

69  
2ej!



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

EVALUACION ECONOMICA DE UNA PLANTA PILOTO  
PARA EL SECADO POR ESPUMA DE  
JUGO DE JITOMATE

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

**INGENIERA QUIMICA**

P R E S E N T A :

**MARCELA GUADALUPE GARMENDIA GUERRERO**

MEXICO, D. F.



1998

EXAMENES PROFESIONALES  
FAC. DE QUIMICA

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

263849.



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.

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE.


PRESIDENTE.	PROF. EDUARDO ROJO Y DEL REGIL
VOCAL	PROFA. MA. DEL CARMEN DURÁN DOMÍNGUEZ
SECRETARIO	PROFA. ZOILA NIETO VILLALOBOS
1er. SUPLENTE.	PROF. CELESTINO MONTIEL MALDONADO
2º SUPLENTE	PROFA. HILDA ELIZABETH CALDERÓN VILLAGÓMEZ

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

DEPARTAMENTO DE ALIMENTOS Y BIOTECNOLOGÍA  
DE LA FACULTAD DE QUIMICA UNAM

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUSTENTANTE:

MARCELA GUADALUPE GARMENDIA GUERRERO



NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL ASESOR DEL TEMA.

PROFA. DRA. CARMEN DURAN DE BAZÚA



## DEDICATORIA

A MIS PADRES POR SU APOYO Y ENTREGA INCONDICIONAL.

A LA DOCTORA CARMEN DURAN DE BAZÚA POR SU VALIOSA COLABORACIÓN Y DIRECCIÓN EN LA ELABORACIÓN DEL PRESENTE TRABAJO.

A TODAS AQUELLAS PERSONAS QUE DE ALGUNA FORMA CONTRIBUYERON PARA MI FORMACIÓN PROFESIONAL.

## ÍNDICE

### RESUMEN

### CAPITULO 1. INTRODUCCIÓN

### CAPÍTULO 2. BASES TEÓRICAS PARA EL DISEÑO DE EQUIPO DE DESHIDRATACIÓN

#### 2.1. Método de secado

#### 2.2. Teoría general del secado

#### 2.3. Tipo de secadores

I. Secadores intermitentes

II. Secadores continuos

#### 2.4. Equipos empleados

I. Secado por aire caliente

II. Secado por contacto con una superficie caliente

III. Secado por aplicación de energía

IV. Secado por congelación y sublimación (liofilización)

V. Secado empleando combinación de los anteriores

A) Secado por inflado

B) Secado por formación de lechos de espumas

I). Aspersión

II). Charolas o bandas

### CAPÍTULO 3. CRITERIOS USADOS PARA SELECCIONAR EL TIPO DE SECADO

### CAPÍTULO 4. LOCALIZACIÓN DE LOS POSIBLES CENTROS DE PROCESAMIENTO

## **CAPÍTULO 5. ESTRUCTURACIÓN DEL PROCESO**

## **CAPÍTULO 6. ANÁLISIS DEL PROCESO**

- 6.1. Operaciones unitarias
  - 6.1.1. Concentración del jugo
    - a) Bases teóricas de la evaporación
    - b) Tipos de evaporadores
  - 6.1.2. Formación de espumas estables
  - 6.1.3. Deshidratación o secado
  - 6.1.4. Densificación u hojuelado
- 6.2. Equipo seleccionado para cada operación unitaria
  - 6.2.1. Evaporación
  - 6.2.2. Espumado
  - 6.2.3. Secado

## **CAPÍTULO 7. EVALUACIÓN ECONÓMICA**

## **CAPÍTULO 8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

### **BIBLIOGRAFÍA**

### **ÍNDICE DE TABLAS**

### **ÍNDICE DE FIGURAS**

### **NOMENCLATURA**

**APÉNDICE I.** Cálculo del costo del equipo adquirido

**APÉNDICE II.** Cálculo de los servicios necesarios de la planta

## RESUMEN

Se tomó un proceso de secado de productos hortofrutícolas en fase pastosa, probado a nivel de laboratorio, que se basa en el aumento del área superficial formando espumas estables para minimizar daños físicos y químicos y aumentar la rapidez de secado con objeto de verificar su viabilidad económica. El costo del proceso completo incluyendo la "extracción del jugo", su concentración por evaporación y el secado y empaque es de \$24.00/kg. El tiempo de recuperación del capital invertido es de tres años y medio considerando una planta de 440 T/año de jitomate fresco.

## CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN

El origen de este trabajo fue debido al problema que existe en diversos cultivos del país por la pérdida de frutas y verduras, debido a la falta de almacenamiento, transportación e industrialización oportuna, antes de que estos productos entren a la etapa de descomposición, provocando pérdidas considerables de materia prima después de su recolección.

El objetivo principal de este trabajo es el de solucionar desde el punto de vista técnico y económico dicho problema.

Se presenta el análisis económico para evaluar la viabilidad de producir jugos de frutas y verduras deshidratadas fácilmente reconstituibles, en especial el jitomate.

Uno de los métodos para evitar esa descomposición de las frutas frescas sería la construcción de bodegas de refrigeración; tomando en cuenta las condiciones óptimas para el buen almacenamiento, pero esto ocasionaría demasiado gasto y poco beneficio ya que sería alargar por pocos días el buen estado de frutas y verduras.

Se encontró en la literatura que hay un procedimiento para controlar, la maduración del fruto (Mapson, 1965). Está basado en el principio de que una atmósfera pobre en  $O_2$  y con abundancia de  $CO_2$  inhibe la producción del etileno en el fruto, que es el que inicia el proceso de maduración. Este proceso se encuentra



asociado con muchos cambios físicos y químicos en los productos hortofrutícolas que pueden ser: ablandamiento, coloración y pérdida de clorofila.

Este retraso en la maduración es debida a tres procesos fisiológicos que son: a) se mantienen condiciones en el tejido que evita la iniciación de un ritmo acelerado de producción de etileno, b) se limita el ritmo de esta síntesis, c) aumenta el umbral de sensibilidad, que todos los frutos poseen, del tejido al etileno.

Por lo dicho anteriormente convendría construir una bodega en que la atmósfera estuviera pobre en  $O_2$  y más aún, lo ideal sería que fuera en total ausencia, pero se ocasionaría un daño fisiológico al fruto si se le mantuviere así por largo tiempo.

En la tabla I se presentan los resultados de contenido interno de etileno en ppm y el umbral para la acción del etileno en varios frutos.

En la figura 1 se muestra que aún en los plátanos muy verdes si se mantiene en atmósfera que sólo contenga de 3 a 5% de  $O_2$ , y se suministra etileno exógeno en concentraciones fisiológicas de 1-2 ppm, se estimula la síntesis del etileno endógeno y el fruto madura a pesar de la poca cantidad de  $O_2$ .

El acondicionamiento de la bodega ocasionaría gastos que redundan en el precio del producto y lo que se busca es abatir dicho precio, para que el producto esté al alcance de la mayoría de la población; por este motivo fueron descartadas las

posibilidades de la construcción de las anteriormente mencionadas bodegas y se continuó buscando otro medio de conservación de las frutas y verduras.

Tomando en cuenta que del total de la producción en el país, correspondiente a frutas y verduras; una parte se utiliza para consumirse como producto fresco y el resto como producto ya industrializado, se tiene que para esta industrialización se pueden escoger dos posibilidades: a) llegar a productos parcialmente hidratados como son los purés, néctares, salsas y jugos o b) productos totalmente deshidratados entre los cuales se encuentran los jugos reconstituibles.

Entre estas dos posibilidades se escogió la de deshidratación total ya que se estudiaron las ventajas que proporciona, como son: disminución de peso y volumen, ahorros en el costo de transportación, envases y almacenamiento.

Con este método se trata de obtener un producto que al ser rehidratado sea muy parecido o casi indistinguible al material original que se empleó para producirlo. Por tal motivo se tomaron de la literatura varios métodos para la obtención de polvos de jugos de frutas de alta calidad y se escogió el que presentaba más facilidades de adaptación a las condiciones del campo mexicano.

El proceso presentado es el resultado de llevar a cabo el análisis del equipo que se puede utilizar en cada una de las operaciones unitarias.

Este proceso se dividió en tres operaciones fundamentales, comunes a todos los productos. Estas son: evaporación, obtención de una espuma usando un estabilizador comestible para que los jugos la formen; secado y como operación opcional dependiendo de la densidad de los cristales, sería la operación de hojuelado del producto.

Para llevar a cabo la operación de evaporación se seleccionó un evaporador de placas de simple efecto.

Para el proceso de espumados de los jugos se seleccionó como equipo un tanque de mezclado con un agitador de turbina. El estabilizador puede ser metilcelulosa ( 1% de sólidos solubles).

Para efectuar la operación de secado se seleccionará un secador de charolas continuo de acero inoxidable, por donde circula aire previamente calentado, obteniéndose un producto con una humedad del 3%.

La operación de hojuelado, como se dijo anteriormente, es una operación opcional que se lleva a cabo cuando la densidad de los cristales es baja, menor a  $0.5\text{g/cm}^3$ , debiéndose usar dos rodillos de acero, los cuales aplican una fuerza de aproximadamente 3,000 lb.

Ya habiendo seleccionado el equipo correcto desde el punto de vista de ingeniería, se procedió a la evaluación económica en base al costo de éste y tomando como precio por kg de producto seco el del polvo de tomate secado por aspersión (\$24.00/kg). Como costo de materia prima se tomó el 40% del precio del tomate que se distribuye para su venta (\$1,600.00/T) ya que el precio del producto que ya no se puede transportar por su grado de maduración es muy bajo.

El producto que se obtiene por este proceso se puede comparar con la calidad de la materia prima empleada desde el punto de vista organoléptico y nutricional.

FRUTA	ANTES DEL AUMENTO RESPIRATORIO ppm de etileno	AL COMIENZO DEL AUMENTO RESPIRATORIO ppm de etileno	UMBRAL
Aguacate	0.04	0.5 - 1	
Plátano	0.1	1.5	0.1 - 1
Melón	0.04	0.3	0.1 - 1
Limón	0.1		0.1
Mango	0.14	0.08	0.04 - 0.4
Naranja	0.1		0.1
Tomate	0.08	0.8	

Tabla I . Contenido interno (ppm) de etileno y umbral para la acción del etileno en varios frutos (Mapson, 1965).

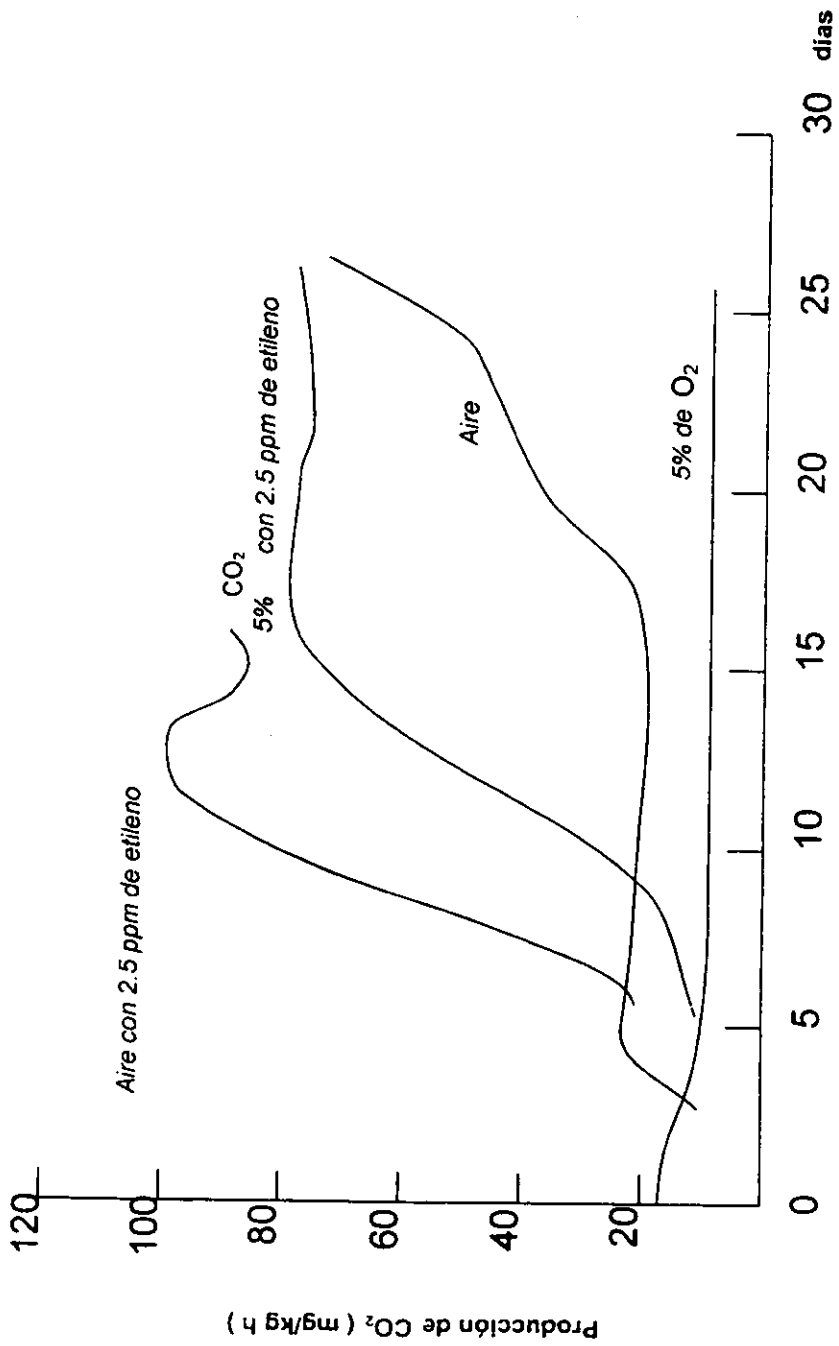


Figura 1. Producción de CO<sub>2</sub> vs días de vida del fruto (Mapson, 1965)

## CAPÍTULO 2. BASES TEÓRICAS PARA EL DISEÑO DE EQUIPO DE DESHIDRATACIÓN

Cuando actúan los dos fenómenos conjuntamente se lleva a cabo la llamada "velocidad de secado" y para que se efectúe eficientemente hay que tener en cuenta los siguientes factores:

1) Área de secado.- Mientras mayor sea el área superficial en contacto con el medio de calentamiento, es mayor el área por la que la humedad puede escapar.

2) Diferencia de temperaturas.- Se refiere a la existente entre el medio de calentamiento y el material, mientras más grande sea ésta, mayor será la velocidad de transferencia de calor dentro del producto.

3) Velocidad del aire.- Si se usa aire como medio de calentamiento, su movimiento hace que no haya una atmósfera saturada sobre el producto y así se aumenta la velocidad de secado.

4) Humedad del aire.- Mientras más seco se encuentra el aire mayor cantidad de agua absorberá, por lo que el tiempo de secado disminuirá.

5) Presión.- A medida que la presión disminuye también lo hace el punto de ebullición, por lo que es conveniente trabajar a bajas presiones debido a que los productos con los que se va a trabajar son termolábiles, o sea, que se ven afectados por las altas temperaturas.

6) Tiempo.- Si la temperatura es elevada pero el tiempo de contacto es sumamente corto, el daño hecho por el calor a un material como el mencionado es menor que si se emplea una temperatura menor pero durante un tiempo más largo.

La calidad del producto y la velocidad de secado están en función de las propiedades físicas del producto y los cambios de producto a través del proceso de deshidratación.

1) Componentes en el producto.- Para que se lleve a cabo con eficiencia la velocidad de secado, es necesario que exista homogeneidad en el producto.

2) Concentración del soluto.- El punto de ebullición aumenta al crecer la concentración y el punto de congelación disminuye al crecer la concentración.

3) Agua de constitución y agua libre.- En los materiales existen distintos tipos de agua:

a) Agua libre: Se llama a la que escapa de la superficie cuando su presión de vapor es superior a la existente en la atmósfera de la que está rodeada.

b) Agua absorbida a sólidos.

c) Agua en los coloides y geles.

d) Agua de constitución.

4) Estructura celular.- Es más difícil secar un tejido vivo que uno que ya está procesado, debido a que las paredes celulares y las membranas se vuelven más permeables o hasta se pueden romper después de que haya sido procesado el material.

5) Porosidad.- Existen tratamientos para ciertos materiales que hacen su estructura más porosa, para de esa forma facilitar la transferencia de masa, pero a veces a pesar de esta porosidad la velocidad desciende en el secado debido a que también disminuye la transferencia de calor.

6) Reacciones químicas y otros cambios.- Hay algunas propiedades que pueden cambiar durante el proceso de deshidratación ya sea por reacciones químicas; por la composición del producto; por el método de secado o por ambas cosas; y esos cambios son: color, sabor, textura, viscosidad, velocidad de reconstitución, valor nutritivo y estabilidad.

Como se dijo anteriormente, de las dos posibilidades de industrialización se escogió la de deshidratación que es la separación casi total del agua que tiene un producto.

Esta operación tiene como objetivos principales la preservación de los productos aumentando su estabilidad durante largos periodos de almacenamiento; manejo de sólidos en vez de líquidos o pastas; el mantener forma, textura y sabor originales del producto.

La deshidratación no es solamente la operación de secado, sino es todo un proceso de manufactura por lo que se debe de tomar en cuenta a la materia prima,

así como las operaciones antes del secado como son: lavado, pelado, cortado, concentración, secado y las posteriores a éste, entre las que se cuentan: empacado y manejo.

En la Figura 2 se presentan las operaciones principales para el proceso de deshidratación en diversos productos.

### 2.1. Métodos de secado

Existen varios métodos de secado, y el método a escoger depende del tipo de alimento que se va a secar, el nivel de calidad que hay que alcanzar y el costo que se puede justificar.

Los métodos usados para el secado de alimentos puede ser convenientemente clasificados como sigue:

a) Secado por aire caliente.- El alimento es colocado en una corriente. El calor es suministrado al producto por medio de convección.

b) Secado por contacto directo con una superficie caliente.- El calor es suministrado al producto por medio de conducción.

c) Secado por aplicación de energía proveniente de una fuente de radiación, microondas o dieléctrica.

d) Secado por congelación o liofilización.- La humedad del producto es congelada y después sublimada, generalmente se utiliza aplicación de calor mediante condiciones de presión baja.

### 2.2. Teoría general del secado

Al secar un sólido húmedo con temperatura y humedad fijas, aparece siempre un patrón general de comportamiento.

Inmediatamente después del contacto entre la muestra y el medio secante, la temperatura del sólido se ajusta hasta que alcanza un estado estable. La temperatura del sólido y la proporción de secado pueden aumentar y disminuir hasta alcanzar las condiciones del estado estable. En el estado estable, una medida de la



temperatura mostrará que la temperatura de la superficie húmeda del sólido es la temperatura de bulbo húmedo del medio secante. La temperatura dentro del sólido que se seca, tenderá también a igualar la temperatura de bulbo húmedo del gas, aunque no sea esto perfecto debido al movimiento de la masa y el calor. Una vez que estas temperaturas de la carga alcanzan la temperatura de bulbo húmedo del gas, se encuentra que son bastante estables, y que la proporción de secado permanece constante también. El período termina cuando el sólido alcanza el contenido crítico de humedad. Este es llamado "período de secado a velocidad constante". Más allá de este punto, la temperatura de la superficie aumenta, y la velocidad de secado disminuye rápidamente. Este período de velocidad decreciente, puede tomar un tiempo mucho mayor que el período de velocidad constante, aunque el retiro de humedad pueda ser bastante menor.

La velocidad de secado se aproxima a cero para un cierto contenido de humedad en equilibrio, el cual es el contenido más bajo de humedad que se puede obtener en el sólido, bajo las condiciones de secado que se estén empleando.

Las Figuras 3 y 4 muestran curvas típicas de secado, una trazada sobre la base de contenido de humedad contra tiempo y la otra sobre la base de velocidad de secado contra contenido de humedad.

Estas curvas típicas para el secado, están relacionadas con el mecanismo que tiene lugar en el proceso. El proceso del secado representado por el segmento AB, de las curvas de las dos gráficas, es el período en el estado inestable, durante el cual la temperatura del sólido alcanza el valor correspondiente al estado estable. Durante el período de velocidad constante, representado por el segmento BC, la superficie total expuesta está saturada con agua. El secado prosigue como si tratara de un estanque de líquido, sin que el sólido ejerza una influencia directa sobre la velocidad de secado. Posiblemente las rugosidades de la superficie del sólido sobre la cual se extiende la película líquida, pueden aumentar los coeficientes para la transferencia de calor y de masa, pero esto no ha sido comprobado. La temperatura superficial alcanza la temperatura de bulbo húmedo. El régimen de velocidad constante, continúa con la

masa que es transferida de la superficie y continuamente remplazada por el movimiento del líquido procedente del interior de la carga.

El mecanismo del movimiento del líquido y consecuentemente, la velocidad de este movimiento, varían notablemente con la estructura del sólido en sí. Con los sólidos que tienen espacios abiertos vacíos, relativamente grandes, el movimiento se controla principalmente por las fuerzas de gravedad y de tensión superficial existentes dentro del sólido. Con sólidos de estructura fibrosa o amorfa, el movimiento del líquido se hace principalmente en función de su difusión a través del sólido.

Puesto que las velocidades de difusión son mucho más lentas que el flujo mediante gravedad y capilaridad, los sólidos en los cuales la difusión es la que controla al movimiento del líquido, tienen períodos cortos de velocidad constante, o se secan sin que exista este período en forma medible. En el punto C, el contenido de humedad del sólido es apenas adecuado para suministrar la superficie completa.

Durante el período de secado entre los puntos C y D que es llamado "el primer período de velocidad decreciente", la superficie está cada vez más desprovista de líquido, en virtud de la proporción de movimiento del líquido hacia la superficie, el cual es más lento que la proporción de la transferencia de masa desde la superficie.

Hacia el punto D, no hay una área superficial saturada de líquido; la proporción de la superficie que está saturada se seca por transferencia de calor mediante convección desde y debido a, la masa hacia la corriente de gas constante; o aún se seca sin que exista dentro de la muestra difusión hacia la proporción de la superficie que no está saturada y que continúa su difusión hacia la corriente gaseosa. Este mecanismo es muy lento comparado con la transferencia por convección de la superficie saturada. Para contenidos de humedad inferiores a los del punto D, toda la evaporación tiene lugar procedente del interior del sólido. A medida que el contenido de humedad continúa disminuyendo la trayectoria para la difusión de calor y de masa se hace cada vez más largo y eventualmente, el potencial de concentración disminuye,

hasta que el contenido de humedad está en equilibrio y ya no hay ningún secado posterior.

El contenido de humedad en equilibrio se alcanza cuando la presión de vapor sobre el sólido es igual a la presión de vapor parcial en el gas secante que llega. Este período es llamado "segundo período de velocidad decreciente" (Foust y colaboradores, 1972)

### 2.3. Tipos de secadores

Los secadores se clasifican en dos grupos: secadores intermitentes y secadores continuos.

#### I. Secadores intermitentes

En estos se lleva a cabo una operación de hecho, semi intermitente donde una cantidad de producto que va a ser secado es expuesto a un flujo continuo de vapor para remover la humedad.

El secado intermitente es una operación relativamente cara y consecuentemente limitada a operaciones de pequeña escala; a plantas piloto y trabajos de investigación y desarrollo.

#### II. Secadores continuos

En los secadores continuos la sustancia a secar así como el gas pasan continuamente a través del equipo.

Estos secadores ofrecen las ventajas de que generalmente el equipo necesario es relativamente pequeño para la cantidad de producto que se puede secar; la operación es realmente integrada y el producto tiene un contenido de humedad uniforme; así como el costo del secado es realmente bajo.

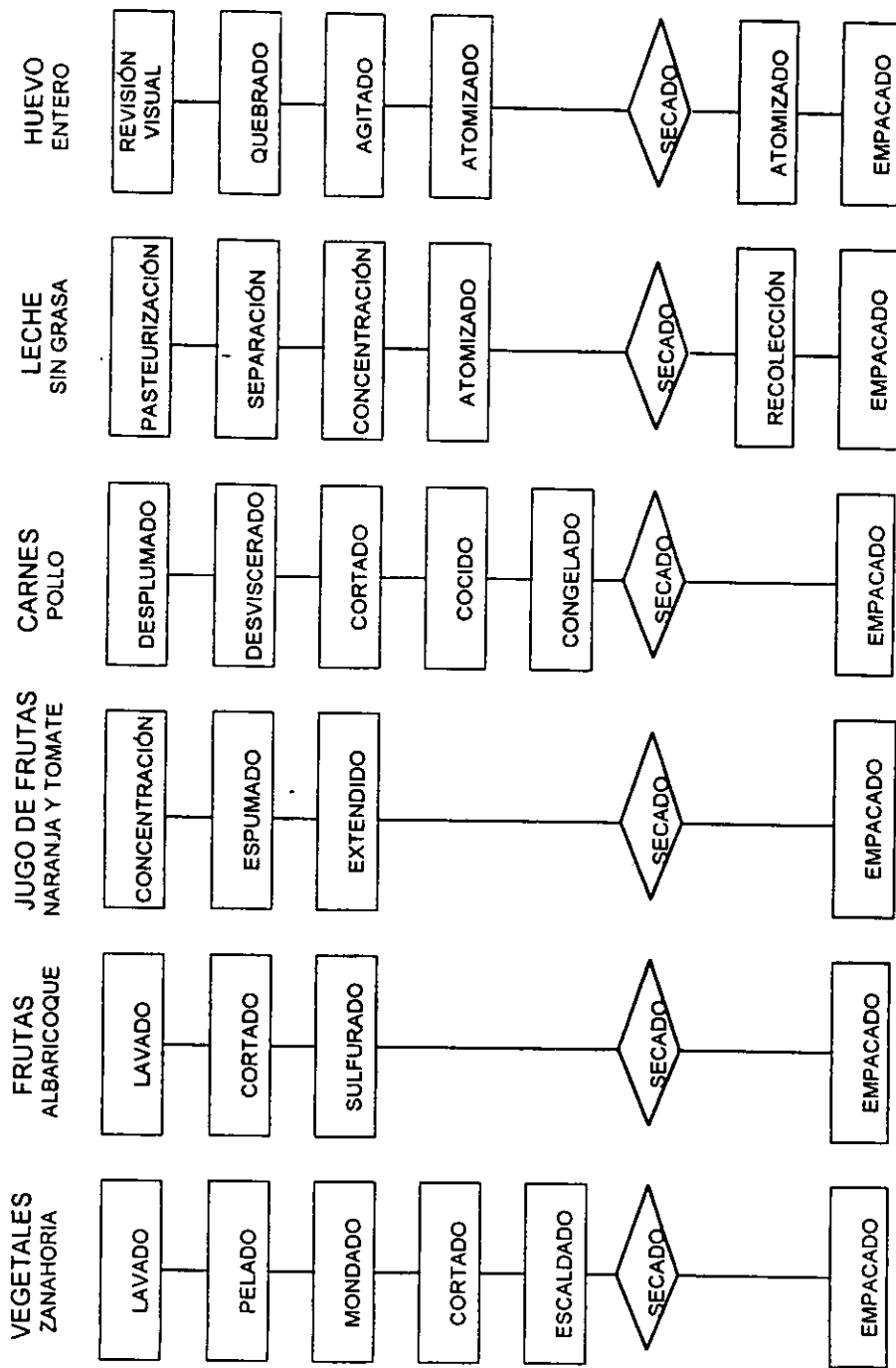


FIGURA 2. OPERACIONES PRINCIPALES EN LA PRODUCCIÓN DE ALIMENTOS DESHIDRATADOS (VAN ARSDEL, 1973)

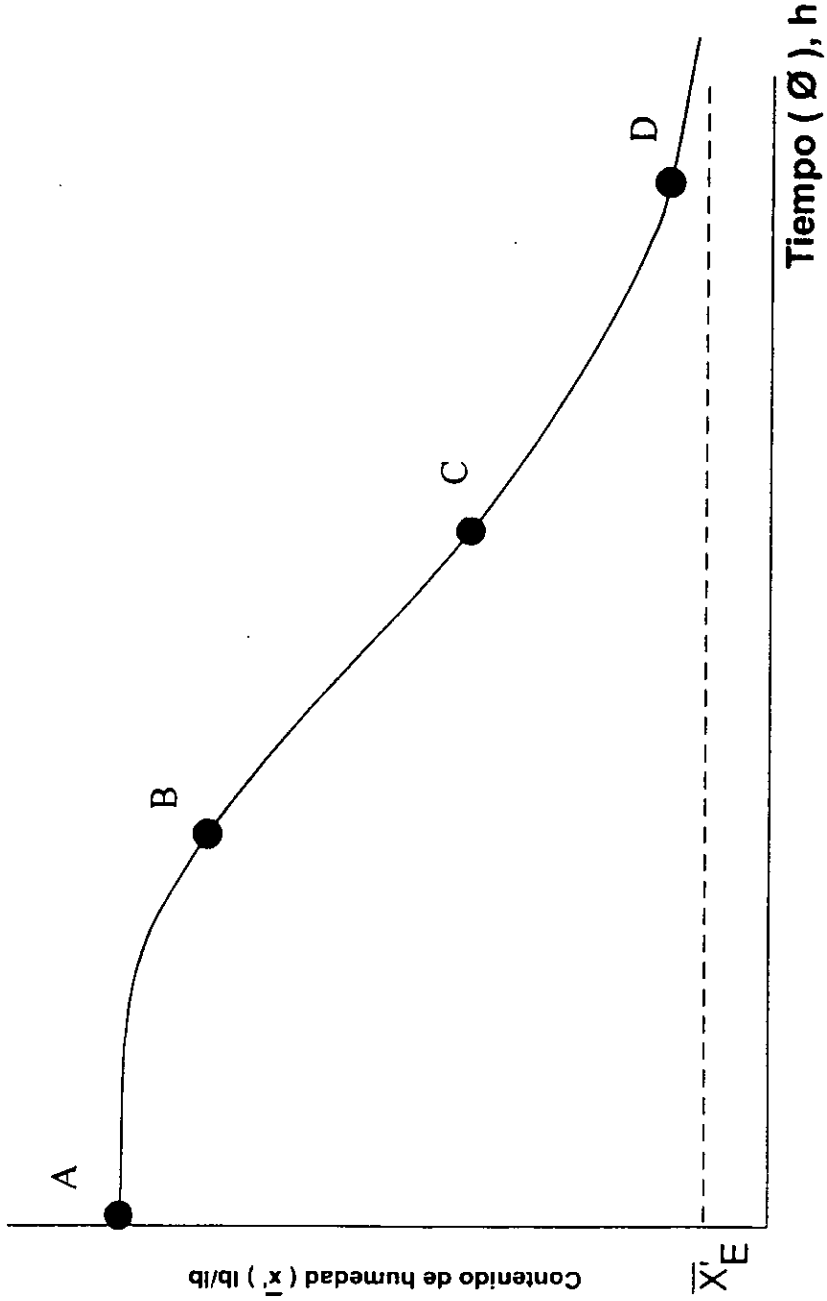


FIGURA 3. Contenido de humedad vs tiempo

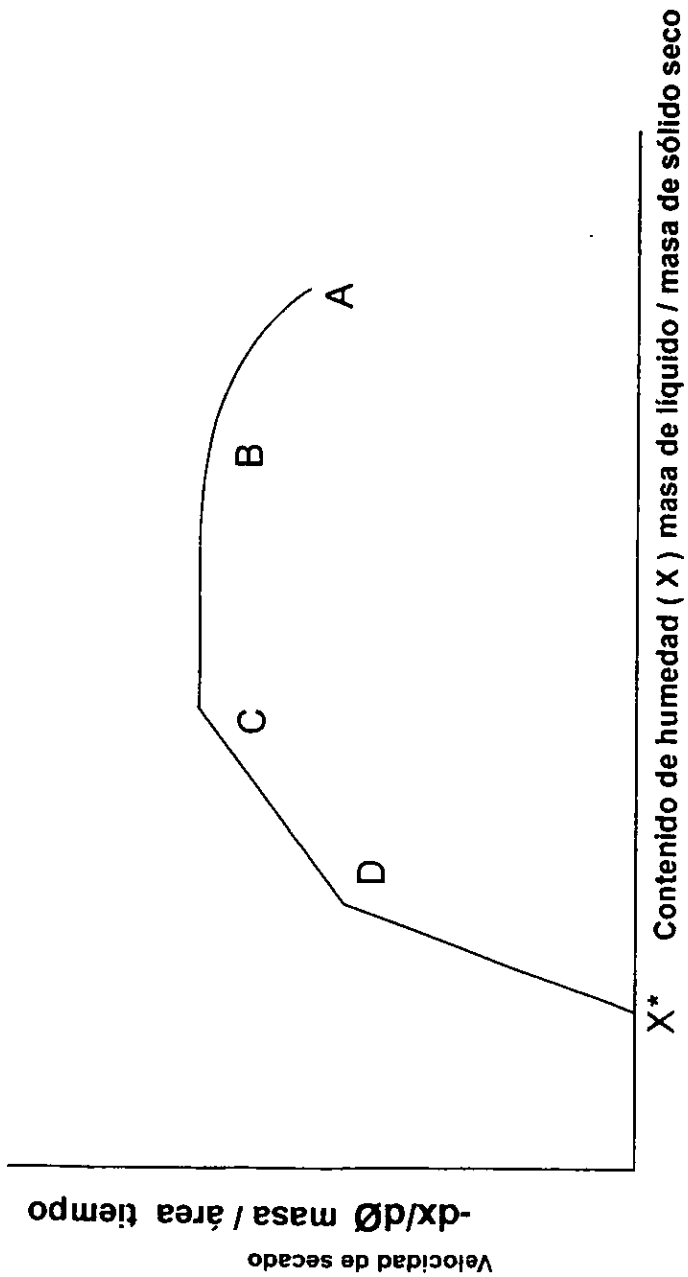


FIGURA 4. Velocidad de secado vs contenido de humedad

En la Figura 5 se indica el diagrama de flujo para un secador continuo con funcionamiento en contracorriente basándose en el balance de energía. Los sólidos entran con humedad  $X_1$  y temperatura  $t_{s1}$  y salen con humedad  $X_2$  a la temperatura  $t_{s2}$ ; el gas entra con humedad  $Y_2$  a la temperatura  $t_2$  y sale con humedad  $Y_1$  a la temperatura  $t_1$ .

Expresando sobre base seca las humedades y corrientes del sólido y del gas, un balance de materia lleva a:

$$X_1 G_s \pm Y_2 G = X_2 G_s \pm Y_1 G$$

Donde:

$G_s$  masa - velocidad del sólido

$G$  masa - velocidad del gas

El signo negativo corresponde al funcionamiento en corriente directa o co-corriente y el positivo a contracorriente.

En la mayor parte de las operaciones de secado el balance global de energía se reduce al balance entálpico, debido a que los efectos energéticos, cinéticos, potencial, etc., son despreciables. El balance total de entalpía conduce a:

$$HG_s \pm i_2 G = H_2 G_s \pm i_1 G + q$$

Donde  $i$  es la entalpía del agua en el aire y  $H$  la del agua en el sólido.

En los términos en los que interviene  $i_1$  e  $i_2$  los signos son positivos para flujo en contracorriente y negativos para flujo en corriente paralela directa; las pérdidas

de calor a los alrededores se representan por  $+q$ , mientras que si se suministra indirectamente calor al secador ese término será  $-q$ . Evidentemente, si el funcionamiento del secador es adiabático,  $q=0$ .

En la figura 6 se representa esquemáticamente un secador adiabático continuo funcionamiento en contracorriente, en donde puede observarse que la temperatura del aire desciende de modo continuo desde la entrada hasta la salida del secador, mientras que la del sólido asciende lentamente, se estabiliza en un valor constante y, finalmente, vuelve a ascender. Se distinguen así tres zonas de secado:

Zona I o de precalefacción, en la que los sólidos se calientan hasta la temperatura de saturación adiabática, no efectuándose secado en dicha zona.

Zona II en la que se separa prácticamente toda la humedad del sólido, permaneciendo éste a la temperatura de saturación adiabática, y

Zona III, en donde vuelve a elevarse la temperatura del sólido, sin variar prácticamente su humedad.

Se puede suponer que el secado se limita a la sección central, mientras que en los extremos tiene lugar solamente la transmisión de calor sin transporte de masa.

En la zona II, la temperatura del sólido se mantiene constante y se recibe calor solamente del aire de secado. Esta zona constituye la zona más amplia en la mayoría de los secadores y en ella pueden estudiarse las variaciones de las condiciones del aire y el sólido sobre el diagrama psicrométrico (Figura 7).

En la figura 8 se muestran los perfiles de temperatura y humedad de un secador en corriente directa.



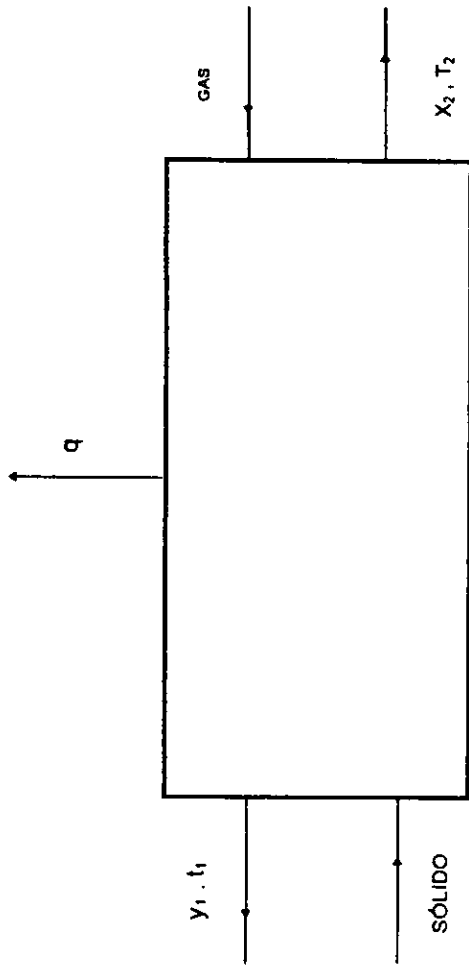


FIGURA 5. Diagrama de flujo de un secador continuo en contracorriente

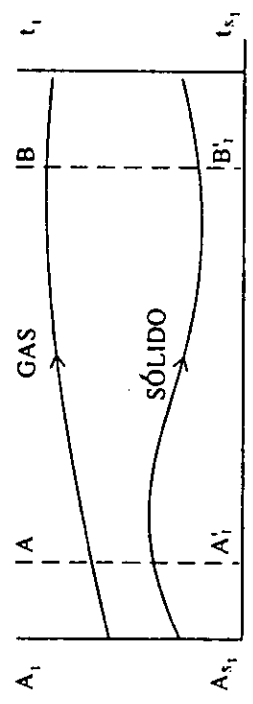
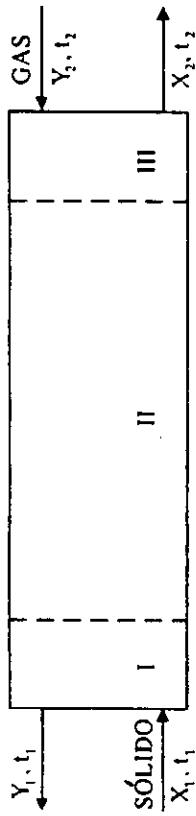


Figura 6. Secador adiabático continuo en contracorriente

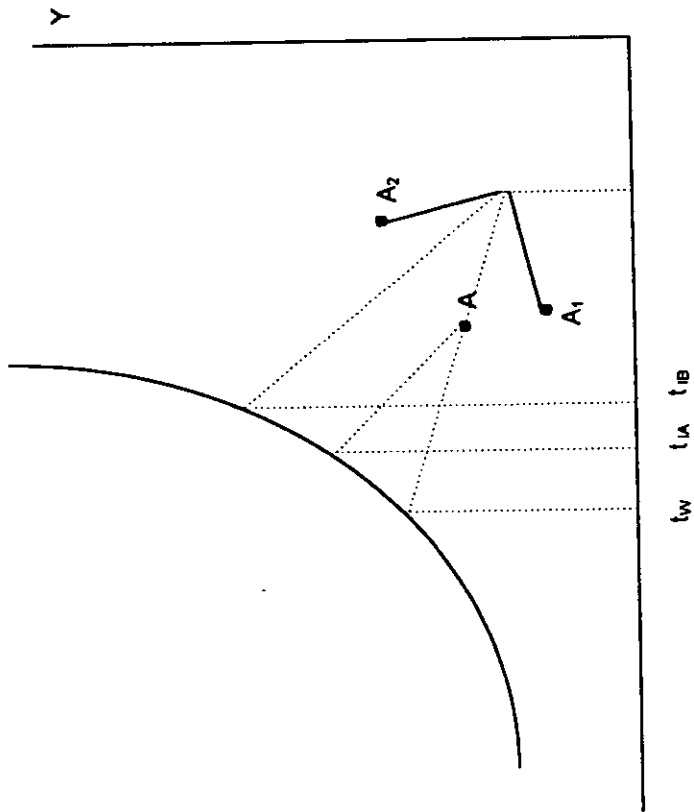


FIGURA 7. Diagrama psicrométrico

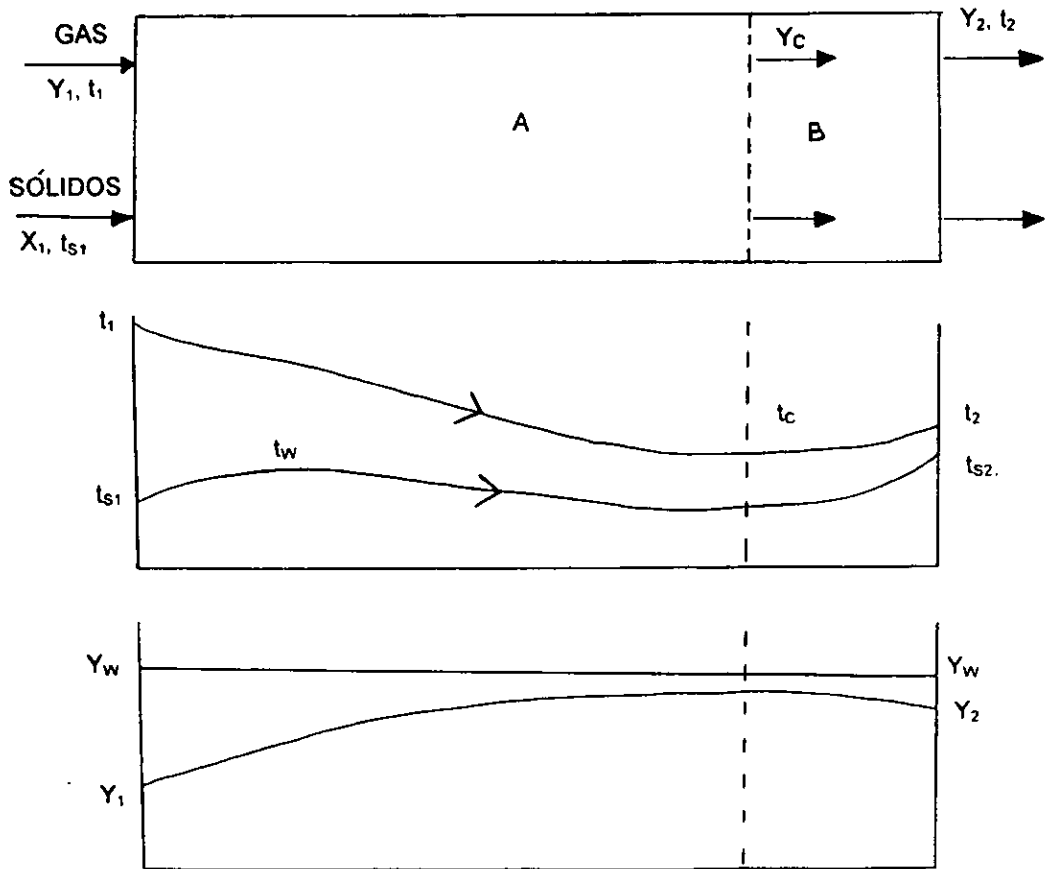


FIG. 8 Perfiles de temperatura y humedad en corriente directa

## 2.4. Equipo empleado

### I. Secado por aire caliente

a) Hornos secadores.- Son construcciones de dos pisos generalmente. El piso de la parte superior está compuesto de tablillas juntas, sobre las cuales es rociado el alimento. El gas caliente es producido por un horno o estufa sobre el primer piso y pasa a través de las tablillas al producto por convección natural o con ayuda de un ventilador. El material es volteado y agitado constantemente y se requiere un tiempo relativamente largo para el secado.

Estos secadores se utilizan generalmente para deshidratar piezas relativamente grandes de material, como son las tajadas de manzana, lúpulo, y a veces se emplea también para papas o para secar flores como el cempasúchil o chiles.

b) Secadores de cabina.- Consiste en una cámara en la cual pueden ser colocadas bandejas con el producto. En los secadores grandes, las charolas son colocadas sobre vagonetas para facilitar su manejo; en los secadores pequeños las charolas pueden ponerse sobre soportes permanentes en el secador, el aire es introducido mediante un ventilador y pasa por un calentador, después a través de las charolas del material que se está secando.

El secador de cabina, es por lo general, el menos caro de construir, es más fácil de mantener y bastante flexible. Comúnmente es usado para estudios de laboratorio en la deshidratación de hortalizas y frutas y en operaciones comerciales de pequeña escala y temporales.

c) Secadores de túnel.- Son de uso más común para la deshidratación de frutas y hortalizas. Consisten de túneles de 35 a 50 pies de longitud con vagonetas en su interior que contienen las charolas donde es colocado el alimento. El aire caliente pasa a través de las charolas. La producción es programada de tal forma, que cuando es sacada de un extremo del secador una vagoneta con el producto terminado, una vagoneta de producto fresco es puesta por el otro extremo.

El movimiento del aire puede ser en la misma dirección que el movimiento del producto. Esto tiene la ventaja de que el aire más caliente entra en contacto con el producto más húmedo, por lo tanto puede usarse aire más caliente. Por otra parte, el aire en el extremo de salida se vuelve más frío y más cargado de humedad y el producto final puede no estar lo suficientemente seco.

El movimiento del aire puede ser en dirección opuesta al flujo del material, el más caliente entra primero en contacto con el producto muy seco.

En algunos casos son combinados los dos tipos de movimiento de aire en una sola unidad. El producto es puesto primero en un túnel en paralelo para aprovechar la velocidad inicial de secado en este tipo de túnel. Después puede ser puesto en un túnel a contracorriente para obtener un producto bien seco.

En la operación de estos túneles las condiciones de secado no son constantes. Cuando una charola de material fresco es puesta dentro del túnel, el aire que alcanza el extremo de salida del aire del túnel puede estar más frío y más húmedo al principio del ciclo que al final de él.

En algunos túneles es utilizado un transportador en lugar de vagonetes y charolas. Estos tienen la ventaja de que se reduce el costo de trabajo y se obtienen condiciones de secado más uniformes; sin embargo se requiere una gran instalación y una inversión considerable.

d) Secadores de espreas o aspersión.- El producto alimenticio es dispersado en forma de pequeñas gotas que son suspendidas en el aire de secado. Tienen la ventaja de que el tiempo de secado es muy corto y si son dispersados adecuadamente, conservan en gran proporción su sabor y color, así como el valor nutritivo del alimento.

De este tipo de secadores se tienen varios, dependiendo de la alimentación del aire:

A).- El producto y el aire de secado son inyectados en un extremo de la cámara, el polvo seco cae al piso de donde es sacado por un transportador. Es fácil de operar y usa velocidades relativamente bajas.

B).- El gas caliente y el producto alimenticio son introducidos por la parte superior de una torre y viajan hacia abajo, el polvo se colecta en el fondo de la torre. Este secador es muy flexible, pero por lo general es una gran instalación.

C).- El gas caliente y el producto pueden ser introducidos por el fondo de la cámara y viajar hacia arriba, el producto seco regresa al fondo del secador y el gas húmedo sale por la parte superior. Este se usa cuando se van a manejar materiales finos y secado rápido; el costo es bajo y la unidad pequeña.

## II. Secadores por contacto con una superficie caliente

a) Secadores de tambor o rodillo.- En el secado, sobre un tambor o rodillo, los alimentos líquidos, triturados y en forma de purés o pastas, se aplican en capas delgadas a la superficie de un tambor giratorio, calentado generalmente desde el interior por medio de vapor.

Los hay de un solo tambor o de un par de éstos, se aplica el alimento en el punto en que los dos tambores casi se tocan quedando el espesor de la capa determinado por la separación existente entre dichos tambores. El alimento se aplica continuamente en una capa delgada que va perdiendo su humedad; a un punto determinado de los tambores se coloca la cuchilla raspadora que separa la capa delgada de alimento seco. En una película de alimento que normalmente tiene menos de 1.6 mm de espesor, se puede lograr el secado en un minuto o menos, dependiendo del producto a secar.

En estos tambores se incluyen también cubiertas colocadas arriba de ellos para retirar el vapor húmedo y los transportadores en forma de artesa para recibir y llevarse el producto seco.

El tambor secador tiene limitaciones inherentes que restringen su uso a ciertas clases de alimentos. Con el fin de llevar a cabo el secado rápidamente, la temperatura de la superficie del tambor tiene que ser alta, generalmente arriba de 121°C y esto da a los productos mal sabor y color de cocimiento que cuando se les seca a una temperatura más baja. Se puede reducir la temperatura del secado al

colocar los tambores en una cámara al vacío pero esto ocasiona costos de equipo y operaciones superiores a los del secado en tambor atmosférico o por aspersión.

La segunda limitación consiste en la dificultad de proporcionar un control de temperatura por las zonas que se necesita a fin de variar la temperatura del secado; algunos alimentos forman una masa chiclosa que se adhiere a la cuchilla. Un medio de enfriamiento es exponer la porción del producto que está sobre el tambor a una corriente de aire frío antes de llegar a la cuchilla.

Este tipo de secadores es conveniente para productos alimenticios relativamente resistentes al calor y este tipo de secado es uno de los métodos de deshidratación más baratos; generalmente los alimentos secados de este modo no tienen la calidad necesaria para ingerirse directamente, sin embargo, es satisfactoria como ingredientes para otros alimentos.

b) Secadores de vacío.- Este tipo de secadores proporcionan productos de mayor calidad, pero también los costos son mayores. Aquí la temperatura del alimento y la velocidad con que se elimina el agua se controlan regulando el grado de vacío y la intensidad del calor introducido. La transmisión de calor al alimento se efectúa por conducción y radiación.

Todos los sistemas de secado al vacío tienen cuatro elementos esenciales: una cámara al vacío de construcción fuerte para que resista a la presión del aire exterior, un medio de suministro de calor, un mecanismo para producir y mantener el vacío y unos componentes para recoger el vapor de agua a medida que se evapora del alimento.

Generalmente la cámara al vacío contiene estantes u otros soportes para sostener el alimento y estos estantes se pueden calentar por medio de electricidad o por circulación de un líquido caliente en su interior. Estos estantes transmiten calor al alimento que está en contacto con ellas por medio de conducción y las que se encuentran abajo de ellas también reciben calor por medio de radiación.

El mecanismo para producir y mantener el vacío se coloca fuera de la cámara y puede ser una bomba mecánica de vacío o un eyector de vapor. El medio de



recoger el vapor de agua puede ser un condensador de pared fría; que se puede encontrar dentro o fuera de la cámara, pero debe estar antes de la bomba de vacío para prevenir que el vapor de agua se introduzca en la bomba y la descomponga.

### III. Secado por aplicación de energía

a) Calor radiante.- Ha sido aplicada a una cantidad limitada de alimentos deshidratados. Es posible que la energía radiante intervenga en el suministro de calor sensible y latente necesario para la evaporación en ambos métodos de secado como son: por medio de aire caliente o por contacto directo. Tomando el secador de gabinete como un ejemplo, las paredes del gabinete, las charolas y otras partes metálicas del gabinete irradiarán calor al alimento.

La aplicación de energía radiante como la mayor fuerza de calor para la deshidratación de alimentos es limitada porque la penetración de estos alimentos es a una cierta longitud de onda. La naturaleza heterogénea de los alimentos en la superficie y las características de absorción pueden conducir a un calentamiento heterogéneo y de aquí un secado no uniforme. El control cuidadoso de las fuentes de temperatura alta es necesario para evitar sobrecalentamientos. El calor radiante no tiene la desventaja de poco contacto y respuesta lenta para cambios en temperatura experimentado con la mayoría de las fuentes de conducciones.

b) Secador continuo infrarrojo.- Esta fuente de energía ha encontrado varias aplicaciones en la deshidratación de los alimentos. Este tipo de equipos para alimentos es llevado sobre una banda transportadora o vibradora y debajo la fuente infrarroja para el tiempo de secado requerido. Las fuentes usadas para materiales alimenticios sensibles al calor son lámparas de onda corta, mientras que las de onda larga pueden ser usadas para alimentos menos sensibles al calor. Algunas aplicaciones citadas por los fabricantes incluyen secado de migajas de pan, almidones, té, almendras y especias.

c) Microondas y calentamiento dieléctrico.- Tiene muy poca aplicación comercial para la deshidratación de alimentos. El equipo industrial es limitado para la frecuencia que

se necesita que está en un intervalo de 3 a 300,000 Mhz. Las microondas son usadas para calentar alimentos precocidos, alimentos congelados y en combinación con el efecto infrarrojo para el cocimiento de alimentos en los hospitales donde la velocidad es importante. Industrialmente las microondas son usadas para el cocimiento de pollo, para evaporación de jugos de manzana y en las papas rizadas. Trabajos de investigación han indicado la posible utilización de éstas en pasteurización de jugos de frutas y en la aceleración del secado por liofilización, así como en la inactivación de sustancias tóxicas naturales presentes en alimentos.

El calor dieléctrico es definido como el calentamiento en un material eléctricamente aislante por las pérdidas en éste sujeto a un campo eléctrico alterno. El calentamiento es debido a la fricción molecular debido a la rápida orientación de los dipolos eléctricos bajo la influencia de la aplicación de un campo alterno de alta frecuencia. El calentamiento dieléctrico es usado para descongelar huevos, carne, jugos de frutas, pescado, chocolate y mantequilla. Otro empleo es el calentamiento de alimentos para después hacer con ellos otro producto; secado de cubos de azúcar o migajas de pan.

El calentamiento dieléctrico parece tener mayor aplicación comercial que el de microondas, aunque ninguno de los dos es recomendable debido a lo difícil que es encontrar el equipo y al costo de éste en países como México donde todavía no se producen bienes de capital.

#### IV.-Secado por liofilización y sublimación subsecuente del solvente (liofilización o criodesecación)

En este método los jugos son congelados, requiriendo para ello un alto vacío para así mantener el agua en estado sólido. Por agua se entiende el agua libre, así como en soluciones de azúcares y otros solutos. Estas soluciones pueden formar puntos eutécticos, requiriéndose una temperatura de -5 a -20°F para prevenir la fusión.

Durante el secado el agua abandona el material congelado en estado de vapor, esto es, por sublimación; o sea, sin que pase por el estado líquido. Los sólidos

son retenidos en su posición original sin sufrir ningún daño. Esta es una ventaja del método sobre otros, especialmente para alimentos con proteínas, porque previene la desnaturalización de éstas.

La estructura de las partículas secadas por este método presentan una malla de sólidos aislados, entre los cuales están espacios abandonados por evaporación de agua; una estructura de este tipo, que se reconstituya rápidamente en agua fría es requerida si se quiere obtener un polvo instantáneo.

La liofilización requiere muy bajas temperaturas y alto vacío. Desafortunadamente estas condiciones son desventajosas puesto que involucran equipo y condiciones de operación muy costosas.

Si la relación área/volumen de un cuerpo puede ser incrementada de tal forma que el calor y el vapor a través del material a secar salgan rápido y el área absorba gran cantidad de calor, el tiempo de secado por liofilización puede acortarse.

Un incremento de esta relación puede ser obtenida por un cambio en la forma del material a secar. Stephenson (1953) experimentó con diferentes formas y encontró que con esferas se requería una tercera parte del tiempo que para el material en forma de tablilla de igual grueso calentado por ambos lados; y de forma cilíndrica el tiempo era la mitad del requerido que para las tablillas.

Algunos experimentos con jugos de frutas secados por liofilización, se realizaron con un gas frío y a presión atmosférica. El jugo se enfría en forma de esferitas por aspersión dentro de una columna de aire enfriado con nitrógeno líquido. Greaves (1969) logró altas velocidades de transferencia de calor en líquidos liofilizados usando un cilindro raspador como un intercambiador de calor. En otros trabajos se han reportado los resultados obtenidos con pequeños trozos de piezas en secado por congelación al vacío (liofilización) de frutas y verduras.

V.- Secado empleando combinación de los anteriores.

a) Secado por inflado.- Este método de secar un concentrado de jugo comprende una estructura esponjosa o espumosa por medio del vacío para expandir por medio del aire o burbujas de vapor en el concentrado a 20 veces su volumen original.

Para el secado de jugos y frutas se requiere de una presión de 2 a 6 mm de Hg. Cuando se emplea un secador al vacío, el intervalo de temperatura es de 60 a 71°C, aunque en la primera etapa es usada una temperatura de 93°C o más. La temperatura del producto puede llegar a ser tan baja como -32°C durante la primera parte del ciclo, los tiempos de secado son usualmente de 90 min a 4 o 5 horas para tener un contenido de humedad de aproximadamente 3%. El producto seco es enfriado antes de que se quite el vacío para prevenir cualquier colapso de la estructura inflada.

La cantidad más deseable de inflado no es aceptable para todos los productos, pero en general tienen una densidad de 0.4 a 0.6 g/mL para frutas. Kaufman y colaboradores (1955) encontraron que densidades entre 0.3 y 0.6 g/mL el concentrado del tomate se seca bien y la reconstitución es rápida.

El secado por inflado depende de la formación y adecuada expansión de las burbujas de aire o vapor de agua en el fluido de la materia prima. Strashun y Talburt (1953) experimentaron con vacío encontrando que 0.5 kg/cm<sup>2</sup>, era la mejor opción ya que a otras condiciones el producto sufría deterioro por calor (Figura 9).

Para el secado es mejor usar un concentrado ya que se reduce en el secador la cantidad de agua por evaporar.

Se hicieron experimentos con naranja y se observó que el polvo es aceptable después de 6 meses de almacenamiento a 24°C.

El jugo concentrado que puede o no contener aditivos se coloca en las charolas metálicas que se introducen en el cambiador a vacío el cual está equipado con tubos que se encuentran suspendidos en los soportes. El vapor, agua caliente o fría circula por los tubos, de modo que el jugo concentrado puede ser rápidamente

calentado o enfriado. Se necesita una película de aproximadamente 3.0 mm de espesor y el período del ciclo de secado es de una hora.

Los polvos son fácilmente desmenuzados y se pueden remover con relativa facilidad de las charolas. Se almacenan en un cuarto con baja humedad relativa ya que éstos productos son muy higroscópicos. Hay varios secadores que se pueden usar para este proceso, pero el más recomendado es de tipo banda.

Este método de secado se descartó debido a que, como ya se mencionó, la duración del ciclo de secado es de un promedio de tres horas. Durante este lapso aún cuando la temperatura no es muy alta, el producto se ve dañado en color y sabor. Referente al equipo, éste es menos costoso que el utilizado en el secado por liofilización.

#### b) Secado por formación de lechos de espumas

En este método de secado existen dos procesos que son: el método de secado por aspersión y el método de secado en charolas o bandas.

#### 1) Aspersión

El secado por aspersión de espumas (Hanrahan y Webb, 1961) es una técnica especial del secado por aspersión. Esta técnica introduce una nueva operación, el espumado por inyección de aire a ( $14 \times 10^3$  kPa) al fluido antes de llegar a las espreas.

Al entrar al secador el líquido espumado se expande más que en condiciones normales, permitiéndose la formación de gotas con una pared muy delgada y que tienen un tiempo de secado mucho menor, con un gradiente de temperatura también menor.

Este proceso no había sido usado para jugos de frutas y verduras pero en el caso de leche, suero de leche, café y té ha dado excelentes resultados, por lo que es de esperarse que no presente problemas en el secado de estos.

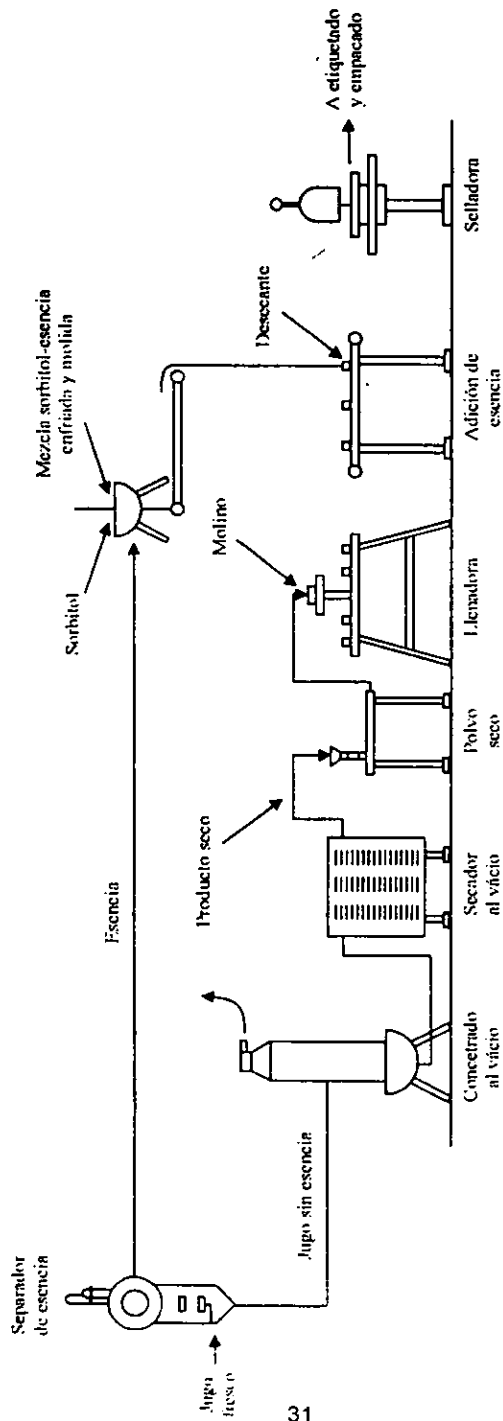


Figura 9. Diagrama de flujo para el secado por inflado (Strashum y Talburt, 1953)

La Figura 10 muestra el diagrama de flujo y la cámara de mezclado donde se lleva a cabo el espumado. Esta cámara se presenta con detalle.

Como se mencionó, este equipo opera a presión muy alta lo que hace también elevado el precio, además de que no ha sido experimentado en jugo de frutas y verduras, lo que hace que no sea el adecuado para los fines perseguidos en este trabajo.

## II) Secado por espuma en charolas o bandas.

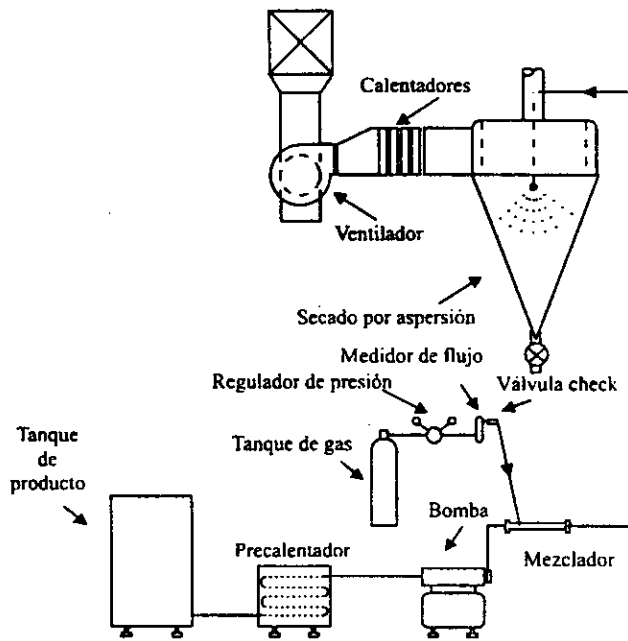
Este método ha sido extensamente estudiado por Morgan y colaboradores (1959, 1961, 1962), por Berry y colaboradores (1965,1967) y por Herrera-Robledo y colaboradores (1974).

El producto para ser secado es primero estabilizado, la espuma es preparada en un mezclador continuo con la adición de una pequeña cantidad de un estabilizador comestible de espumas, la cantidad es aproximadamente de 1% en peso de base seca. La espuma pasa a un secador de banda continuo de lámina delgada, en un extrusor o en un secador de charolas continuo; se puede emplear un nuevo dispositivo llamado formador de cráteres.

La espuma tiene una estructura extremadamente porosa, capaz de rehidratación instantánea en agua fría. Estos polvos obtenidos se pueden hacer más densos por compresión entre dos rodillos calientes.

Los polvos secados por espuma de buena calidad han sido producidos experimentalmente para pasta de tomate, uva, manzana, piña, limón, café, leche y una variedad de otros productos concentrados.

La estructura espumosa y la formación de cráteres hacen posible el secado rápido con un mínimo grado de daño para la calidad del producto. El material seco puede ser disuelto o dispersado mediante el secado por espuma ya que se obtiene un sólido con mayor densidad y mejor dispersabilidad.



Entrada de Gas

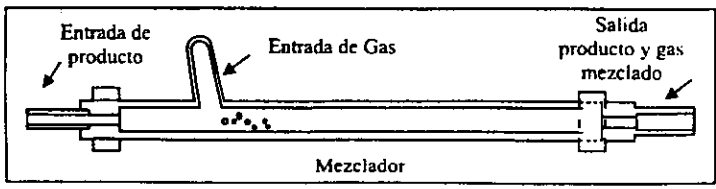


Figura 10. Diagrama de flujo para secar espumas por aspersión (Hanrahan y Webb, 1961)



La formación de espuma es el primer y más novedoso paso para el secado. Las espumas usadas son más bien densas, tan pesadas como 0.6 g/mL. Estas son dispersiones de burbujas esféricas de gas en una fase líquida continua.

En muchas ocasiones es necesario añadir un componente formador de películas al líquido antes del espumado. Una extensa selección de tales componentes están disponibles, aunque únicamente una parte de éstos son agradables al gusto y también inertes para su uso en alimentos. Entre estos se encuentran: monoesterato de glicerilo usado para tomate, limón y papas; proteína de soya, la cual se usa para naranja y piña; monoesterato de propilenglicol usado para limón.

La selección del gas usado en la espuma es importante. Se han tenido resultados satisfactorios de N<sub>2</sub>, aire y NO.

La proporción del gas empleado es importante, así como la densidad de la espuma, la máxima densidad usada es de 0.5-0.6 g/mL y la mínima es de 0.1 g/mL. Dentro de estos límites la selección puede basarse en los requerimientos del producto.

La espuma es depositada en una banda recubierta con teflón o acero inoxidable en forma de película delgada o extrusiones cilíndricas y es movida a través del secador. El tiempo de secado y la temperatura dependen de las características del producto.

El sistema de cráteres es una operación adicional en la que la espuma es depositada en forma de película sobre las bandas perforadas. Por debajo de éstas se inyecta una corriente de aire que pasa a través de las perforaciones y forma los cráteres.

Se introduce la espuma ya sea en charolas o en bandas con cráteres o extrudidas al secador donde pasa aire caliente. El aire puede entrar en una, dos o varias etapas, a co-corriente, a contracorriente o a flujo cruzado.

El producto seco es enfriado hasta obtener una estructura frágil que se pueda separar, se sopla corriente de aire frío a través de las charolas. El producto se separa de las charolas o banda y se lleva a un cuarto con baja humedad relativa si el producto es higroscópico para ser empaquetado.

El equipo para este tipo de secado no es sofisticado ni requiere condiciones de operación demasiado drásticas que ocasionen gastos elevados.

### CAPÍTULO 3. CRITERIOS USADOS PARA SELECCIONAR EL TIPO DE SECADO

La base para la deshidratación de jugos de frutas y verduras es producir una forma estable, fácilmente manejable y almacenable, que se reconstituya rápidamente y sea un producto de alta calidad, lo más cercano en todos los aspectos al jugo original.

Para obtener un producto de alta calidad es necesario considerar los siguientes puntos;

- 1) Calidad de la materia prima.- El jugo deshidratado no puede ser de mayor calidad que el material usado para su elaboración. Esto se refiere al jugo concentrado y por ello el método de concentración, así como la calidad intrínseca del jugo fresco afectan la calidad del producto final. Es necesario, por tanto, que el método usado en la concentración del jugo no deje malos sabores y colores en el concentrado. Es peor tener un mal sabor que la ausencia de sabor natural. Los daños ocasionados por el calor en el sabor y color en el producto son los que determinan básicamente los procesos a seguir en la concentración y deshidratación de los jugos. En ambos procesos, la eficiencia energética exige que se aplique calor, pero sin llegar al punto de afectar las características organolépticas del producto.
- 2) Reconstitución rápida del producto.- Para su mayor aceptación, es necesario que el producto se reconstituya casi instantáneamente. Además, como los jugos se toman normalmente fríos deben poder dispersarse en agua fría. La estructura del material es sin duda, la propiedad física más importante en la deshidratación de jugos. Para lograrla es necesario que después de la deshidratación, el material quede con una estructura abierta o porosa y rígida. Este tipo de estructura puede obtenerse como se vio anteriormente por tres procesos principales.

3) Aditivos.- Hay dos tipos de aditivos que se usan en el secado de jugos: los que tienen un efecto preservativo o químico y los que tienen un efecto físico en la estructura. Para el primer caso, se usa el  $\text{SO}_2$  para prevenir cambios de color y sabor durante los aumentos de temperatura y durante el período de almacenamiento. Sin embargo su uso es muy restringido en el secado de jugos, ya que quita algo de sabor natural y, por otra parte, su uso está prohibido en algunos países.

Para el segundo caso se usa aire o cualquier otro gas inerte para producir estructuras especiales para mejorar la velocidad de secado, así como estabilizadores para dar una mejor estructura al material que se va a secar.

Después de ver detalladamente los tipos de secado existentes se hará la selección del método más adecuado para que se lleve a efecto en el proceso.

Los hornos secadores no se podrían escoger ya que se usan para piezas grandes (rodajas de papa, etc) aunque no se requiere de gran instalación, en el caso de secadores por contacto con una superficie caliente tiene limitaciones para los productos termolábiles ya que la temperatura de la superficie con la que está en contacto el producto es alta ( $121^\circ\text{C}$ ), lo cual produce color y sabor desagradables, aunque éstas se reducen instalando cámaras de vacío, pero ocasiona un costo elevado en el equipo. El secado por congelación o liofilización tiene un alto costo ya que se requiere de un vacío considerable, así como de la congelación del agua, para que ésta se sublime.

En el caso del secado por inflado se tiene un vacío bastante considerable y deben recuperarse las esencias que puedan perderse en la evaporación, a menos que ésta también trabaje al vacío. En el caso del secado por aspersion de espumas se necesita tener el aire comprimido hasta 2,000 psi en la cámara de mezclado, por lo que

resulta costoso. El secado por espuma a condiciones atmosféricas requiere condiciones menos drásticas que los anteriores y el equipo es de fácil manejo aunque solo es útil cuando el material líquido forma estructuras estables. Esto indica que en los casos en que se tengan líquidos que no formen espumas estables será necesario agregar agentes tensoactivos y los polvos obtenidos no podrán ser vendidos como sustancias puras.

Sólo algunos alimentos, como la leche entera, contienen suficientes estabilizadores naturales para promover la formación de espumas estables.

Sin embargo, considerando que este proceso involucra la formación de una estructura muy porosa que permite el secado rápido de líquidos termolábiles con un grado mínimo de daño a la calidad del alimento y que se rehidrata casi instantáneamente en agua fría, se decidió seleccionar este proceso para llevar a cabo el secado de jugos de productos hortofrutícolas.

En el caso del agro mexicano, dadas las condiciones específicas de división de la tierra, se plantea la necesidad de procesar los productos hortofrutícolas en el campo mismo para evitar el desperdicio del producto que ha madurado en la planta y no puede ser transportado a los lugares de consumo y/o procesamiento. Este proceso de deshidratación plantea la ventaja adicional de un equipo compacto y de poco peso que puede ser montado en camiones que lo llevan a la zona misma de producción.

## CAPÍTULO 4. LOCALIZACIÓN DE LOS POSIBLES CENTROS DE PROCESAMIENTO

Para el aspecto de localización no se tendrá un terreno específico en las zonas productoras, sino que el equipo se montará en camiones cargueros que se transporten hacia los centros productivos de tomate y cítricos, con objeto de que los pequeños propietarios, ejidatarios y comuneros procesen la materia prima en el campo, evitando su descomposición y enviando productos terminados a los centros distribuidores. Este tipo de plantas estarán patrocinadas por alguna dependencia gubernamental o paraestatal.

Según las estadísticas proporcionadas por la Dirección General de Economía Agrícola de la SARH (1994) los lugares con mayor producción de frutas y hortalizas son la parte Noroeste y Centro de la República. A estas dos regiones corresponden respectivamente el 45 y 34% de la producción nacional.

El cultivo del tomate está ampliamente difundido en México, pues se cultivan aproximadamente 69,000 ha, tanto en áreas de riego como de temporal y su consumo se lleva a cabo en el mercado nacional y en el de exportación.

En la naranja se encuentran algunas variedades como son: Valencia Temprana, Valencia Tardía, Washington, Navel, Jaffa y tipos criollos, la temperatura de almacenamiento es de 0 a 11°C, su humedad relativa de 85-90%, período aproximado de almacenamiento es de 8 a 10 semanas, el contenido de agua de 87.2% y el punto promedio de congelación es de -2.22°C. En la industria se utiliza para la elaboración de aceites esenciales, jugos concentrados para el embotellado de refrescos, vinos de mesa y para la fabricación de dulces y confituras.

Del limón agrio las variedades más importantes son: Eureka, Génova, Lisboa, Villafranca y el tipo regional de Apatzingán, su conservación se realiza en bodegas a una temperatura de 0 a 14°C, a humedad relativa de 85 a 90%, duración del periodo de almacenamiento de 4 a 6 semanas, contenido de agua de 98.3%, punto promedio de congelación de -1.16%. Se utiliza para extraer el aceite esencial previa desterpenación en refresquería, obtención de citratos para obtener el ácido cítrico y el bagazo de extracción para la alimentación del ganado.

En toronja existen dos variedades: la Duncan y la Marsh, se conservan en bodegas a una temperatura de 0 a 10°C, una humedad relativa de 85 a 90%, periodo aproximado de almacenamiento de 4 a 12 semanas, con contenido de humedad de 88.88%, punto promedio de congelación de 2°C. La mayor parte de la producción de toronja la absorbe la industria embotelladora de refrescos.

De acuerdo a los datos presentados en la Tabla II el tomate y la naranja representan a los productos hortofrutícolas con un mayor valor en la producción.

Por ello, el tomate será el producto hortofrutícola que se tomará en cuenta para llevar a cabo el estudio de la posible utilización del método de secado por espumado.

En la Tabla III se presenta la proyección de la producción de tomate y naranja.

**TABLA II . PRODUCCIONES, RENDIMIENTOS Y PRECIO DE TOMATE ROJO(JITOMATE), NARANJA, LIMÓN Y TORONJA PARA LOS AÑOS 1990 - 1994 (DIRECCIÓN GENERAL DE ECONOMÍA AGRÍCOLA)**

PRODUCTO	AÑO	SUPERFICIE(ha)		RENDIMIENTO		PRODUCCIÓN TON.	\$/TON
		SEMBRADA	COSECHADA	TON/ha	TON		
TOMATE	1990	85,506	81,545	23.119	1,885,277	780,572	
	1991	82,416	78,710	23.635	1,860,350	1,019,898	
	1992	90,094	77,539	18.227	1,413,295	1,614.75	
	1993	80,670	75,222	22.502	1,692,661	1,502.23	
	1994	68,049	65,189	20.990	1,,368,991	1,358.98	
NARANJA	1990	239,929	176,003	12.615	2,220,338	424,609	
	1991	265,840	182,756	12.965	2,369,492	483,883	
	1992	272,325	217,583	11.681	2,541,487	514.26	
	1993	286,448	240,683	12.106	2,913,686	538.99	
	1994	302,416	265,334	12.401	3,191,147	311.17	

TORONJA	1990	6,704	5,943	18,072	107,404	263,926
	1991	7,521	6,588	14,871	97,970	325,926
	1992	8,841	7,579	14,088	106,770	500.10
	1993	8,628	7,344	15,309	112,427	631.36
	1994	9,309	8,940	15,309	136,862	1,008.27
LIMÓN	1990	80,332	72,216	9,490	685,350	496,512
	1991	82,221	73,503	9,748	716,530	556,702
	1992	89,702	78,923	9,851	777,474	790.61
	1993	91,506	81,191	8,931	725,152	1,170.79
	1994	91,664	81,614	9,966	813,331	1,010.85



AÑO	P R O D U C C I Ó N E S T I M A D A	
	TOMATE	NARANJA
1996	1,478,000	3,300,000
1997	1,580,000	3,430,000
1998	1,650,000	3,550,000
1999	1,720,000	3,610,000
2000	1,800,000	3,700,000

Tabla III. Proyección de la producción para 1996-2000  
Dirección General de Economía Agrícola SARH (1990-1994)

## CAPÍTULO 5. ESTRUCTURA DEL PROCESO

De la Figura 2, que presenta las operaciones principales para el proceso de deshidratación de varios productos, se puede observar que la primera operación unitaria común a todos los jugos es la concentración ya que estos tienen alto contenido de agua. En términos generales quitarla por evaporación es menos costoso que hacerlo por secado (Van Arsdel y col., 1973).

La concentración se hace con el objeto de reducir la carga del secador ya que costará menos quitar un 70% de agua del producto ya concentrado que quitar un 94% de agua del jugo sin concentrar puesto que el tomate fresco tiene 6% de sólidos. Otra justificación para la operación de concentración es que los jugos concentrados forman espumas más estables para la operación de secado de los jugos diluidos o naturales. No es conveniente que se tenga una alimentación demasiado concentrada para las siguientes operaciones ya que se obtienen sólidos muy densos y la humedad final del producto no puede eliminarse fácilmente.

La operación siguiente es el espumado que se justifica por el hecho de que modificando la estructura del material se obtiene un tiempo de secado mucho menor y a menor temperatura. Esta operación consiste en la agitación de un líquido y un gas. Esto constituye, en general, un sistema inestable, para lo cual es necesario añadir un aditivo que proporcione una mezcla estable.

La tercera operación unitaria es la de secado, que es la clave del proceso de deshidratación, en la cual se pueden usar dos variaciones: a) usando una banda transportadora de acero inoxidable o b) usando charolas perforadas también de acero inoxidable.

Se tiene una cuarta operación unitaria que es opcional, dependiendo de la densidad que tenga el producto al salir del secador. Si es de baja densidad (menor de  $0.5 \text{ g/cm}^3$ ) es necesaria la operación de hojuelado o densificación ya que de no hacerse se obtiene un producto más pálido que el fresco y al reconstituirse hay desprendimiento de burbujas y consecuentemente formación de espumas.

En el siguiente capítulo se estudiarán cada una de las operaciones unitarias para el proceso de deshidratación y se seleccionará el equipo más adecuado para cada una de ellas.

En la Figura 11 se muestra el diagrama de bloques del proceso.

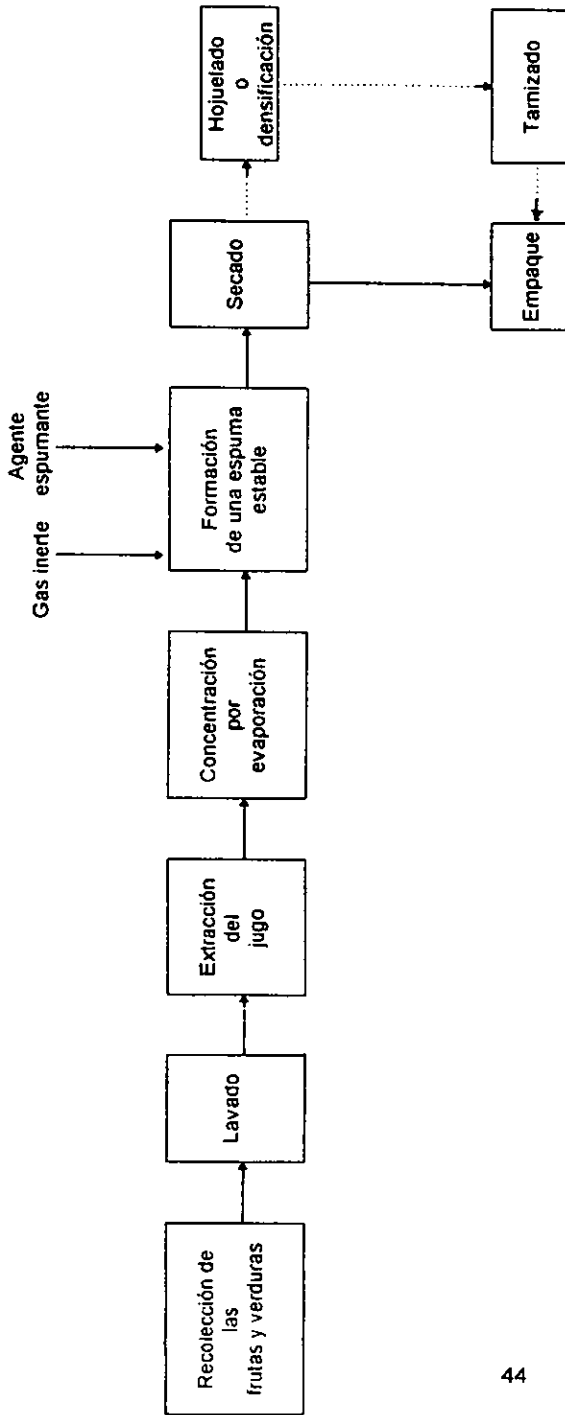


Figura 11. Diagrama de bloques del proceso de industrialización de tomate y naranja

## CAPÍTULO 6. ANÁLISIS DEL PROCESO

### 6.1. Operaciones unitarias

Son cuatro las operaciones unitarias fundamentales para la obtención del producto. Estas operaciones son iguales para cualquier tipo de hortaliza o fruta y el análisis consistirá en el estudio de las variables a manejar y el equipo más conveniente para llevarlas a cabo.

#### 6.1.1. Concentración del jugo

Según los datos y el estudio hecho, el método más común y económico para la concentración es la evaporación (Van Ardsel y col., 1973a).

##### a) Bases teóricas de la evaporación

La evaporación es el proceso de la concentración de una solución por medio de la eliminación del solvente. La concentración termina normalmente antes de que la solución empiece a precipitar.

Ocurren diversos fenómenos: Primero, el calor se transfiere del medio térmico a la solución. La transferencia generalmente sucede a través de una superficie sólida, pero puede ser también la transferencia directa de los gases de calentamiento a la solución que va a evaporarse. Segundo, la masa y el calor se transfieren simultáneamente del líquido a la fase vapor. A este proceso de transferencia se aplican todas las ecuaciones de balance de equilibrio.

## b) Tipos de evaporadores

La temperatura es una variable determinante en la calidad del producto final y su límite máximo, para cualquier jugo, es de 60°C. Este límite, por tanto, es el que determina el tipo de evaporador que debe usarse para el proceso.

En la industria de los alimentos se ha encontrado que el evaporador de película es uno de los mejores en la evaporación de productos termolábiles, ya que el tiempo de residencia del material es muy corto. Este tipo de evaporadores trabajan al vacío permitiendo con esto temperaturas de ebullición hasta de 88 °C con un vacío de 50 mm de Hg. Pero a pesar de ser efectivos al evaporar a baja temperatura, no son muy eficientes.

En consecuencia, se han desarrollado evaporadores que trabajan a altas temperaturas pero con tiempo de residencia muy corto. Uno de ellos es el evaporador TASTE (Temperature Accelerated Short Time Evaporator). El principal inconveniente de que trabaje hasta 93°C es que el jugo pierde volátiles, a pesar de que el tiempo de residencia es de 5 a 15 min. Con esto, la calidad de producto baja considerablemente y se necesita recuperar las esencias, que no sería problema, ya que Walker y Patterson (1955) desarrollaron un equipo a escala de laboratorio para recuperarlas, pero si involucraria otra operación unitaria que aumentaría el costo del producto. Además otro problema es el ensuciamiento de los tubos; normalmente es este tipo de evaporadores hay que limpiarlos cada siete horas, o sea, cada turno.

AVP Co. Ltd., diseñó un evaporador de placas en el que puede observarse un concentrado cuyas características organolépticas no han variado mucho porque el tiempo de residencia es de 1 min aproximadamente. La temperatura de ebullición en un evaporador de este tipo, en el primer efecto, es de 74°C y permanece ahí por 40 segundos. En el segundo efecto está 20 segundos y la temperatura es de 50°C. Finalmente, entra a un tanque "flash" con una concentración de 62°Brix y al enfriarse a 27°C se concentra hasta 65°Brix. Una de sus ventajas es el diseño compacto del equipo, ya que una unidad de 2,000 L/h ocupa 8m<sup>2</sup> y la otra es que

puede limpiarse muy fácilmente, comparándolos con los otros tipos de evaporadores (Figuras 12 y 13).

Existe en este evaporador la posibilidad de modificar el primer efecto. La presión de diseño de 300 mm de Hg y sería deseable bajarla a 150 mm de Hg bajando con esto la temperatura de ebullición del jugo a 60°C. Esta diferencia en el vacío representa una disminución en la economía, que viene siendo de tres libras de agua evaporada a dos.

La AVP Co. Ltd. en México tiene un evaporador de simple efecto, Modelo Junior, el cual tiene capacidad para concentrar líquidos con un gasto hasta de 300 kg/h de alimentación, y que ocupa un espacio muy reducido, pues mide 2.75 m de alto, 2.7 m de largo y 1.82 m de ancho y además se encuentra montado en una base de acero al carbón.

#### 6.1.2. Formación de espumas estables

Como se mencionó anteriormente, la porosidad es una propiedad que controla la velocidad del secado como la de reconstitución del producto. Se habló de tres procesos de secado donde es posible obtener esta estructura porosa. De éstos el más económico es el proceso de secado de espumas a presión atmosférica.

En este proceso el líquido es batido hasta formar una espuma estable que sea capaz de resistir varias operaciones mecánicas como son: bombeo, extrusión, etc., y a la vez lo suficientemente fluido para ser extendido fácilmente. Además, debe retener su estructura abierta durante todo el proceso de secado. Esto es deseable para secar rápidamente y para desprender el producto de la charola con facilidad. Si se tienen espumas muy duras o sea, excesivamente estables, éstas retienen mucho aire y al reconstituirse producen burbujas y opacidad en el líquido, reduciendo así aparentemente la intensidad de color en el jugo.

Para que un líquido forme espuma estable debe tener consistencia y habilidad de formar películas, o sea, alta tensión superficial. Existen productos como la clara de huevo, el extracto de carne de res, que al ser batidos producen espumas

estables, esto se debe a que contienen, ya sea coloides hidrofílicos que dan consistencia y son sustancias orgánicas que tienen un grupo no-polar grande y uno polar pequeño, como son las proteínas solubles y monoglicéridos que estabilizan la espuma.

Como la mayoría de los jugos de frutas y verduras no producen una espuma estable satisfactoria es necesario agregar compuestos para estabilizar la espuma producida.

De Vries (1958) formuló algunas hipótesis para explicar la estabilización de espumas con diferentes aditivos pero sus resultados continúan siendo empíricos.

En 1963, Hart y colaboradores probaron un número de aditivos comestibles, tanto en producción de espumas continuas como en procesos intermitentes. En la Tabla IV aparecen las condiciones usadas en la producción continua de espumas y en la Figura 14 aparecen los resultados de las pruebas intermitentes.

En las pruebas continuas utilizaron tres tipos de mezcladoras: Mezcladora Oakes de 15 cm de diámetro, un "votator", que es un intercambiador de calor con aspas de tubo concéntrico (Figura 15) y una mezcladora de helado suave de la marca Mills de 8 litros. Para las pruebas intermitentes utilizaron dos mezcladoras: una "Hobart" y una "Hamilton". Los resultados indican que el comportamiento de un alimento es afectado por el tiempo y la velocidad de agitación.

La temperatura afecta la formación de espuma y la cantidad de espumante requerido. En muchos casos se requiere menos aditivo a bajas temperaturas.

En el caso de pasta de tomate, su alta viscosidad permite una buena formación y estabilidad de espuma a temperatura ambiente.

Como se mencionó en la introducción, se quiere que el equipo sea versátil, es decir, que se pueda usar para todo tipo de jugo concentrado, por lo que se puede mencionar para esta operación unitaria la máquina para helados Taylor que procesa helado suave y duro.

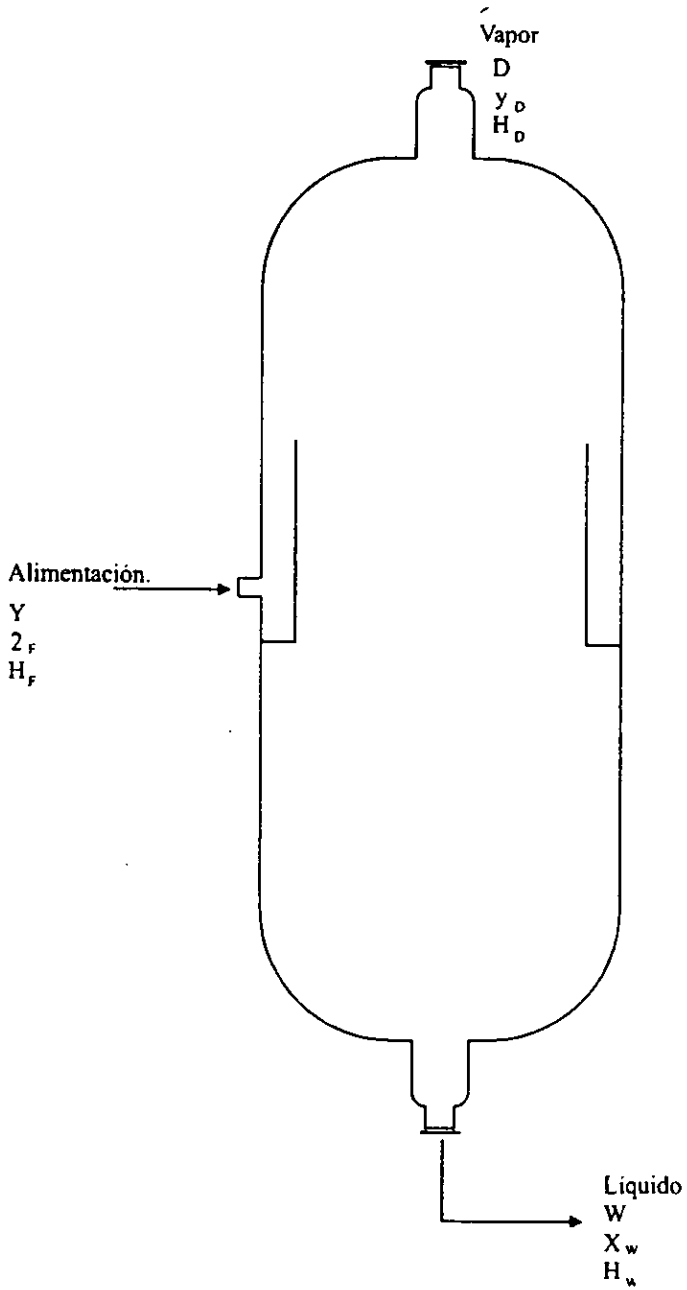


Figura 12. Calandria del evaporador



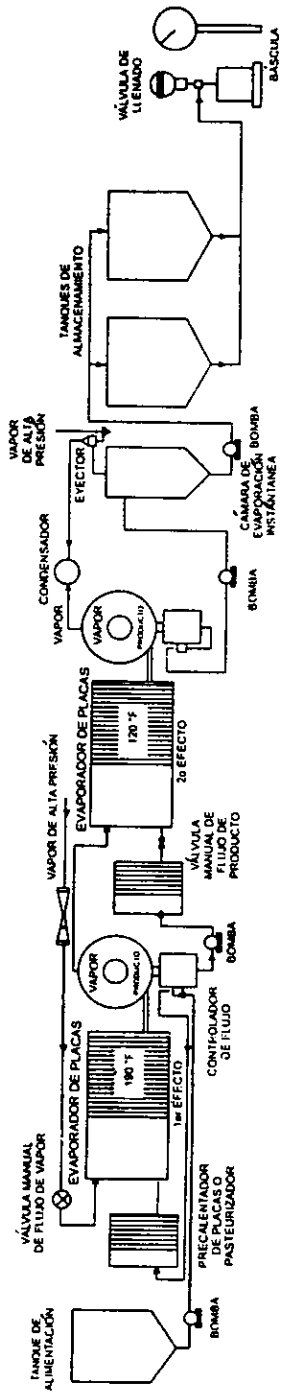


FIGURA 13. EVAPORADOR DE PLACAS DE DOBLE EFECTO (LAWLER, 1960)

Alimentación (kg/h)	Producto	Sólidos solubles (%)	Composición aditivo*	Aditivo total (%dsb)	Temp (°C)	Presión (Pa)	Densidad de la espuma (g/mL)	Aparato	rpm	Tiempo de residencia * (min)
15.9-18.2	Tomate	30	Monoesterato de glicerilo (100%)	0.6-1.25	17-21	1.36-3.40	0.55	Mezclador Oakes	900	0.17-0.33
15.9-18.2	Tomate	30	M.E.G. (100%)	1	21	2.04-2.72	0.4-0.5	Volador	800	1.0-3.0
15.9-18.2	Tomate	30	Monoesterato de sorbitán (92%) Polioxielilenmonoes tearato de sorbitán (8%)	1.0-1.25	21	1.36-3.40	0.5	Mezclador Oakes	900	0.17-0.33
11.35-13.6	Naranja	53	Proteína soya solubilizada (80%) Mentocel 10cp (20%)	1	4.4	1.0	0.35	Mezcladora para helado	120	10.0-12.0
11.35	Limón	60	M.E.G. (100%)	1	21	1.36-3.40	0.3	Mezclador Oakes	900	0.17-0.33

\*Aditivo comercial. Se puede usar aire o nitrógeno como el gas espumante.

Los gastos de gas deben de ser ajustados para producir de densidad de espuma deseada.

Tabla IV. Condiciones para la producción de espumas (Hart y colaboradores, 1963).

▲ Jugo de manzana concentrado al 65% de sólidos solubles.

X Jugo de naranja concentrada al 57% de sólido solubles.

■ Pasta de tomate concentrada al 34% de sólido solubles.

● Jugo de tomate concentrado con el 62% de sólidos solubles.

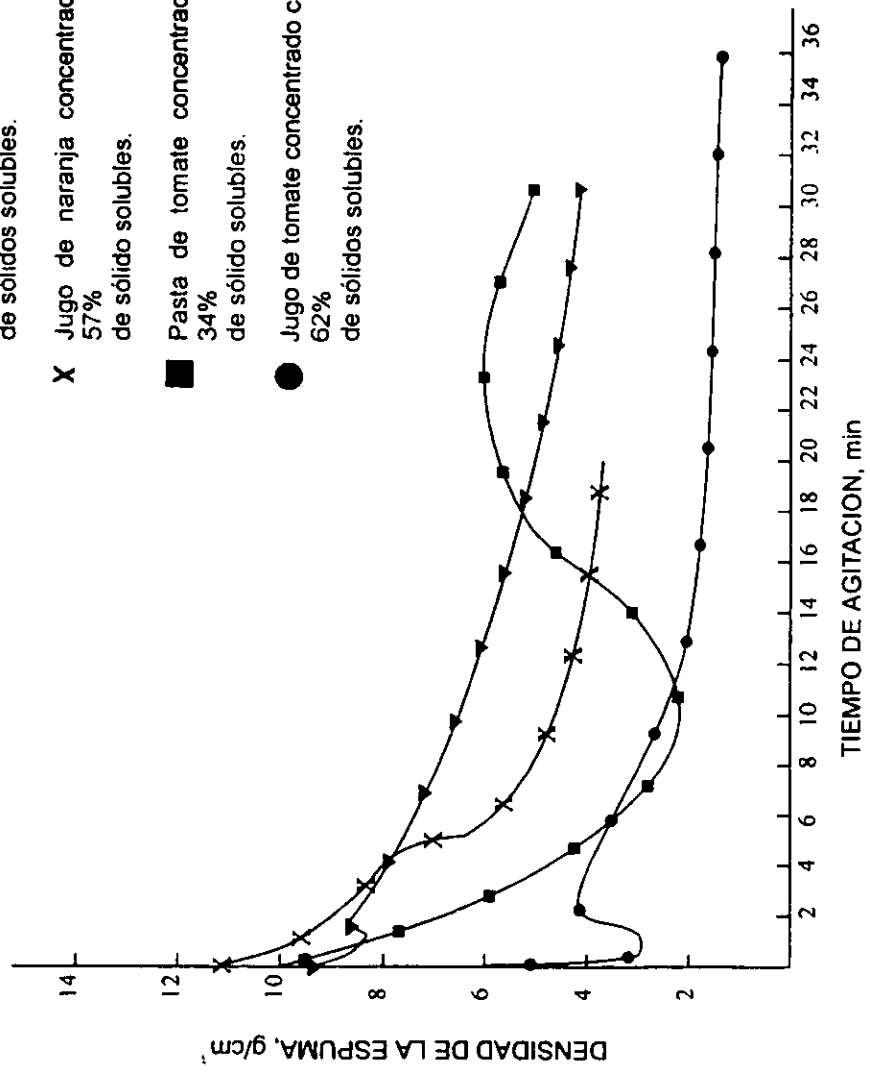


FIGURA 14. Resultados de las pruebas intermitentes ("Batch")  
(Hart y colaboradores, 1963)

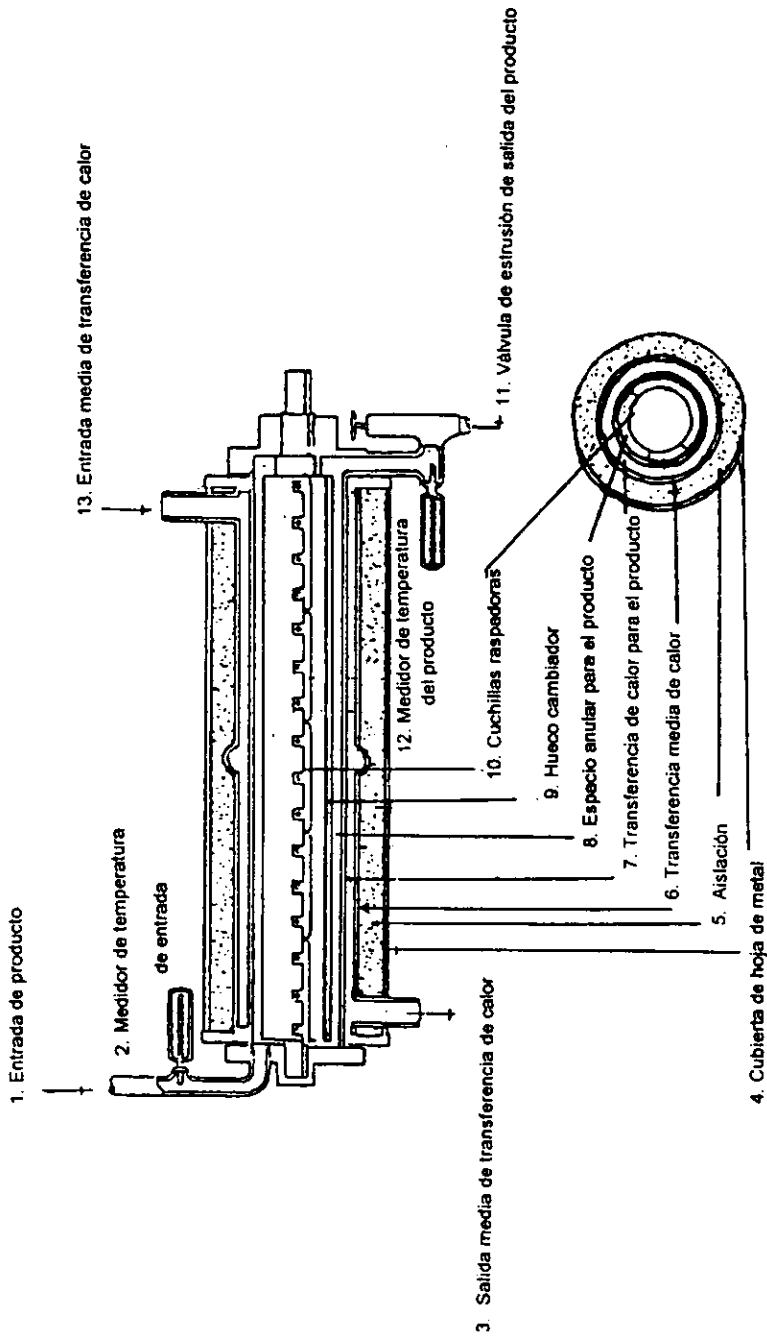


Figura 15. Intercambiador de calor concéntrico de superficies raspadas ("Votator")  
(Hart y colaboradores, 1963)

### 6.1.3. Deshidratación o secado

Esta es la operación más importante del proceso, ya que si el producto obtenido en la evaporación es de buena calidad, es necesario que las condiciones de temperatura del producto en el secador no bajen la calidad de los cristales del jugo.

Los tiempos de secado dependen del tipo de producto que va a secarse. El proceso limitante, en el caso de secado por espuma es el transporte de agua dentro del producto hacia la superficie en donde se evapora, por lo que es conveniente determinar experimentalmente los tiempos de secado bajo condiciones reales.

En la literatura se encontró que hay dos variaciones para secar espumas con aire caliente a presión atmosférica: una es usando una banda de transporte que puede ser de acero inoxidable o cubierta con teflón, y la otra es usando charolas perforadas de acero inoxidable o aluminio.

En los dos casos, la espuma sale del mezclador, se esparce en forma de película o de extrusiones cilíndricas, usando un alimentador similar a los usados en las tortilladoras automáticas. Consistente en una tolva con un rodillo que empuja la espuma por una ranura abierta en la parte inferior y que mide volumétricamente la espuma esparcida en la banda o charola.

Los primeros estudios sobre este proceso de secado por espumado como ya se mencionó fueron reportados por Morgan y colaboradores (1959) del Western Regional Research Laboratory de Albany, Calif, E.E.U.U. de América.

El proceso que llevaron a cabo para el secado de tomate se presenta en la figura 16 y es el siguiente: Prepararon una dispersión de tomate, mezclando pasta de tomate comercial de 30° Brix y monoesterato de glicerilo en una proporción en peso de 97 y 3% respectivamente y calentando a 83°C. Una parte de esta dispersión se mezcló con pasta de tomate fresca en una proporción que dio 0.7% de monoesterato de glicerilo en base seca. Esta mezcla se agitó durante 4 minutos en una batidora casera, obteniendo una espuma de 0.4 g/cm<sup>3</sup> de densidad. Esta espuma se extendió sobre un secador de banda de 3.2 mm. El 80% del secador estaba a una temperatura

de 71°C y el otro 20% a 49°C. El tiempo total de secado fue de 65 minutos y la humedad del producto final fue de 2.5%. El polvo seco se comprimó a una densidad de 0.6 g/cm<sup>3</sup>. Los estudios sobre las condiciones de almacenamiento de los productos secos no están completos, pero los resultados obtenidos indican que no difieren de aquellos que se tienen para los productos secados por otros procesos. Los productos secos de jugo de tomate pueden requerir el uso de un gas inerte. El tomate secado por este proceso mostró un contenido de humedad más bajo que el secado por aspersion, en equilibrio con el aire de la misma humedad relativa.

En 1961, Morgan y colaboradores presentaron el proceso anterior con cambios importantes. El primero fue la preparación de la dispersión del agente tensoactivo, para lo cual, el espumante se añadió a nueve partes de agua a 77°C y se agitó violentamente durante varios días a temperatura de 55°C. Otra mejora fue la técnica de formación de cráteres. En ella una capa de espuma se esparció sobre charolas de metal perforadas y se pasaron por encima una serie de boquillas con aire a temperatura ambiente a 4,500 cm/seg, para formar los cráteres (Figura 17), las charolas con espuma se enviaron al secador (figura 18). En la primera etapa el aire caliente fluía a 93°C y 91 cm/seg, a co-corriente, eliminando el 80% de la humedad en 3 min, aproximadamente. El contenido de humedad del producto seco fue de 2% en promedio. Las perforaciones en las charolas se hicieron de 3mm de diámetro, separadas 4.8 mm de centro a centro, obteniendo un área activa del 60%. Los productos se sometieron al proceso y se obtuvieron buenos resultados: Jugo de naranja con 55-65% de sólidos, pasta de tomate 30% de sólidos y jugo de piña con 40% de sólidos, todos ellos espumados con una dispersión de monoesterato de glicerilo. Jugo de uva, limón, manzana, ciruela y albaricoque fueron también secados, aunque no con los mismos buenos resultados.

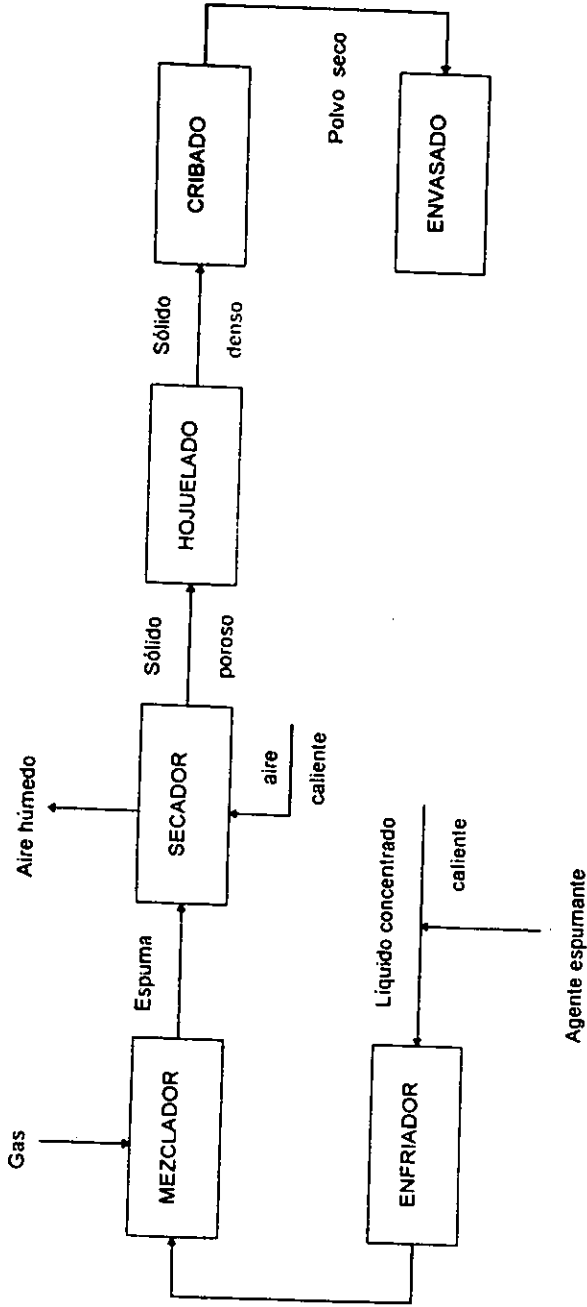


FIGURA 16. Diagrama de bloques del proceso utilizado por Morgan y colaboradores (1959)

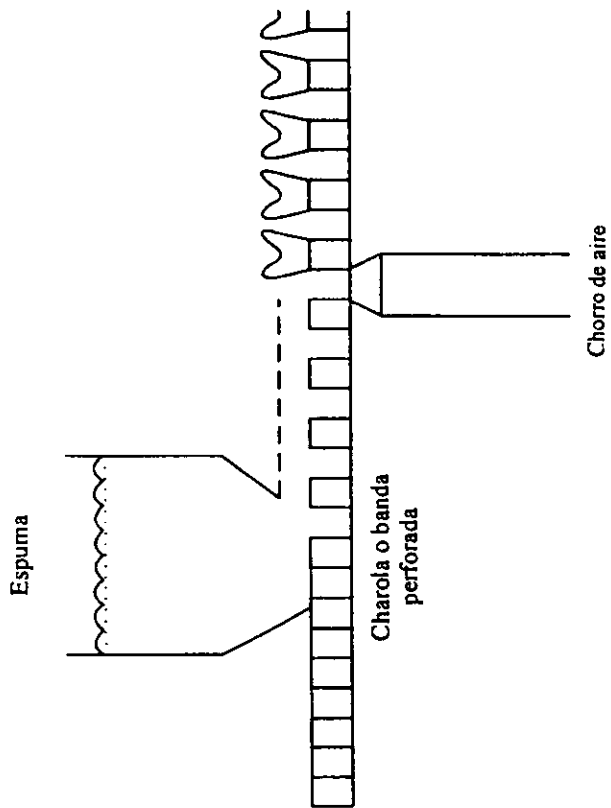


Figura 17. Técnica usada para formar cráteres (Morgan y colaboradores, 1961)



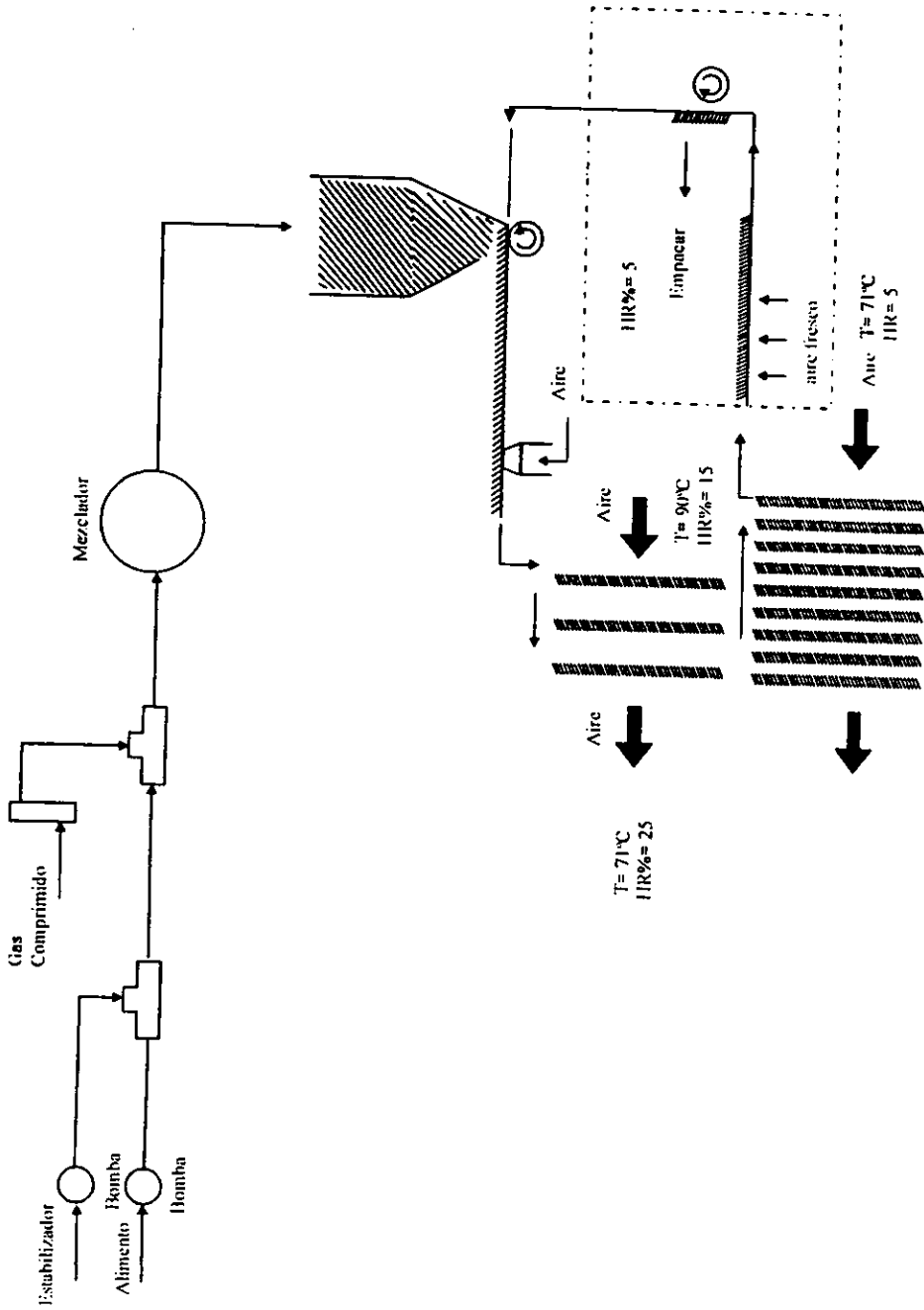


FIGURA 18. Esquema del secador con la técnica de formación de cráteres. (Morgan y Colaboradores, 1961).

Lawler, en 1962, presentó la primera aplicación comercial del proceso de secado por espumado. Este secador fue totalmente automático y de operación continua, medía aproximadamente 4.5 x 9.1 x 4.5 m y fue diseñado para producir 100 kg/h de polvo seco con 2% de humedad, manejado por un solo operador. La calidad de los productos secos fue superior a la de los procesos de aspersión y rodillos y el costo muy similar a éstos.

La siguiente contribución al proceso la hicieron Morgan y colaboradores en 1962. Presentaron el equipo completo a escala piloto (Figura 19). Las operaciones fueron: espumado, cargado de las charolas, secado, descargado de polvos y empacado. Para el cargado de charolas utilizaron un alimentador que esparciera la espuma uniformemente sobre las charolas y a un espesor determinado, ya que estas características son muy importantes tanto para la formación de cráteres como para el secado. Este aparato consistía en una tolva con un rodillo en la parte inferior, el cual medía volumétricamente la espuma esparcida sobre la charola. El secador tenía una capacidad de 7 kg/h de producto seco. En operación continua, el secador contenía 24 charolas de 38.1 x 58.4 cm en su interior. En el caso de materiales higroscópicos, ellos señalaron la necesidad de que la operación se lleve a cabo en un cuarto con humedad relativa de 15% aproximadamente y que los polvos sean empacados en bolsas de poliuretano previamente purgadas con nitrógeno, para prevenir la absorción de humedad.

Bisset y colaboradores, en 1963, realizaron experimentos de secado a varias temperaturas con jugo de naranja. La tabla V muestra la correlación entre tiempos de secado, temperatura, contenido de vitamina C, acidez total, humedad final del producto y resultados con pruebas organolépticas. Para realizar estos estudios, utilizaron una banda transportadora y un secador en el cual el aire caliente seguía un flujo cruzado (Figuras 20 y 21).

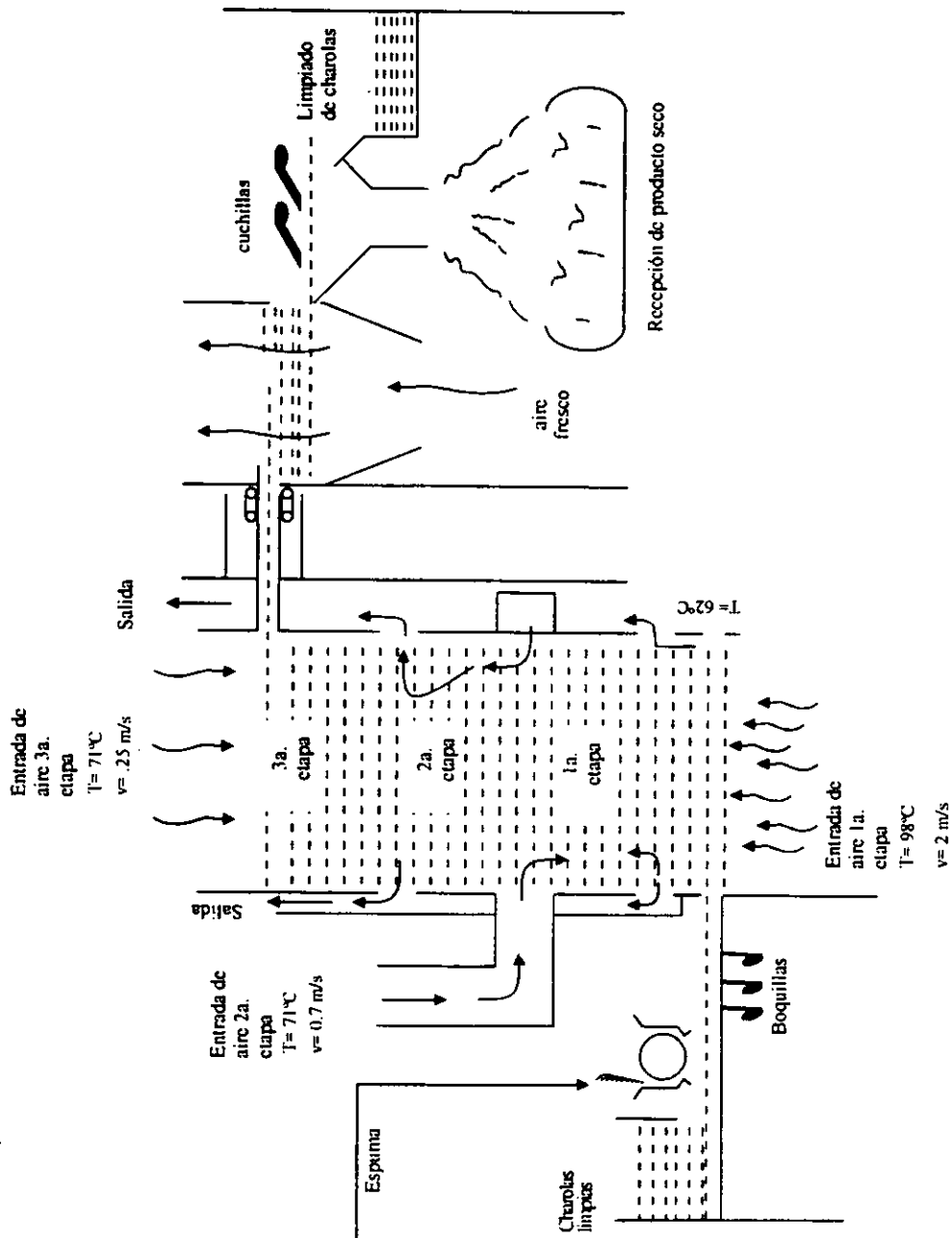


FIGURA 19. Diagrama de flujo de la planta piloto utilizada por Morgan y colaboradores (1962) con las condiciones de Ginnette y colaboradores (1963)

SECADO		PRODUCTO			Pruebas organolépticas
Temperatura	Tiempo	% Humedad	Acido ascórbico (mg/g sólido naranja)	Acidez como ácido cítrico (mg/g sólidos naranja)	
Concentrado de naranja		41.20	2.75	0.0558	agradable
71°C	11.7min	4.55	2.75	0.0564	
71°C	13.1	3.99	2.79	0.0564	
71°C	15.0	3.72	2.77	0.0568	
71°C	17.5	3.50	2.79	0.0568	
71°C	21.0	3.02	2.72	0.0568	
71°C	26.2	2.71	2.72	0.0566	
77°C	10.5	3.99	2.75	0.0570	
77°C	11.7	3.59	2.74	0.0567	
77°C	13.1	3.37	2.77	0.0568	
77°C	15.0	3.10	2.73	0.0569	desagradable
77°C	17.5	2.56	2.71	0.0571	
82°C	08.8	4.03	2.76	0.0564	agradable
82°C	09.5	3.28	2.74	0.0569	
82°C	10.5	3.05	2.72	0.0569	
82°C	11.7	2.64	2.77	0.0569	
82°C	13.1	2.48	2.72	0.0573	
82°C	15.0	2.13	2.70	0.0574	desagradable
82°C	17.5	1.99	2.70	0.0577	

Tabla V. Correlación de variables durante el secado de espumas (Bisset y colaboradores, 1963)

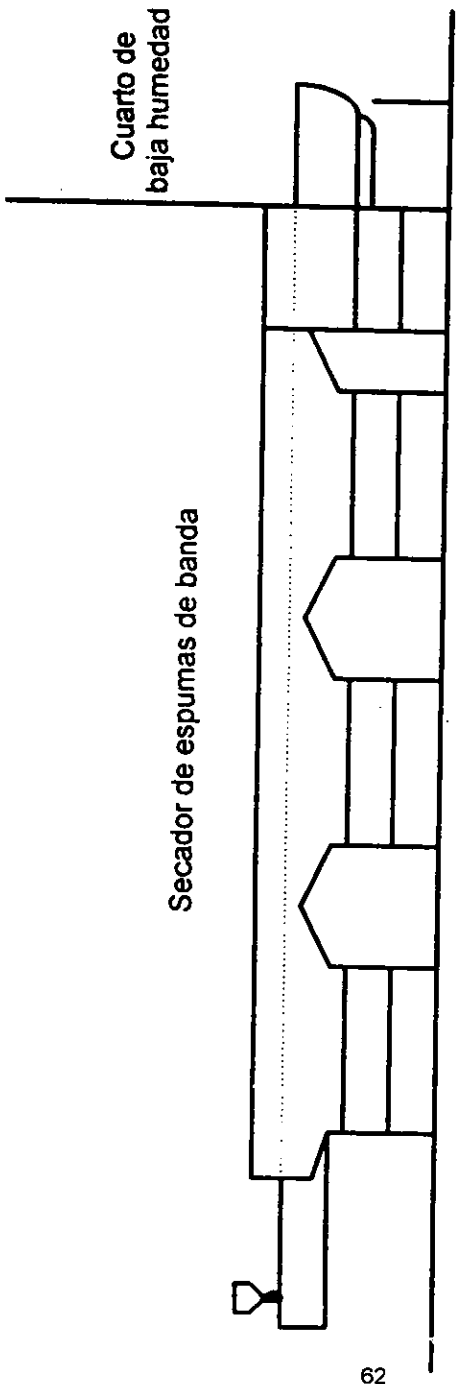


FIGURA 20. Vista lateral del secador de espumas de banda (Bisset y colaboradores, 1963)

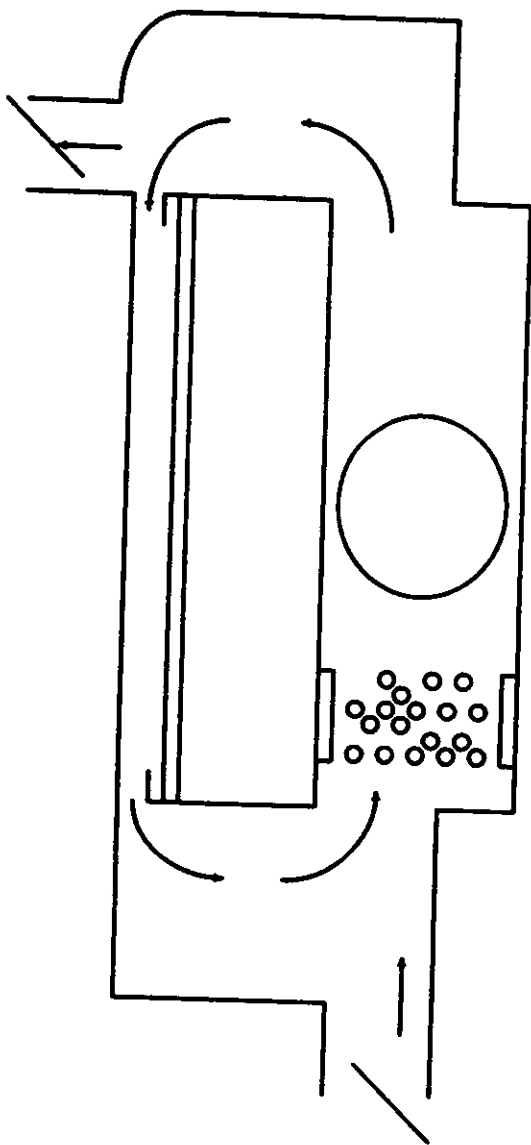


FIGURA 21. Vista de un extremo de un secador para espumas que muestra la circulación de aire caliente sobre la banda  
(Bisset y colaboradores, 1963)

Ginnette y colaboradores, en 1963, estudiaron el método de secado por espumado en producción continua para obtener tomate en polvo. Utilizaron una planta piloto que se muestra en la Figura 19 donde obtuvieron polvos sin olor y sabor a quemado a una velocidad de producción de  $0.3 \text{ kg/m}^2$  de superficie activa de charola. Las condiciones de operación fueron: puré de tomate al 30% de sólidos, velocidad de alimentación de 20 kg/h, tiempo de residencia de 15 min, temperatura de entrada del aire 98.9°C, 76.7°C y 54.5°C en las tres etapas respectivamente. La velocidad del aire en cada una de las etapas fue 9150, 3050 y 1525 cm/min respectivamente. La Figura 22 muestra un perfil de temperatura para el aire y la espuma.

#### 6.1.4. Densificación u hojuelado

El producto seco y frío se desprende de las charolas y se empaca en condiciones de humedad relativa muy baja. Este aspecto debe tomarse mucho en cuenta para impedir posibles aglutinaciones del producto.

Una característica del producto obtenido es que su densidad es baja ya que permanecen en la matriz del producto bolsas de aire. Esto hace que al reconstituirse el jugo haya desprendimiento de burbujas, además de que el color del sólido parece más pálido que el fruto fresco. Como todas estas características hacen que baje la calidad del producto, es necesario llevar a cabo la operación de densificación u hojuelado.

Esta operación consiste esencialmente en triturar el producto a cristales de un tamaño entre las mallas 30 y 60 y después pasarlos entre dos rodillos de acero de aproximadamente 30 cm de largo por 13 cm de diametro para que ejerzan sobre ellos una presión de 2800 a 3200  $\text{kg/cm}^2$ , que sería la suficiente para obtener el producto deseado. La fricción hace que se eleve un poco la temperatura del producto, pero no lo suficiente como para afectarlo; este ligero calentamiento ayuda para que el producto no se pegue a los rodillos y esto facilita su desprendimiento mediante una cuchilla.

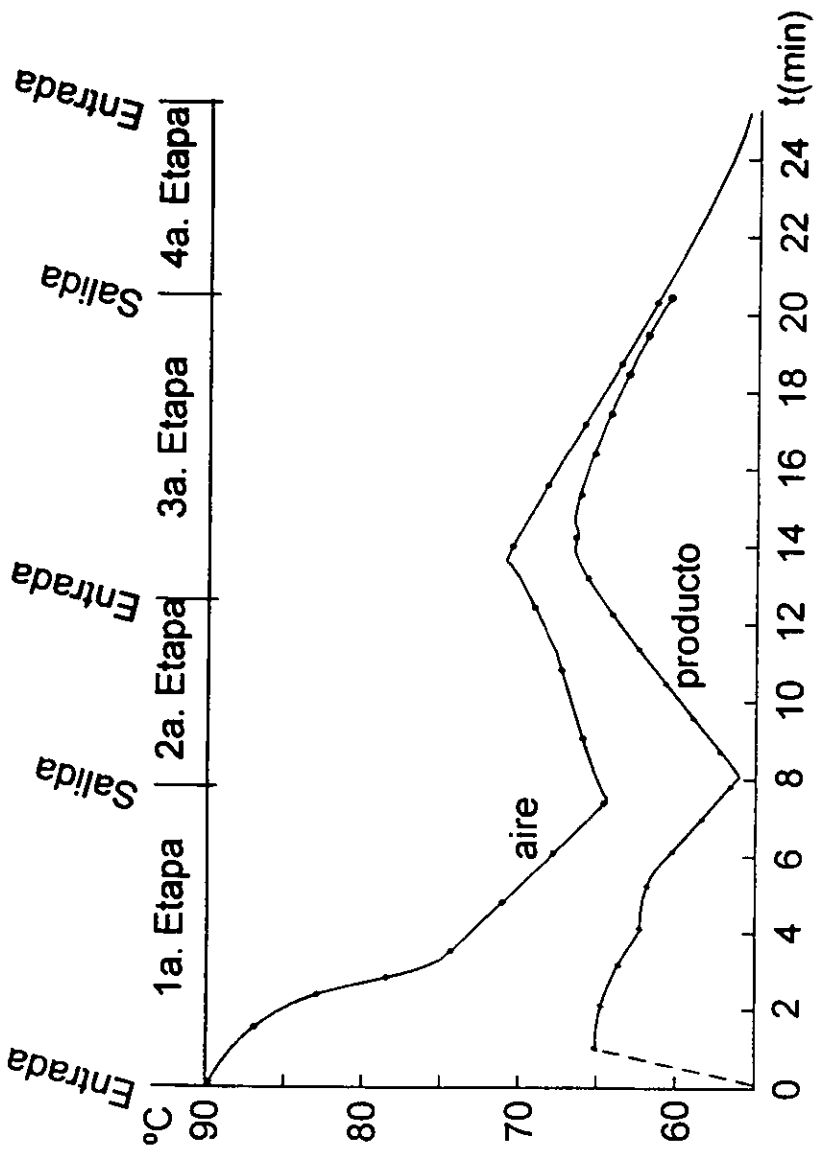


Figura 22. Perfil de temperaturas para el aire y el producto en el secador continuo (Ginnette y colaboradores, 1963)



Otra de las ventajas de esta operación es que si el polvo tiene una densidad de  $0.8 \text{ g/cm}^3$ , se necesitarán aproximadamente de 1 a 2 cucharadas de éste para reconstituir un vaso de jugo.

La solubilidad de estos cristales variarán dependiendo naturalmente del tamaño que tengan las partículas. Berry y colaboradores (1967) hicieron experimentos con diferentes tamaños de partículas en relación con la solubilidad y estos resultados se presentan en la Tabla VI.

## 6.2. Equipo seleccionado para cada operación unitaria

### 6.2.1. Evaporación

Como se vio en el inciso 6.1.1.b existen varios tipos de evaporadores de los cuales se escogerá el más adecuado para el proceso, tomando en cuenta las condiciones de operación, versatilidad para procesar varios productos y la facilidad que tenga de manejo, ya que no se quiere equipo sofisticado porque se necesitaría mano de obra especializada, lo cual elevaría el costo de manufactura.

El evaporador TASTE no sería el adecuado ya que trabaja a altas temperaturas ( $95^\circ\text{C}$ ) y el jugo pierde volátiles aunque el tiempo de residencia sea pequeño y esto afecta la calidad del producto. La pérdida de esencias ocasiona que se recuperen posteriormente, usando otra operación unitaria y redundante en el costo del producto.

La APV Co. Ltd. en México, proporcionó la cotización de un evaporador que cumple con las condiciones del proceso. Este es el evaporador Modelo Junior de simple efecto, el cual tiene capacidad para concentrar líquidos con un gasto de hasta  $300 \text{ kg/h}$  de alimentación, ocupa poco espacio, ya que mide  $2.75 \text{ m}$  de alto y de largo y ancho  $1.82 \text{ m}$  y se encuentra montado en una base de acero al carbón. (figura 23).

Toronja	Tamaño de partícula		Densidad global (g/cm <sup>3</sup> )	Tiempo de disolución (seg)	Observaciones
	-10	+20			
Sin densificar	-20	+35	0.09	40	Flota
	-35		0.13	60	Flota
			1.25	>120	Forma grumos
Densificado	-10	+20	0.62	>90	----
	-20	+35	0.58	>90	----
	-35	+60	0.60	37	----
	-60		0.45	>90	Forma grumos

Tabla VI. Relación entre tamaños de partículas y solubilidad (Berry y colaboradores, 1967).

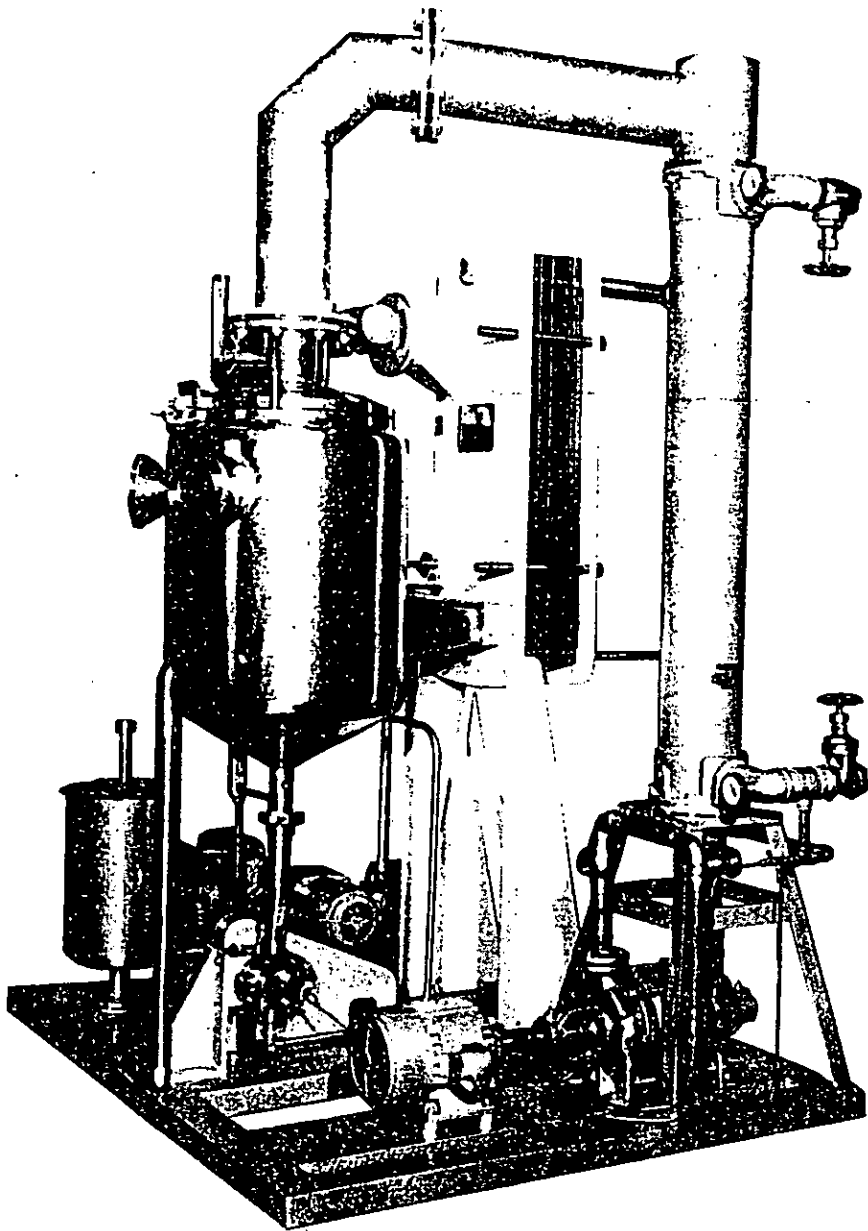


FIGURA 23. EVAPORADOR DE SIMPLE EFECTO DE LA MARCA APV  
MODELO JUNIOR

A continuación se describirán las partes de este equipo de evaporación:

- 1 Tanque de balanceo con capacidad aproximada de 30 litros, fabricado de acero inoxidable con flotador para control de nivel.
- 2 Unidades de evaporación, incluyendo un total de unidades de placas (16 placas) y dos separadores ciclónicos de vapores.
  - 1 Bombas de alimentación sanitaria, tipo centrífuga con un motor de 1 HP.
  - 2 Bombas de extracción de desplazamiento positivo, sanitarias, con un motor eléctrico de 2 HP.
- 1 Intercambiador de calor de placas para el precalentamiento de la alimentación y el enfriamiento del producto de concentración.
  - 1 Condensador de vapores de tipo superficie.
  - 1 Bomba de vacío incluyendo motor eléctrico de 1-1/2 HP.
  - 1 Bomba de extracción de condensados con motor eléctrico de 1-1/2.
  - 1 Juego de instrumentos como manómetro, vacuómetro de lectura directa, así como la tubería de interconexión y ductos de vapores.

#### 6.2.2. Espumado

Para seleccionar el equipo adecuado para esta operación unitaria se hará referencia a la Tabla V donde se especifican las condiciones para la producción de espumas y se observa que el mezclador Oakes trabaja a una presión, temperatura y velocidad altas, lo que aumenta los costos de operación, aunque proporciona una buena densidad. El "votator" trabaja casi a las mismas condiciones por lo que también resulta costoso.

Se puede observar que el mezclador de helados trabaja en condiciones bastante accesibles, como una baja temperatura, velocidad moderada y presión atmosférica aunque no se obtiene buena densidad.

Existe en México una máquina de helados Taylor que se ajusta a estas condiciones ya que puede espumar todo tipo de concentrados. Es pequeña, mide 1.5 m de alto, 1.25 m de fondo y 0.47 m de ancho y pesa 370 kg.

El equipo tiene las siguientes especificaciones:

**Refrigeración:**

Consta de una compresora Tecumsch de 2 HP utilizando 6.5 L de refrigerante y un condensador enfriado por agua, que es controlado por medio de una válvula reguladora.

**Requerimiento de agua:**

Tubería de aprovisionamiento de agua sanitaria, con tuerca universal para hacer conexión con el aparato, presión mínima del agua 55kgf

### 6.2.3. Secado

Para seleccionar el equipo de secado se usarán la Tabla V y los experimentos hechos sobre el secado por espuma mencionados en la parte 6.1.3.

Se reporta que este método de secado se puede llevar a cabo en bandas o charolas de preferencia perforadas para así reducir el tiempo de secado. Para el fin que se persigue en el presente trabajo, que es el de llevar el proceso a nivel de agro-industria lo más conveniente sería emplear el secador de charolas perforadas ya que puede ser una unidad compacta a nivel de planta piloto.

Morgan y colaboradores llevaron a cabo experimentos en 1962 a nivel planta piloto con este tipo de secador obteniendo buenos resultados. Este equipo debe estar construido en acero inoxidable para que no sufra daño el producto.

El secador debe constar de:

Sistema de engranes para transmisión de movimiento a los rodillos.

Dos rodillos transmisores de movimiento acoplado.

Dos rodillos tensores de banda.

Dos bandas sanitarias.

Impulsor de aire.

Carcaza para impulsor.

Ducto de lámina para conducción de aire.

Charolas perforadas.

De la Tabla V se deduce que el tiempo de secado no debe ser mayor a 26 min. y la temperatura no mayor a 160°C ya que las pruebas organolépticas demuestran que el producto es desagradable arriba de estas condiciones de operación.

En la Figura 24 se muestra un posible secador de charolas continuo que tiene todas las partes antes mencionadas.

En el siguiente capítulo se llevará a cabo la evaluación económica del proyecto.

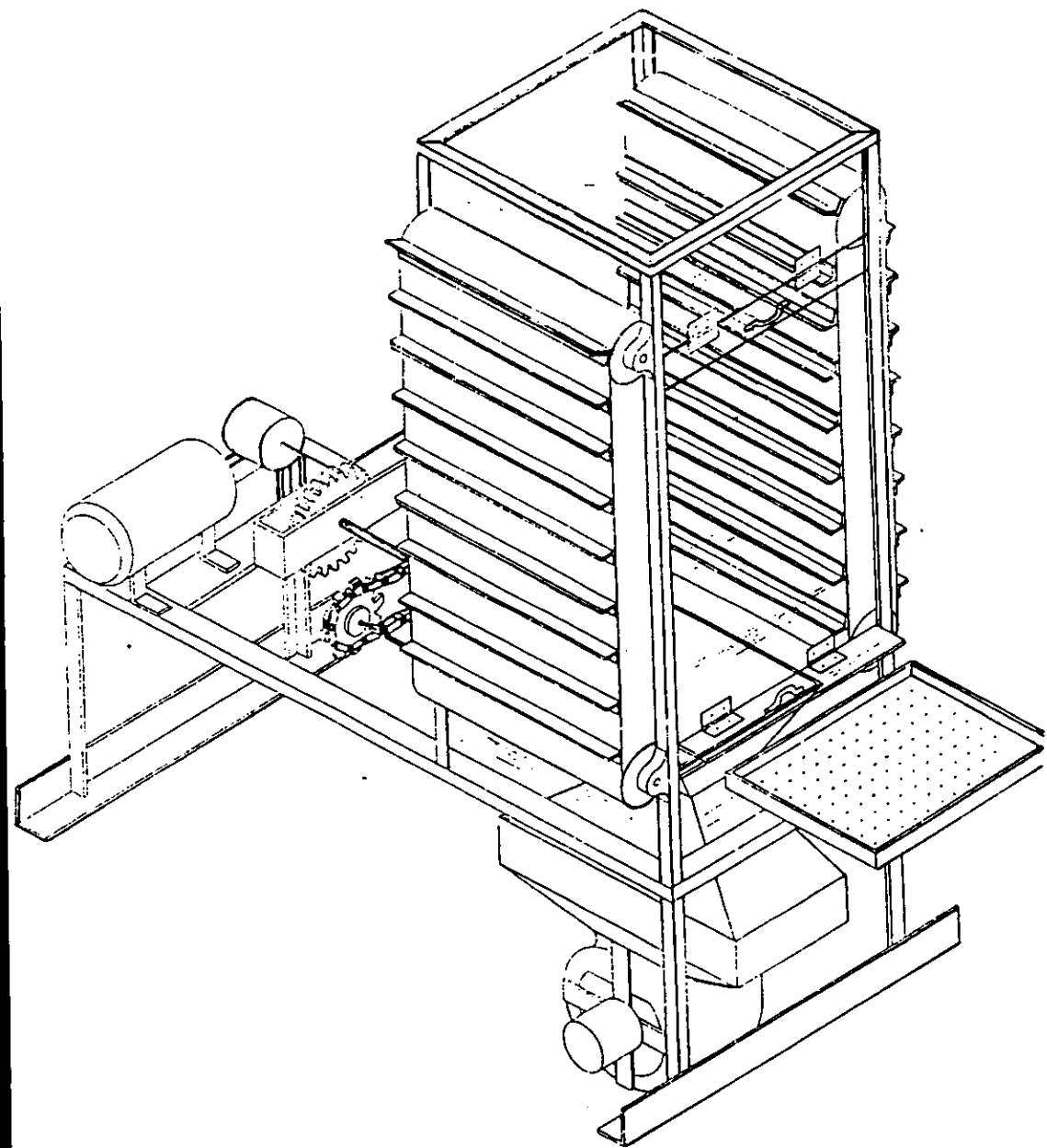


FIG. 24 Secador de charolas continuas (Cervantes y Rodríguez, 1979,a,b)

## CAPÍTULO 7. EVALUACIÓN ECONÓMICA

Para decidir si un nuevo proyecto puede llevarse a cabo en forma adecuada es necesario evaluar su viabilidad técnica y económica.

En el caso de la producción de jugos de productos hortofrutícolas deshidratados se encontró un proceso que técnicamente resulta adecuado para producir sólidos de buena calidad. Es necesario ahora llevar a cabo una evaluación económica para corroborar su viabilidad desde el punto de vista financiero.

"Desde un punto de vista práctico es inútil gastar tiempo y dinero en un proceso que no sea comercialmente viable, sin embargo, inventores de todo el mundo lo hacen constantemente. Yo he conocido personalmente varios casos en los que se han gastado años desarrollando procesos secretos que después han resultado incosteables cuando hubiera podido desecharse éste desde el principio". Esto fue dicho por Whiting, el inventor de la celda electrolítica, en 1912 y todavía resulta cierto.

Por ello, para desarrollar un proyecto para obtener nuevos productos, es necesario seguir un procedimiento continuo. Aries y Newton (1955) consideran las siguientes etapas para llevar a cabo una evaluación económica adecuada:

### 1.- Formulación de una idea

El análisis de una idea indicará la potencialidad de un proyecto y puede reflejar sus pros y contras haciendo una selección, con métodos estimativos simplificados que puede guiar hacia un proyecto viable.

### 2.- Investigación a escala de laboratorio

Al terminar el trabajo de laboratorio puede hacerse un segundo estudio para determinar si es aconsejable continuar el proyecto o es necesario modificar algunas etapas de éste. Algunas de las suposiciones hechas durante las estimaciones económicas de la formulación de la idea pueden confirmarse o modificarse a partir de los balances de materia y rendimientos obtenidos. Aquí se usarán métodos intermedios de estimación.



### 3.- Planta piloto

En la tercera etapa de evaluación se habrá ya completado todo el trabajo de investigación a nivel planta piloto. Los balances de materia y rendimiento ya estarán perfectamente establecidos en equipos que pueden escalarse. Todas las suposiciones previas deberán haber sido probadas o alteradas por la experimentación. Aquí será necesario emplear procedimientos más detallados para evaluar el proceso.

### 4.- Diseño de la planta

La evaluación económica final se hace después de que se ha completado el diseño de la planta. El proyecto debe ser revisado muy cuidadosamente antes de que inicie el programa de construcción.

Este estudio se encuentra justamente en la segunda fase del desarrollo de una posible planta agroindustrial para producir jugo de frutas y hortalizas deshidratados. Como en la primera etapa se obtuvieron resultados positivos se procederá a implementar la tercera etapa, que consistirá en el desarrollo a escala piloto del secado de jugos de productos hortofrutícolas.

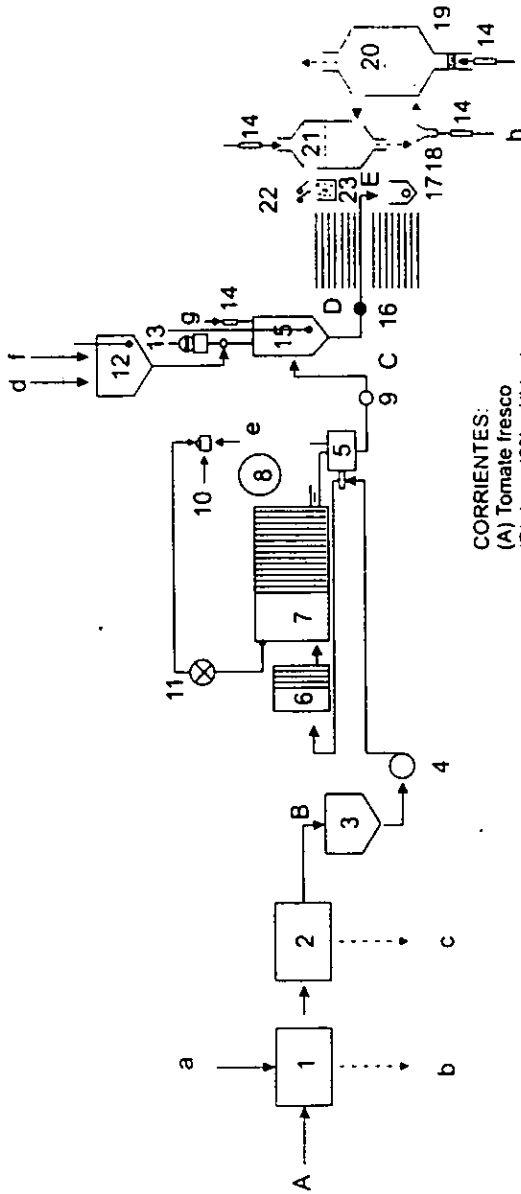
Para llevar a cabo la evaluación económica se siguió el método simplificado presentado por Aries y Newton (1955) que consiste en calcular el costo estimado del equipo y, a partir de éste, evaluar el capital fijo y el capital de trabajo, obteniendo así la inversión estimada de capital. Los costos de manufactura y costo total se obtendrán a partir de una estimación de costo de materia prima, servicios, mano de obra, empaque y capital fijo, considerando que la producción anual de jugos deshidratados, en este caso de tomate, es de 25 T/año para una pequeña planta móvil que se desplaza por los campos y procesa el equivalente de 20-50 ha cultivadas. El precio de venta se seleccionará a partir del precio de venta del jugo de tomate en polvo producido por aspersión considerando que deberá ser menor o al menos igual para que plantee competitividad. A partir del precio de venta y el costo total se determinará la relación gasto:ganancia y se encontrará el tiempo de recuperación del capital invertido.

La Figura 25 presenta el diagrama de flujo del proceso y la Tabla VII, detalla el equipo mínimo necesario y su costo, de acuerdo a estimaciones hechas con compañías fabricantes o distribuidoras de equipos.

En el caso de la tubería, accesorios y aislamiento se consideró, de acuerdo a Aries y Newton (1955), el 15% del costo total de equipo adquirido. Considerando la instalación del equipo en un camión tipo trailer no se tomó en cuenta el costo del vehículo sino que se tomó la instalación como el 40% del costo total del equipo adquirido. Como imprevistos se calculó el 10% de los costos directos y se consideró como capital de trabajo el 10% de la inversión fija de capital.

Tabla VII. Costo total del equipo adquirido

<b>Equipo</b>	<b>Costo</b>
1.- Bandas transportadoras	\$ 22,175.00
2.- Tanque lavador	17,574.00
3.- Extractor de jugo	45,000.00
4.- Sistema de concentración	507,650.00
5.- Sistema de espumado	16,132.00
6.- Distribuidor de espumas	3,250.00
7.- Soplador de aire para el proceso	57,500.00
8.- Secador de charolas continuo	58,990.00
9.- Sistema de empaque	37,500.00
<b>Total costo de equipo (CTEA)</b>	<b>\$ 765,771.00</b>



**CORRIENTES:**

- (A) Tomate fresco
- (B) Jugo (6% sólidos).
- (C) Pasta (30% sólidos).
- (D) Espuma
- (E) Producto seco a empaque
- (a) agua de lavado
- (b) agua de desecho
- (c) bagazo fruta/hortaliza
- (d) agente tensoactivo
- (e) vapor alta presión
- (f) agua caliente p/dispersar
- (g) aire para espumar
- (h) aire para cráteres
- (i) aire para secar
- (j) aire refrigerado

**EQUIPO:**

- (1) Tanque lavador
- (2) Extractor jugo
- (3) Tanque alimentador
- (4) Bomba alimentación
- (5) Controlador de jugo
- (6) Pasterizador de placas
- (7) Evaporador de placas
- (8) Separador de vapores
- (9) Bomba pasta
- (10) Eyecter
- (11) Válvula flujo vapor
- (12) Tanque de agente tensoactivo

(13) Válvula control llenado

- (14) Rotámetros
- (15) Tanque espumador
- (16) Bomba espuma
- (17) Distribuidor espuma
- (18) Boquillas formación de cráteres
- (19) Banco resistencias
- (20) Secador de charolas
- (21) Enfriador de polvos
- (22) Cuchillas
- (23) Tolva polvos hacia llenadora de bolsas

FIGURA 25. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO

Tabla VIII Inversión estimada de capital

Fecha: Agosto de 1996

Producto: Tomate deshidratado

Base: 440 T/año tomate fresco

Capacidad: 24.74 T/año sólidos secos

1.- Capital fijo (IF)

I) Costos físicos directos

a) Costo total del equipo adquirido (CTEA)	\$ 765,771.00
b) Instalación (40% CTEA)	306,308.00
c) Accesorios y tubería (15% CTEA)	114,866.00
d) Aislamiento	-----
e) Instrumentación (15% CTEA)	114,866.00
f) Equipo técnico auxiliar	-----
g) Edificio, terreno, mejoras al terreno	100,000.00
(Costos del camión carguero de 8 T)	
Total costos físicos directos	\$1,401,810.00

II) Costos indirectos

a) Ingeniería y construcción	-----
b) Imprevistos (10% costos directos)	\$ 140,181.00
Total capital fijo (IF)	\$1,541,991.00
Capital de trabajo (Iw=10%IF)	154,199.00
a) Materia prima invertida	-----
b) Materiales de proceso inventariados	-----
c) Producto inventariado	-----
d) Créditos y caja chica	-----
Inversión total de capital	\$1,696,190.00

Para obtener el costo total de producción se hicieron las siguientes consideraciones:

Se tomó un día de trabajo de ocho horas, una semana de cinco días y un año de cuarenta semanas como base para trabajar (1600 h/ año). El costo de la materia prima (rm) dado por la Dirección General de Economía Agrícola de la SARH para el tomate en agosto de 1996 es de \$1,600.00/T, pero dado a que se va a procesar el tomate que se madura en planta (que ya no es comercializable puesto que no resiste transportación) se tomará un costo de materia prima de 40% del precio dado al de 1a. calidad. Para mano de obra (k) se tomaron para el evaporador 0.25 hombre/unidad, para el sistema de lavado de fruta 1 obrero/ unidad (Aries y Newton, 1995). En servicios (u) se consideró la evaluación que aparece en el Apéndice II para vapor, agua, aire, electricidad y gasolina, aumentando los datos calculados en un 20% por pérdidas e imprevistos. El empaque (h) se calculó con base a bolsas de polietileno de 500 g con un costo de 5¢ /cada una. Teniendo estos datos se calculó el costo de manufactura (M) como:

$$M = rm + u + h + 1.2k + mr + \frac{0.2I_f}{r_a}$$

englobando supervisión en el factor 1.2, manteniendo como el 5% del capital fijo y refacciones como 10% de mantenimiento. Finalmente depreciación, seguros e impuestos quedaron en el factor 0.2 de  $I_f / r_a$ .

Se consideraron como gastos generales (G) la administración, ventas, investigación y financiamiento y se usó la ecuación siguiente:

$$G = 0.07S + \frac{0.03B}{r_a}$$

donde **B** es la cantidad de capital obtenido a través de préstamos y **S** el precio de venta. En este caso se tomó para **B** un valor de \$1,550.00 tomando en cuenta que las empresas patrocinadoras tendrían un empréstito inicial total por parte de las oficinas paraestatales pertinentes.

El precio de venta (**S**) se tomó como \$24.00 ya que el precio de tomate deshidratado por aspersión es de \$22.00. Con este valor se determinó la ganancia antes de impuestos (**Pb**) como:

$$Pb = S - M - G$$

y se encontró el tiempo de recuperación del capital invertido (**D**) como:

$$D = \frac{I_f}{Pbr_a + 0.1I_f}$$

No se tomaron los valores después de impuestos porque da como un supuesto que las agroindustrias ejidales o comunales estarán exentas de impuestos. La Tabla IX presenta los resultados obtenidos.

Tabla IX. Costos estimados totales del producto y tiempo estimado de recuperación del capital invertido

Producto: Tomate deshidratado	Fecha: Agosto de 1996
Base: 440 T/año tomate fresco	Precio de venta: \$ 24.00 /kg
Capacidad: 24.74 T/año sólidos secos	Costo de mano de obra: \$ 23.00 /día
	Capital fijo: \$ 1,541,991.00 /año

I.- Costo total del producto

1.- Costos directos de manufactura	\$/año
a) Materias primas (rm)	
I) Tomate (440 T/año (a) \$640 /T)	281,600.00
II) Agentes surfactantes	
(24.74 T/año 1% (a) \$13 /kg)	3,216.20
b) Mano de obra (k= 4 obreros $\frac{200 \text{días}}{\text{año}}$ (a) \$ 23.00 /día)	18,400.00
c) Supervisión (20%k)	3,680.00
d) Mantenimiento (m = 5% IF)	77,099.00
e) Refacciones (r = 10% m)	7,709.95
f) Servicios (u, Apéndice II)	86,974.00
g) Patentes	-----
Total Costos indirectos	\$ 478,679.15

2.- Costos indirectos de manufactura (h)

a) Salarios adicionales, seguro social, vacaciones (15% k)	2,760.00
b) Laboratorio (10% k)	1,840.00
c) Empaque	
I) Bolsas de polietileno	
(400, 000 bolsas/año a 5 ¢ bolsa)	2,000.00
II) Cajas de cartón	
(400 cajas/año)	2,000.00
d) Transportación	
(100 km x 24.74 T/año \$10.00 Tx km)	24,740.00
 Total costos indirectos	 \$ 33,340.00

3.- Costos fijos de manufactura  $\frac{0.2H}{r_a}$

- a) Depreciación
- b) Impuestos
- c) Seguro contra fatalidades

COSTO TOTAL DE MANUFACTURA (M) 512,019.15

VENTAS TOTALES DEL PRODUCTO (S) 593,760.00

4.- Gastos generales  $(G = 0.07 S + \frac{0.03H}{r_a})$  43,433.00



a) Administración (2% S)

b) Ventas (3% S)

c) Investigación (2% S)

d) Financiamiento  $\frac{0.03B}{r_s}$

II.- Tiempo de recuperación (D)

1.- Ganancia antes de impuestos ( $P_b = S - M + G$ )	40,307.85
2.- Tiempo de recuperación del capital invertido	3.5 años

$$D = \frac{I_F}{Pbr_a + 0.1I_F}$$

$$M + G = 512,019.15 + 43,433.00 = 555,452.15$$

$$S - M + G = 593,760.00 - 555,452.15 = 38,307.85$$

$$P_b = S - M + G$$

$$P_b = 38,307.85$$

$$D = 3.5 \text{ años}$$

## CAPÍTULO 8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

A partir del análisis del equipo existente se tomó un proceso de secado de jugos de productos hortofrutícolas que involucra el secado del producto en condiciones atmosféricas. Para obtener un producto de alta calidad, las temperaturas de operación deben ser moderadas. Por ello, se planteó la modificación de la estructura del material a secar aumentando considerablemente su área superficial al formar una espuma estable por agitación, usando agentes de superficie activa para promover la formación de dicha estructura.

Este proceso involucra la extracción del jugo, la concentración hasta un contenido de sólidos adecuado para tener una estructura estable para el secado, la agitación para formar una espuma y el secado de ésta. La primera operación, la extracción, se modifica de acuerdo a materia prima procesada pero las tres restantes serían comunes, independientemente del producto manejado.

Los equipos seleccionados, desde el punto de vista de ingeniería, considerando sus ventajas y desventajas a nivel operación y calidad del producto terminado, fueron los siguientes:

Para la concentración se consideró un evaporador de placas al vacío que permite tener tiempos de residencia cortos y temperaturas suficientemente bajas como para evitar daños a las características organolépticas y nutritivas del producto. El costo de este equipo presentado en el Apéndice I, resultó muy elevado (un poco más del 50% del costo total de equipo) ya que es un equipo de importación muy sofisticado. Se considera, sin embargo, que pueden construirse en México y esto haría que su costo bajara en más de un 30% por concepto de mano de obra y costo de transportación.

Para formar una espuma estable se vieron cotizaciones de máquinas para hacer helado suave pero su costo era de casi \$50,000.00. Tomando un tanque de acero inoxidable con un agitador tipo turbina e incorporándole un tanque pequeño de

dispersión del agente surfactante y un dosificador el precio se reduce a \$20,000.00 A partir de resultados experimentales se podría corroborar su eficiencia en la formación de las estructuras porosas.

En la operación de secado se tomó información sobre un secador a escala piloto usado en el Western Regional Research Laboratory en California (Departamento de Agricultura de EE.UU. de A.). Con los datos proporcionados se diseñó empíricamente un secador de 26 charolas de 40 x 40 cm<sup>2</sup> con perforaciones de 2 mm separadas 3 mm de centro a centro dejando una pestaña de 1 cm por lado sin perforar. Para el diseño se consideró que el aire entraba a co-corriente con las charolas en una sola etapa a 80°C con una saturación de 2% y que salía 80% saturado (suponiendo que la saturación del aire era un proceso adiabático como una primera aproximación). El tiempo de secado fue de 12 min, obtenido a partir de los datos experimentales reportados en la literatura. La distancia entre charolas definió la altura del secador. Para el costo se hicieron consideraciones similares a las de la construcción del mezclador (Apéndice 1). Su costo fue de aproximadamente el 10% del costo total del equipo por lo que puede verse que si el evaporador también se construyera en México su costo se reduciría considerablemente.

No se consideró la operación opcional de densificación ya que controlando las condiciones de operación (concentración de sólidos en la pasta y propiedades físicas de la espuma principalmente) puede obtenerse un producto con una densidad de 0.55 g/cm<sup>3</sup>.

El precio por kg de producto seco se tomó casi igual que el del polvo de tomate secado por aspersión \$24.00. Si el tomate se procesará en plantas fijas tomando el precio de \$1,600.00/T, el costo mínimo por kg de producto seco subiría considerablemente pero tomando en cuenta que el tomate madurado en planta (en el campo) tiene un valor comercial muy bajo ya que no puede transportarse, el proceso resulta rentable con un tiempo del capital de recuperación invertido de aproximadamente 3 años y medio. Este tiempo de recuperación, para un proyecto de mediano riesgo como el que se estudió, es bastante adecuado.

De los resultados obtenidos puede concluirse que el proceso seleccionado es adecuado desde el punto de vista de ingeniería y económico, para procesar productos hortofrutícolas, como el tomate, reduciendo las pérdidas postcosecha en el agro mexicano.

Es pertinente enfatizar que el producto obtenido a partir de este proceso es de una calidad comparable a la de la materia prima empleada, ya que el proceso se escogió tomando en cuenta la termolabilidad del material manejado. Cuando el tomate empleado está en un estado óptimo de calidad (ya que se maduró en el campo y no varios días después de su cosecha) el polvo obtenido es de gran calidad organoléptica y nutrimental. Los experimentos realizados a nivel de laboratorio han corroborado esto (Cervantes y Rodríguez 1979 a,b).

Por las conclusiones anteriores se recomienda:

- a) Que se lleve a cabo la parte experimental a escala piloto para poder obtener los resultados prácticos que corroboren las eficiencias de escala.
- b) Que de los datos experimentales en caso de ser satisfactorios, se escale convenientemente para llevarlo al agro mexicano, ya sea en unidades móviles para campos de tamaño pequeño y mediano o en instalaciones fijas para los grandes productores.
- c) Una vez montado el proceso, se optimizarán las condiciones de operación para obtener el mayor rendimiento al mínimo costo y con el menor impacto ambiental (subproductos y consumos energéticos).

fatta

titolo

"introduzione"

## BIBLIOGRAFÍA

- Aries, R.S. y Newton, R.D. (1955). "Chemical Engineering Cost Estimation". Mac Graw-Hill Book Company Inc. Nueva York, NY. EEUUA.
- Berry, R.E., Bisset, O.W., Magner, C.J. y Veldhuis, M.K. (1967). Conditions for producing foam-mat dried. Food Technol., 21:293.
- Berry, R.E., O.W., Wagner, C.J. y Veldhuis, M.K. (1965). Foam-mat dried grape fruit powders. Food Technol., 19:126.
- Bisset, O.W., Tatum, C.J., Veldhuis, M.K., Graham, R.P. y Morgan, A. I. (1963). Foam-mat dried orange juice. Food Technol., 17:210.
- Cervantes, J.J y Rodríguez, M.A. (1979a). Contribución experimental al secado de puré de jitomate. Premio Nacional en Ciencia y Tecnología de Alimentos 1979. México D.F. México.
- Cervantes, J.J. y Rodríguez, M.A. (1979b). Contribución experimental al secado de puré de jitomate. Tesis profesional. Facultad de Química, UNAM. México. D.F. México.
- De Vries, A.J.. Theory of foams (1958). Rubber Chem. and Technol., 31:1142
- Dirección General de Economía Agrícola, SARH Estadísticas Anuales. (1990-1994). México, D.F.
- Foust, A.S., Wensel, L.A., Clump, C.W., Maus, L., andersen, L.B. (1972). Principios de operaciones unitarias. Compañía Editorial Continental S.A. México, D.F. México.
- Ginnette, L.F. Graham, R.P. y Morgan, A.J. (1963). Tomato powder by foam-mat drying. Food Technol., 17:811.
- Greaves, R.I.N. (1969). The application of heat to freeze drying systems. Ann. New York Acad. Sci., 85:682-688.
- Hall, R.P., Hendrick, C.W., (1971). "Drying of milk and milk products". p 57 Avi Pub. Co. Inc. Wesport, CN. EEUUA.
- Hart, M.D., Graham, R.P., Ginnette, L.F. y Morgan, A.I. (1963). Foam for foam-mat drying. Food Technol. 17:1302

- Hanrahan, F.P. y Webb, B.H. (1961). USDA develops foam-spray drying. *Food Eng.*, 33:37
- Herrera-Robledo J., Montes, A.G. y Dante Casas, J.S. (1974). Factores en la formación de espumas de jugo de limón y tomate y su deshidratación. *Anales Científicos*. Vol. XII, (3-4):142:144.
- Kaufman, V.F. Wong, F., Taylor, D.H. y Talburt, W.F. (1955). Problems in the production of tomato juice powder by vacuum. *Food Technol.*, 9:120
- Lawler, F.K. (1962). Foam-mat drying goes to work. *Food Eng.*, 34:68.
- Mapson, L.W. (1965). Biosíntesis del etileno. *Biochem. J.* 109:29.
- Morgan, A.I., Ginnette, L.F., Randall, J.M. y Graham, R.P. (1959). Technique for improving instant. *Food Eng.*, 31:86.
- Morgan, A.I. Jr., Rockwell, W.C., Lovies, E., Graham, R.P. y Ginnette, L.F. (1962). How foam-mat dryer was made. *Food Eng.*, 34:86.
- Morgan, A.I., Graham, R.P., Ginnette, L.F. y Williams, G.S. (1961). Recent developments in foam-mat drying. *Food Technol.*, 15:37.
- Ponting, J.D., Stanley, N.C. y Copley, M.J. (1963). Jugos de frutas y verduras. En "Food Dehydration". Vol II. Van Arsdel, W.B. y Copley (Editores) p. 508-565. Avi Pub. Co. Westport, CN. EEUUA.
- Potter, N.N. (1968). "Food Science". P.227-268. Avi. Pub. Co. Westport, CN. EEUUA.
- Stephenson, J.L. (1953) Theory of the vacuum drying of frozen tissues. *Bull Math Biophys.*, 15:111,430.
- Strashum, S.I. y Talburt, W.F. (1953). Puffed powder from juice. *Food Eng.* 25:59.
- Treybal, R.E. (1955). "Mass Transfer". p. 575-576. Prentice Hall. Tokio, Japón.
- Van Arsdel, W.B., Stanley, W.C. y Copley, M.J. (1973). "In Food Dehydration". Vol I. p. 145-153. Avi. Pub. Co. Westport, CN.
- Van Arsdel, W.B., Stanley, W.C. y Copley, M.J. (1973). "In Food Dehydration". Vol II. p. 215-218. Avi. Pub. Co. Westport, CN.
- Walter, L.H. y Patterson, D.C. (1955). A laboratory fruit essence recovery unit *Food Technol.*, 9:87.

## BIBLIOGRAFÍA DEL APÉNDICE I

Garmendia M.G. y Bazúa, C.D. de. (1980). Los centros de investigación y educación superior y el desarrollo de agroindustrias. Dos problemas tipo. Parte 1. Deshidratación de frutas y hortalizas. *Tecnol. Aliment.(Méx.)*, 15(5):4-14 y 16(6):26-32 (1981).

Joslyn, M.A. y Tressler, D.K. (Editores). (1961). "Fruit and vegetable juice processing technology". Jugos de naranja, tangerina, 54-77, limón y lima, 142-143. Avi Pub. Co. Westport, CN. EEUUA.

Lapple, W.C., Clark, W.E. y Dybdal, E.C. (1955). Drying. Desi and Costs. *Chemical Engineering*. 62(11): 177-200.

Ocón, G.J. y Tojo, B.G. (1975). "Problemas de ingeniería química". Tomo II, p. 240-292. Editorial Aguilar. Madrid, España.

Rochwell, W.C., Lowe, E. Morgan, A.I., Jr., Graham, R.P. y Ginnette, L.F. (1962). How foam-mat drier is made. *Food Eng.* 34 (8): 86-88.

## BIBLIOGRAFÍA DEL APÉNDICE II

Casten, J.W. (1964). Utilization and disposal of liquid and solid residues. En "Food Processing Operations". Vol. 3. M.A. Joslyn y J.L. Heid (Editores). Avi Pub. Co. Westport, CN. EEUUA.

National Canners Association Staff. (1968). Laboratory manual for food canners and processors. Vol 2. A.I. Pub. Co. Westport, Conn. EEUUA.



## ÍNDICE DE TABLAS

- I. Contenido interno de etileno y umbral para la acción del etileno en varios frutos
- II. Producciones, rendimientos y precio de tomate rojo, naranja, limón y toronja
- III. Proyección de la producción de tomate y naranja
- IV. Condiciones para la producción de espumas
- V. Correlación de variables durante el secado de espumas
- VI. Relación entre los tamaños de partículas y solubilidad
- VII. Costo total del equipo adquirido
- VIII. Inversión estimada de capital
- IX. Costos estimados totales de producto y tiempo de recuperación del capital invertido

## ÍNDICE DE FIGURAS

1. Producción de CO<sub>2</sub> vs días de vida del fruto
2. Operaciones principales en la producción de alimentos deshidratados
3. Contenido de humedad contra tiempo
4. Velocidad de secado vs contenido de humedad
5. Diagrama de flujo para un secador continuo en contracorriente
6. Secador adiabático continuo en contracorriente
7. Diagrama psicométrico
8. Perfiles de temperatura y humedad en corriente directa
9. Diagrama de flujo para el secado por inflado
10. Diagrama de flujo para secar espumas por aspersion
11. Diagrama de bloques del proceso de industrialización de tomate y naranja
12. Calandria del evaporador
13. Evaporador de placas de doble efecto
14. Resultado de las pruebas intermitentes
15. Vista seccional del cambiador de calor llamado "votator"
16. Diagrama de bloques del proceso utilizado por Morgan y colaboradores
17. Mecánica usada para formar cráteres
18. Esquema del secador con la técnica de formación de cráteres
19. Diagrama de flujo de la planta piloto utilizada por Morgan y colaboradores con las condiciones de proceso de Ginnette y colaboradores
20. Vista lateral del secador de espumas de banda
21. Vista de un extremo de un secador para espumas, que muestra la circulación de aire caliente sobre la banda
22. Perfil de temperatura para el aire y el producto en el secador continuo
23. Evaporador de simple efecto de la marca APV. Modelo JUNIOR
24. Secador de charolas continuo
25. Diagrama de flujo del proceso

## NOMENCLATURA

$a$  = área de contacto

$A$  = área de la superficie expuesta

$A_c$  = área de secado antecrítica

$A_f$  = área de secado decreciente

$A_n$  = área de sección normal de secador

$A$  = área total de secado

$B$  = capital obtenido (préstamo)

$c$  = calor específico

CTEA = costo total de equipo adquirido

$d$  = diámetro del secador

$D$  = masa de vapor producido por el domo

$D$  = tiempo de recuperación

$dt'$  = disminución de temperatura

$D_{yd}$  = fracción de vapor producida en el domo

$f$  = masa de alimentación al evaporador

$F_{zf}$  = fracción de sólidos en la alimentación

$G$  = masa velocidad de aire

$G_s$  = masa velocidad del sólido

$h$  = costos indirectos de manufactura

$H$  = entalpía del agua en el sólido

$h$  = hora

$h_c$  = coeficiente de conversión

$H_\alpha$  = altura del elemento de transición

$i$  = entalpía del agua en el aire

IF = total del capital fijo

kg = kilogramo

kW = kilowatts

L = longitud  
M = costo de manufactura  
 $m^2$  = metro cuadrado  
 $N_{\alpha}$  = numero de elementos de transición  
Num = numero de Reynolds  
o = tiempo de secado  
Pb = ganancias antes de impuestos  
q = perdidas de calor  
rm = materia prima  
S = peso del sólido seco  
s = ventas totales del producto  
t = temperatura  
Tp = temperatura de ebullición del liquido en el evaporador  
Ts = temperatura de condensación del vapor  
U = coeficiente de conversión  
W = velocidad de secado  
Wyw = fracción del producto  
x = humedad del sólido  
X = humedad en base seca del sólido  
Xc = humedad critica  
Xf = humedad final  
Xi = humedad inicial  
y = humedad del gas

## APÉNDICE I

Cálculo del costo total del equipo adquirido (tomado de Garmendia y Bazúa, 1980; 1981 y actualizado a agosto de 1996)

### 1. Bandas transportadoras.

a) Materia prima. Para esta banda es suficiente usar acero inoxidable standard. Se tendría una banda de 45 cm de ancho donde cabe 1 kg tomate fresco/10 cm y dado que tienen un tiempo de residencia de 5 min. en el lavador, se necesitaría una banda de 6 m de largo, entrando 2.30 m en el lavador. Tomando como base 440 T de tomate fresco al año para procesar:

$$\text{Longitud} = 440 \frac{\text{T}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ año}}{1600\text{h}} \times \frac{10^3 \text{ kg}}{1\text{T}} \times \frac{10 \text{ cm}}{1 \text{ kg}} \times \frac{5 \text{ min}}{60 \text{ min}} = 229 \text{ cm}$$

1 h

Tomando el costo del acero inoxidable (1 lámina de 0.91 x 3.05 pesa 79 kg.) como \$35/kg serían:

\$2,272/material de la banda.

Los rodillos, motor, motorreductor y armazón se tomaron como el 200% del costo de la banda:

\$5,544/equipo accesorio.

Y tomando como costo de construcción el 60% del costo del material y equipo el costo de la banda sería de:

\$13,305.00

b) Charolas. Aquí se necesitan los rodillos, el motor, motorreductor y armazón. Para este caso se consideró un costo igual al del equipo accesorio de la otra banda:

\$8,870.00/equipo accesorio

## 2. Tanque lavador.

Se consideró un tanque de 2.50 m de largo, 60 cm de ancho y 60 cm de alto con inmersión al principio y chorros de agua de flujo cruzado al final del tanque.

El costo por material (acero inoxidable tipo 304, calibre 10) tomando láminas de 2.50 x 0.91 que pesan 63.5 kg con un costo de \$48/kg sería de:

$$3 \text{ láminas} \times 63.5 \text{ kg} \times 48/\text{kg} = \$9,153.00$$

(con el sobrante se hacen las tapas ranuradas para que entre y salga la banda). Considerando el costo del sistema de aspersion de agua como 20% del costo del material, el costo total sería, tomando otra vez el costo de construcción como el 60% del costo total del material y el sistema de agua

\$17,574.00

3. Extractor de jugo (prensa de tornillo, filtro- malla e inyector de vapor para inactivar enzimas). Cotización que incluye transportación, piezas de repuesto y conexiones:

\$45,000.00

(Nota. En este sistema se obtiene un rendimiento de tomate fresco a jugo del 90%).

4. Sistema de concentración( tanque de alimentación, bomba de alimentación, pasteurizador de placas, evaporador de placas, separador de vapor, condensador, bomba de productos, bomba de vacío o eyector para el condensador, tuberías para alimentación, producto y condensados, controlador de vapor y válvula de alivio, termómetros, manómetros y rotámetros).

Cotización que incluye la transportación y seguro:

\$507,650.00

5. Sistema de mezclado o espumado (tanque de mezclado, pequeño tanque de dispersión surfactante y dosificador, agitador tipo turbina, inyector de aire y bomba de productos).

a) Tanque de mezclado.

Gasto de pasta alimentada al tanque (si al evaporador entra un jugo con 6% de sólidos solubles y sale una pasta con 30% de sólidos solubles):

$$440 \frac{T}{\text{año}} \text{ tomate fresco} \times \frac{0.9 T \text{ jugo}}{T \text{ tomate fresco}} = 396 \frac{T \text{ jugo}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ año}}{1600h}$$

$$x \frac{0.60}{0.30} \frac{\frac{T \text{ s. s.}}{T \text{ jugo}}}{\frac{T \text{ s. s.}}{T \text{ pasta}}} x \frac{10^3 \text{ kg}}{1T} = 49.5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ pasta}$$

Gasto de dispersión de agente tensoactivo alimentada al tanque ( 1% de agente con respecto a sólidos solubles, en masa, disperso en agua caliente a 60°C en una proporción de 1:9):

$$396,000 \frac{\text{kg jugo}}{\text{año}} x \frac{1 \text{ año}}{1600\text{h}} x 0.06 \frac{\text{kg SS}}{\text{kg jugo}} = 14.85 \frac{\text{kg SS}}{\text{h}}$$

$$\therefore 148.5 \frac{\text{g}}{\text{h}} \text{ agente} + 1336.5 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{h}} = 1485 \frac{\text{g}}{\text{h}} \text{ de dispersión de agente}$$

$$\begin{aligned} \text{Gasto total alimentado al tanque} &= 49.5 + 1.485 \\ &= 50.985 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Considerando que la pasta tiene una densidad de 1.0915 g/cm<sup>3</sup> (kg/dm<sup>3</sup> ) y la espuma obtenida sale con una densidad de 0.5 a 0.6 g/cm<sup>3</sup> , la relación aire:pasta será de 2:1 o sea que el volumen mínimo del tanque será de:

$$\frac{51 \text{ kg}}{\text{h}} = 102 \frac{\text{dm}^3}{\text{h}}$$

$$\frac{0.5 \text{ kg}}{\text{dm}^3}$$



Si el tiempo de residencia en el mezclador es de 10 a 15 minutos no se necesitará todo el volumen ( $102 \text{ dm}^3 / \text{h}$ ). Sin embargo, dado el pequeño tamaño del tanque se tomó un tanque de 100 l para el cálculo de costos.

Tomando un tanque cilíndrico con fondo redondo con un diámetro (D) igual a la altura (h)

V= volumen semiesfera + volumen cilindro

$$= \frac{2\pi r^3}{3} + \pi r^2 h = \pi r^3 \left( \frac{2}{3} + 1 \right)$$

$$100 \text{ dm}^3 = \frac{5.236}{8} D^3 = 0.6545 D^3$$

∴ El tanque será de 54 cm de diámetro

El material necesario para su construcción es:

$$\begin{aligned} A &= \text{área lateral cilindro} + \text{Área semiesfera} + \text{Área tapa} \\ &= 2\pi rh + 4\pi r^2 + \pi r^2 \\ &= 7\pi r^2 = \frac{7}{4} \pi D^2 = 5.498 D^2 \\ &= 1.59 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Tomando una lámina de 0.91 x 2.48 que pesa 63.5 kg.a \$48/kg y considerando 60% del costo del material como el costo de construcción, el costo del tanque será:

\$4,882.00

b) Agitador tipo turbina

Cotización que incluye motor y transportación.

\$5,500.00

c) Minitanque de dispersión y dosificador (20 litros de capacidad para 8 horas de trabajo)

Cotización que incluye conexiones:

\$2,650.00

d) Bomba succión espuma con conexiones:

\$3,100.00

6. Distribuidor de la espuma

Cotización que incluye tolva, dispersor, conexiones y accesorios:

\$3,250.00

7. Soplador de aire para la formación de cráteres, para el secador y para el enfriador

Gasto de aire manejado:

a) Formación de cráteres

$v = 4500 \frac{\text{cm}}{\text{seg}}$  = velocidad estimada del aire para formar los cráteres

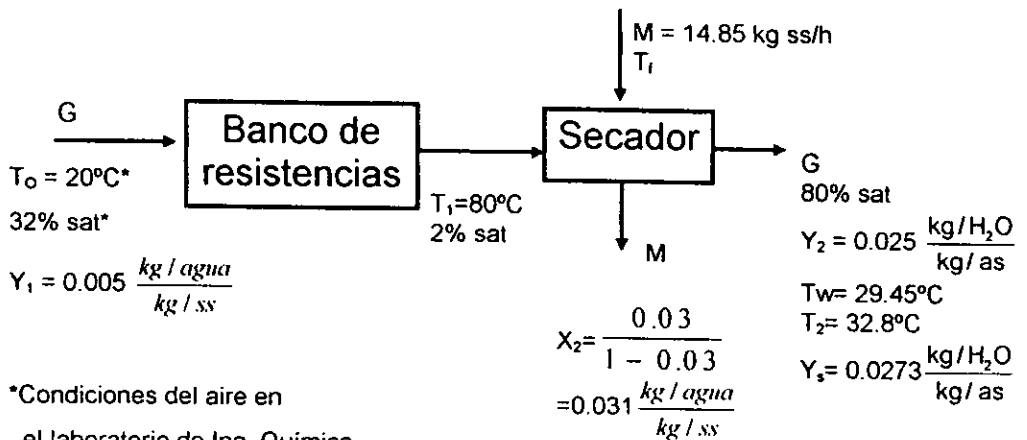
Si la boquilla tiene 1 cm de ancho y 85 cm de largo, el volumen será.

$$Q = 4500 \frac{\text{cm}}{\text{seg}} \times 1 \text{ cm} \times 85 \text{ cm} = 3.825 \times 10^5 \frac{\text{cm}^3}{\text{seg}}$$

b) Secador

Cálculo de la cantidad de aire necesaria para eliminar el agua del producto a secar:

$$X_1 = \frac{0.7}{1 - 0.7} = 2.333 \frac{\text{kg / agua}}{\text{kg / ss}}$$



\*Condiciones del aire en el laboratorio de Ing. Química (Cd. Universitaria, D.F.)

G = gasto de aire seco, kg a.s./h

M = gasto de sólido seco, kg s.s/h

T<sub>e</sub> = temperatura de entrada del aire al banco de resistencias, ° C

T<sub>1</sub> = temperatura de salida del aire del banco de resistencia y entrada al secador, ° C

T<sub>2</sub> = Temperatura de salida del aire del secador, ° C

T<sub>w</sub> = temperatura de bulbo húmedo del aire, ° C

Y<sub>1</sub> = humedad absoluta del aire a la entrada, kg H<sub>2</sub>O/kg a.s.

Y<sub>2</sub> = humedad absoluta del aire a la salida, kg H<sub>2</sub>O/kg a.s. (considerando que sale 80% saturado y suponiendo que la saturación es un proceso de humidificación adiabática).

Y<sub>s</sub> = humedad de saturación del aire a T<sub>w</sub>, kg H<sub>2</sub>O/kg a.s.

X<sub>1</sub> = humedad absoluta del sólido a la entrada, kg H<sub>2</sub>O/kg s.s.

X<sub>2</sub> = humedad absoluta del sólido a la salida, kg H<sub>2</sub>O/kg s.s.

$$(M = 440 \frac{\text{T}}{\text{año}} \text{ tomate fresco} \times \frac{0.9 \text{ T}}{\text{T tomate fresco}} \times 0.06 \frac{\text{T}}{\text{T jugo}} \text{ sólidos solubles})$$

$$\times \frac{1 \text{ año}}{1600\text{h}} \times \frac{10^3 \text{ kg}}{1\text{T}} = 14.85 \frac{\text{kg SS}}{\text{h}}$$

G se obtiene del balance de agua en el secador:

$$W = \text{cantidad de agua transferida} = G (Y_2 - Y_1) = M (X_1 - X_2)$$

El gasto teórico necesario de aire para eliminar el agua que contiene la espuma es pues 1709.24  $\frac{\text{kg a.s.}}{\text{h}}$

Para calcular el gasto de aire se tomará el aire que entra al secador a 20°C con 0.005 kg H<sub>2</sub>O, que es luego calentado por el banco de resistencias hasta 80°C kg a.s.

$$V_H = (1+Y_1) \frac{RT}{p} = 1.005 \times 82 \times 293 \times \frac{1}{29}$$

$$= 832.63 \frac{\text{dm}^3 \text{ a.h.}}{\text{kg a.s.}}$$

$$Q = GV_H = 1709.24 \frac{\text{kg a.s.}}{\text{h}} \times 832.63 \frac{\text{dm}^3 \text{ a.h.}}{\text{kg a.s.}}$$

$$= 1.42 \times 10^9 \frac{\text{cm}^3 \text{ a.h.}}{\text{h}}$$

$$(835.996 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}})$$

c) Enfriamiento del polvo seco

Comparando el gasto usado en la formación de cráteres y tomando en cuenta el gasto usado en el secador se considera despreciable

$$Q_{\text{total}} = 840 \text{ scfm}$$

∴ Costo soplador: \$57,500.00

## 8. Secador de charolas

De acuerdo a Rockwell y colaboradores (1962) para un secador con una capacidad de 33 kg/h de producto seco se usan 24 charolas de 0.38x 0.58 de acero inoxidable 304, calibre 10, perforadas con hoyos de 0.3175 cm separadas 0.476 cm de centro a centro, dejando una pestaña sin perforar en la charola. El tiempo de secado promedio de 7 a 15 min. (cada 17.5 seg a 37.5 seg entra una charola). La figura 25 presenta el diagrama de flujo del proceso. Un motor de ¼ HP de velocidad variable controla el movimiento sincrónico del distribuidor de espumas, boquillas para formación de cráteres y entrada de las charolas al secador con una banda simple. Las charolas se empujan al secador con unas jaladeras montadas en rodillos. El aire se filtra y calienta y se distribuye en cada etapa del secador. Se pueden hacer cambios en la distribución del aire ajustando mamparas y quitando o poniendo ductos (cambiando el sistema de multietapas a dos etapas o a sólo una).

Basándose en este trabajo se hizo el cálculo del costo del secador considerando que las charolas fueran de 0.40x.40 m<sup>2</sup> con perforaciones de 0.2 cm separadas 0.3 cm de centro a centro y dejando una pestaña sin perforar de 1 cm por cada lado obteniéndose aproximadamente 70% de superficie activa de secado. Las charolas llevarán esparcida una capa de espuma de 0.5 cm de espesor con una densidad de 0.55 g/cm<sup>3</sup>. La cantidad de espuma que lleva cada charola será de:

$$3.8 \times 3.8 \text{ dm}^2 \times 0.05 \text{ dm}^3 = 0.722 \text{ dm}^3 \times \frac{0.55 \text{ kg}}{\text{dm}^3} = 0.3971 \text{ kg/charola}$$

Para calcular el número de charolas es necesario determinar el área total de secado  $A_t$  que es igual al área de secado antecrítica  $A_c$  más el área de secado del período decreciente  $A_f$ . Para calcular  $A_c$  y  $A_f$  se usaron las ecuaciones deducidas para un secador adiabático de flujo paralelo (Lapple y colaboradores, 1955):

$$A_t = A_c + A_f$$

$$A_c = GR \left( \frac{C_H}{h_c} \right) \ln \frac{1}{1 - \frac{M}{G} \left( \frac{F_1 - F_c}{T_1 - T_s} \right) \left( \frac{1}{R} \right) \left( \frac{\lambda_s}{C_s} \right)}$$

$$A_f = GR \left( \frac{C_s}{h_c} \right) \left[ \frac{1}{\frac{F_1}{F_c} - \frac{G}{M} \left( \frac{T_1 - T_s}{F_c} \right) \left( \frac{RC_s}{\lambda_s} \right)} \right] \ln \left[ \frac{1 - \frac{M}{G} \left( \frac{F_1 - F_c}{T_1 - T_s} \right) \left( \frac{1}{R} \right) \left( \frac{\lambda_s}{C_s} \right)}{1 - \frac{M}{G} \left( \frac{F_1 - F_2}{T_1 - T_s} \right) \left( \frac{1}{R} \right) \left( \frac{\lambda_s}{C_s} \right)} \right]$$

donde:

$R$  = Número de Lewis o relación psicrométrica =  $\frac{hc}{kg C_s} = 1$

$C_s$  = calor húmedo del aire saturado, kcal/kg a.s. °C

$\lambda_s$  = calor latente de vaporización del agua a  $T_s$ , kcal/kg

$h_c$  = coeficiente local de transferencia de calor por convección, kcal/h m<sup>2</sup> °C

$kg$  = coeficiente de transferencia de masa basado en la diferencia de humedad, kg/h m<sup>2</sup> (kg H<sub>2</sub>O / kg a.s.)

$F_1$  = humedad libre del material a la entrada, kg/kg SS

$F_2$  = humedad libre del material a la salida, kg/kg SS

$F_c$  = Humedad libre del material en el punto critico, kg/kg SS

$T_1$  = temperatura del aire a la entrada, ° C

$T_s$  = temperatura del aire saturado, ° C

$G$  = gasto de aire seco, kg a.s./h

$M$  = gasto de sólido seco, kg SS/h

Para encontrar las variables, dado que no se cuenta con datos experimentales se hicieron las siguientes consideraciones:

$$1. C_s = 0.24 + 0.45 Y_s = 0.24 + 0.45 \times 0.0273 = 0.252285 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}} = 0.252285 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$$

$$2. \lambda_s = 1045.75 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \text{ (a } T_s = 29.45^\circ\text{C} = 85^\circ\text{F} ) = 580.46 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$$

$$3. h_c = 0.0128 (V\rho)^{0.8} = 0.0128 \left( 400 \frac{\text{ft}}{\text{seg}} \times \frac{3600 \text{ seg}}{1\text{h}} \times 0.06215 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)^{0.8}$$
$$= 117.128 \text{ Btu/h ft}^2\text{ }^\circ\text{F} = 571.1289 \text{ kcal/h m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

donde  $V$  = velocidad superficial del aire, lb/h



$\rho$  = densidad de la corriente de aire, lb/ ft<sup>3</sup>

$V = 400 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$  (según Rockwell y colaboradores, 1962)

$$\rho = \frac{1}{V_H} = \frac{P}{(1+Y_1)RT} = \frac{1 \text{ atm} \times 29 \text{ lb a.s.}}{1.005 \text{ lb a.s.} \times 0.73 \frac{\text{ft}^3 \text{ atm}}{\text{lb mol } ^\circ\text{R}} (40+176) ^\circ\text{R}} = 0.06215 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

4.  $F_1 = X_1 - X^* = 2.333 - 0 = 2.333 \text{ kg/kg SS}$

$F_2 = X_2 - X^* = 0.031 - 0 = 0.031 \text{ kg/kg SS}$

Dado que no se conoce la humedad de equilibrio ni la crítica para el puré de tomate espumado a las condiciones del secador se tomaron los valores que teóricamente se dan a materiales porosos (Ocón y Tojo, 1970 y Lapple y colaboradores, 1955).

$$X^* = 0$$

$$X_c = 0.5 \text{ kg/kg SS}$$

$$F_c = X_c - X^* = 0.5 \text{ kg/kg SS}$$

5.  $T_1 = 80 ^\circ\text{C}$

$T_s = 29.45 ^\circ\text{C}$

6.  $G = 1709.24 \frac{\text{kg a.s.}}{\text{h}}$

h

$M = 14.85 \frac{\text{kg a.s.}}{\text{h}}$

h

$$A_c = 1709.24 \times \left( \frac{0.252285}{5711289} \right) \ln \frac{1}{1 - \left[ \left( \frac{14.85}{1709.24} \right) \left( \frac{2.333 - 0.5}{80 - 29.45} \right) \right] (1) \left( \frac{580.46}{0.252285} \right)} = 0.97 \text{ m}^2$$

$$A_r = 1709.24 \times \left( \frac{0.252285}{5711289} \right) \frac{1}{\frac{2.33}{0.5} - \frac{1709.24}{14.85} \left( \frac{80 - 29.45}{0.5} \right) \left( \frac{0.252285}{580.46} \right)}$$

$$\ln \frac{0.031}{0.5} \left[ \frac{1 - \frac{14.85}{1709.24} \left( \frac{2.33 - 0.5}{80 - 29.45} \right) (1) \left( \frac{580.46}{0.252285} \right)}{1 - \frac{14.85}{1709.24} \left( \frac{2.33 - 0.031}{80 - 29.45} \right) (1) \left( \frac{580.46}{0.252285} \right)} \right] = 3.22 \text{ m}^2$$

$$A_s = 0.97 + 3.22 = 4.19 \text{ m}^2$$

Como un valor aproximado esta área se considerará como el área total del secador suponiendo que no hay efectos de precalentamiento, radiación o sobrecalentamiento. Si se consideran estos efectos habría que multiplicar por un:

$$\text{factor } J = (1+r) \left[ \frac{\lambda_r}{\lambda_p} + \frac{(C_p + F_2)(T_p - T_r)}{\lambda_p(F_1 - F_2)} \right]$$

donde  $\lambda_p$  es el calor latente de vaporización a la temperatura de salida del producto  $T_p$ ,  $C_p$  es el calor específico del producto seco,  $T_r$  la temperatura de entrada del

material a secar y r las pérdidas por radiación expresadas como una fracción de calor transferido neto del aire al material que va secarse.

Esto se tomaría en cuenta al diseñar un secador a escala planta piloto una vez llevados a cabo los experimentos a escala laboratorio para determinar las características del material a secar y del producto seco.

Si cada charola es de  $0.40 \text{ m}^2$ , se necesitarán:

$$\frac{4.194 \text{ m}^2}{0.16 \text{ m}^2} = 26.2 \text{ charolas} \sim 26 \text{ charolas.}$$

El tiempo de secado se obtendrá considerando el gasto total del material a secar, el número de charolas y la cantidad que cada charola lleva de material:

$$\theta = \frac{0.3971 \text{ kg/charola} \times 26 \text{ charolas}}{h} = 12.15 \text{ min.}$$

$$\frac{51 \text{ kg espuma} \times 1 \text{ h}}{h} \quad 60 \text{ min.}$$

Para calcular la altura del secador podría usarse la ecuación simplificada presentada por Ocón y Tojo (1970):

$$Z = (H_t N_t)_A + (H_t N_t)_B$$

$$(N_t)_A = \pm \ln \frac{Y_s - Y_c}{Y_s - Y_1}$$

$$(N_1)_B = \left[ \frac{X_c - X^*}{(Y_s - Y_2) \frac{G}{M} \pm (X_2 - X^*)} \right] \ln \frac{(X_c - X^*)(Y_s - Y_2)}{(X_2 - X^*)(Y_s - Y_c)}$$

$$H_t = \frac{G}{k_y a} = \frac{G}{h_c a / C_s} = \frac{G}{0.0175 G^{0.8} a / C_s}$$

$G$  = gasto másico de aire seco,  $\text{kg/h m}^2$

$C_s$  = calor húmedo de saturación del aire,  $\text{kcal/kg}^\circ\text{C}$

$Y_s$  = humedad del aire en la zona crítica obtenida por un balance de masa  $\text{kg H}_2\text{O/kg a.s.}$

$a$  = área interfacial de transferencia de masa y calor,  $\text{m}^2$

Desafortunadamente esta última variable,  $a$ , no se conoce ya que para el caso de la espuma no hay correlaciones empíricas que den una estimación en relación de las burbujas de gas ocluido ( que sería el volumen vacío) y el tamaño de partícula (que en este caso no es aplicable). Por esta razón se considerará una distancia fijada de 8 cm entre charolas que dará una altura total de 2.08 m al secador. Con estas dimensiones se calculará el costo de construcción del secador usando como material acero inoxidable tipo 304, calibre 10. Tomando dos láminas de 0.91 x 2.48 de cada una saldrán 24 charolas. Con la mitad de una hoja adicional salen otras seis charolas. Para las paredes se usarán dos láminas de 2.48 x 0.91. Con los sobrantes se harán los ductos de salida para el aire.

El costo de material será de:

$$(2+3) \text{ láminas} \times 63.5 \text{ kg.} \times \$48/\text{kg} = \$15,255.00$$

y considerando el costo de construcción como el 100% del material, por la perforación de las charolas, el costo total será de:

$$= \$30,510.00$$

Para el sistema de movimiento de las charolas se usará un motor de 1 HP de velocidad variable, termómetros, medidores de flujo, etc., el costo se puede quedar englobado con el costo del secador considerando este equipo adicional como el 50% de este.

$$\$15,255.00/\text{equipo adicional}$$

El calor total, que se necesita dar en las resistencias al aire se calculó como sigue:

$$Q. = w(1+r) \lambda_f + 0.45(T_2 - T_f) + (Cp+X_2) \frac{(T_p - T_f)}{X_1 - X_2} + \frac{0.24+0.45Y_1}{1+R} \frac{(T_2 - T_0)}{Y_2 - Y_1}$$

donde  $T_0$  es la temperatura con que el aire entra al banco de resistencias y las demás variables son las mismas que se han estado empleando en los balances de materia y energía del secador (Lapple y colaboradores, 1955).

Otra vez, algunas de estas variables no se conocen ( $C_p$ ,  $T_p$ ,  $T_r$  y  $r$ ). Para estimarlas se tomaron datos del trabajo de Rockwell y colaboradores (1962), de Lapple y colaboradores (1955), de Charm (1973) y de Tressler y Joslyn (1971).

Las condiciones fueron pues:

$$1. w = G (Y_2 - Y_1) = M (X_1 - X_2) = 14.85 \frac{\text{kg s.s.}}{\text{h}} (2.333 - 0.031) \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg SS}}$$

$$= 34.1847 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{h}} \times \frac{2.2 \text{ lb}}{\text{kg}} = 75.206 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{h}}$$

$$2. r = 10 \%$$

$$3. \lambda_r = 1055.42 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \text{ (considerando } T_r = 20^\circ\text{C)}$$

$$4. T_2 = 32.8^\circ\text{C} = 91^\circ\text{F}$$

$$5. T_0 = 20^\circ\text{C} = 68^\circ\text{F}$$

$$6. X_1 = 2.333 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg SS}}$$

$$X_2 = 0.031 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg SS}}$$

$$7. T_p = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$8. C_p = \frac{0.3 \text{ Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$9. R = 1$$

$$10. Y_1 = \frac{0.025 \text{ kg H}_2\text{O}}{\text{kg SS}}$$

$$Y_2 = \frac{0.005 \text{ kg H}_2\text{O}}{\text{kg SS}}$$

$$Q = 75.206 \frac{\text{lb}}{\text{h}} (1+0.1) 1055.42 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} + 0.45 (91 - 68) \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$$

$$+ (0.3+0.031) \left( \frac{86 - 68}{2.333 - 0.031} \right) \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} + \left( \frac{0.45 \times 0.005}{1 + 1} \right) \left( \frac{91 - 68}{0.025 - 0.0031} \right)$$

$$Q = 99,904.94 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}$$

$$Q = 99,904.94 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ kW}}{56.87 \frac{\text{Btu}}{\text{min}}} = 29.28 \text{ KW}$$

$$\text{No. resistencias} = \frac{29.28}{3} = 9.7610 \text{ resistencias}$$

El costo de las resistencias de 3 kW es de \$ 529.00. Por tanto el costo del banco de resistencias será de:

\$ 5,290.00

**COSTO TOTAL DEL SECADOR INCLUYENDO ACCESORIOS:**

**\$58,990.00**

**9. Sistema de empaque**

El sistema de empaque requiere de un enfriador de polvos para que éstos puedan desprenderse fácilmente de las charolas, de cuchillas que lo desprendan, de un dosificador, de una llenadora de bolsas de polietileno, de un inyector de nitrógeno para desalojar el aire de la bolsa y de una selladora de bolsas.

Cotización que incluye todo el equipo anterior además de un sistema de acondicionamiento del aire a 5°C y 15% de saturación:

**\$37,500.00**



## COSTO TOTAL DEL EQUIPO ADQUIRIDO

### 1) Bandas transportadoras

a) Materia Prima	\$ 13,305.00
b) Charolas	8,870.00
2. Tanque lavador	17,574.00
3. Extractor de jugo	45,000.00
4. Sistema de concentración	507,650.00
5. Sistema de espumado	4,882.00
	5,500.00
	2,650.00
	3,100.00
6. Distribuidor de espumas	3,250.00
7. Soplador	57,500.00
8. Secador	58,990.00
9. Sistema de empaque	37,500.00
	<hr/>
	\$765,771.00

## APÉNDICE II

### Cálculo de los servicios necesarios en la planta

#### 1. Agua

El agua empleada en el proceso está localizada en tres puntos principales:

a) Lavado de materia prima y equipo.

b) Corrida con agua antes de empezar la operación por 20 min.

(Research Laboratories, National Canners Association).

c) Caldera de condensados para el sistema de evaporación.

Para los puntos (a) y (b) se consideró un consumo de 10 partes de agua con respecto a materia prima procesada (Casten, 1964).

$$440 \frac{\text{T}}{\text{año}} \text{ tomate} \times 10 = 4,400 \frac{\text{m}^3}{\text{año}}$$

Para el punto (c) se tomarán de las especificaciones proporcionadas por AVP Ltd, para el evaporador de placas 600 lb/h vapor de 100 psi y 60 gpm de agua a 70°F.

$$600 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{1600 \text{ h}}{\text{año}} = 960 \frac{\text{m}^3}{\text{año}}$$

$$60 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} \times \frac{1600 \text{ h}}{\text{año}} \times \frac{3,785 \text{ l}}{1 \text{ gal}} = 21,802 \frac{\text{m}^3}{\text{año}}$$

Gasto total de agua consumida: 27,162 m<sup>3</sup> / año

Tomando un costo de \$1.00/m<sup>3</sup>, el costo total será de:

\$27,162/año por agua consumida

## 2. Vapor

La cantidad necesaria ya especificada es de 600 lb/h de vapor de psi. Tomando un costo de \$1.50 US dólar/100 lb, el costo total será de:

$$\frac{600 \text{ lb}}{\text{h}} \times \frac{1600 \text{ h}}{\text{año}} \times \frac{\$1.5 \text{ U.S. Dls}}{1000 \text{ lb}} \times \frac{\$8.00 \text{ MN}}{\$1.00 \text{ U.S. Dls}} = \$11,520/\text{año}$$

## 3. Electricidad

Se requiere electricidad en los motores de las bombas, de las bandas transportadoras (de materia prima y de charolas), del extractor, de los mezcladores (agentes surfactantes y formación de espuma), del compresor de aire, del distribuidor de espumas, de la empacadora y del sistema de cuchillas y en el banco de resistencia de calentamiento del aire.

Se consideró un costo de 31¢/kW. La potencia de los motores se tomó de las especificaciones de los equipos. Para el banco de resistencias se calculó la cantidad de calor necesario para elevar la temperatura del aire de 20°C a 80°C.

Motores de las bombas	10	HP
Motores de las bandas	4	HP
Motores de los mezcladores	2.5	HP
Motor del extractor	2	HP
Motor del compresor	5	HP
Motor del sistema de cuchillas	1	HP
Motor de la empacadora	1	HP
Banco de resistencias	39.3	HP
Total	64.8	Hp

Tomando como base 1600 h/año y considerando el costo de \$0.31/ kw h, el costo total fue de:

$$64.76 \text{ Hp} \times \frac{1 \text{ kW}}{1.341 \text{ HP}} \times \frac{\$ 0.31}{1 \text{ kW h}} = \$15.00/\text{h}$$

$$\therefore \$ 15 \times \frac{1600 \text{ h}}{\text{año}} = \$24,000.00/\text{año}$$

Este calor se calculó en el Apéndice I.

#### 4. Gasolina o Diesel

En el motor del vehículo se usa combustible. Considerando un consumo anual de 3200 L/año 2 L/h a \$2.80/L, el costo será de:

\$9,600/año de combustible

#### 5. Refrigeración para el aire en el sistema de empaque

Para enfriar el polvo de 25°C a 15°C se usa aire refrigerado de baja humedad. El aire del soplador se pasa por un acondicionador de aire acoplado al sistema de empaque.

Consideraciones hechas :

1o. Masa enfriada  $M + S + \text{Agua}$

$$M = 14.85 \text{ kg s.a./h}$$

$$\text{Agua} = 0.4639 (M+S)$$

$$S = 0.1485 \text{ kg surf/h}$$

$$C_p = 0.3 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$\text{Masa transferida} = M + S + \text{Agua}$$

$$= 14.85 + 0.1485 + 0.4639$$

$$= 15.4623 \text{ kg./h}$$

2o.

$$q = 15.4623 \text{ kg./h} \times 0.3 \frac{\text{kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

$$= 46.39 \text{ kcal} \frac{1 \text{ TR}}{3024 \text{ kcal/h}}$$

$$0.0153 \text{ TR} \times \frac{\$1.00}{\text{T/día}} \times \frac{\$8 \text{ MN}}{\text{año}} \times 5 \times 40 \text{ días} = 24.5 \text{ lb/año}$$

que incrementado en un 800% por pérdidas de calor será de :

\$196.00

Haciendo la suma de todos los servicios tenemos:

Agua	\$27,162.00
Vapor	11,520.00
Electricidad	24,000.00
Combustible	9,600.00
Refrigeración	<u>196.00</u>
	\$72,478.00

Tomando un margen del 20% por pérdidas e imprevistos:

\$86,974/año de servicios