

300618

10

209



UNIVERSIDAD LA SALLE

ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA
INCORPORADA A LA U. N. A. M.

**EVALUACION TECNICA-ECONOMICA-COMPARATIVA
DE SECADORES PARA MIEL DE ABEJA**

TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A

IGNACIO ALEJANDRO SZYMANSKI CHAVEZ

MEXICO, D. F.

1989

FALLA DE CRIGEN



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.

INDICE

	PAG
INTRODUCCION Y OBJETIVOS.....	1
1.1 Introducción.....	1
1.2 Objetivos.....	2
GENERALIDADES.....	4
2.1 La miel, características y propiedades.....	4
2.2 El secado de la miel.....	7
EL SECADOR DE TAMBOR.....	14
3.1 Breve descripción del proceso.....	14
3.2 Dimensionamiento del secador de tambor de flujo interior (IFD).....	21
3.3 Calentamiento del aire de entrada al IFD.....	34
EL SECADOR POR ASPERSION	36
4.1 Breve descripción del proceso del secado de miel por aspersion.....	36
4.1.1 Formulación propuesta.....	37
4.1.2 Diagrama de flujo y descripción del proceso.....	38
4.2 Generalidades sobre la evaluación del secador por aspersion.....	40
4.2.1 Datos operativos de la planta piloto.....	43
4.2.2 Balances de masa y energía en el secador por aspersion.....	45

4.2.3 Tiempo mínimo de residencia.....	51
4.2.4 Evaluación del tamaño del secador requerido.....	66
4.2.5 Especificación comercial del secador por aspersión.....	73
EVALUACION Y COMPARACION DE COSTOS DE SECADORES DE MIEL	76
5.1 Evaluación del costo del secador de tambor de flujo interior (IFD).....	77
5.2 Evaluación del costo del secador por aspersión.....	89
5.3 Estado de pérdidas y ganancias comparativo de los secadores para miel.....	95
5.4 Punto de equilibrio para los secadores de miel.....	97
5.5 Inversión total y rentabilidad.....	102
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	106
6.1 Conclusiones.....	106
6.2 Recomendaciones.....	107
APENDICES.....	109
BIBLIOGRAFIA.....	113

I N T R O D U C C I O N

INTRODUCCION

1.1 INTRODUCCION

La miel de abeja tiene una importancia muy grande dentro de las exportaciones no petroleras de México, pues actualmente ocupa el segundo lugar dentro de los países exportadores de miel.

Desde 1938(39) ya se pensaba en métodos para la disminución de humedad en la miel de abeja, la cual alcanzaba niveles muy altos sobre todo en las zonas de clima tropical. La humedad por si misma no representa ningún problema para los productores ni consumidores de miel de abeja, sin embargo, un exceso de humedad combinada con alta temperatura ocasiona la fermentación de la miel dando como resultado graves pérdidas económicas (34, (35). Desde el punto de vista de los compradores de miel de exportación, la humedad representa el pago de fletes internacionales de agua al precio de miel, además del riesgo que se tiene con la posible fermentación del producto.

Es mundialmente aceptado que uno de los principales mercados de la miel de abeja es la industria de la panificación (24), (20), (19), debido a esto desde 1954 se ha tratado de encontrar una forma fácil y ventajosa para incorporar la miel de abeja a las mezclas de panificación, -

las cuales por lo general son una mezcla de polvos, por lo que resulta problemático incorporarle un líquido viscoso y pegajoso, que además tiene mermas significativas (aproximadamente del 5%) al pasarlo del envase original al mezclador (24). Aún más, la miel imparte apariencia de frescura a los productos de panificación debido a la higroscopicidad de la levulosa, y no puede ser añadida en estado líquido a las mezclas de harinas preparadas para comercializarse al público (24), (2), (11).

Actualmente se ha encontrado que usando ciertos vehículos tales como el almidón, la harina, o la leche, es posible secar la miel totalmente dando un producto final en forma de polvo (2), (17), (14). De esta manera se evitan los problemas causados por la humedad, que pueden causar fermentación del producto; se disminuye el flete de exportación, se le dá un valor agregado a la miel, que en estado sólido puede ser agregada y mezclada fácilmente con productos en polvo tales como mezclas de harinas (24), leches preparadas, o leches en polvo maternizadas (23), (15), (12), (29), así como en diversas mezclas para la industria del dulce (32) y la panificación en general (2), (11), (38).

1.2 OBJETIVOS

Establecer la importancia del secado y de la deshumidificación de la miel, que brindan un valor agregado al -

producto final: además de evitar la fermentación de la miel ma.

Proponer los sistemas más viables, así como los más -
usados a nivel mundial, para la deshumidificación y el se-
cado de miel.

Realizar una evaluación técnica económica comparativa
preliminar (nivel perfil) de los sistemas propuestos para
la deshumidificación y el secado de la miel de abeja, de -
tal manera que se defina el más adecuado para la situación
actual de la apicultura nacional.

GENERALIDADES

GENERALIDADES

2.1 LA MIEL, CARACTERISTICAS Y PROPIEDADES

La miel es un producto valioso que ha sido usado durante cientos de años. Los análisis de la miel indican que esta es una solución concentrada de azúcares de bajo peso molecular en agua. El contenido de agua se ha estimado entre el 15% y el 30% dependiendo de la humedad de la zona de producción y de algunos otros factores como la forma de los panales, la forma de almacenamiento, etc. (39), (24).

COMPOSICION QUIMICA DE LA MIEL

Un análisis químico representativo, reportado por E.F. Staub (24) nos indica lo siguiente:

Agua	17.7%
Levulosa	40.5%
Dextrosa	34.5%
Sacarosa	1.9%
Dextrina	1.5%
Minerales	0.2%
Otros materiales	3.7% &

& El análisis alemán de la miel (39), menciona la composición de los materiales no dosificados.

Existen factores que hacen variar la composición de la miel. sin embargo, el contenido de humedad y la procedencia o clase de miel son determinantes en la composición final. La clase de miel se refiere al tipo de flor de la que se ha extraído el néctar para producir la miel. (37)

PROPIEDADES FISICAS DE LA MIEL

VISCOSIDAD.

La viscosidad de la miel aumenta conforme aumenta su contenido de levulosa, sin embargo, un aumento del 1% en humedad provoca un descenso notable en la viscosidad. Es muy conocido, que la miel disminuye su viscosidad con el aumento de temperatura, sin embargo se ha encontrado que las menores viscosidades se dan entre los 38°C y 49°C. (39)

DENSIDAD.

El contenido de humedad es el factor más importante en la densidad de la miel, siendo esta inversamente proporcional a la cantidad de agua presente como se puede apreciar en el siguiente cuadro: (39)

CONTENIDO DE HUMEDAD	DENSIDAD RELATIVA (20°C)
14.02%	1.444
17.00%	1.424
17.4 %	1.421
18.6 %	1.413

El ABC y XYZ de la apicultura (39), presenta una tabla muy completa de las densidades de diversas clases de miel, relacionadas a su contenido de humedad

CONSTANTES FISICAS DE LA MIEL

La miel se clasifica en dos grados según los estándares Estadounidenses para los grados de miel extraída. Dichas clasificaciones son el grado A ó Fancy y el grado B. La diferencia básica es la limpieza de la miel, pues los estándares son exactamente iguales para los dos grados. Dichos estándares son presentados a continuación: (39)

La miel debe estar bien madura y pesará no menos de 11 libras y 12 onzas por galón de 231 pulgadas cúbicas a 20° C (1.4129 kilogramos por litro a 20°C). Expresada en otros equivalentes la miel responderá a las siguientes constantes físicas:

GRADOS BRIX	no menos de 79.8 a 20°C
GRADOS BAUME	no menos de 42.49 a 15°C
INDICE DE REFRACCION	no menos de 1.4900 a 20°C
PESO ESPECIFICO	no menos de 1.4129 a 20°C

CONTENIDO DE HUMEDAD E HIGROSCOPICIDAD

Como ya se ha mencionado el contenido de humedad en la miel es variable y depende de varios factores, sin embargo, se puede considerar que se encuentra entre el 15% y el 30%. (24)

La higroscopicidad de la miel es muy alta debido a su alto contenido de levulosa, por lo que una miel con contenidos de humedad alrededor del 18% puede adquirir rápidamente humedad, lo cual favorecerá el crecimiento de levaduras y por lo tanto la fermentación. (39), (24)

En general la miel es vendida con contenidos de humedad no mayores al 18%, y en caso de ser comprada con contenidos mayores, quedaría la opción de mezclarla perfectamente con mieles de contenidos bajos de humedad (alrededor del 15%) para llegar al máximo permitido de 18%.

2.2 EL SECADO DE LA MIEL

En la introducción se mencionó que el secado de la

miel es de gran importancia, pues el contenido de humedad (menor o igual al 18%) es una especificación comercial, la asegura al comprador que la miel no se fermentará.

DESHUMIDIFICACION

Desde 1938 (39) se hacía referencia a la deshumidificación de la miel como un paso importante después de la extracción de la miel del panal, sin embargo, este secado se realizaba mediante calentamiento directo de la miel líquida, a una temperatura inferior a los 70°C para evitar la caloración y pérdida de otras propiedades de la miel, lo que es desgraciadamente frecuente debido a que no se controla adecuadamente la temperatura. Por otro lado existen autores que reportan degradaciones en propiedades de la miel desde los 50°C. (16)

Actualmente la miel se deshumidifica tanto por medios rudimentarios, como por métodos sofisticados que incluyen el uso de secadores tales como el de rodillos y el de tambor, así como métodos aún más sofisticados como la liofilización (16) que solo se ha efectuado a nivel de laboratorio, aunque con este proceso se reportan grandes ventajas tales como la retención de aromas y el sabor natural de la miel.

La patente americana número 4,536,973 de Agosto 27 de 1985, (34) de la Chevron Research Co. Inc. protege la invención de un secador para miel, helicoidal, (Fig. 3.4), - así como el proceso completo para la deshumidificación hasta dejar un máximo de 18% de humedad. Los autores de la invención J.L. Platt y J.R. Ellis mencionan que el secador trabaja a presión atmosférica y a temperatura de aire caliente alrededor de los 45°C a 70°C. Es importante citar, que el secador fabricado para el reclamo de la patente, - era de dimensiones pequeñas (16.5 cm de diámetro y 27 cm - de longitud), pero sin embargo, se obtuvieron buenas cantidades de miel seca, (aproximadamente de 15.6% de humedad), sobre todo a bajas velocidades de rotación de los discos - en el proceso continuo.

SECADO TOTAL DE LA MIEL

El secado total de la miel y de productos que contengan miel, es decir miel o productos de miel sólidos, empezó a adquirir importancia a partir de 1954, año en que se publicó la patente Norteamericana No. 2693420 (4).

En dicha patente se protege el proceso para obtener - un producto sólido de miel destinado a ser parte integral de las harinas para pastel preparadas para venta directa a las amas de casa.

La miel es un ingrediente requerido por la industria de la panificación, pues sus azúcares poseen un mayor poder edulcorante comparados con otros azúcares naturales tales como cita W.F. Straub (24); 4.08 kgs. de miel tienen el mismo poder edulcorante que 5.73 kgs. de azúcar granulada. Al usar miel en pastelería, los productos reflejan una calidad distinta debido a la apariencia de frescura que les otorga la higroscopicidad de la levulosa contenida en la miel, sin embargo, la naturaleza viscosa y pegajosa de la miel la hacen un producto difícil de mezclar con las harinas; que además sufre mermas considerables en el trasvasado (alrededor del 5%) (24). Otro problema lo constituye la incorporación de la miel en estado viscoso a las harinas, pues usualmente esta operación requiere de equipos no comunes en la industria de la panificación. La miel sólida o un producto de miel sólida evitarían los problemas mencionados anteriormente, sin embargo, los intentos por comercializar la miel seca en estacas fracasaron ya que adquiría rápidamente humedad del aire, convirtiéndose en un producto pegajoso y difícil de manejar (25). (13).

Se encontró que un producto hecho a base de almidón - usado como vehículo y miel líquida era mucho menos higroscópico que la miel seca pura y además el vehículo no afectaba la composición de las harinas preparadas para pastelería.

Como almidón se mencionan a todos los almidones naturales, tratados o modificados, a los productos que contienen almidón y a las harinas. Dichos almidones se usaron preferentemente en forma de gel puesto que esto aumentaba el área de contacto miel-almidón y por lo tanto, con menos almidón era posible secar más miel, obteniéndose un producto con mayor contenido de sólidos totales de miel. Cabe mencionar, que contenidos muy altos de sólidos de miel (aproximadamente del 65%), hacen más difícil su secado ganando además, humedad del ambiente con facilidad al momento de ser entregados como producto y por consiguiente, se vuelven productos pegajosos que no tienen ventajas sobre la miel seca pura.

Los métodos usados para secar la mezcla almidón-gelatinizado-miel, fueron:

Secador de charolas:

A condiciones de vacío, del cual se menciona (24), que es el más económico, sin embargo, también se menciona que la pasta debe ser agitada para evitar puntos localizados de calor, por lo que la información resulta un poco contradictoria.

Secador por aspersion:

Al respecto se menciona que es el método más caro (24)

sin embargo, debido a los grandes volúmenes que pueden ser manejados es el método preferido por la industria actualmente.

Para secar la mezcla, usando un secador por aspersión es necesario diluirla en agua hasta que la mezcla sea una dilución fácil de manejar. El autor de la patente menciona que se obtuvieron muy buenos resultados cuando se usó - aire a 300 °C corriente, obteniéndose un producto en polvo que presentó altos contenidos de miel en el producto final y que por otro lado no presentó pegajosidad.

Secador de rodillos:

El método de secado es similar al de aspersión, en cuanto a que la mezcla debe ser diluida para su fácil manejo.

W.F.Straub autor de la patente que se ha analizado anteriormente, menciona varios ejemplos de secado llevados a la práctica, donde se incluyen los métodos recomendados para el secado; además abunda en la mejor forma para adicionar la miel al almidón. (24)

Existen otros vehículos para obtener miel seca tales como la leche en polvo o bien leche en estado líquido que posteriormente formará un producto de leche en polvo-miel, que es muy útil en las leches maternizadas. (12), (15), (22), (23), (24), (26), (27), (29), (31).

Actualmente el secado de la miel es un proceso industrial importante, lo que es fácilmente visible al consultar un listado de fabricantes de miel y productos de miel secos, en el que aparecen grandes empresas. (Ver apéndice dos)

Actualmente el secado de la miel es un proceso industrial importante, lo que es fácilmente visible al consultar un listado de fabricantes de miel y productos de miel secos, en el que aparecen grandes empresas. (Ver apéndice dos)

EL SECADOR DE TAMBOR

3.1 BREVE DESCRIPCION DEL PROCESO. (34)

Generalmente se conoce al secador de tambor como un cilindro horizontal rotatorio, sobre el cual se reparte un sólido húmedo (generalmente pastas), que cuenta con un medio de calentamiento interior tal como el vapor de agua y en el exterior puede contar con una corriente de aire para aumentar la velocidad de secado en la superficie. (10), - (13)

En este capítulo se describirá un aparato para secado de miel, al cual llamaremos genéricamente secador de tambor de flujo interior (IFD), pues se trata de un cilindro horizontal; sin embargo, el producto a secar fluye por el interior del cilindro, el cual cuenta con un eje helicoidal que permite la circulación del producto a secar (en este caso, miel). El secado se efectúa por medio de una corriente de aire que fluye por la parte superior del cilindro.

El eje helicoidal proporciona una mayor área de contacto miel-aire, sobre la cual se forma una capa delgada de miel, que puede ser secada por una corriente de aire a presión atmosférica que oscile entre los 40°C y los 75°C.

La descripción del proceso requerido para la reducción de humedad (secado) de la miel con el secador de tam-

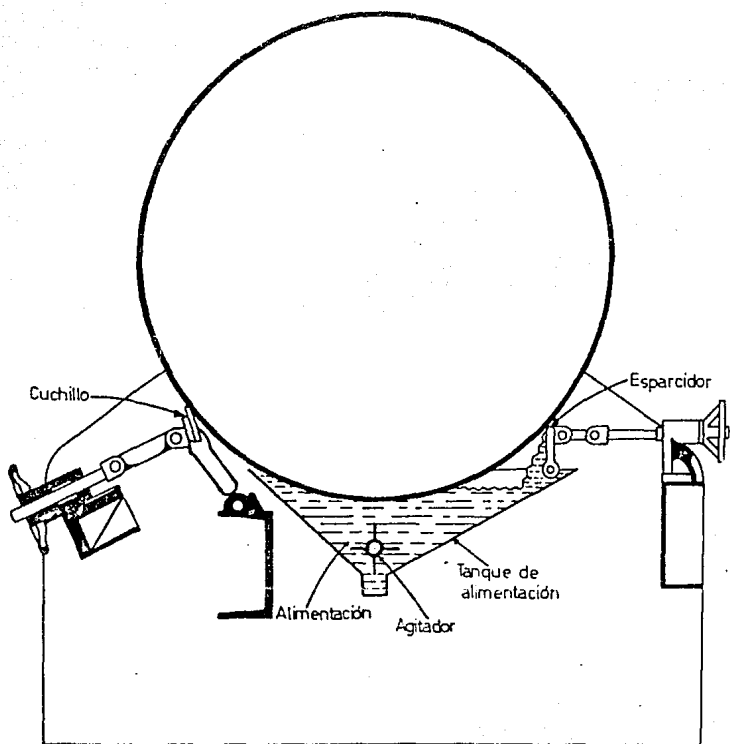


FIGURA 3.1 EL SECADOR DE TAMBOR

bor de flujo interior (IFD) está basada en la figura 3.2. -
Dicha descripción se presenta a continuación:

La miel húmeda se carga al recipiente de almacenamien
to mediante la línea 10. La miel puede ser miel cruda
o miel filtrada. Si la miel es cruda, es enviada por la -
línea 12 hacia un filtro de canasta 14, que está fijado en
el arnés 15, para después ser enviada por la línea 16 y -
llenar el recipiente 17.

La miel filtrada, que se almacena en el recipiente 17,
es alimentada al secador 22. Lo anterior puede efectuarse
mediante una línea 19, 21, que contenga una válvula y una
bomba 20. La bomba puede ser eliminada si se hace descen-
der la miel por gravedad hasta el secador.

El tambor 22 tiene un cuerpo cilíndrico, 24, con dos
platos laterales, 25, 26, un eje rotable corre a lo largo
del secador, 27. Dicho eje se soporta en los platos late-
rales y soporta a uno o más platos interiores, 29 a, b, c,
d, e, etc. La flecha del eje puede ser montada en el cen-
tro de los platos laterales. Sin embargo, es preferible -
colocarlo abajo del centro para permitir un adecuado flujo
de aire. (Ver figura 3.3)

Los discos interiores, 29 a, b, c, etc., tienen un -
diámetro considerablemente menor que los discos laterales,

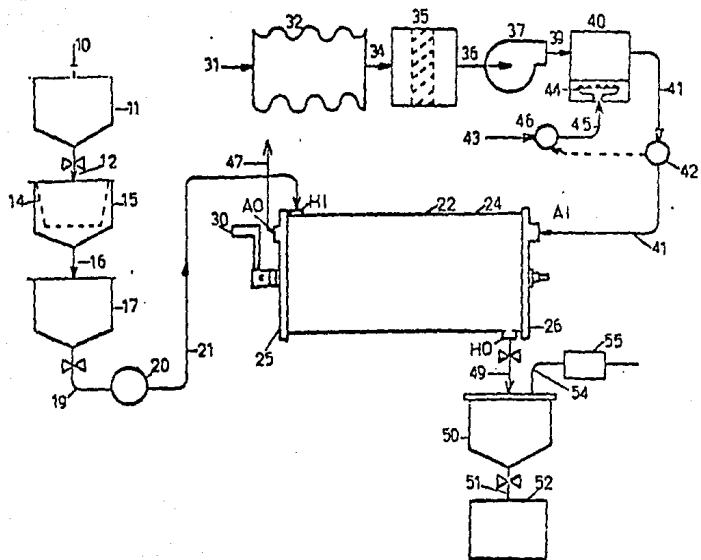


FIGURA 3.2 DIAGRAMA DEL PROCESO DE SECADO CON EL IFD.

debido principalmente a la posición excéntrica del eje. La distancia existente entre el fondo y los discos interiores es de 1 a 5 mm, mientras que la distancia entre los discos interiores y la parte superior del secador está entre los 5 y los 50 mm.

El eje puede rotarse manualmente o por un motor que proporcione entre 3 y 20 rpm.

La miel húmeda se carga por la boquilla "HI" que se localiza en la parte superior del cuerpo del secador 22. La miel desciende hasta el fondo del secador, 22, pudiendo llenar el cuerpo del secador entre un 5% y un 45%. El aire caliente entra al secador por la boquilla "AI".

El aire debe entrar al secador a una temperatura entre los 45°C y los 70°C. Para calentar el aire se requiere de un sistema que puede incluir: un ducto de entrada, 31, un panel de precalentamiento solar, 32, un ducto de transferencia, 29, y un calentador, 40. El calentador puede controlarse con un sistema, 42, que regule el flujo de combustible, 42, 43, 44, 45, 46.

Al girar la flecha del eje, 27, la miel recubre los discos interiores formando una película delgada que permite al aire caliente remover la humedad en exceso. El aire húmedo abandona el secador por la boquilla de salida "AO"

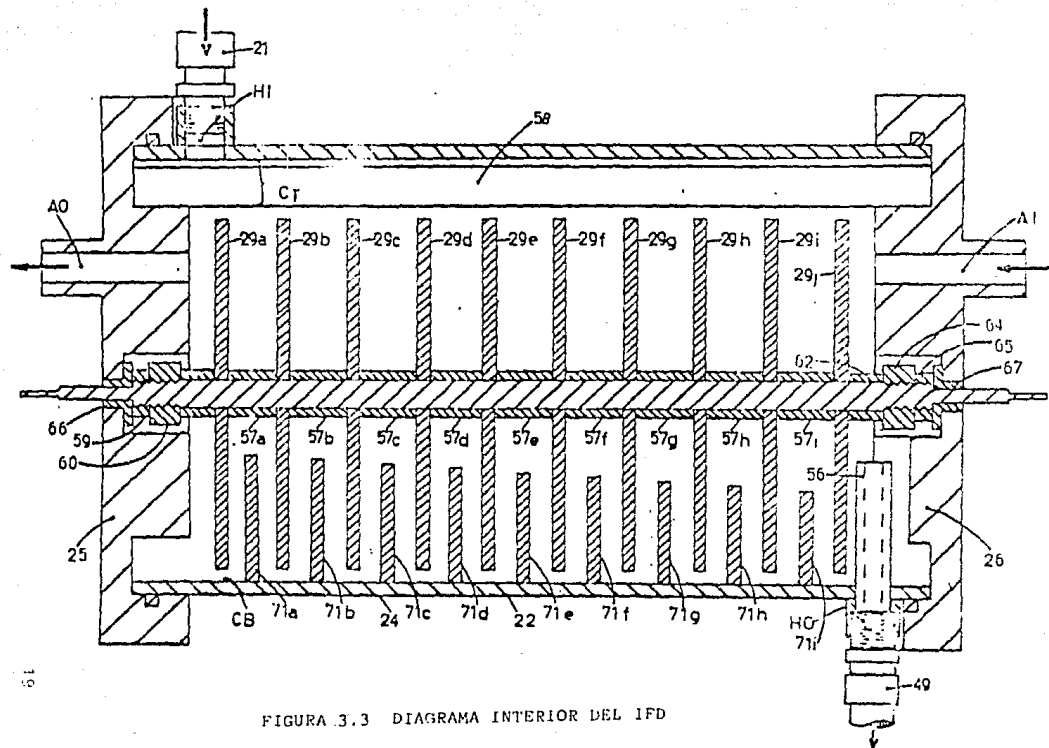


FIGURA 3.3 DIAGRAMA INTERIOR DEL IFD

y la línea de venteo, 47. Dicha línea, 47, debe tener su salida a una considerable distancia de la toma del aire y del lugar del proceso, pues el aire de salida contiene humedad y aroma a miel y por lo mismo puede atraer a las abejas cercanas.

La miel seca abandona el secador por la boquilla de salida "HO" y la línea, 49, a un tanque cubierto, 50, desde el cual se envía, 51, a la línea de envasado, 52. El tanque, 50, tiene un venteo equipado con un secador de aire, 55, como medida de previsión de una nueva humidificación.

El sistema tiene la ventaja de poder ser operado por lotes o de manera continua. En un proceso por lotes el tiempo de secado variará entre 1 y 6 horas, dependiendo de la humedad de la miel y de el volumen de la miel húmeda. -
(34)

La velocidad del aire debe ser menor a los 5m/s y preferiblemente menor a los 2m/s, pues los flujos turbulentos evitan la formación de una película de miel uniforme. Alternativamente puede considerarse que el flujo más adecuado de aire será de 15 a 45 litros de aire/litro de volumen de secador.

La figura 3.3 muestra un corte transversal del seca-

cor de tambor de flujo interior. En la mencionada figura se continúa con la nomenclatura antes descrita para sus partes, es decir: el cuerpo, 24, los platos laterales, 25, 26, la flecha del eje, 27, los discos interiores 29, a, b, c, d, e, etc., las boquillas "HI", "HO", "AI" y "AO" y las líneas, 21, 49. Sin embargo, la línea 49 se muestra ahora equipada del ducto vertical, 56, lo cual permite que el secador se mantenga parcialmente lleno durante la operación continua. Por otro lado se le han adicionado deflectores de aire, 58, para asegurar el flujo de aire por todo el secador. También es importante notar que el secador es totalmente desarmable, por lo que es de fácil limpieza.

La figura 3.3 muestra la adaptación de las mamparas 71a, 71b, etc., que permiten la formación de etapas de secado, lo cual es más conveniente para el proceso continuo.

3.2 DIMENSIONAMIENTO DEL SECADOR DE TAMBOR DE FLUJO INTERIOR.

Partiendo de la patente de referencia (34), en el que se experimentó con un secador a escala laboratorio, y en el cual se indica que un secador de 200 l. de capacidad sería suficiente para escala semi-industrial, pues podría procesar entre 35 kg. y 50 kg. de miel por hora; se extrapolaron a una mayor escala las dimensiones del secador pe-

queño de la siguiente manera:

$$A = \pi r^2$$

$$V = \pi r^2 L_p$$

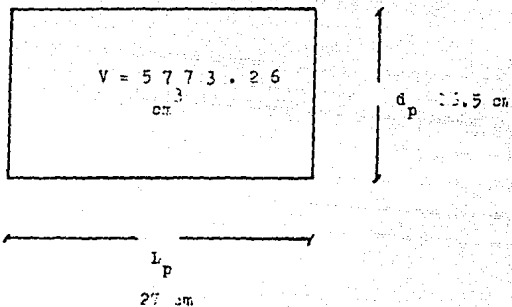


FIGURA 3.4 DIMENSIONES DEL SECADOR DEL PATENTE.

$$V = \pi \frac{d_p^2}{4} L_p$$

Del patente (π):

$$d_p = 16.5 \text{ cm.}$$

$$L_p = 27 \text{ cm.}$$

$$L_p = \frac{27}{16.5} = 1.6364$$

$$L_p = 1.6364 d_p$$

substituyendo

$$V = \pi \frac{D^2}{4} (1.6364 D)$$

$$V = \pi \frac{1.6324}{4} (D^2) (D)$$

$$V = \pi (0.4091) D^3$$

$$V = 200 \text{ l.}$$

$$200 \text{ dm}^3 \times \frac{(10)^3 \text{ cm}^3}{1 \text{ dm}^3} = 200,000 \text{ cm}^3$$

$$200,000 = \pi (0.4091) D^3$$

$$\frac{200,000}{\pi (0.4091)} = D^3$$

$$(\frac{155\,614.7085}{\pi})^{1/3} = 53.78 = D$$

$$D = \underline{53.78 \text{ cm}} \sim \underline{54 \text{ cm}}$$

$$L = 1.6364 D$$

$$L = 1.6364 (53.78)$$

$$L = \underline{88.01 \text{ cm}} \sim \underline{88 \text{ cm}}$$

comprobando

$$V = \pi \frac{D^2 L}{4}$$

$$V = \frac{\pi}{4} (54)^2 (88)$$

$$V = 201,539.45 \text{ cm}^3$$

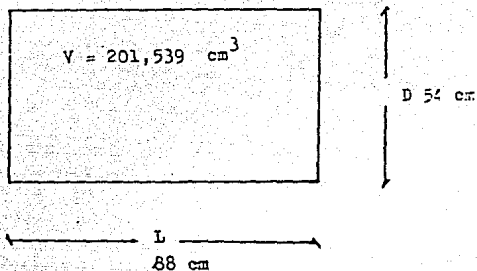


FIGURA 3.5 DIMENSIONES DEL SECADOR SEMI-INDUSTRIAL

Diámetro de platos

$$\frac{D \times \text{diámetro de platos patente}}{d_p} = D_p$$

$$\frac{54 \times 14.5}{16.5} = D_p$$

$$D_p = 47.5 \text{ cm}$$

Distancia al domo

$$\frac{D \times \text{Distancia al domo patente}}{d_p} = D_T$$

$$\frac{54 \times 2}{16.5} = C_T$$

$$\underline{\underline{C_T = 6.0 \text{ cm}}}$$

Distancia al fondo

$$C_B = D - D_p - C_T$$

$$D_B = 54 - 47.5 - 6 = \underline{\underline{0.5 \text{ cm}}}$$

Distancia entre platos

Existen 10 platos, por lo que se requerirán 11 espacios:

$$\frac{D}{\text{Espacios Requeridos}} = \frac{88}{11} = 8 \text{ cm}$$

Si consideramos 0.5 cm. como ancho de los discos, entonces será:

$$C_D = \underline{7.5 \text{ cm}}$$

ESPECIFICACIONES DEL SECADOR

Diámetro interior (D)	54	cm
Long. interior (L)	88	cm
Diámetro platos (D_p)	47.5	cm
Dist. platos/domo (C_T)	6	cm
Dist. platos/fondo (C_B)	0.5	cm
Dist./platos (C_B)	7.5	cm
No deflec. aire	3	
No. mamparas	10	
Material	SE-304	

BALANCES DE MASA

Aire a la entrada:

Humedad relativa (HR):	50%
Temp. bulbo seco (TBS):	30°C = 86°F

Humedad absoluta (HA): 0.0138 kg /kg as

Temp. bulbo humed. (TBH): 23.9°C = 75°F

Presión (P): 1 atm

as = aire seco

El aire se pasa al sistema de calentamiento y se calienta hasta los 62°C.

El aire a la salida del sistema de calentamiento tiene las siguientes propiedades:

HR : 9.5%

TEH : 38.88°C = 102°F

HA : 0.0138 kg/kg as

TBS : 62°C = 143.6°F

P : 1 atm

Como el volumen del secado es:

201.54 ℓ

El flujo de aire será:

$$(201.54 \text{ ℓ}) \left\{ 35 \frac{\text{de aire}}{\text{volumen del secador}} \right\} = 7035.88 \text{ ℓ de aire}$$

El flujo de miel será:

5.773 ℓ volumen secador patente

16 ml/min flujo secador del patente

201.54 ℓ volumen secador semi-industrial

$$\frac{201.54 \text{ l} \times 16 \text{ ml/min}}{5.773 \text{ g}} = \frac{558.54 \text{ ml}}{\text{min}}$$

Flujo de miel húmeda al 25% = 558.54 ml/min.

miel: 75%

agua: 25%

Flujo de aire húmedo (0.0138 kg agua/kg as):

7053.88 l/min

NOTA: 35 l/min, es el promedio de rangos de flujos de aire recomendados (34)

Volumen específico del aire húmedo (E) (carta psicromom.):

$$E = \frac{15.6 \text{ ft}^3 \text{ aire húmedo}}{\text{lb aire seco}} \times \frac{(30.48)^3 \text{ cm}^3}{1 \text{ ft}^3} \times \frac{1 \text{ dm}^3}{(10)^3 \text{ cm}^3}$$

$$\times \frac{2.2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} = 971.83 \frac{\text{dm}^3}{\text{kg}} \text{ aire húmedo}$$

$$\text{aire seco}$$

Entonces:

$$7053.88 \frac{\text{dm}^3}{\text{min}} \times \frac{1}{971.83 \text{ dm}^3} = 7.2574 \frac{\text{kgas}}{\text{min}}$$

La humedad en el aire a la entrada será:

$$0.0138 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg as}} \times 7.2574 \frac{\text{kgas}}{\text{min}} = 0.1002 \frac{\text{kg agua}}{\text{min}}$$

Suponiendo que el secado es adiabático y se alcanza la saturación, la humedad del aire de salida será: (Ver figura 3.7)

0.0275 kg agua/ kg as

En kgs/min será:

$$\left(\frac{0.0275 \text{ kgagua}}{\text{kgas}} \times 7.2574 \frac{\text{kgas}}{\text{min}} \right) = 0.1996 \frac{\text{kgagua}}{\text{min}} \quad (3.1)$$

La capacidad de captación de agua será:

$$\left(0.1996 - 0.1002 \right) \frac{\text{kgagua}}{\text{min}} = 0.0994 \frac{\text{kg agua}}{\text{min}} \quad (3.2)$$

Para evaluar la densidad de la miel con 25% de humedad se efectuó una regresión lineal sobre los datos reportados en el subcapítulo 2.1, donde se obtiene que el coeficiente de regresión lineal para una recta es igual a la unidad y la ecuación de la recta es:

$$Y = 1.54 X - 0.01$$

donde Y: densidad de la miel (relativa)

X: porcentaje de la humedad presente

Usando esta correlación, la densidad 25% de humedad será 1.3697.

El Flujo másico de miel será:

$$558.54 \frac{\text{ml}}{\text{min}} \times 1.3697 \times \frac{1 \text{ g}}{\text{ml}} = 765.03 \frac{\text{g}}{\text{min}}$$

La cantidad inicial de agua será:

$$(765.03 \frac{\text{g}}{\text{min}}) \times 0.25 = 191.26 \frac{\text{g agua}}{\text{min}}$$

La cantidad inicial de sólidos de miel será:

$$765.03 - 191.26 = 573.77 \frac{\text{g miel}}{\text{min}}$$

La cantidad de agua que se requiere remover será:

$$765.03 \frac{\text{g miel}}{\text{min}} - \left\{ \frac{573.77}{1-0.17} \right\} =$$

$$765.03 - 691.29 = 73.74 \frac{\text{g agua}}{\text{min}}$$

La remoción de agua requerida será:

$$0.07374 \frac{\text{kg agua}}{\text{min}}$$

$$\text{y no los } 0.0994 \frac{\text{kg agua}}{\text{min}}$$

que removería el aire en la saturación, por lo que para calcular la humedad de salida del aire regresaremos a la ecuación (3.2)

H_s : Humedad de salida

F_s : Flujo de humedad a la salida

$$(F_s - 0.1002) \frac{\text{kg agua}}{\text{min}} = 0.07374 \frac{\text{kg agua}}{\text{min}}$$

$$F_s = 0.07374 + 0.1002 = 0.17394 \frac{\text{kg agua}}{\text{min}}$$

De la ecuación (3.1) obtendremos la humedad de salida:

$$(H_s \cdot (7.2574 \frac{\text{kgas}}{\text{min}})) = 0.17394 \frac{\text{kg agua}}{\text{min}}$$

$$H_s = 0.17394 \frac{\text{kg agua}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{7.2584 \text{ kgas}}$$

$$H_s = 0.02397 \frac{\text{kg agua}}{\text{kgas}}$$

Lo cual corresponde a un aire de:

$$T_{bs} = 99^\circ\text{F} = 37.2^\circ\text{C}$$

$$T_{bE} = 86^\circ\text{F} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{HR} = 58\%$$

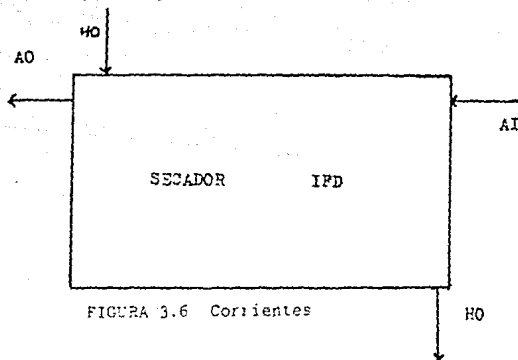


FIGURA 3.6 Corrientes

$\frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg as}}$

0.0275

0.0239

0.0138

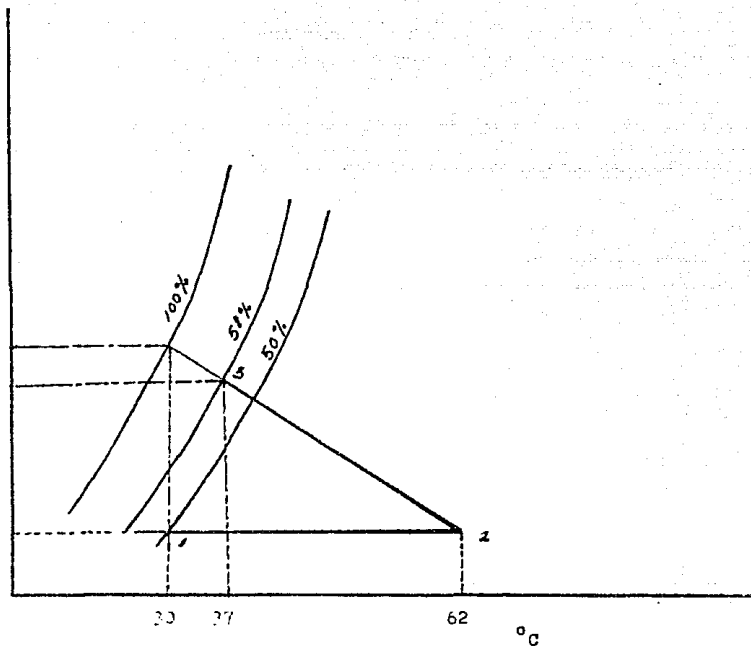


FIGURA 3.7 CAMBIOS DE HUMEDAD EN EL AIRE DURANTE EL PROCESO

TABLA 3.1 RESULTADOS

CORRIENTES	FLUJO kg/h	CALCULOS
H1 miel entrada	45.90	= (765.03) (60)
H0 miel salida	41.47	= (691.29) (60)
A1 aire entrada	441.45	= (7.2574 + 0.1002) (60)
A0 aire salida	445.88	= (7.2574 + 0.1739) (60)
M sólidos de miel	34.42	= (0.57577) (60)
A aire seco	435.44	= (7.2574) (60)

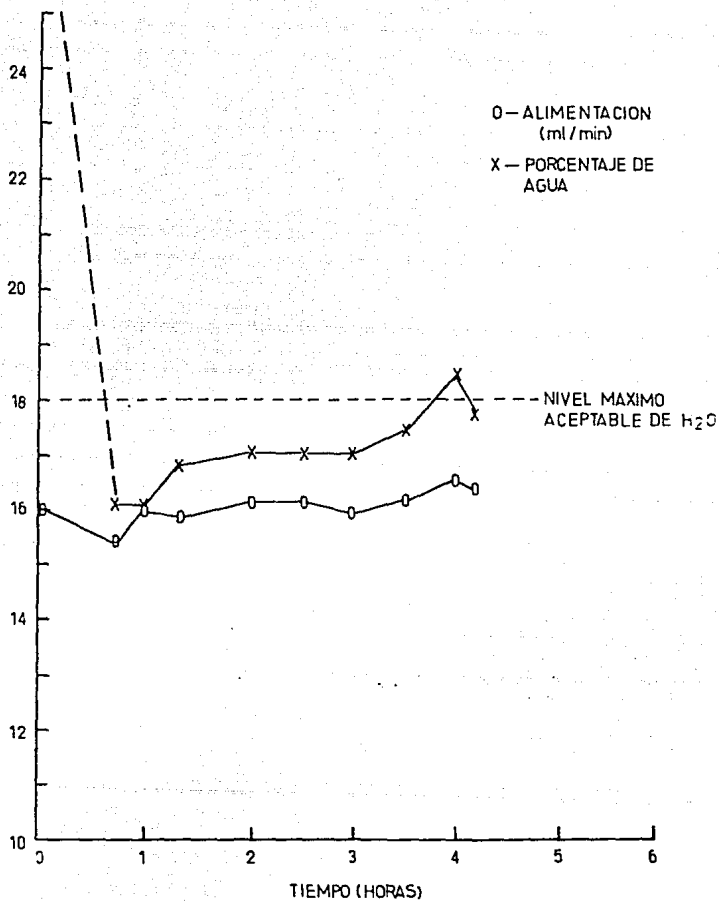


FIGURA 3.8 CURVA DE OPERACION DEL SECADOR IFD PATENTE

3.3 CALENTAMIENTO DEL AIRE DE ENTRADA AL IFD

La patente (34) sugiere un proceso de calentamiento - que se considera práctico y de fácil instalación en un medio rural, tal proceso incluye un precalentador solar y un calentador de fuego directo, con control de temperatura - por medio del control de la entrada de combustible al quemador.

Para realizar la carga de aire al proceso, se sugiere el uso de un soplador, pues de esta manera no se modificarían las condiciones del aire a la entrada, lo cual sí sucedería en el caso de que se usara un compresor, lo que - traería como desventaja un incremento no deseado de presión y por lo tanto la necesidad de regular el flujo de - aire a la entrada para que se alcanzaran los niveles requeridos de humedad en el producto final.

Una de las condiciones fundamentales para que se forme la película de transferencia es la de tener una velocidad de aire de entrada que esté entre los 2 y 5 m/s, la - cual puede ser proporcionada por un soplador en ductos de 10 pulg, pero que se vería aumentada en ductos de diámetros menores, por lo que se sugiere el uso de una válvula de venteo, así como la evaluación del uso de motoreductores para disminuir la velocidad del soplador.

Otra alternativa para lograr el calentamiento del aire de entrada es la del uso de intercambiadores de calor enfriados por aire (aunque paradójicamente se usaría el aire caliente). Para este caso sería suficiente un intercambiador (radiador) de automóvil.

Es importante mencionar que las líneas de aire de entrada deben estar lejos de las del aire de salida para que no se este tomando aire demasiado húmedo, asimismo es necesario colocar filtros en la boquilla de entrada para evitar el paso de partículas extrañas al secador IFD.

EL SECADOR POR ASPERSION

EL SECADOR POR ASPERSION

4.1 BREVE DESCRIPCION DEL PROCESO DEL SECADO DE MIEL POR ASPERSION

GENERALIDADES DEL EQUIPO DE MIEL POR ASPERSION

El secado por aspersión es por definición: "La transformación de una alimentación líquida conteniendo sólidos, a partículas sólidas secas, mediante el rocío del líquido en una atmosfera secante" (8).

Las aplicaciones del secado por aspersión van desde el secado de grandes cantidades de minerales en la industria minera hasta el secado de medicamentos en condiciones de total asepsia en la industria farmacéutica.

El uso del secado por aspersión en la Industria Alimentaria está muy generalizado, principalmente en productos "instantaneizados" como son el chocolate en polvo, la leche en polvo, el café, etc.

Desde que se pensó por primera vez en el secado de miel o productos conteniendo miel, se consideró el uso del secador por aspersión. (2), (17), (19), (10), (23), (24).

Los vehiculos más comunmente usados para llevar a efecto el secado de miel son: la leche en polvo, la malto-dextrina, el almidón y la harina de trigo. Sobre ésta úl-

tima haremos más énfasis, pues el producto a secar será -
destinado a la panificación.

Después de haber resultado exitosas las pruebas de se-
cado de miel usando vehículos, se vió la necesidad de pre-
servar el tamaño de partícula, así como el contenido máxi-
mo de humedad, por lo cual en la actualidad se le agrega -
al producto seco algún anticoagulante como las sales del -
ácido silícico ó bien ácido silícico coloidal. (24), (25)

Existen compuestos que mejoran el secado del producto
de miel, por ejemplo la Carboximetilcelulosa (24).

Actualmente se están haciendo estudios para mantener
el sabor y aroma natural de la miel, los cuales son perdi-
dos en su mayoría durante el secado; sin embargo, la etapa
en la que se encuentran dichos estudios no pasa del nivel
de laboratorio, en los que se ha encontrado, que usando pe-
queñas cantidades de ciclodextrina en la formulación del -
producto a secar, es posible retener el aroma y el sabor -
natural de la miel (14).

4.1.1 FORMULACION PROPUESTA

La formulación propuesta para ser secada por asper- -
sión es la siguiente: (24), (39).

<u>COMPONENTE</u>	<u>%</u>
MIEL	7.5%
HARINA DE TRIGO	7.5%
AGUA	84.5%
CARBOXIMETILCELULOSA	0.5%
	<u>100.0%</u>

El producto final, tendrá la siguiente composición: (24)

<u>COMPONENTE</u>	<u>%</u>
SOLIDOS DE MIEL	47.90
HARINA DE TRIGO	47.90
CARBOXIMETILCELULOSA	3.20
HUMEDAD	1.00
	<u>100.00</u>

4.1.2 DIAGRAMA DE FLUJO Y DESCRIPCION DEL PROCESO

MEZCLA CRUDA:

La miel, la harina de trigo y la carboximetilcelulosa se introducen a un tanque de mezclado, donde se hace la solución con agua a temperatura ambiente.

MEZCLA PREPARADA:

La mezcla cruda empieza a calentarse lentamente, des-

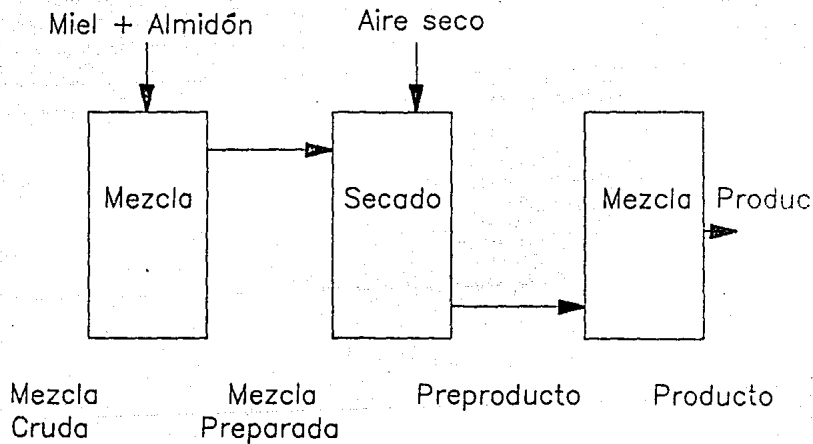


Figura 4.1 Diagrama de flujo

de la temperatura ambiente, hasta alcanzar una temperatura de 60°C (24). El propósito del calentamiento es gelar la harina de trigo, la cual permitirá una mayor absorción de miel en su superficie. Posteriormente se permite a la mezcla alcanzar la temperatura de 30°C.

SECADO:

La mezcla preparada se bombea al secador por aspersión, al cual entra a 30°C por su parte superior junto con aire seco a 180°C. El secado se efectúa a la temperatura de bulbo húmedo, es decir a 47°C y se obtiene un preproducto en forma de polvo (de partículas gruesas con la composición requerida).

PRODUCTO:

El producto es enviado a un mezclador de polvos donde se le adicionará el anticoagulante para posteriormente ser envasado.

4.2 GENERALIDADES SOBRE LA EVALUACION DEL SECADOR POR ASPERSION

Cuando se habla de secadores por aspersión, se usan mucho los términos: gota, partícula, tamaño medio, etc., las cuales requieren de definiciones que a continuación se describen:

GOTA:

La gota es el estado de subdivisión de la alimentación rociada del atomizador. Mientras que la humedad permanece en el espray, se dice que éste, está compuesto de gotas.

PARTICULA:

Partícula, es el estado de subdivisión del producto seco. La forma de la partícula depende de la formación de la gota durante la atomización, así como del comportamiento gota/partícula durante el secado.

AGLOMERADO:

El aglomerado, se compone de dos ó más partículas adheridas entre sí. Las partículas aglomeradas presentan mejores características de dispersión. Los aglomerados se forman cuando dos gotas chocan al salir del atomizador o bien cuando las partículas semisecas chocan y se adhieren entre sí.

Las aglomeraciones pueden causarse deliberadamente.

TAMAÑO:

El tamaño de una partícula, gota ó aglomerado es generalmente considerado como el diámetro de la partícula esférica ó del semidiámetro calculado a partir del centro de gravedad para las partículas no esféricas. (8)

FORMA DE PARTÍCULA:

Normalmente las partículas no son esféricas, por lo mismo se estableció un factor de forma que indica la divergencia de la esfericidad.

La forma está definida por la diferencia porcentual entre los diámetros máximos y mínimos.

DISTRIBUCION DE TAMAÑOS Y TAMAÑO MEDIO:

Generalmente por medio del microscopio y por conteos, ya sean automáticos o manuales se definen los diferentes tamaños de partícula existentes en una misma muestra. A continuación, siguiendo métodos estadísticos se obtiene la frecuencia de aparición de cada uno de los tamaños, posteriormente se calculan datos centralizados tales como: Media geométrica, media aritmética, media armónica, etc. Depende del cálculo que sea requerido, el dato central necesario.

ESPECIFICACIONES Y DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSION:

La especificación y diseño de secadores por aspersion sigue guiándose por métodos empíricos, más que por relaciones teóricas. Esto último es debido a que no ha sido posible precisar el mecanismo de interacción entre las gotas y el medio secante (generalmente aire) y por lo mismo no se ha definido una cinética confiable del sistema. (8)

Los métodos de diseño de los secadores por aspersion están generalmente apoyados por una primera etapa de prueba en

planta piloto, la cual adquiere considerable importancia debido a los métodos empíricos de cálculo de variables.

El problema más grande en el diseño y especificación de secadores por aspersión, tal vez sea que todos los datos y métodos de cálculo son secretos de los fabricantes. Sin embargo K. Masters (8) expone un método para especificar secadores por aspersión de tal manera que puedan ser cotizados rápidamente por los fabricantes de los mismos. Dicho método se basa en aproximaciones prácticas.

4.2. DATOS ARROJADOS POR LA PLANTA PILOTO.

Como ya se ha mencionado, la importancia de las pruebas en planta piloto al escoger un determinado diseño de secador por aspersión adquiere mucha relevancia debido a lo siguiente:

- 1.- Las pruebas en planta piloto establecen el punto de operación.
- 2.- Establecen o estiman el tiempo de residencia que permite alcanzar un completo secado o las especificaciones requeridas por el producto.
- 3.- Establecen el tipo de secador a utilizar (cocorriente, contra-corriente, flujo mixto).
- 4.- Establecen el punto de operación óptimo en cuanto a tem-

peratura de entrada, temperatura de salida y eficiencia térmica.

- 5.- Establecen el contenido apropiado de sólidos en la alimentación.
- 6.- Establecen, si será posible la operación continua, o bien si será necesario el uso de sopladores de aire o técnicas de inyección de aire para mantener una descarga de sólidos constante.
- 7.- Permiten la selección del tipo de aspersion y se puede definir el tamaño medio de partícula.
- 8.- Establecen el método de recolección de sólidos y el de limpieza del aire de salida (ciclón, bolsas).
- 9.- Provee muestras de producto para evaluación y análisis de mercado.
- 10.- Establecen las bases para garantizar el producto y la operación.

Por lo general los fabricantes de secadores por aspersión cuentan con plantas piloto, lo cual permite especificar confiablemente los puntos anteriormente citados.

4.2.2 BALANCE DE MASA Y ENERGIA EN EL SECADOR POR ASPERSION

El diseño más común en la industria alimentaria para los secadores por aspersion es el que usa el secado a co-corriente, este diseño permite que el alimento húmedo entre en contacto con el aire más caliente, es decir existe menor peligro por descomposición del producto debido al calor.

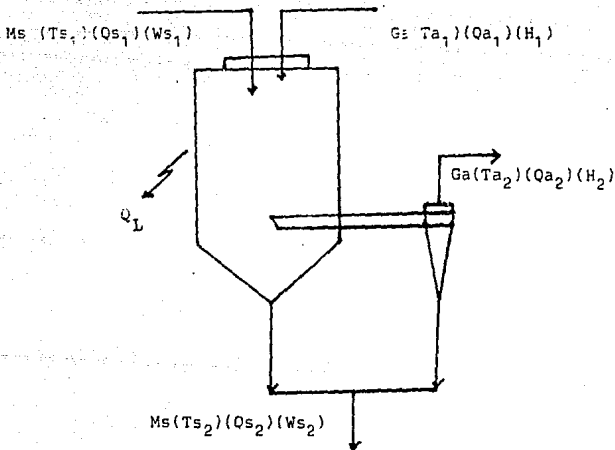


FIGURA 4.2 SECADOR POR ASPERSION A CO-CORRIENTE

En los balances de masa, la materia que entra es igual a la materia que sale, a menos que existan acumulaciones en el secador.

PARA EL BALANCE DE MASA:

$$\begin{aligned} \text{ENTRADA} &= \text{SALIDA} \\ \text{aire} + \text{alimentación} &= \text{aire} + \text{producto} \end{aligned}$$

PARA EL BALANCE TOTAL DE CALOR:

$$\begin{aligned} \text{ENTRADA} &= \text{SALIDA} \\ \text{calor del} & \quad \text{calor de la} &= & \quad \text{calor del producto} \\ \text{aire} & + & & \quad + \\ & & & \quad \text{calor del aire} \\ & & & + \\ & & & \quad \text{calor perdido} \end{aligned}$$

En el balance de calor, se considera como temperatura de referencia, la temperatura de congelación del agua.

DEFINICION DE VARIABLES:

W_{S1} = $\frac{\text{Kilogramo de agua a la entrada}}{\text{Kilogramo de producto seco.}}$

W_{S2} = $\frac{\text{Kilogramo de agua a la salida}}{\text{Kilogramo de producto seco.}}$

T_{S1} = Temperatura de la alimentación en el atomizador.

T_{S2} = Temperatura del producto a la salida del secador.

G_a = $\frac{\text{Kilogramo de aire seco}}{\text{Hora}}$

T_{A1} = Temperatura del aire a la entrada.

T_{A2} = Temperatura del aire a la salida.

H_1 = Humedad absoluta del aire a la entrada

H_2 = Humedad absoluta del aire a la salida.

M_s = $\frac{\text{Kilogramo de producto seco}}{h}$

ECUACIONES DE BALANCE:

Una vez definidas las variables a utilizarse, es posible definir las ecuaciones del balance de masa, humedad y calor.

Balance de humedad: (se considera la acumulación igual a cero).

$$\text{Humedad a la entrada en la alimentación} = M_s (W_{S1})$$

$$\text{Humedad a la entrada en el aire} = G_a (H_1)$$

$$\text{Humedad a la salida del producto} = M_s (W_{S2})$$

$$\text{Humedad de salida en el aire} = G_a (H_2)$$

ENTONCES:

Balance de agua:

$$M_s (W_{S1}) + G_a (H_1) = M_s (W_{S2}) + G_a (H_2) \dots (4.1)$$

O BIEN:

$$M_s \{ (W_{S1}) - (W_{S2}) \} = G_a (H_2 - H_1) \dots (4.2)$$

Por un procedimiento similar:

El balance de calor o entalpía es:

$$\text{Entalpía entrando al secador con el aire} = G_a (Q_{A1})$$

$$\text{Entalpía de la alimentación} = M_s (Q_{S1})$$

$$\text{Entalpía saliendo del secador con el aire} = G_a (Q_{A2})$$

$$\text{Entalpía del producto} = M_s (Q_{S2})$$

$$\text{Calor perdido} = Q_1$$

ENTONCES:

$$G_a (Q_{A1}) + M_s (Q_{S1}) = G_a (Q_{A2}) + M_s (Q_{S2}) + Q_1 \dots \dots \dots (4.3)$$

$$Q_1 = UA \Delta T \dots \dots \dots (4.4)$$

Q_{S1} = Calor o entalpía del sólido húmedo a la entrada.

Q_{S2} = Calor o entalpía del sólido a la salida.

$$Q_{S1} = C_{DS} (\Delta T) + (W_{S1}) C_w (\Delta T) \dots \dots \dots (4.5)$$

DONDE:

C_{DS} = Capacidad calorífica del sólido seco.

C_w = Capacidad calorífica del agua pura.

ΔT = Diferencia de temperatura entre la temperatura de referencia y la temperatura de la alimentación.

Q_A = Calor o entalpía del aire

Para la evaluación del calor del aire se necesita introducir el término de calor húmedo (C_S).

$$C_S = C_A + C_w (H) \dots \dots \dots (4.6)$$

DONDE:

C_A = Calor específico del aire

H = Humedad del aire.

Para el intervalo en el cual se efectúan las operaciones de secado y acondicionamiento de aire, el calor húmedo puede resumirse en la ecuación (4.7). (3)

$$C_S = 0.24 + 0.46 (H) \left(\frac{k \text{ cal}}{\text{kg } ^\circ \text{C}} \right) \dots \dots (4.7)$$

Por lo que el calor del aire tanto de entrada como de salida se calculará:

$$Q_A = C_s (\Delta T) + \lambda H \dots\dots\dots(4.8)$$

DONDE:

= Calor de vaporización del agua, el cual puede ser -
considerado igual a $597.3 \frac{\text{k cal}}{\text{kg}}$ a 0°C y 760 mmHg. (3)

Sustituyendo la ecuación (4.7) en la ecuación (4.8)

$$Q_A = (0.24) (\Delta T) + \{ 0.45(\Delta T) + \lambda \} H \dots\dots(4.9)$$

4.2.3 TIEMPO MINIMO DE RESIDENCIA. (θR)

El tiempo mínimo de residencia, es el tiempo necesario para que una gota pase por la cámara de secado y termine como partícula con las propiedades requeridas en el producto final.

La importancia del tiempo mínimo de residencia radica en que es la base del cálculo para el diseño y evaluación de secadores por aspersión. Un error o mala apreciación en el cálculo del θR podría acarrear como resultado, cámaras más grandes o más pequeñas de lo requerido y por lo tanto es determinante al decidir la viabilidad de un proyecto.

K. Masters (8) detalla un método de cálculo sencillo basado en evaluaciones prácticas, para la especificación de secadores por aspersión. Dicho método incluye una secuencia de especificaciones, necesarias para solicitar la cotización de un secador por aspersión.

4.2.4 EVALUACION DEL TIEMPO MINIMO DE RESIDENCIA PARA EL PRODUCTO REQUERIDO.

Según el método propuesto por K. Masters (8)

DEFINICION DEL TAMAÑO DE PARTICULA REQUERIDO:

En este caso se requieren de partículas de tamaño medio, menor a 180 micrómetros o micras.

El producto a secarse es sensible al calor y será secado hasta bajos niveles de humedad (1%), asimismo, el producto final presenta alguna higroscopicidad, por lo que se recomienda un tiempo de residencia que se encuentre, entre los 25 y 35 segundos (8)

DEFINICION DEL PROCESO MAS VIABLE:

Para el secado de productos sensibles al calor, se recomienda el secado a co-corriente, pues de esta manera el aire caliente entra en contacto con el producto húmedo y el aire frío con el producto seco. Esto último evita po-

sibles deterioros en calor, así como la posible caramelización de los azúcares de la miel.

DEFINICION DE LA RELACION GEOMETRICA DE LA CAMARA DE SECADO

La práctica señala que las relaciones a similitudes - más adecuadas para secadores por aspersión que trabajen - soluciones, dispersiones o suspensiones deben ser:

(h) Altura cilíndrica/Diámetro máximo (D_{ch})

3 / 1

4 / 1

Las relaciones geométricas anteriores se consideran adecuadas para secadores con atomizadores del tipo de boquillas a presión y boquillas neumáticas.

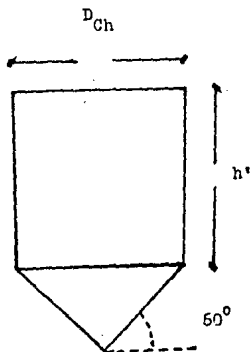


FIGURA 4.3 CAMARA DE SECADO

VOLUMEN DE LA CAMARA DE SECADO.

El volumen de la cámara de secado representada en la figura 3.2. se calcula con la siguiente fórmula:

$$V = 0.7854 D_{ch}^2 (h + 0.2886 D_{ch}) \dots 4.10$$

DEFINICION DEL DIAMETRO DE LA CAMARA O DIAMETRO MAXIMO - (D_{ch})

El diámetro aproximado se define por la finura o el tamaño de la partícula, así como por la capacidad de evaporación requerida.

La cantidad de evaporación, se calcula a partir del balance de humedad en el producto, sin embargo por información directa se sabe que las partículas serán gruesas y que la evaporación requerida será del orden de los 1,000 kg/h (8), entonces el diámetro de la cámara deberá estar entre los:

$$2 \leq D_{ch} \leq 4 \text{ metros}$$

ESTIMACION DE LOS BALANCES DE MASA Y CALOR.

Aire disponible

Humedad relativa (HR) : 50%

Temperatura de bulbo seco (TBS) : 30°C = 86°F

Humedad absoluta (HA) : 0.0138 kg/kg A_s

Temperatura de bulbo húmedo (TBH) : $75^{\circ}\text{C} = 23.9^{\circ}\text{C}$

Presión (P) : 1 atmósfera.

As: Aire seco.

El aire disponible se calienta hasta alcanzar $180^{\circ}\text{C} = 356^{\circ}\text{F}$, esta temperatura puede ser lograda con una caldera.

El aire a la salida del calentador, se encuentra en - las siguientes condiciones: (De la tablas psicrométricas, Apéndice 1)

HR : 0.3%

TBS : $180^{\circ}\text{C} = 356^{\circ}\text{F}$

HA : 0.0138 kg agua/kg as

TBH : $116.6^{\circ}\text{F} = 47^{\circ}\text{C}$

P = 1 atmósfera.

Con el objeto de facilitar la evaluación se considera la TBH a temperatura de saturación adiabática sistema aire - agua (8).

BALANCE DE MASA:

$$M_s + M_s (W_{s1}) = 1000 \text{ kg/h}$$

Según la formulación propuesta en el subcapítulo 4.1.1 para el producto a ser secado:

$$M_S = 155 \text{ kg/h}$$

$$W_{S1} = \frac{845}{155} = 5.4516 \text{ kg agua/kg } M_S$$

Según la formulación propuesta en el subcapítulo 4.1.1 para el producto seco:

$$W_{S2} = 0.0101 \text{ kg agua/ kg } M_S$$

EVAPORACION: REQUERIDA O CAPACIDAD DE EVAPORACION:

$$Ev = 155 (5.4516 - 0.0101) = 843.4325 \text{ kg agua/h}$$

De la ecuación 4.1

$$M_S (W_{S1}) + G_a (H_1) = M_S (W_{S2}) + G_a (H_2)$$

$$155(5.4516) + G_a (H_1) = 155(0.101) + G_a (H_2)$$

$$H_1 : \text{ Humedad del aire de entrada} = 0.0135 \text{ kg/kg } A_S$$

H_2 : Humedad del aire a la salida del secador, se considera como aire saturado a $T_{BH} = 47^\circ\text{C} = 116.6^\circ\text{F}$

La humedad en la saturación será: (apéndice uno)

$$H_2 = 0.0733 \text{ kg/kg } A_S$$

Entonces despejando:

$$G_a (H_1 - H_2) = 155(0.0101) - 155(5.4516)$$

$$G_a = \frac{155(0.0101) - 155(5.4516)}{H_1 - H_2}$$

$$G_a = \frac{1.5655 - 844.99}{0.0138 - 0.0733}$$

$$G_a = 14,175.33$$

$$G_a \left[\frac{\text{kg Ms}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{kg agua}}{\text{kg Ms}} \right] = \left[\frac{\text{kg Ms}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{kg agua}}{\text{kg Ms}} \right]$$

$$G_a \left[\frac{\text{kg agua}}{\text{kg As}} \right] = \frac{\text{kg agua}}{\text{kg As}}$$

$$G_a \left[\frac{\text{kg As}}{\text{h}} \right]$$

El balance de calor, es según la ecuación 4.3

$$G_a (Q_{A1}) + M_s (Q_{S1}) = G_a (Q_{A2}) + M_s (Q_{S2}) + Q_1$$

Del balance de masa se conoce tanto G_a como M_s .

Sin embargo, faltan por definir:

$$Q_{A1}, Q_{A2}, Q_{S1}, Q_1$$

Según la ecuación 4.5:

$$Q_{S1} = (C_{DS}) (\Delta T) + (C_w) (W_{S1}) (\Delta T)$$

DONDE:

$$C_{DS} = 0.3 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C} \quad (1)$$

$$C_w = 1.0 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

$$W_{S1} = 5.4516 \text{ kg agua/ kg s} \quad (2)$$

$$\Delta T = (T_e - T_r)$$

$$T_e = \text{Temperatura de entrada de la alimentación} = 30^\circ\text{C}$$

$$T_r = \text{Temperatura de referencia} = 0^\circ\text{C}$$

Del balance de masa: tanto G_a , como M_s .

ENTONCES:

$$Q_{S1} = 0.3(30) + (1) (5.4516) (30)$$

$$Q_{S1} = 172.5480 \text{ kcal/kg s}$$

NOTAS: (1) Calor específico combinado de la harina y la miel. Se consideró, el promedio ponderado del calor específico de la Dextrosa, Levulosa, Sacarosa, Dextrina y Almidón.

(2) kg s: Significa Kilogramos de sólidos.

Por medio de la ecuación 4.5 se evalúa Q_{S2}

$$Q_{S2} = C_{DS} (\Delta T) + (W_{S2}) (C_w) (\Delta T)$$

DONDE:

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

T = Diferencia entre la temperatura de referencia y la temperatura de salida del sólido: $(T_{S2} - T_r)$

T_{S2} = Temperatura de salida del sólido: Incógnita

$$T_r = 0^\circ\text{C}$$

$$W_{S2} = 0.0101 \text{ kg agua/kg s}$$

$$C_w = 1.0 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

ENTONCES:

$$Q_{S2} = 0.3 (T_{S2}) + (1) (0.0101) (T_{S2})$$

$$Q_{S2} = (0.3 + 0.0101) T_{S2}$$

$$Q_{S2} = 0.3101 T_{S2} \dots\dots\dots (4.11)$$

Según la ecuación 4.8, se evalúa la entalpía del aire:

$$Q_A = C_S (\Delta T) + \lambda H$$

El calor húmedo se evalúa según la ecuación 4.7:

$$C_S = 0.24 + 0.46 (H)$$

Combinando las dos ecuaciones anteriores, se obtiene la ecuación 4.9:

$$Q_A = 0.24 (\Delta T) + \left\{ (0.46) (\Delta T) + \lambda \right\} H$$

ENTONCES:

$$Q_{A1} + 0.24(T_{A1} - Tr) + \left\{ (0.46)(T_{A1} - Tr) + \lambda \right\} H$$

DONDE:

$$T_{A1} = 180^{\circ}\text{C}$$

$$Tr = 0^{\circ}\text{C}$$

$$H = 0.0138 \text{ kg agua/kg As}$$

Luego:

$$Q_{A1} = 0.24(180) + \left\{ (0.46)(180) + 597.3 \right\} 0.0138$$

$$Q_{A1} = 43.20 + \left\{ 82.80 + 597.3 \right\} 0.0138$$

$$Q_{A1} = 43.20 + 680.10 ; 0.0138$$

$$Q_{A1} = 52.5854 \text{ Kcal/kg As}$$

Para evaluar el calor del aire de salida Q_{A2} , recurriremos nuevamente a la ecuación 4.9:

$$Q_{A2} = 0.24 (T_{A2} - Tr) + \{ (0.460 (T_{A2} - Tr) - \lambda) H$$

DONDE:

$$T_{A2} = 47^{\circ}\text{C}$$

$$Tr = 0^{\circ}\text{C}$$

$$H = 0.0733$$

ENTONCES:

$$Q_{A2} = 0.24(47) + \{ (0.46)(47) + 597.3 \} 0.0733$$

$$Q_{A2} = 11.28 + (618.92) 0.0733$$

$$Q_{A2} = 56.6468 \text{ Kcal/kg As}$$

Regresando a la ecuación 4.3, balance general de calor:

$$Ga(Q_{A1}) + Ms(Q_{S1}) = Ga(Q_{A2}) + Ms(Q_{S2}) + Q1$$

Despejando Q_{S2} :

$$Gs(Q_{A1}) + Ms(Q_{S1}) - Ms(Q_{S2}) = Ga(Q_{A2}) + Q1$$

$$- Ms(Q_{S2}) = Ga(Q_{A2}) - Ga(Q_{A1}) - Ms(Q_{S1}) + Q1$$

Cambiando signos:

$$M_s Q_{S2} = G_a (Q_{A1} - Q_{A2}) + M_s (Q_{S1}) - Q_1 \dots \dots (4.12)$$

Por otro lado sabemos que:

$$G_a = 14,175.33 \text{ kg As/h}$$

$$Q_{A1} = 52,5864 \text{ kcal/kg As}$$

$$Q_{A2} = 56.6468 \text{ kcal/kg As}$$

$$M_s = 155 \text{ kg s/h}$$

$$Q_{S1} = 172.5480 \text{ kcal/kg s}$$

$Q_1 =$ incógnita

Sin embargo, de la ecuación 4.11, sabemos que:

$$Q_{S2} = 0.3101 (T_{S2})$$

Igualando con la ecuación 4.12, obtendremos:

$$(M_s \cdot 0.3101 (T_{S2})) = G_a (Q_{A1} - Q_{A2}) + M_s (Q_{S1}) - Q_1$$

Despejando Q_1 :

$$Q_1 = G_a (Q_{A1} - Q_{A2}) + M_s (Q_{S1}) - 0.3101 (M_s) (T_{S2}) \dots (4.13)$$

$$Q_1 [-] = \frac{\text{kg As}}{\text{h}} \left\{ \frac{\text{kcal}}{\text{kgAs}} - \frac{\text{kcal}}{\text{kgAs}} \right\} + \frac{\text{kg s}}{\text{h}} \left\{ \frac{\text{kcal}}{\text{kg s}} - \left(\frac{\text{kg s}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot \text{C}} \cdot \text{C} \right) \right\}$$

$$Q_1 [-] \text{ k cal/h}$$

Suponiendo que la temperatura de salida del sólido - fuera de 39°C:

$$Q_1 = 14175.33(52.5864 - 56.6468) + 155(172.5480) - (155)(0.3 \cdot 39) (T_{S2})$$

$$Q_1 = -57,557.51 + 26,722.94 - 48.06 (T_{S2})$$

$$Q_1 = -30,812 - 48.06 T_{S2} \dots \dots \dots (4.14)$$

$$Q_1 = -30,812.57 - 48.06 (39) = -32686.91 \text{ k cal/h}$$

Por otro lado se sabe por la ecuación 4.4 que:

$$Q_1 = UA\Delta T = \frac{\Delta T}{(L1/k1 A1) + (L2/k2 A2)} \dots \dots \dots (4.15)$$

DONDE:

ΔT = Diferencia entre la temperatura promedio de la pared interior y temperatura exterior:

$$\left\{ \frac{T_{\text{max.}} + T_{\text{min.}}}{2} \right\}_{\text{INT}} - T_{\text{ext.}} = \left\{ \frac{180+47}{2} \right\} - 30^\circ\text{C}$$

L1 = Grosor de la pared del equipo: se considerará de 2mm de acero inoxidable 304.

k1 = Se considerará la conductividad térmica del acero - inoxidable 304: 14.13 k cal/h m² °C/c.

A1 = Area del secador = 86.19 m² (según figura 4.4)
(valor obtenido por la 3ª interacción: tabla 4.1)

L2 = Grosor del aislante seleccionado.

k1 = Conductividad térmica del aislante.

A2 = Area del cilindro y su tapa (según figura 4.1)=66.95 m²
(que se considerará el area del aislante)

Si se supone que se aislará con lana mineral, que tiene una conductividad térmica de:

$$k2 = \frac{0.024 \text{ BTU ft}}{\text{h ft}^2 \text{ F}} \cdot \frac{0.252 \text{ k cal}}{1 \text{ BTU}} \cdot \frac{0.3048 \text{ m} \cdot \frac{1 \text{ ft}^2}{(0.3048)^2}}{1 \text{ ft}^2} \cdot \frac{1.8^\circ\text{F}}{\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$k2 = 0.03557 \frac{\text{kcal m}}{\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C h}}$$

$$\frac{L2}{k2 A2} = \frac{L2}{(0.0357)(66.95)} = \frac{L2}{2.3912}$$

$$\frac{L1}{k1 A1} = \frac{0.002}{(14.13)(86.19)} = 1.06422 \times 10^{-6} \frac{m}{\frac{\text{Kcal}}{h m^2 C/m} m^2}$$

SUSTITUYENDO EN LA ECUACION 4.15 SE TIENE QUE:

$$32685.91 = \frac{(113.5 - 30)}{1.6422 \times 10^{-6} + \frac{L2}{2.3912}}$$

$$1.6422 \times 10^{-6} + \frac{L2}{2.3912} = \frac{83.5}{32686.91} = 2.555 \times 10^{-3}$$

$$L2 = (2.55 \times 10^{-3} - 1.6422 \times 10^{-6}) 2.3912$$

$$L2 = (2.553 \times 10^{-3}) 2.3912 = 6.10 \times 10^{-3}$$

$$L2 = 6.1 \text{ mm } (*)$$

De la ecuación 4.11 Q_{S2} :

$$Q_{S2} = 0.3101 (T_{S2}) = 0.3101 (39) = 12.09 \frac{\text{k cal}}{\text{KG s}}$$

(*) 6.1 mm, se considera un espesor de aislante aceptable por lo que no se realizan más interacciones. Sin embargo, de contarse con una ecuación de costo óptimo para el secador, sería recomendable hacer algunas interacciones más aunque no variaría considerablemente ni el espesor de pared, ni el costo fijo del equipo.

4.2.4 EVALUACION DEL TAMAÑO DE SECADOR REQUERIDO

Paralelamente a la evaluación de los balances de masa y calor, es necesario dimensionar el secador para lo cual es necesario definir:

E_v = Evaporación requerida

ρ = Densidad del aire de salida

G_a = Flujo del aire seco (máscico)

F = Flujo volumétrico del aire húmedo a la salida

θ_{Rr} = Tiempo mínimo de residencia requerido

θ_{Rc} = Tiempo mínimo de residencia calculado

V_s = Volumen supuesto del secador

G_a y E_v fueron calculados en el balance general de masa:

$$E_v = 843.4325 \text{ kg agua/h}$$

$$G_a = 14174.33 \text{ kg As/h}$$

Densidad del Aire: El flujo de aire húmedo es kg/hr

$$F' = G_a + E_v = 14174.33 + 843.4325 = 15018.75 \text{ kg/h}$$

Según la gráfica psicrométrica (apéndice 1) en el aire de salida tiene las siguientes características:

$$H_2 = 0.0733 \text{ kg agua/kg As}$$

$$\bar{V} = 16.3 \text{ ft}^3 \text{ aire húmedo/lb as} = 1.018 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$H\% = 100\%$$

$$T = 47^\circ\text{C}$$

Como G_a es igual a 14175.33 kg/h , entonces el flujo volumétrico será:

$$F = (0.018 \text{ m}^3 \text{ aire hum/kg as})(14175.33 \text{ kg as/h}) = 14430.49 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

La densidad de salida será:

$$\rho = 15018.75 \text{ kg ah}/14430.49 \text{ m}^3 \text{ de ah} = 1.0408 \text{ kg/m}^3 = \rho$$

El volumen supuesto del secador se evaluará para:

$$D_{ch} = 3 \text{ m} \qquad h' = 12 \text{ m}$$

Según la ecuación 4.10, el volumen supuesto es:

$$V_s = (0.7854)(3)^2 (12 + 0.2886(3)) = 90.9432 \text{ m}^3$$

El tiempo mínimo de residencia será:

$$\epsilon R_c = \frac{3600 \times V_s}{F} \dots\dots\dots(4.16)$$

$$\epsilon R_c = \frac{3600 \times 90.9432}{14430.49} = 22.68 \text{ segundos}$$

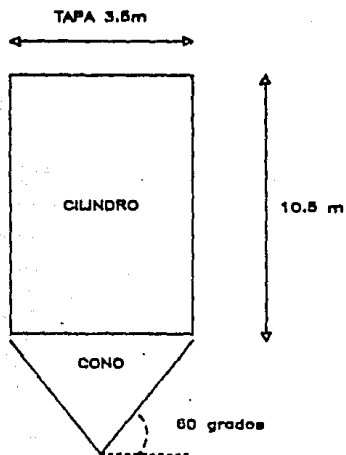
El tiempo de residencia requerido esta entre los 25 y los 35 segundos, según la tabla 4.1. Debido a esto, será necesario realizar algunas iteraciones más considerando siempre las relaciones geométricas (h'/D_{ch} recomendadas por los fabricantes (8)).

TABLA 4.1 ITERACIONES PARA ENCONTRAR EL TIEMPO MINIMO DE RESIDENCIA

ENSAYO	1	2	3
<i>VARIABLE</i>			
<i>Dch (m)</i>	3	4	3.5
<i>h' (m)</i>	12	12	10.5
<i>h' / Dch</i>	4/1	3/1	3/1
<i>Vs (m3)</i>	90.94	215.57	110.74
<i>β (k/m3)</i>	1.04	1.04	1.04
<i>F (m3/h)</i>	14441.1	14441.1	14441.1
<i>BRc (s)</i>	22.67	53.73	27.6
<i>BRr (s)</i>	25--35	25--35	25--35
<i>RESULTADO</i>	<i>BRc < BRr</i>	<i>BRc > BRr</i>	<i>BRc ≈ BRr</i>

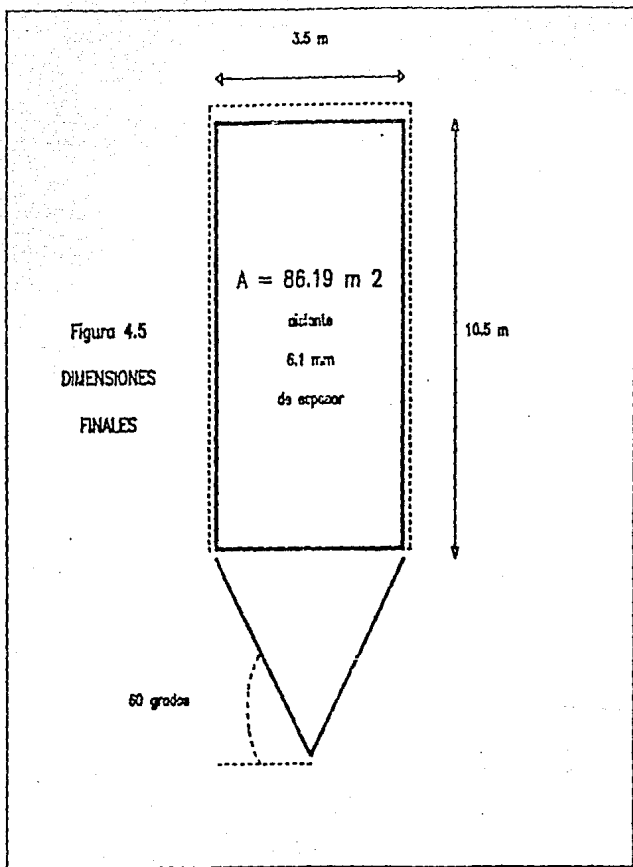
c: calculado

r: requerido



EVALUACION DE AREAS	
A (TAPA)	= 9.62 m ²
A (CILINDRO)	= 57.73 m ²
A (CONO)	= 19.24 m ²
A (TOTAL)	= 86.19 m ²
A (AISLANTE)	=
	86.19 - 19.24 =
	66.95 m ²

Figura 4.4 AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR



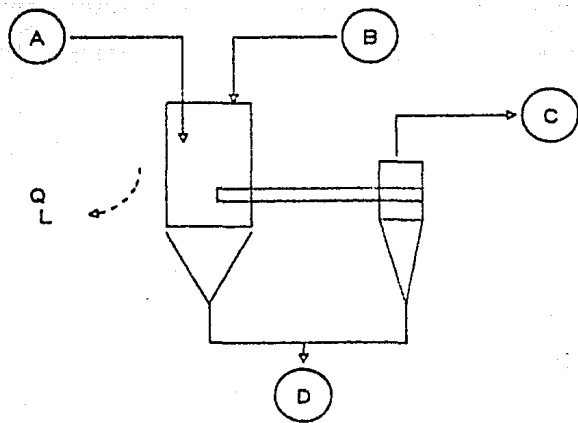


Figura 4.8 CORRIENTES

TABLA A.2. RESULTADOS DE LOS BALANES DE MASA Y CALOR SOBRE EL SEC. POR ASPERSION

COEFICIENTES	A	B	C	D
VARIABLES				
ESTADO FISICO	LÍQUIDO	SÓLIDO	SÓLIDO	SÓLIDO
kg/h	1000	14370.95(2)	15214.38(2)	161.73(3)
x ₁ aire	0	0.5364	0.5317	0
x ₁ miel	0.075	0	0	0.479
x ₁ harina	0.075	0	0	0.479
x ₁ agua	0.845	0.0136	0.0683	0.01
x ₁ aditivos	0.005(1)	0	0	0.032(1)
Q	172.548 kcal/k Ms	52.5854 kcal/k as	56.6468 kcal/k as	12.09 kcal/k Ms
TEMPERATURA °C	30	180	47	39

notas:

- (1) DAPSOXIMETILCELULOSA
- (2) CORRIENTE DE AIRESECO REQUERIDA = 14175 kg as/h
- (3) PRODUCTO ANTES DE MEZCLARSE CON ANTICONGULANTE

4.2.5 ESPECIFICACION COMERCIAL DEL SECADOR POR ASPERSION

En general, se recomienda seguir un procedimiento ya estandarizado para la solicitud de cotización de un secador por aspersion. Dicho procedimiento no contempla datos de la alimentación, ya que estos deben darse por separado.

I CONFIRMACION DE LA BASE DE DISEÑO

Producto : 155 kg/h + 1% de humedad

Evaporación : 843.4325 kg agua/h

Alimentación : 1000 kg/h (15.5% sólidos (30°C))

II DATOS ALIMENTACION/PROCESO

Tiempo de residencia requerido : 25-35 segundos

(e R)

Combustible disponible : Gas natural

Alimentación : bombeable, atomizable, acuosa.

Producto : Sensible al calor

levemente higroscópico

no debe entrar en contacto con productos de combustión.

III SISTEMA

Ciclo abierto (se evapora el agua)

IV BASE DE DISEÑO OPERACIONAL

Temperaturas:

Aire de entrada : 180°C

Aire de salida : 47°C

Ambiente : 30°C

De entrada del producto : 30°C

De salida del producto : 39°C

V SELECCION DE COMPONENTES

Boquilla neumática (5-7 atm)

Bomba (5-7 atm)

Dispersador de aire : Diseño de techo (roof design)

Colector de polvos : Ciclón de alta eficiencia

Limpieza de aire : Venturi (wet scrubber)

VI DATOS DEL BALANCE DE CALOR Y HUMEDAD.

(C ₁)	Calor perdido	32687 kcal/h
(M _s)	Sólidos	155 kg s/h
(W _{E1})	Agua en el sólido de entrada	5.4516 kga/kgs
(W _{E2})	Agua en el sólido de salida	0.0101 kga/kgs
(H ₁)	Humedad absoluta del aire a la entrada	0.0138 kga/kgAs
(H ₂)	Humedad absoluto del aire a la salida	0.0733 kga/kgAs
(G _a)	Flujo de aire seco	14,175.33 KgAs/h

(Ev)	Capacidad de evaporación requerida.	843.4325 kg a/h
(ρ)	Densidad del aire de salida	1.04 kg/m ³
(F)	Flujo de aire húmedo a la salida	14441.10 m ³ /h
(Θ_R)	Tiempo de residencia	27.60 s

DIMENSIONES DE LA CÁMARA DE ASPERSION

Diámetro de la cámara	3.5 m
Altura de la cámara	10.5 m
Fondo	Cónico de 60°
Un solo punto de descarga	

CICLON:

Alta eficiencia

Adecuado para manejar el flujo de aire requerido.

ΔP Max 150mm mar.

VENTURY

Adecuado para manejar el flujo de aire requerido

EVALUACION Y COMPARACION DE COSTOS

DE SECADORES DE MIEL

EVALUACION Y COMPARACION DE COSTOS DE

SECADORES DE MIEL

La comparación de costos entre el secador de flujo interior (IFD) y el secador por aspersión se realizará contemplando los siguientes aspectos:

Costos fijos:

Incluirá costo de los equipos, prorrateados entre cinco años.

Costos de operación;

Contemplará sobre todo la energía (combustible o energía eléctrica) necesaria para alcanzar las temperaturas del proceso.

Contribución Marginal del Producto:

Debido a que son productos distintos, los que se obtienen en los secadores y que además se parte de miel de distintas humedades (en el IFD se considera miel con 30% de humedad), es necesario comparar a través de la contribución marginal los secadores.

5.1 EVALUACION DEL COSTO DEL SECADOR DE TAMBORES DE FLUJO - INTERIOR

De acuerdo a las indicaciones de los fabricantes de - equipo de proceso, es fundamental evaluar el peso que tendrá el secador de flujo interior IFD, pues el acero inoxidable se cotiza en kilogramos y calibre de lámina.

Entonces de las figuras 3.2 y 3.3, así como del subcapítulo 3.2, tendremos que:

VARIABLES:

A = Area

b = base

L = Longitud

h = altura

PI: 3.1416

E = Espesor

r = radio

Si suporemos que el calibre de la lámina exterior es de 5mm, entonces el area de la arista, del cuerpo del secador, tomando como base el diámetro del mismo, será:

$$A_E = b \cdot h = (54) (0.5) = 27 \text{ cm}^2$$

(Ver figura 5.1)

Como la longitud de la lámina exterior es de 88 cms - (figura 3.7), le sumaremos 2 cm. de cada lado, los cuales serán las entradas a los discos exteriores (Figura 3.3)

$$L_E = \text{Longitud exterior} = 88+2+2 = 92 \text{ cm}$$

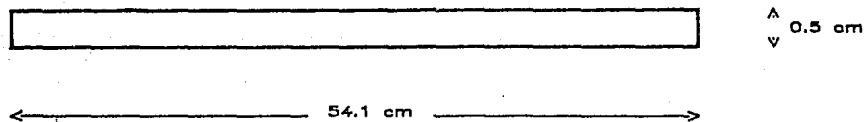


Figura 5.1 ARISTA DE LA LAMINA EXTERIOR

VOLUMEN DE LA LAMINA EXTERIOR:

$$V_E = A_E \cdot L_E = 27 \text{ cm}^2 \cdot 92 \text{ cm} = 2482 \text{ cm}^3$$

donde:

E = lámina exterior

Los discos exteriores, son dos placas cilíndricas de 4 cm de espesor y de 58 cm de diámetro, entonces:

$$A_{DE} = (\text{PI})r^2 = (3.1416)(58/2)^2 = 2642 \text{ cm}^2$$

$$V_{DE} = A_{DE} \cdot E_{DE} = (2642 \text{ cm}^2)(4 \text{ cm}) = 10568.31 \text{ cm}^3$$

donde: DE = disco exterior

El volumen de un disco interior será:

$$V_{DI} = A_{DI} \cdot E_{DI}$$

$$A_{DI} = (\text{PI})r^2$$

pero del subcapítulo 3.2 tenemos que en este caso:

$$r = D_p / 2 = 47.5 / 2$$

Entonces:

$$V_{DI} = (1772.05)(0.5) = 886.02 \text{ cm}^2$$

donde: DI = disco interior

El volumen de las mamparas, se calculara utilizando la altura de la mampara central (Figura 3.3, 7 ie).

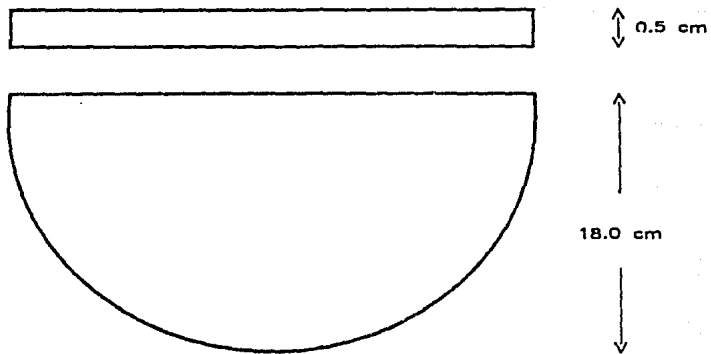


Figura 5.2 MAMPARA CENTRAL

h_{MC} = ALTURA DE LA MAMPARA CENTRAL = 18 cm

E_{MC} = ESPESOR DE LA MAMPARA CENTRAL = 0.5 cm

Sin embargo para calcular el area de un segmento de la circunferencia es necesario recurrir al cálculo diferencial e integral y a la geometría analítica; por lo que primordialmente se definirá a la circunferencia formada por el cuerpo del secador, según la ecuación de la misma:

(ver figura 5.2)

En dicha ecuación se contemplará un círculo con centro en el origen de la siguiente forma:

$$(x - H)^2 + (y - K)^2 = a^2$$

Donde:

$$a = 27$$

$$H = x - a \cos \theta$$

$$K = y - a \sin \theta$$

Sustituyendo el punto $(x,y) = (0,27)$, tenemos que:

$$H = 0 + 27 \cos 90 = 0$$

$$K = 27 + 27 \sin 90 = 54$$

Entonces la ecuación que describe la circunferencia será:

$$x^2 + y^2 = 27^2$$

$$x^2 + y^2 = 729$$

Ahora bien, el area que requerimos calcular será limitada por la recta $y=9$, y por la recta $y=27$, es decir. se

se integrará entre límites para hallar el área A_m . (Ver Figura 5.3)

La base del rectángulo diferencial formado será (dy) y la altura será (x) . Entonces el área A_m será:

$$A_m = \int 2x \, dy$$

(ver figura 5.4)

$$A_m = 2 \int_9^{27} x \, dy$$

De la ecuación del círculo:

$$x = (729 - y^2)^{1/2}$$

Entonces sustituyendo:

$$A_m = 2 \int_9^{27} (729 - y^2)^{1/2} \dots\dots\dots (5.1)$$

La integración según la fórmula será:

$$A_m = 2 \left((1/2) y (729 - y^2)^{1/2} + (1/2)(729) \arcsen(y/27) \right)_9^{27}$$

Nota: arco seno está dado en radianes, entonces:

$$A_m = 694.17 \text{ cm}^2$$

donde: m = mampara

Para comprobar se evaluará el área total del círculo:

$$A_T = (\pi) (27)^2 = 2290.22 \text{ cm}^2$$

Donde: T = Total

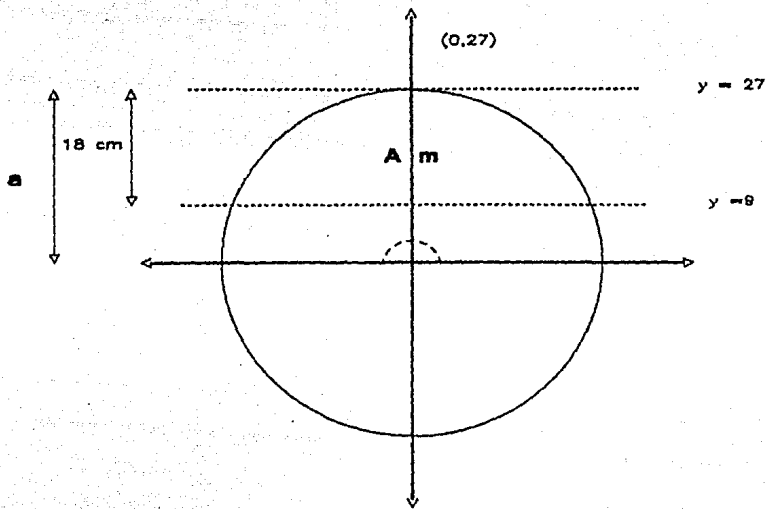


Figura 5.3 AREA DE LA MANO DADA /cm

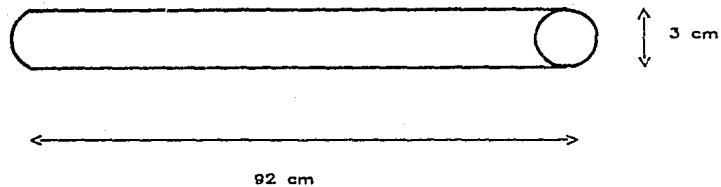


Figura 5.4 DIMENSIONES DE LA FLECHA

Por integración de la ecuación 5.1 para un solo cuadrante, se obtendrá el área de un cuarto de la circunferencia. Es decir, se evaluará el área entre $x = 0$ y $y = 27$. (ver Figura 5.3)

$$A_{1/4} = ((1/2)(27)(729-729)^{1/2} - (729/2) \text{ arc sen } (27/27))$$

$$A_{1/4} = 572.56 \text{ cm}^2$$

$$A_T = A_{1/4} \cdot 4 = 2290.22 \text{ cm}^2 \text{ i.q.q.d.}$$

El volumen de la mampara, que tiene como área A_m y de espesor 0.5 cm será:

$$V_m = (A_m)(0.5) = (694.17)(0.5) = 347.09 \text{ cm}^3$$

(Ver Figura 5.2)

La flecha tendrá una longitud de 9a cm y un diámetro de 3 cm, por lo que su volumen será: (V_f).

$$V_f = (PI)(1.5)^2 (92) = 650.31 \text{ cm}^3.$$

(Ver Figura 5.4)

Entonces la evaluación del volumen total del IFD se define en la tabla siguiente:

TABLA 5.0 COSTO DEL IFD

PARTE	VOLUMEN UNITARIO cm 3	NUMERO UNIDADES	VOLUMEN TOTAL cm 3
1. -LAMINA EXTERIOR (E)	2484	1	2484
2. -DISCOS EXTERIORES (DE)	10568.31	2	21136.62
3. -DISCOS INTERIORES (DI)	886.02	10	8860.2
4. -MAMPARAS (m)	347.09	9	3131.1
5. -FLECHA (f)	650.31	1	650.31
VOLUMEN TOTAL DE AC. INDX. 304			36262.23

Entonces, el peso total del IFD será:

$$(35262.23)(0.008) = 291.03 \text{ kg}$$

El precio actual (Julio de 1987) del acero inoxidable 304 es de: \$ 6900.00 por kilogramo.

Entonces el precio de la materia prima para la construcción del IFD será:

$$(291.03 \text{ kg}) (6900 \text{ \$/kg}) = \$ 2'008.107.00$$

Sin embargo, el maquilado, rolado, corte, soldado y la mano de obra; así como la utilidad del taller de pailería - que realizaría la obra elevarían el costo en un 100% aproximadamente, es decir:

$$2'008,107.00 \$ (2) = 4'016,214.00 \$$$

La depreciación sencilla del equipo, es decir sin tomar en cuenta la inflación, en 5 años sería:

$$\$ 4'016,214.00 / 5 \text{ años} = 812,248 \$ \text{ año}$$

A esto se le deben adicionar los gastos de quipo para la instalación del IFD, más el IFD por sí mismo totalizan una inversión inicial de :

$$\$ 6'016,214.00$$

Sin embargo, si toda esta cantidad se deprecia en 5 años, sin considerara la inflación tendríamos que:

$$6'016,214.00 \$ / 5 \text{ años} = 1'202,243 \$ / \text{año}$$

Los gastos de instalación serán de aproximadamente el 15% del costo inicial del equipo (37), es decir:

TABLA 5.1 CONSOLIDADO DE COSTOS DE EQUIPO IFD
(PRECIOS A NOVIEMBRE DE 1987)

PARTE	UNIDADES	PRECIO UNITARIO	TOTAL
1.-TAMBOR 200 lt con recubrimiento epóxico para los tanques 11,17,50 de la Figura 3.3	3	50000	150000
2.-FILTRO CANASTA Filtro 14 ,Fig.3.3	1	75000	75000
3.-SECADOR IFD Fig 3.4	1	4061214	4061214
4.-COMPRESOR DE AIRE 1/2 HP modelo sin tanque con secador y filtro de aire , regulador de presión y manómetro.	1	1343700	1343700
5.-CALENTADOR DIRECTO con control de combustible	1	400000	400000
6.-FILTROS PARA AIRE	1	6000	6000
7.-PANEL CALENTADOR SOLAR	1		0
8.-MANGUERA PARA AIRE	200	3500	700000
10.-BLOQUES HUECOS DE POLIURETANO	4	6000	24000
14.-MOTOR MEDIO CABALLO	1	350000	350000
TOTAL			7109914

$(6'016.214,00)(0.15) = 902,432 \$$
 $902,432/5 \text{ años} = 180,486 \$$

Por los costos de operación se limitan a la energía consumida por el compresor, el motor del IFD y el diesel que se quemé para alcanzar la temperatura requerida de aire, lo cual se estima que no sería superior al:

1'000,000.00 \$/año

Adicionalmente se tiene que considerar el salario directamente involucrado en la producción, para lo cual se considerará: 3 turnos de trabajo y un operador por turno:
4 operadores \approx 200,000 \$/mes = 800,000.00 \$/mes

FUENTE: INDUSTRIA PANAMERICANA DEL ACERO, S. A.

5.2 EVALUACION DEL COSTO DEL SECADOR POR ASPERSION

Usualmente toda costización de secador por aspersión causa honorarios, debido al trabajo de ingeniería y de planta piloto que se tiene que llevar a cabo para corroborar los datos proporcionados por el cliente. Sin embargo, es posible utilizar gráficas que proporcionan datos de costos aproximados a la realidad, tanto para el secador como para sus gastos de operación. Dichas gráficas se basan en el tamaño de la cámara de secado, así como en la temperatura de

operación del secador.

Para este caso: D_{ch} (diámetro de la cámara de secado) es igual a 3.5 m = 11.48 ft.

La temperatura de entrada del aire (T) = 180°C = 356°F

Las figuras 5.1 y 5.2 muestran los costos de equipo y de operación del secador por aspersión respectivamente. Estas gráficas están basadas en equipos de las siguientes características:

1. Cámara de secado de acero inoxidable, con aislante, puerta de hombre y dos puertas de inspección con ventanas, luces de flujo, ductos y dispersador de aire.

2. Ciclón de acero inoxidable, con colectos de polvos

3. Todos los ductos requeridos.

4. Calentador directo de gas o diesel.

5. Todos los motores y ventiladores.

6. Filtros de aire.

7. Panel de control automático.

8. Servicios de ingeniería y fabricación.

9. Construcción.

10. Ingeniería de arranque.

COST OF SPRAY DRYING EQUIPMENT AS FUNCTION OF DRYING CHAMBER SIZE

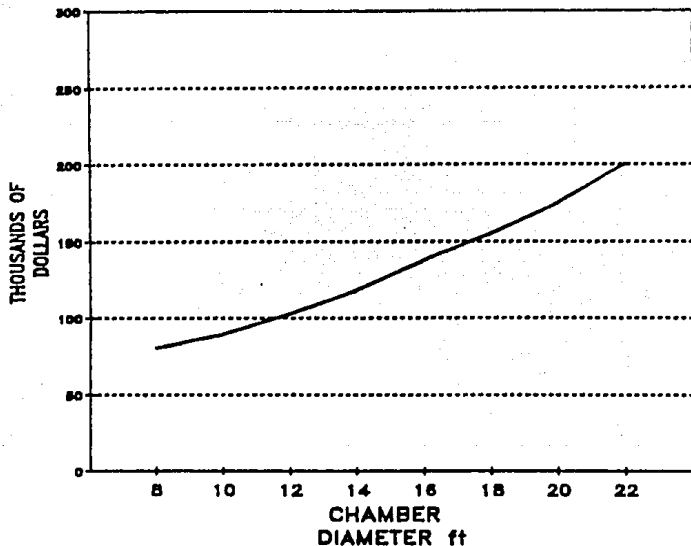


Figura 5.1

— COST

Courtesy of Nichols Engineering and Research Co.

OPERATING COST FOR SPRAY DRYING EQUIPMENT

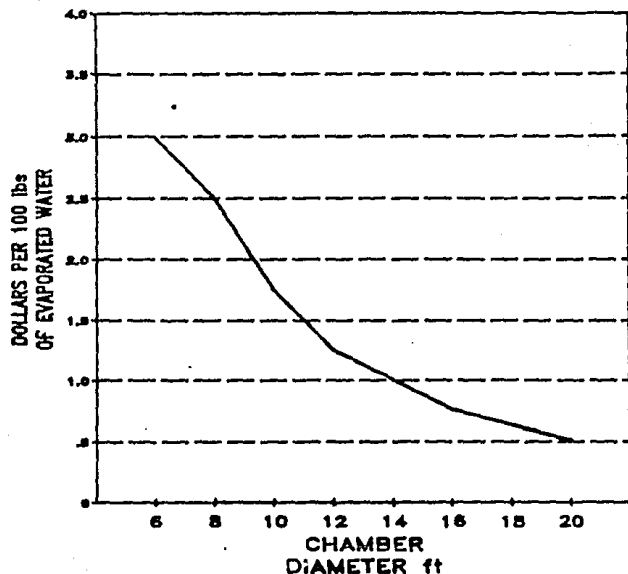


Figure 5.2

— OPERATING COST

Courtesy of Nichols Engineering and Research Co.

Los costos indicados en la figura 5.1 variarán entre los 200 y 300% más, cuando se hayan adicionado los costos de construcción de edificios, cimentación, plataformas de acceso, tubería adicional, cableado, etc.

Los costos de operación varían entre 0.1 USDC/lb y los 3 USDC/lb de agua evaporada, tal como se indica en la figura 5.2

Los costos de mantenimiento promediarán entre el 5 y el 10% de la de los gastos totales de operación.

ENTONCES;

de la figura 5.1

Para una cámara de secado de 11.48 ft de diámetro el costo del equipo será:

Costo fijo: 96,000 USD

Costo de operación según figura 5.2:

COSTO DE OPERACION: 1.4 USD/100LBS DE AGUA EVAPORADA.

Si consideramos un tipo de cambio de 1600 pesos/USD tendremos que:

COSTO FIJO = 96,000 (1600) = 153'600,000 PESOS

= 153.6 Millones de pesos.

NOTA: Tipo de cambio de la primera semana de Noviembre de 1987

Para evaluar los costos de operación será necesario - considerar tres turnos de trabajo, es decir, 24 horas al día, entonces el tiempo trabajado será:

$$320 \text{ días (24 h)} = 7680 \text{ h/año}$$

Del subcapítulo 4.2.6 sabemos que la capacidad de evaporación requerida es de:

$$Ev = 843.4325 \text{ kg de agua/h}$$

Entonces, las libras de agua evaporadas al año serán:

$$\begin{aligned} \text{Evaporación Anual} &= 843.4325 (2.2046 \text{ lb/Kg}) (7680 \text{ h}) \\ &= 14'280,771 \text{ lbs/año} \end{aligned}$$

Entonces los costos de operación serán:

$$\begin{aligned} (14'280,771 \text{ lbs/año})(1.4/100 \text{ lbs agua evap. (1600 pesos/USD)}) \\ = 319.89 \text{ Millones de pesos/año} \end{aligned}$$

Adicionalmente se incurrirán los costos adicionales de construcción, cimentación, cableado, etc. Los cuales se considerarán como el 300% del costo fijo, es decir:

$$153.6 \text{ M\$ (3)} = 460.8 \text{ M\$}$$

Depreciando el total de la inversión fija en (IF) en cinco años:

$$IF = 460.8 \text{ M\$} / 5 \text{ años} = 92.16 \text{ M\$}$$

Los gastos de mantenimiento (GM) se considerarán como el 10% de los gastos de operación mas los gastos fijos anuales (37).

$GM = 0.1(92.16 \text{ M\$/año} + 319.89 \text{ M\$/año}) = 41.21 \text{ M\$/año.}$

5.3 ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS COMPARATIVO DE LOS SECADORES PARA MIEL

La tabla 5.2 muestra el estado de pérdidas y ganancias de cada uno de los secadores.

Los ingresos anuales se calcularon a partir de la producción diaria de cada uno de ellos, lo cual se puede consultar en las tablas 3.1 y 4.3, asimismo, pueden ser consultadas en las mencionadas tablas los datos de materias primas consumidas por hora.

En lo que se refiere a energía solo debemos considerar lo que se usará en el proceso para hacer rotar el IFD y para calentar el aire de entrada al secador. Los gastos de energía del secador por aspersión no se desglosan del costo de operación.

Adicionalmente se consideran los siguientes puntos para la evaluación de los costos y gastos administrativos:

Salario de cuatro supervisores de producción cada uno devengando \$ 200,000.00 mensuales.

Sueldo de un auxiliar de control de calidad devengando un sueldo de \$400,000.00 mensuales.

TABLA 5.2 ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS COMPARATIVO
DESPUES DEL PRIMER AÑO DE OPERACION

SECCION IFO	M\$	SECCION POR ASERACION	M\$
INGRESOS (41.47 kg/h)(4000 \$/kg)(7680 h)	\$1,274.00	INGRESOS (161.79 kg/h)(1710 \$/kg)(7680 h)	\$2,125.00
COSTOS		COSTOS	
MATERIAS PRIMAS		MATERIAS PRIMAS	
Miel cruda (45.90 kg/h)(2000 \$/kg)(7680h)	\$705.00	Miel cruda (77.47 kg/h)(2000 \$/kg)(7680h)	\$1,189.00
		Harina de trigo (77.47 kg/h)(500 \$/kg)(7680h)	\$297.00
ENERGIA (Servicios) Considera electric. y diesel	\$1.00	COSTO DE OPERACION	\$319.00
SALARIOS	\$9.60	SALARIOS	\$9.60
DEPRECIACION DE EQUIPO	\$1.43	DEPRECIACION DE EQUIPO	\$92.16
GASTOS DE OPERACION		GASTOS DE OPERACION	
Mantenimiento	\$1.00	Mantenimiento	\$41.21
SEGUROS 3% Del valor total del equipo edificios y terreno	\$0.42	SEGUROS 3% Del valor total del equipo edificios y terreno	\$18.79
CONTROL DE CALIDAD	\$4.80	CONTROL DE CALIDAD	\$4.80
COSTOS TOTALES DE OPERACION	\$723.25	COSTOS TOTALES DE OPERACION	\$1,971.56
UTILIDAD DE OPERACION	\$550.75	UTILIDAD DE OPERACION	\$153.44
COSTO DE PAPELERIA	\$0.60	COSTO DE PAPELERIA	\$0.60
COSTO DE SERVICIOS DE OFICINA		COSTO DE SERVICIOS DE OFICINA	
SUELDOS	\$3.60	SUELDOS	\$3.60
Secretaria		Secretaria	
DEPREC. DE EQUIPO DE OFICINA	\$0.20	DEPREC. DE EQUIPO DE OFICINA	\$0.20
DEPREC. DE EQUIPO DE TRANSP.	\$5.00	DEPREC. DE EQUIPO DE TRANSP.	\$5.00
COSTO DE VENTAS	\$9.40	COSTO DE VENTAS	\$9.40
UTILIDAD DE VENTAS	\$541.35	UTILIDAD DE VENTAS	\$144.04
GASTOS		GASTOS	
SUELDOS	\$20.40	SUELDOS	\$20.40
Jefe de planta/jefe de ventas		Jefe de planta/jefe de ventas	
IMSS	\$3.84	IMSS	\$3.64
10% del total de sueldos		10% del total de sueldos	
SERVICIOS	\$2.40	SERVICIOS	\$2.40
Teléfono,contabilidad elaboración de nóminas,etc.		Teléfono,contabilidad elaboración de nóminas,etc.	
TOTAL DE GASTOS	\$26.64	TOTAL DE GASTOS	\$26.64
UTILIDAD ANTES DE IMP.	\$514.71	UTILIDAD ANTES DE IMP.	\$117.40
I. S. R. + P. T. U.	\$257.35	I. S. R. + P. T. U.	\$58.70
UTILIDAD NETA	\$257.35	UTILIDAD NETA	\$58.70

Notas: Se consideran 7680 horas de operación al año.
Las fuentes de información de precios de miel, fueron Apícola Maya y la empresa Extractos y Maltas S.A.

Sueldo de un jefe de planta que adicionalmente será el jefe de todo el personal en la empresa, devengando \$900,000 mensuales.

Sueldo de un jefe de ventas que realizará toda la labor de comercialización (mercado cautivo), devengando - - \$100,000.00 mensuales.

Depreciación de equipo de oficina a 10 años y depreciación de equipo de transporte (camioneta) a cuatro años.

En gastos administrativos, los servicios se refieren a despachos de contabilidad, bufetes jurídicos, etc.

5.4 PUNTO DE EQUILIBRIO PARA LOS SECADORES DE MIEL

Los puntos de equilibrio para ambos secadores se obtuvieron gráficamente en las figuras 5.3 y 5.4. Adicionalmente se muestra la tabla 5.3 con los costos (dentro de los costos, se consideran también los gastos) y ventas considerados en la operación cero y en la operación propuesta. Los datos analizados de producción para el IFD son: (Ver tabla 5.3)

Producción anual = 41.47 kg/h (7680 h de operación)
= 318,500 kg.

Y el punto de equilibrio según la figura 5.3 se encuentra en las 27 toneladas de producción anual.

TABLA 5.3 PUNTOS DE EQUILIBRIO

PUNTO DE EQUILIBRIO PARA EL SECADOR IFD (TONS/ANO)

Ton/año	0	63.6	127.2	190.8	254.4	318
COSTO FIJO	49.29					49.29
COSTO VARIABLE	0.00					710.00
COSTO TOTAL	49.29					759.29
VENTAS TOTALES	0.00					1274.00

PUNTO DE EQUILIBRIO PARA EL SECADOR POR ASPERSION (TONS/ANO)

Ton/año	0	248.6	497.2	745.8	994.4	1243
COSTO FIJO	158.39					158.39
COSTO VARIABLE	0.00					1849.21
COSTO TOTAL	158.39					2007.60
VENTAS TOTALES	0.00					2125.00

Notas: Las cifras se encuentran en millones de pesos.
 Los costos fijos comprenden los salarios y la depreciación de equipo.
 También se incluyen los gastos fijos y variables.

PUNTO DE EQUILIBRIO DEL SECADOR IFD TONS/AÑO

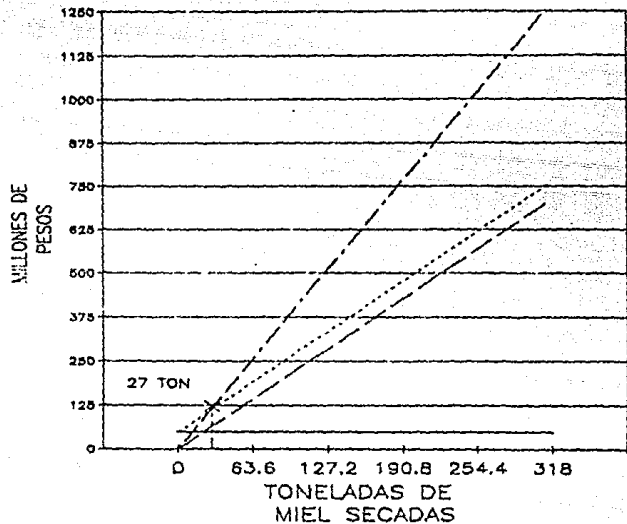
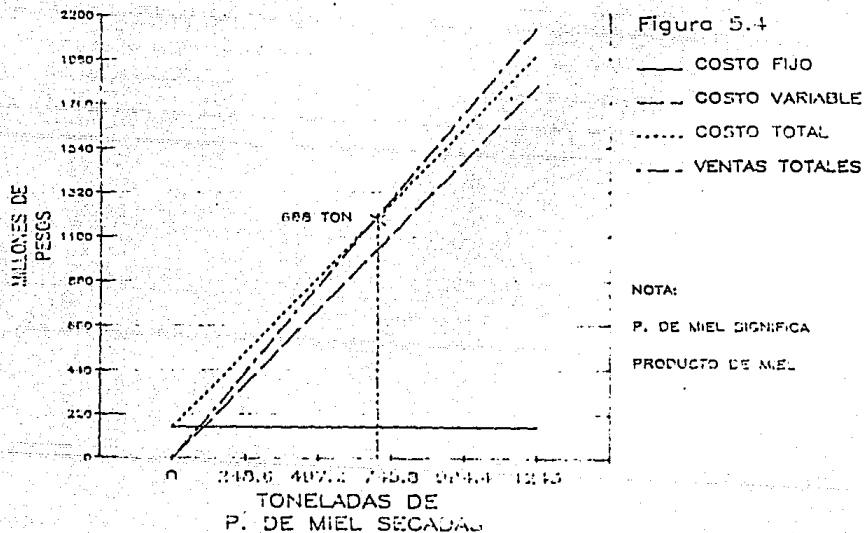


Figura 5.3

- COSTO FIJO
- - - COSTO VARIABLE
- COSTO TOTAL
- · - · - VENTAS TOTALES

PUNTO DE EQUILIBRIO DEL SECADOR POR ASPERSION TONS./AÑO



Los datos analizados de producción para el secador por aspersión son: (Ver tabla 4.3)

Producción anual = 161,79 kg/h (7680 h de operación)

= 1'242,547 kg

y el punto de equilibrio se encuentra según la figura 5.4 en las 688 toneladas de producción anual.

En lo que se refiere a puntos de equilibrio, la balanza se inclina drásticamente del lado del secador IFD pues - con una producción pequeña se empiezan a tener ganancias.

5.5 INVERSION TOTAL Y RENTABILIDAD

La tabla 5.4 muestra la inversión total y la rentabilidad de ambos secadores. En dicha tabla se hicieron las siguientes consideraciones:

Para ambos casos la utilidad neta, así como las ventas y los costos se tomaron de la tabla 5.2.

Como los secadores se instalarían en las cercanías de los centros de acopio de miel, solamente se consideran 15 días de inventario de esta materia prima, el mismo inventario se considera de producto terminado pues los centros de acopio de miel están localizados cerca de las áreas de consumo. Sin embargo para la harina de trigo se considerarán 30 días de inventario pues los proveedores de este insumo no se encuentran en las cercanías de los centros de acopio de miel.

El inventario de materia prima para el IFD será: (Ver tabla 5.2)

$$45.90 \text{ kg/h} (7680 \text{ h}) = 352,512 \text{ kg/año}$$

$$(705 \text{ M\$}) / (352,512 \text{ kg/año}) = 0.001999 \text{ M\$/kg}$$

$$(0.001999 \text{ M\$/kg}) (45.90 \text{ kg/h}) (24 \text{ h}) (15 \text{ días}) = 33.04 \text{ M\$}$$

El inventario de producto terminado será: (Ver subcap. 5.4 y tabla 5.2)

Producción anual = 318.5 Tcn.

Costo total = 718.03 M\$

$(718.02 \text{ M\$}) / (318,500 \text{ kg}) = 0.002254 \text{ M\$/kg}$

$(0.002254 \text{ M\$/kg}) : (41.47 \text{ kg/h}) (24 \text{ h}) (15 \text{ días}) = 33.65 \text{ M\$}$

El inventario de envase será:

$(318,500 \text{ kg producidos/año}) (320 \text{ días/año}) = 995.31 \text{ kg/día}$

Si se envasa en tambores para 100 kg cada uno:

$(995.31 \text{ kg/día}) (1/100 \text{ tambor/kg}) (15 \text{ días}) = 150 \text{ tambores.}$

El precio de estos tambores es de 25,000 \$/pza, entonces:

$150 \text{ tambores} (25,000) = 3.75 \text{ M\$}.$

Los cálculos de inventario de materia prima, envase y producto terminado para el secador por aspersión se presentan a continuación: (Ver tabla 5.2)

Para la miel cruda:

$77.47 \text{ kg/h} (7680 \text{ h}) = 594,969 \text{ kg/año}$

$(1189 \text{ M\$}) / (594,969 \text{ kg/año}) = 0.00199 \text{ M\$/kg}$

$(0.00199 \text{ M\$/kg}) (77.47 \text{ kg/h}) (24 \text{ h}) (15 \text{ días}) = 55.49 \text{ M\$}$

Para la harina de trigo:

$77.47 \text{ kg/h} (7680 \text{ h}) = 594,969 \text{ kg/año}$

$(297 \text{ M\$}) / (594,969 \text{ kg/año}) = 0.0004999 \text{ M\$/kg}$

$(0.000499 \text{ M\$/kg}) (77.47) (24) (30 \text{ días}) = 27.84 \text{ M\$}$

El inventario de producto terminado será: (Ver subcap. 5.4 y tabla 5.2)

Producción anual = 1242.54 Ton.

Costo total = 1619.37 M\$

$(1619.37 \text{ M\$}) / (1242.500 \text{ kg}) = 0.001303 \text{ M\$/kg}$

$(0.001303 \text{ M\$/kg}) (161.79 \text{ kg/h}) (14 \text{ h} \cdot 15 \text{ días}) = 75.90 \text{ M\$}$

El inventario de envase será:

$(1242.500 \text{ kg producidos por año}) / (320 \text{ días/año}) = 3882.95$

kg día.

Si se envasa en sacos para 25 kg cada uno:

$(3882.95 \text{ kg/día}) (1/25 \text{ saco/kg}) (15 \text{ días}) = 2329.77 \text{ sacos}$

El precio de estos sacos es de 5,00 \$/pza., entonces:

$2329 \text{ sacos} (5,000) = 11.65 \text{ M\$}$

TABLA 5.4 INVERSION TOTAL Y RENTABILIDAD (Millones de Pesos)

SECTOR ID	M\$	SECTOR FOR ASPERSION	M\$
INVERSION FIJA		INVERSION FIJA	
Terreno	\$4.00	Terreno	\$12.00
Edificios	\$1.00	Edificios	\$153.60
Equipo	\$7.10	Equipo	\$460.80
Equipo de oficina	\$2.00	Equipo de oficina	\$2.00
Equipo de transporte	\$20.00	Equipo de transporte	\$20.00
	\$36.10		\$548.40
INVERSION DIFERIDA		INVERSION DIFERIDA	
Gastos preoperatorios	\$1.00	Gastos preoperatorios	
Ingenieria	\$5.00	Ingenieria	
Tecnologia	\$5.00	Tecnologia	
Notario	\$3.50	Notario	\$0.50
Permisos	\$1.00	Permisos	\$1.00
Organización	\$36.40	Organización	\$38.40
	\$50.90		\$39.90
CAPITAL DE TRABAJO		CAPITAL DE TRABAJO	
Inventario de mat. prima	\$33.04	Inventario de mat. prima	\$63.33
Inventario de prod. terminado	\$35.65	Inventario de prod. terminado	\$75.90
Inventario de envase	\$3.75	Inventario de envase	\$11.65
Gastos administrativos	\$1.56	Gastos administrativos	\$3.00
	\$72.00		\$153.88
INVERSION TOTAL (IT)	\$159.00	INVERSION TOTAL (IT)	\$662.18
UTILIDAD NETA (UN)	\$257.35	UTILIDAD NETA (UN)	\$58.70
RENTABILIDAD (UN/IT)	161.86%	RENTABILIDAD (UN/IT)	6.81%

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1 CONCLUSIONES

Se definió la importancia del secado y la deshumidificación de la miel considerando el peligro existente de la fermentación, así como de la ventaja de obtener mejores precios de venta de exportación en base a un valor agregado.

Se propusieron los dos sistemas más viables y más usados a nivel mundial para el secado y deshumidificación de miel de abeja, los cuales son:

Deshumidificación por medio de un secador de flujo interior.

Secado por medio de secadores por aspersion y vehiculos tales como los almidones.

Se realizó la evaluación técnica económica comparativa de los sistemas propuestos a nivel perfil, para la deshumidificación y el secado de miel de abeja, resultando ser el más económico, rentable y fácil de instalar; el IFD o secador de flujo interior.

Se considera que el secador IFD es también el más adecuado a la realidad de la agricultura nacional, pues no requiere de grandes capitales, ni sofisticadas tecnologías para su instalación y operación.

6.2 RECOMENDACIONES

En México no existen fabricantes de productos de miel secos para la panificación, sin embargo, existen otros productos sucedáneos, que aunque no brindan todas las propiedades que brindaría la formulación aquí propuesta, si son harinas pre-endulzadas. Dichas harinas se basan en azúcares diferentes a los de la miel y su precio oscila entre los 1550 \$/kg y los 1770 \$/kg.

En el estado de pérdidas y ganancias operativo de secadores de miel (tabla 5.2) se consideró el precio más alto, pues existe la posibilidad de que la producción del producto de miel seca (harina pre-endulzada) podría aumentarse con relación al agua de entrada, es decir que la solución de entrada, podría ser más concentrada. Esto último redundaría en cámaras de secado menores y esto a su vez en una inversión y costo de operación menores a los considerados.

Por otro lado la patente de referencia señala que se requieren boquillas a presión para realizar el secado, sin embargo, en fechas recientes han aparecido patentes de origen japonés (22), que recomiendan el uso de discos giratorios en vez de las mencionadas boquillas, lo cual contribuiría aún más a la disminución de los gastos fijos y de operación.

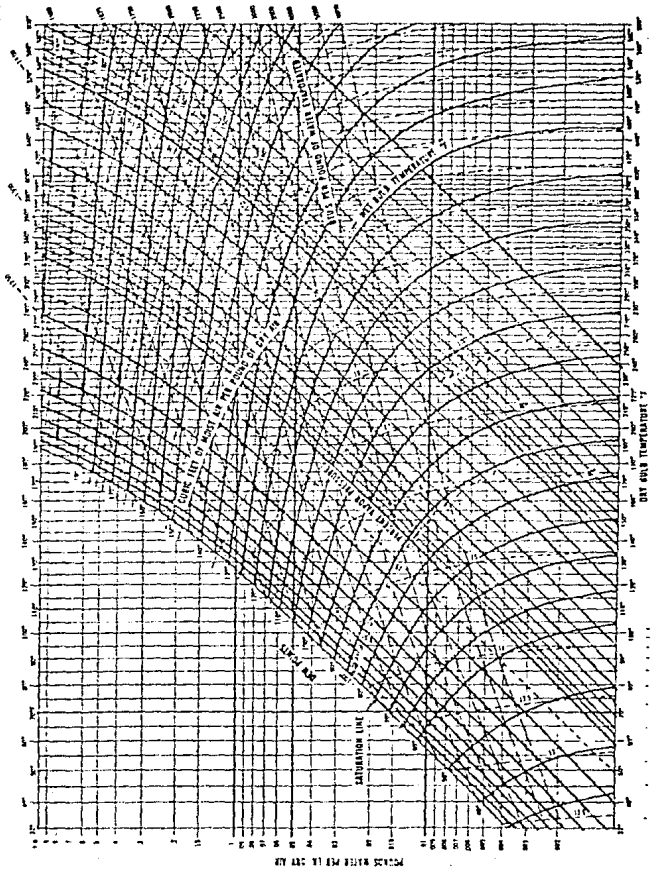
Si este proyecto se llevara a cabo sería necesario hacer pruebas en planta piloto, usando (probando) varias formulaciones. Aparentemente es difícil hacer estas pruebas, sin embargo, existen organismos de gobierno tal como LANFI (Laboratorios Nacionales de Fomento Industrial) que cuentan con plantas piloto de secado por aspersión, en las cuales también se pueden establecer las condiciones óptimas de secado para una formulación dada.

Como era de esperarse el secador que requiere de menor inversión así como de menores gastos de operación fue el IFD, el cual también resultó ser el que brinda mayores utilidades netas.

Otra de las ventajas del IFD reside en que este puede ser instalado en una huerta o en cualquier terreno no explotado para su instalación, lo cual le permite ser más versátil que el secador por aspersión en una aplicación semi-industrial.

Es factible, diseñar un IFD de mayor capacidad en centros de acopio de miel (34), con lo cual se resolvería el problema para las uniones apícolas.

APPENDICES



A P E N D I C E 2

Fabricantes de miel seca y productos de miel seca en:

Estados Unidos:

ABCO Laboratories
2377 Stanwell Dr.
Concord, Ca. 94520
Tel. (415) 685-12-12

AGRO INGREDIENTES INC.
600 E Algonquin Road
Des Plaines, Ill. 60016
Tel. (312) 298-4000

Allied Processors Inc.
P.O. Box 157
Boyceville, Wi. 54725
Tel. (715) 643-2600

Borden Inc.
Industrial Food Products
180 E. Broad
Columbus, Oh. 43215
TEL. (614) 225-46-55

Henkel Corp.
Food Ingredients Div.
7900 W. 78th st.
Minneapolis, Mn. 55435
TEL. (800) 328-62-99

Ingredient Technology Corp
Specialty Products
900 Route 9
Woodbridge, NJ. 07055
Tel. (201) 636-82-10

Headquarters
10 Pelham Pkwy
Pelham Manor, N.Y. 10803
Tel. (914) 738-64-20

Interchem Corp.
120 Rt 17 North, suite 115
Paramus, N.J. 07652
Tel. (201) 261-73-83

Sandoz Nutrition
Precision Foods Company
5320 E 23rd St.
Minnneapolis, Mn. 55416
Tel. (612) 925-2100

LSI Specialty Products
P. O. Box 96
Oakland, Ca. 94604
Tel. (415) 420-7100

Food Masters Inc.
1 Ranch Marth Plaza
Buffalo Grove, Ill. 60090

ANEXOS 3 LISTA DE PROVEEDORES DE EQUIPO

PROVEEDOR	PRODUCTO	CALLE	ESTELEFONO
FILTROS Y REFAC. DE MEXICO	FILTROS DE AIRE	PIRUL 212	EX 565-85-11
CONTROLES IND. DE MEXICO	FILTROS DE AIRE	REFORMA 95-B	EX 373-13-34
ENVIROTECH DE MEXICO	FILTROS DE AIRE	VIA GUSTAVO BAZ 40	EX 358-13-34
PURIFICACION DE AIRE MEXICANA	FILTROS DE AIRE	PROGRESO 65	EX 390-58-14
CELLULO DE MEXICO	FILTROS CARBSTA	CARR. TOLNEP. KM 17	EX 565-76-15
ENVIROTECH DE MEXICO	FILTROS CARBSTA	VIA GUSTAVO BAZ 40	EX 358-84-35
AIREDD	COMPRESORES	CONV. SA. JERONIMO 2	EX 398-99-70
ATLAS COPCO MEXICANA	COMPRESORES	BLVD. A. RIVERA 13	EX 565-89-07
DEVILBISS DE MEXICO	COMPRESORES	VIA G. BAZ 65	EX 390-42-77
INSERSOL ROND	COMPRESORES	VIA G. BAZ 4001	EX 565-67-75
IND. GUILLERMO MURGUA	COMPRESORES	CR. 7. NARANJA 141	EX 576-38-44
MANSURAS Y BANDAS IND.	MANGUERA AIRE	SA. ESTEBAN PTE 30	EX 576-36-99
GATES RUBBER	MANGUERA AIRE	AV. 1 DE MAYO 228	EX 358-04-10
EPOL. IND. BYD	MANGUERA AIRE	TULE 24	EX 358-28-96
TORVIC DE MEXICO	MANGUERA AIRE	CONSCRIPTO 7	EX 294-45-54
MANGUERA Y ART. IND.	MANGUERA AIRE	L. FREG. 57	EX 576-70-10
RIJLATEC	BLOQUES DE PS	AV. IND. TEXTIL 12	EX 576-26-46
INST. TERMICAS Y ACUSTICAS	BLOQUES DE PS	ESFUERZO 50	EX 358-07-64
TERMOAISLANTES Y ACUSTICOS	BLOQUES DE PS	F. LEAL NOVELO 7-4	EX 572-98-61
DISTRIBUIDORA ARO	QUEMADOR DIRECTO	VIA G. BAZ 347C	EX 393-94-68
ING. EN SISTEMAS DE COMBUSTION	QUEMADOR DIRECTO	GRAN TENOCHTITLAN 992M	391-28-69
TERMODINAMICA ELECTRICA IND.	CALENTADOR ELECTRICO	JESUS CASTRAN 60	EX 358-83-39
NIRO ATOMIZER	SECADOR ASPERSTON	NEWTON 7	EX 254-28-99

BIBLIOGRAFIA

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

1. Avallóne E. A.
Manual del Ingeniero Mecánico
McGraw Hill, 8ª Ed., México, 1981.
2. Hafen-Mulhem-Werke mbgH
Kakso and Zucker
32-2-43, 1980, Dried Honey.
3. Himmelblau D.
Principios y Cálculos Básicos de la Ing. Química
Prentice-Hall, 6ª Ed., México, 1981.
4. Instituto de Capacitación de Mandos Intermedios
Apuntes del Curso de Capacitación Gerencial II
IPADE, 1987, El Punto de Equilibrio.
5. Instituto de Capacitación de Mandos Intermedios
Apuntes del Curso de Administración Básica I
IPADE, 1987, El Estado de Resultados.
6. Kern, D. O.
Procesos de Transferencia de calor
Cía. Ed. Continental, 15ª Ed., México, 1981
7. Marshal
Chemical Engineering Progress
50-2, 1954, Spray Drying.

8. Masters K.
Spray Drying Handbook
Halted Press, 4^a Ed., E.U.A., 1985
9. Masters K.
Ind. Eng. Chem.
60-10, 1968, Spray Drying The Unit Operation of Today
10. McCormick P.
Ind. Eng. Chem.
56-10.1964, Drying and Dryers.
11. Otsuru Y.
New Food Industry (nyu Fude Indasutori)
Vol. 24-11, 8-11 pp, 1982, Dried Honey and its Economics in Breadmaking.
12. Patente Australiano No. 411210
Dried Honey Milk Product
13. Patente Británica No. 1378104
Honey Dehydrating at Vacuum Cond.
14. Patente Canadiense No. 1131506
Honey Drying Ventilator for Beehive
15. Patente Canadiense No. 857281
Dried Honey Milk Product
16. Patente Húngara No. T33016
Dahydrated Honey Poxder Conts. Ciclodextrin

17. Patente Japonés No. 1359/69
Honey Product by Spray Drying.
18. Patente Japonés No. 58017833
Honey Cambed Material to Abs. air Moisture
19. Patente Japonés No. 59002663
Powdering Honey or Money Contg. Liq. Food
20. Patente Japonés No. 59085262
Honey Contg. Power or Liq. Foddstuff mfr.
21. Patente Japonés No. 7215749
Solid Honey Prep. by Dehydrating and Sol. Liq. Ho.
22. Patente Japonés No. 83011181
Solid Honey Prep.
23. Patente Norteamericana No. 2721128
Dried Honey Milk Product
24. Patente Norteamericana No. 2693420
Solidified Honey Product and Proc. for Making
25. Patente Norteamericana No. 2906630
Proc. for Dehydrating Liquid Foods. Preserv. Volat
26. Patente Norteamericana No. 3100705
Honey Beverage and Process for Making the Came
27. Patente Norteamericana No. 3244528
Dired Honey Milk Product

28. Patente norTEAMERICANA No. 3297453
Methods for treating honey and the like
29. Patente NorTEAMERICANA No. 3357839
Dried Honey Milk Product
30. Patente NorTEAMERICANA No. 3780185
Composition of Matter Including Dried Honey
31. Patente NorTEAMERICANA No. 37810185
Non-sticky Honey Products.
32. Patente NorTEAMERICANA No. 3879567
Methods for prep. a Dried Honey Tablet
33. Patente NorTEAMERICANA No. 447250
Removing Water from Honey at Amb. Press. Thin Film
34. Patente NorTEAMERICANA No. 4536973
Removal of Water from Honey using High Surf. Body
35. Patente NorTEAMERICANA No. 456115
Removing Water form Honey at Ambient Pressure
36. Patente Sovietica No. 456115
Honey Dehydrating System with Vacuum Treatment
37. Perry R. Chilton C.
Chemical Engineers Handbook
McGraw-Hill, 6th Ed., E.U.A. 1983

38. Processing Putman Publishing Co.
Food Processing
Vol. 30-5, 1969, Yield of baked foods increased
with dry honey prod.
39. Root Publishing Co.
ABC and XYZ About Bee Culpture
Root Publishing Co., 4^a Ed., E.U.A, 1954
40. Schmidt A. List H.
Material and Energy Balances
Prentice-Hall, 4^a Ed. E.U.A., 1954
41. Schweitzer F.
Handbook of Separation Techniques for Chem. eng.
McGraw-Hill, 1^a Ed., E.U.A., 1979
42. Smith J., McCabe W.
Unit Operations of Chemical engineering.
McGraw-Hill, 3^a Ed., Japón, 1976
43. Treybal R.
Operaciones de Transferencia de Masa
McGraw-Hill, 2^a Ed., México, 1979
44. Van Landt C. M.
Chem. Eng.
Vol. 53, 1954, Selection of Industrial Dryers