

**ESTUDIO DE LAS CONDICIONES DE DESHIDRATACION  
DEL JUGO DE LIMON**

**ANA TERESA LOPEZ DE LLERGO VILLAGOMEZ**

**MEXICO, D. F.**

**1960**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

ESTUDIO DE LAS CONDICIONES DE DESHIDRATACION  
DEL JUGO DE LIMON

Tesis

que presenta para su examen profesional de

INGENIERO QUIMICO

Ana Teresa López de Llergo Villagómez

FACULTAD DE QUIMICA BERZELIUS

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA

INCORPORADA A LA U.N.A.M.

INSTITUTO MEXICANO DE INVESTIGACIONES  
TECNOLOGICAS, A. C.

Sección de Ingeniería  
México, D. F. 1960

## RECONOCIMIENTO

Deseo expresar mi reconocimiento a la Dirección y Técnicos del Instituto Mexicano de Investigaciones Tecnológicas, A. C. y especialmente a la Sección de Ingeniería por la asistencia y facilidades que me fueron brindadas para la realización del presente trabajo.

A mis padres.  
A mis tías.  
A mis hermanos.

A Dn. Luis M. Vereá.

A mis maestros.

## S U M A R I O :

I.- INTRODUCCION.	1
II.- GENERALIDADES SOBRE EL PROCESO DE CONCENTRACION DEL JUGO DE LIMON.	5
III.- DESCRIPCION DEL EQUIPO EMPLEADO.	23
IV.- EXPERIMENTACION.	41
V.- RESULTADOS OBTENIDOS.	49
VI.- ESTIMACION PRELIMINAR DEL COSTO DE DESHIDRATACION.	61
VII.- CONCLUSIONES.	71
VIII.- APENDICE.	75
IX.- BIBLIOGRAFIA.	99

## R E S U M E N

El objeto de esta tesis fue estudiar la deshidratación del jugo de limón con el fin de obtener información sobre los factores que intervienen en esa operación, efectuada por métodos ya conocidos.

El jugo de limón es un material ácido, sensible al calor. Por consiguiente, para deshidratarlo se necesita un proceso que opere a baja temperatura, o a una temperatura relativamente elevada, pero en corto tiempo. Además, el equipo debe ser resistente a sustancias ácidas.

El proceso de deshidratación empleado en este estudio comprendió dos fases:

- 1a.- La concentración del jugo natural hasta 45° Brix, en un evaporador de película.
- 2a.- La desecación del concentrado obtenido en la primera fase, mezclado con aditivos auxiliares, en un secador de aspersión.

Las condiciones en las que se desarrolló la primera fase fueron:

- a.- Temperatura de alimentación: 45°C (113°F).



- b.- Presión de vapor:  $2110 \text{ g/cm}^2$  ( $30 \text{ lb/pulg}^2$ )  
manométricas.
- c.- Vacío: 490 mm de mercurio.
- d.- Velocidad de alimentación: 60 l/hr.

Las condiciones para la segunda fase fueror:

- a.- Temperatura de entrada de los gases:  $150^{\circ}\text{C}$   
( $302^{\circ}\text{F}$ ).
- b.- Flujo de gases en el sistema: 240 240 l/hr  
(4 004 l/min).

La aplicación del proceso en las condiciones indicadas demostró que el jugo de limón es susceptible de transformarse en un producto pulverulento; de olor, sabor y textura satisfactorios.

I.- INTRODUCCION.

Este estudio de investigación reviste un interés especial en vista de que México es un productor de limón, fruto cuya explotación se ha desarrollado en vastas regiones del país y que significa un factor económico regional de importancia.

El limón se aprovecha en parte como fruto fresco y en parte se industrializa para la obtención del aceite esencial de limón.

En la distribución del fruto fresco se presentan una serie de problemas que con frecuencia ocasionan trastornos económicos a los productores, como sucede cuando gran parte de las abundantes cosechas se pierden en los lugares de producción al no poder ser desplazadas oportunamente.

Las plantas extractoras de aceite esencial emplean dos métodos distintos para producirlo: uno de ellos consiste en el prensado del fruto completo y la separación del aceite mediante una corriente de vapor a temperaturas elevadas, caso en el cual los productos restantes quedan de tal manera alterados, que son inprovechables. En el otro, se exprime el limón y es la cáscara de la que se extrae el aceite, cuyas características difieren del aceite obtenido por el método mencionado con anterioridad. El jugo, obtenido como sub-producto, se somete

a un proceso de concentración, y envasado en garrapas de vidrio. A pesar de que este último método ofrece un aprovechamiento integral del fruto, la industria utiliza en su mayoría el primer procedimiento porque el aceite obtenido tiene mayor mercado y la demanda del jugo concentrado es limitada.

Con base en los antecedentes mencionados, se consideró interesante revisar la tecnología de la deshidratación del jugo de limón y determinar en que medida lo afectan los factores que intervienen en la operación del secado, con miras a la obtención de un polvo. En esta forma se podría ampliar el mercado de consumo de limón dadas las ventajas de estabilidad del producto y obtenerse una posible reducción de los costos de transporte, lo que eliminaría problemas actuales de distribución.

II.- GENERALIDADES SOBRE EL  
PROCESO DE CONCENTRACION  
DEL JUGO DE LIMON.

La deshidratación de los alimentos es un proceso que tuvo un desarrollo lento, porque cada producto requiere condiciones y equipos especiales a causa de las diversas características, tales como forma, tamaño y sobre todo su sensibilidad al calor.

Las ventajas que presentan los alimentos deshidratados, entre ellas la reducción en volumen y su estabilidad, hicieron que durante los períodos de guerra se intensificaran las investigaciones sobre mejoras a los sistemas de deshidratación existentes. En este trabajo, únicamente se hace referencia a la deshidratación del jugo de limón.

Los factores que influyen en los cítricos para que puedan ser aceptables como materias primas para su industrialización, pueden agruparse de acuerdo con los siguientes aspectos: de horticultura, enzimáticos y microbiológicos, químicos, de ingeniería y nutricionales.

A los principales factores de horticultura corresponden: las diferentes variedades de fruta, la madurez, el suelo en que se cultiva, las condiciones climáticas, los insectos y las enfermedades. Todos ellos pueden afectar la calidad del fruto y, por lo mismo, la del producto resultante del proceso de deshidratación. Algunas variedades no pueden producir

el sabor deseado; la fruta inmadura es insípida o está sujeta a cambios enzimáticos. El tipo de suelo es muy importante pues la calidad del fruto se ve afectada si las plantas reciben demasiado nitrógeno, o si tienen deficiencias en ciertas sustancias minerales. El arbusto necesita protección contra las heladas, los insectos y las enfermedades, pues todos estos influyen en la calidad final del fruto.

Las enzimas de los frutos cítricos degradan los constituyentes esenciales, por una oxidación de sustancias del jugo.

Las enzimas forman la proto-pectina o pecto-celulosa que se desdobra en pectinas y celulosa. La pectina es un coloide reversible que ayuda a mantener en suspensión los constituyentes insolubles del jugo. Mediante la acción enzimática se produce una demetoxilación hasta ácido péctico que a su vez se transforma en sustancias más simples. En presencia de metales alcalino-térreos, el ácido péctico tiende a precipitarse formando gelatinas, o arrastrando en su precipitación a otros productos. Para evitar esta separación, se han fijado condiciones de proceso que eviten la degradación de las pectinas a ácido péctico, para lo cual usan inhibidores químicos y tratamientos térmicos a diversas temperaturas.

Los factores químicos y de ingeniería son especiales para cada caso. Desde luego las buenas condiciones higiénicas de la planta y del equipo son muy importantes en cualquier tipo de proceso y la limpieza de la fruta es absolutamente necesaria.

Los métodos empleados deben ser esco-

gidos de tal modo, que no se alteren los factores nutricionales, incluyendo el ácido ascórbico, el inositol y los flavonones. Además, los jugos cítricos contienen cantidades variables de compuestos pécticos, complejo vitamínico B, soluble en agua, y sustancias minerales que forman aproximadamente un 50 %. La proporción de estos componentes depende de la variedad de la fruta, de su madurez, de los fertilizantes usados en su cultivo, de los métodos de extracción y de los sistemas de empaque y almacenamiento.

La deshidratación puede ser parcial o total. En el primer caso se trata de una concentración y en el segundo caso de un secado. La manera de separar el agua puede variar, llevándose a cabo en algunos casos por cristalización, en otros, por evaporación y también por sublimación.

#### CONCENTRACION POR CONGELACION:

La separación del agua del jugo en forma de hielo, presenta las siguientes ventajas: primera, la concentración llevada a cabo a bajas temperaturas reduce la actividad enzimática y la de los microorganismos; segunda, se evita la pérdida de constituyentes volátiles, y tercera, la energía requerida para congelar el agua, 80 Kcal/K (144 BTU/libra), es solo una séptima parte de la requerida para evaporarla, 555 Kcal por kilo (1000 BTU/libra). (8)

Para llevar a cabo la concentración se requiere un equipo especialmente diseñado. Inicialmente se empleó un proceso de congelación continua, que se efectuaba en una centrífuga en la cual la cámara central contenía un refrigerante. Los pequeños trozos de hielo se se-



paraban por centrifugación y eran desprendidos, mediante una cuchilla, de la pared a la que quedaban adheridos.

Posteriormente, se adoptó un sistema en dos pasos: en el primero el jugo era congelado en un recipiente y el hielo se separaba mediante una centrifugación, para obtener un concentrado de 45° Brix y en el segundo paso, por una nueva congelación y otra centrifugación, se obtenía un producto de 50° Brix.

El procedimiento anteriormente descrito sufrió algunas modificaciones que dieron por resultado un nuevo método en el que se obtienen concentrados de 25° a 30° Brix en la primera congelación y de 45° Brix en la segunda. Después se somete el producto a un período de 22 meses de almacenaje en bodegas refrigeradas a  $-17.7^{\circ}\text{C}$  ( $0^{\circ}\text{F}$ ), en el que al separarse el hielo aumenta la concentración. Este procedimiento es debido a Cruess quien en 1942, al dar cuenta de sus estudios, hizo ver que jugos concentrados hasta 50° Brix y almacenados a  $-17.7^{\circ}\text{C}$  ( $0^{\circ}\text{F}$ ) no se congelan, pero que por un almacenamiento prolongado se forman dentro del jugo gran cantidad de pequeños trozos de hielo.

Actualmente se utiliza un congelador que consta de una serie de cinco cámaras en las que por medio de una agitación moderada, el jugo sufre repetidas congelaciones. El hielo es separado en cámaras por centrifugación.

#### CONCENTRACION POR EVAPORACION:

El agua de los jugos cítricos ha sido evaporada por diversos métodos, entre ellos:

- a.- Por la exposición del jugo en capas, contenidas en charolas, o en gotas, a corrientes calientes de aire o de un gas inerte que provee el calor necesario para la evaporación.
- b.- Por la exposición a corrientes de aire o gas inerte del jugo contenido en charolas : el calor necesario para la evaporación se emite por radiación;
- c.- Por circulación, convección o agitación mecánica del jugo a bajas presiones; el calor necesario para la evaporación se transmite a través de tubos u otra superficie; y
- d.- Por combinaciones o modificaciones de los procesos anteriores.

La concentración comercial se lleva a cabo actualmente a baja temperatura y a baja presión en un evaporador de película, por un proceso continuo, que comprende múltiples pasos, en el que el calor necesario para la evaporación es cedido por vapor de agua a presión subatmosférica o, bien por agua que se utiliza como medio transmisor.

Moore, al estudiar en 1945 el comportamiento de distintos concentrados obtuvo:

- 1°.- En un evaporador de película, operado a baja temperatura, un concentrado de 50° Brix que perdió sus constituyentes volátiles;
- 2°.- Un concentrado de 60° a 65° Brix, de una gran viscosidad, y que se redisolvió en agua muy lentamente; y
- 3°.- Un jugo concentrado a 42° Brix que conser-

vaba una pequeña cantidad de sus constituyentes volátiles, que se redisolvió rápidamente y fácilmente en agua y era de excelente calidad.

#### SECADO:

Como ya se dijo, la finalidad de la operación de secado es remover toda el agua que el jugo contiene. Mediante el desarrollo de un gran número de trabajos, considerables progresos se han obtenido para llegar a este fin.

Como el contenido de humedad del jugo se reduce al mínimo, la concentración de ácido cítrico, azúcar y compuestos de nitrógeno aumenta, de tal modo, que son muy difíciles de evitar los cambios químicos que pueden modificar el aroma, la apariencia y el valor alimenticio del jugo. Los métodos ordinarios de evaporación producen un sólido higroscópico, de consistencia caramelosa, difícilmente redisoluble en agua, con una alta proporción de humedad, que es muy difícil remover.

Con objeto de producir un polvo fino, de bajo contenido de humedad, después de estudiar y experimentar un gran número de procesos, se ha encontrado que presenta muchas ventajas el uso del secador de aspersion. El licor alimentado a este tipo de secador es una mezcla de jugo y un dispersor, que puede ser miel de maíz, azúcares varios o gomas dispersables en agua. Esta mezcla es atomizada dentro de una torre o cámara, en la que circula aire caliente y seco que arrastra la humedad.

También se han usado para secar los ju-

gos cítricos, a presiones atmosféricas o subatmosféricas, los tambores rotatorios, pero su aplicación comercial no dió resultados satisfactorios.

El secado por expansión se ha aplicado también con bastante buenos resultados, y para llevarlo a cabo se han usado cámaras de vacío que contienen charolas en las que se coloca un jugo de 65% de sólidos solubles cuya concentración se obtiene en un evaporador trabajado a baja temperatura. En esta cámara el jugo se lleva a una temperatura de  $71^{\circ}\text{C}$  ( $160^{\circ}\text{F}$ ) o  $76^{\circ}\text{C}$  ( $170^{\circ}\text{F}$ ) y luego se reduce violentamente la presión hasta 381 mm de mercurio (15 pulgadas): el líquido se expande y produce espuma. Después de repetirse varias veces esta operación se obtiene un producto con un contenido muy bajo de humedad, en forma de espuma, fácilmente desmenuzable.

En Milwaukee, la Chain Belt Company utiliza un sistema de secado, cuyo equipo consiste en una cámara de acero inoxidable al vacío, dentro de la cual hay dos tambores, uno que se mantiene a  $37^{\circ}\text{C}$  ( $100^{\circ}\text{F}$ ) y el otro que se conserva a  $-17.7^{\circ}\text{C}$  ( $0^{\circ}\text{F}$ ); una banda gira sobre ellos; esta banda se conserva caliente por medio de calentadores eléctricos colocados a su alrededor, antes del tanque frío. El producto que se somete al proceso de secado se alimenta sobre esa banda; después de que se deshidrata al pasar por el tambor caliente, se enfría cuando pasa sobre el otro tambor y una cuchilla desprende el polvo para su recolección.

#### ASPECTO DE INGENIERIA:

El desarrollo de la concentración por

congelación ha conducido a una preferencia de los concentradores a baja temperatura, llamados también evaporadores.

Dentro de la nomenclatura de Ingeniería, un evaporador es un equipo usado en un proceso en el que el producto final deseado es evaporado, y un concentrador es un equipo en el que el producto final es el residuo del constituyente indeseado, separado por evaporación. Es por esto que los equipos usados en la concentración de jugos se han llamado "concentradores".

Hay diversos tipos de concentradores que operan a baja temperatura, como los de simple o múltiples pasos y los de simple o múltiple efecto. Un condensador de múltiples pasos, que no necesariamente es de múltiple efecto, es aquel en el que hay varios pasos para efectuar la concentración, que pueden variar de dos a cinco; todos ellos operan a la misma presión e igual temperatura de saturación; el calor que induce la evaporación es usado una sola vez.

En el equipo de múltiple efecto, cada efecto opera a diferentes presiones y temperaturas de saturación y todos los efectos usan el calor latente cedido por el vapor condensado del efecto precedente. El múltiple efecto tiene por esto una ventaja económica. Para evaporar una cantidad específica de agua, un evaporador de doble efecto requiere la mitad de energía que uno de simple efecto, y así uno de triple efecto requiere solo la tercera parte.

En un evaporador continuo de simple paso, todo el calor debe ser transferido para concentrar hasta la máxima viscosidad. La eva-

poración a múltiples pasos, presenta las ventajas de que el promedio del tiempo de retención se puede reducir y la velocidad promedio que lleva el jugo al resbalar sobre la superficie caliente, puede aumentarse.

En la concentración de los jugos cítricos es de primordial importancia que el agua por evaporar lleve una temperatura que no arrastre las sustancias aromáticas. En los datos comerciales existentes la temperatura del vapor debe estar dentro de los límites de  $27^{\circ}$  a  $45^{\circ}\text{C}$ . Para trabajar concentradores a estas bajas temperaturas, es necesario disponer de vapor comprimido antes de ser condensado u operar los condensadores a baja temperatura. La temperatura requerida para la condensación puede proveerse por refrigeración, el fundamento de este procedimiento es: se evapora agua mientras el refrigerante se condensa y el vapor de agua es condensado mientras el refrigerante se evapora.

Se tienen un sin número de equipos comerciales que aplican este principio, algunos de ellos funcionan del siguiente modo:

- 1.- El vapor que se produce en la evaporación es comprimido termodinámicamente a una elevada presión y parte de él se combina con el vapor utilizado como medio para calentar el concentrador, lo sobrante de la mezcla es condensado en un condensador barométrico ordinario, operado a una presión equivalente a unos de 50.8 mm de mercurio (2 pulgadas).
- 2.- En el segundo caso se dispone de un refrigerante, en el que se vaporiza amoníaco, mientras se condensa el vapor de agua. El re-

frigerante es entonces regresado al compresor y después de comprimirse se transfieren calor al agua que proporcionará el calor necesario para la evaporación del agua.

3.- En este caso es una agua salada para condensar los vapores en vez de que el agua condensada cubre directamente el evaporador, se hace diseño de empleo el agua dulce medio transmisor de calor. Este agua es evaporada como para la condensación del agua del agua.

4.- Ahora se tiene un flujo de agua que está por encima de la línea agua dulce. Este agua es el calor. En este caso, los vapores del agua condensan el evaporador el refrigerante y el calor de evaporación se transfiere al agua por condensación del refrigerante evaporado.

De estos sistemas sencillos se pueden hacer diferentes combinaciones para producir un múltiple para un múltiple de agua dulce y una cantidad de agua. La selección del tipo de compresor depende de la temperatura de la fuente de agua dulce, del proceso elegido y de la cantidad de agua dulce, del costo relativo del vapor, de la fuerza eléctrica y del combustible.

Una de las técnicas más importantes es el empleo de un concentrador. En el caso de un juego está directamente relacionado con los tipos de agua dulce, con la viscosidad y con la conductividad térmica. Estas propiedades cambian constantemente durante la concentración.

Cuando la concentración aumenta, la viscosidad también aumenta y el coeficiente de

transmisión de calor disminuye 0.14 veces con relación a la viscosidad, expresada en centipoises. Al aumentar la concentración, el calor específico del jugo disminuye aproximadamente una tercera parte de los vapores del calor específico expresado en BTU por libra por °F, y por último cuando la concentración aumenta, la conductividad térmica del jugo disminuye y el coeficiente de transmisión de calor también disminuye, aproximadamente dos terceras partes de la conductividad térmica expresada en BTU por hora pie cuadrado, °F por pie. (8).

En la operación de secado mediante aire o gases calientes, la cantidad de agua que se extrae es relativamente pequeña, comparada con la cantidad de sólidos presentes. La separación de agua supone la transferencia de calor y de materia a través del medio secante y el transporte de agua a través del sólido.

Los sólidos granulares suelen secarse en secadores con charolas situadas en armarios cerrados por los que circulan los gases con temperatura y humedad controladas; también se emplean cilindros rotatorios ligeramente inclinados, para secar sólidos granulares o algunas papi-llas, por circulación del producto desde el extremo por donde se carga húmedo, hasta el extremo en que se obtiene seco. El medio secante circula en corriente contraria al producto húmedo.

Las disoluciones y las soluciones diluidas se pueden secar por atomización, así el disolvente se evapora rápidamente a causa de la gran superficie que presentan las gotas y se obtiene un producto seco en forma pulverulenta. Las etapas fundamentales de un secado por aspersion



son las siguientes:

- a.- Dispersión del fluido,
- b.- Contacto del pulverizado con el agente desecador, y
- c.- Separación del producto seco.

La dispersión o pulverización del fluido se hace bien con boquillas a presión, o con discos atomizadores centrífugos. Las boquillas a presión pueden ser de un solo fluido o de dos fluidos; en las primeras la pulverización se debe al choque experimentado por la corriente líquida a gran velocidad con el vapor que la rodea, ésta es una razón para que la pulverización nunca se efectúe al vacío. La presión de trabajo oscila entre 3.5 y 700 Kg/cm<sup>2</sup> (33), dependiendo del grado de atomización, de la capacidad de la boquilla y de las propiedades del fluido. La presión influye no solo en la pulverización, sino en la capacidad. Si se disminuye la presión para reducir la cantidad de líquido atomizado la pulverización obtenida es menos fina, lo cual se evita, a su vez, empleando orificios más pequeños. Para contrarrestar este problema se pueden utilizar boquillas múltiples, aunque con ello se complica la construcción de la cámara de secado y la circulación del aire, dando lugar a faltas de uniformidad en la pulverización y en el tamaño de las partículas a causa de colisiones entre ellas.

En la boquilla atomizadora de dos flujos se inyecta el líquido en la boquilla y es dispersado al chocar con una corriente gaseosa. Estas boquillas operan a presiones relati-

vamente bajas; el líquido se introduce a presiones de hasta  $5 \text{ Kg/cm}^2$ , mientras que el fluido atomizador, por lo general vapor o aire, llega a presiones ligeramente mayores. Estos atomizadores se clasifican en mezcladores internos o externos. Un chorro horizontal de aire, al chocar con el líquido que sale lentamente de un tubo vertical, sería un ejemplo de atomizador externo. El pulverizador de perfumes es un mezclador interno.

Los discos atomizadores centrífugos giran rápidamente y lanzan el líquido alimentado al escapar con ellos hacia los gases calientes que los rodean. Los principales objetivos a tener en cuenta al diseñar los discos son: asegurar que el líquido adquiera la velocidad del disco antes de dejarlo, y lograr que las partículas del líquido atomizado tengan un tamaño uniforme. El diámetro de los discos varía de 5 cm en el modelo de laboratorio, hasta los 30 o 35 cm en los secadores industriales. Las velocidades del disco oscilan entre 3000 y 50000 r.p.m., según el diámetro. Generalmente los discos de los grandes secadores giran con 6000 a 12000 r.p.m., que corresponden a velocidades periféricas de 2000 a 3700 m/min. Los discos centrífugos son los indicados para atomizar suspensiones y pastas que taponarían las boquillas o producirían una erosión excesiva. El trabajo de los discos es de una gran flexibilidad, pues pueden operar entre límites muy amplios de velocidad de alimentación y velocidad de rotación sin que varíe demasiado la uniformidad del producto. El contacto entre el líquido pulverizado y el medio secante se lleva a cabo en un conducto o en una cámara cuya for-

ma depende, principalmente, del tipo de pulverización y su tamaño varía con la velocidad que llevan las partículas y con el tiempo necesario para la desecación. La pulverización producida por el disco atomizador centrifugo es más o menos circular y las partículas se mueven en dirección tangencial al disco; entonces, el diámetro y la profundidad de la cámara deben ser suficientes para que las partículas se sequen antes de llegar al fondo.

La circulación de los gases puede ser descendente y alrededor del atomizador, o bien, pueden entrar por debajo del atomizador cuando se trate de un disco centrifugo. En los atomizadores de disco no se puede trabajar en contracorriente porque las trayectorias de las partículas son planas u horizontales, en cambio, cuando se dispone de boquillas, el flujo puede ser en equicorriente o en contracorriente respecto a la pulverización y a veces mixta, porque las trayectorias de las partículas son casi verticales.

Como medio secante pueden emplearse gases de combustión, de combustóleo, de carbón u otros. La temperatura de entrada de los gases puede llegar hasta 760°C.

Algunos modelos están provistos de entradas de aire de refrigeración dispuestas alrededor de la cámara; llevan también colectores de polvo húmedo que recogen el polvo excesivamente fino y de barredoras de aire o de rastrillos mecánicos para extraer el producto seco del interior de la cámara. Este último dispositivo es esencial para la separación continua del producto seco en los secadores de fondo plano. Cuando la cámara es suficientemente alta, y es-

pecialmente cuando el producto es sensible al calor y debe retirarse tan pronto como esté seco, se prefiere el secador de fondo cónico. En otros casos, el producto después de la desecación es arrastrado por los gases salientes y separados en un colector.

III.- DESCRIPCION DEL  
EQUIPO EMPLEADO.

En la experimentación se utilizaron dos equipos: un evaporador de película tipo Luwa y un secador de aspersion tipo Bowen, de laboratorio, con una turbina como dispersor.

El evaporador Luwa ofrece las siguientes ventajas que determinaron su elección:

- 1.- El tratamiento de la sustancia procesada es muy cuidadoso, debido al corto tiempo de evaporación;
- 2.- Su adaptabilidad a la evaporación de diferentes tipos de compuestos;
- 3.- Se retienen las propiedades originales como son: aroma, sabor, color y composición de constituyentes sensibles.
- 4.- No hay peligro de polimerizaciones, condensaciones o descomposiciones y por consiguiente se tienen rendimientos altos;
- 5.- La operación continua es de un manejo simple y por lo mismo resulta económica;
- 6.- El peligro de las espumas es eliminado en la mayoría de los casos;
- 7.- Requiere poco espacio;

6.- El corto tiempo de residencia marcado en el evaporador es el valor efectivo y no un valor estadístico medio como en el caso de evaporadores con circulación; y

7.- La presión caída de este evaporador es constante en toda la superficie caliente; no hay aumento de presión en la parte baja del aparato, debido a la completa ausencia de presión hidrostática.

En cuanto al secador de evaporación, las ventajas que presenta son:

1.- Se usa está destinado a secar silicatos y pastas;

2.- El tiempo de contacto es muy corto y por consiguiente se pueden secar materiales sensibles al calor, ya que la gota permanece fría mientras la evaporación se lleva a cabo en la zona caliente del secador, además, no hay peligro de sobrecalentamiento, ya que los gases circundantes se enfrian debido a la evaporación;

3.- La temperatura de entrada de los gases puede ser muy elevada y aun se dispone de vertidos en la pared lateral de la cámara, donde pueden absorber y bajar considerablemente la temperatura de salida de los gases;

4.- Se presiona en una superficie de contacto entre el material por secar y el medio secante, ya que el material por secar está en forma de pequeñas gotas;

5.- El producto puede ser obtenido en forma de partículas esféricas, que se obtienen en

- 8.- El corto tiempo de residencia marcado en el evaporador es el valor efectivo y no un valor estadístico medio como en el caso de evaporadores con circulación; y
- 9.- La presión media de este evaporador es constante en toda la superficie caliente; no hay aumento de presión en la parte baja del aparato, debido a la completa ausencia de presión hidrostática.

En cuanto al secador de suspensión, las ventajas que presenta son:

- 1.- Su uso está destinado a secar soluciones o pastas;
- 2.- El tiempo de contacto es muy corto y por consiguiente se pueden secar materiales sensibles al calor, ya que la gota permanece fría mientras la evaporación se lleva a cabo en la zona caliente del secador, además, no hay peligro de sobrecalentamiento, ya que los gases circundantes se enfrían debido a la evaporación;
- 3.- La temperatura de entrada de los gases puede ser muy elevada y como se dispone de ventilas en la pared lateral de la cámara, éstas pueden abrirse y bajar considerablemente la temperatura de salida de los gases;
- 4.- Se presenta una gran superficie de contacto entre el material por secar y el medio secante, ya que el material por secar está en forma de pequeñas gotas; y
- 5.- El producto seco se obtiene en forma de partículas esféricas, que no se obtienen en



cualquier otro tipo de secador.

## EVAPORADOR DE PELICULA:

### Características:

Marca: Luna.

Modelo: Número L 007.

Tipo: O20.

Capacidad de evaporación: 20 Kg/hr.

Máxima presión de vapor: 20 atmósferas.

Vacío alcanzado en una operación continua:  
1 mm absoluto.

Superficie de calentamiento:  $0.13 \text{ m}^2$ .

Máxima fuerza requerida: 1.4 HP.

Velocidad del agitador: 1000, 1500 y 2000  
r.p.m.

### Descripción:

Consta esencialmente de una cámara cilíndrica vertical "21", con un separador "22" en su parte superior que impide el arrastre de gotas en el vapor o de espuma formada. En la parte central de la cámara, que es realmente donde se efectúa la evaporación, hay un eje con cuatro rebordes longitudinales que giran accionados por un motor "18" con el objeto de formar una película uniforme del producto concentrado que se va obteniendo y que resbala, ya que la alimentación se tiene en la parte superior, para recogerse en dos matraces de vidrio "34", uno de los cuales se descarga en tanto que el otro está conectado recibiendo la sustancia obtenida. Rodeado esta cámara hay una chaqueta a la que se le introduce vapor a una presión controlada marcada en un manómetro "25"; dicho vapor suministra el calor necesario para la eva-

poración.

En la parte superior se tiene un tubo de vidrio "14" por el que circulan las sustancias evaporadas, para ser llevadas a un condensador "11" enfriado con agua alimentada a presión. El sistema de recolección de los condensados es igual al que se describió para el producto concentrado.

El equipo de vacío se conecta al condensador y las tuberías "33" que sostienen los matraces que recogen el concentrado y el condensado, en dichas tuberías hay unas pequeñas válvulas "32" que se abren para reanar el vacío y poder separar los matraces.

Para controlar el proceso se tiene además del manómetro mencionado anteriormente, un vacuómetro "7" colocado en la tubería de vidrio por la que salen los vapores, así como un termómetro "15" para saber la temperatura que llevan y otros dos termómetros "31": uno para marcar la temperatura del concentrado y el otro la del condensado. En la lámina 1 se tiene la representación gráfica del evaporador.

### Manejo:

Su manejo requiere los siguientes pasos:

- 1.- Se revisa que las válvulas del aparato estén cerradas;
- 2.- Se conecta el botón de arranque del motor;
- 3.- Se abren las válvulas "29" y "28";
- 4.- Se abre la válvula "26" para la circula-

ción del vapor;

- 5.- Se abre la válvula "36" el suficiente tiempo para dejar salir el condensado de la línea, después esta válvula se debe volver a cerrar;
- 6.- Se regula la presión del vapor con la válvula "26" hasta que la presión manométrica deseada se registre en el manómetro "25";
- 7.- Se deja circular el vapor algunos minutos hasta que la cámara se encuentre a una temperatura constante;
- 8.- Se abre la válvula "3" del vacío;
- 9.- Se abre la válvula "9" para dejar entrar el agua de enfriamiento;
- 10.- Se abre la válvula "23" para alimentar el líquido procesado;
- 11.- Cuando se llena alguno de los matraces se hace lo siguiente:
  - a.- Se gira la llave de la tubería múltiple para dejar pasar el líquido al matraz vacío;
  - b.- Se cierran las llaves de vacío;
  - c.- Se abre la llave de ventilación "32";
  - d.- Se desatornilla el matraz y se vacía.
- 12.- Cuando la operación se ha terminado:
  - a.- Se alimenta agua para lavar el equipo;

b.- Se cierran las válvulas: de alimentación "23", del vapor, del vacío y por último las de agua de enfriamiento;

c.- Se para el motor.

#### SECADOR DE ASPERSIÓN:

##### Características:

Marca: Bowen, de laboratorio.

Modelo: Número K 9937.

Temperaturas alcanzadas por los gases: 93°  
a 398° C (200° a 750° F.

Velocidad de alimentación: 30 a 500 cm<sup>3</sup>/min.

#### ATOMIZADOR:

Marca: Bowen.

Medio motriz: aire a 7.03 Kg/cm<sup>2</sup> (100lb/  
pulg<sup>2</sup>).

Velocidad: 40000 a 50000 r.p.m.

Flujo de alimentación: 6 a 100 ml/min.

#### VENTILADOR:

Marca: Buffalo.

Modelo: Número S 168.

Tipo: 5E.

Diámetro: 43.25 cm (17 pulg).

Velocidad: 3450 r.p.m.

##### Descripción:

El secador de aspersión usado consta de una cámara cilíndrica de fondo cónico "16"; tiene una doble pared de acero inoxidable y con aislante entre ellas, en la pared superior tiene una ventana para iluminar la cámara mediante

un foco colocado en el exterior, y un orificio por el que se introduce el atomizador "13" por usar. La entrada del aire caliente es por la pared central superior, alrededor del atomizador que sale a la cámara 13 cm. El aire caliente llega a la cámara en forma rotatoria y turbulenta, en sentido contrario al que gira el disco atomizador, por la acción de dos anillos con aspás de que dispone el equipo y por consiguiente de este modo se tiene un mezclado uniforme: aspersión-aire caliente.

En la pared lateral se tienen dos mirillas "14": una en la parte superior para observar la alimentación y otra en la parte inferior para ver el aspecto de las paredes, además cuatro entradas de aire "15" que pueden mantenerse abiertas o cerradas según convenga.

La cámara tiene un ducto de salida recto y de sección rectangular ensamblado a un colector ciclónico "16" con cuatro tornillos mariposa. -- El colector remueve el material seco que se recibe en un recipiente de vidrio, que se fija en su parte inferior.

El atomizador empleado consta de una turbina accionada con aire "3" y de un disco ligeramente cóncavo "9" de 5 cm de diámetro ajustado a otro más pequeño y concéntrico para obtener -- una distribución uniforme del material, este sistema de discos se fija al eje central y gira a grandes velocidades, dependiendo ellas de la carga. La turbina está rodeada de una chaqueta de agua "8" que circula y evita su calentamiento.

La alimentación al atomizador es por gravedad y se regula mediante una válvula.

El calor es suministrado mediante un quemador de gas "10" colocado dentro de una chimenea que orienta los gases de combustión y el aire caliente al ducto que los lleva al cono central de la cámara. El aire frío sin material seco, es forzado a salir por un extractor de acero "19" conectado directamente a un motor "20".

Las temperaturas de entrada y de salida de los gases se controla con dos termómetros "11".

El esquema de este secador corresponde a la lámina 2 y el de la turbina a la lámina 3.

#### Manejo:

- 1.- Se revisa la limpieza del equipo y se comprueba que todas las válvulas estén cerradas;
- 2.- Se abre la válvula de agua de refrigeración de la turbina;
- 3.- Se arranca el ventilador;
- 4.- Se prende el quemador;
- 5.- Se eleva la temperatura hasta la deseada y se deja calentar el equipo;
- 6.- Se abre la válvula de aire que mueve la turbina;
- 7.- Se alimenta un poco de agua para comprobar el buen funcionamiento de la turbina;
- 8.- Se alimenta el líquido por secar;

9.- Se controlan las temperaturas y las velocidades de alimentación mediante observación de las paredes de la cámara;

10.-Al terminarse la operación se procede de la siguiente manera:

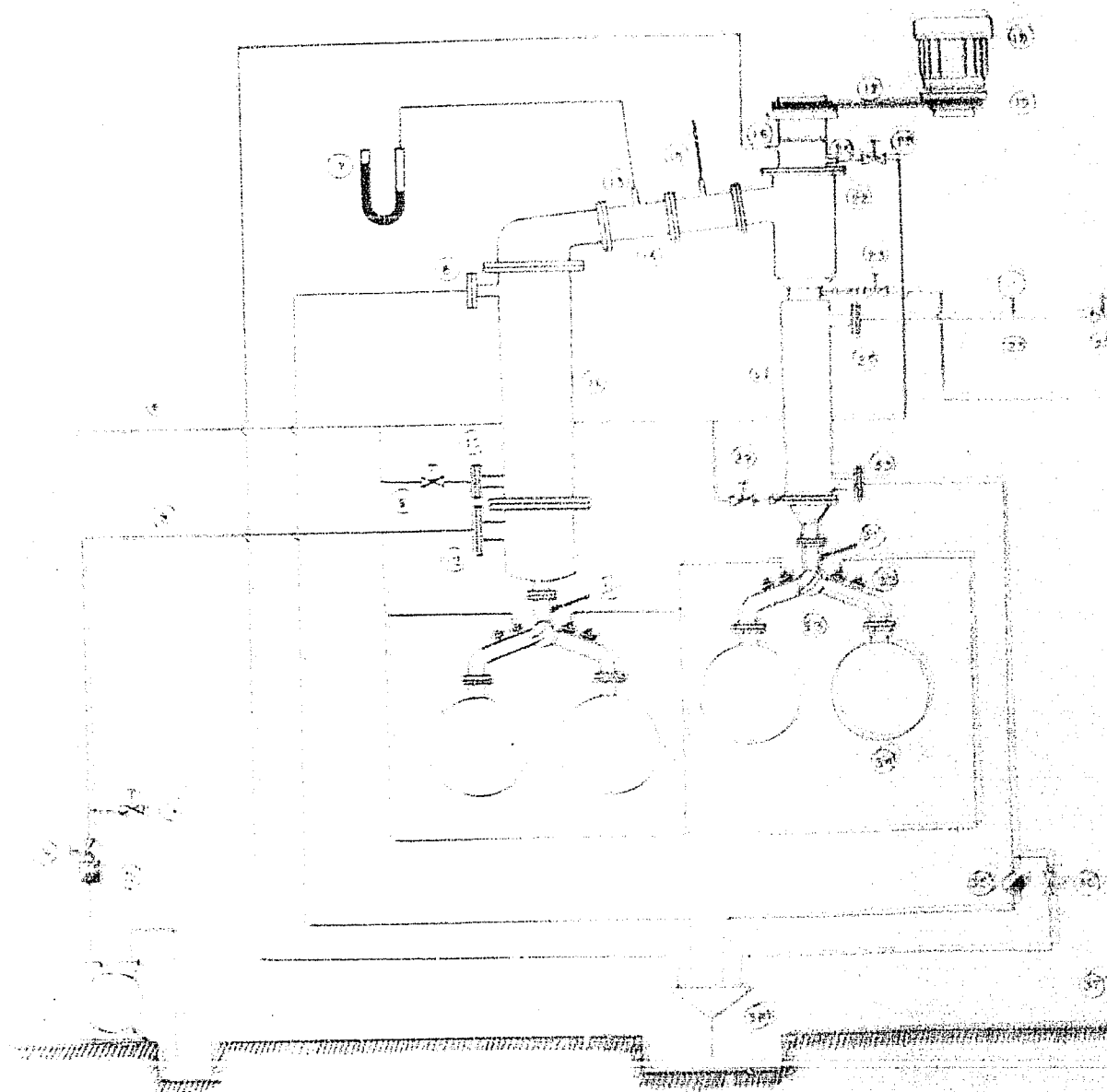
a.- Se para la turbina;

b.- Se apaga el quemador;

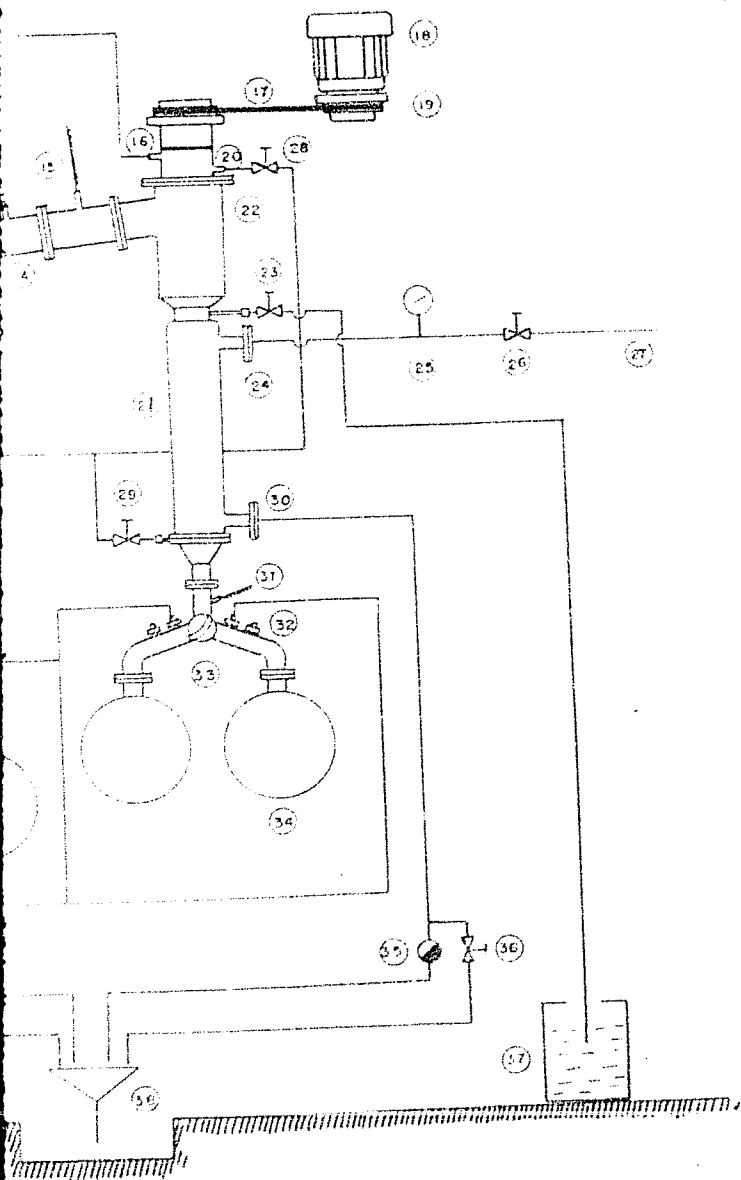
c.- Se cierra el agua de circulación de la chaqueta de la turbina;

d.- Se para el ventilador;

e.- Se desconecta el recipiente de viurio en el que se recoge el polvo.

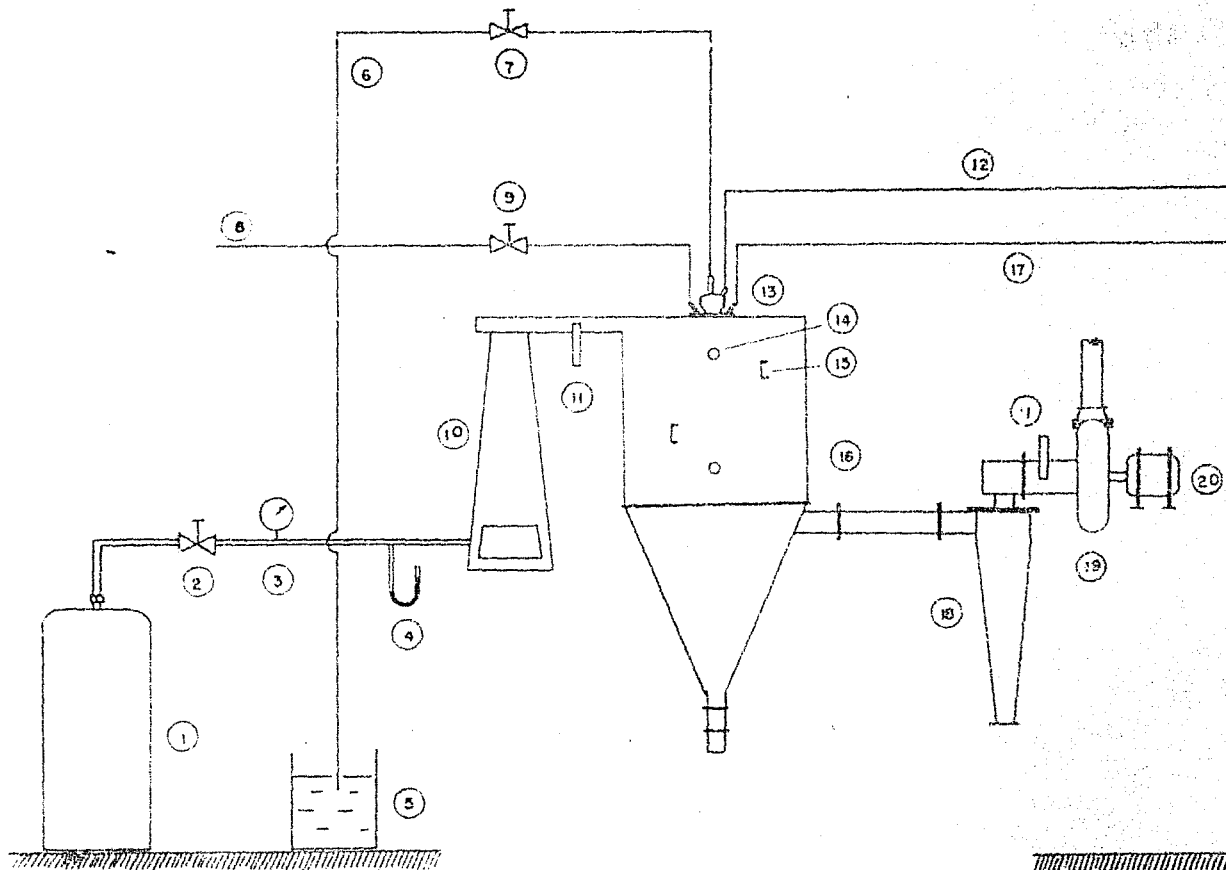


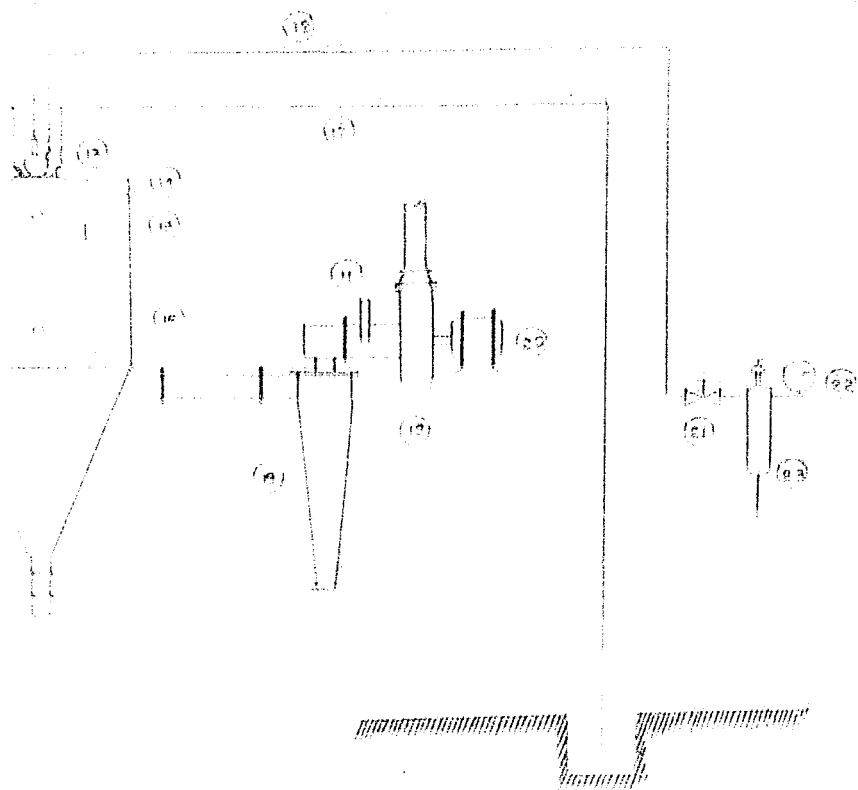




1	BOMBA DE VACIO
2	VALVULA DE REGULACION
3	VALVULA DE CORTE
4	VALVULA DE PURGA DE AIRE
5	LINEA DE VACIO
6	LINEA DE AGUA
7	VACUOMETRO
8	SALIDA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO
9	VALVULA DE REGULACION
10	ENTRADA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO
11	CONDENSADOR DE SUPERFICIE
12	CONEXION AL VACIO
13	CONEXION PARA MEDIR VACIO
14	TUBERIA DE VIDRIO
15	TERMOMETRO
16	SALIDA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO
17	BANDA
18	MOTOR DE AGITACION
19	POLJAS
20	ENTRADA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO
21	EVAPORADOR
22	SEPARADOR
23	VALVULA DE AGUJA
24	ENTRADA DE VAPORES
25	MANOMETRO
26	VALVULA DE REDUCCION
27	LINEA DE VAPORES
28	VALVULA DE REGULACION
29	VALVULA DE CORTE
30	SALIDA DE CONDENSADO
31	TERMOMETRO
32	LLAVE DE VENTILACION
33	TUBERIA MULTIPLE
34	COLECTOR
35	TRAMPA DE VAPORES
36	VALVULA DE CORTE
37	RECIPIENTE CON SOLUCION
38	EMBUJO DE DESCARGA

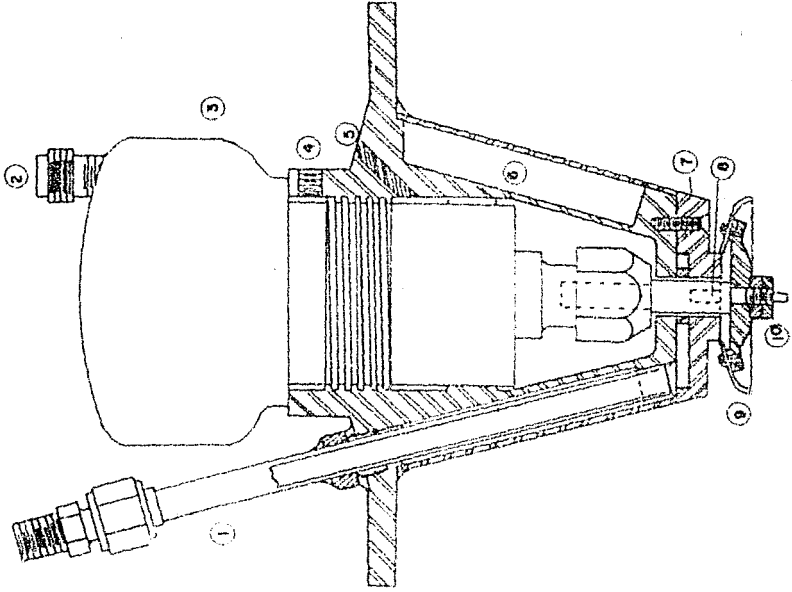
IMIT	F. O. B.	U. I. A.
ESQUEMA DEL		
EVAPORADOR LUWA		
LAMINA 1	A. L. DE LL.	





1	TANQUE DE GAS
2	VALVULA REGULADORA
3	MANOMETRO
4	MANOMETRO ABIERTO
5	PERFORANTE CON SOLETO
6	LINEA DE ALIMENTACION
7	VALVULA DE AGUA
8	LINEA DE AGUA DE SUPLENIMIENTO
9	VALVULA DE AGUA
10	QUEMADOR DE GAS
11	TERMOCUPLE
12	LINEA DE AIRE
13	TERMOCUPLE
14	CHAMBERA
15	VALVULA
16	LINEA DE SALIDA DE AGUA
17	VALVULA
18	COLECTOR
19	VENTILADOR
20	MOTOR
21	VALVULA DE REGULACION
22	VALVULA DE SEGURIDAD
23	FILTRO DE AIRE

INSTITUTO	F. O. B. D. E. A.
REPRESENTACION SCHEMATICA	
SECADOR DE ASPERSION	
LAMINA 2	A. L. DE L. L.

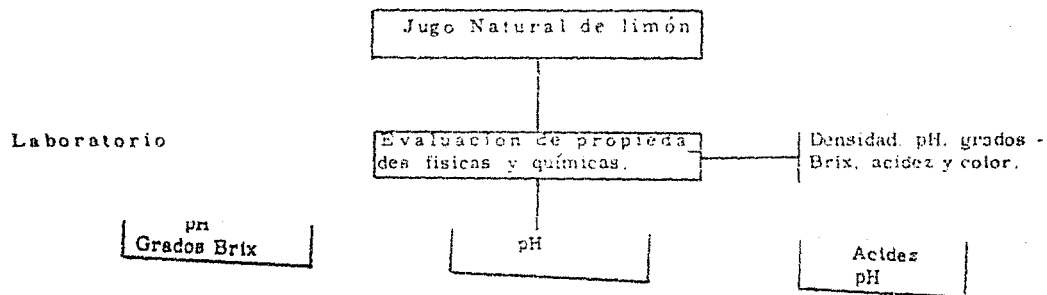


1	LINEA DE ALIMENTACION
2	ENTRADA DE AIRE
3	TURBINA DE AIRE
4	PRISIONERO
5	VALVULA DE AIRE
6	CHACQUETA DE AGUA
7	ALIMENTACION A BOQUILLA
8	FLECHA
9	DISCO ATOMIZADOR
10	TUERCAS

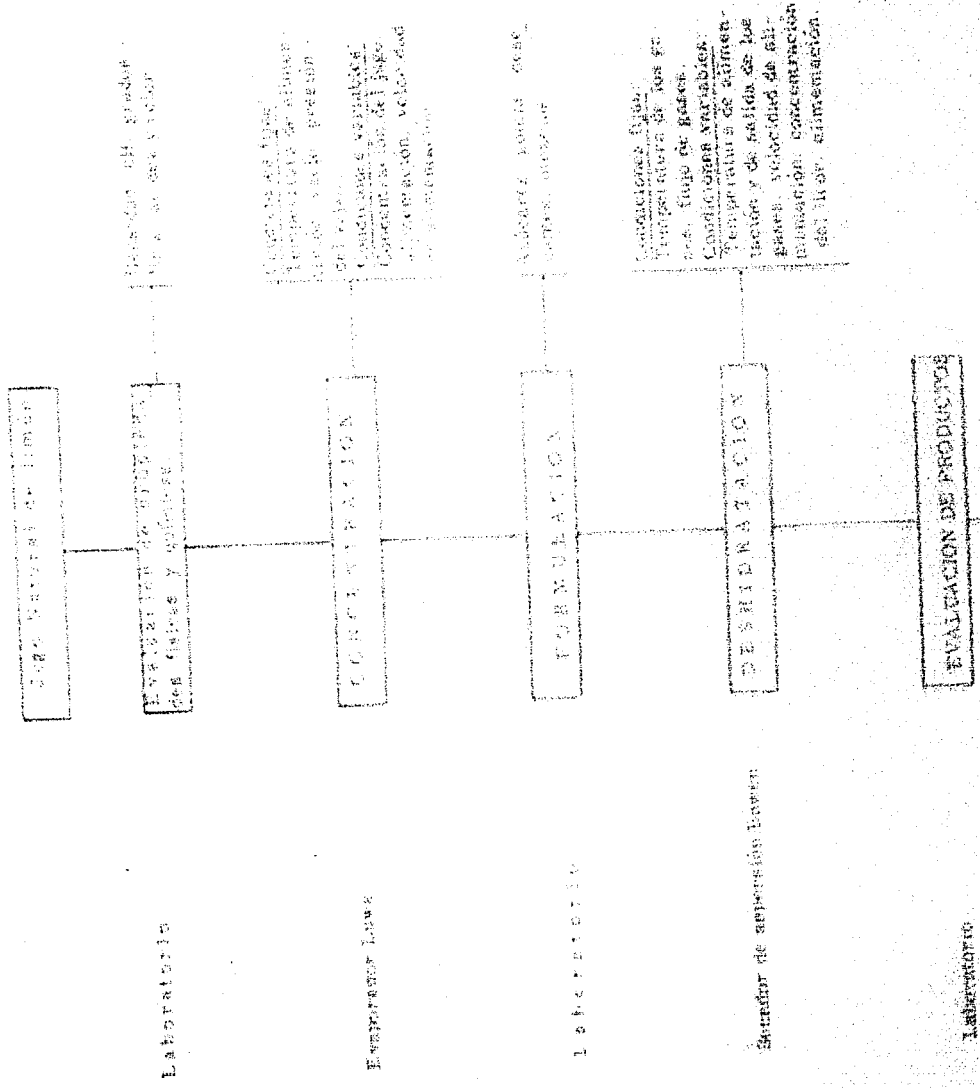
IMIT	F. G. B.	U. I. A.
CORIE DE LA		
TURBINA		
LAMINA 3	A. L. DE LL.	

#### IV. - EXPERIMENTACION.

## ESQUEMA DE LA EXPERIMENTACION



PROGRAMA DE LA EXPERIMENTACIÓN



Algarroba, gomas, dese-  
cantes, enzimas

FORMULACION

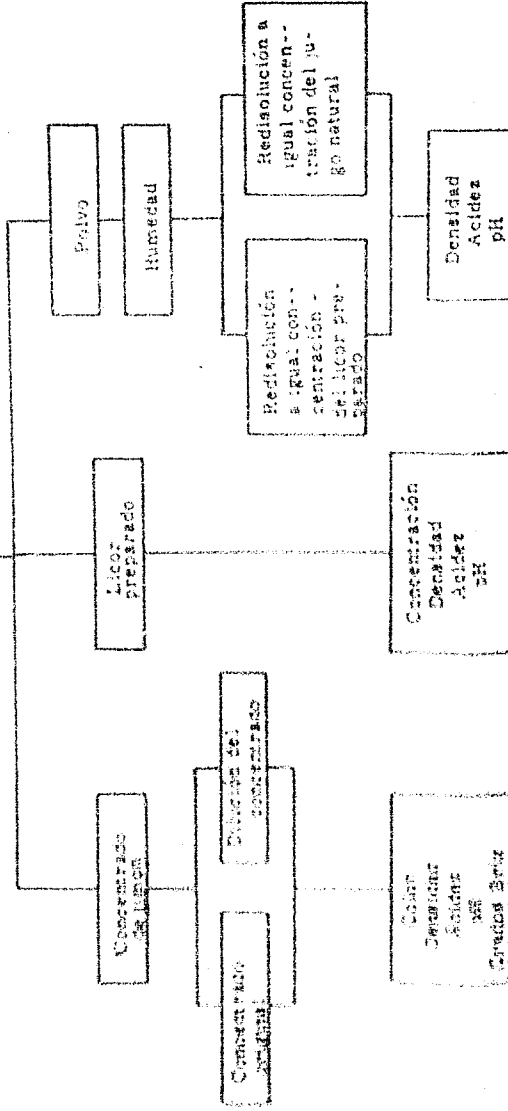
Condiciones fijas:  
Temperatura de los gases,  
flujo de gases.  
Condiciones variables:  
Temperatura de alimen-  
tación y de salida de los  
gases, velocidad de ali-  
mentación, concentración  
de licor, alimentación.

DES HIDRATACION

Secador de aspiración Bowen

EVALUACION DE PRODUCTO

Laboratorio





La experimentación incluyó dos operaciones unitarias: un proceso de concentración por evaporación y después un proceso de deshidratación o secado.

La materia prima que se utilizó en el trabajo fue jugo de limón que se recibió de la "Planta Industrializadora de Vegetales", localizada en Apatzingán, Michoacán. Para obtener este jugo, llamado "jugo natural", en la planta se llevan a cabo los siguientes pasos: primero se lava la fruta, después se exprime y por último se somete a una centrifugación para separar del jugo el aceite esencial. En ocasiones se repite la centrifugación para recuperar la mayor cantidad de aceite arrastrado por el jugo natural.

El jugo que sirvió de materia prima se sometió a dos pasos en el evaporador luwa, y el jugo de limón concentrado que se obtuvo, se alimentó en el secador de aspersión, mezclado en distintas proporciones con las sustancias auxiliares secadas.

1.- Concentración. - El jugo de limón se alimentó al evaporador luwa a una temperatura de 45°C, pues de este modo todo el calor transmitido por el evaporador se aprovecharía únicamente para la evaporación, aumentándose en esta forma la capacidad y eficiencia del equipo.

Las condiciones de operación fijas que se tuvieron fueron: un vacío de 490 mm de mercurio manométricos, una presión de vapor de 2.11 Kg/cm<sup>2</sup> (30 lb/pulg<sup>2</sup>) manométrica; las condiciones variables fueron: una velocidad de alimentación que osciló entre 1.37 y 0.715 l/min, y la concentración del jugo alimentado.

El jugo como se dijo anteriormente fué sometido a dos pasos, en el primero se llegó a una concentración de 17.5° Brix y en el segundo a la concentración final de 45° Brix.

2.- Deshidratación.- El jugo concentrado obtenido en la evaporación se alimentó al secador de aspersión mezclado en distintas proporciones con los siguientes aditivos auxiliares:

- a.- Miel de maíz,
- b.- Azúcar,
- c.- Carboxi-metil-celulosa,
- d.- Metil celulosa.

Durante la operación se mantuvo la temperatura de entrada de los gases a 150°C, temperatura óptima aplicable al jugo de limón (17), el flujo de los gases fue constante y se mantuvo a 4.000 l/min. La velocidad de alimentación dependía de la concentración del líquido alimentado y del ayudo usado.

Nota.- Como el concentrado que se obtuvo en la evaporación no se iba a procesar inmediatamente y se tenía que refrigerar, se le cubrió con dióxido de azufre como preservativo en una cantidad de 350 p.p.m. (21)

Análisis efectuados en el laboratorio.-

Tanto en el jugo de limón, como en los concentrados obtenidos en el evaporador y en el polvo producido y sometido a rehidratación, se hicieron los siguientes análisis:

1.- Determinación de densidad.- Se hizo con el empleo del picnómetro.

2.- pH.- Se midió en un potenciómetro de la casa Beckman.

3.- Acidez.- La determinación de la acidez en el jugo se hizo en una muestra de peso conocido y por titulación con sosa valorada, empleando como indicador fenolftaleína. El resultado de esta titulación se acostumbra darlo en gramos de ácido cítrico por cien gramos de muestra (10).

4.- Grados Brix.- Los grados Brix indican la proporción por ciento de azúcar soluble. Se determinó en el refractómetro de Abbé el índice de refracción del jugo y después se hizo la transformación a grados Brix mediante el uso de tablas (27). A este dato hay que hacerle una corrección por el contenido de ácido cítrico, con la ayuda de otras tablas (26).

Color.- Con el fin de facilitar la evaluación del color en los productos se limitó a apreciaciones visuales basadas en tres colores como son el amarillo, el verde y el café.

Humedad.- En cada polvo obtenido se determinó en la estufa de vacío, operada a una presión de 20 mm de mercurio y a una temperatura de 21°C (70°F). (11).

V.- RESULTADOS OBTENIDOS.

El jugo natural recibido de Apatzingán se analizó, obteniéndose los siguientes resultados:

- 1.- Densidad: 1.0407
- 2.- pH: 1.9
- 3.- Acidez: 5.66 g de ácido cítrico por 100 g de muestra.
- 4.- Grados Brix: 10.48
- 5.- Color: verde.

#### CONCENTRACION:

Después de analizado el jugo, se alimentó al evaporador Luwa, las condiciones de operación se indican en la tabla I.

Los concentrados obtenidos se marcaron con los números I o II según la corrida a que correspondieron y con los números 1 o 2 según los pasos que sufrieron. Los análisis hechos en ellos dieron los resultados que aparecen en la tabla II.

Además, para conocer el efecto que pudiera tener el proceso de evaporación en la calidad del concentrado obtenido, se diluyeron los concentrados hasta la concentración del jugo natural y en ellas se determinó la densidad y la acidez. Los resultados indicaron que estas características no variaban, ni aún cuando se so-

TABLA I - CONDICIONES DE OPERACION  
EN EL EVAPORADOR LUWA -

CORRIDA NO:		I		II	
PASOS		1	2	1	2
Vacío (mm mercurio)		490	490	490	490
Presión vapor (Kg/cm <sup>2</sup> )		2.11	2.11	2.11	2.11
TEMPERATURAS	Jugo (°C)	45	45	45	45
	Concentrado (°C)	51	48	52	52
	Vapor (°C)	53	50	54	54
	Condensado (°C)	42	40	51	44
Tiempo (min)		137.55	24.75	85.00	34.5
Volumen condensado (l)		66.0	11.5	42.5	1.0
Volumen concentrado (l)		34.0	22.4	23.5	12.5
Velocidad de alimentación (l/min)		0.72	1.17	0.78	1.1

TABLA II - PROPIEDADES DE LOS CONCENTRADOS -

MUESTRA:	I-1:	I-2:	II-1:	II-2:
Densidad	1.1165	1.1547	1.1208	1.2037
pH	2.0	2.3	2.2	2.4
Acidez	16.0	25.42	17.45	23.0
°Brix	27.52	42.81	37.02	45.97
Color	verde	verde	verde	verde

metieron a varios pasos.

En la tabla III, se muestran los análisis del jugo natural de limón y de los concentrados diluidos.

TABLA III - PROPIEDADES DEL JUGO NATURAL Y  
DE LAS DILUCIONES DE LOS CONCENTRADOS -

MUESTRA:	Densidad:	Acidez:	°Brix:	Color:
Jugo Nat.	1.0407	5.66	10.48	verde
I-1	1.0501	6.8	10.52	verde
I-2	1.0484	6.67	10.54	verde
II-1	1.0493	6.96	10.54	verde
II-2	1.0440	6.7	10.51	verde

#### SECADO:

Cómo ya se dijo anteriormente, se usaron cuatro diferentes tipos de ayudas, el polvo que se obtenía era altamente higroscópico si se dejaba a la atmósfera, por lo que se decidió añadir al líquido alimentado al secador de aspersión pequeñas cantidades de carbonato de magnesio y de fosfato tricálcico, para ver si se reducía la higroscopicidad del polvo.

Cuando se hicieron mezclas de jugo de limón con azúcar o con miel, con una simple agitación se tuvo preparada la solución, pero cuando se utilizó metil celulosa o carboxi-metil-celulosa, se tuvo primero que preparar la solución en agua caliente y con una agitación vigorosa.

La metil celulosa era un compo artificial, se trata  
de la celulosa metil-celulosa, que este tiene  
a gelificar.

Al analizar las propiedades de metil celulosa  
se ve la celulosa metil-celulosa, que tiene una  
estructura de celulosa, que se ve en la parte  
inferior al agua. Se ve en la parte superior  
de la metil-celulosa, que se ve en la parte  
inferior de la metil-celulosa.

En la parte superior de la metil-celulosa  
se ve la metil-celulosa que se ve en la parte  
inferior de la metil-celulosa.

De las propiedades de la metil-celulosa se ve  
que se ve en la parte superior de la metil-celulosa,  
que se ve en la parte inferior de la metil-celulosa,  
que se ve en la parte superior de la metil-celulosa.

En las propiedades de la metil-celulosa se ve  
que se ve en la parte superior de la metil-celulosa,  
que se ve en la parte inferior de la metil-celulosa,  
que se ve en la parte superior de la metil-celulosa.

Las propiedades de la metil-celulosa se ve  
que se ve en la parte superior de la metil-celulosa,  
que se ve en la parte inferior de la metil-celulosa,  
que se ve en la parte superior de la metil-celulosa.

En las propiedades de la metil-celulosa se ve  
que se ve en la parte superior de la metil-celulosa,  
que se ve en la parte inferior de la metil-celulosa,  
que se ve en la parte superior de la metil-celulosa.

Para saber de las propiedades de la metil-celulosa  
se ve en la parte superior de la metil-celulosa,  
que se ve en la parte inferior de la metil-celulosa,  
que se ve en la parte superior de la metil-celulosa,  
que se ve en la parte inferior de la metil-celulosa.



La metil celulosa era maso difícil de tratar que la carboxi-metil-celulosa. pues ésta tiende a gelificar.

Al enfriarse las soluciones de metil celulosa y de carboxi-metil-celulosa, aumentaba grandemente su viscosidad, por lo que para alimentarse al secador de suspensión era necesario calentar el líquido a añadir. Se usó en proporción aproximada de diez partes por parte de líquido.

En la tabla IV, se indica la preparación de las soluciones que se alimentaron al secador en las distintas corridas.

De los análisis de los productos hechos en los licores alimentados al secador de suspensión, se obtuvieron los datos indicados en la tabla V.

En las corridas en las que no se muestran resultados no se obtuvieron productos de buen aspecto, es decir, no eran polvos sino sustancias acarameladas.

Las condiciones a las que se trabajó en las distintas corridas en el secador de suspensión están indicadas en la tabla VI.

Las corridas en las que se prepararon completamente las condiciones de operación, no se pudieron controlar correctamente debido a deficiencias de la instalación de alimentación.

Para evitar el durante el proceso de secado se presentaba degradación del jugo alimentado, se escogieron seis tipos de polvo cocidos y se rehidrataron hasta una concentración igual a la del licor alimentado al secador.

TABLA IV: LICORES PREPARADOS -

CORRIDA	MIEL	AZUCAR	CARBOXI METIL. CELULOSA	METH CELULOSA	CARBONATO DE MAGNESIO	FOSFATO TRICALCICO	LIMON	CONCENTRACION DE LA SOLUCION
	(g sólidos)	(g)	(g)	(g)	(g)	(g)	(g sólidos)	(sólidos %)
1	3.5	-	-	-	-	-	1	65.0
2	1.8	-	-	-	-	-	1	59.5
3	1.8	-	-	-	-	-	1	29.7
4	-	1.8	-	-	-	-	1	25.5
5	-	3.7	-	-	-	-	1	36.2
6	-	-	0.18	-	-	-	1	17.0
7	-	-	0.014	-	-	-	1	34.0
8	-	-	0.093	-	-	-	1	17.0
9	-	-	0.093	-	-	-	1	17.0
10	-	-	0.093	-	-	-	1	17.0
11	-	-	-	0.18	-	-	1	7.5
12	-	-	-	0.072	-	-	1	10.2
13	-	-	-	0.072	-	-	1	10.2
14	0.42	0.44	-	0.005	-	-	1	33.7
15	0.42	0.44	-	0.005	0.027	-	1	34.2
16	-	3.7	-	-	0.067	-	1	36.9
17	-	2.77	-	0.04	-	-	1	27.5
18	-	9.3	-	-	-	-	1	55.4
19	-	3.55	-	-	-	0.05	1	58.7
20	-	-	-	0.71	-	0.09	1	4.8
21	-	-	-	0.34	-	0.04	1	7.5

8	1.000					10.0
9	1.000					10.0
10	1.000					10.0
11		1.00				10.0
12		0.070				10.2
13		0.070				10.2
14	0.00	0.00				00.0
15	0.00	0.00		0.007		00.0
16				0.007		00.0
17		0.00				00.0
18		0.0				00.0
19		0.05			0.00	00.0
20			0.00		0.00	00.0
21			0.00		0.00	00.0
22		0.0			0.00	00.0

Nota: 20% de adición de ácido fosfórico al 55% por cada diez milímetros de longitud.

TAELA V - PROPIEDADES DE LOS LICORES -

CORRIDA:	DENSIDAD:	ACIDEZ:	pH:
1	1.3253	4.1	2.3
2	1.2641	7.4	2.3
3	1.1536	7.5	2.2
4	-	-	-
5	1.1493	4.3	2.5
6	1.0734	8.0	2.7
7	-	-	-
8	1.0718	8.87	2.7
9	1.0718	8.87	2.7
10	1.0718	8.87	2.7
11	1.0316	3.75	2.8
12	1.0415	6.13	2.7
13	1.0415	6.13	2.7
14	1.1797	11.4	2.4
15	1.1551	9.6	2.65
16	1.1565	4.2	2.75
17	1.1161	4.3	2.6
18	1.2822	3.3	2.7
19	1.1528	3.3	4.46
20	-	-	-
21	-	-	-
22	1.1636	4.6	2.7

TABLA VI - CONDICIONES DE OPERACION EN EL  
SECADOR DE ASPERSION -

CORRI- DA:	TEMPE- RATURA ALIMEN- TACION (°C)	$t_1$ (°C)	$t_2$ (°C)	VELOCI- DAD ALIMEN- TACION (l/min)	AGUA EVA- PORADA (Kg/hr)	HUMEDAD PRODUC- TO (%)
1	29	150	73	0.022	0.410	7.2
2	20	150	70	0.042	0.934	7.4
3	20	150	72	0.025	1.005	8.3
4	20	150	73	0.016	-	-
5	20	150	78	0.024	0.264	8.8
6	20	150	78	0.056	2.556	8.9
7	20	150	78	0.053	-	-
8	20	150	78	0.054	2.384	9.4
9	20	150	78	0.044	1.847	9.2
10	20	150	78	0.024	1.065	9.0
11	20	150	78	0.022	1.037	13.9
12	20	150	78	0.018	0.829	13.0
13	20	150	78	0.014	0.646	12.8
14	40	150	78	0.039	1.384	8.0
15	40	150	78	0.027	0.913	8.4
16	20	150	70	0.033	1.116	8.7
17	20	150	64	0.033	1.250	8.0
18	20	150	64	0.023	0.569	8.3
19	20	150	64	0.039	0.886	8.4
20	20	150	64	-	-	-
21	20	150	64	-	-	-
22	20	150	64	-	-	-

En la tabla,  $t_1$  y  $t_2$  corresponden a las temperaturas de entrada y de salida de los gases respectivamente.

En la siguiente tabla se indican los resultados obtenidos, que al ser comparados con las características que inicialmente tenía el jugo, se demuestra, que si hay una alteración en términos a las especificaciones de densidad, acidez y pH, es tan pequeña, que puede despreciarse.

TABLA VII - PROPIEDADES DE LAS REHIDRATACIONES A IGUAL CONCENTRACION DEL LICOR PREPARADO -

CORRIDA:	REHIDRATACION DEL POLVO A LA CONCENTRACION ALIMENTADA, -		
	DENSIDAD:	ACIDEZ:	pH:
1	1.2757	3.9	2.4
3	1.1274	6.2	2.35
16	1.1558	4.1	2.7
18	1.2073	2.8	2.65
19	1.1492	3.3	4.3
22	1.1734	4.5	2.8

Además, los polvos obtenidos en las corridas se indican en la tabla VIII. Se rehidrataron a una dilución del polvo de 10% en peso, para poder hacer comparaciones directamente con el jugo natural de limón.

De todos los polvos obtenidos, el más agradable al gusto fué el producido en la corrida 22.

En la tabla VIII se observa que en cuanto a acidez, los productos obtenidos en las corri-

TABLA VIII - PROPIEDADES DE LAS REHIDRATACIONES A IGUAL CONCENTRACION DEL JUGO NATURAL -

CORRIDA	REHIDRATACION DEL POLVO AL 10% EN PESO		
	DENSIDAD:	ACIDEZ:	pH:
1	1.0375	0.59	2.7
2	1.0477	1.3	2.7
3	1.0477	1.3	2.7
5	1.0374	0.98	2.9
6	1.0394	4.57	2.2
8	1.0391	5.13	2.7
9	1.0391	5.13	2.7
10	1.0391	5.13	2.7
11	1.0489	4.07	2.7
12	1.0394	5.36	2.6
13	1.0394	5.36	2.6
14	1.0356	2.98	2.7
15	1.0412	2.98	2.7
16	1.0351	4.22	3.4
17	1.0407	1.7	2.9
18	1.0408	0.84	3.15
Jugo Natural	1.0407	5.56	1.9

das 8, 9, 10, 12 y 13 tienen valores cercanos a los del jugo natural. Sin embargo, en ningún caso el pH se acerca al del jugo natural.

Los productos que se obtuvieron indicaron higroscopicidad cuando se mantuvieron a la intemperie, pero se conservaban secos cuando se mantenían en envases cerrados.

No se determinó la estabilidad del producto.

VI.- ESTIMACION PRELIMINAR DEL  
COSTO DE DESHIDRATAACION.



A continuación se presenta el resumen de los resultados obtenidos en la estimación de costos correspondientes a la deshidratación del jugo de limón, de acuerdo con las bases que se estipulan a continuación. En párrafos posteriores se presenta el cálculo detallado de cada uno de estos costos.

A.- BASES:

	Ton/año	Kg/hr
Fruto procesado	20 000	25 000
Jugo procesado	9 000	11 250
Polvo natural de limón	1 260	1 575
Producto (limón y aditivo)	5 636	7 045

B.- ESTIMACION DEL COSTO DEL EQUIPO:

	Pesos:
Costo neto del equipo	4 450 000.00
Instalación del equipo	<u>3 050 000.00</u>
Costo del equipo instalado	7 500 000.00

C.- ESTIMACION DEL COSTO DE LA OPERACION DEL SECADO:

(Referido al polvo de limón con aditivo).

CONCEPTO:	\$/Kg prod.	%
Combustible (gas)	0.2260	40.55
Amortización	0.1330	23.80
Intereses	0.1330	23.80
Mantenimiento	0.0390	7.00
Seguros	0.0133	2.38

Energía eléctrica	0.0099	1.77
Supervisión	0.0027	0.47
Mano de obra	0.0013	0.23
Costo neto de deshidratación	<u>0.5582</u>	<u>100.00</u>
Costo del aditivo (\$1.30/Kg)	<u>1.02</u>	
Costo de deshidratación incluyendo aditivo	1.58	

#### A.- BASES:

En primer lugar, se estima que la planta industrializadora de limón trabaja cinco meses al año. Por tanto la cantidad de fruta procesada en cinco meses sería de 20 000 toneladas. Si el rendimiento del jugo es de 45%, la producción del mismo, correspondiente a 20 años al mes en un turno de 8 horas diarias será:

$$20\ 000 \times 0.45 = 9\ 000\ \text{Ton}/5\ \text{meses} \quad (18000\ \text{Kg/hr})$$

Sabiendo que el jugo contiene 65% de agua y que la humedad del producto final es de 3.5%, el agua evaporada en la operación representaría el 86%.

De 18250 Kg de jugo que se procesan por hora, se evapora la siguiente cantidad de agua:

$$18250 \times 0.66 = 12075\ \text{Kg agua evaporada} \quad (120000\ \text{lit/hr})$$

La diferencia entre el jugo procesado y el agua evaporada indica la cantidad de limón que queda en el producto final:

$$18250 - 12075 = 6175\ \text{Kg polvo limón/hr.} \\ (1260000\ \text{Kg/año}).$$

Al jugo de limón se le añaden, por cada parte de sólido que contiene, 3.6 partes de aditivo, así que la cantidad real de producto que se obtiene será:

$$1575 \times \frac{96.5}{100} = 1520 \text{ Kg polvo de limón/hr.}$$
$$1520 \times 3.6 = 5470 \text{ Kg aditivo/hr}$$
$$1575 + 5470 = 7045 \text{ Kg prod./hr (5635000 Kg/año).}$$

(Base seca)

#### B.- ESTIMACION DEL COSTO DEL EQUIPO:

Para conocer el costo del equipo se hizo uso de dos fuentes, en la primera se utilizaron los datos del costo del equipo instalado para el año de 1946 (40) y se actualizaron para 1960, utilizando el factor 1.77 (45).

La segunda fuente fue proporcionada por una casa comercial (46), con la que se conocía el costo neto del equipo para una capacidad determinada.

En el primer caso se encontró que la inversión requerida para evaporar una libra de agua por hora, en 1946, era de 19.00 dólares, o sea actualizado a 1960:

$$19 \times 1.77 = 34.00 \text{ dólares.}$$

Como el equipo que se requiere necesita tener una capacidad para evaporar 19400 libras de agua, se requiere la siguiente inversión:

$$19400 \times 34.00 \times 12.50 = 7\ 500\ 000.00 \text{ pesos}$$

La otra fuente indica que un equipo que evapore 1294 Kg de agua por hora, tiene un costo de 1\ 035\ 000.00 pesos (Dato proporcionado en

octubre de 1960).

Para conocer el costo neto de un equipo que evapore 9675 Kg agua/hr, se utilizará la siguiente fórmula: (32)

$$\left( \frac{c_M}{c} \right)^{0.7} = \frac{I_M}{I}$$

Donde:

$c_M$  y  $c$  = capacidades.

$I_M$  e  $I$  = inversiones.

$$\left( \frac{1295}{9675} \right)^{0.7} = \frac{1055000}{I}$$

$$I = 4\,450\,000.00 \text{ pesos.}$$

La diferencia entre las dos cifras anteriormente expuestas, se puede considerar como el costo de instalación correspondiente a este equipo.

### C.- ESTIMACION DEL COSTO DE LA OPERACION DEL SECADO:

#### Combustible.-

La eficiencia calorífica que se obtuvo experimentalmente en el secador de aspersión fue de 33%.

Así es que el combustible requerido para evaporar 9675 Kg de agua se calculará del siguiente modo:

$$9675 \times 0.33 = 2910 \text{ Kg gas (6402 lb gas).}$$

Asignando un precio al gas, de 55 centavos el kilogramo, el costo de 2910 Kg de combustible será de 1590.50 pesos (diario).

El costo de gas por kilogramo de producto obtenido es:

$$\frac{1590.50}{7045} = \$ 0.226 \text{ /Kg}$$

Si se utilizara un combustible más barato, como un combustóleo, cuyo precio sea de 20 centavos el kilo y con un poder calorífico de 11200 Kcal/Kg se tendría un consumo de:

$$2910 \times \frac{11200}{10900} = 3200 \text{ Kg/día}$$

Y con un costo de 650.00 pesos.

El costo de combustóleo por kilogramo de producto es:

$$\frac{650}{7045} = \$ 0.092 \text{ /Kg}$$

El ahorro que se tiene al usar un combustible más barato es de 0.15 pesos por kilogramo de producto.

#### Energía Eléctrica.-

Se sabe el dato que para evaporar una libra de agua por hora, se requieren 0.018 Kwh (40), en el caso particular que se está tratando se requiere:

$$19400 \times 0.018 = 348.3 \text{ Kwh.}$$

Considerando un precio medio de 20 centavos por kWh se tiene:

$$348.3 \times 0.2 = \$69.70 \quad /\text{día}$$

El costo de energía eléctrica por unidad de producto, será:

$$\begin{array}{r} 69.70 \\ \hline 7045 \end{array} = \$0.0099 \quad /\text{Kg}$$

Mano de obra.-

Se considera que el equipo lo operan dos obreros que perciben un sueldo de 25.00 pesos diarios, así que anualmente se gasta por este concepto 7500.00 pesos.

$$\begin{array}{r} 7500 \\ \hline 5636000 \end{array} = \$0.0013 \quad /\text{Kg prod.}$$

Mantenimiento.-

Para su valoración se considera como el 3% anual del costo de inversión.

$$\begin{array}{r} 7500000 \times 0.03 = \$225000 \quad /\text{año} \\ 225000 \\ \hline 5636000 \end{array} = \$0.0039 \quad /\text{Kg prod.}$$

Supervisión.-

Se encarga de la supervisión un ingeniero calificado al que se le pagan 3000.00 pesos al mes por concepto de salario así que anualmente se gastan 15000.00 pesos.

$$\frac{15000}{5636000} = \$0.0027 \text{ /Kg prod.}$$

Amortización.-

El equipo se amortizará en diez años. El costo anual por este renglón será:

$$7500000 \times 0.1 = \$750000 \text{ /año}$$

$$\frac{750000}{5636000} = \$0.133 \text{ /Kg prod.}$$

Seguros.-

Corresponden al 1% anual del capital de inversión, así que a un año corresponden 75 000.00 pesos.

$$\frac{75000}{5636000} = \$0.0133 \text{ /Kg prod.}$$

Intereses.-

Se consideran como el 10% del capital de inversión. Anualmente se tienen 750 000 pesos.

$$\frac{750000}{5636000} = \$0.133 \text{ /Kg prod.}$$

Aditivos.-

Por una parte de sólidos contenidos en el jugo de limón, se añaden 3.6 partes de azúcar cuyo precio es \$4.30 /Kg.

Anualmente se tiene un gasto de:

$$1260000 \times 3.6 \times 1.30 = \$5886300 \quad / \text{año}$$

Gasto de aditivo por unidad de producto:

$$1.30 \times \frac{3.6}{4.6} = \$1.02 \quad / \text{Kg prod.}$$



VII.- CONCLUSIONES.

1.- El jugo de limón es un producto delicado, que pierde su aroma por volatilización de sus componentes, por lo que en su tratamiento se deben observar las más bajas temperaturas posibles.

2.- Tanto el jugo natural, como el concentrado de limón, deben prevenirse contra oxidaciones con la ayuda de algún antioxidante.

3.- El jugo de limón necesita, para su secado, aditivos auxiliares, pues sin ellos no se obtiene más que un producto caramelooso, que además es difícil de redisolver.

4.- Los polvos obtenidos son altamente higroscópicos, El carbonato de magnesio no reduce la higroscopicidad, el fosfato tricálcico si lo reduce, pero muy ligeramente.

5.- La disolución de los polvos es fácil, excepto en los casos en que se utiliza metil celulosa, o carboxi-metil-celulosa, en los que se requiere calentar un poco para facilitarla.

6.- En cuanto a costos, los aditivos representan el renglón que más eleva el costo de producción, pues se añaden en una relación de 3 a 4 partes por cada parte de sólidos que contenga el jugo de limón.

7.- El combustible influye en un 40% en el costo de deshidratación exclusivamente, pero si se usa un combustible más barato, como un combustóleo, esta cantidad se abate en un 16%, pues el ahorro que se tiene por kilogramo de producto es de 15 centavos.

VIII.- APENDICE.

## I.- OPERACION DE EVAPORACION:

Para los cálculos en el proceso de evaporación se utilizaron los datos obtenidos en el experimento II-1.

### A.- Cantidad de agua evaporada:

Material alimentado:

$$1.0407 \times 67 = 69.7 \text{ Kg.}$$

$$\frac{69.7 \text{ Kg}}{85 \text{ min}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} = 49.21 \text{ Kg/hr,}$$

Material obtenido:

$$1.1208 \times 23.5 = 26.3 \text{ Kg.}$$

$$\frac{26.3 \text{ Kg}}{85 \text{ min}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} = 18.6 \text{ Kg/hr.}$$

Agua evaporada:

$$49.21 - 18.6 = 30.61 \text{ Kg/hr.}$$

### B.- Capacidad de evaporación:

$$\text{Capacidad de evaporación} = \frac{\text{Cantidad de agua evaporada}}{\text{Area de calentamiento}}$$

$$E = \frac{\Delta W}{A}$$

$$E = \frac{30.61}{0.16}$$

$$E = 191 \text{ Kg/hr m}^2$$

C.- Calor sensible para calentar el material

Material alimentado: 49.34 Kg/hr.

Concentración: 10.48%.

$$\text{Material seco alimentado} = \frac{49.21 \times 10.84}{100} = 5.3 \text{ Kg/hr.}$$

Calor específico: 0.274 cal/g °C.

$$q_S = m c_p \Delta t$$

$$q_S = 5.33 \times 0.274 (52-45).$$

$$q_S = 10.22 \text{ Kcal/hr.}$$

D.- Calor sensible para calentar el agua a la temperatura de vaporización:

Material alimentado: 49.21 Kg/hr.

Material seco alimentado: 5.33 Kg/hr.

Agua alimentada: 43.88 Kg/hr.

Calor específico: 1.000 cal/g °C.

$$q_A = m c_p \Delta t$$

$$q_A = 43.88 \times 1.000 (99-95).$$

$$q_A = 175.52 \text{ Kcal/hr.}$$

E.- Calor para vaporizar el agua:

Cantidad de agua evaporada: 30.61 Kg/hr

Calor latente de evaporación a 54°C (129.1°F):  
1020 BTU/lb

$$q_V = w \lambda_V$$

$$q_V = 30.61 \times 1020 \times \frac{1 \text{ Kcal}}{3.968 \text{ BTU}} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{1 \text{ Kg}}$$

$$q_V = 17\,340 \text{ Kcal/hr.}$$

F.- Calor total teórico:

$$Q_T = q_S + q_V + q_A.$$

$$Q_T = 10.22 + 17340 + 306.24.$$

$$Q_T = 17\,656.46 \text{ Kcal/hr.}$$

G.- Calor total dado al sistema:

Consumo de vapor: 50.4 Kg/hr (dato experimental)

Calor latente del vapor: 960 BTU/lb

$$Q_R = w \lambda_V.$$

$$Q_R = 50.4 \times 960 \times \frac{1}{3.968} \times 2.2.$$

$$Q_R = 26\,825.4 \text{ Kcal/hr.}$$

H.- Calor perdido en el sistema:

$$Q = Q_R - Q_T.$$

$$Q = 26825.4 - 17656.46.$$

$$Q = 9168.94 \text{ Kcal/hr.}$$

I.- Eficiencia térmica:

$$n = \frac{Q_T}{Q_R} \times 100$$

$$n = \frac{17656.46}{26825.4} \times 100$$

$$n = 65\%$$

Ahora bien, si se desea llegar a la concentración final obtenida en la práctica, pero en un solo paso, se hará el siguiente cálculo para conocer el área que requerirá el evaporador.

La concentración inicial del jugo es de 10% y la final es de 45%. Se trabaja a un vacío de 490 mm de mercurio (conaltencia al nivel : 585 mm de mercurio). La temperatura de alimentación de la solución al evaporador es de 45°C. El vapor alimentado a la chaqueta lleva una presión de 2.11 Kg/cm<sup>2</sup> manométricas (30 lb/pulg<sup>2</sup>).

Licor alimentado:  $W_0 = 45.24 \text{ Kg/hr.}$

Concentración inicial:  $c_0 = 0.1$

Concentración final:  $c_1 = 0.45$

Vacío:  $p = -490 \text{ mm de mercurio}$

Presión atmosférica:  $p_{atm} = 585 \text{ mm de mercurio}$   
(14.293 lb/pulg<sup>2</sup>).

Temperatura de alimentación:  $t_1 = 45^\circ\text{C}$  (89°F).

Presión de vapor:  $p_{vapor} = 2.11 \text{ Kg/cm}^2$   
(30 lb/pulg<sup>2</sup>).

La presión de trabajo será:



$$P_{\text{H}} = 585 - 490 = 95 \text{ mm mercurio.}$$

$$(3.74 \text{ pulg mercurio}).$$

La temperatura con la que sale el concentrado del evaporador es de  $52^{\circ}\text{C}$  y corresponde a la temperatura de ebullición, en estas condiciones.

En la carta de humedad se encuentra el siguiente calor latente para  $52^{\circ}\text{C}$ :

$$\lambda_{t_e} = 625 \text{ Kcal/Kg.}$$

Licor obtenido por hora:

$$W_f = \frac{W_o c_o}{c_f} = \frac{49.21 \times 0.1}{0.45}$$

$$W_f = 10.29 \text{ Kg/hr.}$$

Agua evaporada:

$$\Delta W = W_o - W_f .$$

$$\Delta W = 49.21 - 10.29 .$$

$$\Delta W = 38.92 \text{ Kg/hr.}$$

$$\frac{Q}{\theta} = W_o (1 - c_o) (t_e - t_a) + \Delta W \lambda_{t_e} \quad (43)$$

$$\frac{Q}{\theta} = 49.21 (1 - 0.1) (52 - 45) + 38.29 \times 625$$

$$\frac{Q}{\theta} = 24\,210 \text{ Kcal/hr.}$$

Cálculo del coeficiente de transmisión de calor:

$$U = \frac{Q/\theta}{A \Delta t_m} \quad (43).$$

La presión absoluta es:

$$p_{\text{abs}} = 11.293 + 30 = 41.3 \text{ lb/pulg}^2.$$

En las tablas de vapor se encuentra que a esta presión corresponde una temperatura del vapor de  $130^\circ\text{C}$  ( $267.7^\circ\text{F}$ ).

La diferencia de temperatura que se tiene a la entrada del licor en el evaporador y la del concentrado a la salida, es la siguiente:

$$\Delta t_1 = 130 - 45 = 85$$

$$\Delta t_2 = 130 - 52 = 78$$

$$\Delta t_m = \frac{85 + 78}{2} = 82^\circ\text{C}.$$

Generalmente el cálculo de esta temperatura se hace con la media logarítmica, pero como en este caso las temperaturas no difieren mucho, sin gran error se puede aplicar la media aritmética.

Sustituyendo valores en la ecuación de U:

$$U = \frac{17\ 650}{0.16 \times 82} = 1345 \text{ Kcal/m}^2 \text{ }^\circ\text{C hr.}$$

El área del evaporador será de:

$$A = \frac{Q/\theta}{U \Delta t_m} = \frac{24\ 210}{345 \times 82}$$

$$A = 0.82 \text{ m}^2.$$

## II.- OPERACION DE SECADO:

### A.- Flujo de aire:

El ventilador que se tiene en el secador de aspersión está acoplado directamente con un motor de velocidad constante, por lo que el flujo de aire a la salida, también es constante.

Los flujos de aire se midieron en rotámetros que están graduados en mililitros por minuto a una atmósfera de 70°F por lo que hay que hacer correcciones por presión y temperatura a la lectura tomada.

#### 1.- Salida de aire:

Flujo de aire del ventilador:

Los litros por minuto que salen por el ventilador, medidos en el rotámetro fueron 568Q.

La temperatura que llevaba el aire fue de 25°C (77°F).

Corrección por presión y temperatura:

$$\frac{565}{760} \times \frac{492}{573} = 0.705,$$

$$5680 \times 0.705 = 4000+ \text{ l/min (141.3 pie}^3\text{/hr).}$$

#### 2.- Entrada de aire:

Para determinar el flujo de gases de combustión, se utilizó el "wet-test-meter". Este aparato tiene una cámara, dentro de la cual hay un rotor cilíndrico formado por cuatro cubetas; cada cubeta recibe el gas por una ranura del

eje del rotor y lo descarga por un ducto estrecho, paralelo al eje en el borde externo del rotor. El rotor está sumergido en agua hasta un nivel ligeramente superior a su eje. El gas por medirse burbujea en la cubeta y la levanta hasta que su ranura de descarga emerge del agua, en este momento el gas burbujea en la cubeta siguiente para levantarla posteriormente. El gas abandona la caja del contador por un orificio situado en la parte superior. El eje del rotor mueve un sistema de engranes indicadores del volumen que ha circulado por el contador, la temperatura y presión atmosférica.

En la siguiente tabla se muestran los datos obtenidos durante la prueba.

TABLA IX -- DAPOS OBTENIDOS CON EL WET-TEST-METER.

TEMPERATURA (Wet-test-meter). (°F)	PRESSION (Wet-test-meter). (mm mercurio)	VOLUMEN GAS. (plo.)	TIEMPO. (seg.)	TEMPERATURA ENTRADA AIRE AL SECADOR (°C)	ALTURA MANOMETRO. (mm agua)
76.5	15	5	2.75	20	11
76.5	15	5	2.82	20	11
76.5	15	5	2.90	20	11
76.5	15	5	2.97	20	11

Tiempo medio:

$$\frac{2.75 + 2.82 + 2.90 + 2.97}{4} = 2.85 \text{ seg.}$$

Corrección del volumen por presión y temperatura:

$$V = \frac{600}{760} \times \frac{492}{536.5} \times 5$$

$$V = 0.789 \times 0.917 \times 5$$

$$V = 3.617 \text{ pie}^3.$$

Flujo de gas:

$$F = \frac{3.617 \times 60}{2.85} = \frac{217.02}{2.85}$$

$$F = 76 \text{ pie}^3/\text{min}.$$

Se dejaron abiertas dos mirillas inferiores con objeto de bajar la temperatura de salida de los gases. El flujo corregido por presión y temperatura que se midió en el rotámetro en cada una de las mirillas fue de 215 l/min.

Por diferencia se determinó el aire que entra por la parte inferior del quemador:

$$4004 - (430 + 2150) = 1424 \text{ l/min}.$$

Resumen de los datos obtenidos:

Entrada de aire:

Dos mirillas: 430 l/min (15 pie<sup>3</sup>/min).

Parte inferior del quemador: 1424 l/min.

(50.3 pie<sup>3</sup>/min).

Gases combustibles: 2150 l/min (76 pie<sup>3</sup>/min).

Salida de aire:

Ventilador: 4004 l/min (141.3 pie<sup>3</sup>/min).

## B.- Agua evaporada:

Para los cálculos se tomaron los datos obtenidos en la corrida 19, por ser esta una corrida en la que se tuvo el mejor control durante la operación.

Humedad del material secado: 3.43.

Densidad de la solución alimentaria: 1.1528.

Licor alimentado: 2.34 l/hr (0.619 l/min).

Concentración del licor: 48.7%.

Agua evaporada por 100 g de licor alimentado: 37.9 g (0.083 lb).

Agua evaporada por hora: 886.0 g (1.949 lb).

Agua no evaporada por hora: 99 g (0.473 lb).

Sólidos alimentados por hora (base seca): 1373 g (3.02 lb).

## C.- Balace de calor:

El balance de calor determina la eficiencia y capacidad de un secador, ya que no solo indica el calor que se suministra, sino que también el que se aprovecha para efectuar el secado y el que se pierde en el proceso.

Los cálculos se realizan con los siguientes:

$t_1$  = Temperatura de entrada de los gases,  $50^{\circ}\text{C}$  ( $122^{\circ}\text{F}$ ).

$t_2$  = Temperatura de salida de los gases,  $5^{\circ}\text{C}$  ( $33^{\circ}\text{F}$ ).

- $t_3$  = Temperatura de salida de los gases,  $64^{\circ}\text{C}$  ( $86^{\circ}\text{F}$ ).
- $t_4$  = Temperatura del bulbo húmedo a la entrada del aire,  $20^{\circ}\text{C}$  ( $68^{\circ}\text{F}$ ).
- $t_1$  = Temperatura del bulbo seco a la entrada del aire,  $30^{\circ}\text{C}$  ( $86^{\circ}\text{F}$ ).
- $t_5$  = Temperatura de alimentación del licor,  $20^{\circ}\text{C}$  ( $68^{\circ}\text{F}$ ).
- $t_6$  = Temperatura de rocío a la entrada del aire,  $16^{\circ}\text{C}$  ( $61^{\circ}\text{F}$ ).  
 (Dato obtenido en la carta de humedad).
- $t_7$  = Temperatura del bulbo húmedo de los gases calientes,  $36^{\circ}\text{C}$  ( $97^{\circ}\text{F}$ ).
- $L$  = Calor latente de evaporación a  $t_7$ ,  $0.57$  Kcal/g ( $1030$  BTU/lb)  
 (Dato de la carta de humedad).
- $H_1$  = Humedad del aire a la entrada,  $0.015$  g de agua/g de aire seco  
 (Dato obtenido en la carta de humedad).
- $c_{F1}$  = Calor específico del líquido del licor,  $0.998$  cal/g  $^{\circ}\text{C}$  (Dato aproximado).
- $c_{PS}$  = Calor específico del sólido del licor,  $0.274$  cal/g  $^{\circ}\text{C}$  (Dato aproximado).
- $c_{Pa}$  = Calor específico del aire,  $0.24$  cal/g  $^{\circ}\text{C}$ .
- $c_{PA}$  = Calor específico del vapor de agua,  $0.48$  cal/g  $^{\circ}\text{C}$ .

V = Volumen de la cámara,  $0.34 \text{ m}^3 (12.33 \text{ pie}^3)$

S = Sólidos alimentados por hora, 1375 g  
(3.02 lb)

$W_1$  = Cantidad de agua alimentada por hora,  
966 g (2.12 lb)

$W_2$  = Cantidad de agua evaporada por hora, 866g  
(1.949 lb)

$W_3$  = Cantidad de agua no evaporada por hora,  
79 g (0.173 lb)

Flujo total de aire, 4004 l/min ( $141.3 \text{ pie}^3/\text{min}$ )

Flujo de entrada de gases calientes, 2150 l/min  
( $76 \text{ pie}^3/\text{min}$ )

Flujo de otras entradas, 1854 l/min ( $65.3 \text{ pie}^3/\text{min}$ )

#### 1.- Entrada de calor:

Cálculo del calor de combustión del gas combustible:

El gas usado fue una mezcla de 30% de propano y 70% de butano.

En las tablas del "Journal of American Gases", se encuentra que a  $15.5^\circ\text{C}$  ( $60^\circ\text{F}$ ) y 760 mm de mercurio (30 pulg), el butano tiene un calor de combustión neto de 10870 Kcal/Kg (19 606 BTU/lb) y el propano 11000 Kcal/Kg (19834 BTU/lb)

El peso molecular medio de un Kg-mol de combustible será:

$$0.7 \times 58 = 40.6$$



$$0.3 \times 44 = 13.2$$

$$40.6 + 13.2 = 53.8 \text{ Kg/Kg-mol}$$

Poder calorífico:

$$40.6 \times 10870 = 442000 \text{ Kcal/Kg-mol}$$

$$13.2 \times 11000 = 145000 \text{ Kcal/Kg-mol}$$

$$\underline{\hspace{10em}} \\ 587000 \text{ Kcal/Kg-mol}$$

El poder calorífico también se puede expresar del siguiente modo:

$$\text{P.C.} = \frac{587000}{53.8} = 10900 \text{ Kcal/Kg (19620 BTU/lb)}$$

Para medir la presión que llevaba el gas por quemar se colocó en la línea un manómetro inclinado, que formaba con la horizontal un ángulo de  $30^\circ$ . El líquido contenido en el manómetro era alcohol butílico.

La diferencia de alturas entre las dos ramas del manómetro fue de 32 mm, el peso específico del alcohol es  $0.7963 \text{ g/cm}^3$ .

La diferencia de alturas real, que corresponde a la tomada verticalmente será:

$$h = 32 \text{ sen } 30^\circ = 16 \text{ mm de alcohol.}$$

Para transformar esta altura a milímetros de agua, se utiliza la siguiente fórmula: (36)

$$h \text{ D} = h_1 \text{ D}_1$$

Donde:

$h$  y  $h_1$  = alturas

$D$  y  $D_1$  = densidades.

$$h_1 = \frac{h D}{D_1} = \frac{16 \times 0.7963}{1}$$

$$h_1 = 11 \text{ mm de agua (0.0347 pie de agua).}$$

La presión del gas en la línea fue de:

$$p = D_1 h_1 = 62.3 \times 0.0347$$

$$p = 2.16 \text{ lb/pie}^2.$$

Peso específico del gas:

$$D_g = \frac{p \times P.M.}{R \times T} = \frac{2.16 \times 53.6}{1543(460+73.5)}$$

$$D_g = 0.000141 \text{ lb/pie}^3.$$

La cantidad de combustible quemado, en lb/hr será:

$$M = F D_g$$

$$M = 76 \frac{\text{pie}^3}{\text{min}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} \times 0.000141 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

$$M = 0.648 \text{ lb/hr (0.294 Kg/hr).}$$

Calor que cede el combustible:

$$Q_1 = M \times P.C. = 0.648 \times 19620$$

$$Q_1 = 12764 \text{ BTU/hr.}$$

2. Pérdidas de calor:

a.- Calor suministrado al líquido alimentado:

$$S e_{F_1} (1 - T_1) = \text{Calor sensible suministrado a los sólidos alimentados en el}$$

licor, de la temperatura de alimentación a la temperatura de evaporación.

$W_1 c_p (t_7 - t_5) =$  Calor sensible suministrado al agua alimentada en el licor, de la temperatura de alimentación a la temperatura de evaporación.

$$Q_2 = (S c_{p1} + W_1 c_p) (t_7 - t_5)$$

$$Q_2 = (3.02 \times 0.998 + 2.12 \times 1) (97 - 68)$$

$$Q_2 = 149 \text{ BTU/hr}$$

b.- Calor de la evaporación:

La evaporación del agua del licor comprende los siguientes calores:

$W_2 L =$  Calor latente de evaporación.

$W_2 c_{pA} (t_3 - t_7) =$  Calor de sobrecalentamiento del agua, de la temperatura de evaporación a la temperatura de salida de la cámara.

$W_3 c_p (t_3 - t_7) =$  Calor sensible del agua no evaporada, de la temperatura de evaporación a la temperatura de salida de la cámara.

$S c_{pS} (t_3 - t_7) =$  Calor sensible del sólido del licor, de la temperatura de evaporación a la temperatura de salida de la cámara.

$$Q_3 = (W_2 c_{pA} + W_3 c_p + S c_{pS}) (t_3 - t_7) + W_2 L.$$

$$Q_3 = (1.949 \times 0.48 + 0.173 \times 1 + 3.02 \times 0.274) \\ (147.2 - 97) + 1.949 \times 1030$$

$$Q_3 = 2008 \text{ BTU/hr}$$

c.- Calor de sobrecalentamiento del aire frío que entra:

Las ecuaciones que expresan esta transmisión de calor son:

$$W_4 c_{p_a} (t_3 - t_1) = \text{Calor sensible del aire frío seco que entra en la cámara, de la temperatura base a la temperatura de salida de la cámara.}$$

$$W_5 c_{p_A} (t_3 - t_1) = \text{Calor sensible del agua del aire frío que entra en la cámara, de la temperatura base a la de salida de la cámara.}$$

$$Q_4 = (W_4 c_{p_a} + W_5 c_{p_A}) (t_3 - t_1)$$

Para calcular el peso por hora de aire frío y el agua que lleva, se tiene que determinar el peso específico del aire húmedo que entra al secador.

Para el caso, se hace uso de la siguiente fórmula corregida por presión y temperatura:

(37)

$$D = D_0 \frac{T}{T_0} \frac{P}{P_0}$$

En donde:

$D_0$  = Peso específico del aire en condiciones normales: 1.2929 g/l

$T_0$  = Temperatura normal en grados absolutos:  
273.13° K.

$T$  = Temperatura del bulbo húmedo:  
30°C.

$P_0$  = Presión en condiciones normales: 760 mm de mercurio.

$P$  = Presión en condiciones de trabajo, corregida por la presión del vapor de agua.

$$P = B - 0.3783 e.$$

$B$  = Presión barométrica en mm.

$e$  = Presión del vapor de agua, en mm.

En las tablas de "Densidad de aire húmedo" (37), se encuentra el siguiente valor para 30°C en la primera tabla

$$1.2929 \times \frac{273.13}{T} = 1.1649.$$

En la segunda tabla, se encuentra para 16°C del bulbo húmedo un valor de:  $0.3783 e = 5$

Por último en la tercera tabla se tiene:

$$\frac{B - 0.3783 e}{760} = 0.78316.$$

Por consiguiente:

$$D_A = 1.1649 \times 0.78316.$$

$$D_A = 0.9122 \text{ g/l (0.0532 lb/pie}^3\text{)}.$$

Como además se sabe que la cantidad de aire que entra son 65.3 pie<sup>3</sup>/min. se tienen ya todos los datos para proseguir el cálculo.

$$65.3 \times 0.0532 \times 60 = 208.43 \text{ lb aire húmedo/hr.}$$

$$W_5 = 208.43 \times 0.015 = 3.13 \text{ lb agua/hr.}$$

$$W_L = 208.43 - 3.13 = 205.30 \text{ lb aire seco/hr.}$$

Por lo tanto:

$$Q_{L2} = (205.30 \times 0.24 + 3.13 \times 0.9)(41 - 72)$$

$$Q_{L2} = 3,057 \text{ BTU/hr.}$$

4.- Calor que sale a la atmósfera:

El producto seco obtenido, el agua evaporada y el aire salen a una temperatura más alta que la ambiente. Este calor perdido comprende las siguientes correcciones:

$$S \times c_{PS} (t_3 - t_a) = \text{Calor sensible del sólido seco.}$$

$$W_3 \times c_p (t_3 - t_a) = \text{Calor sensible del agua no evaporada.}$$

$$(W_2 + W_3 + W_4) \times c_{PA} (t_3 - t_a) = \text{Calor sensible del agua evaporada y del agua contenida en el aire.}$$

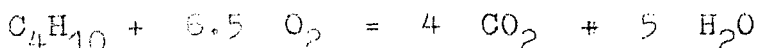
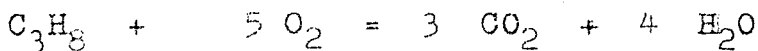
$$(W_{L1} + W_{L2}) \times c_{PA} (t_3 - t_a) = \text{Calor sensible del agua líquida.}$$

$$Q_S = \left[ D \times c_{PS} + W_3 \times c_p + (W_2 + W_3 + W_4) \times c_{PA} + (W_{L1} + W_{L2}) \times c_{PA} \right] (t_3 - t_a)$$

Para este cálculo se necesitan saber la cant

tividad de aire y el agua que se produce con la combustión del gas.

La composición del gas usado fue 70% de propano y 30% de butano; en su combustión se producen las siguientes reacciones:



$$\begin{aligned} \text{Oxígeno} &= 5 \times 0.7 + 6.5 \times 0.3 \\ &= 5.45 \text{ Kg-mol/Kg-mol gas natural.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Aire} &= \frac{5.45}{0.21} \\ &= 25.95 \text{ Kg-mol/Kg-mol gas natural.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Nitrógeno} &= 25.95 - 5.45 \\ &= 20.5 \text{ Kg-mol.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dióxido de} &= 3 \times 0.7 + 4 \times 0.3 \\ \text{carbono} &= 3.3 \text{ Kg-mol.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Agua} &= 4 \times 0.7 + 5 \times 0.3 \\ &= 5.2 \text{ Kg-mol.} \end{aligned}$$

La humedad del aire es 0.0157 Kg agua / Kg de aire seco.

$$H = \frac{0.0157 \times 28.84}{18.02}$$

$$H = 0.0252 \text{ Kg-mol agua/Kg-mol aire seco.}$$

Agua que lleva el aire necesario para la combustión.

$$\text{Agua} = 25.95 \times 0.0252 = 0.653 \text{ Kg-mol.}$$

Composición de los gases:

$$\begin{array}{rcl} \text{Dióxido de carbono} & = & 3.3 \\ \text{Agua} = 5.2 + 0.653 & = & 5.853 \\ \text{Nitrógeno} & = & 20.5 \\ & & \hline & & 29.653 \end{array}$$

Se tienen los siguientes calores específicos:

$$c_{p_1} = 7.0 \text{ Kcal/Kg-mol } ^\circ\text{C.}$$

$$c_{p_2} = 7.15 \text{ Kcal/Kg-mol } ^\circ\text{C.}$$

$$c_{p_3} = 8.1 \text{ Kcal/Kg-mol } ^\circ\text{C.}$$

$$c_{p_4} = 9.7 \text{ Kcal/Kg-mol } ^\circ\text{C.}$$

$$c_{p_5} = 7.0 \text{ Kcal/Kg-mol } ^\circ\text{C.}$$

$$\begin{aligned} S &= 7.0 + 8.1 \times 0.0257 \\ &= 7.204 \text{ Kcal/Kg-mol } ^\circ\text{C aire seco.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_c &= n_4 c_{p_4} (t_1 - t_0) + n_3 c_{p_3} (t_1 - t_0) + \\ &\quad n_1 c_{p_1} (t_1 - t_0) + n_{AS} S (t_1 - t_0). \end{aligned}$$

Donde:

$\Delta H_c$  = Poder calorífico del combustible.

$c_{p_1}$  = Calor específico del nitrógeno.

$c_{p_2}$  = Calor específico del oxígeno.



$c_{p3}$  = Calor específico del agua.

$c_{p4}$  = Calor específico del bióxido de carbono.

$c_{p5}$  = Calor específico del aire.

$n_1$  = Número de moles de nitrógeno.

$n_2$  = Número de moles de oxígeno.

$n_3$  = Número de moles de agua.

$n_4$  = Número de moles de bióxido de carbono.

$n_{AS}$  = Número de moles de aire seco.

Por lo tanto:

$$n_{AS} = \frac{\Delta H_c - (n_4 c_{p4} + n_3 c_{p3} + n_1 c_{p1})(t_1 - t_0)}{S (t_1 - t_0)}$$

$$\Delta H_c = 587\,000 \text{ Kcal/Kg-mol.}$$

$$n_{AS} = \frac{587000 \times 0.7 - (3.3 \times 9.7 + 5.85 \times 8.1 + 20.5 \times 7)(150 - 20)}{7.204(150 - 20)}$$

$$n_{AS} = 407 \text{ Kg-mol aire seco/Kg-mol combustible.}$$

$$= 407 \times \frac{28.84}{53.8}$$

$$= 218 \text{ Kg aire /Kg combustible.}$$

$$n_3 = 407 \times 0.252$$

$$= 102.45 \text{ Kg-mol agua/Kg-mol combustible.}$$

$$n_3 = 10.25 \times \frac{18.02}{53.8}$$

$$= 3.43 \text{ Kg agua/Kg combustible.}$$

Además se sabe que se queman 0.648 libras de combustible por hora, por consiguiente:

$$W_6 = 0.648 \times 215 = 142 \text{ lb aire/hr.}$$

$$W_7 = 0.648 \times 3.43 = 2.22 \text{ lb agua/hr.}$$

Sustituyendo en la ecuación de  $Q_5$ :

$$Q_5 = 3.02 \times 0.274 + 0.173 \times 1 + (1.945 + 2.22 + 2.21) 0.48 + (205.31 + 142) 0.24 (147 - 86)$$

$$Q_5 = 5330 \text{ BTU/hr.}$$

#### D.- Cálculo de eficiencia:

Datos:

Combustible quemado: 0.294 Kg/hr.

Agua evaporada: 0.886 Kg/hr.

$$\frac{0.294}{0.886}$$

$$= 0.33 \text{ Kg combustible/Kg agua evaporada.}$$

Eficiencia calorífica = 33%.

Con el volumen de la cámara de secado, se pueden obtener los siguientes datos:

$$\frac{0.886}{0.34}$$

$$= 2.61 \text{ Kg agua evaporada/m}^3 \text{ de cámara.}$$

$$\frac{2008}{0.34}$$

$$= 5930 \text{ BTU calor transmitido/m}^3 \text{ de cámara.}$$

IX.- BIBLIOGRAFIA.

## BIBLIOGRAFIA ESPECIAL:

- 1.- Bravermann, J.B. ,  
Citrus Products, Chemical Composition and  
Chemical Technology,  
Interscience Publishers Inc,  
Nueva York, 1949.
- 2.- Catálogo de evaporador Luwa,  
Luwa Ag Zürich.
- 3.- Catálogo del Secador de Aspersión Bowen,  
Bowen Engineering Inc, North Branch, N.J.
- 4.- Cruess, W.V. ,  
Drying Apparatus Food, 3a. Ed. ,  
Mc Graw Hill Book Co, Nueva York , 1948.
- 5.- Dlouhy, J. y Gauvin, W.H. ,  
Heat and Mass Transfer in Spray Drying,  
A.I.Ch.E. Journal 6, I, 29 (1960).
- 6.- Fan Engineering,  
5a ed, Buffalo Force Co, Buffalo, 1914.
- 7.- Fox, H. ,  
The American Citrus Concentrate Industry,  
Food '92, (Marzo 1954).

- 9.- Hendrickson, R. y Kesterson, J.W.,  
Citrus By-products of Florida,  
Boletín 487, Dic. 1951. Agricultural Expe-  
riment Station, Gainesville Florida.
- 10.- Kilburn, R.W. ,  
The Taste of Citrus Juices,  
Florida State Horticultural Society 251,  
(1958).
- 11.- Kirk, O.,  
Food Analysis, 6, 795-803, 818-824, 830,  
Interscience Publishers Inc,  
Nueva York, 1947.
- 12.- Manley, G.C.,  
Lemon Concentrate,  
Food Technology, pag 38, (Enero 1955).
- 13.- Moore, E.L. y Atkins, C.D.,  
The Concentration and Drying of citrus  
juices, Proc. Inst, Food Tech, 1960, (1945)
- 14.- Micellaneous Publication No. 548,  
U.S. Department of Agriculture.
- 15.- Patentes:  
E.U.A. 2,508,681.  
E.U.A. 2,732,008.  
E.U.A. 2,816,039.  
E.U.A. 2,896,278.  
E.U.A. 2,567,038.  
E.U.A. 2,808,796.

- 16.- Pruthi, J.S. ,  
Physico-Chemical Changes in Lemon Concentrate During Commercial Scale Vacuum Concentration,  
Food Sci, pag. 39, (Febrero 1959).
- 17.- Reaevel, J.A. ,  
Concentration of Citrus Juices and Drying of Fruits,  
Chem and Ind, 3, 618, (julio 1937).
- 18.- Schroeder, A.L. y Cotton, R.H. ,  
Dehydration of Orange Juice,  
Ind. and Eng. Chem. 40, 803-7, (1948).
- 19.- Stevens, J.W. y Baier, W.E. ,  
Dehydrated Orangeade by a Two-stage Process, Food Tech, 5, 179-81, (1951).
- 20.- Tressler, D.K. ,  
Dehydration of Fruits and Vegetables,  
Food Tech., 10, 119, (1956).
- 21.- Tressler, D.K. y Joslyn, M.A. ,  
Fruit and Vegetables Juices, 229,  
Avi Pub Co., Nueva York, 1954.
- 22.- Tressler, D.K. y Joslyn, M.A. ,  
Fruit and Vegetable Juice Production, 452,  
Avi Pub Co, Nueva York, 1954.
- 23.- Veldhuis, M.K., Scott, W.C. y Griffiths, F,  
Freeze Concentration,  
Food Tech 9, 198, (1955).
- 24.- Verdejo Vivas, G.,  
Aditivos Quimicos Internacionales de los Alimentos, Farmacia Viva, 555, (Año XX).

- 25.- Von Loesecke, H.W.,  
Drying and Dehydration of Foods,  
Reinhold Publishing Corp, 2a Ed.,  
Nueva York, 1955 .
- 26.- Winton, A.L.,  
Analysis of Foods, pag 575,  
J. Wiley Sons. Inc., Nueva York, 1954.
- 27.- Winton, A.L. ,  
Analysis of Foods, pag 623,  
J. Wiley Sons. Inc., Nueva York, 1954.
- 28.- Mod. Chem Proc: 1, 210,  
Reinhold Publishing Co., 1950.
- 29.- Council of Scientific and Industrial  
Research, Indian 49, 500, Mayo 4, 1955.
- 30.- Journal of Chemical Education, 34, 10, 513  
1957 .
- 31.- Fruit Juices Desicated by New Process Have  
Improved Keeping Qualities,  
Food Ind. 22, 121, 2128, 1950 .

#### BIBLIOGRAFIA GENERAL:

- 32.- Aries, R.S. y Newton, R.D.,  
Chemical Engineering Cost Estimation, pag6,  
Mc Graw Hill Book Co. Inc.,  
Nueva York, 1955.
- 33.- Brown, G.M. ,  
Operaciones Básicas de la Ingeniería Quími-  
ca, Manuel Marín y Cía., Barcelona, 1958.

- 34.- Charlesworth, D.H. y Marshall, W.R.,  
Evaporation from drops containing dissolved  
solids, A.I.Ch.E. Journal I, 6, 9-23(1960).
- 35.- Coulson, J.M. y Richardson, J.F.,  
Chemical Engineering I, 815,  
Mac Graw Hill, Nueva York, 1954.
- 36.- Fairnes, V.H.,  
Applied Thermodynamics,  
The Mac Millan Co, Nueva York, 1947.
- 37.- Hodgman, Ch. D.,  
Handbook of Chemistry and Physics, 1965,  
36a E, Chemical Rubber Pub Co, Cleveland,  
Ohio, 1954-1955.
- 38.- Jones, E.C.,  
Instrument Technology I, 115,  
Butterworths Publications Ltd 88, Kingsway,  
London 1957.
- 39.- Marshall, W.R. y Seltzer, R.,  
Principles of Spray Drying,  
Chem. Eng. Prog. 46, 10, 501, (1950).
- 40.- Perry, J.H.,  
Chemical Engineers Handbook, pag 847,  
3a 23, Mac Graw Hill Book Co., N.Y, 1950.
- 41.- Stearns, J.F.,  
Flow Measurments with orifice meters,  
Van Nostrand Co. Inc., Nueva York, 1951.
- 42.- Ursino A.,  
2o. Curso de Ingeniería química,  
Editorial Ciencias químicas, México, 1950.



- 43.- Urbina F.,  
Apuntes de clase, Facultad de Química  
Berzelius, México 1958.
- 44.- Walker, H.W.,  
Principles of Chemical Engineering,  
3a Ed., Mac Graw Hill Book Co. Inc.,  
Nueva York, 1937.
- 45.- Chem. Eng., 4, pag. 149,  
Abril 1980.
- 46.- Información proporcionada por la casa  
Mojonnier, Nueva York.