vapor de alta presión, por otra parte el bagazo final que se obtiene en la molienda es utilizado como combustible en la caldera. De aquí la importancia de obtener en la molienda un bagazo lo suficientemente seco, capaz de generar el vapor necesario para la planta. El vapor que se produce en las calderas debe ser aprovechado lo mejor posible tanto el de alta presión que se utiliza para mover turbinas de molinos y de generadores, como el de baja presión que se obtiene como escape en dichas turbinas y que se utiliza para calentamiento, evaporación de jugo, etc.

El condensado de vapor se obtiene en los calentadores de jugo, evaporadores y tachos. Debe procurarse retornar a las calderas la mayor cantidad de condensado puro, a fin de disminuir al máximo el agua de repuesto.

c) Tratamiento de Agua para Calderas.

El agua de repuesto a calderas debe tratarse para disminuir la incrustación que causan en los fluxes y domos los sólidos disueltos que contiene. El tratamiento es costoso, por lo que debe buscarse el

proceso y las condiciones de operación que proporcione la calidad y la cantidad de agua deseada al mínimo costo.

d) Manejo de Agua de Circulación.

La evaporación del jugo de caña y el cocimiento de las mieles son operaciones que se efectúan al vacío. Con objeto de evitar caramelización e inversión de la sacarosa presente en el jugo y la meladura, el proceso de ebullición se hace a 55°C aproximadamente y a 26" Hg de vacío. En los ingenios azucareros el vacío que se provoca a los evaporadores y tachos se hace por medio de condensadores barométricos, los cuales utilizan una gran cantidad de agua, la que se envía a torres de enfriamiento para utilizarse nuevamente.

Por razones de costo y con el objeto de evitar la contaminación por temperatura de las aguas residuales, debe buscarse que el agua a condensadores barométricos se recircule de la manera más eficiente posible.

e) Control de la Contaminación Ambiental.

La operación eficiente de un ingenio, reduce en forma considerable la emisión de contaminantes al medio ambiente, esto puede lograrse por ejemplo con una buena combustión en el área de calderas, el uso adecuado del agua de proceso y servicios, el empleo del mínimo posible de regenerantes químicos en el agua de repuesto a calderas, etc. Al mismo tiempo que se reducen los costos totales de producción y se reduce por la misma razón el costo del tratamiento a los desechos que la planta produce, ayudando en forma positiva a reducir la contaminación ambiental.

En la figura 1 se muestra un diagrama de flujo simplificado del proceso de elaboración de azúcar, donde puede observarse más claramente las secciones que se consideraron en este trabajo, así como la relación que existe entre ellas.

En cada una de las áreas aquí mencionadas se presentan varios problemas relacionados entre sí, los cuales se enfocan en forma individual para resolverlos desde un punto de vista más objetivo. El aspecto que se considera más importante de este trabajo es que se trata de casos reales a los que se les plantea una solución diferente a la conocida hasta entonces en esa industria. Las soluciones propuestas a los problemas que aquí se exponen fueron utilizadas por los ingenios tipo y se están implementando como norma para el diseño de los futuros ingenios y modificación de algunos existentes.

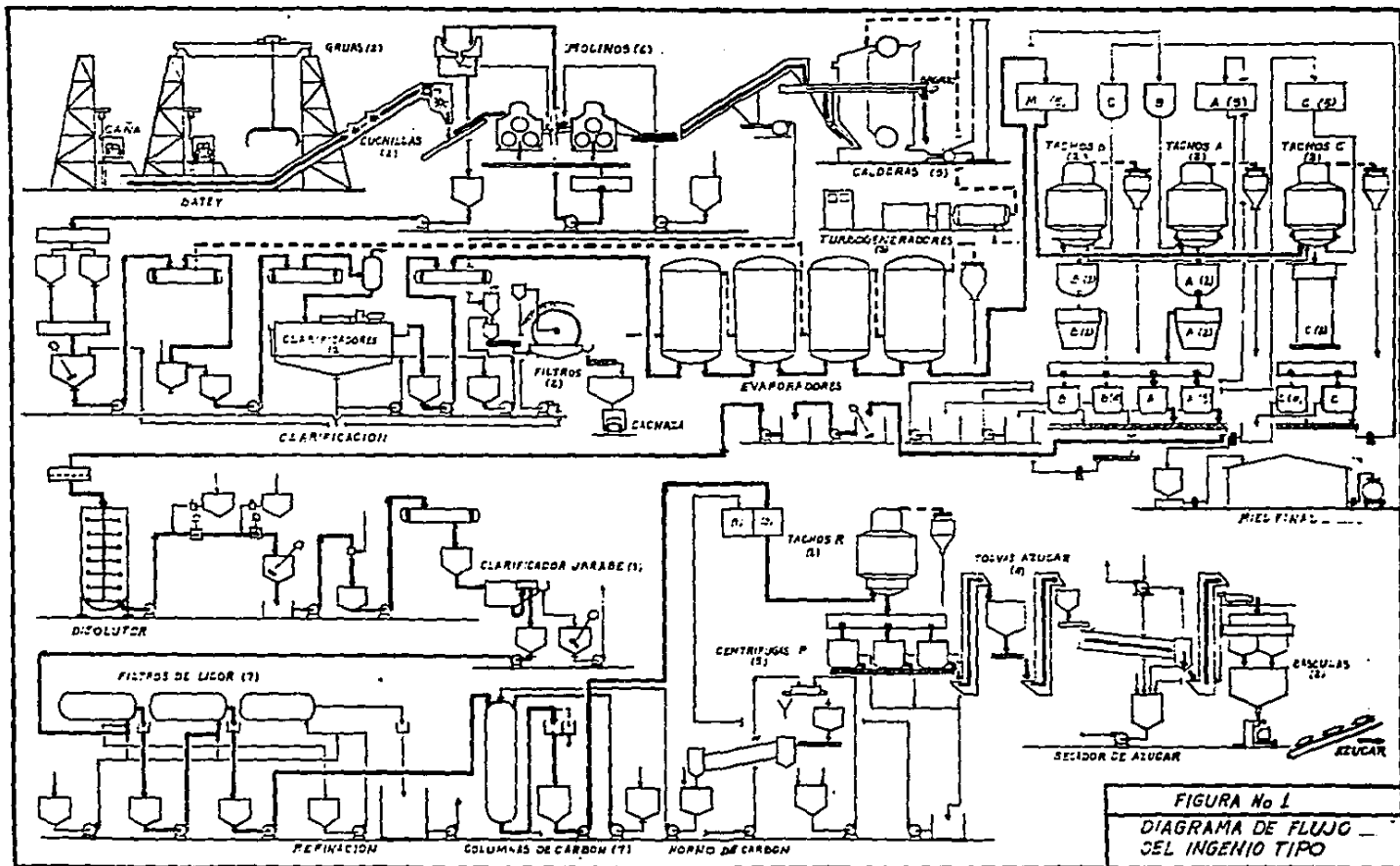


FIGURA No 1
 DIAGRAMA DE FLUJO -
 DEL INGENIO TIPO

CAPITULO II

EXTRACCION DE JUGO EN UN TANDEM DE MOLIENDA

CAPITULO II

EXTRACCION DE JUGO EN UN TANDEM DE MOLIENDA

II.1 ANTECEDENTES

El proceso de extracción de jugo de caña en un ingenio azucarero se realiza en la sección de molienda. Antes de realizarse el proceso de molienda de la caña, esta ya ha sufrido una serie de tratamientos que la preparan para entrar al molino en condiciones ideales para extraerle el jugo. Esta preparación consiste en alinear, cortar y desfibrar la caña, con lo que se convierte en un colchón homogéneo denominado bagazo.(4)

El bagazo a la entrada de la sección de molienda posee la misma composición de la caña original, es decir que el contenido de fibra, azúcar y agua no varía en la preparación. En el proceso de molienda el bagazo es sometido a presión para extraer el jugo contenido en éste.

El tandem de molienda de un ingenio tipo, está formado por una serie de seis molinos, constituidos cada uno de ellos por tres cilindros metálicos ennumerados y dispuestos en forma triangular denominado "masas", estas masas tienen su denominación particular como sigue:

a) Masa Superior.

Es la que se encuentra colocada por encima de las otras dos, esta tiene la característica de subir y bajar variando la abertura que existe en ella y las otras dos masas restantes, la abertura de la masa es función de la cantidad de caña a procesar y el porcentaje de extracción deseada. La Masa Superior es la que también recibe el movimiento proveniente de las turbinas de vapor, transmite por medio de una cadena de movimiento a las otras dos.

b) Masa Cañera.

Es aquella por donde entra la caña al molino.

c) Masa Bagacera.

Es aquella por donde pasa el bagazo antes de salir del molino.

Cada molino es accionado por medio de una turbina de vapor de alta presión, la cual transmite por medio de reductores de velocidad el movimiento hacia la masa superior de los molinos.

La extracción del jugo se ve limitada por la naturaleza del bagazo, es decir, que aún cuando el bagazo se someta a presiones considerables y repetidas tiende a

una humedad mínima, 45% en lo general, conservando - - siempre una cantidad de jugo considerable.

Para extraer la mayor cantidad de jugo posible se ha ideado substituir el jugo remanente en el bagazo por - agua, dando por resultado el proceso llamado "Imbibición".

Existen en el proceso de extracción de jugo diversas - clases de imbibición, siendo la más común la denominada imbibición a contracorriente, este método consiste en añadir agua de 40 a 45°C aproximadamente en el bagazo que va a entrar al último molino, el jugo que se obtiene en este último molino se recircula por medio de bombeo y se agrega como medio dilutor en el bagazo que se alimenta al penúltimo molino, recirculando de la - misma forma el jugo extraído hacia el bagazo del molino que lo precede. Así se continúa el procedimiento hasta llegar al segundo molino donde se extrae un jugo que junto con el que se obtiene el primer molino forma lo que se llama en la industria azucarera jugo mezclado, este es enviado a las demás partes del proceso para extraerle el azúcar que contiene.

El bagazo final queda entonces con una humedad proveniente del agua de imbibición y con un porcentaje de - sacarosa residual mínima. Puede decirse que un bagazo final en condiciones ideales de ser enviado a calderas para la generación de vapor, debe tener una humedad de 49% aproximadamente y un porcentaje de sacarosa de 2%.

II.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Es evidente que una mayor presión sobre las masas de -

los molinos provocarían una mayor extracción, más aún si la cantidad de agua utilizada en la imbibición se incrementa, sin embargo, la presión ejercida sobre los molinos y la cantidad de jugos extraídos en cada uno, es proporcional a la potencia y al consumo de vapor de las turbinas; por otra parte, una gran cantidad de agua de imbibición diluye considerablemente el jugo y daría origen a un equipo de vaporización más grande y un consumo alto de vapor de baja presión.

Normalmente los ingenios azucareros, ajustan la extracción de cada molino y agregan el agua de imbibición en base a la experiencia de los operadores, sin considerar el costo que esto implica. Es necesario conocer entonces la extracción en cada molino y la cantidad de agua de imbibición tales que permitan que el bagazo a la salida tenga una humedad muy cercana al 49% y una concentración de sacarosa de 2% aproximadamente.

II.3 DESARROLLO DEL METODO DE CALCULO

Para encontrar la mejor extracción del jugo, es necesario establecer un balance de materiales en toda la sección de molienda. Las variables de diseño que deberán considerarse son los valores de extracción en cada molino y el porcentaje de agua de imbibición; sin embargo, para simplificar el cálculo se considerarán únicamente los porcentajes de extracción en cada molino.

Las bases sobre las que se desarrolla el cálculo son las siguientes: (8)

- a) La cantidad de fibra de caña permanece constante a lo largo del tandem.

- b) Los rangos de extracción para cada molino se fijarán con un valor inicial y se irán incrementando en forma constante hasta obtener el porcentaje de sacarosa deseado en el bagazo final. Los porcentajes de extracción iniciales, se fijaron en base a la experiencia de operación de los ingenios del país y a datos de la literatura. (4) (8)
- c) La cantidad de agua de imbibición se establece como dato en vez de considerarse como variable discreta, en caso de que se desee modificar este valor deberá hacerse otra corrida al programa. Esto se debe a que normalmente la imbibición es de 15% con respecto a la caña molida llegando en condiciones verdaderamente excepcionales a un 25%.
- d) La cantidad de caña a moler y su composición debe ser conocida.
- e) Se establece como dato el porcentaje de sacarosa en el bagazo final y el rango de extracción en el último molino, siendo éstas las condiciones que se consideraran ideales. Cuando los datos de los valores de extracción supuesto y el porcentaje de agua de imbibición considerado alcancen mediante el cálculo el porcentaje de sacarosa y la extracción en el bagazo final que se estableció previamente, el programa se detiene.

El ingenio tipo tiene un Tandem de seis molinos, por lo que el cálculo se basará en el siguiente arreglo:

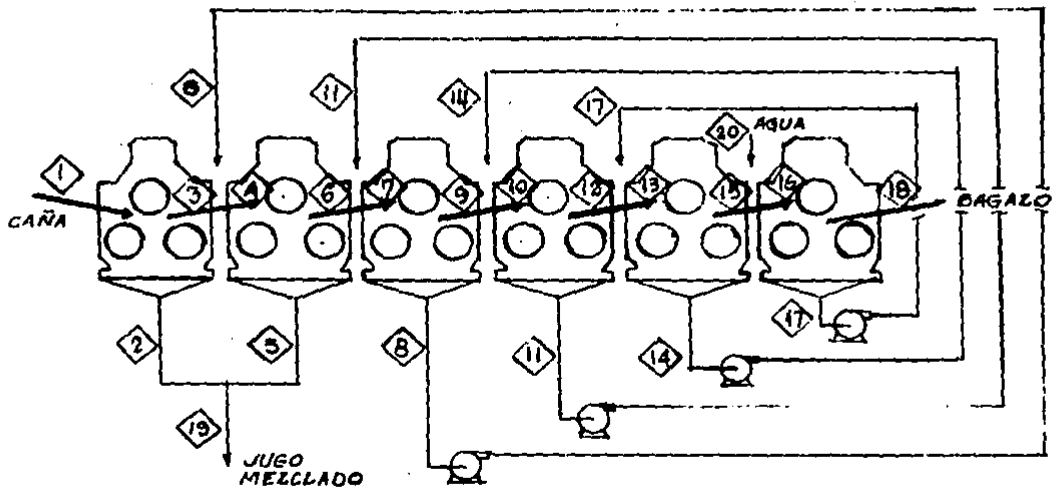


FIG. 2
DIAGRAMA DE FLUJO DEL SISTEMA DE MOLIENDA.

II.3.1 Datos Iniciales de Entrada

TCM	Toneladas de caña por hora
PSC	Porcentaje de sacarosa en caña
PFC	Porcentaje de fibra en caña
PAC	Porcentaje de agua en caña
PU	Pureza de la sacarosa en caña
PA	Porcentaje de agua de imbibición

II.3.2 Cantidad de Sacarosa en Caña (CSC)

$$CSC = TCM \times PSC \quad (1)$$

II.3.3 Cantidad de Fibra en Caña (CFC)

$$CFC = TCM \times PFC \quad (2)$$

II.3.4 Cantidad de Agua en Caña (CAC)

$$CAC = TCM \times PAC \quad (3)$$

II.3.5 Cantidad de Sólidos Totales Disueltos en el Jugo de la Caña (SOR)

$$SOR = CSC/PU \quad (4)$$

II.3.6 Cantidad de Agua de Imbibición (CAI)

$$CAI = TCM \times PAI \quad (5)$$

II.3.7 Bagazo a la Salida de Cada Molino (B)

Con el valor obtenido de la cantidad de fibra en caña (CFC) y tomando en cuenta que ésta permanece constante a lo largo de todo el tandem, se puede calcular la cantidad de bagazo que sale de cada molino, dividiendo la fibra entre el porcentaje de extracción considerado para cada uno de ellos (EX).

$$B3 = CFC/EX1 \quad (6)$$

$$B6 = CFC/EX2 \quad (7)$$

$$B9 = CFC/EX3 \quad (8)$$

$$B12 = CFC/EX4 \quad (9)$$

$$B15 = CFC/EX5 \quad (10)$$

$$B18 = CFC/EX6 \quad (11)$$

II.3.8 Jugo a la Salida del 6° Molino (CJ17)

$$CJ17 = B15 + CAI - B18 \quad (12)$$

II.3.9 Jugo a la Salida del 5° Molino (CJ14)

$$CJ14 = B12 + CJ17 - B15 \quad (13)$$

II.3.10 Jugo a la Salida del 4° Molino (CJ11)

$$CJ11 = B9 + CJ14 - B12 \quad (14)$$

II.3.11 Jugo de la Salida del 3er. Molino (CJ8)

$$CJ8 = B6 + CJ11 - B9 \quad (15)$$

II.3.12 Jugo a la Salida del 2° Molino (CJ5)

$$CJ5 = B3 + CJ8 - B6 \quad (16)$$

II.3.13 Jugo a la Salida del 1er. Molino (CJ2)

$$CJ2 = TCM - B3 \quad (17)$$

II.3.14 Bagazo a la entrada de cada Molino (B4, B7, B10, B13, B16)

Es el bagazo que se obtuvo en el molino anterior más el jugo de maceración recirculado.

$$B16 = B15 + CAI \quad (6^\circ \text{ molino}) \quad (18)$$

$$B13 = B12 + CJ17 \quad (5^\circ \text{ molino}) \quad (19)$$

$$B10 = B9 + CJ14 \quad (4^\circ \text{ molino}) \quad (20)$$

$$B7 = B6 + CJ11 \quad (3er. \text{ molino}) \quad (21)$$

$$B4 = B3 + CJ8 \quad (2^\circ \text{ molino}) \quad (22)$$

Para el primer molino el bagazo a la entrada es igual a la cantidad de caña que se alimenta (TCM).

II.3.15 Cantidad de Jugo presente en el Bagazo (CJ)

Cualquiera de los bagazos, ya sea de entrada o salida, tiene una cierta cantidad de jugo, que es igual a la

diferencia entre el bagazo y la fibra que permanece constante:

CJ3 = B3 - CFC	(23)
CJ4 = B4 - CFC	(24)
CJ6 = B6 - CFC	(25)
CJ7 = B7 - CFC	(26)
CJ9 = B9 - CFC	(27)
CJ10 = B10 - CFC	(28)
CJ12 = B12 - CFC	(29)
CJ13 = B13 - CFC	(30)
CJ15 = B15 - CFC	(31)
CJ16 = B16 - CFC	(32)
CJ18 = B18 - CFC	(33)

Hasta aquí se conoce el balance de material en todos los puntos, la siguiente etapa consiste en calcular los porcentajes de sacarosa, agua y fibra para cada una de las corrientes, para lo cual se toman las siguientes consideraciones:

- a) Los porcentajes de sacarosa estarán referidos al jugo como 100%, sin considerar a la fibra.
- b) El porcentaje de sacarosa en un mismo molino es igual en cada punto.
- c) El porcentaje de sacarosa en los puntos 1, 2 y 3, del primer molino, es igual al porcentaje de sacarosa en la caña, es decir:

$$PS2 = PSC \quad (34)$$

II.3.16 Balance de Sacarosa en el Primer Molino

$$TCM \times PSC = CJ2 \times PS2 + CJ3 \times PS2 \quad (35)$$

11.3.17 Balance de sacarosa en el Segundo Molino

$$\begin{aligned} \text{CJ3} \times \text{PS2} + \text{CJ8} \times \text{PS8} &= \text{CJ5} \times \text{PS5} + \\ + \text{CJ6} \times \text{PS5} & \end{aligned} \quad (36)$$

$$\text{PS5} = \frac{\text{CJ3} \times \text{PS2} + \text{CJ8} \times \text{PS8}}{\text{CJ5} + \text{CJ6}} \quad (37)$$

CJ4 = CJ5 + CJ6, por lo que substituyendo en la fórmula anterior se obtiene:

$$\text{PS5} = \frac{\text{CJ3} \times \text{PS2} + \text{CJ8} \times \text{PS8}}{\text{CJ4}} \quad (38)$$

11.3.18 Balance de sacarosa en el Tercer Molino

$$\begin{aligned} \text{CJ6} \times \text{PS5} + \text{CJ11} \times \text{PS11} &= \text{CJ8} \times \text{PS8} + \\ + \text{CJ9} \times \text{PS8} & \end{aligned} \quad (39)$$

substituyendo el valor de PS5 de la fórmula anterior, tenemos:

$$\begin{aligned} \text{CJ6} (\text{CJ3} \times \text{PS2} + \text{CJ8} \times \text{PS8}) / \text{CJ4} + \text{CJ11} \times \\ \times \text{PS11} &= \text{CJ8} \times \text{PS8} + \text{CJ9} \times \text{PS8} \end{aligned} \quad (40)$$

Substituyendo el valor de CJ7 = CJ8 + CJ9 y despejando PS8, queda:

$$\text{PS8} = \frac{\text{CJ6} \times \text{CJ3} \times \text{PS2} + \text{CJ11} \times \text{PS11} \times \text{CJ4}}{\text{CJ4} \times \text{CJ7} - \text{CJ6} \times \text{CJ8}} \quad (41)$$

11.3.19 Balance de sacarosa en el Cuarto Molino

$$\text{CJ9} \times \text{PS8} + \text{CJ14} \times \text{PS14} = \text{CJ10} \times \text{PS11} \quad (42)$$

Substituyendo el valor de PS8 de la fórmula anterior, tenemos:

$$\begin{aligned}
 & \text{CJ9} \left[\frac{\text{CJ6} \times \text{CJ3} \times \text{PS2} + \text{CJ11} \times \text{PS11} \times \text{CJ4}}{\text{CJ4} \times \text{CJ7} - \text{CJ6} \times \text{CJ8}} \right] + \\
 & + \text{CJ14} \times \text{PS14} = \text{CJ10} \times \text{PS11} \quad (43)
 \end{aligned}$$

despejando el valor de PS11, se tiene:

$$\begin{aligned}
 \text{PS11} = & \frac{\text{CJ9} \times \text{CJ6} \times \text{CJ3} \times \text{PS2} + \text{CJ14} \times \text{PS14} \times}{\left[\text{CJ10} \times (\text{CJ4} \times \text{CJ7} - \text{CJ6} \times \text{CJ8}) \right] -} \\
 & \frac{(\text{CJ4} \times \text{CJ7} - \text{CJ6} \times \text{CJ8})}{- \text{CJ9} \times \text{CJ4} \times \text{CJ11}} \quad (44)
 \end{aligned}$$

II.3.20 Balance de sacarosa en el Quinto Molino

$$\text{CJ12} \times \text{PS11} + \text{CJ17} \times \text{PS17} = \text{CJ13} \times \text{PS14} \quad (45)$$

Substituyendo el valor de PS11 de la fórmula anterior:

$$\begin{aligned}
 & \frac{\text{CJ12} \times \text{CJ9} \times \text{CJ6} \times \text{CJ3} \times \text{PS2} + \text{CJ12} \times \text{CJ14} \times \text{PS14} \times}{\left[\text{CJ10} (\text{CJ4} \times \text{CJ7} - \text{CJ6} \times \text{CJ8}) \right] -} \\
 & \frac{(\text{CJ4} \times \text{CJ7} - \text{CJ6} \times \text{CJ8})}{- \text{CJ9} \times \text{CJ4} \times \text{CJ11}} + \\
 & + \text{CJ17} \times \text{PS17} = \text{CJ13} \times \text{PS14} \quad (46)
 \end{aligned}$$

Despejando el valor de PS14, queda:

$$\begin{aligned}
 \text{PS14} = & \frac{\text{CJ12} \times \text{CJ9} \times \text{CJ6} \times \text{CJ3} \times \text{PS2} + \text{CJ17} \times \text{PS17} \times}{\text{CJ13} \left[\text{CJ10} (\text{CJ4} \times \text{CJ7} - \text{CJ6} \times \text{CJ8}) - \right.} \\
 & \left. \frac{\text{CJ10} (\text{CJ4} \times \text{CJ7} - \text{CJ6} \times \text{CJ8}) - \text{CJ9} \times \text{CJ4} \times \text{CJ11}}{\text{CJ9} \times \text{CJ4} \times \text{CJ11}} \right] - \text{CJ12} \times \text{CJ14} \times (\text{CJ4} \times \text{CJ7} - \text{CJ6} \times \text{CJ8})} \quad (47)
 \end{aligned}$$

II.3.21 Balance de sacarosa en el Sexto Molino

$$CJ15 \times PS14 + CA1 \times PS20 = CJ16 \times PS17 \quad (48)$$

Como el agua de imbibición no tiene sacarosa $PS20 = 0$ por lo que despejando $PS17$, queda:

$$PS17 = \frac{PS14 \times CJ15}{CJ16} \quad (49)$$

Substituyendo el valor de $PS14$ de la fórmula anterior y despejando $PS17$, queda:

$$PS17 = \frac{CJ15 \times CJ12 \times CJ9 \times CJ6 \times CJ3 \times PS2}{CJ16 \times CJ13 \times [CJ10 \times (CJ4 \times CJ7 - CJ6 \times CJ8) -$$

$$- CJ9 \times CJ4 \times CJ11] - CJ16 \times CJ12 \times CJ14 (CJ4 \times CJ7 -$$

$$- CJ6 \times CJ8) - CJ15 \times CJ17 [CJ10 (CJ4 \times CJ7 -$$

$$- CJ6 \times CJ8) - CJ9 \times CJ4 \times CJ11]} \quad (50)$$

$PS17$ es el porcentaje de sacarosa que existe en el jugo de cualquier punto del sexto molino, por lo que el porcentaje en peso de sacarosa en el total del bagazo que sale del último molino es:

$$PS18 = \frac{CJ18 \times PS17}{B18} \quad (51)$$

El valor de $PS18$ se compara con el porcentaje de sacarosa deseado en el bagazo final. Si el valor de $PS18$ es mayor que el dato fijado previamente, deben incrementarse los porcentajes de extracción del molino 1 al 5 y volver a calcular desde el inciso II.3.7 hasta obtener un nuevo valor de $PS18$ tal que sea igual o menor al valor fijado de sacarosa -

en el bagazo final. Normalmente un 2% de sacarosa - en bagazo es aceptable.

El porcentaje de extracción en el sexto molino es un valor que debe permanecer constante, ya que para que exista una buena combustión en calderas el bagazo - debe tener una humedad alrededor del 49%.

Una vez que se han calculado los valores de PS17 y PS18 de acuerdo a la instrucción anterior, se procede a calcular los porcentajes de sacarosa PS14, PS11 PS8 y PS5, ya que antes no era necesario conocerlos puesto que PS17 se encuentra en función de cantidades de jugo (CJ) y PS2 exclusivamente. Los porcentajes de sacarosa en el jugo extraído de cada molino - se calculan empezando por el sexto molino PS17, terminando en el segundo molino, (PS14, PS11, PS8 y PS5).

II.3.22 Cantidad de sacarosa en todos los puntos. Con los -- porcentajes de sacarosa en cada molino y la cantidad de jugo ya conocidos se calcula directamente la cantidad de sacarosa.

$$S2 = CJ2 \times PS2 \quad (52)$$

$$S3 = CJ3 \times PS2 \quad (53)$$

$$S4 = S3 + CJ8 \times PS8 \quad (54)$$

$$S5 = CJ5 \times PS5 \quad (55)$$

$$S6 = CJ6 \times PS5 \quad (56)$$

$$S7 = S6 + CJ11 \times PS11 \quad (57)$$

$$S8 = CJ8 \times PS8 \quad (58)$$

$$S9 = CJ9 \times PS8 \quad (59)$$

$$S10 = S9 + CJ14 \times PS14 \quad (60)$$

$$S11 = CJ11 \times PS11 \quad (61)$$

$$S12 = CJ12 \times PS11 \quad (62)$$

$$S13 = S12 + CJ17 \times PS17 \quad (63)$$

S14 = CJ14 x PS14	(64)
S15 = CJ15 x PS14	(65)
S16 = S15	(66)
S17 = CJ17 x PS17	(67)
S18 = CJ18 x PS17	(68)

II.3.23 Cantidad de sólidos en todos los puntos (SL).

Los sólidos totales presentes en el jugo se calculan dividiendo la cantidad de sacarosa en cada punto entre la pureza de la sacarosa, la cual se considera constante a través de todo el Tandem de molienda.

$$SL(2 \text{ hasta } 18) = S(2 \text{ hasta } 18) / PU \quad (69)$$

II.3.24 Cantidad de agua en todos los puntos (A)

El agua presente en el jugo se obtiene restando la cantidad de jugo menos los sólidos totales presentes.

$$A(2 \text{ hasta } 18) = CJ(2 \text{ hasta } 18) - SL(2 \text{ hasta } 18) \quad (70)$$

II.3.25 Porcentaje en peso de sacarosa en bagazo (PS)

Para los puntos que contienen fibra es necesario calcular el porcentaje de sacarosa en base al total del bagazo presente.

$$PS(3, 6, 9, 12 \text{ y } 15) = S(3, 6, 9, 12 \text{ y } 15) / B(3, 6, 9, 12 \text{ y } 15) \quad (71)$$

II.3.26 Porcentaje de agua en el bagazo (PH)

Este cálculo se efectúa igual que en el caso anterior, dividiendo la cantidad de agua en el total del bagazo presente.

$$PH(3, 6, 9, 12, 15 \text{ y } 18) = A(3, 6, 9, 12, 15 \text{ y } 18) / B(3, 6, 9, 12, 15 \text{ y } 18) \quad (72)$$

II.3.27 Porcentaje de fibra en el bagazo (PF)
Es la relación de la fibra en el bagazo total.

$$PF (3, 6, 9, 12, 15 \text{ y } 18) = CFC / B(3, 6, 9, 12, 15 \text{ y } 18) \quad (73)$$

II.3.28 Porcentaje de agua en los jugos.
En los puntos en los que no hay fibra, como son las extracciones de jugo en los molinos, el porcentaje de agua se obtiene dividiendo la cantidad de agua - entre el jugo total.

$$PH (2, 5, 8, 11, 14 \text{ y } 17) = A (2, 5, 8, 11, 14 \text{ y } 17) / CJ(2, 5, 8, 11, 14 \text{ y } 17) \quad (74)$$

II.3.29 Porcentaje de agua, sacarosa y fibra en los puntos 4, 7, 10, 13 y 16 (bagazo macerado).

$$PS (4, 7, 10, 13 \text{ y } 16) = S(4, 7, 10, 13 \text{ y } 16) / B (4, 7, 10, 13 \text{ y } 16) \quad (75)$$

$$PH (4, 7, 10, 13 \text{ y } 16) = A(4, 7, 10, 13 \text{ y } 16) / B (4, 7, 10, 13 \text{ y } 16) \quad (76)$$

$$PF (4, 7, 10, 13 \text{ y } 16) = CFC/B (4, 7, 10, 13 \text{ y } 16) \quad (77)$$

II.3.30 Grados Brix en el jugo de cada molino (BX)
Los grados brix representan el porcentaje de sólidos totales disueltos en el jugo de caña y es ---- igual al porcentaje de sacarosa entre la pureza:

1er. Molino:	BX ₁ = PS ₂ / PU	(78)
2° Molino:	BX ₄ = PS ₅ / PU	(79)
3° Molino:	BX ₇ = PS ₈ / PU	(80)
4° Molino:	BX ₁₀ = PS ₁₁ /PU	(81)
5° Molino:	BX ₁₃ = PS ₁₄ /PU	(82)
6° Molino:	BX ₁₆ = PS ₁₇ /PU	(83)

II.3.31 Cantidad y composición del jugo mezclado.

a) Cantidad de jugo mezclado:

$$CJ19 = CJ2 + CJ5 \quad (84)$$

b) Sacarosa en el jugo mezclado:

$$S19 = S2 + S5 \quad (85)$$

c) Porcentaje de sacarosa en el jugo mezclado:

$$PS19 = S19/CJ19 \quad (86)$$

d) Brix en el jugo mezclado:

$$B \times 19 = PS19/PU \quad (87)$$

e) Porcentaje de agua en el jugo mezclado:

$$PH19 = 1 - BX \ 19 \quad (88)$$

f) Agua en el jugo mezclado:

$$A19 = PH19 \times CJ19 \quad (89)$$

g) Sólidos totales en el jugo mezclado:

$$SL19 = BX19 \times CJ19 \quad (90)$$

Con estos datos queda completo el balance para un tandem de molienda de 6 mazas.

II.4 PRESENTACION DE RESULTADOS

Para resolver éste problema se desarrolló un programa de computadora, utilizando una máquina APPLE II en lenguaje Pascal.

II.4.1 Listado del Programa.

```
PROGRAM MOLINO_61
VAR
  PAC, TCM, PSC, PFC, PAI, PU, CSC, CFC, SAC, COR, CHI, RI, R2: REAL;
  EX: ARRAY[1..41] OF REAL;
  A, PH, PF, BY, S, SI, PS, CT, DI: ARRAY[1..10] OF REAL;
  A1, A2, Q1: REAL; (*AMBITUAREC*)
  IT, K, J, I, Q0: INTEGER; (*CONTADORES*)
  CH: CHAR;
  IMPR: TEXT;

(*PROCEDIMIENTO PARA VALIDAR NUMEROS*)
PROCEDURE VALI (X, Y, N, P: INTEGER);
VAR
  S: STRING; LIMITE, I, L, PU: INTEGER; Q1, Q2: REAL;

PROCEDURE LEEPI;
BEGIN
  GOTOXY(X, Y); READLN(S); L := LENGTH(S);
  IF (L > LIMITE) OR (I = 0) THEN BEGIN S := ''; L := L + 1; END
END;

PROCEDURE RECTIFICAR;
BEGIN
  I := 1;
  PU := P - 1;
  REPEAT
    IF (S[I] = '.') AND (PU > 0) THEN BEGIN DELETE(S, I, 1); INSERT('0', 0, I); END;
    IF ((S[I] = '-') AND (I > 1)) OR ((S[I] = '+') AND (I = 1)) THEN
      BEGIN DELETE(S, I, 1); INSERT('0', 0, I); END;
    IF S[I] IN ['0'..'9', '.', '+', '-'] THEN
      BEGIN
        IF S[I] = '.' THEN
          PU := I;
          I := I + 1;
        END
      ELSE
        BEGIN
          WRITE(CHP(I)); GOTOXY(X, Y); WRITE(' '); LEEPI; PU := PU - 1; I := I + 1;
        END
      UNTIL (I = L + 1)
    END;
```

PROCEDURE STN;

BEGIN

Q1:=0100110;D:=10111;FUI11

WRITE ((FUI1)AND(SI1)AND(SI2)AND(SI3)AND(SI4)AND(SI5))

BEGIN

Q2:=(ORD(SI1)-48)*D*Q1

D:=D*10;

I:=I+1

END;

Q:=1;

IF PUK2 THEN

I:=I

ELSE

I:=I+1;

WHILE ((PUC1)AND((SI1)AND(SI2)AND(SI3)AND(SI4)AND(SI5))OR((PUC2)OR((PUC3)AND(SI1)AND(SI2)AND(SI3)AND(SI4)AND(SI5))))DO

BEGIN

Q1:=(ORD(SI1)-48)*D*Q1

D:=D*10;

I:=I+1;

IF I=5 THEN

BEGIN

I:=I+1;DELETE(S,I,1);INSERT('1',S,I)

END

END;

Q1:=Q1+Q2;

IF SI1='-' THEN Q1:=Q1;

IF P=0 THEN Q2:=TRUNC(Q1)

END;

(*ELIGE EL PRINCIPAL DE VALIA*)

BEGIN

IF P=0 THEN LIMITE:=44N ELSE LIMITE:=32N;

LEER;

RECTIFICAR;

STN

END;

(*TERMINA EL PROCEDIMIENTO PARA VALIDAR NUMEROS*)

PROCEDURE DATOSFIJOS;

BEGIN

PAGE(OUTPUT);

WRITE('TONELADAS DE CANIA POR HORA

-> ');

VALI(59,0,0,1);TCN:=Q1;

WRITE('PORCENTAJE DE SACAROSA EN CANIA (TANTO POR 1)

-> ');

VALI(59,1,0,1);PSC:=Q1;

WRITE('PORCENTAJE DE FIDRA EN CANIA (TANTO POR 1)

-> ');

VALI(59,2,0,1);PFC:=Q1;

WRITE('PORCENTAJE DE AGUA EN CANIA (TANTO POR 1)

-> ');

VALI(59,3,0,1);PAC:=Q1;

WRITE('PORCENTAJE DE AGUA DE IMBIBICION (TANTO POR 1)

-> ');

VALI(59,4,0,1);PAI:=Q1;

WRITE('FUERZA DEL JUGO DE CANIA (TANTO POR 1)

-> ');

VALI(59,5,0,1);PU:=Q1;

WRITELN('RANGO DE SACAROSA EN BAGAZO FINAL DESEADA (TANTO POR 1)')

WRITE('COTA SUPERIOR

-> ');

```

VALI(59,7,0,1);R2:=Q1;
WRITE('COTA INTERIOR
VALI(59,8,0,1);R1:=Q1;
WRITE('NUMERO DE ITERACIONES MAXIMO
VALI(59,9,0,0);IT:=Q3;
FOR I:=1 TO 6 DO
  BEGIN
    WRITE('PORCENTAJE DE EXTRACCION EN EL BOLLINO ',I,' =',R1);
    VALI(19,9,1,0,1);EXI11:=R1;
  END
END;

```

```

PROCEDURE INCREMENTA;
BEGIN
  FOR I:=1 TO 5 DO
    EXI11:=EXI11+0.01;
  WRITELN(' ');
END;

```

```

PROCEDURE CANTIDADES;
BEGIN
  CSC:=TCM*PSC;
  CFC:=TCM*PFC;
  CAC:=TCM*PAC;
  SOP:=CSC/PII;
  CAT:=TCM*PAI;
END;

```

```

PROCEDURE BAGOZO;
BEGIN
  FOR I:=1 TO 6 DO
    B(I*3):=CFC/EXI11;
    C(I*7):=B(I*3)*CAT/B(I*3);
    FOR J:=4 DOWNT0 1 DO
      C(I*X3+2):=B(I*X3)*C(J*(X3+5)) B(I*X3);
      C(J*2):=TCM-B(I*3);
      B(I*6):=B(I*5)+CAT;
      FOR I:=4 DOWNT0 1 DO
        B(I*X3+1):=B(I*X3)*C(J*(X3-5));
      J:=1;
      FOR I:=3 TO 19 DO
        BEGIN
          IF J MOD 3=0 THEN
            C(I*1):=B(I*3)-CFC;
            J:=J+1;
          END;
          PS(23):=PSC;
          A1:=C(J*4)*C(J*7)-C(J*6)*C(J*8);
          A2:=C(J*10)*A1-C(J*7)*C(J*11)*C(J*11);
          PS(17):=C(J*15)+C(J*12)*C(J*19)*C(J*6)*PSC(23)*C(J*19);
          PS(17):=PS(17)/(C(J*10)*C(J*10)*A2-C(J*11)*C(J*12)*C(J*11)*A1-C(J*15)*C(J*17)*A2);
          PS(18):=C(J*18)*PS(17)/B(I*3);
          WRITELN('PS(18)=',PS(18));
        END;

```

PROCEDURE PORCENT1;

 BEGIN

 PS(141) := CJ(12) * CJ(9) * CJ(5) * CJ(3) * XPS(2) * CJ(17) * XPS(17) * A2;

 PS(14) := PS(11) / (CJ(13) * XA2 - CJ(12) * XCS(14) * A1);

 PS(11) := (CJ(9) * CJ(4) * XCS(2) * CJ(14) * XPS(14) * A1) / A2;

 PS(8) := (CJ(6) * XCS(2) * CJ(11) * XPS(11) * XCS(4)) / A1;

 PS(5) := (CJ(3) * XCS(2) * CJ(10) * XPS(5) * CJ(4));

 SI(2) := CJ(2) * XPS(2);

 SI(3) := CJ(3) * XPS(3);

 SI(4) := SI(1) * CJ(10) * XPS(2);

 SI(5) := CJ(5) * XPS(5);

 SI(6) := CJ(6) * XPS(6);

 SI(7) := SI(4) * CJ(11) * XPS(11);

 SI(8) := CJ(8) * XPS(8);

 SI(9) := CJ(9) * XPS(9);

 SI(10) := SI(9) * CJ(14) * XPS(14);

 SI(11) := CJ(11) * XPS(11);

 SI(12) := CJ(12) * XPS(12);

 SI(13) := SI(12) * CJ(17) * XPS(17);

 SI(14) := CJ(14) * XPS(14);

 SI(15) := CJ(15) * XPS(15);

 SI(16) := SI(15);

 SI(17) := CJ(17) * XPS(17);

 SI(18) := CJ(18) * XPS(17);

 END;

PROCEDURE PORCENT2;

 BEGIN

 FOR I := 2 TO 10 DO

 BEGIN

 SL(I) := S(I) / PU;

 AI(I) := CJ(I) - SL(I);

 END;

 FOR I := 1 TO 6 DO

 BEGIN

 PH(I * 3) := AI(I * 3) / BI(I * 3);

 PF(I * 3) := CFC / BI(I * 3);

 PH(I * 3 + 1) := AI(I * 3 + 1) / BI(I * 3 + 1);

 IF I < 6 THEN

 BEGIN

 PS(I * 3) := SI(I * 3) / BI(I * 3);

 PS(I * 3 + 1) := SI(I * 3 + 1) / BI(I * 3 + 1);

 PH(I * 3 + 1) := AI(I * 3 + 1) / BI(I * 3 + 1);

 PF(I * 3 + 1) := CFC / BI(I * 3 + 1);

 END

 END;

 FOR I := 0 TO 5 DO

 BY(I * 3 + 1) := PS(I * 3 + 1) / PU;

 CJ(19) := CJ(2) + CJ(5);

 SI(17) := SI(2) + SI(5);

 PS(19) := SI(19) / CJ(17);

 BY(19) := PS(19) / PU;

 PH(19) := AI(19) / BI(19);

 AI(17) := PH(17) * CJ(17);

 SI(19) := BY(19) * XCS(17);

 END;

PROCEDURE DESCRIPCION;

BEGIN

PAGE(OUTPUT);

WRITELN('RESULTADOS...');

WRITELN;

WRITELN('DESCRIPCION:');

WRITELN('TONELADAS DE CANIA POR HORA');

WRITELN('% DE SACAROSA EN CANIA (BASE 1)');

WRITELN('% DE FIBRA EN CANIA (BASE 1)');

WRITELN('% DE AGUA EN CANIA (BASE 1)');

WRITELN('PUREZA DEL JUGO DE CANIA (BASE 1)');

WRITELN('% DE AGUA DE INHIBICION (BASE 1)');

WRITELN('CANTIDAD DE AGUA DE INHIBICION');

WRITELN(' (TONS./HR)');

WRITELN('TONELADAS DE SACAROSA POR HORA');

WRITELN('TONELADAS DE AGUA POR HORA');

WRITELN('TONELADAS DE FIBRA POR HORA');

WRITELN('TONELADAS DE SCLIGOS POR HORA');

WRITELN('TONELADAS DE JUGO POR HORA');

WRITELN('TONELADAS DE BAGAZO POR HORA');

WRITELN('% DE SACAROSA (BASE 1)');

WRITELN('% DE AGUA (BASE 1)');

WRITELN('% DE FIBRA (BASE 1)');

WRITELN('PUREZA (BASE 1)');

WRITELN('GRADOS BRIX./100');

END;

PROCEDURE RESULT1;

BEGIN

DESCRIPCION;

GOTOXY(27,1);WRITE('1');

GOTOXY(24,3);WRITE('TCH:8:2');

GOTOXY(24,4);WRITE('PEC:6:4');

GOTOXY(24,5);WRITE('PFC:8:4');

GOTOXY(24,6);WRITE('PAC:8:4');

GOTOXY(24,7);WRITE('PU:8:4');

GOTOXY(21,11);WRITE('CSC:8:2');

GOTOXY(24,12);WRITE('CAC:8:2');

GOTOXY(24,13);WRITE('CFC:8:2');

GOTOXY(24,14);WRITE('SOR:8:2');

GOTOXY(24,16);WRITE('TCH:8:2');

GOTOXY(21,17);WRITE('PSC:8:4');

GOTOXY(24,18);WRITE('PAC:8:4');

GOTOXY(21,19);WRITE('PFC:8:4');

GOTOXY(24,20);WRITE('PU:8:4');

GOTOXY(24,21);WRITE('BRIX:8:4');

END;

PROCEDURE RESULT2;

BEGIN

K:=1;

J:=1;

FOR I:=2 TO 19 DO

BEGIN

GOTOXY(57+7*K, 1);WRITE(1);

GOTOXY(34+9*K, 11);WRITE(SI11:8:2);

GOTOXY(34+9*K, 12);WRITE(AI11:8:2);

IF ((I MOD 3 =0) OR ((I-1) MOD 3 =0) AND I=19) THEN

BEGIN

GOTOXY(34+9*K, 13);WRITE(CFC:8:2);

GOTOXY(34+9*K, 14);WRITE(EL11:8:2);

GOTOXY(34+9*K, 15);WRITE(PFI11:8:4);

END;

GOTOXY(34+9*K, 11);WRITE(SJ11:8:2);

GOTOXY(34+9*K, 15);WRITE(CJ11:8:2);

GOTOXY(34+9*K, 17);WRITE(FS11:8:4);

GOTOXY(34+9*K, 18);WRITE(FH11:8:4);

GOTOXY(34+9*K, 20);WRITE(PU:8:4);

IF (I-1) MOD 3 =0 THEN

J:=J+2;

GOTOXY(34+9*K, 21);WRITE(EX11:8:4);

IF I MOD 3 =0 THEN

BEGIN

K:=0;

REPEAT

READ(KEYBOARD, CH)

UNTIL CH=' '

DESCRIPTION

END

ELSE

K:=K+1

END;

GOTOXY(73, 1);WRITE('20');

GOTOXY(70, 8);WRITE(CAI:8:2);

GOTOXY(70, 10);WRITE(CAI:8:2);

GOTOXY(70, 12);WRITE(CAI:8:2);

END;

PROCEDURE IMPRIME1;

BEGIN

WRITELN(IMPRES, 'TCM= ', TCM:8:2, ' PSC= ', PSC:8:4, ' PFC= ', PFC:8:4);

WRITELN(IMPRES, 'PAC= ', PAC:8:4, ' PU = ', PU:8:4, ' CSC= ', CSC:8:4);

WRITELN(IMPRES, 'CAC= ', CAC:8:4, ' CFC= ', CFC:8:4, ' SGR= ', SGR:8:4);

WRITELN(IMPRES, 'PAI= ', PAI:8:4, ' CAI= ', CAI:8:2);

FOR I:=1 TO 6 DO

WRITELN(IMPRES, 'EXI', I, 'I= ', EXI(1):8:4)

END;

PROCEDURE IMPRIME1;

BEGIN

REWRITE(IMPRES, 'MS:UNA.TEXT');

WRITELN(IMPRES, 'UNA ITERACION');

IMPRIME1;

FOR I:=2 TO 18 DO

WRITELN(IMPRES, 'CJ', I, 'J= ', CJ(I):0:2);

WRITELN(IMPRES, 'PS(2)= ', PS(2):0:4);

WRITELN(IMPRES, 'PS(7)= ', PS(7):0:4);

WRITELN(IMPRES, 'PS(13)= ', PS(13):0:4);

FOR I:=2 TO 17 DO

IF ((I MOD 3 = 0) OR ((I-1) MOD 3 = 0) AND (I < 17)) THEN

WRITELN(IMPRES, 'B', I, 'J= ', B(I):0:2);

CLOSE(IMPRES, LOCK)

END;

PROCEDURE IMPRIME2;

BEGIN

REWRITE(IMPRES, 'MS:RESULT.TEXT');

WRITELN(IMPRES, 'RESULTADOS...');

WRITELN(IMPRES, 'NUMERO DE ITERACIONES= ', I);

IMPRIME1;

FOR I:=2 TO 19 DO

BEGIN

WRITE(IMPRES, 'SI', I, 'J= ', SI(I):0:2, ' A', I, 'J= ', A(I):0:2);

WRITELN(IMPRES, ' SL', I, 'J= ', SL(I):0:2)

END;

FOR I:=2 TO 18 DO

BEGIN

WRITE(IMPRES, 'CJ', I, 'J= ', CJ(I):0:2, ' PS', I, 'J= ', PS(I):0:4);

WRITELN(IMPRES, ' PH', I, 'J= ', PH(I):0:4)

END;

FOR I:=2 TO 17 DO

IF ((I MOD 3 = 0) OR ((I-1) MOD 3 = 0) AND (I < 17)) THEN

BEGIN

WRITE(IMPRES, 'B', I, 'J= ', B(I):0:2);

WRITELN(IMPRES, ' PF', I, 'J= ', PF(I):0:4)

END;

WRITELN(IMPRES, 'EX(1)= ', EX(1):0:4);

FOR I:=2 TO 17 DO

IF (I-1) MOD 3 = 0 THEN

WRITELN(IMPRES, 'BX', I, 'J= ', BX(I):0:4);

CLOSE(IMPRES, LOCK)

END;

```

(XPROGRAMA PRINCIPALX)
BEGIN
  REPEAT
    DATOSFITOS;
    CANTIDADES;
    BAGA70;
    IMPRIME2;
    K:=0;
    WHILE ((PS[10]≠R1)OR(FS[10]≠R2))AND(I<17) DO
      BEGIN
        INCREMENTA;
        BAGA20;
        K:=K+1
      END;
    IF K=17 THEN
      WRITELN('NO CONVERGE AL RANGO')
    ELSE
      BEGIN
        IT:=K;
        PORCENT1;
        PORCENT2;
        RESULT1;
        RESULT2;
        IMPRIME3
      END;
    REPEAT
      READ(KEYBOARD,CH)
    UNTIL CH=' ';
    PAGE(OUTPUT);
    WRITE('DESEAS CONTINUAR (S/N)? ');
    REPEAT
      READ(KEYBOARD,CH);
      IF CH IN ['S','N'] THEN
        WRITELN(CH)
      ELSE
        WRITE(CHR(7));
    UNTIL CH IN ['S','N'];
    UNTIL CH='N'
  END.

```

II.4.2 Corrida de Ejemplo:

Supóngase que se desean moler 250 toneladas de caña por hora con la siguiente composición:

Porcentaje de sacarosa:	(PSC = 0.11)
Porcentaje de agua:	(PAC = 0.7505)
Porcentaje de fibra:	(PFC = 0.12)
Pureza de la sacarosa:	(PU = 0.85)

El porcentaje de agua de imbibición considerado en este caso será de 15% (PAI = 0.15)

Las extracciones iniciales en cada molino serán como sigue:

$$EX_1 = 0.20$$

$$EX_2 = 0.30$$

$$EX_3 = 0.35$$

$$EX_4 = 0.38$$

$$EX_5 = 0.40$$

$$EX_6 = 0.49$$

Se desea obtener el balance de materiales en todo el tandem de molienda, la composición del jugo y el bagazo en todos los puntos indicados en la Figura 1 y los porcentajes de extracción de los molinos 1 al 5; que con el porcentaje de agua de imbibición considerado se obtenga una concentración menor de 2% de sacarosa y una humedad de 49% en el bagazo final.

II.4.3 Tabla de Resultados:

RESULTADOS...

NUMERO DE ITERACIONES- 1

TOM=	250.00	PSC=	0.1100	FFC=	0.1200
PAC=	0.7505	PU =	0.8500	CCC=	17.5000
CAC=	187.625	CFC=	30.0000	SCM=	32.0327
PAI=	0.1500	CAT=	37.50		
EX(1)=	0.2000				
EX(2)=	0.3000				
EX(3)=	0.3500				
EX(4)=	0.3000				
EX(5)=	0.4000				
EX(6)=	0.4900				
SI(1)=	11.00	AI(2)=	67.06	SL(2)=	12.74
SI(2)=	13.20	AI(3)=	104.47	SL(3)=	13.33
SI(3)=	17.11	AI(4)=	173.44	SL(4)=	21.34
SI(4)=	12.42	AI(5)=	111.53	SL(5)=	14.67
SI(5)=	6.72	AI(6)=	44.82	SL(6)=	8.14
SI(6)=	10.75	AI(7)=	115.35	SL(7)=	12.64
SI(8)=	5.21	AI(8)=	23.77	SL(8)=	7.31
SI(9)=	4.54	AI(9)=	50.28	SL(9)=	5.34
SI(10)=	4.84	AI(10)=	102.83	SL(10)=	3.05
SI(11)=	3.82	AI(11)=	57.49	SL(11)=	4.30
SI(12)=	3.02	AI(12)=	45.39	SL(12)=	3.35
SI(13)=	4.19	AI(13)=	92.27	SL(13)=	4.73
SI(14)=	2.31	AI(14)=	52.31	SL(14)=	2.71
SI(15)=	1.83	AI(15)=	42.79	SL(15)=	2.21
SI(16)=	1.20	AI(16)=	33.29	SL(16)=	2.21
SI(17)=	1.17	AI(17)=	45.70	SL(17)=	1.63
SI(18)=	0.71	AI(18)=	33.39	SL(18)=	0.84
SI(19)=	23.49	AI(19)=	195.34	SL(19)=	27.63
CI(2)=	100.00	PS(2)=	0.1100	PH(2)=	0.5708
CI(3)=	120.00	PS(3)=	0.0000	PH(3)=	0.6725
CI(4)=	196.20	PS(4)=	0.2650	PH(4)=	0.7545
CI(5)=	174.28	PS(5)=	0.0500	PH(5)=	0.8337
CI(6)=	70.00	PS(6)=	0.0592	PH(6)=	0.8196
CI(7)=	131.97	PS(7)=	0.0665	PH(7)=	0.7367
CI(8)=	75.28	PS(8)=	0.0014	PH(8)=	0.7042
CI(9)=	55.71	PS(9)=	0.0529	PH(9)=	0.5077
CI(10)=	110.94	PS(10)=	0.0485	PH(10)=	0.7300
CI(11)=	61.99	PS(11)=	0.0617	PH(11)=	0.9274
CI(12)=	48.95	PS(12)=	0.0385	PH(12)=	0.8700
CI(13)=	100.22	PS(13)=	0.0323	PH(13)=	0.7310
CI(14)=	55.27	PS(14)=	0.0412	PH(14)=	0.7508
CI(15)=	45.00	PS(15)=	0.0251	PH(15)=	0.5705
CI(16)=	82.50	PS(16)=	0.0127	PH(16)=	0.7137
CI(17)=	51.20	PS(17)=	0.0225	PH(17)=	0.7732
CI(18)=	31.22	PS(18)=	0.0114	PH(18)=	0.4763
CI(19)=	225.28	PS(19)=	0.1038	PH(19)=	0.8379
RI(1)=	150.00	FF(1)=	0.1000		
RI(2)=	225.23	FF(2)=	0.1024		
RI(3)=	100.00	FF(3)=	0.0000		
RI(4)=	161.35	FF(4)=	0.1032		
RI(5)=	65.71	FF(5)=	0.0500		
RI(6)=	140.74	FF(6)=	0.0129		

PF121=	73.95	PF123=	0.5550
PF131=	130.22	PF133=	0.2507
PF151=	75.99	PF153=	0.4000
PF161=	112.50	PF163=	0.2887
PF171=	81.92	PF173=	0.4900
RM111=	0.1294		
RM141=	0.1143		
RM171=	0.0753		
RM181=	0.0726		
RM191=	0.0172		
RM151=	0.0243		
RM121=	0.1221		

II.5 ANALISIS DE RESULTADOS

El método propuesto para calcular el balance de materiales en todo el tandem de molienda con una concentración de sacarosa establecida en el bagazo final, permite obtener los porcentajes de extracción que deben considerarse en cada molino. Este porcentaje de extracción es proporcional a la presión ejercida sobre las masas superiores y a su vez a la potencia y consumo de vapor de alta presión en las turbinas de accionamiento de cada molino, -- por lo que los resultados obtenidos no solamente indican el balance de materiales como tal, sino también las condiciones de operación de cada molino con el menor consumo de vapor en la turbina correspondiente.

Es evidente que un menor consumo de vapor en molinos beneficia la economía de un ingenio, tanto en la inversión en calderas como en el consumo de combustible y en el -- agua de repuesto al ciclo de vapor.

Aunque en la mayoría de los ingenios se quema todo el bagazo en las calderas, en México se utiliza un promedio de 18 litros de petróleo por tonelada de caña adicionales para producir todo el vapor de alta presión -- que una planta de este tipo requiere (17), este consumo puede reducirse hasta cero y aún sobraría bagazo si las condiciones de operación de cada área fueran las adecuadas, sobre todo si se estableciera además un control en el balance general del sistema de vapor y condensados.

II.6.

NOMENCLATURA

TCM	= Toneladas de caña que se procesan en 1 hora.
PSC	= Porcentaje de sacarosa en la caña (tanto por uno)
PU	= Pureza de la sacarosa en la caña (tanto por uno)
PAC	= Porcentaje de agua en la caña (tanto por -- uno)
PFC	= Porcentaje de fibra en la caña (tanto por - uno)
PAI	= Porcentaje de agua de imbibición (tanto -- por uno)
CSC	= Cantidad de sacarosa en caña (ton/hr)
CFC	= Cantidad de fibra en caña (ton/hr)
CAC	= Cantidad de agua en caña (ton/hr)
SOR	= Sólidos totales disueltos en el jugo de - caña (ton/hr)
CAI	= Cantidad de agua de imbibición (ton/hr)
B(N)	= Bagazo en el punto N del Tandem (ton/hr)
EX(1 a 6)	= Extracción de jugo del 1° al 6° molino (tan to por uno)
CJ(N)	= Cantidad de jugo en el punto N del tandem (ton/hr)
PS(N)	= Porcentaje de sacarosa en el Punto N del - tandem (ton/hr)
S(N)	= Cantidad de sacarosa en todos los puntos -- (ton/hr)
SL(N)	= Cantidad de sólidos en todos los puntos --- (ton/hr)
A(N)	= Cantidad de agua en todos los puntos (ton/ hr)
PH(N)	= Porcentaje de humedad en todos los puntos - (tanto por uno)
PF(N)	= Porcentaje de fibra en todos los puntos --- (tanto por uno)
BX ₁	= Grados Brix en los puntos 1, 2 y 3 del tan- dem (tanto por uno)
BX ₄	= Grados Brix en los puntos 4, 5 y 6 del tan- dem (tanto por uno)
BX ₇	= Grados Brix en los puntos 7, 8 y 9 del tan- dem (tanto por uno)

- BX10 = Grados Brix en los puntos 10, 11 y 12 del tandem (tanto por uno)
- BX13 = Grados Brix en los puntos 13, 14 y 15 del tandem (tanto por uno)
- BX16 = Grados Brix en los puntos 16, 17 y 18 del tandem (tanto por uno)
- BX19 = Grados Brix en el jugo mezclado (tanto por uno)

CAPITULO III

**BALANCE GENERAL DEL SISTEMA DE VAPOR
Y CONDENSADOS EN UN INGENIO AZUCARERO**

CAPITULO III

BALANCE GENERAL DEL SISTEMA DE VAPOR Y CONDENSADOS EN UN INGENIO AZUCARERO

III.1. ANTECEDENTES

En la proyección de servicios de una nueva planta azucarera, o en una ampliación de ésta, el suministro de vapor ocupa un lugar muy importante, ya que representa una de las inversiones más fuertes que se efectúan. (6)

Una de las etapas más importantes del diseño de servicio de vapor, es un balance térmico general, que abarque todos los equipos que lo utilizan, por muchas razones, un balance térmico adecuado es de vital importancia en el buen funcionamiento de una planta, pero principalmente los costos de operación se reducen notable-

mente cuando se dice que un ingenio esta térmicamente balanceado.

La utilización del vapor en un ingenio puede dividirse en dos tipos principalmente: Vapor de alta presión que se utiliza para equipos que generan movimiento o energía, tales como turbinas o turbogeneradores, y vapor de baja presión, que se emplea para evaporación y calentamiento, como evaporadores, tachos, cambiadores de calor, etc.

El vapor de baja presión, se obtiene generalmente como vapor de escape de equipos que consumen vapor de alta presión como las turbinas, y también de equipos como los pre-evaporadores y evaporadores, que producen vapor de extracción al evaporarse el jugo de caña. La mayor parte de los ingenios, sobre todo aquellos que tienen refinería, consumen más vapor de baja presión que el que se produce en los equipos antes mencionados, y la diferencia de ese consumo se obtiene reduciendo y saturando vapor de alta presión.

De aquí la importancia de tener perfectamente balanceado el sistema, pues no es conveniente tener un exceso de vapor de baja presión, pero es más peligroso aún que éste haga falta.

En una planta ya establecida, es frecuente la instalación de algún equipo adicional, que consuma vapor de alta o bien de baja presión, sin considerar los efectos que pueda tener el balance general del sistema, ya que si sobra vapor de baja presión habrá que tirarlo, y si hace falta habrá que recurrir a una mayor capacidad de reducción en válvulas de control, esto puede ser una adecuada solución temporal, pero no necesariamente la

más económica, ya que si el sistema no está balanceado térmicamente elevará los costos de producción.

III.2. DEFINICION DEL SISTEMA DE VAPOR Y CONDENSADOS

El balance de vapor en un ingenio y en general para cualquier planta, puede si tetizarse de acuerdo a la figura No. 3, en la que se representa en forma simplificada la distribución del vapor producido a los equipos que lo consumen. Una sección de calderas produce A lb de vapor de alta presión, éste será consumido como B lb de vapor en turbinas P lb de vapor en fábrica C lb de vapor de relleno para vapor de baja presión, y como Q lb de vapor para un desaereador.

Por otra parte en el diagrama se indica que se produce vapor de baja presión a partir de las purgas de -- las calderas (F lb/hr), R lb/hr de vapor de escape de turbinas y D lb/hr provenientes del vapor de relleno de alta presión. Todo este vapor de baja presión se consume en fábrica y en otros lugares que así lo requieren.

Por último el diagrama muestra, el tanque de condensados que envía agua caliente al desaereador y éste -- a su vez envía el agua libre de oxígeno a la caldera (L lb/hr), asimismo se envía S lb/hr del tanque de condensados a la válvula atemperadora.

En resumen las líneas mostradas en la figura No. 3 son las siguientes:

- A. Vapor generado por calderas (lb/hr)
- B. Vapor de alta presión que entra a las diversas turbinas (lb/hr)

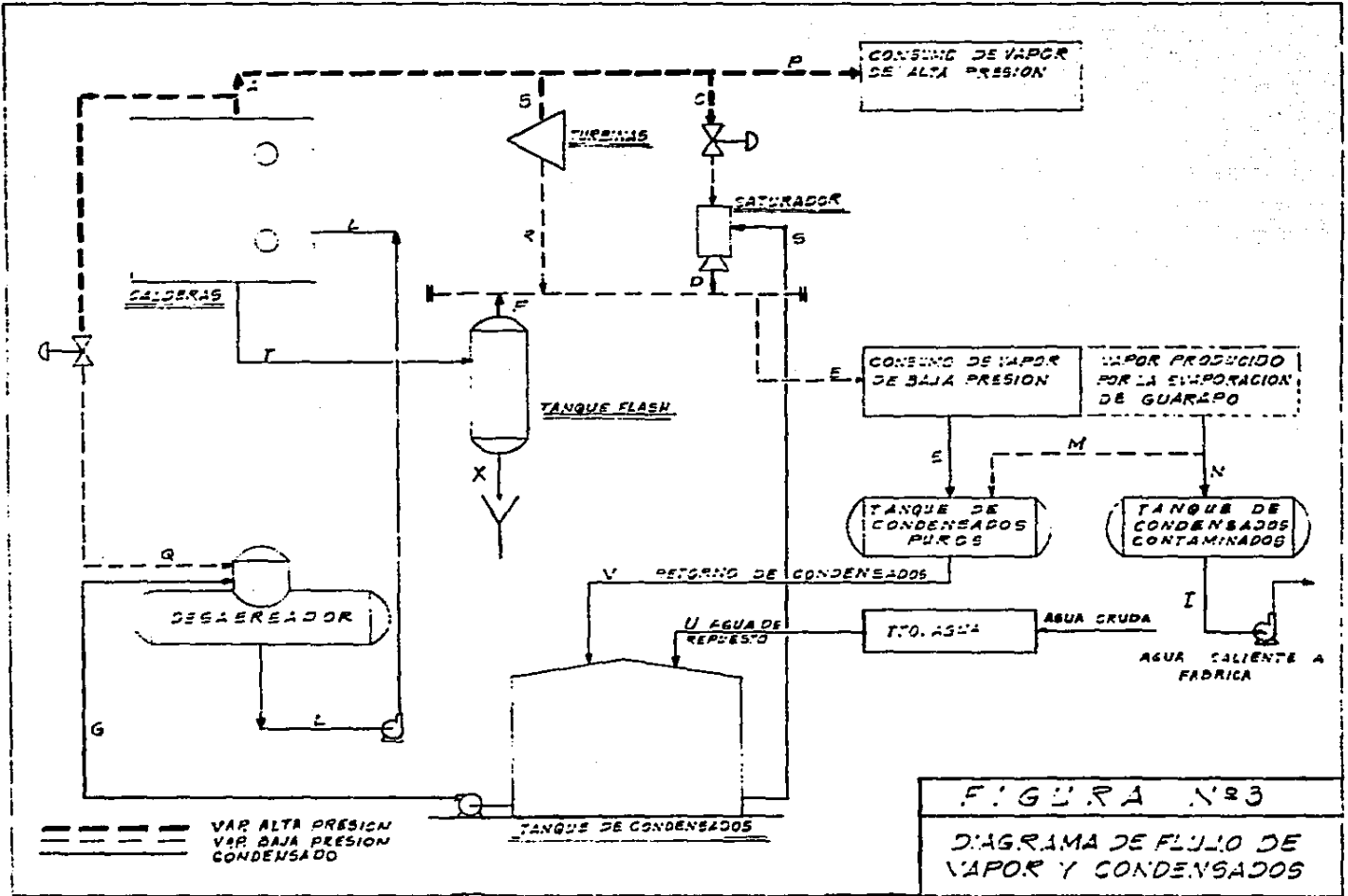


FIGURA N°3
DIAGRAMA DE FLUJO DE VAPOR Y CONDENSADOS

- C. Vapor de alta presión que deberá reducirse a -
baja presión como relleno del vapor de baja pre-
sión producido (lb/hr)
- D. Vapor saturado de baja presión que sale del satura-
dor (lb/hr)
- E. Consumo de vapor de baja presión que se consume
en el ingenio (lb/hr)
- F. Vapor de baja presión producido por autoevapora-
ción en los tanques de purgas (lb/hr)
- G. Agua de alimentación al desaereador (provenien-
te del tanque de condensados y agua de repuesto)
(lb/hr)
- F. Consumo de vapor de alta presión en el ingenio.
(lb/hr)
- Q. Vapor de alta presión requerido en el desaerea-
dor (lb/hr)
- R. Vapor de escape de las turbinas del ingenio (lb/
hr)
- S. Condensados al saturador de vapor (lb/hr)
- N. Retorno de condensados de la planta (lb/hr)
- U. Agua de repuesto (lb/hr)
- L. Agua caliente desaerada a la caldera (lb/hr)
- T. Purgas a la caldera (lb/hr)
- X. Condensado obtenido en el tanque de purgas (lb/
hr)

III.3. DETERMINACION DE LAS ECUACIONES DEL SISTEMA

De acuerdo con la figura 3 el balance de materias y
energía se establece como sigue: (15)

III.3.1 Balance de vapor de alta presión:

$$A = B + C + P + Q$$

$$B = R$$

$$A = R + C + P + Q$$

(1)

- C. Vapor de alta presión que deberá reducirse a -
baja presión como relleno del vapor de baja pre-
sión producido (lb/hr)
- D. Vapor saturado de baja presión que sale del satura-
dor (lb/hr)
- E. Consumo de vapor de baja presión que se consume
en el ingenio (lb/hr)
- F. Vapor de baja presión producido por autoevapora-
ción en los tanques de purgas (lb/hr)
- G. Agua de alimentación al desaerador (provenien-
te del tanque de condensados y agua de repuesto)
(lb/hr)
- F. Consumo de vapor de alta presión en el ingenio.
(lb/hr)
- Q. Vapor de alta presión requerido en el desaerea-
dor (lb/hr)
- R. Vapor de escape de las turbinas del ingenio (lb/
hr)
- S. Condensados al saturador de vapor (lb/hr)
- N. Retorno de condensados de la planta (lb/hr)
- U. Agua de repuesto (lb/hr)
- L. Agua caliente desaerada a la caldera (lb/hr)
- T. Purgas a la caldera (lb/hr)
- X. Condensado obtenido en el tanque de purgas (lb/
hr)

III.3. DETERMINACION DE LAS ECUACIONES DEL SISTEMA

De acuerdo con la figura 3 el balance de materias y
energía se establece como sigue: (15)

III.3.1 Balance de vapor de alta presión:

$$A = B + C + P + Q$$

$$B = R$$

$$A = R + C + P + Q$$

(1)

III.3.2 Balance de vapor de baja presión:

$$R + F + D = E \quad (2)$$

III.3.3 Balance en el tanque flash:

$$\begin{aligned} T &= F + X \\ TH_T &= FHF + (T-F) H_x \\ HF &= HD \end{aligned}$$

rearrreglando:

$$F = T \frac{(HT - H_x)}{(HD - H_x)}$$

Las purgas en la caldera se calculan como un porcentaje del agua de alimentación y son función directa de la cantidad de sólidos que ésta lleva.

$$T = YL$$

$$F = YL \frac{(HT - H_x)}{HD - H_x} \quad (3)$$

III.3.4 Balance en el desaerador:

$$L = G + Q$$

$$LHL = GHG + QHQ$$

HQ = HA por ser una expansión isoentálpica, substituyendo se tendrá:

$$\begin{aligned} LHL &= GHG + QHA \\ \text{como } G &= L-Q, \text{ se tiene:} \end{aligned}$$

$$LHL = (L-Q)HG + QHA$$

rearrreglando:

$$Q = L \frac{(HL - HG)}{(HA - HG)} \quad (4)$$

III.3.5 Balance en el saturador:

$$C + S = D$$

$$CHC + SHS = DHD$$

$$\text{como } HC = HA \text{ y } HS = HG$$

$$CHA + SHG = DHD$$

sustituyendo $S = D - C$ en la ecuación anterior se tiene:

$$CHA + (D - C) HG = DHD$$

$$CHA + DHG - CHG = DHD$$

$$C = D \left(\frac{HD - HG}{HA - HG} \right) \quad (5)$$

III.3.6 Balance en la caldera

$$L = A + T$$

$$\text{pero } T = YL$$

$$L = A + YL$$

por lo que queda:

$$A = L (1 - Y) \quad (6)$$

Estableciendo el porcentaje de purga de calderas y los valores de las entalpías como datos ya definidos así como los valores de R , P y E que están en función de la capacidad de la planta, se tienen las ecuaciones 1 al 6 con 6 incógnitas que son: A , C , Q , F , D y L , por lo que el sistema puede resolverse.

III.4 DESARROLLO DEL METODO DE CALCULO

El sistema puede resolverse por substitución de las ecuaciones 1 al 6, dejando una sola incógnita en función de los datos del problema.

Substituyendo, 4, 5 y 6 en 1:

$$L(1 - Y) = R + D \frac{(HD - HG)}{(HA - HG)} + P + L \frac{(HL - HG)}{(HA - HG)} \quad (7)$$

Substituyendo 3, en 2:

$$R + YL \frac{(HT - HX)}{(HD - HX)} + D = E$$

Despejando D se tiene:

$$D = E - R - YL \frac{(HT - HX)}{(HD - HX)} \quad (8)$$

Substituyendo 8 en 7:

$$L(1 - Y) = R + \left[E - R - YL \frac{(HT - HX)}{(HD - HX)} \right] \frac{(HD - HG)}{(HA - HG)} + P + L \frac{(HL - HG)}{(HA - HG)}$$

Rearreglando:

$$L(1 - Y) = R + E \frac{(HD - HG)}{(HA - HG)} - R \frac{(HD - HG)}{(HA - HG)} - YL \frac{(HT - HX)}{(HD - HX)} \frac{(HD - HG)}{(HA - HG)} + P + L \frac{(HL - HG)}{(HA - HG)}$$

$$L \left[(1 - Y) + Y \frac{(HT - HX)}{(HD - HX)} \frac{(HD - HG)}{(HA - HG)} - \frac{(HL - HG)}{(HA - HG)} \right] =$$

$$= R \left[1 - \frac{(HD - HG)}{(HA - HG)} \right] + E \frac{(HD - HG)}{(HA - HG)} + P$$

Despejando L:

$$L = \frac{R \left[1 - \frac{(HD - HG)}{(HA - HG)} \right] + E \frac{(HD - HG)}{(HA - HG)} + P}{(1 - Y) + Y \frac{(HT - HX)}{(HD - HX)} \frac{(HD - HG)}{(HA - HG)} - \frac{(HL - HG)}{(HA - HG)}} \quad (9)$$

De aquí podemos observar que la ecuación (9) queda únicamente en función de datos conocidos o de valores que se obtienen de otra fuente, como son vapor que se consume en turbinas (R), vapor de alta presión en el ingenio (P) y vapor de baja presión (E), es decir variables independientes en el sistema.

Una vez determinado L se pueden determinar las demás incógnitas:

a) Determinación de las purgas de las calderas (T):

$$T = YL \quad (10)$$

b) Vapor generado por la caldera (A):

$$A = L - T \quad (11)$$

c) Vapor flasheado en el tanque de purgas (F):

$$F = T \frac{(HT - HX)}{(HD - HX)} \quad (12)$$

d) Condensado obtenido en el tanque de purgas (X):

$$X = T - F \quad (13)$$

e) Vapor de baja presión de las salidas del saturador (D):

$$D = E - R - F \quad (14)$$

f) Vapor de alta presión de la entrada del saturador (C):

$$C = D \frac{(HD - HG)}{(HA - HG)} \quad (15)$$

g) Condensado requerido en el saturador (S):

$$S = D - C \quad (16)$$

h) Vapor requerido en el desaereador (Q):

$$Q = L \frac{(HL - HG)}{(HA - HG)} \quad (17)$$

i) Condensador y agua de repuesto al desaereador (G):

$$G = L - Q \quad (18)$$

j) Verificación del balance:

$$A = R + P + C + Q \quad (19)$$

III.5 DETERMINACION DE LAS VARIABLES INDEPENDIENTES DE LA ECUACION

La ecuación No. 9 no estará resuelta satisfactoriamente si no se determinan las variables R, P y E, es decir, es necesario conocer el vapor consumido en todas las turbinas, el vapor de alta presión consumido en fábrica y el vapor de baja presión que se consume en todo el ingenio. Estos valores pueden determinarse -

por medición directa en el caso de una planta ya establecida, o bien calculando estos consumos cuando no hay forma de medirlos o se trata de un proyecto nuevo.(6)

Consumo de Vapor en Turbinas (R). El método más común para determinar la cantidad de vapor que consumen las turbinas. es calcular el consumo teórico de vapor por caballo de fuerza consumido. teniendo como datos únicamente las entalpías de entrada y salida del vapor a la turbina y calcular la potencia en caballos consumida por cada turbina.

Consumo de Vapor de Alta Presión (P). Es la cantidad de vapor que utilizan equipos como los secadores rotatorios y espumas de atomización de calderas, para calcular este consumo se recurre frecuentemente a la formación técnica del fabricante del equipo.

Consumo de Vapor de Baja Presión (E). Es la demanda más fuerte y es el vapor que necesitan los evaporadores, tachos, calentadores, etc. Estos consumos se determinan con el balance de materiales en la planta.

III.6 PRESENTACION DE RESULTADOS

Una vez establecidas las ecuaciones y la secuencia de cálculos, el sistema puede resolverse en forma muy sencilla utilizando una computadora de bolsillo.

III.6.1 Listado del programa

```
10 REM Balance General del Sistema de Vapor.  
20 PRINT "Entalpía del Vapor de Baja Presión HD BTU/LB"  
21 INPUT HD
```

```

22 PRINT "Entalpia del Vapor de Alta Presión HA BTU/LB"
23 INPUT HA
24 PRINT "Entalpia del Agua de Alimentación a Calderas
      HL BTU/LB"
25 INPUT HL
26 PRINT "Entalpia del Agua de Alimentación al Desae-
      reador HG BTU/LB"
27 INPUT HG
28 PRINT "Entalpia de las Purgas de Calderas HT BTU/LB"
29 INPUT HT
30 PRINT "Entalpia del Condensado del Tanque Flash -
      HX BTU/LB"
31 INPUT HX
32 PRINT "Porcentaje de Purgas a la Caldera Y tanto por
      1"
33 INPUT Y
34 PRINT "Consumo de Vapor de Alta Presión en Turbinas
      R LB/HR"
35 INPUT R
36 PRINT "Consumo de Vapor de Baja Presión en Fábrica -
      E LB/HR"
37 INPUT E
38 PRINT "Consumo de Vapor de Alta Presión en Fábrica
      P LB/HR"
39 INPUT P
40 W = R*(1-((HD-HG)/(HA-HG)))+E*(HD-HG)/(HA-HG) + P
41 Z = (1-Y)+Y*(HT-HX)*(HD-HG)/((HD-HX)*(HA-HG))- (HL-HG)/(HA-HG)
42 L = W/Z
43 T = Y*L
44 A = L-T
45 F = T*(HT-HX)/(HD-HX)
46 X = T-F
47 D = E-R-F
48 C = D*(HD-HG)/(HA-HG)
49 S = D-C

```



```

50 Q = L* (HL-HG)/(HA-HG)
51 G = L-Q
52 AA = R + P + C + Q
53 U = L + S - Q - 0.9E
60 PRINT "Agua a Calderas L = "; L
61 PRINT "Purgas a la Caldera T = "; T
62 PRINT "Vapor Generado por Caldera A = "; A
63 PRINT "Vapor Generado por Tanque Flash F = "; F
64 PRINT "Condensado del Tanque Flash X = "; X
65 PRINT "Vapor de Salida del Saturador D = "; D
66 PRINT "Vapor Entrada al Saturador C = "; C
67 PRINT "Condensado al Saturador S = "; S
68 PRINT "Vapor al Desaerador Q = "; Q
69 PRINT "Condensado y Agua de Repuesto al Desaerea-
      dor G = "; G
70 PRINT "Comprobación Vapor Producción AA = "; AA
71 PRINT "Agua de Repuesto a Calderas U = "; U
72 END

```

III.6.2 Corrida de Ejemplo.

En el diseño de un ingenio azucarero capaz de moler - 6000 toneladas de caña por día, el equipo con mayor -- tiempo de entrega y período de construcción más largo lo constituyen las calderas, por lo que es necesario elaborar la especificación y colocar el pedido lo antes posible.

Los requerimientos de vapor de alta presión en las -- turbinas de molinos, casa de fuerza y bombas de alimentación a calderas son en total 375,000 lbs/hr de vapor a 275 lb/m² y 650°F.

El vapor de escape de las turbinas sale a 25 lb/m² sa turado y de esa forma se alimenta el primer cuerpo de evaporación de múltiple efecto, tachos, calentadores

de jugo y otros equipos menores, la cantidad de vapor que se requiere para esos equipos es de 425,000 lbs/hr. Como el vapor de escape no es suficiente para satisfacer esas necesidades es necesario utilizar vapor de alta presión reduciéndolo por medio de una válvula saturadora y agua a 180°F. Se requieren 25,000 lbs/hr. de vapor de alta presión de las mismas condiciones anteriores para equipos como el secador rotatorio y estación de servicio.

Se estima que las purgas a la caldera serán de un 5% del agua de alimentación, dicha purga se alimentará a un tanque flash que opera a 25° lbs/in². El vapor que se genera en este tanque se alimentará al sistema de baja presión, recuperando así parte de la purga.

Parte del vapor de alta presión se reduce por medio de una válvula de control hasta 15 lb/in² sobrecalentado, y en esas condiciones se alimenta al desaerador que elimina el oxígeno disuelto del agua de alimentación a calderas, el agua que se alimenta al desaerador procede del tanque de condensados y agua de repuesto para calderas y se encuentra a 180°F.

Estableciendo un sistema similar al de la figura 3, calcular los siguientes valores que son datos necesarios para la especificación de la caldera y demás equipos del sistema de vapor:

- a) Cantidad de vapor generado por las calderas.
- b) Vapor generado por el tanque flash.
- c) Vapor de alta presión para relleno.
- d) Vapor de baja presión obtenido en la válvula saturadora.
- e) Condensado necesario en las válvulas saturadoras.
- f) Vapor de alimentación al desaerador.

- g) Condensado y agua de repuesto al desaereador.
- h) Cantidad de purgas a la caldera.
- i) Condensado a la salida del tanque flash.
- j) Agua de alimentación a calderas.
- k) Agua de repuesto a calderas.

III.6.3 Datos de entrada.

Con los datos de temperatura, presión y condiciones del vapor y condensado se obtienen los valores de -- las entalpías:(11)

- a) Entalpía del vapor de alta presión a 275 lb/in² - y 650°F (HA)

$$\left. \begin{array}{l} \text{HA} \\ \\ \end{array} \right\} \begin{array}{l} 275\# \\ \\ 650^\circ\text{F} \end{array} = 1342.2 \text{ BTU/lb}$$

- b) Entalpía del vapor de baja presión a 25 lb/in² saturado (HD)

$$\left. \begin{array}{l} \text{HD} \\ \\ \end{array} \right\} \begin{array}{l} 25\# \\ \\ \text{SAT} \end{array} = 1169.1 \text{ BTU/lb}$$

- c) Entalpía del agua de alimentación al desaereador a 180°F (HG)

$$\left. \begin{array}{l} \text{HG} \\ \\ \end{array} \right\} \begin{array}{l} \text{Liq. SAT} \\ \\ 180^\circ\text{F} \end{array} = 148 \text{ BTU/lb}$$

- d) Entalpía del agua de alimentación a calderas a 15 lb/in² (HL)

$$\left. \begin{array}{l} \text{HL} \\ \\ \end{array} \right\} \begin{array}{l} \text{Liq SAT} \\ \\ 15\# \end{array} = 220 \text{ BTU/lb}$$

- e) Entalpía de las purgas de condensado a 275 lb/in²

(HT)

$$\left. \begin{array}{l} \text{HT} \\ 275\# \end{array} \right\} \text{Liq.SAT} = 390.47 \text{ BTU/lb}$$

f) Entalpía del condensado del tanque flash a 25lb/-in² (HX)

$$\left. \begin{array}{l} \text{HX} \\ 25\# \end{array} \right\} \text{Liq.SAT} = 236.02$$

los consumos de vapor y el porcentaje de purgas - son datos establecidos en el problema:

g) Porcentaje de purgas a la caldera (Y)

$$Y = 0.05$$

h) Consumo de vapor de alta presión en turbinas (R)

$$R = 375,000 \text{ lb/hr}$$

i) Consumo de vapor de baja presión en fábrica (E)

$$E = 425,000 \text{ lb/hr}$$

j) Consumo de vapor de alta presión en fábrica (P)

$$P = 25,000 \text{ lb/hr}$$

III.6.4 Lista de Resultados.

a) Cantidad de vapor generado por la caldera (A)

$$A = 469,025.1444 \text{ lb/hr}$$

b) Vapor generado por el tanque flash (F)

$$F = 4086.124141 \text{ lb/hr}$$

c) Vapor de alta presión para relleno (C)

$$C = 39,258.63226 \text{ lb/hr}$$

d) Vapor de baja presión obtenido en la válvula saturadora (D)

$$D = 45,913.87386 \text{ lb/hr}$$

e) Condensado necesario en la válvula saturadora (S)

$$S = 6,655.243603 \text{ lb/hr}$$

f) Vapor de alimentación al desaerador (Q)

$$Q = 29,766.51218 \text{ lb/hr}$$

g) Condensado y agua de repuesto al desaerador (G)

$$G = 463,944.1662 \text{ lb/hr}$$

h) Cantidad de purgas a la caldera (T)

$$T = 24,685.53392 \text{ lb/hr}$$

i) Condensado a la salida del tanque flash (F)

$$F = 4,086.124141 \text{ lb/hr}$$

j) Agua de alimentación a calderas (L)

$$L = 493,710.6783 \text{ lb/hr}$$

k) Agua de repuesto a calderas lb/hr

$$U = 88,099.40972 \text{ lb/hr}$$

III.7 APLICACIONES DEL BALANCE DE VAPOR.

Además de calcular los consumos ya presentados, los resultados finales del balance permiten seleccionar el equipo principal del sistema, como las calderas, el des-aereador, la válvula saturadora, el tanque de condensados, el tanque flash, las bombas de alimentación de agua a calderas, los sistemas de dosificación de productos químicos, la planta de tratamiento de agua de repuesto a calderas, etc. Por otra parte el conocimiento del flujo de vapor y condensado a todos los equipos permite calcular los diámetros adecuados de todas las tuberías, válvulas de control y demás accesorios.

III.8 BALANCE DE CONDENSADOS.

El diseño de los sistemas de manejo de condensado de vapor y de agua de repuesto a calderas así como la selección adecuada de los equipos que forman parte de este sistema están relacionados directamente con el proceso a seguir, la calidad del condensado que retorna a la caldera hacia otros diferentes usos y de la calidad del agua de repuesto de las calderas.(9)

En un Ingenio Azucarero, la producción de condensado es mayor que la cantidad de vapor que generan las calderas, ya que se cuenta con evaporadores de múltiple efecto y otros equipos cuya economía es mayor que 1, sin embargo, no todo el condensado que se produce es factible de retornarlo a las calderas, ya que gran parte de este contiene trazas de azúcar u otros contaminantes, principalmente el condensado proveniente de los últimos vasos del múltiple efecto y de los calen-

tadores de jugo y tachos que utilizan vapor generado por los evaporadores.

En la figura 3 se muestra un diagrama típico del sistema de vapor y de retorno de condensados de un ingenio, en él se puede observar en forma simplificada la distribución de vapor en línea punteada y el retorno de condensados en línea continua. Una sección de calderas produce A lb de vapor de alta presión que será consumido en turbinas (B), en fábrica (P), como vapor de relleno para baja presión (C) y como alimentación al desaereador (Q). El vapor de baja presión se produce como escape de las turbinas (R), por reducción directa en la válvula saturadora (D) y por -- -- -- flasheo de calderas (P) y se consume en fábrica (E) -- principalmente en calentadores de jugo, preevaporador, ler. vaso del múltiple efecto y en tachos.

Los condensados de vapor de alta presión proceden --- principalmente de los trampeos de sus respectivas líneas de vapor y de los lugares donde éste se consume, tal como el secador de azúcar. Este condensado puede retornarse al desaereador, aunque en la mayoría de -- los casos se tira al drenaje o se destina hacia otros fines.

Los condensados de baja presión denominados puros (V) proceden como ya se indicó de los calentadores de -- jugo, del primer vaso del múltiple efecto y de los -- tachos, donde se utiliza el vapor de escape o de relleno. Teóricamente, la suma de los condensados --- alta y baja presión deberían de ser suficientes para que retornándose a la caldera no se utilizara agua -- de repuesto, esto queda muy lejos de la realidad ya que generalmente los trampeos de las líneas de vapor

se tiran al drenaje y existen otras pérdidas tales - como fugas en algunas turbinas, escape en válvulas - de alivio, consumo de vapor en los sopladores de hollín de las calderas, estaciones de servicio, lavado limpieza de algunos equipos, purgas a las calderas y otros más. Todas estas pérdidas representan del 10 al 20% del total del vapor producido, el cual es necesario reponer.

Los condensados de baja presión denominados contaminados (N) se originan de los vapores producidos por la evaporación del guarapo en el múltiple efecto. - Cortes de estos vapores se envían en ocasiones a calentadores de jugo y a tachos de C. Los condensados producidos por estos vapores contienen arrastres de azúcar y son utilizados principalmente en imbibición dilución, lavado de caña, fundido de azúcar crudo y demás. Por su contenido de azúcar los condensados - contaminados no son recomendables para retornarse a calderas, por lo que de su respectivo tanque se envía a los usos ya antes mencionados. Sin embargo, - es factible el uso del condensado del 2° vaso del evaporador que son los vapores producidos en el 1er. efecto (M), ya que contienen menores cantidades de - azúcar de arrastre.

Haciendo un muestreo previo, puede enviarse este condensado del tanque de condensados puros por medio de una desviación; éste muestreo deberá hacerse continuamente en caso de que se decida seguir trabajando en la misma forma para evitar así problemas en calderas.

III.8.1 Determinación de las ecuaciones del sistema de condensados de acuerdo a la figura 3.

El agua de repuesto a calderas (U) será la diferencia entre la cantidad de agua alimentada a dichas calderas (L) y al saturador (S) menos el vapor utilizado en el desaerador (Q) y los condensados de baja presión que retornan (V), considerando que los condensados de alta presión son prácticamente despreciables:(9)

$$U = L + S - Q - V \quad (20)$$

Los valores de L, S y Q se obtienen directamente del balance de vapor establecido anteriormente. Los condensados puros que retornan a la caldera (v) serán la misma cantidad de vapor de baja presión que se consume en el ingenio menos las pérdidas que ocurran por fugas, muestreos, purgas, evaporación, etc., normalmente se procura retornar todo el condensado del vapor de baja presión, sin embargo puede decirse que las pérdidas ascienden hasta un 10%, por lo que puede establecerse que:

$$V = 0.9E \quad (21)$$

Substituyendo la ecuación (21) en la (20), se tiene:

$$U = L + S - Q - 0.9E \quad (22)$$

Con lo que todos los datos se obtienen directamente del balance de vapor, concluyendo que el balance de vapor y condensados es uno sólo.

El programa de computadora propuesto para el balance de vapor ya incluye el cálculo de la cantidad de agua de repuesto a calderas (V) así como la corrida de ejemplo:

III,8.2 Aplicaciones del balance de condensados.

Independientemente de que el balance de condensados determina el agua que debe reponerse a las calderas como gasto normal, para determinar la capacidad de los equipos de tratamiento de agua cruda de repuesto a calderas deberán considerarse otros factores que permitan obtener el consumo máximo instantáneo.

En el dimensionamiento de los tanques de almacenamiento de condensado o de agua tratada, deberán tomarse en cuenta factores de emergencia tales como contaminación del condensado puro, en este caso por ejemplo, deberá considerarse un volumen del tanque de almacenamiento de agua tratada, capaz de soportar hasta 8 horas sin retorno de condensado, y para el caso de los tanques de condensado algunos autores recomiendan capacidades de 100 Kg de condensado por T.C.H. (4)

Un factor muy importante en el diseño es considerar la derivación de los condensados del 2° vaso del múltiple efecto hacia cualquiera de los tanques de condensado, con el fin de retornarlo a calderas si no está contaminado o en caso contrario utilizarlo en fábrica en las aplicaciones ya mencionadas. (9)

CAPITULO IV

**OPTIMIZACION DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO
DE AGUA PARA CALDERAS**

CAPITULO IV
OPTIMIZACION DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO
DE AGUA PARA CALDERAS

IV.1. ANTECEDENTES.

Una vez determinada la cantidad de agua que es necesario reponer al ciclo de vapor del ingenio, el problema se concentra en diseñar el sistema de tratamiento adecuado para proporcionar el agua de repuesto con la calidad requerida por las calderas al menor costo posible.

Las calderas de los ingenios azucareros operan a presiones menores a 300 lb/in^2 , por lo que los sistemas de tratamiento de agua utilizados deben diseñarse a menos de 10 ppm . (4)

Normalmente el agua de repuesto a calderas procede de pozo o de río, llamándose comúnmente agua cruda. El agua cruda se utiliza también como agua de repuesto en el circuito de enfriamiento a condensadores barométricos (fig. 6), como agua de servicio en la planta y como agua de enfriamiento en cristalizadores, compresores, etc. En los ingenios azucareros es poco común --

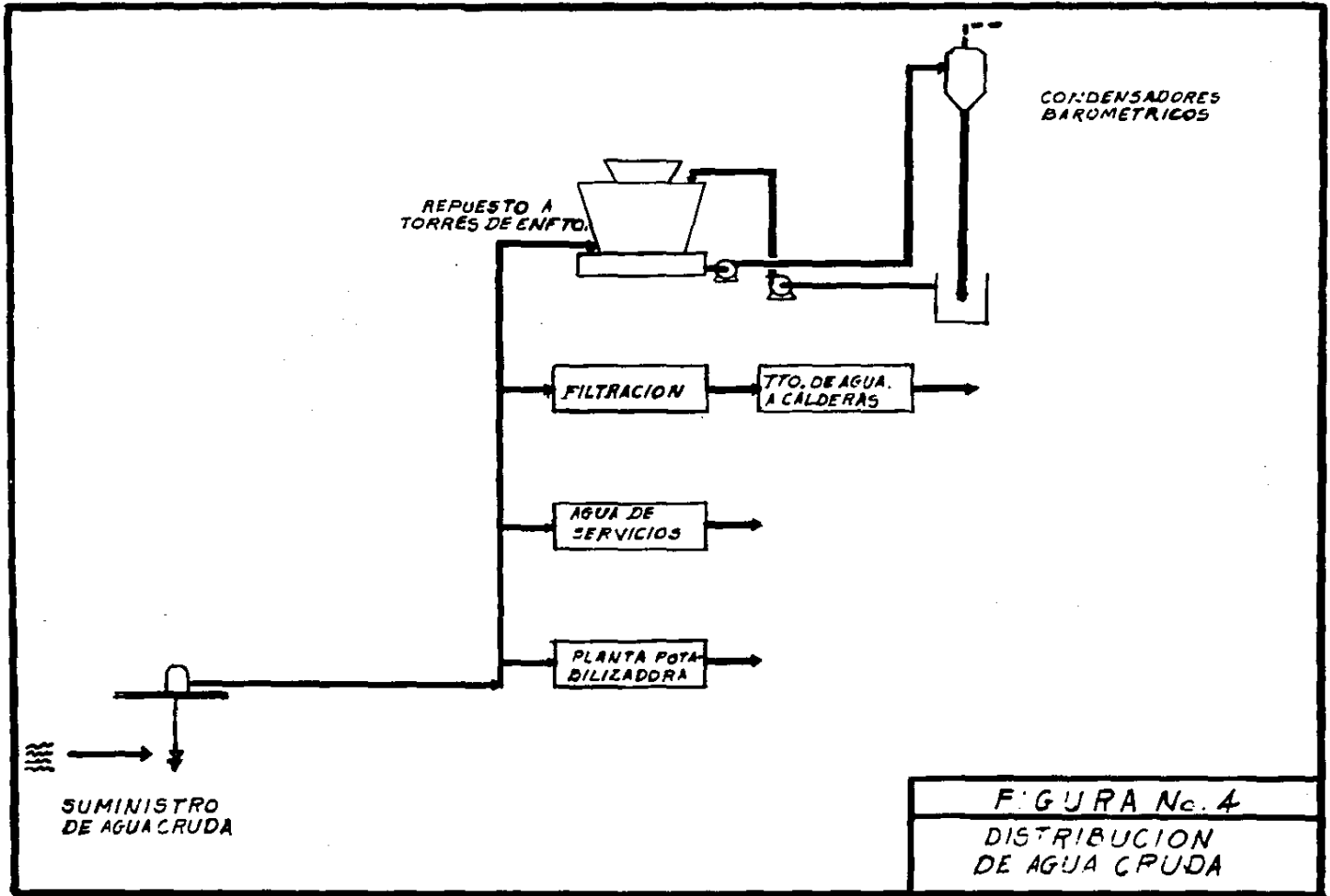


FIGURA No. 4
DISTRIBUCION DE AGUA CRUDA

darle un tratamiento previo al agua cruda ya que está prácticamente libre de sólidos no disueltos, basura u otros contaminantes, sin embargo, para el agua de re-- puesto a calderas se emplean la filtración como tratamiento previo (fig. 4).

Existen varios procesos de tratamiento de agua a calderas, tales como la desmineralización, suavización, cal carbonato en frío, cal carbonato en caliente, etc. Todos ellos tienen ciertas ventajas y desventajas en su uso. En este capítulo se utilizará una unidad de desmineralización de lechos separados.(1)

El diseño de una unidad de desmineralización para el - tratamiento de agua implica diversos factores a consideración. Se requiere que la resina intercambiadora - de iones retenga todos los sólidos disueltos en el --- agua a fin de entregar éstos con la calidad deseada. ésto puede lograrse con una cantidad adecuada de resina o bien con un exceso de ésta.

Debido al alto costo de la resina de intercambio iónico y el alto costo de los equinos de tratamiento se -- busca siempre que los equipos a tratar sean los más pequeños, sin embargo ésta política no es la más adecuada necesariamente, ya que la regeneración continua de las resinas hace que su vida útil sea menor. Por otra parte los equipos pequeños utilizan en muchas ocasiones los mismos equipos de control, por lo que el costo no se ve disminuido con notoriedad. También el -- costo de la mano de obra se ve aumentado cuando éstos equipos son pequeños, pues se requiere constante supervisión, regeneración, operación y limpieza.

Los equipos grandes también tienen ventajas y desventajas, si bien un equipo grande ahorra mantenimiento, --

operación y la vida de la resina es mayor, el costo - del equipo desalienta al inversionista.

El problema está entonces en seleccionar el equipo del tamaño adecuado, que aparte de dar la calidad del agua deseada proporcione la menor inversión y el menor mantenimiento, así como los costos del regenerante de la resina más bajos.

IV.2 DESCRIPCION DEL PROCESO DE DESMINERALIZACION

El equipo de desmineralización consiste básicamente en dos recipientes que contienen cada uno de ellos las resinas de intercambio iónico. El primer recipiente contiene la resina catiónica, es decir la que retiene los cationes presentes en el agua (Ca^{++} , Mg^{++} , Na^+), el -- segundo recipiente retiene los aniones (CO_3^- , SO_4^- , -- Cl^- , HCO_3^-). La resina catiónica intercambia los cationes por hidrógeno y los aniones son intercambiados por OH^- , por lo que a la salida del proceso el agua es tará prácticamente libre de las impurezas que tendría originalmente. (12)

Una vez que las resinas se han saturado es necesario -- regenerarlas para volverles a dar su capacidad de in-- tercambio original. Las resinas catiónicas se regeneran con ácido sulfúrico, y las resinas aniónicas con -- sosa cáustica.

Las reacciones que se suceden son las siguientes:

Para el intercambio iónico: (ejemplo con Ca^{++} y CO_3^-)

Cationes:



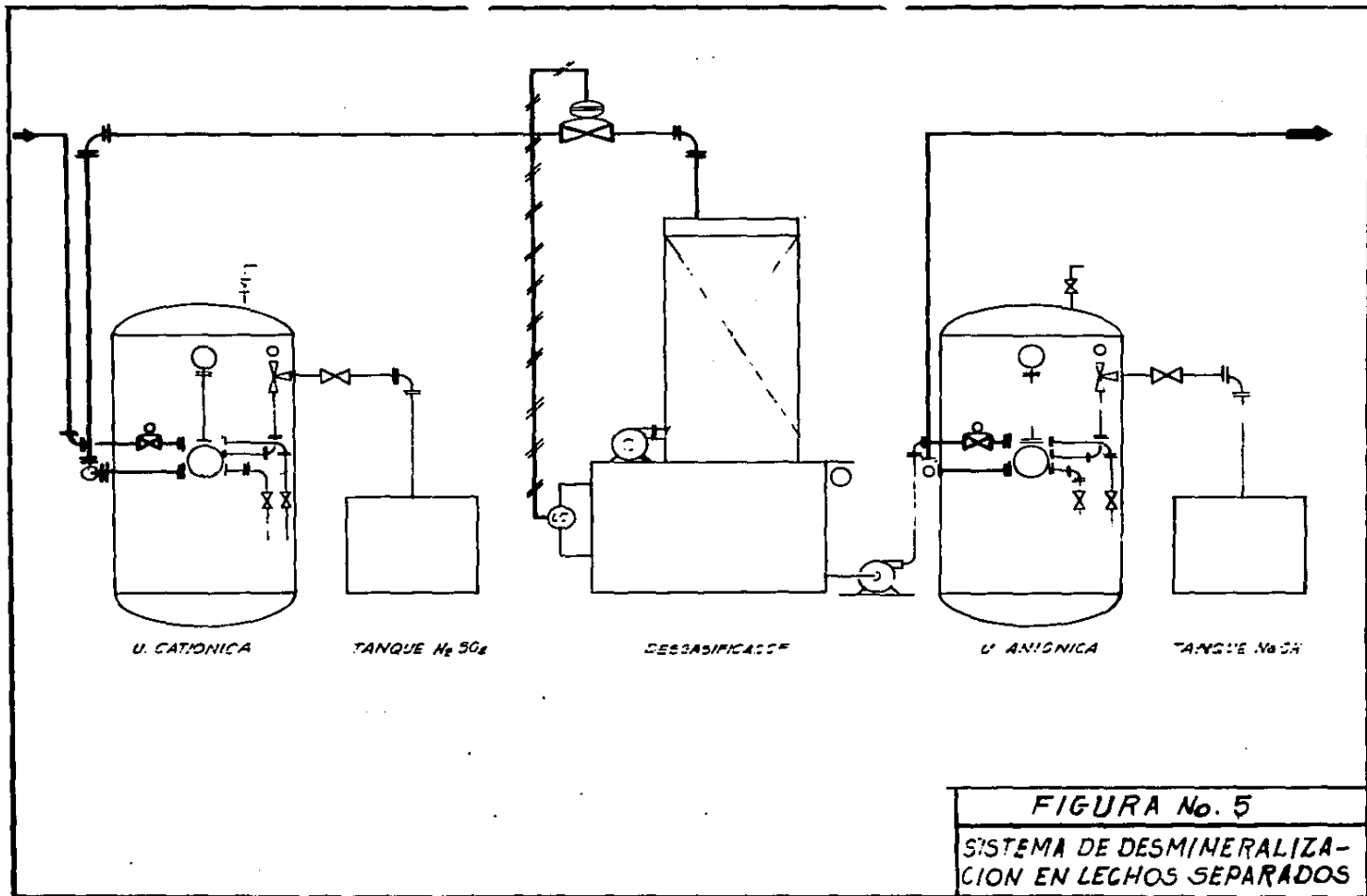
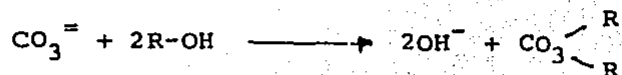
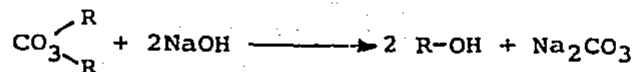


FIGURA No. 5
SISTEMA DE DESMINERALIZACION EN LECHOS SEPARADOS

Aniones:



Para la regeneración:



Un diagrama simplificado del proceso puede observarse en la figura 5.

IV.3

DETERMINACION DE LAS ECUACIONES DEL SISTEMA.

El cálculo de un sistema como el que se menciona implica tener variables, tales como: (5)

Ax : Capacidad de intercambio iónico de la resina

Av : Volumen de la resina

Rq : Cantidad de regenerante

N : Número de ciclos de operación

R_L : Nivel de regeneración de las resinas

t : Tiempo que dura un ciclo de operación

IV.3.1

Ecuaciones de Diseño.

La etapa inicial para resolver el problema es determinar cuales son las variables que serán consideradas como de diseño, la selección de éstas variables dependen de las características del proceso que se va a emplear.

Para simplificar el problema se va a considerar únicamente la optimización de las resinas catiónicas.

Las variables de diseño consideradas son las que se indican arriba y las ecuaciones de diseño son en éste caso las restricciones de igualdad.

$$Ax = f(R_L, I^+) \quad (1)$$

$$Av = f(Q, Ik, t, Ax) \quad (2)$$

$$Rq = f(Av, R_L, N) \quad (3)$$

$$N = f(t) \quad (4)$$

IV.3.1.1 Capacidad de la Resina (Ax)

Es función de la concentración de los iones de entrada y del nivel de regeneración de las resinas. Con estos datos se recurre a la información proporcionada por el fabricante de las resinas quienes proporcionan junto con el producto que sale a la venta la capacidad de la resina correspondiente; obtenido de las investigaciones de laboratorio (12), por lo que se establecerá la ecuación por lo pronto como sigue: $Ax = f(R_L, I^+)$ (5)

IV.3.1.2 Volumen de la Resina (Av)

Se expresa como el volumen total de resina que se necesita en la operación de intercambio iónico.

$$Av = \frac{Q \cdot Ik (t + 3)}{285 Ax} \quad (6)$$

en éste caso se está considerando que al tiempo que dura una operación se le agregan tres horas para la regeneración.

IV.3.1.3 Cantidad de Regenerante (Rq)

Es la cantidad anual de ácido o de regenerante que se -

necesita para dejar a las resinas nuevamente en condiciones de intercambiar iones.

$$Rq = Av. R_L \cdot N \quad (7)$$

IV.3.1.4 Ciclos de Renegeración (N)

Es el número de ciclos de regeneración por año que se efectúan en la unidad catiónica.

$$N = 8760 / (t + 3) \quad (8)$$

IV.3.2 Grados de Libertad

Las ecuaciones de diseño con que se cuenta son 4 y las variables de diseño son 6 por lo que los grados de libertad serán 2.

$$G.L. = Var. - Ec = 6 - 4 = 2 \quad (9)$$

IV.3.3 Función Objetivo.

La función objetivo está expresada como el costo anual de la operación: (16)

$$Oc = Lc + Rc + Ad + Ed \quad (10)$$

El costo anual está en función del costo de la mano de obra (Lc), el costo del regenerante durante todo el año (Rc), la depreciación de la resina (Ad) y la depreciación del equipo (Ed).

IV.3.4 Ecuaciones de Costos.

IV.3.4.1 Costo de la Mano de Obra (Lc)

$$Lc = N. Lt \cdot Lr \quad (11)$$

Es decir que está en función del número de ciclos anuales (N), el tiempo que dura una regeneración que puede estimarse en 3 horas ($L_t = 3$) y del precio por hora de la mano de obra que en éste caso la podemos estimar en 600 pesos ($L_r = 600$) quedando:

$$L_c = N \cdot 3 \cdot 600 \quad (12)$$

IV.3.4.2 Costo de la Regeneración (Rc)

El costo de la regeneración será igual a la cantidad de reactivos anuales R_q por el costo unitario del reactivo (R_g). Tomando el precio del ácido sulfúrico comercial como 10 pesos la libra (precio de noviembre 1986) se tiene:

$$R_c = R_q \cdot 10 \quad (13)$$

IV.3.4.3 Costo y Depreciación de la Resina (Ac) y (Ad)

Es función directa del volumen de la resina (A_v) y de su costo unitario (A_c') por lo que queda:

$$A_c = A_v \cdot A_c' \quad (14)$$

El costo unitario de la resina es 75,000 pesos por pie cúbico:

$$A_c' = 75,000 \quad (15)$$

Para obtener la depreciación anual de la resina se supuso que la vida promedio de la resina catiónica es de 5 años.

$$A_d = \frac{A_c}{5} = \frac{A_v \cdot 75,000}{5} \quad (16)$$

IV.3.4.4 Costo y Depreciación del Equipo (Eq) y (Ed)

El costo del equipo instalado es función del volumen - de la resina que lo ocupa, cada pie cúbico de resina - necesita otro tanto de volumen libre para la expansión por lo que el volumen de la resina multiplicado por 2 nos dará el volumen del equipo. Por otra parte se tiene el dato de que cada pie cúbico de equipo tiene un - precio promedio de 40,000 pesos, por lo que:

$$Ed = \frac{Eq}{10} = \frac{2 \cdot Av \cdot 40,000}{10} \quad (17)$$

$$Ed = 8,000 Av$$

Se consideró que el equipo tiene una vida de 10 años.

Substituyendo todas las ecuaciones de diseño y de costos en la función objetivo, se tiene:

$$Oc = N.Lt.Lr + Rq.Rp. + \frac{Av.Ac}{5} + \frac{2.Av. 40,000}{10} \quad (18)$$

$$Oc = \frac{8760}{t+3} \cdot 3.600 + Av.R_L \cdot \frac{8760}{t+3} \cdot 10 + Av. \frac{75,000}{5} + 8,000 Av \quad (19)$$

$$Oc = \frac{1.5768 \cdot 10^7}{t+3} + \frac{Q.Ik. (t+3)}{285.Ax} \cdot R_L \cdot \frac{8760}{t+3} + \frac{Q.Ik. (t+3)}{285. Ax} \cdot 23,000 \quad (20)$$

$$Oc = \frac{1.5768 \cdot 10^7}{t+3} + \frac{Q.Ik}{285. Ax} \left[87600R_L + 23,000 (t+3) \right] \quad (21)$$

Sólo queda sustituir en la ecuación 21 el valor de Ax

(capacidad de la resina) que es función directa de los datos de entrada y del nivel de regeneración (R_L) pero ya se había establecido que es un dato que no puede ser obtenido fácilmente por ecuaciones por lo que se escribirá como:

$\Delta x = f(R_L)$, quedando de la siguiente manera:

$$O_c = \frac{1.5768 \cdot 10^7}{t + 3} + \frac{Q \cdot I_k}{285 \cdot f(R_L)} \left[(87,600 R_L + 23,000 (T + 3)) \right] \quad (22)$$

En éste caso puede observarse que la ecuación objetivo ha quedado en función de 2 variables, que son el tiempo que dura la regeneración (2) y el nivel de regeneración (R_L) por lo que es necesario alimentar estos datos de tal forma que se obtenga un valor de O_c que represente el menor costo de operación anual. (7)

IV.4. EJEMPLO DE UN CASO ESPECIFICO.

En un ingenio azucarero se desea instalar una unidad de desmineralización de lechos separados, similar a la indicada en la figura 5, para obtener agua de repuesto a calderas con una concentración de 10 ppm. La capacidad de la unidad de desmineralización fué determinada en el balance de condensados del capítulo 3, como la cantidad de agua que es necesario reponer al ciclo de vapor que es igual a 176 gpm (666 lpm).

El ingenio cuenta con un manantial de donde toma el agua que va a ser tratada y tiene la siguiente composición:

Cationes:

$$Ca^{++} = 100 \text{ ppm como } CaCO_3$$

$Mg^{++} = 80$ ppm como $CaCO_3$
 $Na^+ = 320$ ppm como $CaCO_3$
Total Cationes: 500 ppm como $CaCO_3$

Aniones:

$HCO_3^- = 300$ ppm como $CaCO_3$
 $CO_3^{=} = 20$ ppm como $CaCO_3$
 $Cl^- = 180$ ppm como $CaCO_3$
500

Para tener una idea del costo total de la unidad de -
desmineralización se desea conocer los siguientes va-
lores de la sección catiónica:

- a) Volumen óptimo de la resina catiónica
- b) Duración del ciclo de operación más adecuado.
- c) Nivel de regenerante utilizado en la resina catiónica.
- d) Capacidad de intercambio iónico de la resina catiónica.
- e) Número de ciclos de operación utilizados en un año.
- f) Costo de la mano de obra en un año de operación.
- g) Cantidad del ácido sulfúrico utilizado en un año de operación.
- h) Costo del ácido sulfúrico utilizado en un año de operación.
- i) Costo anual de la resina catiónica considerando un tiempo de vida de 5 años.
- j) Volumen del recipiente para contener la resina catiónica.
- k) Costo anual del equipo de la sección catiónica -- considerando un tiempo de vida de 10 años.
- l) Costo anual de operación de la sección catiónica.

IV.4.1 Resumen de la información alimentada.

Como aclaración se enlistan los datos que se consideran como información, parte de los cuales fueron establecidos al determinar las ecuaciones del sistema.

Q = 176 GPM (flujo del agua a tratar) (666 lpm)
 IK = 500 ppm (iones a remover en el agua)
 LT = 3 hrs (tiempo que dura una regeneración)
 LY = 600 pesos (costo por hora de la mano de obra) (Nov.86)
 Rp = 10 pesos (costo por libra del ácido sulfúrico) (Nov.86)
 Ac' = 75,000 pesos (costo del pie cúbico de resina) (Nov.86)
 Eq' = 40,000 pesos (costo por pie cúbico de equipo) (Nov.36)
 Vida de la resina = 5 años
 Vida del equipo = 10 años

IV.4.2 Resolución del problema.

Substituyendo en la función objetivo los datos establecidos, se tiene:

$$O_c = \frac{1.5768 \times 10^7}{t + 3} + \frac{176 \times 500}{285 f(R_L)} \left[\frac{87,600}{t + 3} R_L + 23,000 (t + 3) \right]$$

Como se explicó anteriormente la ecuación objetivo (22) queda en función de 2 variables, que son el tiempo que dura la regeneración (t) y el nivel de regeneración (R_L) por lo que es necesario alimentar estos valores para obtener un valor de O_c que represente el mínimo costo de operación anual.

$$O_c = \frac{1.5768 \times 10^7}{t + 3} + \frac{1}{f(R_L)} \left[2.704842 \times 10^7 \cdot R_L + 7.101754 \times 10^6 (t + 3) \right]$$

En este caso los datos de (t) que se deben alimentar - son valores discretos ya que es necesario variar el - tiempo de operación en base a los requerimientos de - trabajo, es decir que los tiempos de operación serán:

$$t = 8, 12, 16, 20, 24 \text{ hs.}$$

Los niveles de regeneración también deberán ser valores discretos y son función de la información que se tiene de la literatura, este caso particular, los datos de - niveles de regeneración que se usarán son:

$$R_L = 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9 \text{ y } 10 \text{ lbs H}_2\text{SO}_4/\text{ft}^3 \text{ de resina}$$

Con los niveles de regeneración establecidos como variables discretos y los porcentajes de calcio, magnesio y sodio en el agua de alimentación se obtiene de la literatura técnica proporcionada por el fabricante de las resinas las capacidades de intercambio iónico para cada nivel de regeneración. La resina catiónica seleccionada es del tipo "gel" sintética, modelo - - - AMBERLITE IR - 120 PLUS, marca Rohm and Haas.(12)

Los porcentajes de calcio, magnesio y sodio total de cationes serán:

$$\% \text{ Ca} = \frac{100}{500} 100 = 20\% \text{ Ca.}$$

$$\% \text{ Mg} = \frac{80}{500} 100 = 16\% \text{ Mg.}$$

$$\% \text{ Na} = \frac{320}{500} 100 = 64\% \text{ Na.}$$

y las capacidades de intercambio iónico obtenidas serán:

Nivel de Regeneración Supuesto	Capacidad de la resina
R_L (lbs H_2SO_4/ft^3 de resina)	$f(R_L) A_X$ (kgms/ ft^3)
3	10.15
4	12.2
5	14.1
6	15.5
7	16.5
8	17.3
9	18.0
10	18.6

Substituyendo estos valores en la ecuación No. 22 para cada uno de los ciclos de operación considerados - se tienen en este caso particular 40 combinaciones de los valores de T y R_L , la combinación de valores de t y R_L que den el mínimo valor de O C será el resultado correcto.

IV.4.3 Programa que Desarrolla la Función Objetivo.

```

10  REM  Cálculo de la función objetivo optimización
      resinas catiónicas.
20  PRINT "Tiempo que dura un ciclo de operación T Hs"
30  INPUT  T
40  PRINT "Nivel de regeneración R"
50  INPUT  R
60  PRINT "Capacidad de la resina A"
70  INPUT  A
80  X = 1.5768 E07/(T + 3)
90  Y = 2.704842 E07*R
100 Z = 7.101754 E06*(T + 3)
110 O = X + (1/A) * (Y + Z)
120 PRINT "Costo anual O = ";O
130 END

```

IV.4.4 Resultados del Programa

Caso	t	R _L	A _x	Oc
1	8	3	10.15	17'124,543.61
2	8	4	12.2	16'705,009.79
3	8	5	14.1	16'565,468.3
4	8	6	15.5	16'943,765.13
5	8	7	16.5	17'643,044.49
6	8	8	17.3	18'329,992.35
7	8	9	18.0	19'297,625.32
8	8	10	18.6	20'175,577.88
9	12	3	10.15	19'541,009.85
10	12	4	12.2	18'651,199.18
11	12	5	14.1	18'197,895.74
12	12	6	15.5	18'394,221.29
13	12	7	16.5	18'982,427.27
14	12	8	17.3	19'716,730.06
15	12	9	18.0	20'493,538.33
16	12	10	18.6	21'320,582.26
17	16	3	10.15	22'118,425.38
18	16	4	12.2	20'758,337.85
19	16	5	14.1	19'991,272.47
20	16	6	15.5	20'005,626.74
21	16	7	16.5	20'482,759.34
22	16	8	17.3	21'137,448.84
23	16	9	18.0	21'890,400.63
24	16	10	18.6	22'626,535.92
25	20	3	10.15	24'772,816.65
26	20	4	12.2	22'942,452.27
27	20	5	14.1	21'861,624.93
28	20	6	15.5	21'694,007.93
29	20	7	16.5	22'060,067.16
30	20	8	17.3	22'635,143.37
31	20	9	18.0	23'284,238.66
32	20	10	18.6	24'009,465.32
33	24	3	10.15	27'469,972.22
34	24	4	12.2	25'169,330.98
35	24	5	14.1	23'774,741.7
36	24	6	15.5	23'425,153.42
37	24	7	16.5	23'680,139.27
38	24	8	17.3	24'175,602.2
39	24	9	18.0	24'760,841.0
40	24	10	18.6	25'435,159.03

El costo de operación más bajo resulta ser el caso No. 3, que tiene las siguientes condiciones:

a) Tiempo que dura una operación: $T = 8$ Hs.

- b) Nivel de regeneración empleado: $R_L = 5 \text{ lbs H}_2\text{SO}_4 / \text{ft}^3 \text{ resina}$
- c) Capacidad de la resina: $A_x = 14.1 \text{ Kgrs/ft}^3$
- d) Costo de Operación anual: $O_C = 16'565,468.3 \text{ pesos}$
- e) Volúmen óptimo de la resina catiónica:

$$A_V = \frac{Q \cdot I_K (t + 3)}{285 A_x} = \frac{176 \times 500 (8 + 3)}{285 \times 14.1} = 240.885 \text{ ft}^3 \text{ de resina}$$

- f) Número de ciclos de operación utilizados en un año:

$$N = \frac{8760}{t + 3} = \frac{8760}{8 + 3} = 796.3636 \text{ ciclos por año}$$

- g) Costo de la mano de obra en un año de operación:

$$L_C = N \cdot I_T \cdot L_r = 796.36 \times 3 \times 600 = 1'433,454 \text{ pesos}$$

- h) Cantidad de ácido sulfúrico utilizado en un año de operación:

$$R_q = A_V \cdot R_L \cdot N = 240.685 \times 5 \times 796,3636 = 959,160.2290 \text{ lbs.}$$

- i) Costo del ácido sulfúrico en un año de operación:

$$R_C = R_q R_p = 95,926.8 \times 10 = 9'591,602.29 \text{ pesos/año}$$

- j) Volúmen del recipiente para contener la resina catiónica:

$$V = 2 A_V = 2 \times 240.885 = 481.77 \text{ ft}^3$$

- k) Costo anual del equipo de la sección catiónica, considerando un tiempo de vida de 10 años:

$$E_q = 2 A_V \times 40,000 = 2 \times 240.885 \times 40,000 = 19'270,800.00 \text{ pesos}$$

$$E_d = \frac{E_q}{10} = 1'927,080.00 \text{ pesos/año}$$

- 1) Costo anual de la resina catiónica considerando un tiempo de vida de 5 años:

$$A_c = A_v A'_c = 240.88 \times 75,000 = 18'066,375.00 \text{ pesos}$$

$$A_d = \frac{A_c}{5} = 3'613,275 \text{ pesos/año}$$

IV.4 ANALISIS DE RESULTADOS

De la tabla de resultados anterior puede observarse que el costo de operación anual más bajo resulta ser el caso 3, que tiene un tiempo de operación de 8 horas y un nivel de regeneración de 5 lbs. de ácido sulfúrico por pie cúbico de resina. Con estos datos pueden calcularse los demás valores requeridos permiten diseñar o seleccionar el sistema de tratamiento adecuado que proporcione el agua de repuesto a calderas al costo más bajo posible.

IV.5 NOMENCLATURA

- Ax Capacidad de la resina (Kgrs/ft³)
- Ac Costo de la resina (pesos)
- Ar Tiempo de depreciación de la resina (años)
- Ad Depreciación de la resina (pesos/año)
- Av Volumen de la resina (ft³)
- A'_c Costo unitario de la resina (pesos/ft³)
- Ed Depreciación del equipo (pesos/año)
- Eq Costo del equipo instalado (pesos)
- I+ Cationes totales en el agua (ppm como CaCO₃)
- Ik Iones a remover en el agua (ppm como CaCO₃)
- Lc Costo de la mano de obra (pesos/año)
- N Ciclos de regeneración (ciclos/año)
- Q Flujo de agua a tratar (GPM)
- Oc Costo de operación anual (pesos/año)

Rc Costo de regeneración (ciclos/año)
Rq Cantidad de regenerante requerido (lbs)
RL Nivel de regeneración (lbs de regenerante/ft³ de -
resina)
Rp Precio del regenerante (pesos/lb)
t Tiempo que dura un ciclo de operación (hrs.)
Fc Factor de corrección de la capacidad de la resina
V Volumen de la resina (ft³)

CAPITULO V
MODIFICACIONES AL SISTEMA DE AGUA
DE CIRCULACION A CONDENSADORES
BAROMETRICOS

CAPITULO V
MODIFICACIONES AL SISTEMA DE AGUA
DE CIRCULACION A CONDENSADORES
BAROMETRICOS

V.1

ANTECEDENTES

Como se recordará en el Capítulo II, el jugo mezclado que se obtiene de la sección de molienda es enviado al proceso de clarificación. En el proceso de clarificación se elimina la mayor parte de las impurezas que contiene el jugo, obteniéndose un jugo clarificado con un brix aproximado de 15.

En el proceso de evaporación el jugo clarificado se concentra por medio de evaporadores de múltiple efecto hasta un brix de 65, el producto aquí obtenido se denomina meladura.

La meladura junto con otros azúcares y mieles recuperadas del proceso se concentran hasta un brix mayor de 92 en unos equipos llamados tachos, desarrollándose a esa concentración los cristales de azúcar.

El evaporador de múltiple efecto y los tachos son equipos que realizan su operación al vacío con objeto de obtener bajas temperaturas de ebullición, evitando así la inversión de la sacarosa, caramelización y la formación de color. En el último cuerpo de el evaporador de múltiple efecto y de los tachos el punto de ebullición debido al vacío que se provoca es de 55° C aproximadamente. Las presiones a las que se someten estos equipos son de 26" de Hg man de vacío (660 mm Hg man). La condición de vacío se efectúa por medio de condensadores barométricos, los cuales requieren una gran cantidad de agua.

Durante mucho tiempo, los Ingenios Azucareros en México, se establecieron cercanos a grandes fuentes de abastecimiento de agua, sin que esto causara un serio problema, tanto para el ingenio en el aspecto económico como para el medio ambiente hacia donde se enviaba. Generalmente la circulación de agua a los condensadores es de un sólo paso, es decir, que se bombeaba el agua cruda desde la fuente de abastecimiento hasta los condensadores barométricos (fig 4), el agua entraba a este equipo condensando los vapores provenientes de la ebullición y bajaba por la pierna barométrica hasta un pozo caliente, provocando así el vacío al cuerpo evaporador y haciendo que el punto de ebullición fuera consecuentemente menor. Del pozo caliente, que estaba instalado abajo del nivel del suelo, se retornaba por gravedad río abajo de la fuente de toma (fig 6). Aunque el agua caliente -

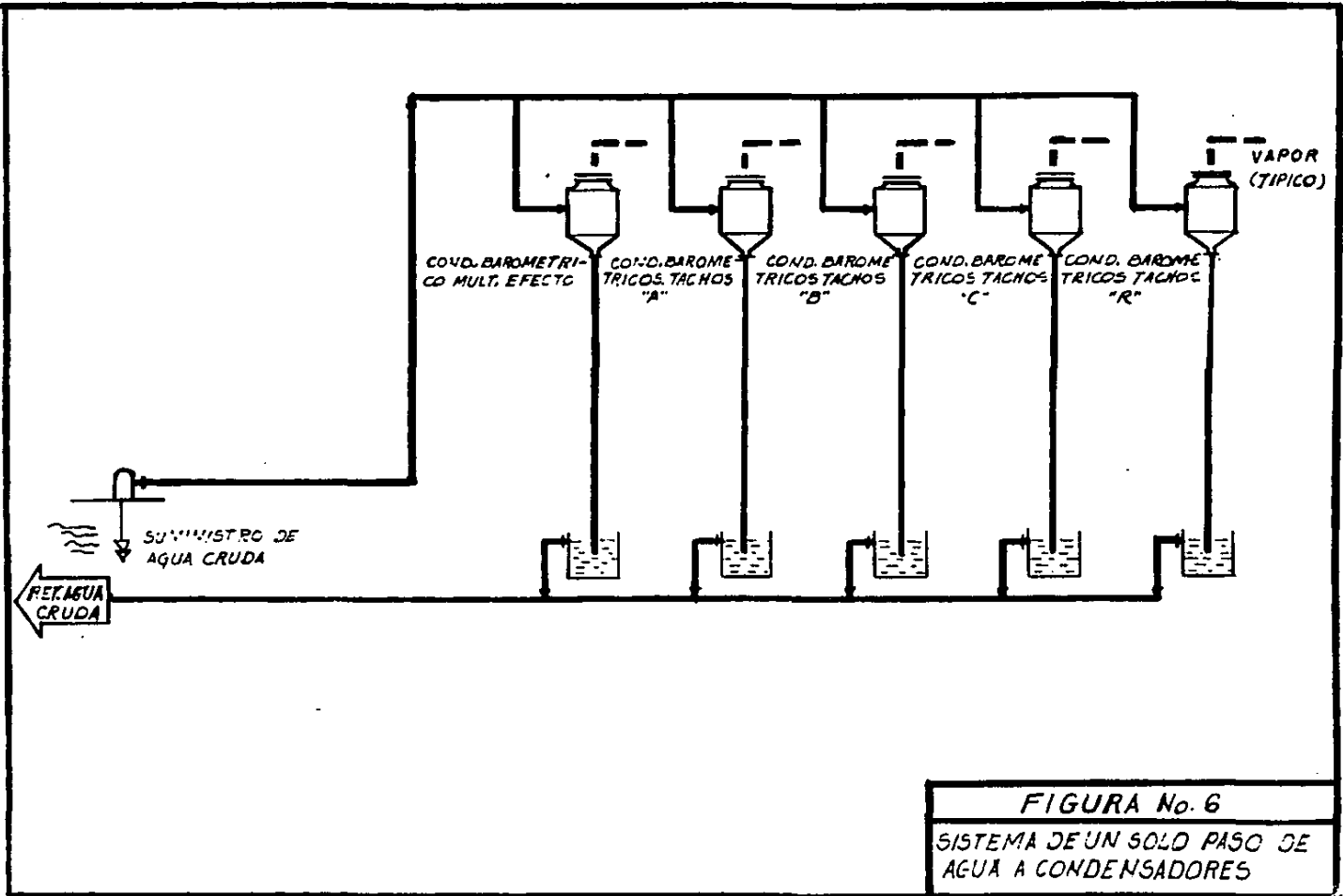


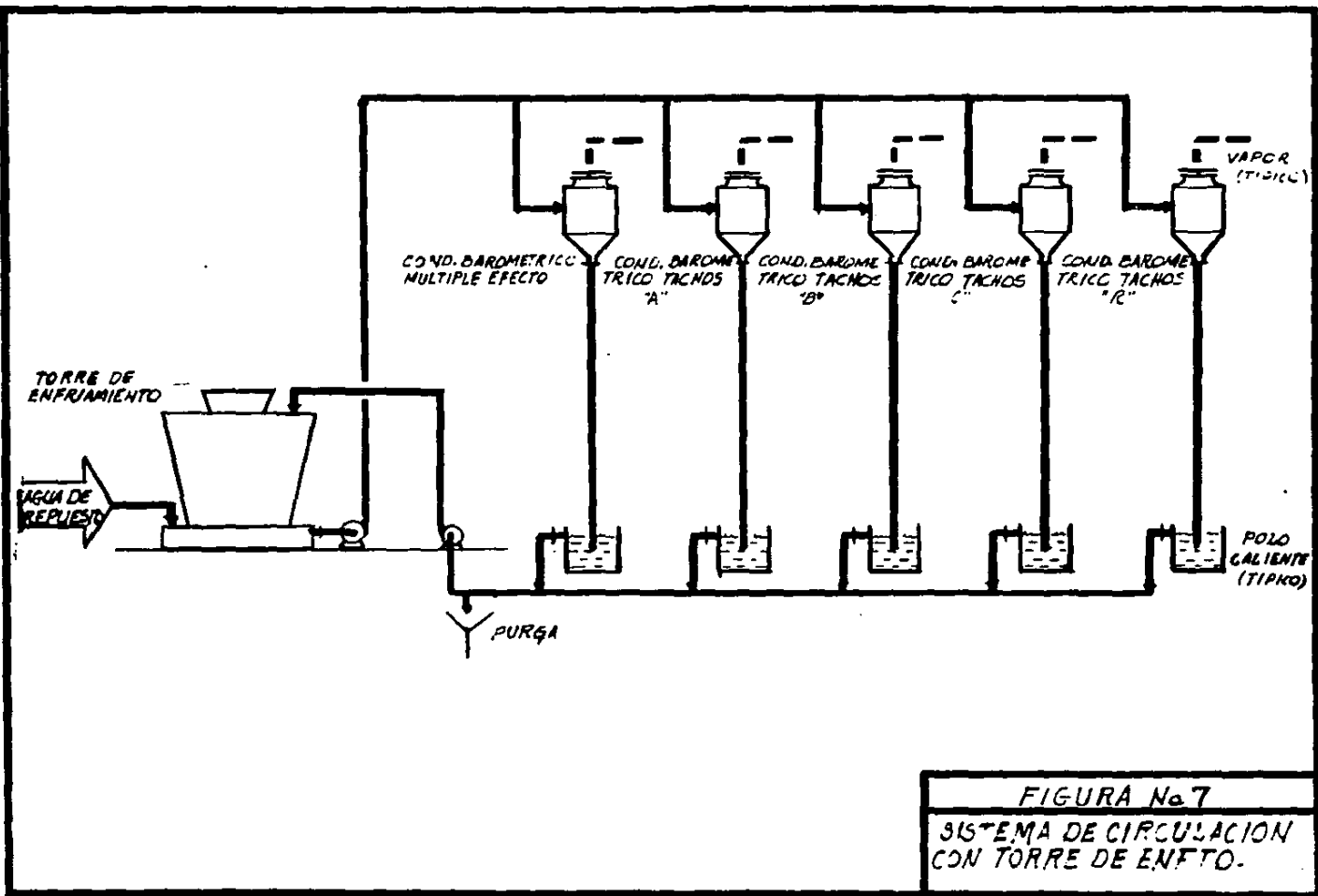
FIGURA No. 6
 SISTEMA DE UN SOLO PASO DE
 AGUA A CONDENSADORES

a la salida del condensador tenía una temperatura - de 40°C aproximadamente, la contribución de temperatura al medio ambiente no era muy alta, debido precisamente a que los ríos o lagunas hacia donde se - retornaba llevaban un caudal muy grande, siendo este incremento de 1°C aproximadamente. Es común ver en los lugares donde aún se encuentra instalado este sistema una mayor cantidad de peces en el punto exacto de las descargas del efluente caliente.

A medida que se fue acumulando el número de ingenios, la aparición de otras industrias, el incremento de la población y la disposición de agua hacia otros - usos, las fuentes de abastecimiento de agua se - fueron haciendo cada vez más difíciles de localizar, y aún para los ingenios existentes la cantidad de - agua con que se disponía anteriormente se fue reduciendo. Por otra parte, las nuevas reglamentaciones sobre el uso del agua, hicieron que la obtención de este fluido se hiciera cada vez más costoso e indicaban a su vez las condiciones de temperaturas y grados de contaminación mínima con que debían de retornarse al medio ambiente. Se decidió entonces recircular el agua enfriándola en un principio por medio de piletas de aspersión y tiempo después se emplearon torres de enfriamiento.

En todos los ingenios existentes que sufrieron este cambio tanto en México como en el extranjero, la instalación de las torres de enfriamiento se realizó - sin modificar el circuito original, más aún cuando - éstas se utilizaban para substituir a las piletas de enfriamiento, es decir, que a la salida de los pozos calientes, el agua se manejaba por medio de bombeo -

06



hasta la parte superior de la torre. Una vez enfriada el agua, ésta se enviaba nuevamente por bombeo a los condensadores barométricos (fig 7).

V.2

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La mayoría de los ingenios azucareros modernos - - utilizan condensadores barométricos tipo jet, para crear el vacío en el último vaso del múltiple efecto y en los tachos, estos condensadores utilizan una - gran cantidad de agua fría. En un ingenio que muele 6000 toneladas de caña por día, los requerimientos - de agua para crear vacío ascienden a 35,000 gpm, es decir 5.8 gpm por tonelada de caña diaria. El bombeo de esta cantidad de agua es por consecuencia altamente costosa. Sin embargo, se ha comprobado que este - sistema para producir vacío es por diversas razones todavía el más económico dentro de la industria azucarera.

En el diseño del sistema de agua de circulación a - los condensadores barométricos para los ingenios tipo se recurrió a la literatura existente, también se recibieron los planos de los ingenios más modernos - en otros países. En todos los casos el circuito estaba como se describe anteriormente (fig 7), es decir, con equipo de bombeo antes y después del sistema de enfriamiento.

La idea que estaba en mente era ahorrarse un sistema de bombeo tratando de retornar por gravedad el agua de los condensadores a la torre de enfriamiento. Existía sin embargo, el problema del pozo caliente el - - cual es un tanque de sello que permite crear una columna de agua al condensador.

La diferencia de niveles entre el condensador barométrico y el pozo caliente deberá ser la necesaria para formar un vacío casi perfecto, es decir, la columna hidrostática funciona como un barómetro de agua estando la altura del líquido en función de la presión atmosférica del sitio donde se localiza la planta. Por ejemplo, si la presión atmosférica en el ingenio es de 760 mm. de Hg., la altura teórica de la columna barométrica deberá ser de 10.33 mts., mas un factor de seguridad recomendado para prevenir variaciones bruscas en el nivel de agua de la columna (fig 10).

Esto indica que por condiciones de diseño la diferencia de niveles entre el condensador y el pozo es imposible disminuirla. Por otra parte el diseño de los pozos calientes siempre se había hecho de acuerdo a la norma del HEI (Heat Exchange Institute), el cual establece que deben construirse abajo del nivel de piso y de concreto, indicando también las dimensiones de éste, resultando una pileta enterrada de forma cuadrada que permite resistir paquetes de agua y condensado que golpean el pozo. (3)

La torre de enfriamiento hacia donde debería enviarse el agua a la salida de los pozos calientes tenía una altura superior a los 12 metros, por lo que bajo estas condiciones de diseño, la eliminación de un sistema de bombeo se hacía prácticamente imposible.

V.3. SOLUCION AL PROBLEMA

La única solución para que el circuito de agua de condensadores barométricos funcione con un sólo sistema de bombeo es retornar por gravedad el agua desde el pozo caliente hasta la torre de enfriamiento. Para esto

se propusieron ciertas modificaciones al diseño original.:

- a) Modificación al diseño del pozo caliente.
- b) Revisión de la altura de la pierna barométrica.
- c) Relocalización del condensador barométrico.
- d) Análisis de factibilidad técnica del sistema modificado.

V.3.1

Modificación al diseño del pozo caliente.

De acuerdo a los estándares del Heat Exchange Institute los pozos calientes deben servir como sello a la descarga de la pierna barométrica, las dimensiones del pozo caliente deben ser tales que el volumen de agua medido desde el extremo final del tubo hasta el derrame sea al menos 1.5 veces el volumen contenido en la pierna barométrica. La profundidad del tubo dentro del pozo caliente no debe ser menor de 12 pulgadas y el espacio entre el fondo del pozo y el final del tubo tampoco debe ser menor de 12 pulgadas, normalmente se establece como la mitad del diámetro del tubo. La norma no indica las dimensiones de los lados ó la profundidad total, sin embargo es práctica común construirlo en forma de cubo, es decir con todos los lados iguales a menos que las distancias mínimas dominen. (Fig. 8)

Debido a que la norma no indica una relación exacta para las dimensiones del pozo se pensó que estas podrían variarse de la práctica usual haciendo el pozo más esbelto. Se sugirió entonces substituir el pozo caliente por un tubo concéntrico a la pierna barométrica respetando la condición de tener 1.5 veces como mínimo el volumen del líquido en la pierna. (3)

La altura del tubo concéntrico debería ser tal que retornase libremente por todo el fluido hasta la torre -

de enfriamiento sin ningún problema de control o rompimiento del vacío establecido. (Fig. 9)

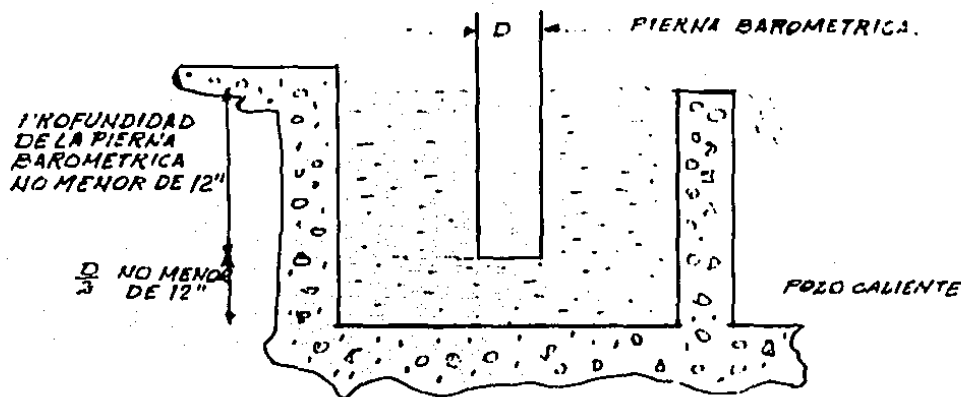


FIG. 8
DISEÑO DEL POZO CALIENTE DE
ACUERDO AL STANDARD DEL HEL.

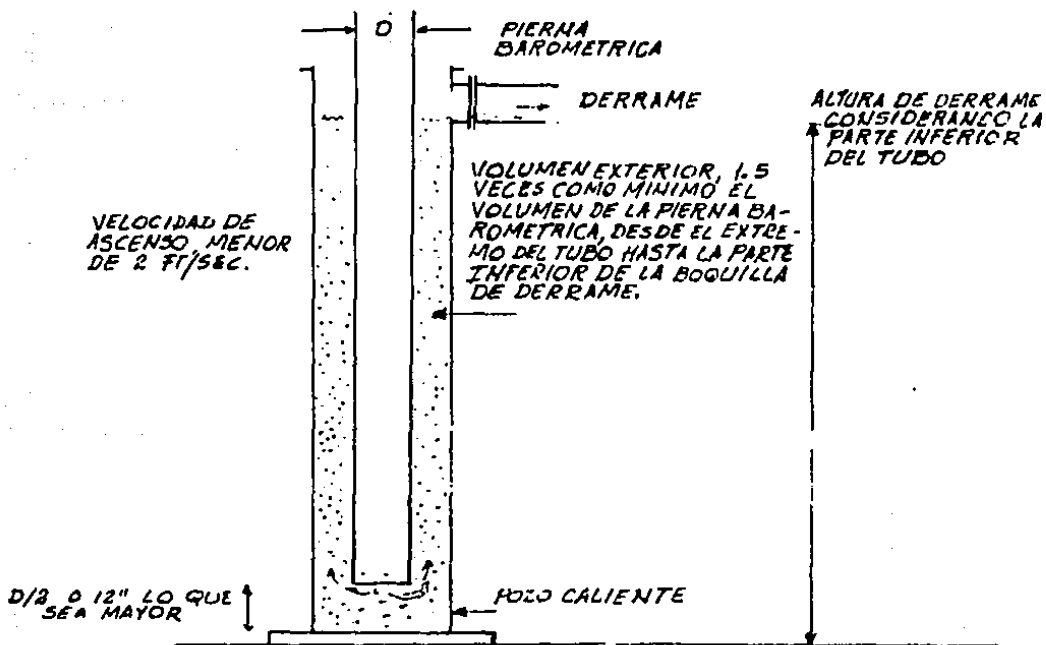


FIG. 9
DISEÑO MODIFICADO
DEL POZO CALIENTE.

Las demás condiciones establecidas por el HEI permanecieron sin cambio, por ejemplo la altura desde el fondo del tanque hasta el final de la pierna barométrica se mantenía en la mitad del diámetro del tubo o 12" lo que fuese mayor.

Para mayor seguridad se estableció que la altura de derrame se consideraría la parte inferior de la boquilla de descarga; de modo que la altura desde el nivel de piso hasta ese punto fuera mayor que la altura de la torre de enfriamiento mas la carga hidrostática debido a fricciones en el retorno del líquido.

Para dimensionar el diámetro del tubo exterior se condicionó la velocidad de ascenso del agua hasta el derrame a menos de 2 ft/sec, esto es con el objeto de evitar altas velocidades de ascenso que provocaran derrames exteriores. Si la velocidad del agua establecida daba como resultado un volumen menor al establecido, debería reducirse la velocidad hasta cumplir con la norma del HEI.(3)

V.3.2 Revisión de la altura de la pierna barométrica.

Según Hugot, la altura de la columna barométrica debe medirse desde el nivel del pozo al pie de la columna hasta la junta que hace con el vaso del condensador. La altura es la suma de 3 términos:(4)

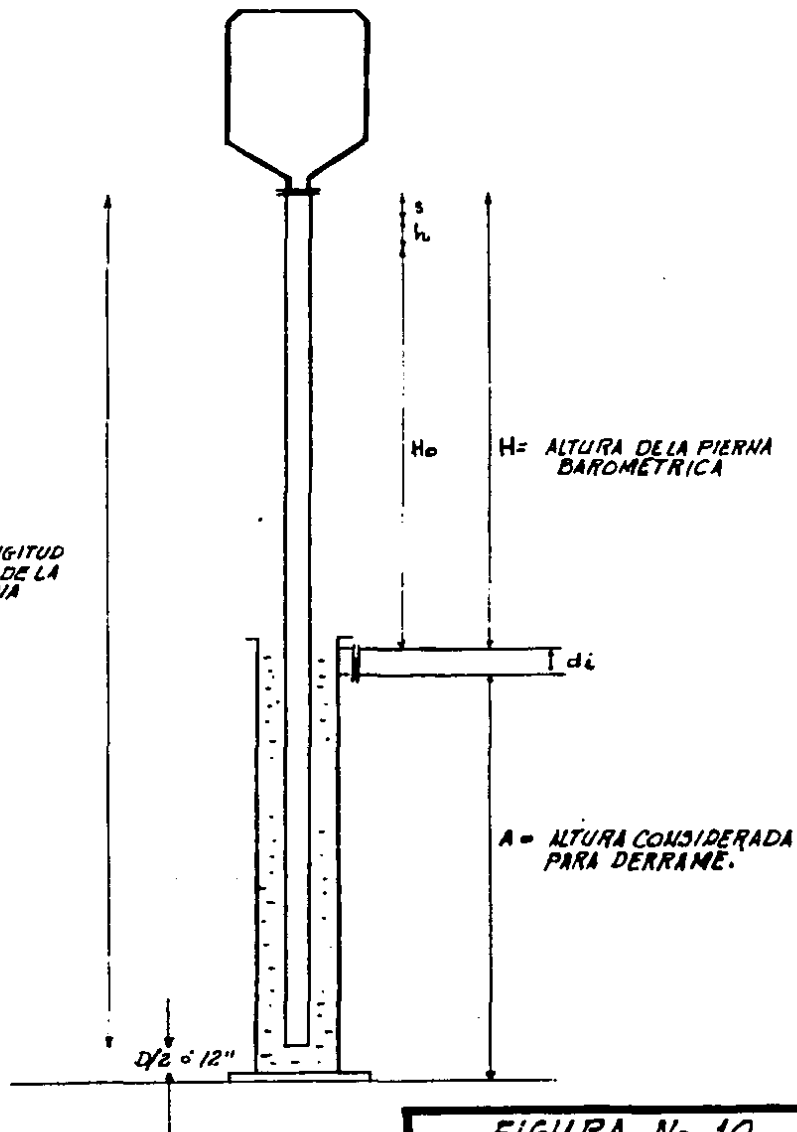
H_0 = Carga Hidrostática correspondiente al máximo vacío del condensador.

h = carga necesaria para dar al agua la velocidad de descenso deseada.

S = Margen de seguridad para prevenir variaciones bruscas en el nivel de agua de la columna

$$H = H_0 + h + s \quad (1)$$

$L =$ LONGITUD
TOTAL DE LA
TUBERIA



$H =$ ALTURA DE LA PIERNA
BAROMETRICA

$A =$ ALTURA CONSIDERADA
PARA DERRAME.

FIGURA No 10
ALTURA DE LA PIERNA
BAROMETRICA

Ho= El límite inferior de temperatura que puede tomarse como mínimo para el agua de salida es de 30° C ---- (86°F), el vacío correspondiente es 73 cm de Hg (28.7 inHg) que es el máximo en el trópico. Tomando en cuenta el volumen específico del agua a esa temperatura - (1.004) y el margen necesario que permite una elevación eventual en la presión barométrica a 78 cm Hg --- (30.7 inHg) se tendrá:

$$H_o = 33.9 \times \frac{28.7}{30} \times 1.004 \times \frac{30.7}{30} = 33.3 \text{ ft. (10.15 mt)} \quad (2)$$

h=La carga hidrostática está dada por la fórmula:

$$h = (1 + \alpha) \frac{V^2}{2g} \quad (3)$$

donde:

h = carga hidrostática necesaria para mantener el flujo en la columna a una velocidad (ft de agua)

V = Velocidad del agua en la columna (ft/seg)

g = Aceleración debida a la gravedad = 32.16 ft/sec²)

α = Coeficiente dado en la tabla siguiente:

Tabla No. 1

VALORES DEL COEFICIENTE α

D i á m e t r o d e l a T u b e r í a i n					
	2	4	8	16	32
Tubo recto	6.1	2.6	1.2	0.6	0.4
Con doble codo de 90° en la base	6.7	3.2	1.8	1.2	1.0

s=Este es un margen de seguridad para prevenir a las variaciones repentinas en el vacío, o en el gasto de -

agua. En general s puede tomarse como;

$$s = 1.5 \text{ ft (0.46 mt)}$$

Como margen adicional de seguridad se consideró para este caso particular que el nivel de derrame debe tomarse en la parte mas alta del tubo de descarga. A diferencia de la altura de derrame que se consideró en la parte más baja. De ésta manera tanto para la altura de la pierna barométrica como para la altura de derrame se incluye el diámetro de la tubería de -- descarga, es decir, que si el derrame del líquido está ocurriendo en la parte más alta de la tubería no se -- afecta el vacío ya que la altura de la pierna está -- considerada y si el derrame ocurre en la parte más ba ja del tubo existe la altura hidrostática suficiente para llegar hasta la torre de enfriamiento.

Por su parte, el HEI establece una altura mínima recomen da da basada exclusivamente en la máxima presión ba ro m é t r i c a registrada en el lugar.

Máxima presión barométrica Altura en presión
in de Hg a 32°F (pies de agua a 32°F)

31	35.2
30	34.0
29	32.9
28	31.7
27	30.6
26	29.5
25	28.4
24	27.2
23	26.1

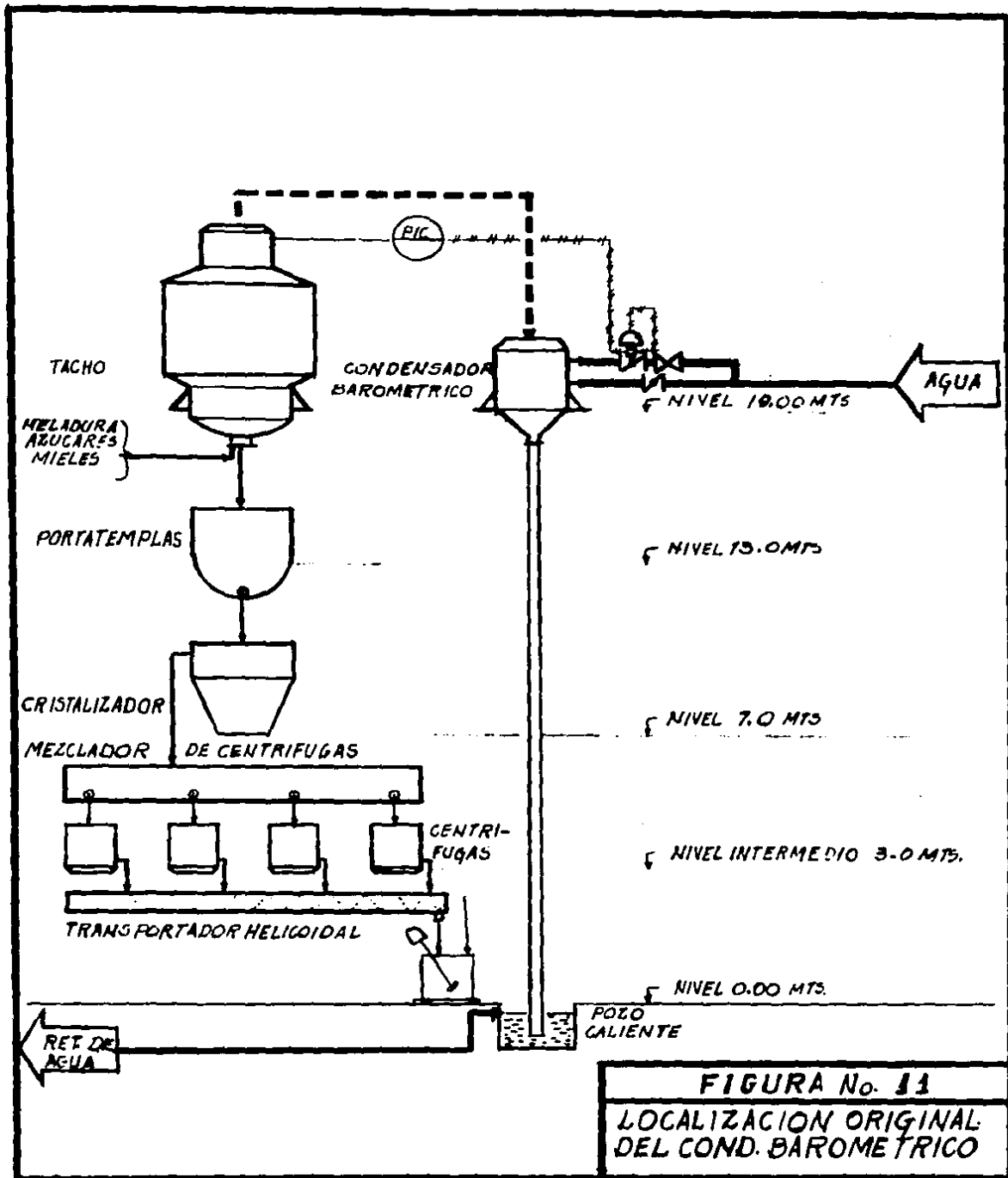
Para fines prácticos tanto el método establecido por Hugot como el del HEI son iguales.

V.3.3 Relocalización del condensador barométrico.

Una vez establecida la altura de la columna barométrica y la del pozo caliente se procedió a relocalizar la posición del condensador barométrico. Por lo general el condensador se instala al mismo nivel del piso que el tacho, ya que este último por necesidades de operación también debe localizarse en el nivel de piso más alto del ingenio. La masa cocida que se produce en el tacho baja por gravedad hacia el portatemplas, de ahí cae por gravedad a los cristalizadores donde ocurre una caída de pureza, es decir, existe un crecimiento de los cristales de azúcar y se reduce el contenido de miel. Una vez que los cristales de azúcar han llegado a su tamaño máximo, la masa cae al mezclador de centrifugas, de donde se do física a éstas. En las centrifugas se separa la miel de los cristales de azúcar. La miel que se separa de la centrifuga, se derrama hacia un tanque instalado sobre el piso del nivel cero. El azúcar húmedo a la salida de la centrifuga, es transportado hacia las demás partes del proceso (fig. 11).

La localización del condensador barométrico junto al tacho especialmente en el ingenio Tipo, daba origen a una pierna barométrica con una longitud muy superior a la requerida (20 mts. aproximadamente) por este concepto, los incrementos en el vacío no son apreciables, así que la modificación del pozo caliente era factible.

La suma de la longitud de la columna barométrica recomendada más la altura de derrame del pozo caliente mo



dificado eran tales que se podía dejar el condensador barométrico en el sitio original, pero en caso de accidentes del terreno o por una mayor altura de la torre de enfriamiento se requiriera localizar el condensador más arriba, existirán las facilidades para realizarlo.

V.3.4 Análisis de factibilidad técnica del Sistema propuesto.

Una vez planteado el nuevo sistema de circulación de agua a condensadores barométricos (fig. 13) se analizaron las ventajas y desventajas que éste podría tener.

- a) Se estaba ahorrando un sistema completo al bombeo incluyendo tubería, accesorios, motores, equipo eléctrico, etc. incluyendo los gastos de operación y mantenimiento que esto representa.
- b) La inversión por concepto de tubería de agua de retorno y soportes se hacía mayor, ya que ésta debería ser aérea para descargar por gravedad a la torre y aunque el costo es mayor que los pozos calientes y canales de concreto, la diferencia no era significativa.
- c) La cabeza hidrostática de las bombas de agua de alimentación a condensadores barométricos no se incrementaba en forma considerable ya que este se encontraba por necesidad de instalación a una altura muy superior a la necesaria.
- d) La velocidad de ascenso del agua en el tubo acondicionado como pozo caliente podría incrementarse si la temperatura aumentaba, pero manteniendo una

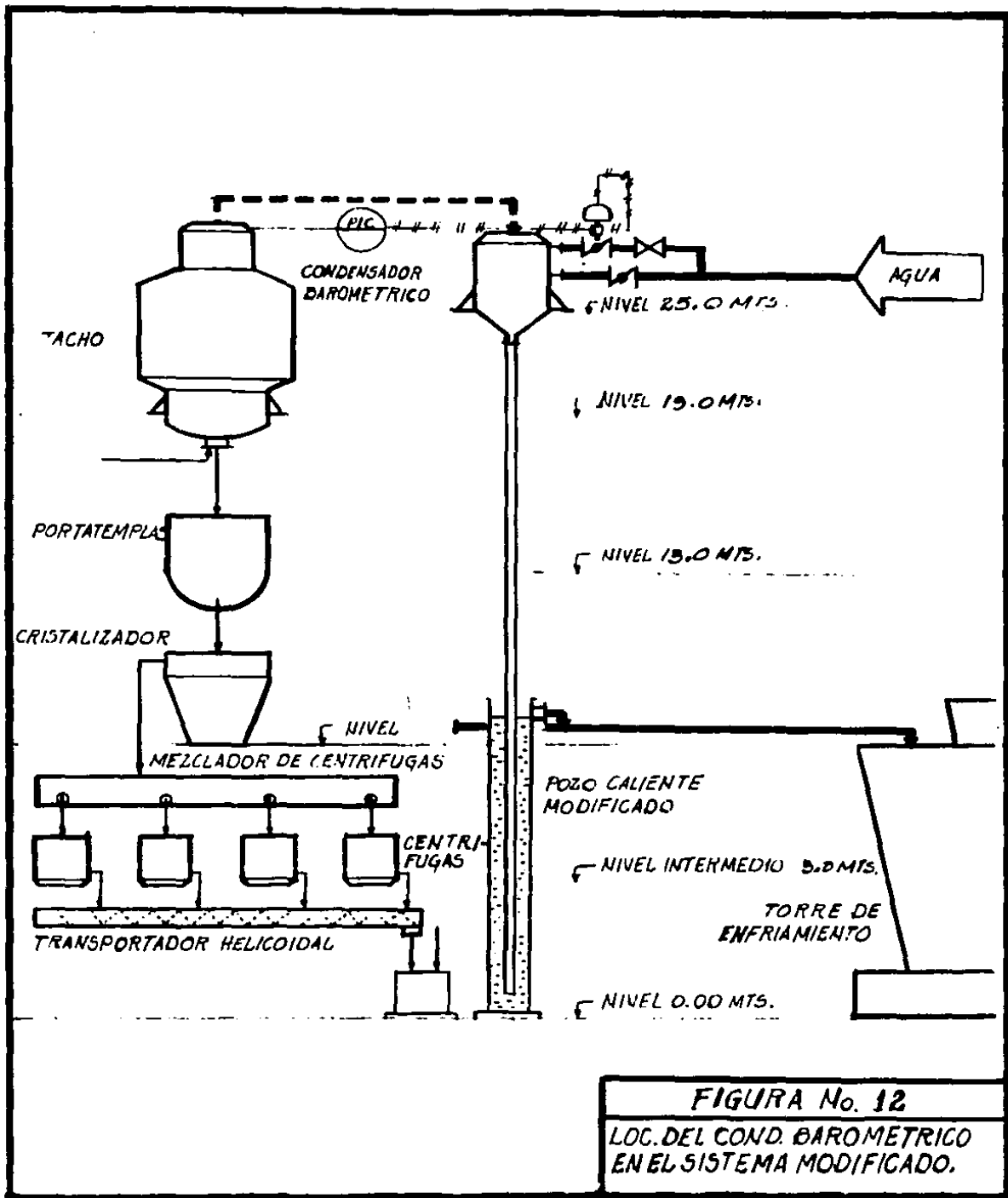


FIGURA No. 12
 LOC. DEL COND. BAROMETRICO
 EN EL SISTEMA MODIFICADO.

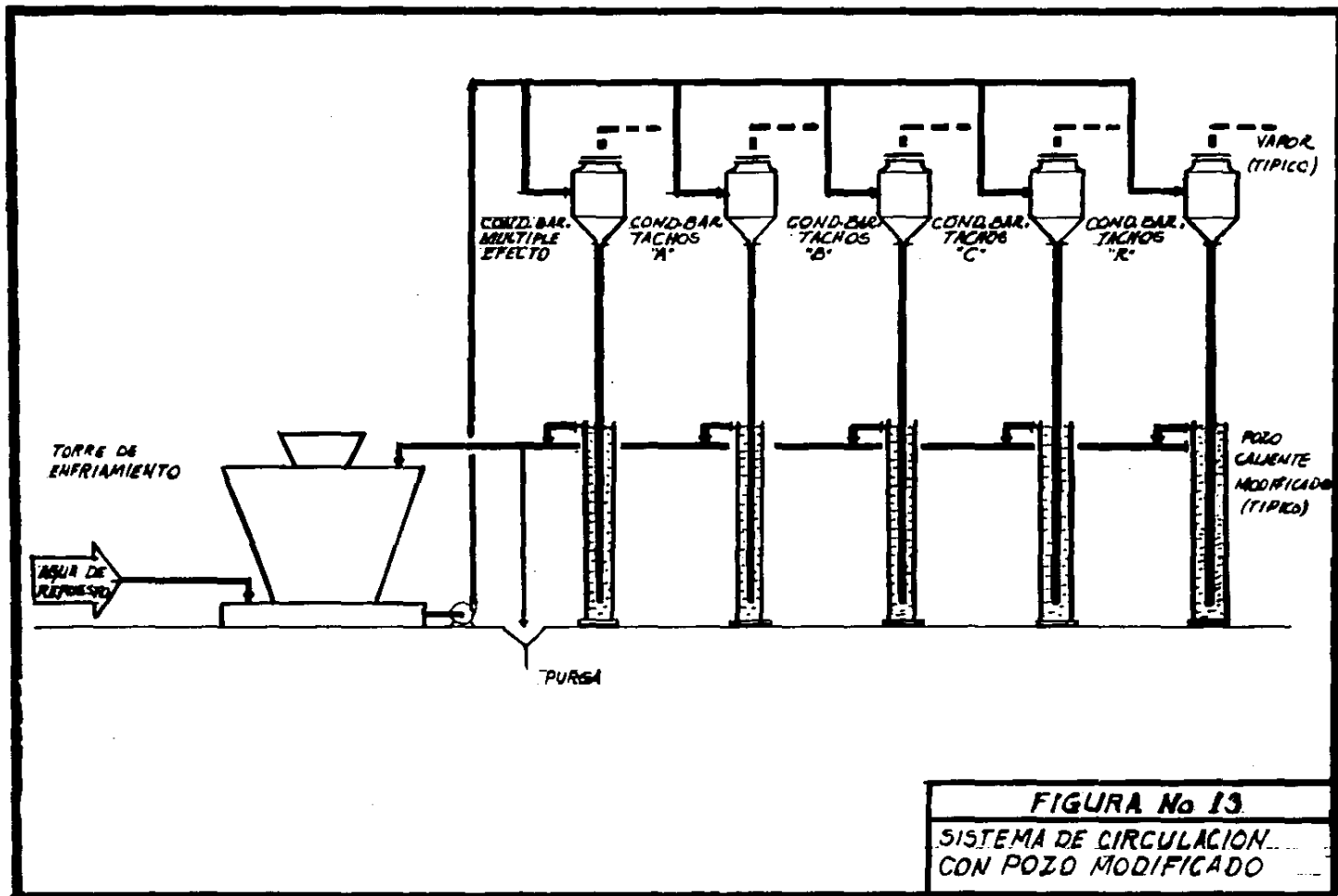


FIGURA No 13
SISTEMA DE CIRCULACION
CON POZO MODIFICADO

temperatura de descarga de 40° C y un diámetro -
adecuado del pozo, esto no era muy significativo.

e) La presencia de incondensables en el agua podría
provocar golpes en el pozo caliente, aumentar la
velocidad, causar oleajes y derrames hacia afuera
del pozo, sin embargo esto también sucede en los -
pozos calientes convencionales.

Ya que era evidente que por el lado económico la modi-
ficación propuesta es mucho más barata y aparentemen-
te no existía ningún impedimento técnico o científico
que indicara algún error, se decidió correr el riesgo
y aceptar la modificación propuesta.

No se realizaron pruebas de laboratorio ni experimen-
taciones en planta piloto por carecer la industria --
azucarera de este tipo de instalaciones, sino que se
construyó directamente de los cálculos y diseños re--
sultantes de la ingeniería básica y de detalle.

V.4. MEMORIA DE CALCULO DE UN CASO ESPECIFICO.

V.4.1 Descripción de las Condiciones de Operación.

Un ingenio azucarero con capacidad de molienda de - -
6,000 toneladas de caña por día tiene en el área de -
evaporación un evaporador de cuádruple efecto capaz -
de concentrar 4,542 lts/min (1,200 GPM) de jugo de 15°
a 65° Brix. El último vaso del múltiple efecto evapo-
ra 29.2 tons/hr. de vapor de agua a una temperatura -
de 55°C y un vacío de 66 cms. de Hg manométrico.

En el área de cocimientos existen 6 tachos de crudo -
de 2,000 ft³ de capacidad cada uno. Se utilizan 2 pa

ra plantas de A, 1 para plantas de B, 2 para plantas de C, y uno de repuesto que actúa en forma alterna - como Tacho A o de B. Cada uno de ellos evapora bajo condiciones normales de operación 12.5 tons/hr de -- vapor de agua a 55°C y un vacío de 66 cms. de Hg manométrico.

En el área de refinería se encuentran 2 Tachos de refinado con las mismas condiciones de capacidad y operación que los tachos de crudo.

El agua fría disponible de entrada a los condensadores barométricos es de 30°C.

Por medio del sistema modificado de pozos calientes (Figs. 12 y 13) se piensa retornar por gravedad el - agua utilizada por los condensadores barométricos y enviarla a la torre de enfriamiento para ser recirculada nuevamente al sistema.

La temperatura del agua a la salida de los condensadores barométricos es de 40°C y la altura de la boquilla de entrada del agua a la torre de enfriamiento es de 11 metros arriba del nivel superior del dado de cimentación del pozo.

Se desea conocer:

- a) Cantidad de agua para cada condensador.
- b) Cantidad de agua total.
- c) Seleccionar los condensadores barométricos apropiados.
- d) Altura de la pierna barométrica.
- e) Diferencia de niveles entre la boquilla de descarga de los condensadores barométricos y la boquilla de

- entrada de la torre de enfriamiento.
- f) Altura del condensador barométrico.
- g) Dimensiones de los pozos calientes modificados.

V.4.2 Cantidad de agua para cada Condensador.

- a) Condensador del evaporador de múltiple efecto.

PV = Presión del vapor: 66 cmHg (vacío) = (26" Hg)
 V = Masa de vapor: 29.2 tons/hr = (64,374.32 lb/hr)
 Tv = Temperatura del vapor: 55°C = (131°F)
 t1 = Temperatura de entrada del agua: 30°C (86°F)
 t2 = Temperatura de salida del agua: 40°C (104°F)

Según Hugot, la cantidad de agua necesaria para la condensación del vapor está dada por la siguiente fórmula: (4)

$$W = \frac{1,115 + 0.3T_v - t_2}{t_2 - t_1} \quad (4)$$

donde:

W = Libras de agua por libras de vapor condensado.

Tv = Temperatura del vapor en °F

T1 = Temperatura del agua entrada en °F

T2 = Temperatura de salida del agua en °F.

Substituyendo los datos en la fórmula se tendría:

$$W = \frac{1,115 + 0.3 (131) - 104}{104 - 86} = 58.35 \frac{\text{lb agua}}{\text{lb vapor}}$$

Comprobando esta fórmula por medio de un balance de calor, se tiene:

$$W = \frac{H_x - H_2}{H_2 - H_1} \quad (5)$$

donde :

H_x = Entalpía del vapor a 131°F = 1,118.2 BTU/lb

H_1 = Entalpía del agua a 86°F = 54.03 BTU/lb

H_2 = Entalpía del agua a 104°F = 71.99 BTU/lb

$$W = \frac{1,118.2 - 71.99}{71.99 - 54.03} = \frac{1,046.21}{17.96} = 58.25 \frac{\text{lb/agua}}{\text{lb/vapor}}$$

Por lo tanto la fórmula de Hugot es correcta.

La cantidad de agua que se utilizará en el condensador del múltiple efecto será:

$$W = 58.35 \frac{\text{lb/agua}}{\text{lb/vapor}} \times 64,374.32 \frac{\text{lb/vapor}}{\text{hr}} =$$

$$= 3,756,241.5 \frac{\text{lb/agua}}{\text{hr}} = 7,512 \text{ GPM (28,435 lpm)}$$

b) Condensadores Barométricos de Tachos:

Dado que todos los tachos tienen la misma capacidad y condiciones de operación, los condensadores barométricos serán todos iguales.

P_v = Presión de vapor: 66 cms de Hg (26" Hg man)

V = Masa de vapor: 12.5 ton/hr (27,557.5 lb/hr)

T_v = Temperatura del vapor: 55°C (131°F)

T_1 = Temperatura de entrada del agua = 30°C (86°F)

T_2 = Temperatura de salida del agua: 40°C (104°F)

Como son las mismas condiciones que el condensador del múltiple efecto se tiene:

$$W = 58.35 \text{ lbs. agua/lbs. vapor}$$

Y la cantidad total de agua a cada condensador, será:

$$W = 58.35 \frac{\text{lb/agua}}{\text{lb/vapor}} \times 27,557.5 \frac{\text{lb/vapor}}{\text{hr.}} =$$
$$= 1'607,980.1 \frac{\text{lb. agua}}{\text{hr.}} = 3,216. \text{ GPM (12,172 lpm)}$$

V.4.3 Cantidad de agua requerida por el sistema.

Se considera funcionando normalmente el evaporador de múltiple efecto y siete de los ocho Tachos existentes, ya que uno está de repuesto, por lo que el requerimiento normal de agua será:

$$7,512 + 7 (3,216) = 30,024 \text{ GPM (113,641 lpm)}$$

V.4.4 Selección de los Condensadores Barométricos.

Como ya se dijo antes, el condensador barométrico es todavía el medio más económico y práctico para producir el vacío en la industria azucarera, esto se debe a que puede contarse con grandes volúmenes de agua.

Dentro de los condensadores barométricos más usados - es el Tipo Multi Jet Spray, Modelo 592 fabricado por la empresa Schutte and Koerting Co. (13)

Este equipo es empleado generalmente cuando se requiere evacuar grandes cantidades de vapor, y existen amplias fluctuaciones en estas cargas de vapor y en la temperatura del agua utilizada en la condensación.

La flexibilidad de esta operación se debe a su diseño

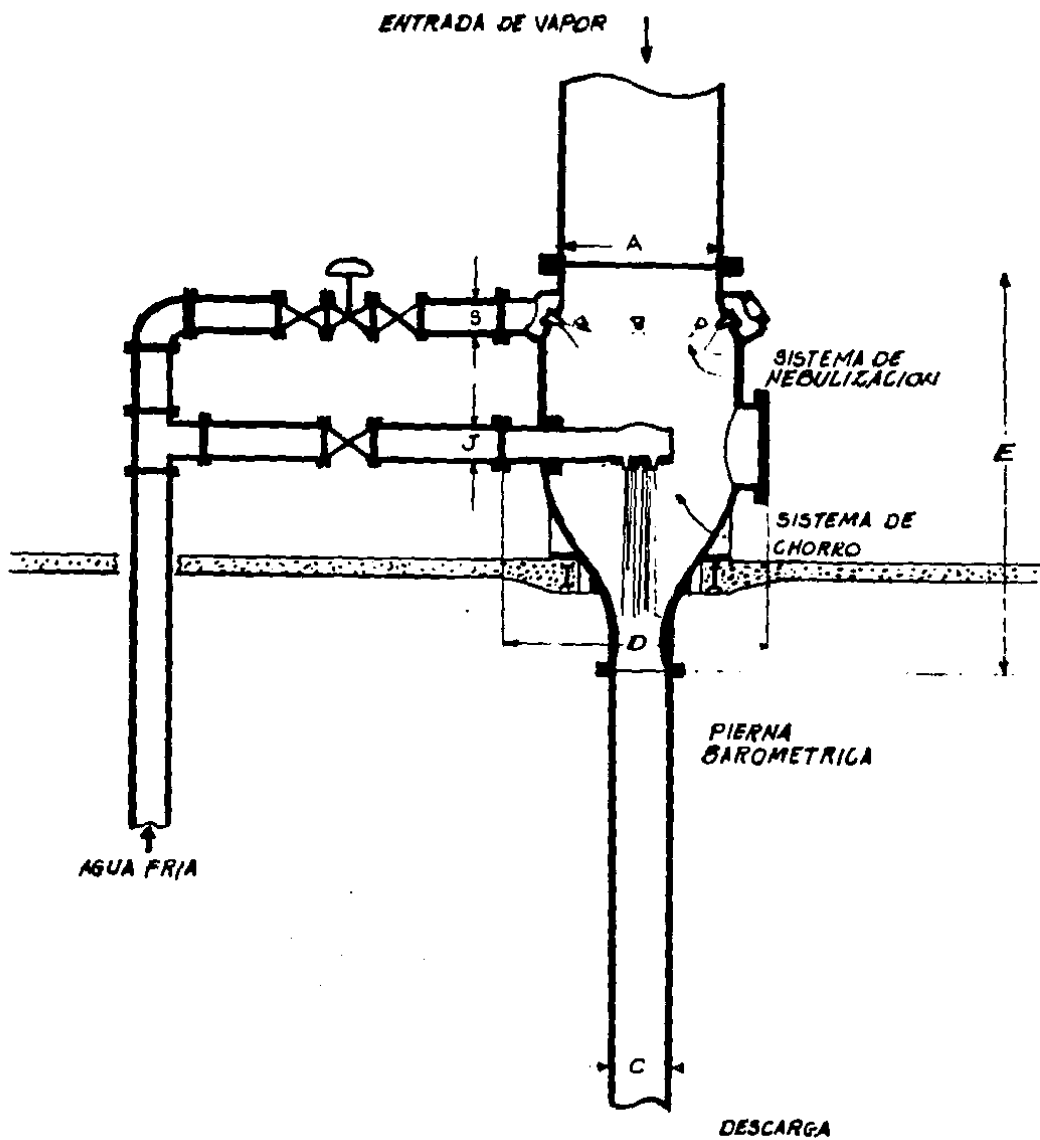


FIGURA No 14
 CONDENSADOR BAROMETRICO
 TIPO MULTI-JET SPRAY

Para condensar los vapores a plena carga se alimenta el agua por dos secciones, una localizada en la parte superior que cuenta con una serie de Toberas de nebulización arregladas en forma periférica y otra por la parte central del condensador donde se localizan las boquillas de chorro (fig. 14)

Si la cantidad de vapores por condensar disminuye, o bien la temperatura del agua de condensación se reduce, es posible regular la entrada de agua en la boquilla de nebulización, puede llegarse hasta el grado de cerrar completamente estas boquillas y trabajar como un condensador convencional, logrando así un menor gasto de agua en relación a los vapores.

Tan pronto como las condiciones de operación requieren nuevamente del agua a las boquillas de nebulización, las válvulas de control se abren y la eficiencia en el trabajo continuará constante.

Los vapores entran al condensador por la parte superior y son condensados por el agua que sale de las toberas. Los incondensables son arrastrados por la corriente de agua y descargados junto con los condensados por la pierna barométrica.

Para este tipo de condensador barométrico existe una serie de tamaños de acuerdo a la máxima capacidad de consumo de agua:

Para el condensador barométrico del múltiple efecto se consideró el tamaño No. 41 y para los tachos se seleccionó tamaño No. 38. (13)

De conformidad con la Tabla No. 2 la capacidad máxima

TABLA No. 2 CAPACIDADES, DIMENSIONES Y PESOS DEL
CONDENSADOR BAROMETRICO TIPO MULTIJET SPRAY TIPO 592

Tamaño No.	Consumo de agua a máxima cap. GPM	Conexiones (pulgadas)				Dimensiones Totales (pies y pulg)		Peso aproximado libras	
		Entrada vapor	Entrada de agua		Desc.	D	E	Fo.Fo.	Fab. Std
			S	J					
30	625	20	5	5	6	2'-10 1/2"	5'-7"	1,800	1,200
31	750	24	5	5	6	3'-4"	6'-2"	2,300	1,500
32	950	24	5	5	8	3'-4"	6'-2"	2,600	1,700
33	1100	30	6	6	8	3'-11 1/4"	6'33/4"	4,400	2,400
34	1300	30	6	6	8	3'-11 1/4"	6'33/4"	4,500	2,500
35	1700	30	8	6	10	4'-3"	6'103/8"	6,000	3,200
36	2200	36	8	8	10	4'-10 1/4"	7'-10"	8,000	4,000
37	3200	42	10	8	12	5'-4"	9'-7"	10,000	5,000
38	3800	48	10	8	12	5'-11 1/4"	10'-6"	11,000	5,500
39	5000	54	12	12	14	6'-11 1/2"	11'-2"	11,000	7,500
40	6000	60	14	12	16	7'-6 1/2"	11'-10"	14,000	8,750
41	8000	60	14	12	18	7'-6 1/2"	11'-10"	16,000	9,500
42	9000	66	16	14	20	9'-2"	13'-4"	20,000	11,000
43	12000	72	18	16	24	10'-0"	15'-0"	22,000	13,000

de consumo de agua para el condensador del múltiple efecto y de siete de los ocho tachos será:

$$8,000 + 7 (3,800) = 34,600 \text{ GPM (130,961 lpm)}$$

V.4.5 Altura de la Pierna Barométrica.

a) Condensador del múltiple efecto.

De acuerdo a lo establecido en el punto V.3.2, la altura de la pierna barométrica será igual.

$$H = H_o + h + S \quad (1)$$

$$H_o = 33.3 \text{ ft. (Ver V.3.2) (10.15 mts)}$$

$$h = (1 + \epsilon) \frac{v^2}{2g} \quad (3)$$

$\epsilon = 0.575$ (de la Tabla No. 1, para 18" de diámetro en

tubo recto)

El modelo 41 de la Tabla No. 2 indica un gasto máximo de 8,000 GPM y un diámetro del tubo de descarga de -- 18", con estos datos, la velocidad de descarga será:

$$V = 12 \text{ ft/sec.} \quad (3.65 \text{ m/sec})$$

$$g = 32.2 \text{ ft/sec}^2 \quad (9.81 \text{ m/sec}^2)$$

$$h = (1 + 0.575) \left(\frac{12^2}{64.4} \right) = 3.52 \text{ ft (1.07 mts)}$$

$$s = 1.5 \text{ ft (0.46 mts)}$$

$$H = 33.3 + 3.52 + 1.5 = 38.3 \text{ ft (11.67 mts.)}$$

Por su parte la altura recomendada por el HEI para -- una presión barométrica eventual de 78.7 cms de Hg --- (31" de Hg) es de 35.2 ft. por lo que escogemos por - seguridad el resultado más alto que es de 38.3 ft. -- (11.67 mts.)

b) Condensador de Tachos.

El valor de H_0 y S son los mismos, por lo que solamente obtendremos el de h .

$$H_0 = 33.3 \text{ ft (10.15 mts)}$$

$$s = 1.5 \text{ ft (0.46 mts)}$$

$$h = (1 + \alpha) \frac{V^2}{2g}$$

$$\alpha = 0.8 \text{ (para 12" de diámetro en tubo recto)}$$

$$g = 32.2 \text{ ft/sec}^2 \quad (9.81 \text{ mts/sec}^2)$$

De la tabla No. 2 el tamaño 38 para 3,800 GPM y 12" de diámetro, la velocidad será:

$$V = 11.5 \text{ ft/sec. (3.5 mts/sec}^2)$$

$$h = (1 + 0.8) \times \frac{11.5^2}{64.4} = 3.7 \text{ ft (1.12 mts)}$$

$$H = 33.3 + 3.7 + 1.5 = 38.5 \text{ ft (11.73 mts.)}$$

Igual que en el caso anterior se escoge éste valor al recomendado por el HEI.

V.4.6

Diferencia de Niveles entre la Boquilla de Descarga de los Condensadores Barométricos y la Boquilla de - Entrada de la Torre de Enfriamiento.

La diferencia de altura entre la boquilla de derrame del pozo caliente y la entrada de la torre de enfriamiento será la cabeza de presión estática debido al flujo del agua expresado en términos del altura, es decir, las pérdidas por fricción causadas por la tubería en el tramo más crítico de derrame.

Esta altura está expresada por:

$$h_L = \frac{K V^2}{2g} \quad (6)$$

Donde:

H_L = pérdida de la cabeza de presión estática debida al flujo en pies de líquido

K = coeficiente de resistencia o pérdida de la cabeza de velocidad.

V = velocidad del fluido en ft/sec.

$g = \text{Aceleración de la gravedad} = 32.2 \text{ ft/sec}^2 \text{ (} 9.81 \text{ m/sec}^2 \text{)}$

En un isométrico la red de retorno de agua a la torre de enfriamiento queda como sigue:

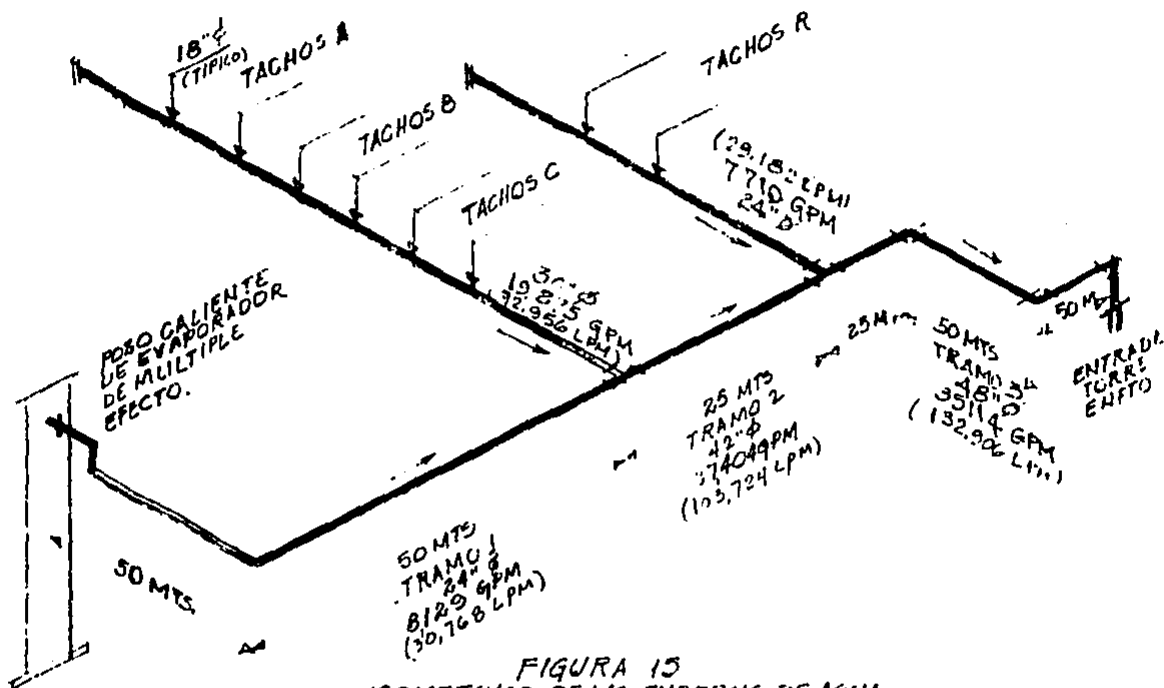


FIGURA 15
ISOMETRICO DE LAS TUBERIAS DE AGUA
DE RETORNO DE CONDENSADORES
BAROMETRICOS.

El punto más lejano de la torre de enfriamiento es - la descarga del pozo caliente del evaporador de múltiple efecto por lo que éste será el que se considere como crítico. (2)

CALCULO DEL PRIMER TRAMO:

Diámetro	= 24"	fluido:	Agua
Di	= 23.5"	temp. :	104°F
L	= 328 ft.	Dens. f:	61.96 lb/ft ³
Codos	= 3	Viscosidad μ	= 0.66 cp
		Gasto:	8,129 GPM (agua + condensado)

Cálculo de la velocidad:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{8,129 \times 144}{(23.5)^2 \times 0.785 \times 7.486 \times 60} = 6.14 \text{ ft/sec.} \\ (1.87 \text{ mt/sec}) \quad (7)$$

Cálculo del Reynolds:

$$Re = \frac{50.66 Q \rho}{d \mu} = \frac{50.66 \times 8,129 \times 61.96}{23.5 \times 0.66} = 1'645,136.3 \quad (8)$$

$$\text{Rugosidad } \frac{\epsilon}{D} = 0.0004$$

$$\text{factor de fricción} = 0.017$$

Cálculo de los valores de K:

a) Para tuberías

$$K = f \frac{L}{D} = \frac{0.017 \times 328 \times 12}{23.5} = 2.84 \quad (9)$$

b) 3 Codos de 90° soldados r/d = 1.5 K = 16 ft c/u

$$K = 16 \text{ ft} \times 0.017 \times 3 = 0.816$$

c) Un alargamiento súbdito:

$$K = \frac{(1 - \beta^2)^2}{\beta^4} = \frac{(1 - 0.566265^2)^2}{0.566254} = 4.48 \quad (10)$$

$$\text{Donde } \beta = \frac{d_1}{d_2} = \frac{23.5}{41.5} = 0.566265 \quad (11)$$

$$K \text{ total Tramo 1} = 2.84 + 0.816 + 4.48 = 8.14$$

Cabeza estática para el Primer Tramo:

$$h_{L1} = \frac{Kv^2}{2g} = \frac{8.14 \times (6.14)^2}{64.4} = 4.7 \text{ ft} \quad (6) \\ (1.43 \text{ mt})$$

TRAMO 2

Diámetro 42" fluido = agua
 di = 41.5" temperatura = 104°F
 L = 82 ft Densidad ρ = 61.96 lb/ft³
 Viscosidad μ = 0.66 cp
 Gasto = 27,204 GPM

Cálculo de la velocidad:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{27,404 \times 144}{(41.5)^2 \times 0.785 \times 7.48 \times 60} = 6.49 \text{ ft/sec}$$

Cálculo del Reynolds:

$$Re = \frac{50.66 \cdot Q \cdot \rho}{d \cdot \mu} = \frac{50.66 \times 27,404 \times 61.96}{41.5 \times 0.66} = 3'140,497.8$$

$$\text{Rugosidad } \frac{\epsilon}{D} = 0.0004$$

$$\text{Factor de fricción: } f = 0.017$$

Cálculo de los valores de K:

a) para tubo recto:

$$K = f \frac{L}{D} = 0.017 \times \frac{82 \times 12}{41.5} = 0.403$$

b) para un alargamiento:

$$K = \frac{(1 - \beta^2)^2}{\beta^4} = \frac{(1 - 0.8737^2)^2}{0.8737^4} = 0.0961$$

$$\text{Donde } \beta = \frac{d_1}{d_2} = \frac{41.5}{47.5} = 0.8737$$

$$K \text{ total Tramo 2} = 0.403 + 0.0961 = 0.4991$$

Carga por fricción en pies para el Tramo 2

$$h_{L2} = \frac{K v^2}{2g} = \frac{0.4991 \times 6.49^2}{64.4} = 0.3264 \text{ ft.} \\ \text{(0.1 mt)}$$

TRAMO 3

Diámetro = 48"	Fluido = Agua
di = 47.5 "	Temp. = 104°F
L = 410 ft	Dens. ρ = 61.96 lb/ft ³
Codos = 3	Viscos μ = 0.66 cp
	Gasto = 35,114 GPM

Cálculo de las velocidades del fluido.

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{35,114 \times 144}{47.52 \times 0.785 \times 7.48 \times 60} = 6.36 \text{ ft/sec}$$

Cálculo del Reynolds

$$Re = \frac{50.6 Q \rho}{d \mu} = \frac{50.6 \times 35,144 \times 61.96}{47.5 \times 0.66} = 3,514,597.1$$

$$\text{Rugosidad: } \frac{\epsilon}{D} = 0.0004$$

$$\text{Factor de fricción: } f = 0.017$$

Cálculo de los valores de K

a) Para tubo

$$K = f \frac{L}{D} = \frac{0.017 \times 410 \times 12}{47.5} = 1.76$$

b) Para 3 codos $r/d = 1.5$ $K = 16$ ft

$$K = 16 \text{ ft} \times 0.017 \times 3 = 0.816$$

$$K \text{ Total Tramo 3} = 1.76 \times 0.816 = 2.576$$

Cargas por fricción en el Tramo 3

$$h_{L3} = \frac{K v^2}{2g} = \frac{2.576 \times 6.36^2}{64.4} = 1.6 \text{ ft.} \\ (0.49 \text{ mt})$$

Cargas por fricción en los tres tramos:

$$h_L = h_{L1} + h_{L2} + h_{L3}$$

$$= 4.7 + 0.3624 + 1.6 = 6.66 \text{ ft (2 mts.)}$$

Por lo tanto, la diferencia de alturas entre la parte inferior de la boquilla de derrame del pozo caliente modificado y la boquilla de entrada de la torre de -- enfriamiento será de 6.66 ft.

De ésta forma con los diámetros indicados, el flujo caerá libremente sin provocar inundaciones en la tubería o derrames en la parte externa del pozo caliente.

v.4.7 Altura del Condensador Barométrico.

a) Condensador Barométrico del Evaporador de Múltiple Efecto:

Columna barométrica = 38.3 ft (11.67 mts.)

Altura de la torre Enfto. = 36.08 ft (11 mts.)

Cabeza estática por fricción = 6.66 ft (2 mts.)

1 Diámetro interno de descarga a 24" di = 23.5" =
1.96 ft

Altura total hasta la brida del condensador:

$$H \text{ total} = 38.3 + 36.08 + 6.66 + 1.96 = 83 \text{ ft (25.3 mts.)}$$

b) Condensador barométrico para cada uno de los Tachos.

$$\text{Columna barométrica} = 38.3 \text{ ft (11.67 mts.)}$$

$$\text{Altura de la torre Enfto.} = 36.08 \text{ ft (11 mts.)}$$

$$\text{Cabeza estática por fricción} = 6.66 \text{ ft (2 mts.)}$$

$$1 \text{ diámetro interno de descarga de } 18" \text{ di} = 16.87"$$

$$= 1.405 \text{ ft.}$$

Altura total hasta la brida del condensador:

$$H \text{ total} = 38.3 + 36.08 + 6.66 + 1.405 = 82.44 \text{ ft (25.13} \\ = \text{ mts.)}$$

V.4.8 Dimensiones de los pozos calientes modificados:

a) Pozo caliente del condensador del múltiple efecto:

longitud total de la tubería de las piernas barométricas.

Será igual a la altura total hasta la brida del condensador barométrico "menos 12" de acuerdo a la norma del HEI (fig. 10).

$$\text{Longitud de la tubería} = 83 - 1 = 82 \text{ ft.} \\ \text{(25 mt)}$$

Longitud del tubo inundado:

De acuerdo a la figura 10, el tubo inundado es la longitud de la tubería, menos la altura de la pierna barométrica y la medida interna del tubo de derrame.

Longitud del tubo inundado: $82 - 38.3 - 1.96 =$

$= 41.74 \text{ ft. (12.73 mt)}$

Volumen que ocupa la tubería en la parte inundada:

El diámetro exterior de la pierna barométrica es -
18", por lo que el volumen será:

$$V_{\text{tubo in.}} = \frac{(18)^2 \times 0.785 \times 41.74}{144} = 73.72 \text{ ft}^3 \\ (2.09 \text{ m}^3)$$

Volumen total del líquido en toda la tubería:

$$V_{\text{total líq. en el tubo}} = \frac{(17.25)^2 \times 0.785 \times 82}{144} = 133.01 \text{ ft}^3 \\ (3.77 \text{ m}^3)$$

Volumen de operación del agua en el pozo caliente:

De acuerdo al HEI el volumen del pozo caliente debe ser al menos 1.5 veces el volumen que ocupa toda el agua dentro de la tubería, por lo tanto el volumen de operación que ocupa el líquido en el pozo caliente hasta la parte inferior de la boquilla de derrame será:

$$\text{Vol. op. del líq.} = 1.5 \times 133.01 = 199.51 \text{ ft.}^3 \\ (5.65 \text{ m}^3)$$

Volumen del operación del Pozo caliente.

Para determinar el volumen de operación del pozo caliente es necesario agregar el volumen del tubo inundado dentro de éste, por lo que queda:

$$V_{\text{oper. del pozo caliente}} = 199.51 + 73.72 = 273.23 \text{ ft}^3 \\ (7.74 \text{ m}^3)$$

Como la altura hasta la boquilla de derrame ya está determinada por la altura de la torre de enfriamiento y la cabeza estática de fricción (36.08 ft + --- 6.66 ft = 42.74 ft), el diámetro del pozo caliente modificado será:

$$\text{Diám. pozo=} \sqrt{\frac{273.23}{0.785 \times 42.74}} = 2.86 \text{ ft} \rightarrow 36" \phi$$

Revisión de la velocidad de ascenso:

De acuerdo a Hugot, no es conveniente que en tubería que manejen condensado de incondensable la velocidad de ascenso sea mayor de 2 ft/seg.(4)

Area de ascenso del agua.

El área de ascenso estará formada por dos anillos concéntricos, en las que el círculo exterior es el tubo del pozo caliente, y el interior la pierna barométrica que se introduce en el pozo (fig. 9)

$$\text{Area de Ascenso} = \left[\left(\frac{35.5}{12} \right)^2 - \left(\frac{24}{12} \right)^2 \right] \cdot 0.785 = 3.73 \text{ ft}^2$$

$$\text{Velocidad de Ascenso} = \frac{\text{Gasto}}{\text{Area}} = \frac{8,129 \text{ GPM}}{3.73 \text{ ft}^2 \times 7.48 \frac{\text{Gal}}{\text{ft}^3}}$$

$$\times 60 \frac{\text{Sec}}{\text{min.}} = 4.85 \text{ ft/sec.} \quad (1.5 \text{ mt/sec})$$

Dado que la velocidad resultante con un volumen de 1.5 veces la capacidad del agua en la tubería es mayor que la recomendada, debe incrementarse el diámetro hasta tener una velocidad de 2 ft./sec., por lo que efectuando los cálculos se obtiene un diámetro de 48".

$$\text{Area de ascenso} = \left[\left(\frac{48}{12} \right)^2 - \left(\frac{24}{12} \right)^2 \right] \times 0.785 = 9.42 \text{ ft}^2$$

$$\text{Veloc. ascenso} = \frac{8,129 \text{ GPM}}{9.42 \text{ ft}^2 \times 7.48 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3} \times 60 \frac{\text{sec}}{\text{min}}} =$$

$$= 1.923 \text{ ft/sec. (0.6 mt/sec)}$$

Altura total del pozo modificado.

La altura hasta la parte inferior de la boquilla de derrame quedó establecida en 42.74 ft, a lo que se le suma un diámetro interno de la tubería de derrame (24") y 6" más hacia arriba que por norma debe dejarse entre la soldadura de la brida de descarga y la soldadura del anillo de refuerzo en la parte superior:

Altura hasta la boquilla de derrame:	42.7 ft
Un diámetro interno de 24"	1.96 ft
Distancia entre soldaduras:	0.5 ft
(Ver Fig. 6)	<u>45.16 ft</u>
	(13.77 mts.)

b) Pozo caliente de cada condensador barométrico de Tachos.

Longitud total de la tubería de la pierna barométrica. Será igual a la altura total hasta la brida del condensador barométrico menos 12" de acuerdo a la Norma del H.E.I. (fig. 10).

$$\text{Long. de la tubería} = 82.44 - 1 = 81.44 \text{ ft.} \\ (24.83 \text{ mt})$$

Longitud del tubo inundado:

De acuerdo a la figura 10, el tubo inundado es la

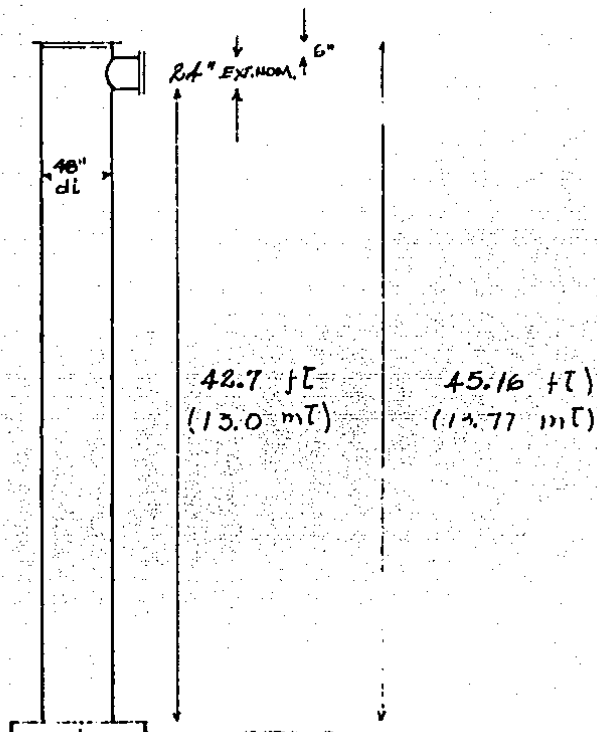


FIGURA 16
 DIMENSIONES DEL POZO CALIENTE
 MODIFICADO DEL CONDENSADOR
 BAROMETRICO DEL MULTIPLE EFECTO

longitud de la tubería menos la altura de la pier-
 na barométrica y la medida interna del tubo de de-
 rrame (18")

$$\begin{aligned} \text{Long. del tubo inundado} &= 82 - 38.3 - 1.4375 = \\ &= 42.26 \text{ ft. (12.88 mt)} \end{aligned}$$

Volumen que ocupa la tubería en la parte inundada:

El diámetro nominal de la columna barométrica es -
12" por lo que el volumen será:

$$V_{\text{tubo inundado}} = \frac{(12.75)^2 \times 0.785 \times 42.26}{144} = 37.45 \text{ ft}^3 \quad (1.06 \text{ m}^3)$$

Volumen total del líquido en toda la tubería.

$$V_{\text{total lq. en tubo}} = \frac{(12)^2 \times 0.785 \times 81.44}{144} = 63.93 \text{ ft}^3 \quad (1.81 \text{ m}^3)$$

Volumen de Operación del agua en el pozo caliente.
De acuerdo con el H.E.I. el volumen del pozo ca--
liente debe ser al menos 1.5 veces el volumen que
ocupa toda el agua dentro de la tubería, por lo -
tanto, el volumen de operación que ocupa el líqui
do en el pozo caliente hasta la parte inferior de
la boquilla de derrame será:

$$\text{Vol. del lq.} = 1.5 \times 63.93 = 95.9 \text{ ft}^3 \quad (2.71 \text{ m}^3)$$

Volumen de Operación del pozo caliente:

Para determinar el volumen de operación del pozo
es necesario agregar el volumen del tubo inundado
dentro de éste, por lo que queda:

$$\text{Vol. Operación del pozo caliente} = 95.9 + 37.45 = 133.35 \text{ ft}^3 \quad (3.77 \text{ m}^3)$$

Como la altura de la boquilla de derrame ya está
determinada por la altura de la torre de enfria--
miento y la cabeza estática de fricción (36.08 ft +
+ 6.66 ft = 42.74 ft), el diámetro del pozo ca--
liente modificado será:

$$\text{Diám. pozo caliente} = \sqrt{\frac{133.35}{0.785 \times 42.74}} = 2 \text{ ft} \rightarrow 24''$$

Revisión de la velocidad de ascenso:

Area de ascenso del agua.

$$\text{Area de ascenso} = \left[\left(\frac{23.5}{12} \right)^2 - \left(\frac{12.75}{12} \right)^2 \right] \cdot 0.785 = 2.12 \text{ ft}^2$$

$$\text{Velocidad de ascenso} = \frac{\text{Gasto}}{\text{area}} = \frac{3,855 \text{ GPM}}{2.12 \text{ ft}^2 \times 7.42 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3}}$$

$$\times 60 \text{ sec/min} = 4.05 \text{ ft/sec} \quad (1.23 \text{ mt/sec})$$

Para 1.5 veces el volumen de la tubería la velocidad es alta, para estar en 2 ft/sec. de velocidad se necesita un área de 32"

$$\text{Area de Ascenso} = \left[\left(\frac{32}{12} \right)^2 - \left(\frac{12.75}{12} \right)^2 \right] \cdot 0.785 = 4.696 \text{ ft}^2$$

(0.55 mt/sec)

$$\text{Velocidad de ascenso} = \frac{\text{Gasto}}{\text{area}} = \frac{3,855 \text{ GPM}}{4.696 \text{ ft}^2 \times 7.48 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3}}$$

$$\times 60 \frac{\text{sec}}{\text{min.}} = 1.8 \frac{\text{ft}}{\text{sec}}$$

Altura total del pozo modificado.

La altura hasta la parte inferior de la boquilla de derrame quedó establecida en 42.74 ft. a lo que se le suma un diámetro interno de la tubería de derrame (18"), y 6" más hacia arriba que por norma debe dejarse entre la soldadura de la brida derrame y -

y la soldadura del anillo de refuerzo en la parte superior.

Altura hasta la boquilla de derrame:	42.7 ft
Un diámetro interno de 18"	1.43
Distancia entre soldaduras	<u>0.5 ft</u>
	44.63 ft
	(13.60 mts.)

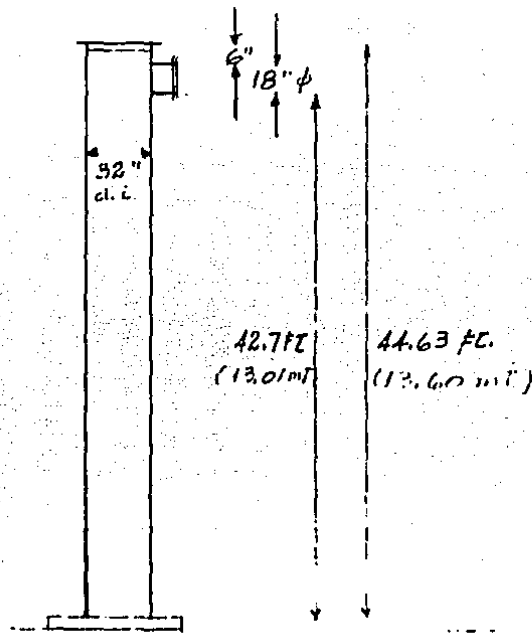


FIGURA 17
DIMENSIONES DE LOS POZOS CALIENTES
MODIFICADOS PARA LOS CONDENSADORES
BAROMÉTRICOS DE TACHOS (TÍPICO)

En el sistema original (figs. 7 y 11) los condensadores estaban instalados en el nivel 19.0 metros, es decir, - en el mismo nivel que los tachos y evaporadores, por lo que la longitud de la pierna barométrica por necesidad de localización estaba excedida en más de 7 metros. En el sistema modificado se instalaron los condensadores - en el nivel 25 metros, agregando para esto una plataforma más, quedando así más cerca de la salida de vapor y de acuerdo al "nuevo diseño".

Desde las primeras experiencias con este sistema se notó que el vacío que se registraba en los tachos y evaporadores era normal, sin embargo; tal como se había previsto, los paquetes de incondensables en el pozo caliente alcanzaban velocidades mayores que las del líquido - en ascenso, provocando así derrames en los tanques, pero sin reducciones en el vacío. Con el tiempo los empleados aprendieron a controlar este problema.

Una vez comprobado que el sistema funcionaba correctamente con un costo de operación mucho más bajo que las instalaciones originales, así como una operación más -- eficiente y sencilla se decidió emplearlo en los futu--ros diseño de ingenios azucareros.

A la fecha son 6 los ingenios que han utilizado este -- sistema y su funcionamiento no causa problemas. Es probable que debido a estos resultados se siga empleando - en las futuras plantas.

CAPITULO VI
METODOLOGIA PARA EL DIAGNOSTICO AMBIENTAL
EN LA INDUSTRIA AZUCARERA

CAPITULO VI
METODOLOGIA PARA EL DIAGNOSTICO AMBIENTAL
EN LA INDUSTRIA AZUCARERA

VI.1 GENERALIDADES

A partir del desarrollo industrial de México y principalmente donde la concentración de las plantas fue mayor, los problemas de contaminación han afectado - en alguna forma a la población aledaña, al agua, aire, suelo y en forma a veces irreversible a la flora y fauna, en general a todo el medio ambiente que rodea la unidad industrial. (10)

El grado de contaminación que puede causar una unidad industrial va más allá de los daños a la salud física de la población circunvecina o sobre el medio biótico y abiótico que la rodea sino que también pueden afectarse aspectos educativos, viales, socioeconómicos, etc.

Para evitar al menos los posibles daños a la población y al medio ambiente, se promulgó desde 1971 la Ley Federal para prevenir y controlar la Contaminación Ambiental, la cual ha sido objeto de múltiples revisiones y modificaciones con el fin de hacerla adaptable a la mayoría de las circunstancias.

Actualmente la Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología tiene entre sus funciones vigilar el cumplimiento de las disposiciones de la ley, para tal efecto dicha Secretaría está realizando inspecciones periódicas a todas las industrias con el fin de analizar las condiciones particulares de descarga y fijar los parámetros máximos permisibles a cada una de las corrientes o fuentes contaminantes, ya sean sólidos, líquidos, gases o cualquier otro tipo de contaminación como ruido o radiación. Cuenta también entre las funciones de esta Secretaría la concesión de los permisos para descarga de efluentes al medio ambiente, así como de establecer las sanciones en caso de no cumplir con las disposiciones de la Ley.

VI.2

PARAMETROS DE MEDICION EN LOS EFLUENTES INDUSTRIALES

De acuerdo con la ley un contaminante es toda materia o sustancia, o sus combinaciones, o compuestos, o derivados químicos y biológicos, tales como humos, polvos, gases, cenizas, bacterias, residuos y desperdicios y cualesquiera otros que al incorporarse o adicionarse al aire, agua o tierra, puedan alterar o modificar sus características naturales o las del ambiente; así como toda forma de energía, como calor, radioactividad, ruidos que al operar sobre o en el aire, agua o tierra altere su estado normal. (14)

Tomando como base la definición anterior, y de la misma legislación, se puede asumir una división de los efluentes industriales en los siguientes grupos:

- a) Humos y polvos
- b) Aguas residuales
- c) Contaminantes sólidos en los suelos
- d) Ruidos

a) Humos y polvos. De acuerdo con el reglamento para prevenir y controlar la contaminación atmosférica por humos y polvos aún vigente el grado de contaminación por humos y polvos es función directa de la concentración de partículas suspendidas en el aire (mg/m^3) sin importar las características químicas del contaminante. Una nueva reglamentación estará en vigor en breve, la cual limitará las emisiones de contaminantes al aire fijando límites particulares para Oxidos de Azufre, Oxidos de Nitrógeno, Hidrocarburos y otros contaminantes gaseosos cuyo control y medición ofrece un grado de dificultad técnica y económica mucho mayor. Puede esperarse que las autoridades requerirán de informes periódicos de las características cualitativas y cuantitativas de dichas emisiones y en caso de estar por encima de los límites permitidos requerirán los planes y programas que se efectuarán para reducir la contaminación.

b) Aguas residuales. Los parámetros que de acuerdo con el Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas están condicionadas a un máximo valor permisible en las aguas residuales que la planta tira, son las siguientes:

Parámetro	Unidades de Medición	Límite Máximo
Temperatura	°C	35
Grasas y aceites	ml/l	70
Sólidos Sedimentales	Mg/l	1.0
Materia flotante	Ø de malla	Ninguna que pueda ser retenida por malla de 3mm de claro libre cuadrado.
Potencial Hidrógeno.		4.5 - 10.0

El mismo reglamento clasifica las aguas superficiales los estuarios y las aguas costeras, según el uso a que se destinan y establecen las características que deben reunir, así como los límites máximos permisibles por cada una de ellas de sustancias tóxicas.

Las autoridades al ejecutar la inspección efectúan los análisis de las corrientes contaminantes y fijan los límites (condiciones particulares de descarga) a las variables arriba indicadas, solicitando también informes periódicos conteniendo los análisis similares a los efectuados por ellos y solicitando los planes de reducción en caso de sobrepasar el límite.

- c) Contaminantes sólidos en los suelos. En este punto la ley no contempla un análisis específico o límite de partículas contaminantes en forma general. Sin embargo, a las empresas que se han visto involucradas en estos problemas, les han fijado límites en cuanto a pH, concentración, volúmenes, lugar de descarga, tipo de almacén para desecho, etc.

- d) Ruido. Las variables de medición de ruido establecidos por la ley son los decibeles (dB) (A) medidos a cierta distancia y durante determinado tiempo.

Al hacer las autoridades las inspecciones de rigor y efectuar la medición del ruido, otorgan en caso de no cumplir con el límite especificado para ese caso en particular un plazo determinado para resolver el problema, de igual manera es necesario informar periódicamente de los niveles de ruido que se emiten.

VI.3 DIAGNOSTICO AMBIENTAL

Cuando una industria instalada hace años tiene que -- afrontar el cumplimiento de las disposiciones de la -- legislación ambiental, necesita llevar a cabo una serie de estudios que le permitan definir las medidas a tomar para cumplir con esas disposiciones.

Los estudios que deben llevarse a cabo en una instalación industrial con objeto de reducir el nivel de contaminación que causan los efluentes para cumplir con los requerimientos que la ley señala y no dañar al medio ambiente circundante han sido denominados "Diagnóstico Ambiental".

La industria en cuestión deberá atacar cada uno de los casos que se le presentan a fin de buscar soluciones prácticas y económicas que resuelvan el problema planteando diferentes alternativas, deberá considerar también la posibilidad de efectuar diversas modificaciones directas al proceso de fabricación de su producto o a los servicios que la planta requiere, buscan

do no solo reducir el grado de contaminación sino mejoras en el proceso que pueden traducirse como ahorro de energía, agua, vapor, combustible, etc.

Para conocer los daños que pudieran causar las emisiones de sus efluentes, el industrial deberá efectuar los estudios necesarios para determinar el grado de deterioro que ha sufrido el medio ambiente circundante, considerando no solo el medio abiótico (agua, aire, suelo) sino también el medio biótico (seres humanos, flora, fauna).

Este estudio permite conocer a fondo cuál es el verdadero impacto que sobre el medio ambiente causa la unidad industrial. Permite conocer también la capacidad de asimilación del medio y tener por lo tanto un conocimiento pleno del problema a fin de elaborar la evaluación que permita tomar las decisiones objetivas para resolverlo.

Todo lo anterior se hace necesario para aquellas instalaciones que por razones diversas no efectuaron la manifestación de impacto ambiental que en las últimas versiones de la ley se establecen.

VI.4

METODOLOGIA PARA LA ELABORACION DEL DIAGNOSTICO AMBIENTAL

Para elaborar el estudio del Diagnóstico Ambiental, la empresa deberá contar con un soporte técnico confiable, o bien solicitar la colaboración de especialistas y atacar el problema en forma conjunta.

Un estudio del Diagnóstico Ambiental deberá cubrir al menos las siguientes actividades:

VI.4.1 Estudio de los antecedentes del problema.

Es necesario conocer a fondo el origen y la causa técnica de la contaminación para lo cual se deberá inspeccionar cuidadosamente la planta para captar la magnitud real del problema, asimismo deberá investigarse con las autoridades locales, con la población vecina y conocer la opinión de los afectados.

Deberán conocerse además de los detalles técnicos, la correspondencia, notificaciones y estudios que las autoridades hayan efectuado previamente, así como los límites exigidos para cada descarga en particular.

Será necesario también elaborar un cuestionario que contemple todos aquellos detalles legales, técnicos, ambientales que fijen las bases para desarrollar el trabajo.

VI.4.2 Descripción de las instalaciones en operación

Se revisarán las instalaciones de la planta o bien las áreas en conflicto, recopilando datos y elaborando esquemas de operación.

Se levantarán en la planta balances del proceso y de servicios, tales como agua, aire, vapor, combustible, etc. o bien se revisarán contra la instalación existente en caso de tenerlos.

Se elaborará una descripción completa del proceso y de los servicios que requiere, indicando claramente en qué puntos se observan deficiencias de operación, fallas del equipo o errores humanos.

VI.4.3 Descripción de las descargas a la atmósfera y su control actual.

Se inspeccionará cada una de las descargas de gases a la atmósfera así como de los métodos de control existentes, se dictaminará si estos funcionan correctamente.

De preferencia en colaboración con el personal de la planta, se revisarán la correcta operación de todos los equipos e instrumentos de control con que cuenta la planta.

Se solicitará si es necesario los análisis químicos de los gases que se emanan así como su contenido de particular en suspensión, se preferirán datos estadísticos, si la planta cuenta con ellos.

Se tomarán de los instrumentos con que cuenta la planta todos los datos relativos a la descarga de los gases, tales como flujo, temperatura, etc.

Se presentará un informe detallado de estos conceptos.

VI.4.4 Descripción de las descargas de agua y su control actual.

Se inspeccionará cada una de las descargas de líquidos de la planta, así como los métodos de control ambiental existentes, se dictaminará si estos funcionan correctamente.

Se revisará igual que en el caso anterior si todos los instrumentos y equipos de control operan en forma adecuada.

Se solicitarán o se efectuarán en caso de ser necesario los análisis químicos y de cualquier otro tipo, - necesarios para evaluar el grado de contaminación, se compararán con los efectuados por las autoridades. También en este caso se preferirán datos históricos que permitan actuar con un criterio mejor fundamentado.

Se tomarán de los instrumentos de medición con que cuenta la planta todos los datos relativos a la descarga de líquidos tales como temperatura, gasto, densidad, etc. sobre todo los que están condicionados por las autoridades.

Se presentará un informe detallado en este concepto.

VI.4.5 Descripción de la descarga de sólidos y su control actual.

Se inspeccionará cada una de las descargas de sólidos y el lugar hacia donde se están depositando.

Se revisará el tipo de transporte y envase que se utiliza en caso de sacarlos fuera de la planta.

Se revisarán los sistemas de control ambiental existentes y se dictaminará si funcionan correctamente.

Se inspeccionará el lugar donde se depositan los sólidos y se informará detalladamente del daño que sufra el suelo al recibir dichos sólidos, indicando si existen filtraciones que puedan contaminar a corrientes líquidas, superficiales o subterráneas.

VI.4.6 Descripción del medio ambiente circundante

Se investigará la flora y fauna existentes antes de instalarse la unidad industrial y en el presente.

Se investigarán las actividades agropecuarias en el medio ambiente circundante.

Se investigará bibliográficamente la Orografía e Hidrografía de la región.

Se consultará con las autoridades locales sobre las zonas de influencia de la planta, en busca de cuerpos de agua, parques nacionales, ríos subterráneos, reservas ecológicas, vientos dominantes, etc.

Se confrontarán todos los datos obtenidos en forma bibliográfica con una inspección directa del lugar, y se presentará un informe detallado de estos conceptos incluyendo una matriz de impacto ambiental en términos cualitativos.

VI.4.7 Requerimientos de la Legislación Vigente.

Se presentará un extracto de la legislación vigente - principalmente las relacionadas con las emanaciones que tiene la planta y se elaborará una comparación entre los requisitos de la ley y las descargas reales de la planta.

VI.4.8 Alternativas del control de la contaminación en cada uno de los efluentes.

Una vez estudiado a fondo el problema se analizarán las posibles alternativas de solución para cada una de

las corrientes y se presentará un informe detallado - a este respecto.

Dentro del estudio de cada alternativa deberán considerarse las posibles modificaciones al proceso que - den como resultado importantes reducciones al conteni do de contaminantes, o la eliminación de algunas co-- rrientes con cambios en la operación ya sea mediante la instalación de algún equipo o bien de un sistema - a fin de proyectar el tratamiento solo a aquellos - - efluentes que no sea posible evitar por medio del pro ceso.

Es importante también considerar que dichos tratamien tos pueden significar un ahorro considerable al recu perar materiales que antes se tiraban o bien al hacer más eficientes los procesos.

VI.4.9 Desarrollo de la Ingeniería Básica Preliminar

Conociendo todas las alternativas posibles de solu- ción propuestas, se procederá a desarrollar la Inge-- niería Básica de cada una de estas Alternativas.

El alcance de Ingeniería Básica deberá incluir al me nos las siguientes actividades:

Descripción de cada proceso a seguir
Balances de materia y energía
Cálculo y especificaciones de equipo
Diagramas preliminares de tubería e instrumentación
Especificaciones generales de equipo y materiales
Diagrama unifilar preliminar
Lista de equipo y motores

Arreglo preliminar de la planta
Indice de líneas
Indice preliminar de instrumentos
Bases de diseño

VI.4.10 Estimado en orden de magnitud de la inversión requereda

La Ingeniería Básica Preliminar desarrollada, de la información suficiente para efectuar un estimado aproximado de la inversión. A partir de las especificaciones de equipo pueden solicitarse los precios de los equipos base, por otra parte, los diagramas preliminares pueden utilizarse como información para efectuar estimados aproximados de los materiales, tubería, - - instrumentos y demás accesorios necesarios.

Conociendo las capacidades, pesos y dimensiones de los equipos, así como los volúmenes de materiales a utilizar, pueden calcularse los costos de montaje, mano de obra, subcontratos, pintura, aislamiento, costos directos, obras provisionales y demás información necesaria que lleva a conocer en orden de magnitud el costo de la inversión necesaria para cada alternativa.

VI.5 BENEFICIOS DEL ESTUDIO DE DIAGNOSTICO AMBIENTAL

Los estudios de Diagnóstico Ambiental son evidentemente necesarios para conocer dentro de un entorno general la situación real de una planta con respecto a los requerimientos de la ley y de la naturaleza, y permite conocer las alternativas de control de las emisiones contaminantes para evitar los daños al medio ambiente circundante.

Sin embargo, no solo el medio ambiente llega a ser beneficiado sino que la industria puede ahorrar considerables sumas de dinero cuando resultando de los estudios pueda economizarse energía o mejorar algún proceso que operara en forma ineficiente, o tal vez evitar un mantenimiento excesivo, en el último de los casos recuperar de los efluentes, materiales aún aprovechables, es decir puede evitarse la contaminación y al mismo tiempo mejorarse la operación de la planta.

Por último el informe de Diagnóstico Ambiental es un documento que permitirá a las autoridades establecer en forma más consciente sus criterios de acción y otorgar adecuados plazos de ejecución, estímulos fiscales o cualquier otro beneficio que la ley otorgue.

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

Los diferentes procedimientos presentados en este trabajo han permitido resolver satisfactoriamente los problemas que se plantearon originalmente, diseñando los sistemas, normando el criterio para la selección adecuada de los equipos y disminuyendo -- los costos de operación.

En el caso de la extracción de jugo en un tandem de molienda, se obtiene el balance de materiales en todo el molino por medio de un programa de computadora con la ventaja de que esos resultados corresponden a la extracción de jugo establecida, la humedad de bagazo adecuada para poder utilizarse como combustible en las calderas y el menor consumo posible de vapor en las turbinas de los molinos. Esto no solamente mejora el sistema de molienda sino que reduce la generación de vapor en la casa de calderas, ahorra combustible y agua de repuesto al ciclo de vapor.

De igual forma pueden atacarse otros sistemas del ingenio no -- mencionados en este trabajo, como lo son el múltiple efecto de evaporación, la generación de energía eléctrica, el área de cocimiento de mieles, el secador de azúcar y todos aquellos equipos que utilizan vapor de alta o de baja presión, de tal forma que su consumo sea también el más bajo posible con los resultados de operación esperados.

Una vez mejorados como en el caso de la molienda los consumos de vapor en cada una de las áreas arriba mencionadas, el balance general del sistema de vapor y condensados permite establecer la relación entre el vapor de alta y baja presión y seleccionar adecuadamente todo el equipo de generación de vapor, así como tuberías, accesorios, etc., evitando además desperdicios --

en vapor, condensados, agua de repuesto y reactivos.

El aprovechamiento eficiente de los condensados en el ingenio - principalmente el que retorna a calderas, da como resultado una menor cantidad de agua de repuesto. El costo de dicha agua de repuesto puede abatirse si se selecciona en forma adecuada el sistema de tratamiento, tal como se indica en el Capítulo IV.

En lo que se refiere a las modificaciones efectuadas al sistema de agua de circulación a condensadores barométricos, éstas disminuyeron en forma considerable la inversión inicial, así como los costos de operación, ajustándose además a la legislación sobre el uso del agua, ya que se utiliza un circuito cerrado, abatiendo la contaminación por temperatura en la descarga.

En el último Capítulo se presenta un planteamiento diferente a los anteriores, ya que se pretende establecer un procedimiento para desarrollar los trabajos necesarios para reducir los niveles de contaminación causados por los efluentes que el ingenio produce. En este caso se concluye que dichos trabajos benefician no sólo al medio ambiente sino que la planta industrial -- tiene posibilidades de recuperar de los efluentes materiales -- aún aprovechables.

El desarrollo tecnológico de la Industria Azucarera Mexicana está pasando por una etapa crítica, ya que no se cuenta con los elementos suficientes para su correcta implementación.

Actualmente, las mejoras e innovaciones que se realizan o se proponen en los ingenios existentes se van reduciendo por el escaso presupuesto con que se cuenta, destinándose casi todo a la compra de refacciones ó substitución de equipo deteriorado -- por el uso.

Por su parte, la empresa paraestatal Azúcar, S.A. de C.V. está diseñando un nuevo tipo de ingenio para producir azúcar standard blanco, con una inversión menor a la del ingenio tipo original - que produce azúcar refinada, preprándose así para las necesidades del futuro.

Existen, sin embargo; además de los problemas económicos, otros que dificultan el correcto desenvolvimiento de esta industria como son: Deficiencias en el cultivo y abastecimiento de la caña; operación inadecuada de los ingenios por falta de capacitación - en los obreros y técnicos; dificultades en la obtención de equipo y refacciones, desaprovechamiento de los subproductos de la caña de azúcar, deterioro del medio ambiente por emisión de contaminantes, etc. Cada uno de estos problemas requiere un estudio profundo antes de proponer una solución adecuada.

En cuanto a los trabajos aquí presentados como aportaciones al desarrollo tecnológico, han sido vistos con interés y aplicados en los ingenios tipo con resultados favorables en la mayoría de los casos. Se espera que en los nuevos proyectos sean incorporados, ó bien superados ampliamente.

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

1. Betz Handbook of Industrial Water Conditioning.
Betz, Trevese Pennsylvania, 1962.
2. Crane Engineering Division
Technical paper No. 410
Flow of fluids through valves, fittings and pipe.
Sixteenth printing - 1976
3. Heat Exchange Institute
Standards for direct contact barometric and flow level -
condensers.
Fifth Edition, New York, 1970
4. Hugot, E. and G. H. Jenkins.
Handbook of Crane Sugar Engineering
Elsevier Publishing Company, 1972
5. Jiménez Fernández, Alberto
Optimización de un Sistema de Desmineralización.
Memorias de la XII Convención del Instituto Mexicano de -
Ingenieros Químicos,
Monterrey, N. L., 1972
6. Jiménez Fernández, Alberto
Balance General de Sistemas de Vapor para Ingenios Azuca-
reros.
Memorias de la V Convención de Técnicos Azucareros.
Tampico, Tamps., 1975, págs. 176 a 179
7. Jiménez Fernández Alberto
Optimización de Sistemas de Tratamiento de Agua para Calde-
ras de Ingenios Azucareros.
Memorias de la VI Convención de Técnicos Azucareros.
Acapulco, Gro., 1976, págs. 221 a 226
8. Jiménez Fernández, Alberto, Terrones Flores Guillermo
Simulador de la Industria Azucarera
Memorias de la IX Convención de Técnicos Azucareros
Acapulco, Gro., 1979

9. Jiménez Fernández Alberto
Balance de Condensados en Ingenios Azucareros
Memorias de la XII Convención de Técnicos Azucareros
Guadalajara, Jal. 1982
10. Jiménez Fernández Alberto
Metodología para el Diagnóstico Ambiental en la Industria
Azucarera
Memorias de la XXIV Convención del Instituto Mexicano de
Ingenieros Químicos
Monterrey, N. L., 1984
11. Keenan, Joseph H., Keyes Federick, G.
Steam Tables, Thermodynamic Propieties of Water Including
Vapor, Liquid and Solid Phases.
John Wiley and Sons, Inc.
New York, 1969
12. Rohm and Hass Company
Engineering Manual for the Amberlite ion Exchange Resins
Rohm & Hass, Philadelphia, Pa.
13. Schute and Koerting, Co.
Bulletin 5AA
Cornewells Heights, Pennsylvania, 1972
14. Secretaría de Salubridad y Asistencia
Subsecretaría de Mejoramiento del Ambiente
"Ley federal para prevenir la Contaminación Ambiental"
México, D. F. 1972
15. Slack B. John
Steam Balance: A New Exact Method
Hydrocarbon Processing. March, 1969 Págs. 154-156, Vol.
48
16. Popper Herbert
Modern Cost Engineering Techniques
Mc. Graw Hill Book Co. 1970. Págs. 472-476
17. Manual Azucarero Mexicano 1987, Trigésima edición
Cía. Editora del Manual Azucarero Mexicano, S.A.
México, D. F. 1987