

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS

PROYECTO PARA LA INSTALACION DE
UNA FABRICA DE RON

TESIS QUE PRESENTA
ALLAN JORGE HENDERSON JARA
PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

MEXICO, D. F.
1953.



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

*A mis padres:
Sr. Guillermo Henderson
y
Sra. Esperanza Jara de Henderson
con todo mi cariño y agradecimiento.*

A mis maestros

A mis familiares.

A mis compañeros y amigos.

SUMARIO

INTRODUCCION.

- I.—Generalidades.
- II.—Determinación experimental de variables.
- III.—Cálculo y selección del equipo.
- IV.—Estimación de costos.
- V.—Conclusiones.
- VI.—Bibliografía.

INTRODUCCION.

El ron ha ido adquiriendo una preponderancia cada vez más grande sobre otras bebidas alcohólicas entre el consumidor mexicano. Hasta hace unos pocos años en la fabricación de aguardientes se empleaban métodos empíricos y normas establecidas por la costumbre; pero debido a numerosos estudios que se han hecho, en la actualidad se puede tener un control técnico (químico, biológico, etc.) que nos permite elaborar rones del tipo y de la calidad que deseamos y al mismo tiempo aumentar las ventajas económicas.

En México ha aumentado últimamente el número de fábricas de ron; algunas de ellas montadas con todos los adelantos modernos y posiblemente en el futuro si la industria del ron sigue creciendo con el mismo ritmo, puede llegar el momento en que no sólo domine el mercado nacional sino convierta al país en un importante exportador de ron con los consiguientes beneficios para la economía del país.

La presente tesis a la vez que trata sobre un proyecto, constituye un breve compendio sobre la industria del ron y espero que sea de alguna utilidad dentro de la modestia de este trabajo.

CAPITULO I.

GENERALIDADES

RON.

Se entiende por ron el aguardiente diluido y añejado obtenido por fermentación y destilación del jugo de la caña de azúcar o de sus derivados. La destilación no debe ser efectuada arriba de 80° G.L. y el producto final debe tener sus especificaciones dentro de las normas de la Dirección de Normas.

El ron es un líquido de color ambarino, de olor y sabor particular. El color ambarino del ron se puede uniformar con caramelo y el sabor se puede suavizar con la adición de edulcorantes. Las bebidas espirituosas obtenidas por la mezcla de esencias y alcohol industrial y agua quedan desde luego al margen de la definición anterior.

Según las características de sabor, tipo y aroma que está dadas por los componentes que forman el número No Alcohol, los rones se pueden clasificar en tres clases: de tipo pesado, tipo mediano y tipo ligero. El tipo pesado está caracterizado por una mayor proporción de ésteres de ácidos grasos superiores, mayor cantidad de alcoholes superiores, olor y sabor más fuerte y algunas otras características especiales. Por lo contrario el ron tipo ligero tiene una menor proporción de los componentes del número No Alcohol, menor cantidad de ésteres, sabor y olor más delicado, etc. El ron tipo mediano es un tipo intermedio entre el pesado y el ligero.

En nuestro proyecto vamos a considerar la fabricación de un ron de tipo mediano que es el tipo de ron que más gusta al consumidor mexicano, ya que éste considera al ron tipo pesado demasiado fuerte en sabor y aroma y al tipo ligero como un aguardiente sin las características de un ron.

SELECCION DE LA MATERIA PRIMA

La materia prima para la fabricación del ron puede ser jugo de caña, meladura o mieles finales. Vamos a considerar el uso de

mieles finas debido a que el resultado de un estudio comparativo entre las materias primas demuestra su ventaja. Este estudio está basado en las consideraciones siguientes:

1.—Precio del material.—La tonelada de caña actualmente tiene un valor aproximado de \$ 35.00, la tonelada de meladura cuesta \$ 350.00 y la tonelada de mieles finales cuesta \$ 120.00. Al comprar, lo que nos interesa fundamentalmente es la cantidad de azúcares adquiridos en cada tonelada. La tonelada de caña al ser pasada por un molino de 75% de extracción nos da alrededor de 750 K. de jugo que contiene aproximadamente 17—18% de azúcares totales. Tendremos pues que la tonelada de caña nos dará 130 K. de azúcares totales. Por el mismo precio podemos comprar 100 K. de meladura con un promedio de 80 K. de azúcares totales. Por el mismo precio podemos comprar 292 K. de mieles finales que nos rendirán 164 K. de azúcares totales. Desde este punto de vista llegamos a la conclusión de que la miel final es mucho más barata como materia prima.

2.—Rendimiento del ron.—Debido a que el rendimiento de ron es proporcional a la cantidad de azúcares totales, por el mismo precio obtenemos por lo tanto más ron a partir de las mieles finales.

3.—Ventajas de fabricación.—La miel tiene enormes ventajas sobre el guarapo y la meladura ya que además de que no es necesario el proceso de molienda de la caña, etc., tiene menor peligro de contaminaciones y por el mismo motivo mayor facilidad de almacenaje después del período de zafra.

4.—Calidad del producto.—Solamente algunos tipos especiales de rones ligeros hechos a base de guarapo son de mejor calidad que los obtenidos a partir de mieles. Pero para rones de tipo mediano o pesado, la mejor calidad se obtiene con meladura o mieles. Además hay mayores variaciones en la calidad y en las características del ron producido a partir de guarapo.

5.—Precio de fabricación por unidad del producto destilado.—Considerando que el costo de elaboración es el mismo para cualquiera de las materias primas que se empleen, la diferencia del costo de la materia prima y el costo del equipo de extracción hace al precio de fabricación correspondiente a la miel final ser el más barato.

6.—Impuestos.—En la actualidad los aguardientes causan el impuesto de \$ 1.00 por litro de destilado ya sea obtenido a partir

de guarapo o de mieles.

Por todas las razones expuestas y principalmente debido a que deseamos producir un ron de tipo mediano, consideraremos el uso de mieles finales como materia prima.

Aunque el factor principal en la compra de mieles es la cantidad de azúcares totales, hay numerosos factores que también es necesario tomar en cuenta. Hay que tener cuidado de no comprar mieles caramelizadas (algunos ingenios calientan sus mieles con vapor directo para facilitar su traslado) debido a que el caramelo origina:

1.—La disminución del contenido de azúcares totales.

2.—El desarrollo de mal olor, de carácter empireumático.

3.—El caramelo actúa como inhibidor de la acción de la levadura debilitándola grandemente.

Asimismo las mieles no deben de provenir de ingenios donde se sulfite en el proceso de elaboración del azúcar ya que esto trae como consecuencia malos olores en el ron que se obtiene de estas mieles.

Si la miel proviene del exterior hay que tener una báscula para pesar los carrostanques y si la fábrica está contigua a un ingenio hay que pesar la miel al entrar a la fábrica de ron.

Es muy importante llevar el control químico de la miel al efectuar las compras para garantizar un producto uniforme y de calidad. Los análisis en que debemos basarnos para seleccionar la materia prima son principalmente los azúcares, cenizas, gomas, pH, ácido fosfórico, nitrógeno y además ver las relaciones existentes entre ellos. Mientras más alto sea el Brix, mayor es la concentración de azúcares totales. Se ha demostrado experimentalmente que la proporción más favorable entre la sacarosa y azúcares invertidos es de 2 a 1 respectivamente. Son mejores las melazas con alto contenido de azúcares, pero deben de tener una relación con su contenido de cenizas, la cual se ha encontrado que es buena si ésta es mayor de 6.5, regular entre 4.5 y 6.5 y mala abajo de 4.5, ya que durante la fermentación la relación disminuye y entonces la levadura actúa lentamente al encontrarse una concentración menor de azúcares y como al mismo tiempo aumenta la concentración de las sales y del alcohol aumentando la acción inhibitoria se tiene por resultado que la velocidad de fermentación disminuye considerablemente.

Las gomas y compuestos no orgánicos además de sus efectos inhibitorios para la levadura tienden a producir aceite de fusel y a aumentar la adherencia de las cenizas en los platos y paredes del destilador y hacen más grande la dificultad de purificar la levadura recogida después de la fermentación.

La levadura necesita nitrógeno, ácido fosfórico y potasio para su alimentación. En la miel solo el potasio existe en exceso y casi siempre hay un faltante de nitrógeno y el ácido. La concentración del nitrógeno debe ser alrededor de 1% en peso de la miel, de lo contrario hay que añadirle de 0.2 a 0.5% de sulfato de la miel, de lo contrario hay que añadirle de 0.2 a 0.5% de sulfato de amonio con relación al peso de las mieles. Las melazas tienen una cantidad óptima de ácido fosfórico de 0.2 a 0.25% con relación a su peso. Debe de haber una relación entre el ácido fosfórico y el nitrógeno de 1 a 5 respectivamente.

TRATAMIENTO DE LA MATERIA PRIMA

Tiene por objeto acondicionar la materia para trabajar en las condiciones óptimas. El tratamiento abarca tres objetivos principales:

1.—Esterilización total o parcial de la materia prima.

2.—Preparación de la materia prima para que durante la fermentación se desarrolle un buen aroma.

3.—Purificación de la materia prima por medio de la precipitación de los No Azúcares.

En el caso de esterilización total (con destrucción de esporas altamente resistentes al calor) se debe tener recipientes a presión y a temperaturas entre 120—130°C. Tiene los inconvenientes del costo del equipo necesario, de su instalación, mantenimiento y manipulación y el peligro de caramelización del azúcar, etc.

En el caso de la esterilización parcial, que es lo que a nosotros conviene ya que este procedimiento en la práctica dá muy buenos resultados sin tener que aumentar el costo del equipo de elaboración, el color que se aplica no pasa de 80°C. A esta temperatura se mueren todos los microorganismos excepto las esporas, pero éstas no afectan el desarrollo de la fermentación ni la calidad del producto ya que cuando estas esporas pasan a su forma vegetativa se encuentran en un medio donde predomina la potencia de la levadura.

La esterilización parcial la podemos efectuar así: la melaza se bombea a un tanque con capacidad de un día de trabajo. Este tanque es cilíndrico, de fierro, equipado con serpentines de vapor, un agitador mecánico y un control de temperatura.

La melaza se mezcla entonces con una cantidad predeterminada de lechada de cal para elevar el pH de la miel en 0.5 sobre su pH original. La cantidad de lechada se determina de acuerdo con la densidad y pH originales de la miel y de la cantidad de miel por tratar. La adición de la lechada de cal tiene por objeto:

1.—Preparar el medio para el mejor desarrollo del aceite de ron durante la fermentación.

2.—Neutralizar los ácidos grasos libres que están siempre en las melazas eliminando su volatilización durante el calentamiento y que son más tarde liberados al añadirse el ácido sulfúrico. De esta manera los ácidos grasos se quedan para formar ésteres volátiles durante la fermentación.

3.—Purificar la melaza ya que al elevarse el pH y también la temperatura se obtiene una precipitación abundante de impurezas.

Después de introducir la lechada de cal, el agitador se pone en movimiento y se va añadiendo agua caliente hasta obtener una doble dilución (más o menos a 44° Brix). Se suspende la alimentación del agua y se eleva la temperatura por medio de serpentines de vapor hasta llegar a 80°C. y se mantiene así durante una hora. Manteniéndose la agitación se pasa la miel a una centrífuga y se bombea a un tanque similar al primero ya desprovista de gran parte de las cenizas y gomas. En caso de no contar con una centrífuga hay que recurrir a la decantación para obtener el líquido lo más limpio posible.

En el segundo tanque el líquido se enfría pasando agua por los serpentines del tanque hasta tener la temperatura de 35 a 40°C. Una vez fría la miel se le añade el superfosfato y el sulfato de amonio necesarios para compensar cualquier deficiencia de estas sales de acuerdo con los análisis previamente obtenidos. Después se añade ácido sulfúrico conc. hasta tener un nuevo valor del pH entre 4.5 y 5 y la miel así tratada se filtra nuevamente por una centrífuga y queda lista para la dilución final.

La adición del ácido sulfúrico tiene por objeto poner en libertad a los ácidos grasos volátiles que se encuentran en las mieles tales como los ácidos fórmico, acético, butírico, etc., y los ácidos

orgánicos fijos como los ácidos tártrico, cítrico, etc., que se hayan combinados en forma de sales orgánicas con la potasa, sosa y la cal (esta última añadida en gran cantidad). Los ácidos grasos libres son útiles en la fabricación del ron por los ésteres que forman durante el proceso.

Las melazas contienen nitritos que proceden de la reducción de nitratos durante la elaboración de azúcares y también contienen a veces sulfitos.

Cuando se añade a las melazas el ácido sulfúrico, su acción se detiene primero sobre los álcalis y los neutraliza; luego pone en libertad los ácidos grasos volátiles y después descompone los nitritos y los sulfitos dando bióxido de nitrógeno y ácido sulfuroso. Si es bastante la dosis de ácido sulfúrico añadido, los ácidos orgánicos fijos se desalojan a su vez y el exceso de ácido sulfúrico permanece en estado libre. La acidez obtenida por adición de ácido sulfúrico es pues una acidez orgánica debida a los ácidos desalojados y no a una acidez mineral libre.

La presencia de acidez favorece también la inversión de la sacarosa pero hay que tener cuidado de no excederse, pues mientras una acidez excesiva sería perjudicial para el desarrollo de las levaduras, una acidez débil favorecería la formación de bacterias.

Podemos observar por el análisis de una miel antes y después de estar sujeta a este tratamiento que su composición química y física mejora mucho (ver parte experimental).

La miel ya tratada, al irse filtrando por la centrífuga pasa a un tanque cercano a la sala de fermentación donde se hace la dilución final cuidando de evitar:

- 1.—Dilución inadecuada de material.
- 2.—Ajuste impropio del valor del pH.
- 3.—Uso de concentraciones iniciales inhibibles de azúcares.
- 4.—Desequilibrio en las sustancias alimenticias para la levadura.

El mosto queda así listo para entrar a las tinajas de fermentación o para preparar el pie de levadura.

FERMENTACION.

Fermentación Alcohólica.

La fermentación es un proceso en el cual se efectúan cambios químicos en un substrato (ya sean hidratos de carbono, proteínas, grasas o algún otro tipo de material orgánico) debido a la acción

de catalizadores bioquímicos (enzimas) elaborados por tipos específicos de microorganismos vivos.

En cualquier clase de fermentación alcohólica los azúcares (polisacáridos) deben desdoblarse en sus formas más simples: las hexosas o azúcares monosacáridos. En el azúcar de caña (mieles finales) tenemos principalmente a un disacárido: la sacarosa, la que por hidrólisis se puede convertir en dos hexosas; la glucosa (dextrosa) y la fructuosa (levulosa). Esta hidrólisis es obtenida por calentamiento en solución ácida o por la enzima (invertasa) segregada por la levadura.

A partir de estas hexosas comienza la formación del alcohol etílico y ácido carbónico y además de otros compuestos como la glicerina, etc.

Proteínas y Aminoácidos.

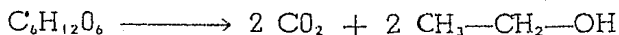
Se encuentran en cantidad variable en los mostos naturales alcohólicos. Como los polisacáridos, las proteínas son capaces de ser hidrolizadas ya sea por medio del calor y un ácido o base, o por medio de enzimas naturales dando al final de esta hidrólisis una mezcla de aminoácidos.

Estos aminoácidos tienen mucha importancia ya que son desdoblados por la acción de la levadura en ácido carbónico, amoníaco y alcoholes superiores. El amoníaco es utilizado por la levadura y los alcoholes superiores quedan como residuo aumentando la cantidad de aceite de fusel en el ron.

En presencia de las sales amoniacales y de otras materias nitrogenadas fácilmente asimilables, el aceite de fusel disminuye porque la levadura utiliza éstos compuestos dejando intactos parte de los aminoácidos.

Rendimiento de Alcohol en la Fermentación.

La ecuación química general de la conversión de glucosa a alcohol es la siguiente:



Por lo tanto 100 K. de glucosa nos deberían de dar 51.11 K. de alcohol absoluto. Si referimos estas cifras al volumen, vemos que el rendimiento por 100 K. de glucosa da 64.45 litros de alcohol de 100° (densidad : 0.7943).

Estos rendimientos son teóricos, pues si hacemos un análisis de los productos de la fermentación encontramos para 100 K. de glucosa:

Alcohol	48.55 K.
Bióxido de carbono	46.74 K.
Glicerina	3.23 K.
Acidos orgánicos	0.62 K.
Otros cuerpos	1.23 K.

100.37 K.

La suma de los productos vemos que es superior en 100% debido a la lijación de algunos sub-productos. Pasteur demostró prácticamente que con 100 K. de sacarosa no se puede obtener más de 51.1 litros de alcohol y como 100 K. de sacarosa corresponden a 105.26 K. de glucosa, el rendimiento teórico máximo de 100 K. de glucosa son 48.54 K. de alcohol o sea 61.1 litros de alcohol absoluto. Esto equivale al 95% del rendimiento ideal.

Selección de la Levadura.

La selección debe hacerse antes de diseñar la planta ya que este factor hace variar el número y tamaño de los tanques, el tiempo de fermentación, tamaño del destilador, etc.

Lo primero que hay que hacer es encontrar una levadura de ron apropiada al tipo y clase de ron que quiera uno producir. La mayoría de las levaduras de ron son aisladas de la corteza de la caña o de cualquiera de los productos intermedios durante la elaboración del azúcar hasta obtenerla en cultivo puro. Los tipos más comunes son los de la clase *Saccharomycea cerevisiae* de alta atenuación y otras especies como los *Schizosaccharomyces*, etc.

Se ha encontrado que el número No Alcohol que contiene el ron es un producto elaborado por la levadura. Las bacterias no son necesarias en la fabricación aunque algunas imparten sabor y aroma, pero son casi siempre indeseables porque en general los aromas que producen no son agradables.

Un método excelente para escoger cuál levadura debe servirnos, es fermentando varias fracciones de un mosto original con diferentes levaduras y destilando el producto en iguales condiciones entre sí. Después se analizan los destilados para ver cuáles levaduras producen menor cantidad de aceite de fusel, mayor rendimiento de alcohol, mayor producción de aceite de ron, etc., y a qué temperatura, condiciones, etc., trabajaron.

La levadura además debe tener capacidad para resistir altas temperaturas de fermentación, para defenderse contra microorga-

infectantes y resistir altas concentraciones alcohólicas.

Los análisis químicos son insuficientes para determinar la calidad del ron producido por una levadura, sin embargo la destilación fraccionada en un destilador de laboratorio adaptado para obtener una rectificación elevada puede dar una ayuda muy grande en la selección de la levadura. Estos análisis pueden ser suplementados con pruebas tales como el número de cuerpo del ron, índice de persistencia, prueba del ácido sulfúrico y pruebas organolépticas.

Preparación del Pie de Levadura.

El pie o semilla de levadura debe constar de células jóvenes, activas y encontrarse en un cultivo puro. Bajo condiciones controladas el tiempo de fermentación es una función inversa de la concentración de células de levadura. La concentración afecta también el rendimiento y la calidad del ron. Para los rones tipo ligero se pueden usar altas concentraciones aumentando a la vez el rendimiento.

La pureza de un pie de levadura es muy importante, y la podemos conseguir fácilmente con una máquina de levadura de los tipos Magné o Pfaulder, en la que un pie inicial puede ser guardado para su propagación durante meses.

Un método más laborioso pero más seguro es el de usar piés de levadura fresca al principio de cada día de trabajo. Consiste en inocular medios de cultivo de agar-agar de las reservas originales de levadura para servir como principios de cultivo para el trabajo. Siete de esos medios se guardan en un incubador frío a temperaturas entre 12 y 15°C. y deben ser renovados por otros siete cada dos meses. A cada día de la semana le corresponde un medio de cultivo y una porción de este cultivo puro se pasa a 50 ml. de mosto estéril en un Erlenmayer de 100 ml.

Cuando se ha alcanzado una fermentación vigorosa este líquido se usa para fermentar un litro de mosto estéril contenido en un recipiente de dos litros y éste a su vez fermenta un recipiente de 30 litros, siendo este recipiente el medio para inocular la primera tina del equipo de levadura.

Como un estimulante de la velocidad de propagación podemos usar amoníaco al 10% agregándolo intermitentemente. De esta manera cualquier desajuste del pH óptimo del cultivo es eliminado y además acortamos el tiempo para la elaboración del pie a casi la mitad. Se necesita poner 0.25 g. de amoníaco puro por litro de mosto.

Nunca hay que usar el pie basándose en el volumen (un 5% es la

costumbre) sino en la concentración celular inicial que tendrá el fermentador al añadir el mosto.

Temperatura de Fermentación

Mientras más alta es la temperatura de la miel en el momento de la inoculación y mientras más alta sea la concentración de azúcares, mayor es el aumento de temperatura durante la fermentación. El efecto de inhibición del alcohol aumenta directamente con el aumento de temperatura de la masa. Las temperaturas altas aceleran la velocidad de fermentación pero dan rendimientos finales menores ya que dejan azúcares en abundancia sin fermentar. Las temperaturas altas bajan la calidad del ron y traen consigo el agotamiento prematuro de las células de levadura debido a una sobreactividad fisiológica.

Concentraciones iniciales de azúcares.

Debido a que como la concentración de los productos del metabolismo aumenta en el medio de fermentación, la levadura pierde gradualmente su vigor y fuerza de fermentación hasta que cierta concentración crítica de alcohol es alcanzada (que varía en grado con las diferentes levaduras y con las condiciones de temperatura y pH) y entonces la levadura puede suspender sus actividades zimogénicas enteramente aún si considerables cantidades de azúcares fermentables permanecen en el medio dando un rendimiento bajo. Sin embargo es muy importante usar altas concentraciones de azúcares por las ventajas que reporta.

Factor del pH en la fermentación del ron.

Las levaduras de ron varían en su actividad en la producción de ácidos orgánicos durante el lapso fermentativo. Este cambio se mide por medio de la lectura del pH. Para cada clase de levadura el efecto inhibitorio producido por el aumento de la concentración alcohólica en el medio está en relación directa con la cantidad de ácidos que la levadura produce durante la fermentación.

Al mantener un pH constante óptimo en una fermentación se obtiene por resultado un alto rendimiento de alcohol y un aumento además del aroma del ron. Por medio de una neutralización parcial y selectiva de los ácidos orgánicos producidos por las levaduras podemos obtener mayor cantidad de algunos de los ésteres más deseados.

Para impedir cambios en el pH se ha encontrado que con la adición de 1 g. de carbonato de calcio por litro de miel, sin agitar el contenido de fermentación no cambia el pH preajustado en forma

apreciable. Este carbonato se deposita en el fondo del fermentador y solamente reacciona cuando el pH de la miel ha bajado considerablemente.

Tratamiento de los mostos fermentados.

El tratamiento tiene por objeto: 1.—Permitir un período de descanso en la masa fermentada para obtener mejor sabor y aroma. 2.—Recuperar la levadura y 3.—Proporcionar un licor más claro al destilador.

El 75% del mal olor y tufo de los rones crudos es debido a la descomposición térmica de las impurezas nitrogenadas suspendidas que están presentes en el mosto fermentado y a la atmósfera reductora de los vapores alcohólicos calientes actuando con ciertos productos gaseosos de licores contaminados y otros productos de la fermentación alcohólica. Alimentando el destilador con un licor limpio, sin partículas sólidas, incluyendo la levadura, se elimina el mal olor y mal sabor producido por el sobrecalentamiento que origina la descomposición de las impurezas sólidas. Se ha encontrado que el método más efectivo y práctico para eliminar las impurezas sólidas es la filtración a través de una supercentrífuga. El filtrado obtenido de la centrífuga está prácticamente libre de todas las impurezas en suspensión incluyendo las células de levadura. Con la ayuda del microscopio se ha demostrado que la eficiencia del filtrado es de 99.5 a 100%.

El otro 25% del mal olor y el tufo provienen de una fermentación defectuosa o de impurezas de la materia prima.

DESTILACION.

El destilado del ron es principalmente agua y alcohol etílico y que contiene además otros numerosos constituyentes que aparecen en muy pequeña cantidad, pero que son de gran importancia porque determinan la calidad del ron. La destilación del ron es un proceso de extracción selectiva. Se puede hacer por 3 métodos:

- 1.—Por medio de varias destilaciones simples sucesivas.
- 2.—Por medio de un alambique intermitente.
- 3.—Por medio de un alambique continuo.

El primer método tiene la desventaja de ser muy caro y se usa en muy pequeña escala, aunque da por resultado rones muy finos.

Es conveniente hacer pruebas para determinar el tipo de destilador adecuado para la clase de ron que queremos producir. A los

rones resultantes de dichas pruebas se les analiza químicamente y se les hacen pruebas físicas y organolépticas.

Estas experiencias ya han sido hechas y el resultado obtenido siempre ha sido favorable a los rones destilados intermitentemente. En dichos rones, el aroma y el sabor fueron encontrados de superior calidad y fuerza. El análisis químico también demostró que los rones destilados intermitentemente tenían mayor proporción de aldehidos y de ésteres y menor el contenido de aceite de fusel.

El método del destilador intermitente tiene las ventajas de la calidad del producto, facilidad de manipulación, simplicidad de construcción, y flexibilidad de operación bajo el principio de la destilación selectiva. Las desventajas son todas de orden económico: capacidad de destilación muy pequeña por unidad individual; mayor espacio necesario; poca rapidez de operación; y sobre todo, mayor gasto de tiempo y combustible para un volumen de producción similar hecho por un alambique continuo.

El destilador intermitente está adaptado para la producción de cualquier tipo o clase de ron, del más ligero al más pesado, pero su uso es indispensable cuando se desea obtener rones de tipo pesado de buena calidad. Algunas de las ventajas más grandes son: la facilidad con que el producto puede ser fraccionado; el control sobre la velocidad de destilación, que puede llevarse en la forma que más convenga y el resilejo total por un tiempo dado dentro de la columna.

Debido a las ventajas en compactibilidad, economía de superficie y gran ahorro del tiempo, manipulación y combustible, los destiladores continuos han tenido mucha demanda y se han tratado de obtener diseños adecuados para la elaboración del ron.

El tipo ordinario de destilador continuo en la industria del ron no tiene otro control sobre el destilado que la determinación de su grado alcohólico y, por lo tanto, es difícil esperar un buen producto genuino de tales aparatos. Lo mejor que puede hacerse en tal caso es destilar a la graduación más alta que la columna pueda dar y redestilar el ron en un destilador intermitente para obtener un producto comercial. Si se quita esta doble destilación en realidad lo que obtenemos es un alcohol industrial impuro y no un ron.

Hay alambiques continuos provistos con purificadores y columnas auxiliares que están bien adaptados para producir rones de tipo ligero que tienen un sabor y aroma muy delicados.

En cualquier clase de tipo de destilador en que el ron sea pro-

ducido, la destilación nunca debe ser llevada sobreforzada, sino al contrario debe ser suave, rítmica y uniforme. Estas precauciones son especialmente para cuando trabajamos con un destilador intermitente porque al principio deben ser separadas las cabezas y al final las colas. Se necesita mucha práctica y experiencia para determinar con exactitud el momento correcto para empezar a coleccionar el cuerpo, así como para empezar a separar las colas.

Un punto muy importante que debe ser observado en la destilación del ron es la prevención al enfriamiento y condensación repentinos de los vapores alcohólicos que pueden formar el ron crudo. Por esta razón es muy conveniente que los condensadores sean largos y angostos, de amplia capacidad, y donde las zonas de demarcación de temperaturas sean fácilmente establecidas. La razón para esto es que la refrigeración de la mezcla de vapores que entran al condensador debe llevarse de tal modo que evite la condensación en el camino.

El proceso condensante debe ser gradual conforme los vapores vayan pasando de las partes más calientes a las partes más frías en las paredes del condensador; de otra manera podría tenerse por consecuencia un sabor pronunciado y picante de aroma en el destilado debido a la separación de los principios aromáticos y al desequilibrio de la composición armoniosa de la mezcla.

CURADO DEL RON

El curado tiene por objeto facilitar al destilado fresco la adquisición de la madurez, cuerpo, suavidad, gusto y aroma que caracterizan a un ron genuino de primera calidad.

Con un destilado crudo muy bueno el tratamiento debe consistir en diluir a un grado determinado antes de ponerlo en las barricas o de añadirle el agente acelerante. A la mayoría de los destilados hay necesidad de quitarles los malos olores y corregirles el sabor ya sea por medios físicos o por medios químicos.

Cuando un destilado fresco es diluido, su composición química y sus características físicas son afectadas. Para diluir se debe elevar la temperatura del diluyente unos 5°C. sobre la temperatura del ron crudo que será diluido. El diluyente entrará al tanque de dilución por medio de un tubo fino de estaño o cobre estañado que estará lleno de menudas perforaciones a través de las cuales pasará a mezclarse con el ron mientras un agitador mecánico mantiene la

mezcla en movimiento lento y continuo durante la operación.

Después que ha sido diluido el ron, el mal olor puede ser reducido más o menos por medio de carbones activados. La cantidad de carbón por usarse debe ser determinada experimentalmente. El carbón se agrega al ron y se mezcla bien por medio de agitación. El licor se deja reposar y se filtra para introducirlo dentro de las barricas de encino.

El siguiente paso a decidir es qué método de curado se debe seguir:

- 1.—Curado lento o natural.
- 2.—Curado acelerado o artificial.

Son notorias las ventajas de un curado rápido pero hasta la fecha no se ha encontrado un sistema que cambie radicalmente el método de curar con el tiempo. El curado se efectúa debido a:

1.—Una evaporación lenta del alcohol gracias a la porosidad de la pipa y a la temperatura y estado de humedad del medio ambiente.

2.—La disolución por el alcohol de ciertos principios constituyentes de la madera de roble o encino.

3.—Una serie de combinaciones y condensaciones químicas desarrolladas bien sea por la acción recíproca de los elementos constitutivos del ron crudo, o bien por la influencia sobre estos mismos elementos y sus combinaciones que tiene el oxígeno del aire exterior que se filtra por los poros de las pipas para ejercer su acción oxidante.

4.—Al estado de equilibrio a que al fin llegan los componentes traídos por el destilado y los adquiridos en la pipa.

Se ha podido comprobar que la mayor parte del proceso del curado se efectúa durante el primer año de añejamiento. En el segundo año los rones mejoran muy poco, y en el tercero casi no hay diferencia. Un buen ron con curado natural debe estar listo en el mercado en un término de año y medio a dos años, aunque con los sistemas existentes de curado artificial se puede reducir ese tiempo de un año a año y medio.

Los métodos de curado rápido son: 1.—Los que aceleran el curado sin agregar sustancias extrañas, ya sea por métodos mecánicos, físicos, de reducción, de oxidación, etc. 2.—Los que además de operar como el grupo anterior, agregan sustancias extrañas como varios tipos de vinos dulces, infusiones de hierbas, extractos alcohólicos, esencias artificiales, aceites esenciales y azúcares, etc.

Nosotros en la planta únicamente vamos a añadir a las pipas viruta de encino tostada, y al final del curado haremos varias pruebas para determinar el tipo de agregado que conviene (vino moscatel, etc.).

Después de un determinado tiempo se hacen análisis del ron en las barricas para encontrar cuándo ha alcanzado su madurez completa. El ron ya curado se vierte en un tanque, se le determina su grado alcohólico, y se diluye con el mismo sistema y cuidado con que se hizo la primera dilución hasta obtener el grado correcto de venta. Se le agrega el elemento que corrige el sabor, y el color se empareja con caramelo, y se deja en reposo durante 4 días más o menos. El ron así tratado queda listo para embotellarse previa filtración.

CAPITULO II

DETERMINACION EXPERIMENTAL DE VARIABLES.

En este capítulo se van a describir las experiencias que se hicieron con el objeto de verificar la bondad del sistema de trabajo descrito en el primer capítulo y además encontrar los datos de operación que se necesitaron para el cálculo del equipo de la fábrica; como las temperaturas que nos sirven en los cálculos de los serpentines de calentamiento o enfriamiento, o el tiempo necesario de fermentación que nos sirve en la determinación del número de tanques de fermentación, etc. . . .

Primero se procede a ver si la miel que se tiene como materia prima es de buena calidad para la fabricación de ron. Se analizó mieles provenientes de varios ingenios encontrándose que las mejores correspondían al ingenio que tenía mejor clase de caña como materia prima y no usaba la sulfitación durante el proceso de elaboración.

A continuación damos varios análisis de miel final hechos por el suscrito.

TABLA No. 1

ANALISIS DE MIEL FINAL.				
	Miel A	Miel B	Miel C	Miel D
Brix	89.52	89.94	87.40	88.59
Sacarosa aparente	32.85	32.00	32.71	31.38
Pureza aparente	36.50	35.60	37.24	35.42
Sólidos por desecación	86.20	87.28	86.30	86.20
Sacarosa Clerget	37.50	36.30	36.90	36.34
Pureza verdadera	43.50	41.60	42.70	42.11
Reductores directos	19.18	20.00	18.25	19.63
Reductores totales	59.50	57.60	56.85	57.50
% Reductores totales				
Miel 85 Brix	56.50	54.49	55.20	55.20
Cenizas	9.80	9.10	8.70	9.30
Gomas	2.31	2.83	2.60	2.77
pH	5.60	5.50	5.70	5.60
Nitrógeno total	0.90	0.62	0.53	0.73
Acido Fosfórico como P ₂ O ₅	0.15	0.10	0.11	0.13
Relación AZ. totales/cenizas	0.02	6.33	6.51	6.19
„ AZ. reductores/sacarosa	0.51	0.56	0.49	0.54
„ A.Fosfórico/Nitrógeno	0.17	0.16	0.21	0.18
„ Gomas/AZ. totales	0.04	0.05	0.05	0.05
Aroma natural por destilación de vapor	Bueno	Bueno	Bueno	Bueno

Los análisis de estas mieles demuestran que son de buena calidad para la producción de ron. No hay mucha variación entre las muestras. Únicamente hay un faltante de nitrógeno y ácido fosfórico, estando las demás relaciones correctas.

La segunda experiencia que se hizo fué tratar de mejorar la miel someténdola al tratamiento descrito en el primer capítulo. Para eso se tomó una muestra de miel y se procedió de la siguiente manera:

Se tararon dos vasos de precipitado Pyrex de dos litros cada uno para hacer una doble dilución (por peso). Se puso en uno de ellos la cantidad de miel final y en el otro la cantidad correspondiente de agua.

En el vaso donde está la miel colocamos un agitador de laboratorio (Welch Scientific Co.) de velocidad variable. A la miel se

agregó lechada de cal conteniendo 0.25 g. de Ca(OH)_2 , y se trató de poner en movimiento el agitador, no siendo posible ésto en vista de la alta viscosidad de la miel. Entonces el agua correspondiente para la doble dilución se calentó a 80°C . y se le añadió a la miel poco a poco pudiendo entonces empezar a funcionar el agitador y así mezclar y diluir la miel.

Ya hecha la doble dilución determinamos el pH (con un potenciómetro Beckman) y se vió que estaba aproximadamente 0.5 sobre el pH original por lo que ya no hubo necesidad de agregarle más lechada. El vaso conteniendo la doble dilución, provisto con el agitador y un termómetro se colocó sobre una parrilla con resistencia variable (Tempco Hot Plate) y se elevó la temperatura de la miel, que estaba a 40°C , hasta 80°C . y se mantuvo esta temperatura durante una hora.

Suspendido el calentamiento se quiso filtrar la miel a través de un embudo con papel filtro, pero no pasó más que una cantidad insignificante de la miel. se hizo la prueba de filtrar al vacío (Vacuum Pump W. Welch) siendo también negativa la filtración. Esto se debió a que las gomas en unión con las cenizas taparan enseguida los poros del papel filtro.

En virtud de no contar con una centrífuga continua se hicieron pruebas con una centrífuga intermitente de revoluciones variables (International Clinical Centrifuge Model CL, International Equipment Co.). Las revoluciones de la centrífuga se midieron con tacómetro, y la velocidad máxima correspondía a 2,800 RPM. La centrífuga tenía 4 tubos; 2 de 50 cc. y 2 de 10 cc. cada uno. En virtud de ser más apropiados se tomaron para las pruebas los tubos de 10 cc.

En dichos tubos se puso una cantidad determinada del líquido, alcanzando una altura en el tubo de 8.7 cc. y la centrífuga se ajustó con el tacómetro a 1,500 RPM. y se fué midiendo la altura del precipitado asentado contra el tiempo.

TABLA No. 2
TIEMPO DE CENTRIFUGACION

Tiempo de Centrifugación	Altura del Precipitado
1 minuto	Capa no compacta de 0.9 cm. de altura
2 minutos	Capa no compacta de 1.8 cm. de altura
3 minutos	Se formó capa compacta de 0.9 cm. de alt.
5 minutos	Sobre la anterior se formó una capa no compacta de 1—2 cm. de altura.
8 minutos	El tubo tiene tres capas con 1.6 cm. de

	altura.
10 minutos	Las capas anteriores se hicieron compactas a 1.2 cm. de altura.
13 minutos	No varió ni la cantidad ni la forma de las capas.

Por lo tanto a esa velocidad se necesitaron 10 minutos de centrifugación para tener un resultado aceptable. Se varió la velocidad de la centrífuga a su velocidad máxima (2,800 RPM.) y se repitió la prueba. A los dos minutos teníamos el mismo resultado que con los 10 minutos a 1,500 RPM.

El líquido sin el precipitado es mucho más claro y flúido. Se centrifugó poco a poco toda la miel y se juntó el líquido claro en un vaso de precipitados Pyrex. La miel no necesitó someterse a enfriamiento ya que debido al tiempo transcurrido durante las pruebas se había enfriado. Se añadió ácido sulfúrico hasta tener un pH de 4.5 y se agregaron las sales que teóricamente le faltan. Se volvió a repetir la filtración por medio de centrifugación y se notó que el precipitado que se formó era mucho menor en volumen, que en la primera centrifugación.

El líquido centrifugado se analizó y comparó con el análisis del líquido o mosto sin tratamiento.

TABLA No. 3
ANÁLISIS DE UNA MIEL FINAL SOMETIDA A TRATAMIENTO

	Sin tratar	Tratada
Brix	89.84	84.20
% Azúcares totales	57.6	60.7
Cenizas	9.1	6.0
Gomas	2.83	1.2
Nitrógeno	0.62	1.02
P ₂ O ₅	0.10	0.20
pH	5.50	4.5
Relación az. total/cenizas	6.33	10.1
„ gomas totales/azúcares	0.05	0.02
„ P ₂ O ₅ /nitrógeno	0.16	0.20

En este tratamiento podemos observar que el Brix baja de 4 a 7%, aumentando los azúcares de 3 a 5%, las gomas de 30 a 40%,

las cenizas bajan 40%, y los valores del pH, ácido fosfórico y nitrógeno quedan en sus valores óptimos.

Además el tratamiento tiene las ventajas de disminuir la viscosidad y tensión superficial, elimina los malos olores, le da mayor fluidez a las mieles y les elimina la tendencia a pegarse.

La miel ya tratada se somete a otra doble dilución y se analiza ya que el mosto debe quedar para mejor calidad del producto entre estos límites:

TABLA No. 4
ANÁLISIS DEL MOSTO

Brix	17 — 23
Acidez titulable (en ml. 10N alc./10 ml. de masa)	2 — 3.5
pH	4.5 — 5.5
Azúcares totales (g/100 ml.)	11.5 — 17
Nitrógeno (mlg./100 ml.)	75 — 100
A. Fosfórico como P ₂ O ₅ (mlg./100 ml.)	15 — 20

Para observar el fenómeno de la fermentación en el mosto tratado se consiguió una variedad en cultivo puro de *Saccharomyces cerevisiae* con el antecedente de que había sido usada en la fabricación de aguardientes.

Se hizo una resiembra de la cepa en un medio sólido. El medio sólido se preparó a base de: 1)—100 ml. de guarapo clarificado, 2)—un gramo de peptona y 3)—dos gramos de agar-agar. Este medio se esterilizó en autoclave a una presión de 15 lb/in². durante 15 minutos. En este medio se hizo la siembra y cuando la colonia se encontró formada hicimos el desarrollo en el iniciador.

Empleando una técnica aséptica se inoculó un tubo conteniendo alrededor de 10 ml. de extracto de malta esterilizado. Este medio se prepara con 3 g. de extracto de malta deshidratado y 1.5 g. de agar-agar en 100 ml de agua destilada y tratado en autoclave a una atmósfera durante 20 minutos.

Se incubó a una temperatura de 28°C y se observó que su desarrollo había sido completo por medio de un microscopio. (Baush & Lomb; tipo revólver, con lentes para 500—1000 diámetros).

Se esterilizaron 250 ml. del mosto tratado y se inocularon con el medio anterior. Con esta porción se inocularon 750 ml. de mosto. Este litro de mosto ya fermentado se tomó como pie de levadura en un recipiente donde se completó con 3 lts. y donde se siguieron los

pasos de la fermentación.

Al principiar la fermentación agregamos 1 g./l. de CaCO_3 para mantener el pH constante y en el transcurso de la fermentación agregamos 0.25 g. de NH_3 por litro para activar la fermentación y reducir la formación de los alcoholes superiores.

El mosto usado en todos los pasos tenía una concentración de azúcares totales de 15.2 g./100 ml. de mosto por lo que tomando en cuenta el rendimiento Pasteur deberíamos obtener 9.3% de alcohol por volumen. La cantidad real producida y determinada por análisis fué de 8.8% por lo que el rendimiento obtenido es de 94.5%. Este rendimiento es alto debido al tratamiento del mosto.

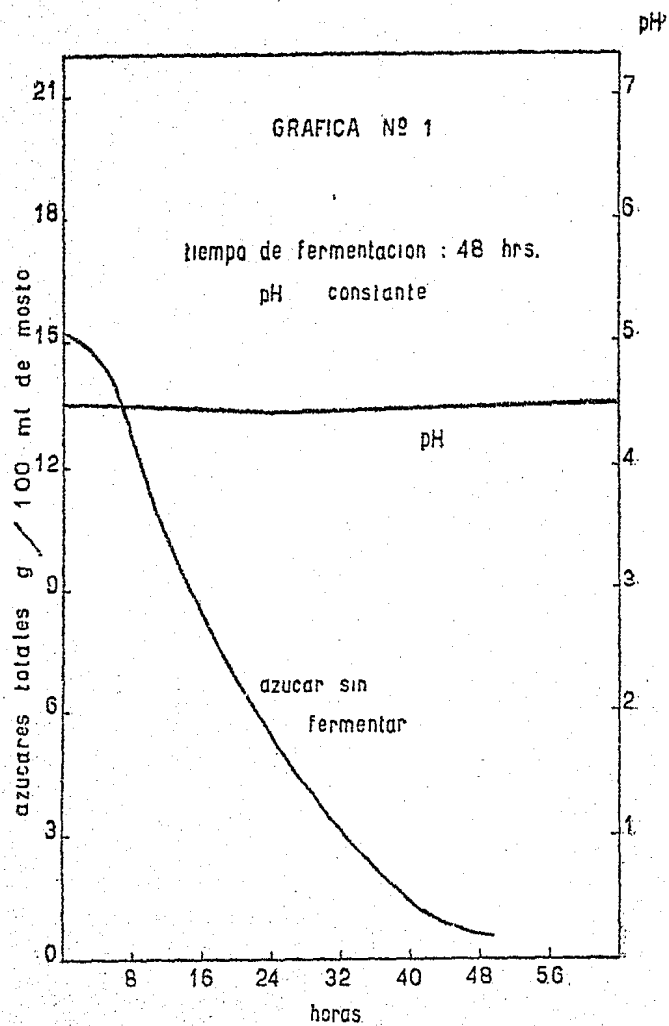
Durante el período de fermentación encontramos la cantidad de azúcares convertidos a alcohol en diferentes tiempos y el tiempo total de fermentación que resultó ser más o menos de 48 horas. Ver gráfica No. 1. Los datos encontrados en la fermentación fueron:

TABLA No. 5

Brix inicial	23.1
Temperatura inicial °C.	27.0
pH inicial	4.5
Az. totales g/100 ml. mosto	15.2
Tiempo de fermentación, horas	50.0
Brix final	8.7
pH final	4.5
Temperatura promedio de fermentación °C.	30.0
Az. residuales g/100 ml. de mosto	0.84
Atenuación	14.4
Alcohol % en volumen	8.8
Alcohol % en peso	7.0
Rendimiento de alcohol a azúcar %	46.0
Eficiencia de fermentación %	94.5

Vamos a someter al mosto a una doble destilación para encontrar la calidad del destilado crudo.

Primero por medio de una destilación simple intermitente se recoge todo el alcohol que contenga el mosto junto con todos los constituyentes del número No-Alcohol. A este alcohol impurificado lo sometemos a una destilación intermitente con efecto de rectificación (siguiendo una técnica parecida a la de Arroyo). Para conseguir



este efecto de rectificación sobre el matraz de destilación se adaptó un condensador de reflujo que condensaba gran parte de los vapores haciendo que sufrieran el efecto de la rectificación.

Los vapores que no se condensaban pasaban a un refrigerante donde se condensaban totalmente. A la salida del condensador de reflujo se puso un termómetro para observar la temperatura de los vapores. Se procuró que durante gran parte de la destilación estos vapores tuvieran una temperatura de 80°C, a 80.3°C. Esto nos interesa porque pruebas y experiencias hechas en fábricas de ron han demostrado que el destilado de 78°G.L. contiene la mayor parte de los ingredientes que le dan buen sabor al ron. A la fracción recogida en esas condiciones se le analizó y los resultados fueron:

TABLA No. 6

Alcohol, % en volumen	78.41
Acidez total mgs/100 ml. alcohol	7.90
Esteres " "	52.90
Sabor	regular, algo picante
Aroma	bueno
Cuerpo	9.3
Indice de persistencia	poco

Interpretando estos resultados vemos que el ron crudo es de tipo más bien mediano y de una calidad regular. Pero es necesario hacer pruebas con diferentes levaduras hasta encontrar la más apropiada para la clase de ron que deseamos.

CAPITULO III

CALCULO DE LA PLANTA

Para el cálculo de la planta se procedió a hacer un balance de material para conocer la capacidad del equipo que necesitamos en cada operación que se efectúa en la fábrica.

BALANCE DE MATERIAL.

El proceso en la planta, para mayor facilidad de cálculo se va a dividir en varios pasos que se considerarán independientes unos de los otros y que son:

- 1.—Depósito de melazas.
- 2.—Tratamiento de las melazas.
- 3.—Preparación de mostos.
- 4.—Fermentación.
- 5.—Destilación.
- 6.—Dilución y filtración.
- 7.—Añejamiento.
- 8.—Dilución y reposo.
- 9.—Filtración y envase.

Los datos más importantes para este balance son las mermas en cada paso. Se procuró obtener las mermas reales en las condiciones de trabajo en algunas fábricas de ron y que han sido determinadas experimentalmente.

La única reacción importante en el sistema para efectuar el balance es la conversión de azúcares totales a alcohol (basándose en el rendimiento Pasteur) y como base de cálculo en el sistema se va a tomar la cantidad de alcohol que existe teóricamente en cada paso.

Debido a ser un proceso discontinuo el balance se hace sobre un ciclo completo que comprende el tratamiento de una sola carga.

Como dato inicial en nuestro cálculo vamos a tomar la cantidad de botellas que se podrían vender en un año. Esa cantidad puede determinarse en un estudio económico. Si el ron se vende en una región donde el mercado no esté dominado por otros rones y exista un consumo de bebidas alcohólicas alto, se puede considerar que la

venta de 1 millón de botellas de ron al año es normal.

Basándose que como producto final se necesitan 1.000,000 de botellas (de 0.750 l c.u.) o sea 750,000 l. de ron (a 40°G.L.) se hizo a partir de esta cantidad un cálculo preliminar de paso en paso y tomando en cuenta las mermas hasta obtener la cantidad de materia prima o miel fina que se necesitaba. Ya con este dato se procedió a hacer el cálculo, pero ahora a partir de la materia prima y procurando estar lo más aproximado a la realidad. El balance en cada paso dió por resultado:

1.—**Depósitos de miel final.**—Por el análisis de las muestras de miel final que nos servirían como materia prima, se puede considerar que tienen un promedio de:

Brix: 89 D: 1.4778 Reductores totales: 56%

Si se parte de 1250 toneladas de miel tendremos:

1.250,000 K. de miel final : 845,852 litros de miel

1.112,500 K. de sólidos : 700,000 K. de azúcares.

equivalentes a 427,700 l. A100% (E: 61.1%)

2.—**Tratamiento de la miel.**—En el tratamiento no se va a considerar merma en azúcares y por lo tanto tampoco en alcohol. 1.—Al principio del tratamiento se hace una doble dilución. Se añade a la miel la cantidad de 1.250,000 l. de agua y se obtiene: 2.095,852 l. de miel 44.5° Brix : 2.521,289 K. con 28% az. totales.

2.—Al final del tratamiento se supone basándose en los análisis que la cantidad de azúcares reductores de la miel aumenta a 30% y que su Brix baja a 42.5, pero la cantidad total de azúcares sigue siendo 700,000 K. Por lo tanto los 700,000 K. de azúcares al 30% deben estar en 2.333,330 K. de miel y la dilución debe tener un volumen de 1.955,853 l. con 42.5° Brix.

Cantidad equivalente de alcohol : 427,700 l. A100%

3.—**Preparación del mosto.**

Se va a tener en las tinas de fermentación una concentración de 15% de azúcares totales por lo que para preparar el mosto basta hacer otra doble dilución y se tendrá: 4.289,186 l. a 21.25°Brix : 4.666,600 K. con 15% az. totales.

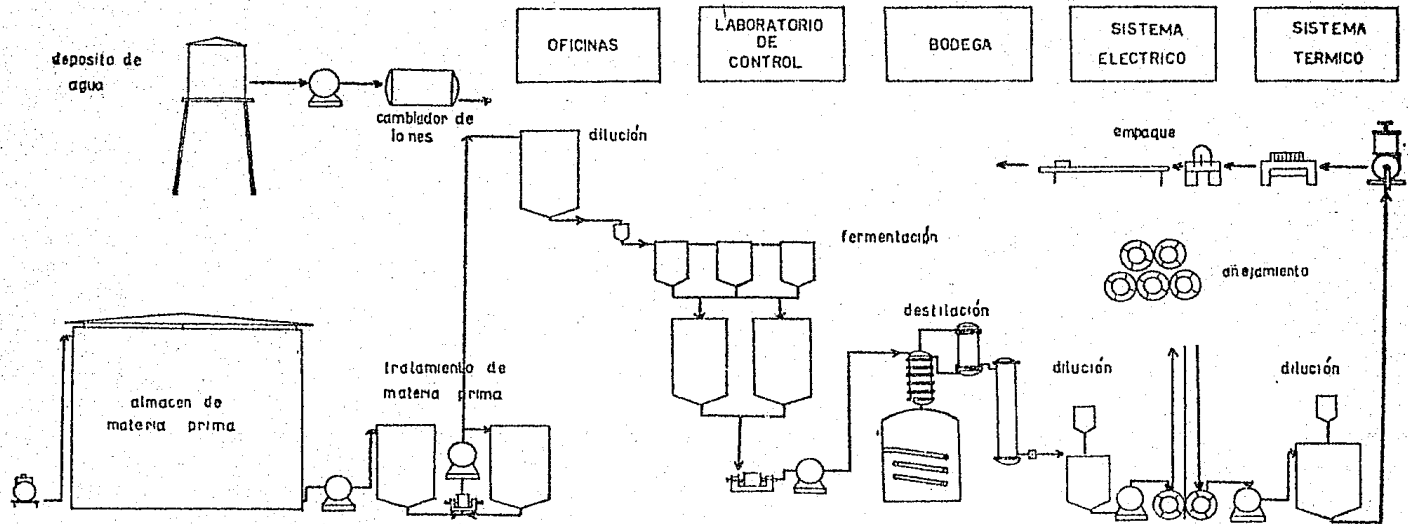
cantidad equivalente de alcohol: 427,700 l. A100%

4.—**Fermentación.**

En la fermentación se va a suponer que en condiciones normales se tendrá una eficiencia de 90% (merma 10%).

Con E: 100% 700,000 K. de az. darían 427,700 l. A100%

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA ELABORACION DE RON



con E: 90% 630,000 K. de az. darían 384,930 l. A100%
sin pérdida de volumen tendríamos 4.289.186 l. con 8.974% alcohol

Con una merma en volumen (no en alcohol) al pasar por la centrífuga, etc., de un 5% tendríamos 4.074,730 l. con 9.45% : equivalentes a 384,930 l. A100%

5.—Destilación.

En aparatos intermitentes, la destilación tiene una E: 90%. Vamos a recibir el destilado a 78°G.L.

Con E: 100% destilaríamos 384,930 l. A100%

con E: 90% destilaríamos 346,437 l. A100% que a 78°G.L. son 444,150 l. a 78°G.L. : equivalentes a 346,437 l. de A100%

6.—Dilución y filtración.

Se diluyen los 444,150 l. de 78°G.L. añadiéndole 340,219 l. de agua y al final nos queda 769,834 l. a 45°G.L. equivalentes a 346,437 l. de A100%

En la filtración tenemos una merma de 1% y nos quedaría:

762,147 l. a 45°G.L. : equivalentes a 342,967 l. de A100%.

7.—Añejamiento.

Vamos a añejar 15 meses más o menos, durante los cuales tenemos una merma en volumen de más o menos 12% y suponemos que el ron va a quedar a la misma graduación. Nos quedarían entonces.

670,690 l. a 45°G.L. : equivalentes a 301,810 l. A100%

8.—Dilución y Reposo.

El producto se va a envasar a 40°G.L. y por lo tanto hay que diluirlo. Por tablas vemos que para hacer la dilución de un alcohol de 45°G.L. a 100 c.c. de alcohol hay que agregar 12.73 c.c. de agua para tener un volumen final de 112.49 c.c., por lo tanto a 670,690 l. alcohol de 45 G.L. hay que agregar 85,379 l. de agua y nos daría un volumen de

754,459 l. a 40°G.L. = equivalente a 301,810 l. 3100%

En el reposo tenemos una merma de 0.2% y nos quedaría

752,951 l. a 40°G.L. = equivalentes a 301,180 l. A100%

9.—Filtración y envase.

Tendremos una merma en la filtración y en el envase de 0.4% y nos quedaría

749,940 l. de 40°G.L. = equivalentes a 299,976 l. A100%

Podemos entonces envasar aproximadamente

999,920 batallas de 0.750 l. c/u. = o sea unas 62,500 cajas de 16 botellas c/u.

BALANCE TOTAL.

La cantidad A100% que entra a la fábrica debe ser igual a la cantidad de A100% que sale en forma de botellas más la cantidad de A100% que se pierde en mermas

Cantidad que entra	427,700 l. A100%
Cantidad que sale:	
Embotellada	299,976 l. A100%
Merma	127,724 l. A100%
	<hr/>
	427,700 l. A100%

Vemos entonces que la eficiencia general de la planta con respecto a la cantidad teórica de alcohol (Rendimiento Pasteur) que se debería obtener es más o menos de 70.13%. Es un rendimiento normal para una fábrica de ron.

El balance de material que acabamos de hacer nos sirve para determinar el tamaño y capacidad del equipo ya que basta dividir las cantidades usadas en el año en cada paso entre el número de días hábiles para obtener la cantidad que usaremos diariamente en dicho paso.

Suponemos que de los 365 días del año la fábrica trabaja 300 días (debido a vacaciones, paros, etc.).

Para el cálculo del equipo, en cada sección en que dividimos la fábrica procederemos a seleccionar la maquinaria y equipo más adecuado para la capacidad de trabajo que necesitamos. Los cálculos deben hacerse tomando en cuenta las variaciones que experimenta el material en proceso debido a los cambios de la materia prima.

I.—DEPOSITOS DE MIEL

Cálculo y selección del tanque para almacenar la miel final.

Debemos de tener un tanque de reserva con capacidad para un año de trabajo. Un tanque de 1.000,000 de l. es un poco mayor y sería lo más conveniente.

El tanque lo podemos hacer de concreto o de fierro. Los tanques de concreto son más baratos y son apropiados para almacenar mezclas, pero a la larga son más económicos los tanque de fierro ya que son menos delicados, más seguros y recuperable su inversión.

El tanque entonces va a ser de fierro, cilíndrico, de fondo plano (con una ligera inclinación en dirección a la toma de la bomba). El techo va a estar superpuesto aproximadamente 60 cms. sobre el

nivel superior del tanque. El tanque debe tener escala y un aparato de control que nos indique la cantidad de miel en existencia.

Las medidas del tanque deben ser las que nos den la superficie mínima y por lo tanto el tanque de menor costo. Para esto consideramos un tanque cilíndrico de diámetro "D" y altura "h" y vamos a calcular la cantidad mínima de lámina que contenga el volumen "V".

$$V : \frac{\pi D^2 h}{4} \qquad h : \frac{4 V}{\pi D^2}$$

$$S \text{ min.} : \frac{2 \pi D^2}{4} + \pi Dh : \frac{\pi D^2}{2} + \frac{4 V}{D}$$

$$\frac{dS}{dD} : \pi D - \frac{4 V}{D^2} : 0 \qquad D^3 : \frac{4 V}{\pi} \qquad D : \sqrt[3]{\frac{4 V}{\pi}}$$

$$D : \sqrt[3]{\frac{4 \times 1.000,000}{\pi}} : 10,8 \text{ m.}$$

si aplicamos esta fórmula nos queda:

3.1416

Teniendo este dato hacemos una tabla con valores cercanos que nos permitan apreciar la variación de superficies para diferentes diámetros.

TABLA No. 7

No.	D	Sf	C	V	h	S _l	S _t
1	105	8654	329.8	1.000000	115.5	38 091	55 399
2	110	9498	345.5	1.000000	105.3	36 374	55 370
3	115	10381	361.2	1.000000	96.3	34 790	55 552
4	120	11304	376.9	1.000000	88.46	33 340	55 948

D : diámetro del tanque en dm.

Sf : D : circunferencia del tanque en dm.

C : D²/4 : superficie del fondo del tanque en dm².

V : volumen del tanque en dm³.

h : V/Sf : altura del tanque en dm.

S_1 : hC : superficie del tanque en dm^2 .

S_t : $2S_f + S_1$: Superficie total de construcción en dm^2 .

Debido a que no hay mucha diferencia entre el tanque No. 2 (es de menor superficie) y el No. 3, optamos por este último por tener la forma más adecuada para almacenar. Por lo tanto, el diámetro será de 11.5 m. y la altura de 9.6 m.

Junto al tanque debe estar colocada la báscula para pesar los carrostanques llenos y vacíos. Debido al peso de estos carros conteniendo miel, la capacidad de la báscula debe tener una capacidad de 50 toneladas.

Cálculo de la bomba para melazas.

Vamos a bombear aproximadamente 2,850 l. al día. La miel tiene una densidad (promedio) de 1,4778 y una viscosidad aproximada a $20^\circ C$. de 100,000 centipoises (Perry, p. 1540). La bomba va a hacer dos operaciones: 1.--bombear de los carros-tanque al tanque de almacén y 2.--bombear del tanque de melazas al tanque de tratamiento. Tenemos que tomar cada operación individualmente. Como el trabajo principal de la bomba es transportar la miel al tanque de tratamiento vamos a calcular la potencia necesaria para efectuar el bombeo en esta operación.

Hacemos primero un diagrama de los tanques y de las conexiones necesarias para efectuar el bombeo antes de proceder al cálculo.

Vamos a considerar que de la toma del tanque a la bomba hay 1 m. Después de la bomba sale la tubería 0.20 m y se encuentra una conexión T, se sigue 0.80 m. y por medio de un codo de 45° se dirige hacia el tanque de tratamiento. Recorre aproximadamente 10.7 m. y por medio de un codo de 90° se eleva 2.8 m. y se conecta al tanque de tratamiento.

Para calcular la bomba tenemos como datos a la μ , p , ΔZ , L eq., Q ; y desconocemos a W_0 , HP , DT . Por lo tanto como no tenemos otros datos ni características de la bomba, hay que encontrar para el flujo dado el tipo y tamaño de la bomba, y el diámetro de la tubería que hace la operación más económica.

Para esto el costo de bombeo por unidad de tiempo nos lo da la siguiente ecuación:

$$X : X_1 + X_2 + X_3 \quad \text{donde}$$

X : costo de la operación de bombeo en $\$/día$.

X_1 : cargas fijas sobre el capital invertido en el grupo motor-bom-

ba en \$/día.

X_2 : cargas fijas sobre el capital invertido en la tubería y en las conexiones \$/día.

X_3 : costo de energía necesaria para efectuar el bombeo. \$/día.

Hay fórmulas especiales para conocer estos términos en función del diámetro. Pero no es fácil conocer la forma de dichas ecuaciones y en cambio podemos conocer prácticamente el valor de los términos con datos proporcionados por los fabricantes. En este caso basta sumar los términos para cada diámetro o graficarlos y encontramos el diámetro más económico.

Aplicando un balance total de energía, usamos el teorema de Bernoulli

$$W_0 : \Delta Z + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2g} + \Sigma F \quad F : \frac{4f \text{ Leq. } V^2}{2g}$$

De dicha ecuación podemos despreciar el término de las presiones ya que tanto P_1 como P_2 son iguales a la presión atmosférica. Del término de las velocidades despreciamos a V_1 , o sea en la toma del tanque por ser casi cero y muy pequeña comparada con la velocidad de salida. Por lo tanto la ecuación nos queda:

$$W_0 : \Delta Z + \frac{V_2^2}{2g} + \Sigma F$$

Por medio de esta ecuación podemos encontrar a HP para cada diámetro de tubería. Hicimos un cálculo preliminar y encontramos que deberíamos buscar el diámetro óptimo entre 3" y 5". Entonces resolvemos el problema para cada diámetro de 3, 3.5, 4, 4.5 y 5 pulgadas.

Cálculo para la potencia de la bomba con tubería de 3"

Transformaremos los datos que tenemos al sistema inglés. Hicimos un cálculo preliminar y optamos por bombear los 2,850 l. en 50 minutos ya que en menor tiempo la potencia de la bomba es muy grande y en mayor tiempo retrasamos las operaciones.

Cálculo de V_2

$$V_2 : \frac{Q_v}{A}, \quad Q_v : 0.0334 \text{ ft}^3/\text{seg.}, \quad A : \frac{\pi D^2}{4} : 0.785 (3/12)^2 : 0.049 \text{ ft}^2$$

$$V_2 : \frac{0.0334}{0.0490} : 0.682 \text{ ft/seg.}, V_2^2 : 0.466 \text{ ft}^2/\text{seg}^2., \frac{V_2^2}{2g} : 0.00723 \text{ ft.}$$

Cálculo de ΔZ

Lo tenemos fácilmente del diagrama $\Delta Z : 9.2 \text{ ft.}$

Cálculo de F

Usamos la ecuación de Fanning
$$F : \frac{4l \text{ Leq. } V_2^2}{2gD}$$

siendo "f" una función del Reynolds. Hay gráficas para encontrar "f" conociendo el Reynolds

$$Re : \frac{DV\rho}{\mu} : \frac{(0.250)(0.682)(1.4774 \times 62.43)}{(0.000672 \times 1000,000)} : 0.23$$

Vemos que es un flujo laminar con un Reynolds sumamente bajo debido a la viscosidad altísima de la miel. Las gráficas en este caso no sirven y usamos entonces la fórmula para tubos circulares en régimen laminar (Perry, p. 810).

$$f : \frac{16}{Re} \text{ por tanto } f : 68.7$$

Para la longitud equivalente total necesitamos la longitud de las conexiones. Vemos qué cantidad de conexiones son necesarias y por medio de un nomograma obtenemos la cantidad equivalente en tubería recta que representan. Usamos el nomograma de la Crane Co. (los datos para la tubería de 3" los hemos puesto en una tabla con las longitudes equivalentes correspondientes a las conexiones de los demás diámetros). En nuestro caso la tubería de 3" nos da una longitud equivalente de las conexiones de 175.8 ft.

$$\text{Leq.} : 175.8 + 51 : 226.8 \text{ ft.}$$

$$F : \frac{4 \times 68.7 \times 226.8 \times 0.466}{64.4 \times 0.250} : 1,802 \text{ ft.}$$

de donde $W_0 : 1802 + 9.2 + 0.00723 : 1811.20723 \text{ ft.}$
 como HP : altura x caudal x peso específico : $W_0 \times W$

$$1811.2 \times 0.0334 \times 92.2$$

$$\text{HP} : \frac{\quad}{550} : 10.1$$

550

si consideramos una eficiencia del motor a la bomba de 60%, la potencia del motor de la bomba será $\text{HP}_{o.b.} : 16.82$
 el mismo cálculo lo hacemos con las demás tuberías y los datos los ponemos en una tabla.

TABLA No. 8

LONGITUDES EQUIVALENTES DE LAS DIFERENTES TUBERIAS

Díametro	3"	3.5"	4"	4.5"	5"
Codo 45°	3.8	4.5	5.0	5.5	6.0"
T (dos)	34.0	38.0	43.0	48.0	53.0
Codo 90°	8.0	9.5	11.0	12.0	13.5
Válvula compuerta	10.0	12.0	14.0	15.0	17.0
Válvula de globo	80.0	94.0	108.0	122.0	136.0
Válvula de ángulo	40.0	47.0	54.0	61.0	68.0
Long. equiv. total	175.8	205.0	235.0	263.5	293.5

TABLA No. 9

DATOS ENCONTRADOS PARA EFECTUAR EL BOMBEO CON LOS DIFERENTES DIAMETROS

Diámetro	3"	3.5"	4"	4.5"	5"
Qv	0.0334	0.0334	0.0334	0.0334	0.0334
A	0.0490	0.0662	0.0871	0.110	0.136
V ₂	0.682	0.500	0.383	0.303	0.246
V ₂ ²	0.466	0.250	0.146	0.0915	0.0603
Re	0.233	0.200	0.174	0.155	0.140
Leq.	266.8	256.0	286.0	314.5	344.5
f	68.7	80.0	92.0	103.0	114.2
F	1802	1090	718	490	353
W _o	1811.2	1099.2	727.2	499.2	362.2
HP	10.1	6.15	4.17	2.8	2.05
HP _{o.b.}	16.82	10.2	6.78	4.67	3.38

Teniendo ya los datos de la potencia necesaria para el bombeo para los diferentes diámetros de tubería, podemos aplicar la ecuación de los costos. Para mayor facilidad ponemos todos los datos en forma de tablas.

TABLA No. 10

AMORTIZACION DIARIA DEL CAPITAL INVERTIDO EN EL GRUPO MOTOR—BOMBA

Díametro	3"	3.5"	4"	4.5"	5"
HP Potencia teórica	16.82	10.2	6.78	4.67	3.38
Potencia comercial	20	10	7	5	5
Precio motor-bomba \$	4500	3200	2700	2450	2450
Amortización anual \$ (uniforme en 5 años)	900	640	540	450	450
Amortización diaria \$	3.00	2.13	1.80	1.50	1.50

La potencia de los motores la debemos tomar en consideración o sea la potencia que tienen los motores en el mercado, tomando los valores más aproximados.

TABLA No. 11

AMORTIZACION DIARIA DE LAS TUBERIAS Y CONEXIONES DIVERSOS DIAMETROS

Diámetro	3"	3.5"	4"	4.5"	5"
Tubería de fierro colado. 15.5 metros \$	395.4	427.8	461.74	494.45	527.0
Codo de 45° con brida. \$	27.95	36.55	45.30	53.90	62.50
Codo de 90° con brida. \$	27.95	36.55	45.30	53.90	62.50
T con brida. (2). \$	79.60	108.60	137.60	186.60	195.60
Válv. de compuerta \$	224.80	261.80	298.90	355.90	372.90
Válvula de globo \$	225.00	290.00	355.00	420.00	485.00
Válvula de ángulo \$	224.8	261.80	298.90	355.90	372.90
TOTAL \$	1205.5	1423.1	1642.74	1880.65	2078.40
Amortización anual uniforme en 5 años \$	241.1	284.60	328.54	376.13	415.68
Amortización diaria 300 días-trabajo \$	0.80	0.95	1.09	1.25	1.38

TABLA No. 12
COSTO DE LA ENERGIA DE BOMBEO PARA DISTINTOS
DIAMETROS DE TUBERIA.

Diámetro	3"	3.5"	4"	4.5"	5"
HP _{o.o.}	16.82	10.20	6.78	4.67	3.38
Kw	12.6	7.6	5.03	3.48	2.53
Kw-hora/día	10.5	6.32	4.18	2.90	2.10
\$0.10 Kw-hora costo por día \$	1.05	0.632	0.418	0.290	0.24

Ya con estos datos podemos calcular el costo total de bombeo, sumando los términos de la ecuación. En lugar de graficarlos los ponemos en forma de tabla y comparamos los diferentes diámetros.

TABLA No. 13
DETERMINACION DE LA TUBERIA CON DIAMETRO MAS
ECONOMICO

Diámetro	3"	3.5"	4"	4.5"	5"
X ₁ \$	3.00	2.13	1.80	1.50	1.50
X ₂ \$	1.05	0.63	0.41	0.29	0.21
X ₃ \$	0.80	0.95	1.09	1.25	1.39
X \$	4.85	3.71	3.30	3.14	3.10

Puede observarse que el valor más bajo corresponde a la tubería con 5" de diámetro y con un motor de 5 HP.

Selección de la bomba.

El tipo adecuado de bomba necesario para efectuar un bombeo se selecciona de acuerdo con las condiciones de nuestro sistema de bombeo y de las características de cada bomba, así por ejm. las bombas rotativas generalmente se usan para líquidos muy viscosos, las recíprocas cuando hay que succionar a presiones menores que la atmosférica y hay que vencer grandes alturas equivalentes y las centrífugas para líquidos con materiales en suspensión y para vencer alturas no muy grandes, etc.

Una vez escogido el tipo, las demás características de la bomba como son su tamaño, su velocidad (en r.p.m.), su eficiencia, etc., se seleccionan de acuerdo con el flujo que deben proporcionar y con la altura que deben de vencer. Las bombas tiene generalmente sus curvas características de funcionamiento con las cuales podemos observar sus propiedades.

Nosotros necesitamos una bomba rotatoria debido a la alta viscosidad

de la miel. Después observamos diferentes tipos de bombas rotatorias como las de engranes, de lóbulo, de tornillo, de cinta, de leva, etc. y encontramos que la más apropiada son las de tornillo.

Las bombas rotatorias están basadas en el principio del desplazamiento positivo. Por lo general conforme el elemento rotatorio gira, produce cavidades que pasan de la aspiración a la descarga y propulsan al líquido. En la bomba de tornillo el sello se forma por la indentación de los tornillos.

II.—TRATAMIENTO DE LA MIEL

En el tratamiento de mieles vamos a recibir las melazas en un tanque. Como a la miel (aproximadamente 2850 l.) le vamos agregar aproximadamente 4170 l. de agua, el volumen de dicho tanque consideramos debe ser de unos 8500 l.

Cálculo de los tanques.

Los tanques van a ser de fierro, provistos con escalas y sus tapas van a tener aberturas con bisagras. La flecha del agitador y los serpentines son de fierro. El agitador está soportado por una barra de fierro la cual se sostiene sobre la estructura del tanque.

Los tanque son cilíndricos de fondo cónico. Vamos a considerar que de los 8500 l. que tiene el tanque, 8100 corresponden al cilindro y el resto al cono. Hacemos los cálculos y encontramos que el cilindro más apropiado es 2.10 m. de diámetro y 2.35 m. de alto. El volumen del cono con base circular suponiendo que la inclinación que le vamos a dar es de 20° es

$$V : \frac{1}{3} b h \quad h : \frac{1}{2} D \text{ tang } 20^\circ \quad \text{tang } 20^\circ : 0.363$$

$$h : \frac{0.363}{2} \times 2.1 : 0.30 \text{ m.} \quad b : \frac{\pi D^2}{4} : 3.46 \text{ m}^2$$

$$V : 1.16 \times 0.38 : 0.44 \text{ m}^3 : 440.1$$

por lo tanto volumen total del tanque : 8500 l.

altura total del tanque : 2.73 m.

Cálculo de los serpentines de los tanque.

Serpentín de calentamiento.—Vamos a calcular primero la cantidad de calor que necesitamos suministrar a la miel para que llegue a los 80°C en el término de 2 horas. Saemos por la experien-

cia del laboratorio que al agregar el agua caliente a la miel ésta queda aproximadamente a 40°C. El calor necesario será:

$$Q/\delta : W C_p (T_2 - T_1) \quad C_p : 0.69 \text{ (Spencer p. 121)}$$

δ : tiempo.

$$W : 8400 \text{ K.} \quad Q/\delta : 8400 \times 0.69 \times (80 - 40) : 231\,840 \text{ Kcal/2 horas}$$

$$Q : 115,920 \text{ Kcal/hora.}$$

a esto le agregamos el 10% perdido por radiación durante una hora en que se mantiene a esa temperatura $Q/\delta : 127,512 \text{ Kcal/hora}$ y como tendremos que $Q/\delta : U A \Delta t_m$

vamos a suponer que vamos a considerar de 40 lbs/pulg² el vapor que usamos y cuya temperatura correspondiente es de 131°C y suponemos que el vapor va a tener la misma temperatura a lo largo del serpentín.

$$U : 120 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} : 586.6 \text{ Kcal/hr. m}^2 \cdot ^\circ\text{C.}$$

$$\Delta t_m : \frac{(131 - 40) - (131 - 80)}{2.3 \log \frac{131 - 40}{131 - 80}} : 70^\circ\text{C.}$$

$$A : \frac{127,512}{585.6 \times 70} : 31000 \text{ cm}^2.$$

si usamos tubería de fierro de 2", el serpentín será

$$A : l\pi D \quad l : \frac{31,000}{3.1416 \times 2 \times 2.54} : 19.6 \text{ m.}$$

si le añadimos 25% de margen de seguridad, el serpentín de vapor es de 45.5 m. de largo con 2" de diámetro..

Serpentín de enfriamiento.—Para el serpentín de enfriamiento vamos a suponer que la miel con el enfriamiento natural esté a 40°C y la vamos a enfriar a 20°C. El agua de enfriamiento va a entrar a 15°C y salir a 30°C. La cantidad de calor que necesitamos quitar igual a

$$Q/\delta : 8400 \times 0.69 \times (20 - 40) : - 116,000$$

si enfriamos en 5 horas $Q/\delta : 23,200 \text{ Kcal/hora}$
en este caso

$$\Delta t_m : \frac{(40 - 30) - (20 - 15)}{2.3 \log 2} : 7^\circ\text{C.}$$

$$U : 585.6 \text{ Kcal/hr. m}^2 \cdot ^\circ\text{C.}$$

$$A : \frac{23,200}{585.6 \times 7} : 5.6 \text{ m}^2. \quad l : \frac{56,000}{3.1416 \times 2.54 \times 2} : 35 \text{ m.}$$

hay que omar en cuenta que aquí se puede aprovechar el enfriamiento natural durante varias horas en la noche sin necesidad de usar más que un tiempo muy corto al serpentín.

Cálculo de los agitadores.

Es difícil calcular los agitadores ya que el número de factores que intervienen es muy grande. El tipo que vamos a escoger para la operación de la miel es el de palas por ser el más conocido, de costo primario más barato, se puede fabricar localmente y es el más adecuado para este trabajo en virtud de que podemos hacer las paletas largas y de manera que no se deposite material sin mezclar en el fondo.

Para calcular la potencia se puede acudir a la "Teoría de la Semejanza" que basada en el análisis dimensional y por comparación de cocientes adimensionales que agrupan a varias variables, permite reducir el número de ellas. Se obtienen fórmulas empíricas como la de los agitadores simples que nos dan la potencia necesaria para conservar el movimiento del agitador por par de paletas radiales.

$$\text{HP} : c L^{2.77} \mu^{0.14} N^{2.86} \rho^{0.86} D^{1.1} H^{0.6} W^{0.3}$$

siendo

HP : Potencia consumida en HP

μ : viscosidad del líquido en lb/ft-seg. = 67.2 lb/ft-seg.

L : largo de las paletas en ft. = 3.28 ft.

N : velocidad del agitador en r.p.s. = 40/60 r.p.s.

ρ : densidad del líquido en lb/ft³. = 92 lb/ft³

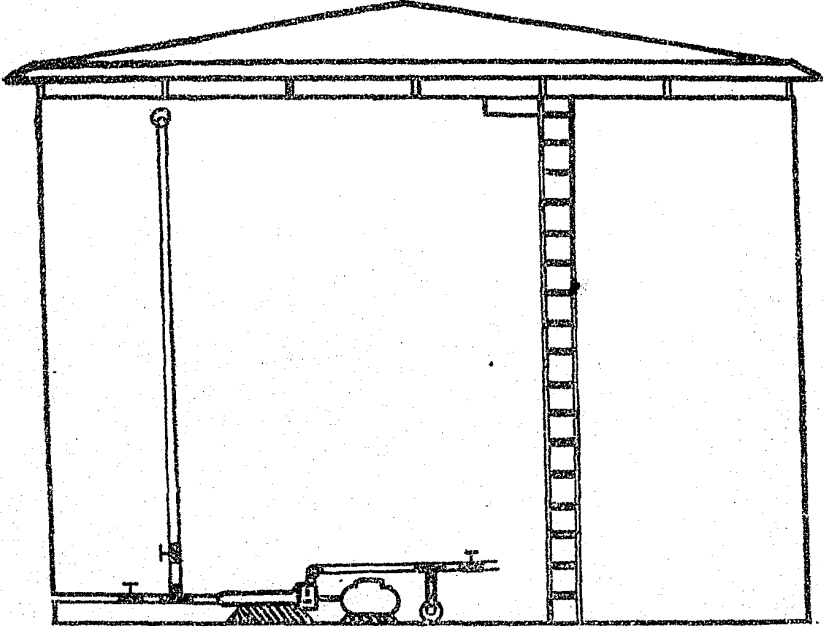
D : diámetro del tanque en ft. = 6.90 ft.

W : ancho de las paletas en ft. = 4/12 ft.

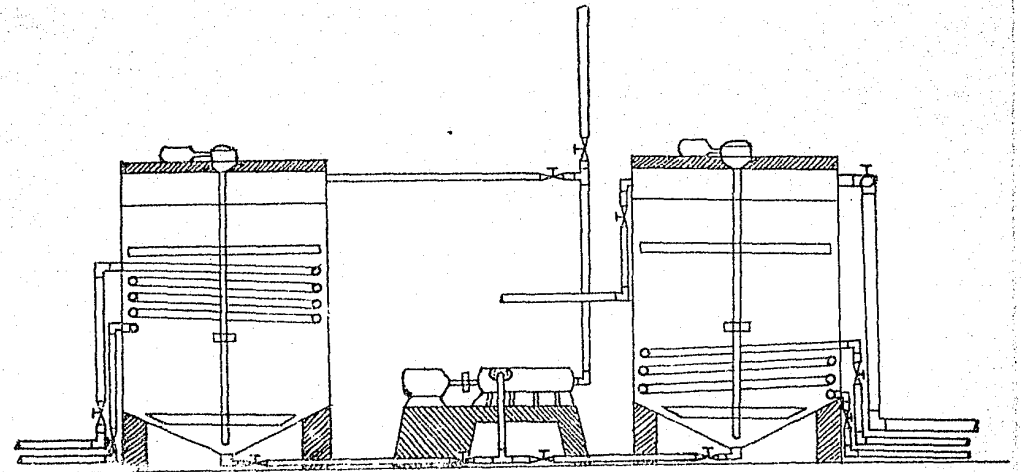
H : altura del líquido en ft. = 6.90 ft.

c : coeficiente de potencia. Está relacionado con un número de Re modificado y se encuentra en la gráfica de la pág. 1545 del Perry. Las literales de la fórmula con que se encuentra tienen el

LAMINA No. 1



LAMINA No. 2



significado arriba indicado.

$$C : \frac{L^2 N \rho}{\mu} = 0.00013$$

aplicando estos valores en la fórmula obtenemos la potencia necesaria por par de paletas radiales.

HP : 1.40

como vamos a poner 3 pares de paletas radiales, la potencia será de 4.20 HP. Si tomamos la eficiencia de transmisión como 90% y la de los baleros de 95%, tendremos que la potencia desarrollada por el motor para conservar el movimiento es de 5 HP. Como los manuales de ingeniería mecánica recomiendan para este trabajo y con motores eléctricos tomar como mínimo el doble de esta cantidad por considerar la potencia necesaria para el arranque, necesitamos un motor de 10 HP.

Para el segundo tanque ya la miel está diluida, mezclada y parcialmente tratada, por lo que la viscosidad se ha reducido en forma grandísima y su densidad también ha bajado, por lo que si hacemos un cálculo similar encontramos que necesitamos un agitador semejante pero con un motor de 5 HP.

Selección de la Centrifuga y de la Bomba.

Ya hemos visto las enormes ventajas de filtrar con una centrifuga a la miel durante el tratamiento y al final de éste. La misma centrifuga y la misma bomba sirven para las dos operaciones; la de filtrar y pasar la miel del primer tanque al segundo y de éste al tanque preparador de mostos.

Vamos a usar una centrifuga continua de filtración cuyo tipo está representado por la Bird Machinery Co. El filtro Bird separa los sólidos de los líquidos por sedimentación centrífuga. Esto requiere solamente que los sólidos tengan una mayor gravedad específica que los líquidos en los cuales están suspendidos y que su masa sea suficiente para responder a las fuerzas separantes centrífugas arriba de 1700 veces la gravedad. No importa el tamaño de las partículas si responden a dichas fuerzas. Durante la operación puede cambiar la cantidad de sólidos separados y el volumen del líquido. La capacidad dentro de ciertos límites sólo está limitada por la bomba de alimentación y por los sólidos en asentarse. No importa la temperatura de filtración.

La bomba que vamos a usar es una bomba rotativa, de engr-

nes, con capacidad de 30 G.P.M. y con un motor de 2 HP.

III.—TRATAMIENTO DE LOS MOSTOS.

El tratamiento consta únicamente en diluir la melaza. En lugar de preparar el mosto correspondiente a un día de trabajo en una sola dilución, podemos hacer dos diluciones para no comprar un tanque muy grande. En cada una de ellas recibimos cerca de 3260 l. de miel y le añadimos 3890 l. de agua aproximadamente.

Por lo tanto necesitamos un tanque de unos 8500 l., de fierro, cilíndrico con fondo cónico, provisto con un agitador mecánico. Debido a la altura que está situado y a la colocación de los tanques de la fermentación no es necesario bombear para tratar el mosto sino que por simple gravedad va a dar a los tanques de levadura y de fermentación.

Las medidas del tanque serán las mismas que las de los tanques de tratamiento que tienen el mismo volumen.

El agitador para disolver la miel puede ser con hojas de tipo de hélice. Para este tipo de trabajo y clase de materiales es recomendable un agitador Lighten de alta velocidad con un motor de 1 HP.

IV.—FERMENTACION.

En la fermentación las operaciones principales consisten en distribuir el mosto en los tanques de levadura y de fermentarla de manera de formar un sistema de trabajo. Las operaciones necesarias son:

1.—Preparación del pie de levadura:

- a) Fermentar en el laboratorio 30.l de mosto.
- b) Poner los 30.l fermentados en un tanque. Agregar 270 l. mosto. Fermentar.
- c) Repartir los 330 l. de mosto fermentado en dos tanques. Añadir en cada tanque 1350 l. de mosto. Fermentar.
- d) Añadir intermitentemente en todas las operaciones anteriores NH_3 en solución y pasar una corriente de aire.

2.—Fermentación.

- a) Poner en un tanque 1500 l. de mosto fermentado y añadir 5650 l. de mosto sin fermentar. Fermentar.
- b) Repetir la operación en otro tanque similar.

3.—Filtrar por medio de una centrífuga el mosto fermentado, bombeándolo al destilador.

Todos los tanques que vamos a usar son cilíndricos, de fondo

cónico, de fierro, equipados con serpentines de enfriamiento automáticos hechos de cobre.

En los tanques no ponemos agitadores por ser un gasto muy oneroso ya que casi no se usan y en caso necesario se puede usar una pala de madera. Todo el mosto se puede pasar por gravedad por lo que no se necesita bomba. Debido al ciclo de fermentación se necesitan 8 tinas.

Los tanques deben tener el tamaño apropiado para que se enfríen fácilmente:

TANQUES	A	B	C
Diámetro del tanque en dm.	7	12	21
Altura del cilindro en dm.	8.82	15	23.5
Altura del cono	1.00	1.8	3.8
Altura total del tanque	9.82	16.8	27.3
Volumen del cilindro l	340	1700	8100
Volumen del cono l.	12.8	67.2	440
Volumen total del tanque l.	352.8	1767.2	8540

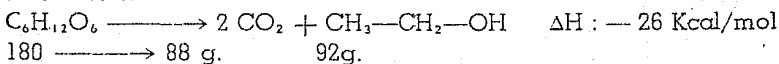
Cálculo de los serpentines de enfriamiento.—

Para poder calcular los serpentines de los tanques de fermentación, primero vamos a calcular la cantidad de calor que necesitamos quitar para mantener la temperatura de las tinas de fermentación sin cambios apreciables.

El calor generado en la fermentación es muy considerable y naturalmente tiende a elevar la temperatura de la masa.

En todas las reacciones se absorbe (reacción endotérmica) o se libera calor (reacción exotérmica).

De acuerdo con Rhan el calor desarrollado de una molécula gramo de dextrosa en el proceso de conversión de alcohol es de 26.0 kilogramo-caloría. La medida de Boufford de 23.4 a 23.7 calorías por 180 g. de azúcar fermentado han sido aceptadas por la mayoría como correctas.



Ahora, en nuestros fermentadores nosotros tenemos aproximadamente 7150 l. de mosto que va a fermentar en 48 horas y que tienen una densidad de 1.092 y contiene 15% de azúcares totales. Por lo tanto la cantidad de calor liberada por hora es

$$\begin{array}{l} 7150 \times 1.092 \times 0.15 : 1170 \text{ Kg. de azúcares totales} \\ 1,170,000/180 : 6510 \text{ g-mol } 6510 \times 26 : 169,500 \text{ Kcalorías} \end{array}$$

$$Q/\delta : 3530 \text{ Kcal/hora} \quad (48 \text{ horas})$$

con este dato podíamos calcular la temperatura del mosto a la que puede elevarse tomando en cuenta que la temperatura que deseamos conservar es de 29°C durante toda la fermentación. Pero como la velocidad de fermentación no es constante sino que hay un máximo que podemos suponer sea 5 veces la velocidad promedio, la cantidad de calor desprendida en ese punto es 5 veces mayor a la que el mosto puede elevarse es:

$$Q/\delta : 3530 \times 5 : 17,650 \text{ Kcal/hora}$$

$$C_p : 0.897 \text{ (Spencer)} \quad T_2 - T_1 : \frac{Q/\delta : W C_p (T_2 - T_1)}{W} : \frac{17,650}{7800 \times 0.897} : 2.52$$

$$T_2 : T_1 + 2.52 : 31.52^\circ\text{C}$$

Teniendo este dato podemos calcular el área de enfriamiento de un serpentín para enfriar 7800 K. de 31.5°C a 29°C, suponiendo que el agua de enfriamiento entra a 22°C y sale a 23.5°C. Tenemos que para serpentines de cobre, el Perry da a U un valor de:

$$U : 120 \text{ Btu/hr. ft}^2\text{.}^\circ\text{F} : 586 \text{ Kcal/hr. m}^2\text{.}^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_m : \frac{(31.5-23.5)-(29-22)}{2.3 \log 8/7} : 7.5 \quad A : \frac{17,650}{586 \times 7.5} : 4.040 \text{ m}^2.$$

si usamos tubería de 1.5"

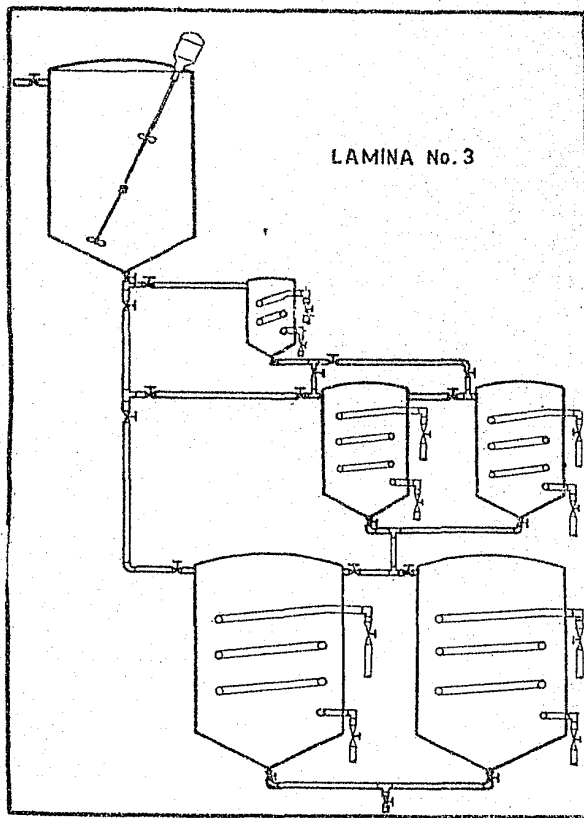
$$A : l\pi D \quad l : \frac{40400}{1.5 \times 2.54 \times 3.1416} : 3400 \text{ cm.} : 34 \text{ m.}$$

Este serpentín sería pues de 1.5" de diámetro y 34 m. de largo y evitaría fácilmente que aumente la temperatura por medio de un control automático unido a un termómetro de manera que a una variación de éste, el control ponga inmediatamente a andar el sistema de enfriamiento.

El mismo cálculo hacemos para los tanques de levadura de 1500 l. y encontramos que necesitan un serpentín de 15 m. con diámetro de 1.5", ya que aunque la cantidad de azúcares es menor, el tiempo de fermentación es más corto.

Selección de la centrífuga y de la bomba.

Después de que el mosto ha fermentado, al pasarlo al calderín del destilador lo filtramos por medio de una super centrífuga Bird, Lavál o Sharples. La bomba que usamos es una bomba cen-



trífuga de 20 G.P.M. y con un motor de 1 HP (usamos una bomba de tipo rotativo que nos produzca una presión uniforme y constante)

V.—DESTILACION.

Cálculo del destilador de ron.

Por pruebas que se han hecho en diferentes lugares se ha encontrado que la mejor graduación para recibir el destilado es la de 78° G.L. dado que a esa concentración no contiene las impurezas que llevaría si destiláremos a una graduación baja ni tampoco pierde por la rectificación los constituyentes más apreciables que caracterizan el ron. En vista de esto nosotros vamos a calcular nuestro destilador de manera de obtener un producto de composición constante.

Por el balance de material que hicimos encontramos que necesitamos destilar a aproximadamente 14,000 l. al día y tomando en cuenta la magnitud del equipo y sobre todo la velocidad de destilación, nos conviene destilar ese volumen en 4 cargas al día con 3500 l. aproximadamente cada carga.

La riqueza alcohólica promedio del mosto es de 9% en volumen y la de las vinazas vamos a considerarla de 0.3% en volumen. Para facilidad de los cálculos vamos a trabajar con moles como unidades, por lo que primero procedemos a poner las condiciones iniciales y finales en mol%.

Concentración del producto : x_D : 78° G.L. : 71.33% peso : 49.4 mol%

Conc. inicial del mosto : x_0 : 9° G.L. : 7.2% peso : 2.95 mol%

Conc. final del mosto : x_1 : 0.3° G.L. : 0.24% peso : 0.094 mol%

y los vapores que corresponden a las concentraciones inicial y final según y final según la curva de equilibrio son

y_0 : 42.7% peso : 22.8 mol%

y_1 : 2.8% peso : 1.12 mol%

como guía para orientarnos en los cálculos de nuestro destilador vamos primero a encontrar el número mínimo de platos con reflujo máximo y el reflujo mínimo para un número infinito d platos.

Número de platos necesarios con reflujo máximo.

Cuando tenemos reflujo máximo la línea de operación es igual a la diagonal y aplicando el método de McCabe Thiele encontramos que sería necesario 1 plato para obtener el producto con la concentración deseada. Esto nos sirve únicamente como indicación de que necesitamos más de un plato en la práctica. Ver fig. 3.

Reflujo mínimo para un número infinito de platos.

Encontramos el reflujo mínimo para las condiciones iniciales y finales:

$$\begin{aligned}
 rm_0 &: \frac{x_D - y_0}{y_0 - x_0} : \frac{49.4 - 22.8}{22.8 - 2.95} : 1.34 & OM &: \frac{x_D}{rm+1} : \frac{49.4}{2.34} : 21 \\
 rm_1 &: \frac{x_D - y_1}{y_1 - x_1} : \frac{49.4 - 1.12}{1.12 - 0.094} : 48.25 & OM &: \frac{x_D}{rm+1} : \frac{49.4}{49.28} : 1.0
 \end{aligned}$$

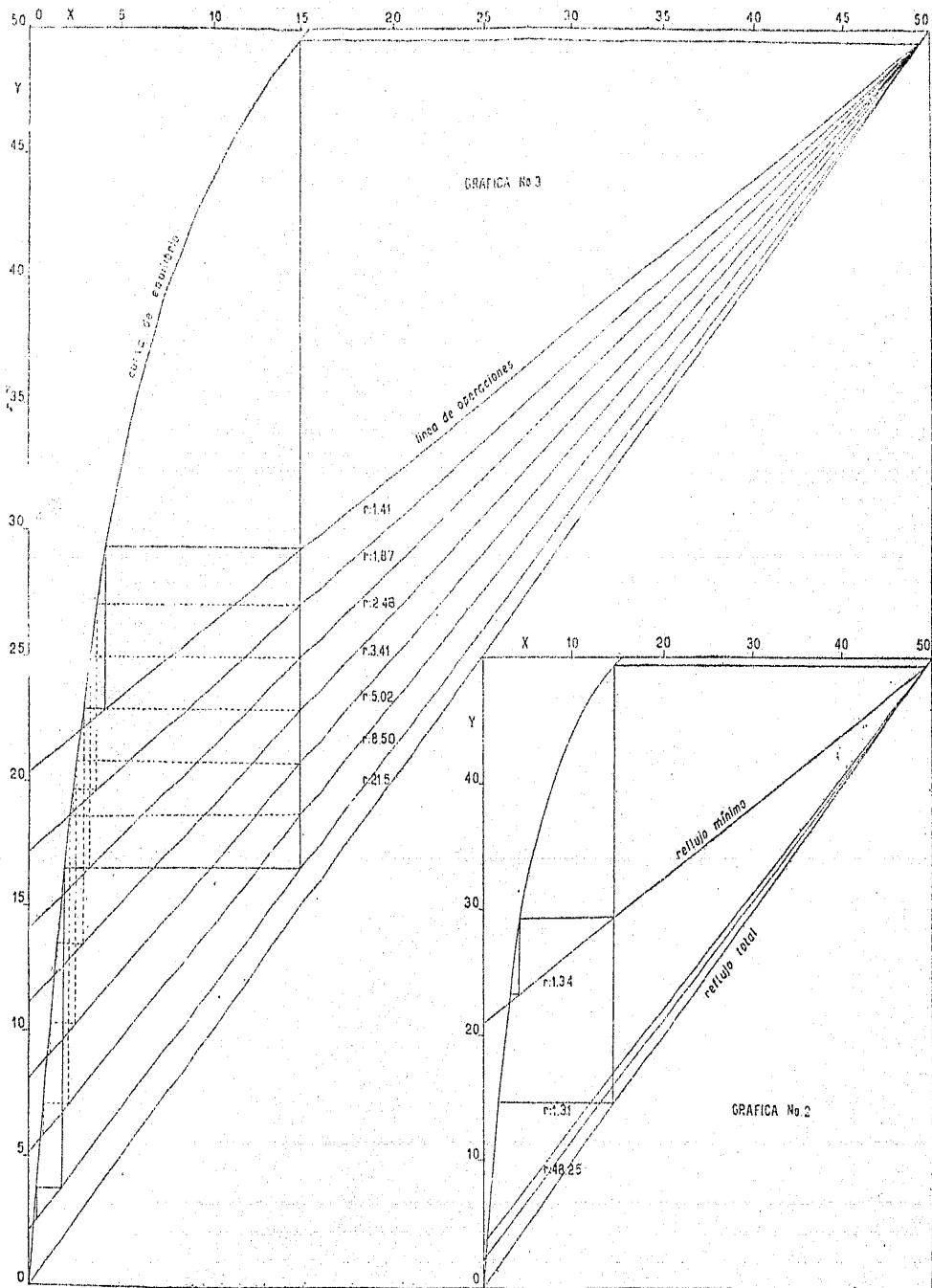
podemos observar que el reflujo mínimo en las condiciones finales es muy grande y que por lo tanto el reflujo óptimo en ese punto sería todavía más grande e impráctico para llevar la destilación hasta ese extremo. Hacemos varios tanteos y vemos que conviene llevar la destilación a producto constante hasta tener en el calderín más o menos una concentración de 1% en peso. De 1% en peso a 0.24% en peso podemos mantener el reflujo constante e ir variando la composición del producto. Dicho producto abarcará los redestilables y las colas. El reflujo mínimo correspondiente a una concentración en el calderín de 1% en peso es:

$$x_1 : 1\% \text{ peso} : 0.394 \text{ mol\%} \qquad y_1 : 9.5\% \text{ peso} : 3.88 \text{ mol\%}$$

$$\begin{aligned}
 rm &: \frac{x_D - y_1}{y_1 - x_1} : \frac{49.4 - 3.88}{3.88 - 0.394} : 13.1 & OM &: \frac{49.4}{14.1} : 3.5
 \end{aligned}$$

Cálculo del número de platos.

Debido a que vamos a trabajar nuestro destilador manteniendo el producto constante tendremos que hacer el reflujo o retrogradación variable. Vamos a usar el método de McCabe-Thiele. Ver fig. 4. En el diagrama de equilibrio dibujamos a partir de la intersección con la diagonal de la vertical trazada de $x_D : 49.4 \text{ mol\%}$ varias líneas de operación, colocándolas un poco más abajo que las líneas de operación correspondientes al reflujo mínimo hasta encontrar el número de platos perfectos que se necesitan para llevar el destilado de la concentración del calderín a la concentración del producto. Primero lo aplicamos para las condiciones iniciales y finales $x_D : 2.95 \text{ mol\%}$ y $x_1 : 0.394 \text{ mol\%}$ a producto constante y vemos en la



gráfica que se necesitan dos platos perfectos.

Teniendo ya el número de platos trazamos varias líneas de operación, de manera que con dos platos, se obtenga el destilado de diferentes concentraciones del calderín. Para cada concentración encontramos la distancia OM y con ella el reflujo necesario para la destilación.

Así para la carga inicial x_0 : 2.95 mol% encontramos que la línea de operación tiene una OM : 20.4. Por lo tanto

$$r : \frac{x_D}{OM} = \frac{49.4}{20.4} = 1.41$$

TABLA No. 14

Concentración de la carga	No. de platos	OM	r
2.95	2	20.40	1.41
2.40	2	17.20	1.87
1.90	2	14.20	2.48
1.60	2	11.20	3.41
1.30	2	8.20	5.02
0.90	2	5.20	8.50
0.394	2	2.20	21.50

Cantidad de ron destilada

Para encontrar la cantidad ron obtenida vamos a transformar a moles la cantidad de mosto que se va a destilar. Tenemos que la carga del calderín es de 3500 l. con 7.2% en peso de alcohol. Si tomamos la densidad de 0.986 obtenemos la cantidad de 3450 K, de mosto.

$$\frac{3450 \times 0.072}{46} : 5.40 \text{ Kmoles alcohol.}$$

$$\frac{3450 \times 0.928}{18} : 177.86 \text{ Kmoles agua}$$

haciendo un balance de material tenemos que

$$D : F = \frac{x_0 - x_f}{x_D - x_f}$$

con esta fórmula podemos encontrar la cantidad destilada entre dos

cualesquiera concentraciones. Nosotros encontraremos primero la cantidad destilada entre las concentraciones iniciales y finales a producto constante.

$$D : 183.26 \frac{2.95 - 0.094}{49.4 - 0.394} : 9.55 \text{ Kmoles}$$

para mayor facilidad de los cálculos vamos a considerar que el producto obtenido en la destilación entre las concentraciones 0.394 y 0.094 se destila también a producto constante y que de 0.394 a 0.196 (0.5% en peso del calderín) son redestilables y de 0.196 a 0.094 son colas de malos gustos. Así que también encontramos la cantidad destilada entre esas dos concentraciones.

$$D : 183.26 \frac{2.95 - 0.094}{49.4 - 0.094} : 10.62 \text{ Kmoles}$$

$$D : 183.26 \frac{2.95 - 0.196}{49.4 - 0.196} : 10.22 \text{ Kmoles}$$

o sea que la cantidad destilada fué:

RON	: 9.55 Kmoles
redestilables	: 0.67 Kmoles
colas	: 0.40 Kmoles

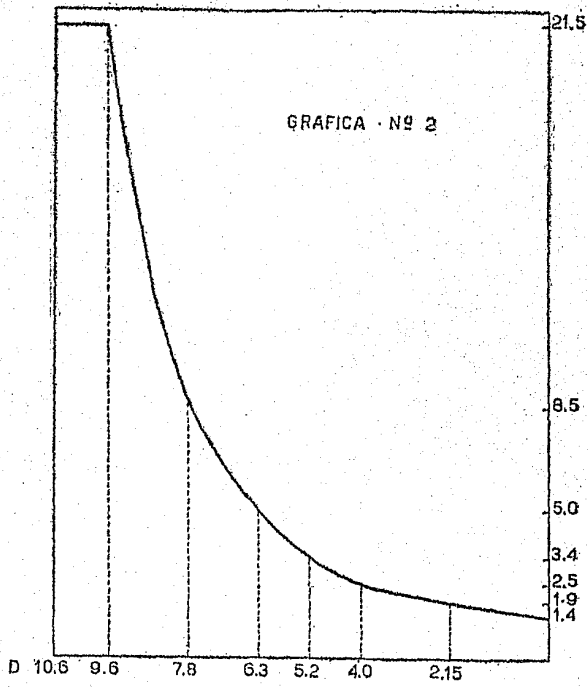
Las cabezas aquí no las tomamos en cuenta debido a que al empezar la destilación procedemos a efectuar ésta durante un tiempo a reflujo total. Durante ese tiempo los malos gustos de cabezas se acumulan en los platos superiores y son los primeros en salir con el destilado, apartándose en una cantidad determinada en la práctica. Como en las subsiguientes destilaciones nosotros vamos a agregar al mosto la cantidad de redestilables aumentando con eso un poco la riqueza alcohólica, suponemos que esa cantidad corresponde al 0.67 moles de redestilables agregados de la destilación anterior. La cantidad en litros de ron de 78 G.L. la determinamos calculando el peso molecular de la mezcla que forma el producto.

$$\frac{71.3}{46} + \frac{28.7}{18} : \text{moles n } 100 \quad P_m : 31.7$$

$$9.55 \times 31.7 : 302.7 \text{ K.} \quad \text{Dens. : } 0.8628 \quad V : P/\text{Densidad}$$

$$\text{RON : } 350.8 \text{ l. a } 78^\circ \text{ G.L.}$$

AREA: 75.3 MOLES



Cantidad de calor requerida para la destilación.

Esta cantidad de energía es igual al calor necesario para elevar la carga de la temperatura ambiente a la temperatura de ebullición, más el calor necesario para la evaporación, más el calor que pierde por radiación.

De esos tres calores el cálculo que ofrece alguna dificultad es el calor de evaporación ya que abarca el calor de condensación, etc. y especialmente el calor de reflujo el cual es retirado de los vapores en el condensador de reflujo por licuificar los vapores.

$$Q_r : D \times r_m \times z \times \lambda : D \times r \times \lambda$$

Nosotros podemos encontrar la cantidad D de destilado entre dos concentraciones cualesquiera y es fácil ver que D disminuye de acuerdo con una curva definida. Por lo tanto en este caso el calor de evaporación será dado por:

$$Q_r : \lambda \int_{r_1}^{r_2} r \, dD$$

entonces graficamos los valores de D vs. r y el área bajo la curva da el valor de la integral. Ver gráfica No. 2.

Para hacer la gráfica anterior nos valemos de los valores de la tabla No. 14 que nos da los reflujos y concentraciones de la carga y encontramos el número de moles destilados entre dos concentraciones o sea dos líneas de operación. Graficamos los valores de D vs. r y resolvemos la integral gráficamente.

En la tabla adjunta, con los valores de la gráfica encontramos que el área es igual a 75.3 moles.

$$\int_{r_1}^{r_2} r \, dD : 75.3 \text{ moles}$$

TABLA No. 15

Concentración de la carga x_0	Destilado D_t	Destilado entre 2 concentraciones D	Reflujo r	Area A
2.95	0	2.14	1.41	3.50
2.40	2.14	1.91	1.87	4.10
1.90	4.04	1.14	2.48	3.36
1.60	5.19	1.09	3.41	4.59
1.30	6.28	1.49	5.02	10.05
0.90	7.77	1.78	8.50	26.70
0.394	9.55	0.67	21.50	
0.196	10.22	0.40	21.50	23.00
0.094	10.62		21.50	
			TOTAL	75.3

Aquí hemos hecho una suposición para poder resolver el problema. Nosotros tenemos las relaciones de reflujo correspondientes a las líneas de operación de x_0 : 2.95 mol% a x_1 : 0.394 mol% con producto de composición constante. Pero para poder calcular la cantidad de calor vamos a considerar que los vapores del destilador han sido producidos de destilar entre las concentraciones x_0 : 2.95 y x_1 : 0.394 mol% dándonos siempre un producto de composición constante.

Para simplificar supondremos que los 73.5 moles de reflujo tienen una composición media de 1.4 mol% (o sea 3.6% en peso). Por lo tanto el peso molecular de la mezcla será de

$$\frac{96.4}{18} + \frac{3.6}{46} : 5.415 \text{ moles en } 100 \quad \text{PM. : } 18.45$$

el peso del vapor será $75.3 \times 18.45 : 1398 \text{ K de vapores}$

Vamos a calcular el calor de la evaporación del reflujo para una mezcla con 1.4 mol% de etanol

$$\lambda : \frac{1.4}{100} \times 9550 + \frac{98.6}{100} \times 9760 : 9680 \text{ Kcal/mol.}$$

por lo tanto

$$Q_r : \lambda \int_{r_1}^{r_2} r \, dD : 9680 \times 75.3 : 728,904 \text{ Kcal.}$$

El calor de evaporación del destilado es muy pequeño. El destilado son 3.15 moles con una concentración de etanol de 49.4 mol%.

$$\lambda = \frac{49.4}{100} \times 9550 + \frac{50.6}{100} \times 9760 = 9650 \text{ Kcal/mol.}$$

$$Q_D = 3.16 \times 9660 = 30500 \text{ Kcal.}$$

teniendo ya el calor de evaporación obtenemos el calor total.

$$Q_t : Q_r + W C_p (t_e - t_a) + Q_D + \Sigma 0.10$$

$$Q_t : 728,904 + 3500 \times 0.985 (95 - 25) + 30500 + \Sigma 0.10 = 1,001,373 \text{ Kcalorías.}$$

Como según las condiciones de trabajo el ciclo total de destilación debe ser de 6 horas, tomaremos 5 horas para evaporar y calentar o sea que necesitamos

$$Q : 3,336,240 \text{ Kcal/mta.}$$

Velocidad de los vapores y diámetro de la columna.

Nosotros vamos a tomar la regla que nos indica que la velocidad de los vapores será una función sencilla de la distancia entre plato y plato y se toma numéricamente igual a la distancia anterior y por segundo. Así en el caso de nuestro rectificador de ron si tomamos la distancia entre plato y plato de 30 cm. la velocidad lineal de los vapores será de 30 cm/seg.

El volumen de los vapores producidos aplicando la ley de los gases perfectos es igual a

$$75.3 \times 1000 \times 22.4 \times \frac{80.1 + 273}{273} \times \frac{760}{760} :$$

2,180,000 litros.

y la selección de la columna será

$$2,180,000$$

$$\frac{\quad}{300 \times 60 \times 3.0} : 12.1 \text{ decímetros cuadrados.}$$

$$\pi D^2 : 12.1$$

diámetro de los platos : 39.3 cm.

Diámetro del tubo al condensador.

En las líneas de vapor (tubos al condensador) se recomiendan velocidades lineales que oscilan entre 1000 y 2000 cm/seg y por lo tanto en nuestro rectificador de ron la sección del tubo que pasa de la columna al condensador será de

$$2.180,000$$

$$S : \text{-----} : 0.608 \text{ decímetros cuadrados}$$

$$300 \times 60 \times 200$$

o sea el diámetro del tubo debe ser de 14 cm.

Número de platos reales.

Vamos a tomar una eficiencia de los platos equivalentes a 65% y entonces el número de platos reales es igual a:

$$2/0.65 : 3.07 \text{ platos}$$

Por lo tanto nuestra columna tendrá tres platos. Además le vamos a añadir dos rompeespumas que ocupan el mismo espacio que un plato y tienen forma similar pero no tienen efecto rectificador sino únicamente regresan las partículas líquidas arrastradas por el vapor. En los platos vamos a poner 3 calotas y un bajante.

Cálculo del equipo para calentar y destilar.

En nuestro destilador vamos a calentar por medio de vapor, ya que este sistema tiene grandes ventajas sobre el calentamiento a fuego directo, como son el fácil control de la cantidad de vapor y por lo tanto de la temperatura del aparato. Además el calor proporcionado por el vapor se transmite fácilmente por medio de tubos. Se pueden usar chaquetas de vapor, calandrias o serpentines siendo este último el sistema más empleado para estos casos.

Nosotros vamos a usar un serpentín de cobre por ser este metal un excelente conductor de calor. El vapor en el interior del serpentín vamos a considerarlo como vapor de 40 lbs/pulg². manométricas.

Para calcular el área del serpentín de cobre, aplicamos la fórmula

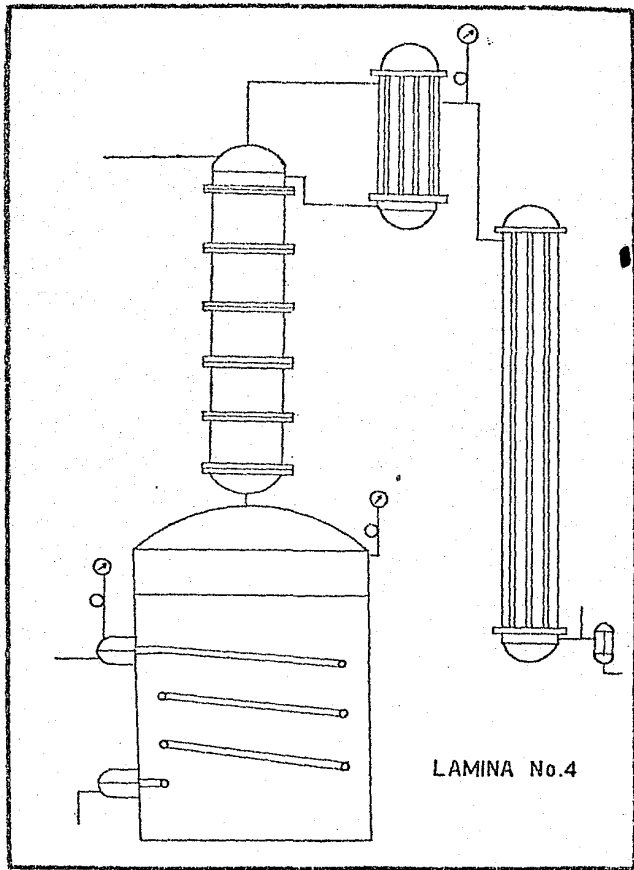
$$Q/\delta : U A \Delta t \quad A : \frac{Q/\delta}{U \Delta t}$$

m m

nosotros conocemos la cantidad de calor que se necesita transmitir y que es igual a

$$Q/\delta . 3,236.24 \text{ Kcal/mto} : 194,174.4 \text{ Kcal/hora.}$$

Para el coeficiente de transmisión de calor vamos a tomar los datos que da el Perry para serpentines de cobre y soluciones de este



LAMINA No.4

tipo y que es igual a

$$U : 300 \text{ Btu/hr.ft}^2. \text{ } ^\circ\text{F} : 1,464 \text{ Kcal/hr. m}^2. \text{ } ^\circ\text{C}$$

Para encontrar la diferencia media de temperaturas vamos a suponer que el mosto entra al calderín a 25°C y que tiene una temperatura media de ebullición de 93°C En las tablas de vapor encontramos que la temperatura de condensación del vapor de 40 lbs/pulg² es de 131°C . Aplicando la fórmula nos queda

$$\Delta t : \frac{(131-25) - (131-93) : 67^\circ\text{C}}{2.3 \log \frac{(131-25)}{(131-93)}}$$

por lo tanto $A : \frac{194 \ 174.4 \text{ Kcal/hr.}}{1464 \text{ Kcal/hr.m}^2. \text{ } ^\circ\text{C} \times 67^\circ\text{C}} : 1.98 \text{ m}^2 : 19800 \text{ cm}^2$

si usamos para el serpentín tubo de 2", la longitud del tubo será de

$$A : l \pi D \quad l : 12.3 \text{ m.}$$

en virtud de haber usado un coeficiente alto de transmisión de calor le damos un margen de más o menos 20% y entonces la longitud total del serpentín con tubería de cobre de 2" será de 14.8 m.

Capacidad de la caldera.

Tomando en cuenta únicamente las necesidades para calentar y destilar, la caldera debe tener por lo menos capacidad de

$$\frac{194 \ 174.4 \times 3,968}{33 \ 475.3} : 23.1 \text{ caballos de caldera}$$

Cálculo del condensador de reflujo.

En el condensador de reflujo vamos a considerar que no hay efecto de rectificación. Vamos a calcular el área necesaria para condensar el reflujo. Dichos condensadores pueden ser de calandria o serpentín. Pero para la mayoría de los casos es preferible el tipo calandria o sea con una serie de tubos por los cuales circula el medio de enfriamiento y con el cual se controla el reflujo que regresa al condensador, ya que mientras mayor sea la cantidad de agua, mayor es la diferencia de temperaturas en el condensador y es mayor la cantidad de vapores condensados y menor el producto recibido.

Como el aparato es discontinuo necesitamos calcular el condensador para cuando el reflujo es máximo o sea cuando tiene que condensar la mayor cantidad de vapores. El reflujo máximo que tenemos es de 21.5. Conocemos la cantidad de vapor que elabora el serpen-tín y sabemos que es constante. Con estos datos y por medio de un balance de material encontramos la cantidad de moles que hay que condensar.

$$\begin{array}{lll} r : R/D : 21.5 & R : 21.5 D & V : R + D \\ V : 21.5 D + D : 22.5 D & & V : 75.3 : 22.5 D \\ D : 3.35 \text{ moles} & & R : 71.95 \text{ moles} \end{array}$$

el calor de evaporación de las 71.95 moles es

$$71.95 \times 9650 : 693,000 \text{ Kcal} : 138,600 \text{ Kcal/hr.}$$

Teniendo ya la cantidad de calor que tenemos que quitar, apli-camos otra vez la fórmula de Newton para encontrar el área. Para ello suponemos que el agua de enfriamiento entra a 20°C y que la temperatura de condensación del ron de 71.3% en peso es de 80.1°C de donde podemos obtener la diferencia media de temperaturas.

$$\Delta t : \frac{(80.1 - 20) - (80.1 - 70)}{2.3 \log 80.1 - 20} : 27.5^\circ\text{C}$$

$$\frac{80.1 - 70}{2.3 \log 80.1 - 20}$$

Para encontrar el coeficiente de transmisión de calor, el Perry da para condensadores con convección libre y del tipo de vapor conden-sante a líquido un coeficiente igual a:

$$U : 200 \text{ Btu/hr. ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} : 966 \text{ Kcal/hr. m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$138,600$$

y el área será $A : \frac{138,600}{966 \times 27.5} : 5.2 \text{ m}^2 : 52,000 \text{ cm}^2$

si le damos al condensador una altura de 1.25 m. y usamos tubos de 1 pulgada de diámetro, el número de tubos necesarios será de:

$$\text{No.} : \frac{52,000}{3.1416 \times 1.25 \times 2.54 \times 1} : 52 \text{ tubos}$$

y el diámetro del condensador será de 35 cm.

Cálculo del refrigerante o condensador total.

Nuestro refrigerante lo vamos a diseñar tipo calandria, semejan-te al condensador excepto que lo vamos a hacer más largo de mane-ra que la condensación del líquido se haga por partes en diferentes

zonas, una correspondiente a la condensación de los vapores y otra al enfriamiento del líquido condensado. Idealmente las zonas están separadas y tienen diferentes áreas, temperaturas medias y coeficientes de transmisión de calor.

Nosotros para facilidad de cálculo vamos a considerar una sola zona, con un coeficiente común de transmisión de calor, para obtener el área total del refrigerante.

Debido a que destilamos a producto constante el cálculo lo debemos hacer para condensar cuando tenemos el reflujo mínimo o sea la cantidad de condensado máximo. Por la tabla No. 14 vemos que el reflujo mínimo o sea la cantidad de condensado máximo es de 1.41 y como conocemos la cantidad de vapores elaborados por el alambique, con estos dos datos y un balance de material encontramos la cantidad de destilado y la cantidad de calor que necesitamos quitarle para condensarlo.

$$r : 1.41 \quad r : R/D : 1.41 D \quad V : 75.3 : 2.41 D \quad D : 31.3 \quad R : 44.0$$

$$31.3 \times 9650 : 325,000 : 65,000 \text{ Kcal/hr.}$$

Además de ese calor hay que quitarle el calor para pasar el condensado de la temperatura de condensación a la temperatura de salida del condensador y que vamos a considerar de 25°C.

$$Q/\delta : W C_p (T_c - T_a) \quad P_m : 31.7 \quad C_p : 0.811$$

$$31.3 \times 31.7$$

$$W/\delta : \frac{\quad}{5} : 198.44 \text{ K}$$

$$Q : 198.44 \times 0.811 \times (80.1 - 25) : 8,830 \text{ Kcal/hr.}$$

o sea que el calor que tendríamos que quitar sería de

$$Q/\delta : 65,000 + 8,830 \text{ Kcal/hr}$$

Para calcular el área del serpentín vamos a aplicar la fórmula de Newton y suponemos para el cálculo de la diferencia media de temperaturas que el agua de enfriamiento entra a 20°C y sale a 65°C de donde

$$\Delta t_m : \frac{(80. - 65) - (25 - 20)}{2.3 \log \frac{80.1 - 65}{25 - 20}} : 9.2^\circ\text{C}$$

el coeficiente de transmisión de calor lo vamos a considerar igual que en el caso anterior y por lo tanto el área del refrigerante será:

73,830

A : ----- : 8.30 m² : 83,000 cm².

966 x 9.2

si empleamos tubos de una pulgada y hacemos que el refrigerante tenga 2.5 m. de alto encontramos que necesitamos 41 tubos.

83,000 cm²

A : No. x l x π D No. ----- : 41 tubos

3.1416 x l x 2.54 x 250

y el diámetro del refrigerante será de 31 cm.

Dimensiones del calderín.

El calderín lo vamos a fabricar de forma cilíndrica y con capacidad 25% mayor de la que necesitamos actualmente o sea que el volumen del calderín va a ser de 4,400 l. Encontramos que las dimensiones más apropiadas del cilindro son de 1.94 m. de alto por 1.70 m. de diámetro.

Producción diaria de ron.

RON: 1,404 l. de ron a 78° G.L.

VI.—DILUCION Y FILTRACION DEL RON

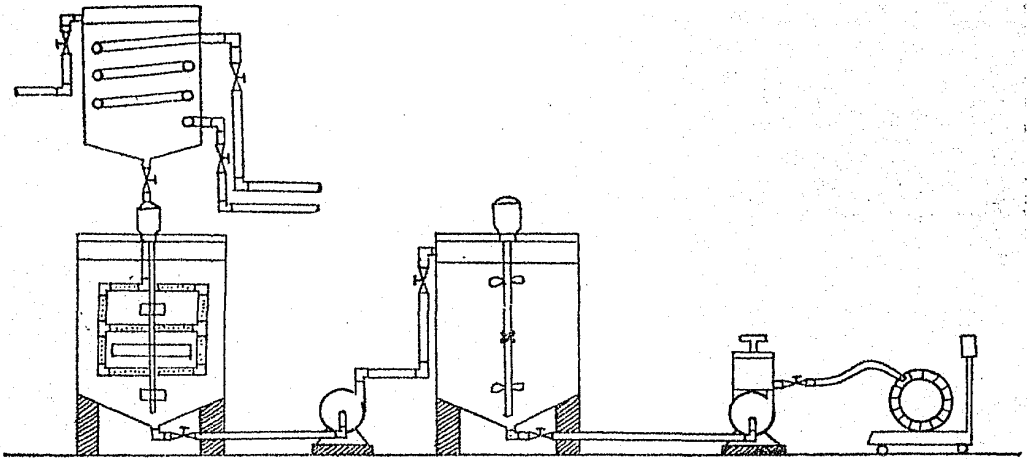
En cada carga del destilador vamos a recibir de 350 a 360 l. aproximadamente. Podemos recibir las 4 cargas del día en un solo tanque. Sobre este tanque debemos tener otro tanque para calentar agua (aproximadamente 1130 l.) para que tenga una temperatura superior en 5°C de la del ron que se va a diluir. Ya caliente el agua es llevada por gravedad al tanque de dilución y en dicho tanque es distribuida por medio de un tubo estañado, delgado y con agujeros finos mientras el ron es agitado muy lentamente con un agitador mecánico.

El tanque de dilución debe ser de cobre estañado, cilíndrico, de fondo cónico y debe tener un volumen aproximado de 2,800 l.

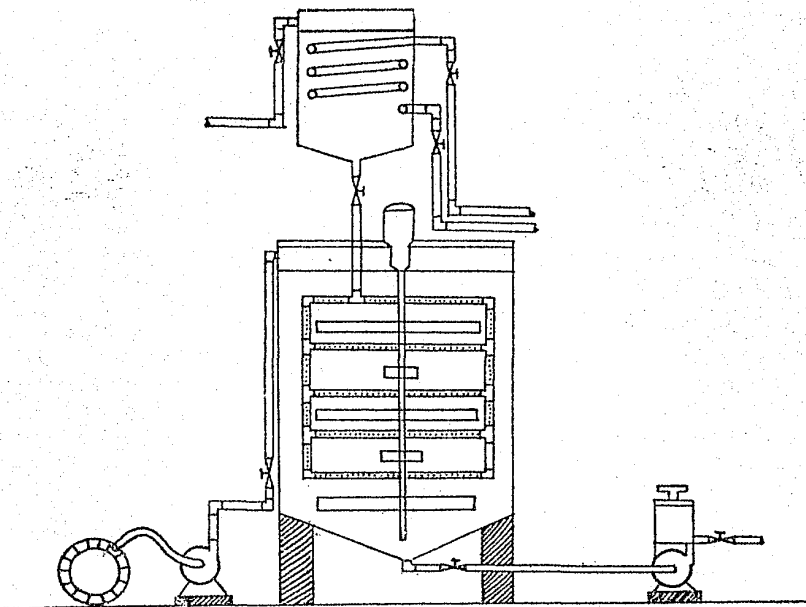
Después de diluido el ron se bombea a otro tanque de cobre estañado de la misma capacidad y donde se le agrega el carbón el cual es mezclado con el ron por medio de un agitador mecánico. Se deja reposar durante 24 horas. El ron es filtrado para quitarle todo el carbón. Como el tanque es cónico, el carbón se asienta en el fondo y nosotros podemos sacar el ron a un nivel ligeramente superior del que ocupa el carbón, disminuyendo así el trabajo del filtro. Si ponemos 5 g/l. la cantidad de carbón en el tanque es más o menos 12.5 K.

El filtrado lo recibimos en barricas a las que previamente se les ha añadido viruta de encina tostada. Se pone 7 g/l. o sea 1.250 K/ ba-

LAMINA No. 5



LAMINA No. 6



rica o 17.5 K./al día. Como son aproximadamente 2,500 l. de ron los podemos recibir en 14 barricas para tener unos 180 l. en cada una (las barricas son de una capacidad de 200 l.). Las barricas son pesadas antes y después de poner el ron para anotar el peso y todos los datos de control.

Dimensiones de los tanques.

Tanque	A	B
Diámetro del tanque, dm.	11.0	14.5
Altura del cilindro, dm.	13.7	16.4
Altura del cono, dm.	1.64	2.00
Altura total del tanque, dm.	15.34	18.4
Volumen del cilindro, l.	1300	2700
Volumen del cono, l.	57	110
Volumen total del tanque, l.	1357	2810

Para el tanque de dilución vamos a usar un agitador de paletas con un motor de 1/4 HP con reductor de velocidad. Para el tanque donde se añade el carbón podemos usar un agitador de hojas de hélice con motor de 1/4 HP.

La bomba para pasar de un tanque a otro puede ser una de tipo centrifugo, con capacidad de 10 G.P.M. y con un motor de 1/2 HP.

La báscula para pesar las barricas debe tener una capacidad de 300 K.

Selección del filtro.

Después de observar los diferentes tipos de filtros vemos que el filtro que nos conviene es del tipo de filtro prensa de hojas o filtro sumergido. Este tipo es recomendable para los casos en que la cantidad de sólidos por filtrar es pequeña comparada con la cantidad del líquido y siendo por lo tanto el líquido el producto principal.

Estos filtros sirven como aparatos clarificadores y se les llama también filtros de caja porque por lo general constan de una caja cilíndrica y resistente a la presión en cuyo interior se aloja una serie de placas de forma especial todas las cuales reciben por un taladro lateral periférico el líquido turbio a presión y después de filtrarlo lo descarga a un conducto central común a todas las placas. El área de filtración disponible es muy grande. Se construyen de muy variados materiales y capacidades distintas aunque casi siempre son transportables. La razón principal para escoger un filtro de caja es que estamos filtrando un líquido volátil del cual tendríamos grandes mermas si operáramos abiertamente.

Por comparación con soluciones alcohólicas filtradas por el suscrito en un filtro caja Alsop con una superficie de 320 in.², con 6 placas filtrantes y 8" de diámetro, con un motor de 1/2 HP para impulsar a la bomba centrífuga, escogemos dicho filtro para esta operación en vista de los buenos resultados obtenidos.

VII.—AÑEJAMIENTO

Cada día de trabajo recibimos 14 barricas para añejarlas y cada día sacamos 14 para embotellarlas. En la bodega debemos tener en añejamiento una cantidad correspondiente a un año y medio de trabajo o sea, unas 6,300 barricas. Cada barrica tiene un diámetro en la parte más ancha de 75 cm. y una altura de 1 m. por lo que ocuparía aproximadamente 0.75 m². Con el uso de racas apropiadas podemos tener hasta 6 barricas en pisos por lo que necesitamos una superficie correspondiente a 1,050 barricas, que con los espacios intermedios para poder sacar las partidas adecuadas ocuparían un espacio aproximado de 2,000 m².

Es necesario que las bodegas estén construidas especialmente para este objeto. Se necesita un elevador para las barricas, eléctrico o hidráulico.

VIII.—DILUCION Y REPOSO DEL RON.

El ron ya añejado lo pasamos de las barricas a un tanque de dilución. Diariamente se necesitan aproximadamente 2,230 l. de ron. En el tanque de dilución se añade el agua, caramelo y los edulcorantes necesarios y se deja reposar durante 4 días. Por este motivo el tanque de dilución debe tener capacidad para 4 días de trabajo y deben ser dos con un volumen de 13,000 l. y provistos con agitadores de pocas revoluciones.

Encima del tanque de dilución debemos tener un tanque para calentar agua (aproximadamente 1,130 l.) para seguir el mismo procedimiento de dilución que seguimos en la dilución antes de añejar.

Las barricas son pesadas en una báscula de capacidad de 300 K para observar la merma durante el añejamiento.

El ron es pasado de las barricas al tanque por una bomba centrífuga con capacidad de 10 G.P.M. y con un motor de 1/2 HP. El agitador debe ser tipo de palas con un motor de 1/2 HP con reductor de velocidad.

Dimensiones del tanque de dilución

Diámetro del tanque, dm.

24.0

Altura del cilindro, dm.	27.2
Altura del cono, dm.	0.5
Altura total del tanque, dm.	27.7
Volumen del cilindro, l.	12,250
Volumen del cono, l.	750
Volumen total del tanque l.	13,000

IX.—FILTRACION Y ENVASE

El ron es filtrado del tanque al pasar a la llenadora. Usamos un filtro igual al que seleccionamos anteriormente, Alsop, con superficie filtración 320 in², bomba centrífuga con motor de 1/2 HP.

Todo el material y maquinaria debe estar sumamente limpio, para evitar contaminaciones y causar mala impresión al público con un producto con impurezas.

Como la cantidad por empaquetar diariamente es muy chica (más o menos 3,400 botellas al día) no nos conviene poner maquinaria automática.

Necesitamos una lavadora de botellas, una llenadora semi-automática, una encasquilladora, y una etiquetadora.

Para facilitar el trabajo también necesitamos varias mesas de acumulación y un conductor de banda para las botellas.

Coordinamos las operaciones de manera de formar un flujo continuo que nos permita en relativamente poco tiempo hacer el trabajo.

CAPITULO IV

ESTIMACION DE COSTOS

Haremos un balance económico para encontrar la costeabilidad de la fábrica de ron. Primeramente necesitamos saber el costo de instalación de la planta para encontrar las cargas fijas (que es un porcentaje del costo de instalación) que sumadas a las cargas de operación nos dan el costo total del producto. Para esto el costo de instalación lo vamos a considerar de la siguiente forma:

A.—CAPITAL FIJO

- 1.—Costo del terreno.
- 2.—Costo de la construcción del terreno.
- 3.—Costo de la maquinaria.
- 4.—Costo de la instalación de la maquinaria.

B.—CAPITAL DE TRABAJO

- 1.—Costo de materias primas.
- 2.—Capital para un determinado tiempo de producción.

A.—CAPITAL FIJO

1.—Costo del terreno. Debemos de tener en cuenta que la fabrica puede necesitar más capacidad. Haciendo un cálculo para cada Dpto. necesitamos 5,600 m ² . A \$ 20.00 el m ²	\$ 112,000.00
2.—Costo de la construcción del terreno. Necesitamos en general:	
a).—Bodegas de añejamiento y bodegas para el producto terminado. 2,350 m ² . a \$ 100.00 el m ²	\$ 235,000.00
b).—Costo del edificio de las oficinas y laboratorio 250 m ² . a \$ 100.00 el m ²	\$ 25,000.00
c).—Gran parte de la fábrica con techo y paredes, etc. 1,000 m ² . a \$ 75.00 el m ²	\$ 75,000.00
TOTAL	\$ 335,000.00

3.—Costo de la maquinaria. Hacemos el cálculo para cada Depto.

I.—Depósito de melazas.

1.—Tanque de fierro con capacidad de 1 millón de litros	\$ 100,000.00
2.—Báscula para pesar carrostanque, de 50 ton	\$ 40,000.00
3.—Bomba de 15 G.P.M. tipo tornillo, motor 5 HP	\$ 2,450.00

II.—Tratamiento de las melazas.

1.—Dos tanques de fierro de 8,540 l. c/u.	\$ 11,000.00
2.—Sistema de serpentines en los tanques...	\$ 2,000.00
3.—Sistema de agitación con sus motores, etc.	\$ 5,000.00
4.—Centrífuga, con su motor de 2 HP y su bomba de 30 G.P.M.	\$ 50,000.00

III.—Tratamiento de los mostos.

1.—Tanque de fierro con capacidad de 8,540 l.	\$ 5,500.00
2.—Sistema de agitación en el tanque	\$ 3,000.00

IV.—Fermentación.

1.—Tanque de fermentación de 350 l.	\$ 300.00
2.—Tanque de fermentación de 1,767 l. c/u. (dos)	\$ 1,500.00
3.—Seis tanques de fermentación de 8,540 l. c/u.	\$ 33,000.00
4.—Sistema de serpentines de enfriamiento en los tanques anteriores	\$ 6,000.00

IV.—Fermentación.

5.—Centrífuga, con su motor de 2 HP y su bomba de 30 G.P.M.	\$ 50,000.00
--	--------------

V.—Destilación.

Unidad de destilación que consta principalmente de un calderín, una torre rectificadora con tres platos y dos rompeespumas, un condensador y un refrigerante. Siendo de cobre casi todo el sistema. Tiene controles de temperatura y presión y válvulas especiales de vapor, bombas de agua, etc.

	\$ 80,000.00
--	--------------

VI.—Dilución y filtración del ron.

1.—Un tanque de cobre estañado o de fierro de 1,357 l. c/u.	\$ 1,500.00
2.—Tanques de cobre estañado (4) de 2,810 l. c/u.	\$ 11,000.00

3.--Sistema de agitación de los tanques anteriores	\$	8,000.00.
4.--Bomba centrífuga de 10 G.P.M. con motor de 1/2 HP	\$	1,500.00
5.--Una báscula de capacidad de 300 K.	\$	1,600.00
6.--Un filtro prensa de hojas, motor 1/2 HP	\$	4,100.00
VII.--Curado y añejamiento del ron.		
1.--Racas para almacenar 7,000 barricas....	\$	105,000.00
2.--Elevador para acomodar las bariccas ..	\$	20,000.00
3.--Compra de 7,0000 barricas de encino a \$ 50.00 c/u.	\$	350,000.00
VIII.--Dilución y reposo del ron.		
1.--Un tanque de cobre estañado o de hierro de 1,357 l.	\$	1,500.00
2.--Dos tanques de cobre estañado de 13,000 l. c/u.	\$	40,000.00
3.--Sistema de agitación de los tanques anteriores	\$	6,000.00
4.--Bomba centrífuga de 10 G.P.M. y un motor de 1/2 HP.	\$	1,500.00
5.--Una báscula de plataforma de capacidad de 300K.	\$	1,600.00
IX.--Filtración y envase.		
1.--Un filtro prensa de hojas Alsop con motor de 1/2 HP.	\$	4,100.00
2.--Una lavadora de botellas	\$	1,000.00
3.--Una llenadora de botellas	\$	2,500.00
4.--Una encasquilladora	\$	5,000.00
Una etiquetadora	\$	10,000.00
6.--Dos mesas de acumulación	\$	4,000.00
7.--Un conductor de botellas	\$	2,500.00
8.--Mesas y otros enseres	\$	700.00
X.--Equipo diverso en toda la fábrica.		
1.--Equipo de intercambio iónico de 125 G.P.H. de agua pura	\$	16,000.00
2.--Dos tanques para agua purificada de 2,000 l. c/u.	\$	2,100.00
3.--Equipo de laboratorio (microscopio, autoclave, refrigerador, vasos, etc., para control y		

para experimentación)	\$	70,000.00
4.—Servicio de ácido para el tratamiento, que abarca una tina de plomo, bomba montácido, etc.	\$	3,450.00
5.—Servicio de aire comprimido que abarca un compresor con switch automático de 1 HP, capacidad de 6 ft/mto. Con filtro y recipiente para 20 galones de aire 80 lbs/pulg ²	\$	7,000.00
6.—Tubería de cobre, válvulas y conexiones en la fábrica	\$	7,000.00
7.—Instalación de un Depto. mecánico para reparaciones como soldaduras, torneó, etc.	\$	20,000.00
8.—Una planta Diesel para electrificar toda la planta 40 Kw-hr.	\$	30,000.00
9.—Una caldera que calienta todo el sistema térmico de 50 caballos de vapor	\$	30,000.00
10. Equipo sanitario de la planta	\$	1,500.00
archivos, etc.)	\$	12,000.00
11.—Equipo de oficina (máquina calculadora, 12.—Gastos imprevistos	\$	49,750.00
4.—Costo de la instalación del equipo. Vamos a considerar que representa un 10% del valor de la maquinaria	\$	121,165.00

B.—CAPITAL DE TRABAJO

1.—Vamos a considerar como capital de trabajo abarcando el costo de la materia prima, capital de reserva y capital para trabajar durante un tiempo al capital que representan los costos de operación (que vamos a obtener más adelante) durante dos años, debido al tiempo de añejamiento que necesita el ron.	\$	4,084,200.00
--	----	--------------

CAPITAL TOTAL INVERTIDO

A.—Capital fijo	\$	1,779,815.00
B.—Capital de trabajo	\$	4,084,200.00
Total	\$	5,864,015.00

De este capital obtenemos las cargas fijas que vamos a agregar a los gastos de operación para obtener el costo de fabricación. Usamos la siguiente fórmula:

$$Q : (A + B + C + D + E) C\$$$

Q: cargas fijas

A: interés sobre el capital (10% anual)

B: depreciación (10% anual)

C: mantenimiento (5% anual)

D: seguros (5% anual)

E: impuestos (1% anual)

C\$: capital invertido

por lo tanto aplicando esta fórmula encontramos que

CARGAS FIJAS AL AÑO: \$ 1,817,840.00

Teniendo ya las cargas fijas, podemos encontrar las cargas de operación en un año de trabajo. Para eso encontramos el costo de la materia prima, materiales de empaque, mano de obra directa, mano de obra indirecta, costo de la energía, etc., para un año de trabajo.

I.—Costo de la materia prima para un año.

1.—Necesitamos 1,250 ton. de miel a \$ 120.00 c/u.	\$ 150,000.00
2.—Ácido sulfúrico y sustancias químicas, etc.	\$ 4,000.00
3.—Gasto de 4,250 barricas a \$50.00 c/u.	\$ 212,500.00
4.—Carbón activado para un año	\$ 7,000.00
5.—Viruta de encino tostada para un año	\$ 22,000.00
6.—Edulcorantes	\$ 70,000.00
7.—Botellas	\$ 400,000.00
8.—Casquillos o tapas	\$ 100,000.00
9.—Etiquetas	\$ 20,000.00
10.—Cajas de cartón	\$ 20,000.00
	TOTAL \$ 1,105,500.00

II.—Mano de obra directa para un año.

1.—Ocho obreros y empacadores a 350.00 al mes c/u.	\$ 33,000.00
2.—Un mecánico a \$ 600.00/mes	\$ 7,200.00
3.—Tres destiladores a \$ 600.00 al mes c/u.	\$ 21,600.00
4.—Tres ayudantes, a \$ 400.00 al mes c/u.	\$ 14,400.00
	TOTAL \$ 76,800.00

III.—Mano de obra indirecta para un año.

1.—Gerente y superintendente (Quím. o Ing. Quím.) \$ 3,000.00/mes	\$ 36,000.00
2.—Quím. (para laboratorio y planta) 1,800/mes	\$ 21,600.00
3.—Contador y cajero \$ 1,500.00 al mes	\$ 18,000.00

4.—Tres empleados de oficina a \$ 600.00 al mes c/u.	21,600.00
5.—Un ayudante a \$300.00 al mes	\$ 3,600.00
6.—Iguala a un abogado (muy importante) a 200.00 al mes \$	2,400.00
TOTAL \$	103,200.00

IV.—Costo de la energía.

1.—Costo de la energía y combustible gastado en un año	\$ 15,000.00
--	--------------

V.—Costos Varios.

1.—Gastos oficina, laboratorio, limpieza, etc.	\$ 3,600.00
2.—Impuesto de Z 1.00 por l. de destilado \$	750,000.00
TOTAL \$	753,600.00

GASTOS A CARGAS DE OPERACION EN UN AÑO

TOTAL \$ 2,042,100.00

COSTO DE FABRICACION POR CAJA PUESTA AL DISTRIBUIDOR

Vamos a calcular el costo de fabricación tomando en cuenta que producimos al año un millón de botellas o sea 62,500 cajas de 16 botellas c/u.

CONCEPTO	POR AÑO	POR CAJA
Cargas de operación	\$ 2,042,100.00	\$ 32.67
Cargas fijas	\$ 1,817,840.00	\$ 29.07
TOTAL	\$ 3,859,940.00	\$ 61.74

GANANCIA LIQUIDA POR CAJA

Vamos a considerar que nosotros vendemos al mismo precio que se venden los mejores rones nacionales. Supongamos que el ron se vende a las tiendas alrededor de \$ 6.00 la botella y al público a \$ 8.00.

Precio de venta al público por caja	\$ 128.00
Ganancia del comerciante	\$ 32.20
Precio de venta al comerciante	\$ 95.80
Menos \$ 6.12 por marbetes	\$ 89.68
Menos 10% al distribuidor	\$ 80.71
Siendo el costo por caja	\$ 61.74
Queda una ganancia (líquida)	\$ 18.97
Menos impuesto sobre ingresos mercantiles	\$ 0.57
GANANCIA LIQUIDA POR CAJA	\$ 18.40
GANANCIA LIQUIDA EN UN AÑO DE TRABAJO \$	1,150,000.00

CAPITULO V

CONCLUSIONES

1.—Para el proyecto desarrollado en el presente trabajo vemos que la materia prima más conveniente es las mieles finales que son subproducto de las fábricas de azúcar y que se obtienen en gran cantidad y a precio bastante bajo por constituir actualmente un problema para los ingenios la venta de dichas mieles.

2.—Con los métodos de fabricación propuestos (tratamiento de las mieles, centrifugación de mostos, etc.) no sólo obtenemos un producto de calidad superior y uniforme sino que también acortamos el tiempo de curado.

3.—El control químico y la supervisión técnica son factores muy importantes en todas las fases de la fabricación del ron.

4.—En el proyecto que presentamos hemos considerado la fábrica de ron como unidad independiente y vemos que la utilidad económica es buena. Sin embargo si esta fábrica la situamos cerca o anexa a un ingenio es evidente que los gastos de fabricación y también el capital invertido disminuirán considerablemente haciendo por lo tanto que las ganancias aumenten en forma apreciable.

CAPITULO VI

BIBLIOGRAFIA

- 1.—Chemistry and Technology of Wine and Liquors.— Herstein Jacobs.— Second Edition.— D. Van Nostrand Co. Inc.
- 2.—Alcoholes, su Fabricación y Usos.— Vallejo, Francisco.— Editorial Hasa.— Buenos Aires.
- 3.—Manual de Fabricantes de Azúcar de caña y Químicos Azucareros.—Spencer-Meade Bourbakis.— John Wiley and Sons.—1932.
- 4.—A.O.A.C. Official and Tentative Methods Analysis of the Association of Official Agricultural Chemists.— Sixth Edition.— 1945.
- 5.—Microbiología Industrial.— S. C. Prescott y C. G. Dunn.— Segunda Edición.— Versión Ocon y Palasi.— Aguilar, S. A. de Ediciones.— Madrid.— 1952.
- 6.—Manufactura de Ron.— Rafael Arroyo.— Universidad de Puerto Rico.— Estación Experimental Agrícola.— San Juan, Puerto Rico.— 1938.
- 7.—Studies on Rum.— Rafal Arroyo.— Reserch Bulletin No. 5.— December 1945.— University of Puerto Rico.— Agricultural Experiment Station.— Rio Piedras, Puerto Rico.
- 8.—Fabricación de Aguardientes.— Steiner Ch.— Editorial Garnier Hermanos.— París.
- 9.—Destilería Agrícola e Industrial.— Boullanger, Eugenio.— Barcelona.— Salvat Editores, S. A.— 1929.
- 10.—Fundamentos de Ingeniería Química.— Kirkbride G. Chalmer.— Versión Ocon y Palasi.— Aguilar, S. A. de Ediciones Madrid.— 1952.
- 11.—Distillation and Rectification.— Dr. Kirschbaum.— Chemical Publishing. Co. Inc. New York. 1948
- 12.—Elements of Fractional Distillation.— Robinson and Gilliland.— Fourth Edition.— McGraw-Hill Book Co.— 1950.
- 13.—Principles of Chemical Engineering.— Walker, Lewis, McAdams and Gilliland. Mc.Graw-Hill Book Co.— 1937.

- 14.—Elements of Chemical Engineering.— Badger and Mc.Cabe.—
Second Edition.— McGraw-Hill Book Co.
- 15.—Chemical Engineers Handbook.— John H. Perry.— Second Edition.—
McGraw-Hill Book Co. — 1941.
- 16.—Elementos de Ingeniería Química.— Vian y Ocon.— Aguilar
S. A. de Ediciones Madrid.— 1952.
- 17.—Apuntes del Segundo Curso de Ingeniería Química.— Urbina
A.— Sociedad Científica de la Escuela Nacional de Ciencias
Químicas.
- 18.—Industrial and Engineering Chemistry.— April 1948.— A. General
Purpose Fermentation Plant.— Wright and Hildebrandt.
- 19.—Industrial and Engineering Chemistry.— September 1950.— Fer-
mentation Symposium.
- 20.—Sugar.— July 1949.— A New Rum Distillation Process.—Rafael
Arroyo.
- 21.—Ingeniería Internacional Industria.—Agosto 1952.— Bombas pa-
ra la Industria Química.— R. E. Dohman.— Mc.Graw-Hill Book
Co.