

26
2ej



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA PARA LA DESINORATACION DE MIELES INCRISTALIZABLES

TESIS MANCOMUNADA

Que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

P r e s e n t a n :

REYES CASIMIRO CHIRINOS FLORES

GABRIEL DE LA ROSA VALGAÑON



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

**ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA
PARA LA DESHIDRATACION DE
MIELES INCRIStALIZABLES**

INDICE

	Pág.
I. INTRODUCCION	1
II. GENERALIDADES	
A. PRINCIPALES OPERACIONES UNITARIAS EN LA INDUSTRIA ALIMENTARIA	2
B. TEORIA BASICA	4
1. BASES DE CALCULO	
2. VARIABLES DEL SECADO POR ATOMIZACION	
3. MECANISMOS	
4. TERMINOLOGIA	
C. CLASIFICACION DE SECADORES	27
D. SECADO EN LA INDUSTRIA ALIMENTARIA	30
E. MIELES INCRIStALIZABLES	32
1. ANTECEDENTES	
2. COMPOSICION, PROPIEDADES Y USO	
3. MANIPULACION Y ALMACENAMIENTO	
III. DESCRIPCION Y APLICACION DEL SECADOR DE ESPREAS	
A. CAMARA DE SECADO	38
B. ATOMIZACION	41
C. EQUIPO ACCESORIO	45
D. INSTRUMENTACION	47
E. VENTAJAS E INCONVENIENTES	48
IV. SECADO POR ASPERSION	
A. HISTORIA	50
B. CARACTERISTICAS DEL SECADO DE ESPREAS	50
C. PRINCIPIO DEL SECADO	52

	Pág.
D. EL PROCESO	53
E. BASES DE CALCULO	56
F. CONSTRUCCION Y EMPLEO	69
V. PARTE EXPERIMENTAL	
A. EQUIPO EXPERIMENTAL	79
B. DESCRIPCION DEL EQUIPO	81
C. OPERACION DEL EQUIPO	83
D. TRABAJO EXPERIMENTAL	87
VI. DISEÑO DEL SECADOR	
A. PROPIEDADES	89
1. MATERIAL A SECAR	
2. COMPOSICION DEL GAS NATURAL	
B. BASES	90
1. REACCIONES DE COMBUSTION	
2. DATOS DEL OBSERVATORIO	
3. BALANCE DE ENERGIA	
4. EFICIENCIA TERMICA	
5. TIEMPO DE SECADO	
C. DISEÑO	98
1. LONGITUD	
2. DIAMETRO	
3. TIPO DE ESPREA	
4. BOMBA	
5. VENTILADOR	
6. CICLONES COLECTORES	
VII. ESTUDIO ECONOMICO	107
VIII. CONCLUSIONES	110
IX. BIBLIOGRAFIA	111

CAPITULO I

INTRODUCCION

I. INTRODUCCION

Una de las necesidades más importantes para el sustento de la vida es la alimentación. Conforme se incrementa la población, la necesidad de eficiencia en la producción y conservación de los alimentos se hace difícil. Esta necesidad crea responsabilidades a la industria proveedora de alimentos, y ésta a su vez exige mayores desarrollos tecnológicos que permitan mejorar las operaciones.

En el presente trabajo se usará la operación de secado por aspersión para eliminar el agua de las mieles incristalizables, pues presenta ventajas como son la eliminación de otras etapas, tales como la cristalización, precipitación, filtración, centrifugación, molienda, clasificación, etcétera. Igualmente se deben tener en cuenta los costos adicionales de funcionamiento de tales procesos, mantenimiento y consumo de potencia, de igual manera los reciclados precisos y pérdidas de producto.

En función de la necesidad de una mayor producción de alimentos y de los altos costos de procesamiento de éstos, se aplicará ésta operación de secado.

CAPITULO II

GENERALIDADES

II. GENERALIDADES

A. Principales operaciones unitarias en la industria alimentaria.

Los procedimientos de la industria alimentaria se dividen en operaciones unitarias. Ejemplos de estas a muchos productos alimenticios son los siguientes:

1. Manejo de materiales
2. Limpieza
3. Separación
4. Desintegración
5. Bombeo
6. Mezclado
7. Calentamiento
8. Enfriamiento
9. Evaporación
10. Deshidratación
11. Control
12. Envasado

Descripción de cada una de las operaciones mencionadas:

1. Manejo de materiales. Esto incluye operaciones tan variadas como: la cosecha manual y mecánica en el campo, transporte hacia el lugar donde se procesa. En estas operaciones se precisa cuidar con esmero el mantenimiento de condiciones sanitarias, la reducción al mínimo de pérdidas del producto, el mantenimiento de calidad de la materia prima, la reducción al mínimo del crecimiento bacteriano.

2. Limpieza. Es una operación básica necesaria para eliminar mucha mugre y bacterias, se hace por medio de cepillos, aire de alta velocidad, vapor, agua, proceso de vacío, etcétera, de acuerdo con el producto y naturaleza de la mugre.

3. Separación. Consiste en la separación de un sólido de otro sólido, en la separación de un líquido de un sólido, en la separación de un líquido de otro líquido y en la eliminación de un gas de un sólido o un líquido .

4. Desintegración. Abarca una amplia escala de operaciones que se emplean para subdividir grandes masas de alimentos en unidades o partículas más pequeñas; las más comunes son: corte, molienda, trituration, homogeneización , etcétera.

5. Bombeo. Es el traslado de líquidos y sólidos de una etapa de su procesamiento a otro. La elección de tipo de bombas depende de la naturaleza del alimento que hay que trasladar.

6. Mezclado. El tipo de mezclas más comunes son: sólido-sólido, líquido-líquido, líquido-sólido, gas-líquido, etcétera. La selección de la mezcladora depende del tipo de materiales que se van a mezclar.

7. Calentamiento. Las razones por el cual se emplea el calentamiento son las siguientes: destrucción de microorganismos, eliminación de humedad para ablandarlos, para inactivar sustancias tóxicas naturales que pueden contener, etcétera. El calentamiento se efectúa por medio de conducción, convección, radiación o una combinación de éstas.

8. Enfriamiento. Tiene como fin prolongar la capacidad de conservación de los alimentos.

9. Evaporación. Se utiliza para concentrar los alimentos por medio de la eliminación del agua, para recuperar volátiles deseables en los alimentos y para eliminar a los indeseables.

10. Deshidratación. El objetivo principal es la eliminación de agua casi totalmente, el grado de sequedad es de un 97 a 98 % de sólidos.

11. Control. Las anteriores operaciones y otras más, combinadas en operaciones complejas de procesamiento, tienen que ser controladas y medidas, para obtener la calidad deseada en los productos alimenticios. Las herramientas que se utilizan son: válvulas, básculas, termostatos, termómetros y una amplia variedad de otros componentes e instrumentos para medir y ajustar factores tan esenciales como la temperatura, presión, gravedad específica, flujo de líquidos, peso, viscosidad, humedad, nivel de líquido, tiempo, etcétera.

12. Envasado. Los alimentos se envasan principalmente para protegerlos. De acuerdo con la sensibilidad que tenga, esto significa protección de: contaminación microbiana, suciedad física, luz, absorción de humedad, etcétera.

Actualmente los alimentos son envasados en latas, botellas de vidrio, cartón, papel, una amplia variedad de películas plásticas y metálicas y una combinación de éstas.

B. TEORIA BASICA

1. Bases de cálculo

El secado es un proceso que permite separar un líquido de un sólido. Se entiende entonces al secado como la separación de la humedad de los sólidos o líquidos por evaporación, en una corriente gaseosa; y por lo tanto se deben de tomar en cuenta los mecanismos de transmisión de calor y transporte de materia.

1.1. Cinética de secado

La velocidad de secado es la pérdida de humedad del sólido húmedo en la unidad de tiempo $-dx/dt$ operando en condiciones constantes, es decir no varía la temperatura, la presión, la humedad y la velocidad del aire con el tiempo.

La velocidad de secado referida a una unidad de área de superficie, se obtiene con la ecuación:

$$W = S/A (-dx/dO) \quad (1)$$

donde: S = peso del sólido seco (kg)

A = área de la superficie expuesta (m^2)

W = velocidad de secado ($kg/m^2 h$)

x = sólido húmedo ($kg ss/kg sh$)

O = tiempo (h)

1.2. Periodos de secado

Cuando se representa la humedad del sólido frente al tiempo, operando a condiciones constantes y circulando el aire sobre el objeto a secar, se obtienen curvas del tipo indicado en la figura II-1, en la que se puede observar, que al principio la humedad del sólido disminuye linealmente con el tiempo, lo que es lo mismo durante este período la velocidad permanece constante. Se efectúa este secado hasta que la humedad del sólido alcanza un valor crítico, a partir del cual la velocidad disminuye, anulándose cuando la humedad del sólido alcanza el valor de equilibrio con el aire en las condiciones constantes de operación, es decir cuando la humedad libre es cero.

A partir de la figura II-2, se pueden obtener datos de la velocidad de secado frente a la humedad, para distintos tipos de materiales según el mecanismo de secado. En la figura se representan dos tramos diferentes, uno que corresponde a un período de velocidad constante y otro a un período de velocidad decreciente.

El período de velocidad constante va desde la humedad inicial (X_i) hasta la humedad crítica (X_c). El valor de la humedad crítica depende de las condiciones del aire y del espesor del material a secar.

El período de velocidad decreciente se extiende desde la humedad crítica (X_c) hasta la humedad final del sólido (X_f), cuyo valor límite es la humedad de equilibrio (X^+)

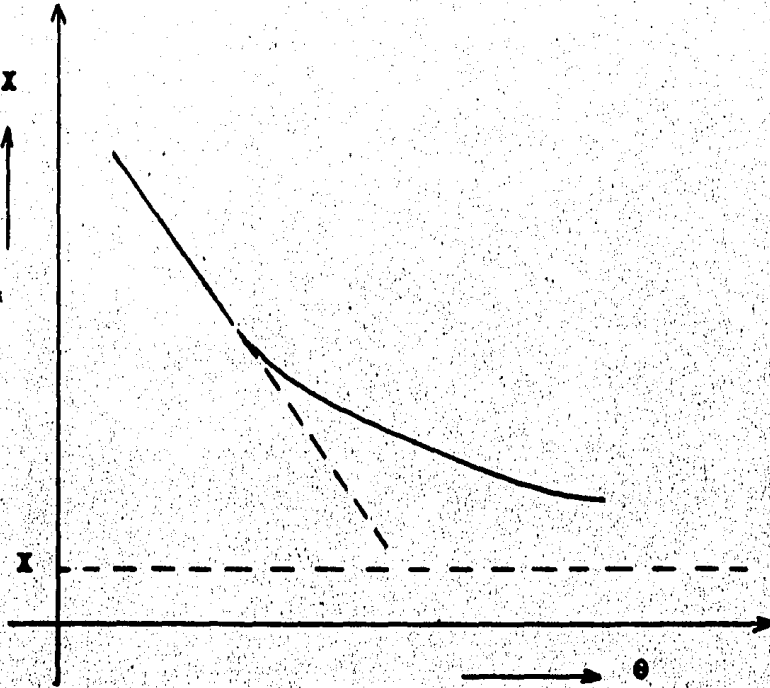


Fig. II-1 Humedad del sólido vs. tiempo

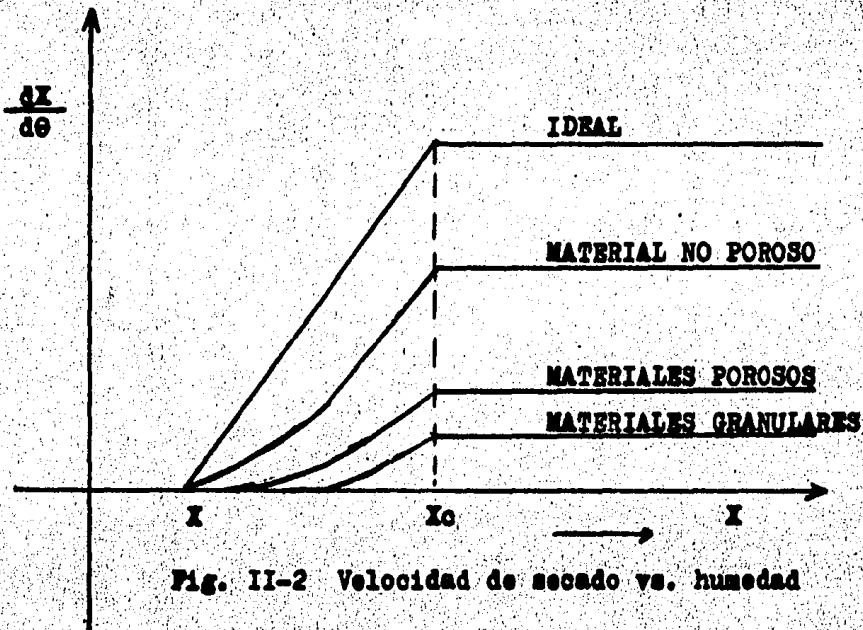


Fig. II-2 Velocidad de secado vs. humedad

Se denomina tiempo crítico al tiempo necesario para que la humedad del sólido descienda desde su valor inicial hasta el crítico; en la figura II-2 éste tiempo es el que corresponde al instante en que la curva de secado se separa del comportamiento lineal.

1.3. Cálculo del tiempo de secado.

A partir de la siguiente ecuación (2) puede calcularse la duración del secado por integración entre las humedades inicial y final.

$$\theta = S/A \int_{X_f}^{X_i} dX/W \quad (2)$$

Para calcular esta integral es necesario conocer $W = f(X)$ y, en general, se distinguen dos periodos:

1.3.1. Período antecrítico. Durante éste período W es constante y la integración de la ecuación

$$\theta = S/A \int_{X_0}^{X_i} dX/W \quad (2'')$$

produce:

$$\theta_a = S/A X_i - X_0 / W_0 \quad (3)$$

1.3.2. Período poscrítico.

1.3.2.1. Método gráfico. Si no se conoce la relación analítica $W = f(X)$ la integración de la ecuación $\theta = S/A \int_{X_f}^{X_0} dX/W$ ha de hacerse gráficamente representando X frente a $1/W$. El valor de la integral será el área limitada por la curva, el eje de las abscisas y las ordenadas extremas X_0 y X_f .

1.3.2.2. Método analítico. Si la velocidad del secado varía linealmente con la humedad, desde la humedad crítica hasta la final, la integración de la ecuación (2'') conduce a la expresión:

$$\theta_p = S/A \frac{X_0 - X_f}{W_0 - W_f} \ln W_0/W_f \quad (4)$$

si no se conoce la forma en que varía la velocidad en este período se puede obtener una expresión aproximada, suponiendo que la variación es lineal desde la humedad crítica hasta la de equilibrio. Admitiendo esto se llega a la expresión siguiente:

$$\theta_p = (S/A)(X_c - X^*/W_c)(\ln X_c - X^*/X_f - X^*) \quad (5)$$

1.4. Cálculo de la velocidad de secado.

1.4.1. Período anticrítico o de velocidad de secado constante.

En este período la superficie del sólido está totalmente cubierta por una capa de líquido y la evaporación depende solamente de la velocidad de difusión del vapor o de la intensidad de paso de calor a través de la capa límite del aire. Durante este período la superficie mojada se comporta como una superficie de agua libre. La resistencia de difusión a través del sólido hasta la superficie de secado es despreciable, de modo que la velocidad de difusión a través del sólido es igual a la velocidad de secado.

La evaporación por unidad de superficie o velocidad de secado W_c vendrá dada por:

$$W_c = k_y (Y_i - Y) \quad (6)$$

donde:

k_y = coeficiente de transporte de materia

Y = humedad en el centro del aire

Y_i = humedad en la interfase

Si el calor se emplea exclusivamente en evaporar la humedad, la velocidad de secado vendrá dada por:

$$W_c = \frac{U}{\lambda_i} (t - t_i) \quad (7)$$

donde:

U = coeficiente integral de transmisión de calor

λ_i = calor latente de vaporización del líquido

t = temperatura en el seno del aire

t_i = temperatura de interfase

El coeficiente integral de transmisión de calor depende del mecanismo de paso de calor al cuerpo húmedo.

1.4.1.1. Si la transmisión de calor se efectúa solamente por convección del aire a la superficie húmeda:

$$U = h_c \quad (8)$$

donde: h_c = coeficiente de convección en las condiciones de trabajo en mezclas aire-agua y puede calcularse a partir de las expresiones siguientes:

Para el flujo de aire paralelo a la superficie y valores de G comprendidos entre 2500 y 30000 kg/h m^2

$$h_c = 0.0175 G^{0.8} \text{ kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (9)$$

Para el flujo de aire paralelo a una superficie lisa de longitud (1), el valor de h_c viene dado por:

$$\text{Num} = \frac{h_c L}{k} = 0.664 \text{ Re}^{1/2} \text{ Pr}^{1/3} \quad (10)$$

$$\text{Re} = \frac{\rho L u}{\mu} < 100\ 000$$

y

$$\text{Num} = \frac{h_c L}{k} = 0.057 \text{ Re}^{0.78} \text{ Pr}^{0.78} \quad (10')$$

$$\text{Re} = 500\ 000$$

Para el flujo de aire perpendicular a la superficie, con valores de G comprendidos entre 4000 y 20000 kg/h m^2 puede emplearse la ecuación:

$$h_c = G^{0.37} \text{ kcal/h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (11)$$

1.4.1.2. Si la transmisión de calor se efectúa por convección y radiación, el coeficiente integral viene dado por:

$$U = h_c + h_r \quad (12)$$

1.4.2. Condiciones de interfase. Aunque las condiciones de interfase (t_i ; Y_i) permanecen constantes en este periodo, su valor depende del mecanismo de transmisión de calor.

1.4.2.1. Si las condiciones del calor llegan exclusivamente por convección a la superficie húmeda, las condiciones de interfase son prácticamente las mismas que las de la temperatura húmeda del aire y se deducen del diagrama psicrométrico.

1.4.2.2. Si la superficie húmeda recibe calor por radiación y conducción además de la convección, la temperatura de la superficie estará comprendida entre la temperatura húmeda y la de ebullición del agua o líquido a evaporar.

1.4.2.3. En el caso de que el calor se reciba principalmente por conducción a través del material desde un foco a temperatura elevada, el agua se separa principalmente por ebullición.

Cuando el coeficiente integral de transmisión de calor corresponde realmente al paso del calor a través de la capa límite, después de igualar las ecuaciones (6) y (7) y teniendo en cuenta que para la mezcla aire-agua $h_0/k_y = C$, se efectúa la expresión:

$$Y_1 - Y = \frac{U_0}{h_0 \lambda_1} (t - T_1) \quad (13)$$

donde:

Y_1 = humedad de saturación a t_1

Esta ecuación puede resolverse por tanteo de modo análogo que para el cálculo de la temperatura húmeda o la de saturación adiabática conociendo la relación de equilibrio de saturación. Se evita el cálculo por tanteo empleando el diagrama psicrométrico: trazando en el punto (t, Y) una recta de pendiente $-U_0 / h_0 \lambda_1$, su intersección con la curva de saturación dará (t_1, Y_1) .

1.4.3. Efecto de diferentes variables sobre la velocidad de secado en este período.

1.4.3.1. Velocidad del aire. Si la radiación y la conducción a través del sólido son despreciables, W_0 es proporcional a $G^{0.6}$, para el flujo paralelo a la superficie.

$G^{0.37}$ cuando el flujo es perpendicular.

Si la radiación y la conducción son significativas, el efecto de la velocidad del gas suele ser poco importante.

La velocidad de secado en función de la temperatura del aire y la temperatura de la superficie del cuerpo húmedo (puede tomarse igual a la temperatura húmeda del aire) puede calcularse empleando el diagrama de Shepherd representado en la figura II-3. La variación de la velocidad de secado con la velocidad del aire se calcula multiplicando la velocidad de secado por el factor de velocidad leído sobre el mismo diagrama, que es función de la velocidad del aire.

1.4.3.2. Temperatura del aire. Al aumentar la temperatura del aire aumenta la magnitud $(t - t_i)$, por lo tanto, aumenta W_o . En ausencia de efectos de radiación y despreciando la variación del calor latente de vaporización para intervalos moderados de temperatura, W_o es proporcional a $(t - t_i)$.

1.4.3.3. Humedad del aire. W_o varía directamente con $(Y_i - Y)$, y por lo tanto, al aumentar la humedad (Y) disminuye la velocidad de secado. Generalmente las variaciones de (Y) y (t) implican variaciones simultáneas de (t_i) y (Y_i) , y los efectos se estiman por aplicación directa de la ecuación:

$$W_o = k_y (Y_s - Y) = \frac{(h_c + U_k)(t - t_i) + h_r (t_r - t_s)}{\lambda_s} \quad (14)$$

donde:

Y_s = humedad de saturación

λ_s = calor latente de vaporización

t_r = temperatura de radiación °C

t_s = temperatura de saturación °C

1.4.3.4. Espesor del sólido. Al aumentar el espesor del sólido disminuye el área de contacto por unidad de volumen, por consiguiente disminuye la velocidad de secado.

FACTOR DE VELOCIDAD

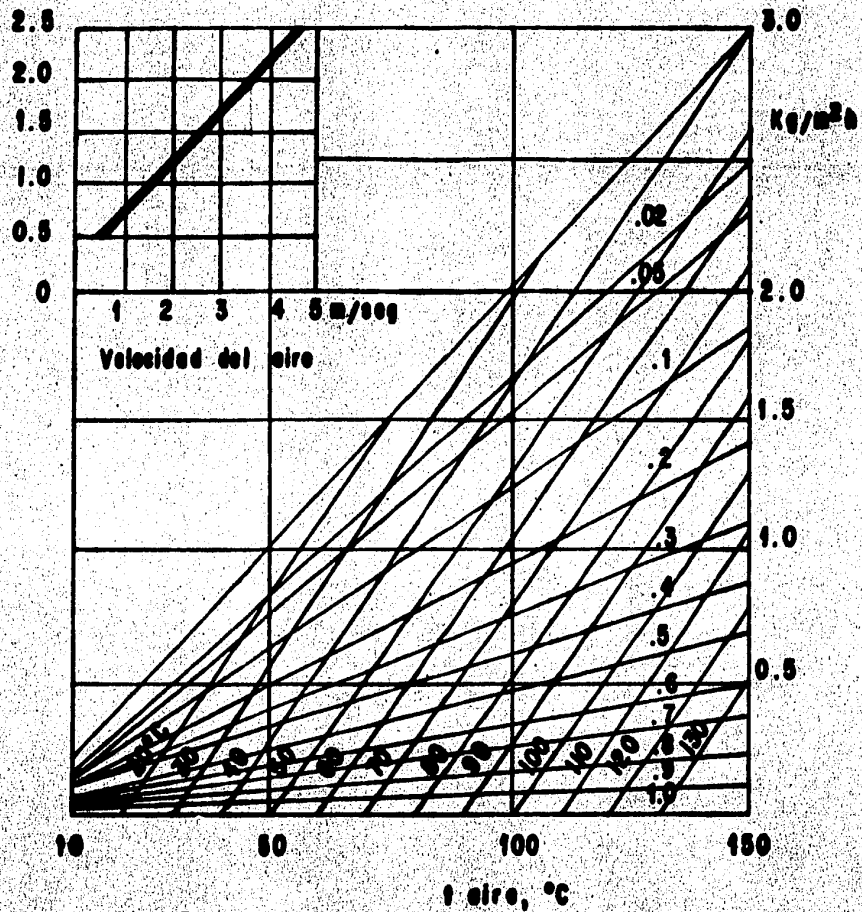


Fig. II-3

1.4.4. Período poscrítico o de velocidad decreciente. Este período puede dividirse en dos tramos; uno en que la velocidad de secado varía linealmente con la humedad desde el punto crítico (primer período poscrítico), y otro en el que no se cumple esta variación lineal (segundo período poscrítico), aunque puede no presentarse esta separación neta entre ambos tramos.

1.4.4.1. Durante el primer período poscrítico, la velocidad de secado está regida por la evaporación del agua sobre la fracción de superficie mojada esta fracción disminuye continuamente hasta que al final de este período la superficie está seca. Puede calcularse la velocidad de secado en cualquier instante de este período en función de las velocidades y humedades críticas y final correspondiente a este período, de acuerdo con la ecuación:

$$W = W_c - (X_c - X / X_c - X_f)(W_c - W_f) \quad (15)$$

1.4.4.2. Durante el segundo período poscrítico la superficie está totalmente seca y la velocidad de secado ha de evaluarse atendiendo al proceso de transporte de humedad desde el interior del sólido hasta la superficie, que puede realizarse por diversos mecanismos. Si el mecanismo de transporte se realiza por difusión (caso de los sólidos de estructura continua tales como jabones, maderas, papel, arcillas, etcétera) la velocidad de secado viene dada por la ecuación:

$$W = \frac{2\delta^2}{s^2} D (X - X^+) \quad (16)$$

y el tiempo de secado entre la humedades $X_1 - X_2$ será:

$$\theta_p = \frac{4s^2}{s^2 D} \ln \frac{X_1 - X^+}{X_2 - X^+} \quad (17)$$

donde:

δ = peso específico del sólido seco (kg/m^3)

s = espesor (m)

D = difusividad (m^2/h)

En el caso de que el mecanismo de transporte esté controlado por el flujo capilar (caso de sólidos granulares como arenas, pigmentos, etcótera) el tiempo de secado entre las humedades X_1 y X_2 vendrá dado por la ecuación (5) en la que se supone que la velocidad de secado varía linealmente con la humedad hasta que se alcanza el equilibrio.

Como la velocidad de secado viene dada por la ecuación (7) y el cociente U/λ es constante, (W) decrece al disminuir $(t - t_i)$ y como t es constante, entonces t_i aumenta en este período, es decir ha de aumentar la temperatura del sólido.

Para los sólidos de estructura capilar uniforme, cuando los capilares no son muy pequeños y la estructura no varía durante el secado, las zonas de evaporación se reducen uniformemente en el material durante el período poscrítico, y estas zonas permanecen con humedad igual a la crítica y temperatura igual a la temperatura húmeda. En cualquier instante, el espesor de la capa seca "e" está relacionado con la humedad (X) por la expresión:

$$e = L_s (X_c - X) / X_c - X^+ \quad (18)$$

Cuando el secado se verifica por una cara, L_s representa el espesor total de la placa o bandeja húmeda, y cuando el secado tiene lugar por dos caras opuestas, L_s representa la mitad del espesor de la placa húmeda.

El coeficiente integral de transmisión de calor entre el aire que fluye a lo largo de la superficie del sólido y la zona de evaporación viene dada por:

$$1/U = 1/h_c + X/k \quad (19)$$

y la velocidad de secado será:

$$W = U (t - t_w) / \lambda \quad (20)$$

Combinando estas dos ecuaciones resulta

$$W = \frac{h_c k (X_c - X^+) (t - t_w)}{k (X_c - X^+) + h_c L_s (X_c - X_1)} \quad (21)$$

y de acuerdo con esta expresión el tiempo de secado será:

$$\theta = \frac{S(X_c - X_f)}{\Delta(t - t_w)} \frac{1}{hc} + \frac{Z_0(X_c - X_f)}{(X_c - X_1)} \quad (22)$$

Secado con circulación de aire a través del objeto a secar. En este método la sustancia a secar va situada sobre bandejas de fondo perforado o en un lecho a través del cual se hace circular el aire. Generalmente, la velocidad de secado es mayor que en el caso en que circule el aire sobre la superficie del material y en consecuencia el tiempo de secado es más pequeño.

Si el lecho del material a secar tiene un espesor grande con respecto al tamaño de las partículas, estando totalmente mojada la superficie de estas partículas. Al circular el aire a través del lecho, la evaporación del agua desligada se efectúa en una zona relativamente estrecha del lecho, en la dirección del flujo del aire. A la salida de la zona de evaporación el aire se encontrará a la temperatura de saturación del gas a la de entrada, que coincide con la superficie del sólido húmedo, si el secador funciona adiabáticamente. En cuanto esta zona de vaporización se encuentre en forma total en el interior del lecho, la velocidad de secado es constante y su valor será el máximo, puesto que el aire sale saturado. La velocidad máxima de secado se calcula con la ecuación:

$$W_{\max} = G(Y_w - Y_1) = G G_p (t - t_w) / \lambda w \quad (23)$$

A partir del instante en que el frente de la zona de vaporización alcanza el otro extremo del lecho, el aire no sale saturado y la velocidad de secado disminuye.

La humedad ligada se separa continuamente, pero a una velocidad global que disminuye hasta que todo el lecho alcanza las condiciones de equilibrio con el aire de entrada, en ese instante la velocidad es nula.

En general el espesor del lecho es tan pequeño para limitar la pérdida de presión del aire a través del mismo. En este caso, desde un principio el aire de salida no está saturado, aunque la superficie del lecho esté totalmente mojada. Sin embargo, se observa también un período de velocidad constante de secado que viene dado por la expresión:

$$W_a = G (Y_{s1} - Y_1) \quad (24)$$

este período persiste mientras que la superficie de las partículas permanezcan completamente mojadas.

La relación entre la velocidad constante de secado encontrada para lechos de poco espesor y la velocidad máxima de secado se denomina eficiencia de vaporización:

$$E = \frac{W_a}{W_{a\max}} = \frac{Y_{s1} - Y_1}{Y_w - Y_1} \quad (25)$$

La velocidad de secado en el período constante para lechos de poco espesor puede calcularse conociendo la eficiencia, de acuerdo con la ecuación:

$$W_o = G (Y_w - Y_1) E = Gop (t_1 - t_w) E / \lambda w \quad (26)$$

La eficiencia de vaporización está relacionada con el número de elementos de transmisión, para el transporte de materia, por la expresión:

$$E = 1 - e^{-Nt} \quad (27)$$

donde:

Nt = número de elementos de transmisión, que se relaciona con la altura del lecho (Z_s) y con la altura del elemento de transmisión (H_t) por la ecuación:

$$Nt = Z_s / H_t \quad (28)$$

Para partículas pequeñas (de 10 a 100 mallas o de 2 mm a 0.08 mm) en lechos poco profundos, Nt se puede calcular por la siguiente ecuación empírica:

$$Nt = \frac{0.272}{d_p^{0.35}} \left(\frac{d_p G}{\mu} \right)^{0.215} (X \rho_s Z_s)^{0.64} \quad (29)$$

donde: d_p = diámetro de la partícula (m)
 ρ_s = densidad aparente del lecho (kg/m^3)
 Z_s = espesor del lecho (m)

Para partículas relativamente grandes (3 a 20 mm) en lechos de espesor comprendidos entre 1 y 6 cm, el valor de Nt para el sistema aire-agua viene dado por:

$$Nt = \frac{(d_p G)^{0.41}}{a} \quad (30)$$

donde: G = velocidad másica del aire húmedo,
 a = área específica de las partículas.

Para el período de velocidad de secado en cualquier instante se calcula suponiendo que es una función lineal del contenido en humedad del sólido. En este caso:

$$W_p = \frac{Gop E (t_1 - t_w)}{\lambda s} \frac{X - X^*}{X_c - X^*} \quad (31)$$

El tiempo de secado para el período de velocidad constante, se calcula sustituyendo la ecuación (26) en la ecuación de definición de la velocidad e integrando, resultando:

$$\theta_p = \frac{\lambda_w (X_1 - X_0)}{An Gop (t_1 - t_w) E} \quad (32)$$

Para el período de velocidad decreciente, en aquellas sustancias en que la velocidad de secado es proporcional a su contenido en humedad, resulta:

$$\theta_p = \frac{\lambda_w (X_c - X^*)}{An Gop (t_1 - t_w) E} \ln \frac{X_c - X^*}{X_2 - X^*} \quad (33)$$

2. VARIABLES DEL SECADO POR ATOMIZACION

2.1. Variaciones de la alimentación. La alimentación al secador puede ser: en solución, emulsión o pasta (incluso con materia sólida en suspensión). En efecto, la mayoría de los productos que se pueden impulsar por bomba, se pueden secar por atomización, incluyendo pastas densas y geles.

Generalmente, la uniformidad de la alimentación es más necesaria que en los otros procesos de secado. Se precisa en ciertas ocasiones reducción de la viscosidad o bien la des-aereación, dispersión, etcétera. Para minimizar los costos del equipo y de funcionamiento, la alimentación debe tener la mayor concentración posible en materia sólida.

Ello significa que la evaporación o procesos de concentración deban preceder al secado. Sin embargo en ciertas alimentaciones el funcionamiento a ciertas viscosidades inferiores al máximo bombeable puede resultar más económico debido a la mejora en la atomización.

2.2. Evaporación de la humedad. La humedad a extraer se puede clasificar en: libre, interna, de constitución molecular.

La humedad libre es la que está sobre la superficie o puede difundirse a velocidad suficiente para mantener una relación constante de secado. Durante este período, el calor sensible proporcionado por el aire es igual al calor latente exigido por la evaporación del líquido y la partícula permanece aproximadamente a la temperatura de rocío.

Al llegar al contenido crítico de humedad, el sistema inicia el período de disminución de la relación de evaporación, durante el cual la extracción de la humedad remanente determina una partícula semiseca, cuya superficie deja de permanecer húmeda. La temperatura y el gradiente de humedad en el producto son las variables dominantes y la temperatura puede llegar a elevarse, por encima del punto de rocío, para poder conducir la humedad interna desde los intersticios de aquél.

La extracción de la humedad de constitución (como el agua de cristalización) puede exigir un aumento adicional de la temperatura de la partícula. En algunas ocasiones por una u otra razón, es necesario el secado hasta estos extremos.

Ello se puede conseguir en un secado posterior o por introducción del mismo en una corriente de gas calentado o acondicionado convenientemente. El polvo se transporta con el gas durante el recorrido permaneciendo la temperatura elevada, separándose a continuación de la corriente del gas.

Los materiales presentan un alto rango de diferencias en cuanto a su secado. Las sustancias que se pueden secar más rápidamente, permiten la mayor diferencia entre las temperaturas de entrada y de salida del aire de secado, determinando por ello una mayor economía en el consumo de combustible.

2.3. Consideraciones sobre la cámara de secado. Las partículas antes de que choquen con la pared deben estar sin humedad, con el fin de evitar su adherencia a la misma. Por ello, si el tamaño fuese reducido, solo podrían producirse pequeñas partículas.

Los secadores deben funcionar sin adherencias del producto a la paredes de la cámara. Las características del flujo de algunos materiales son tales que no ocasionan adherencias a las paredes, incluso con elevados porcentajes de humedad. Otros operan económicamente con grandes relaciones de alimentación, aunque es siempre prever paradas para la limpieza de la instalación por las eventuales acumulaciones producidas. Se puede no obstante, disponer de accesorios para separar dichas acumulaciones a costa de la calidad del producto e incremento en los costos de mantenimiento. Además se deben de realizar cuidadosos ensayos con el producto, así como utilizar un tipo apropiado de instalación, realizando la puesta en marcha a la máxima alimentación posible, sin producción de depositos, que permitan obtener las características deseables del producto.

2.4. Características del producto. Las más importantes a considerar son: densidad de bulbo húmedo, tamaño de la partícula, dureza, fluides del polvo y solubilidad. Las cuatro últimas están en bastante grado interrelacionadas.

La naturaleza esférica y uniformidad del tamaño, obtenido en el secado por atomización, condiciona una mejor fluidez y pocos finos del material. Igualmente la solubilidad es mayor al no rellenar los finos los espacios entre las partículas mayores que pudiesen bloquear la entrada del líquido. La naturaleza porosa del producto secado proporciona incremento adicional en su solubilidad, al aumentar la superficie de contacto por los poros o huecos de las partículas.

La densidad aparente del bulbo es generalmente inferior en el secado por atomización que para el mismo material secado por otro procedimiento. Ello es debido a la formación de esferas relativamente uniformes. Aquella es menor en el caso de esferas con poros y superior cuando se conduce la operación para producir esferas sólidas.

La humedad final es de crítica importancia, pudiéndose regular esta variable en el secador por la modificación de la relación, alimentación-temperatura de secado. A una temperatura determinada del aire de entrada, así como cierta concentración de la solución y relación de fluidos, se puede disminuir el contenido de humedad del producto seco, por disminución igualmente de la alimentación, que a su vez condiciona mayor temperatura de salida del aire. Cuando se precisan porcentajes de humedad finales inferiores a los alcanzados en el secador, se utiliza una fase de secado secundario; una operación de poco gasto adicional, debido a la mínima cantidad de aire secundario procesado.

El tamaño de las partículas secadas es función del grado de atomización concentración en materia sólida de la solución, así como la tendencia a expansionarse o aglomerarse.

La tendencia de algunos materiales a formar una costra durante su secado a partir de una solución, tiene gran influencia sobre la densidad aparente y en el tamaño de la partícula. Si se forma dicha película inicialmente el vapor generado en el núcleo de la partícula causa su expansión hasta la ruptura del mismo, ello crea las esferas porosas. Estas características, altamente deseables en algunos productos, se consiguen conduciendo el aire en forma paralela con el producto. Los gases calientes repercuten sobre la formación del grano, secando su superficie instantáneamente y proporcionando la formación de la costra o película.

Conduciendo el aire en contracorriente se reduce la tendencia a la precipitada expansión, debido a que la gota pulverizada encuentra inicialmente el aire de salida húmedo y a menor temperatura. De esta forma, al ser el secado inicialmente más lento, se retarda o impide la formación de la costra.

2.5. Control de las propiedades del producto. Las partículas secadas son generalmente esféricas, porque se forma a partir de partículas o gotas esféricas. Normalmente, partiendo de soluciones se obtienen esferas porosas y las pastas las producen no porosas.

Cualquier tendencia a aglomerarse a las condiciones de trabajo, así como los aglomerantes contenidos intencional o accidentalmente en la alimentación, determina una influencia importante en el tamaño y forma del producto seco.

Siempre es posible ejercer el control de las características del producto seco en algún grado, ya sea actuando sobre el diseño de la planta o sobre las condiciones de trabajo. El control operacional se ejerce ajustando el tamaño de la gota (el grado y tipo de atomización), relación de aire de secado, alimentación, temperatura del mismo y porcentaje de agua en el líquido inicial. Algunas propiedades de alimentación influyen sobre las del producto seco como temperatura y viscosidad.

3. MECANISMOS

Cuando se seca un sólido se involucran dos procesos fundamentales que son: la transferencia de calor para evaporar el líquido y la transferencia de masa como vapor y líquido interno. Estos dos procesos ocurren simultáneamente y los factores que gobiernan la velocidad de cada uno determinan su velocidad.

En algún problema del secado comercial, el objetivo principal es suministrar el calor requerido de la forma más eficiente. Consecuentemente, la transferencia de calor puede ocurrir por convección, conducción o radiación o por alguna combinación de estos mecanismos. Los variados tipos de secadores industriales se diferencian fundamentalmente con respecto al método usado para transferir calor al sólido. En general, el calor fluye primero a la superficie externa del sólido y después en el interior. Una excepción es secar con alta frecuencia de corriente eléctrica, donde el calor es generado dentro del sólido, produciendo una alta temperatura en el interior y además en la superficie, causando flujo de calor del interior a la superficie.

La transferencia de masa en el secado, ocurre dentro del sólido, como flujo de líquido y vapor y como flujo de vapor en la superficie externa húmeda. La clase de gradientes de concentración de líquido en sólido durante el secado depende del mecanismo de flujo de líquido interno y este es función de las características físicas y químicas del sólido a secarse.

3.1. Condiciones internas y externas.

En la velocidad de secado de sólidos son fundamentales el mecanismo interno del flujo de líquido y el efecto de las condiciones externas. El primer procedimiento involucra un estudio fundamental de las condiciones de flujo de líquido dentro del sólido durante el secado, el procedimiento posterior es más usado porque los efectos son fáciles de establecer y los resultados tienen mayor e inmediata aplicación y diseños y operación de secadores.

3.1.1. El flujo interno del líquido ocurre por varios mecanismos, que dependen de la estructura del líquido, algunos son:

- 3.1.1.1. Difusión ininterrumpida de sólidos homogéneos.
- 3.1.1.2. Flujo capilar en sólidos granulares y porosos.
- 3.1.1.3. Flujo causado por disminución y gradientes de presión.
- 3.1.1.4. Flujo causado por evaporación y condensación.
- 3.1.1.5. Flujo causado por un potencial de electroósmosis.
- 3.1.1.6. Flujo causado por gradientes de temperatura (Difusión térmica).

Si más de uno de estos mecanismos de flujo son efectivos en un determinado tiempo, solo uno predomina, en otro tiempo un mecanismo diferente puede predominar.

3.1.2. Variables externas. Las principales variables involucradas en algún problema de secado son: temperatura, humedad, flujo de aire, estado de subdivisión del sólido y el contacto entre superficies calientes y húmedas. Estas no necesariamente ocurren simultáneamente en un problema.

4. TERMINOLOGIA.

Las definiciones generalmente aceptadas de terminos peculiares de la tecnología son los siguientes:

4.1. Secado adiabático. Ocurre cuando todo el calor sensible dado por el aire se usa para evaporar agua del material húmedo.

4.2. Secado batch. Es cuando el material es alimentado y descargado del deposito batches en intervalos de tiempo definidos.

4.3. Bases de nivel de secado. Indica el contenido de mezcla de un sólido húmedo; como la cantidad de agua por kilogramo de nivel de sólido seco. La ventaja de usar estas bases es que el alimento absoluto de pérdida de mezcla, se obtiene simplemente por sustracción de los contenidos de mezcla antes y después del secado.

4.4. Base de peso húmedo. Indica la humedad que hay en un cuerpo en porcentaje del peso del sólido húmedo.

4.5. Base del sólido seco. Indica el contenido de humedad por kilogramo del sólido enteramente seco, la ventaja que tiene esta base es que se obtiene la cantidad absoluta de pérdida de humedad con sólo restar el contenido de humedad antes y después del secado.

4.6. Base de sólido comercial seco. Indica la cantidad de un producto expresado en kilogramos de agua por kilogramo de sólido tal como sale del secador.

4.7. Contenido crítico de humedad. Es el que resulta cuando termina el período de velocidad constante y empieza el de velocidad decreciente.

4.8. Contenido de humedad en equilibrio. Es el que se obtiene secando determinado material en condiciones específicas de temperatura y humedad del aire.

4.9. Contenido de humedad libre. Es el contenido de líquido que se extrae a temperatura y humedad determinada, la humedad libre incluye las humedades ligadas y sin ligar.

4.10. Difusión interna. La difusión es un fenómeno de una sola fase, se efectúa de sólido a sólido, de líquido a líquido y de gas a gas, se realiza cuando la sustancia obedece las leyes fundamentales de la difusión.

4.11. Distribución inicial de humedad. Es la humedad que tiene el sólido al empezar el secado.

4.12. Eficiencia de evaporación. Es la relación entre el grado de evaporación que se obtiene en un secado y el que se obtendrá por saturación del aire.

4.13. Eficiencia del secador. Es la fracción de calor total suministrado por el combustible que se usa para evaporar agua, algunas veces se dice eficiencia total.

4.14. Estado fenicular. Es cuando en un cuerpo poroso la succión capilar produce succión de aire en los poros.

4.15. Estado pendular. Es el estado de un líquido en un sólido poroso en que ya no hay una película continua de líquido alrededor de partículas separadas entre ellas, por tal motivo no se puede efectuar el flujo por capilaridad.

4.16. Flujo capilar. Es el flujo de un líquido por los intersticios y sobre la superficie de un sólido, ocasionado por la atracción molecular entre líquido y sólido.

4.17. Período de velocidad constante. Es cuando la velocidad de eliminación de agua por unidad de superficie de secado es constante.

4.18. Secado continuo. Se efectúa cuando el material a secar se alienta y descarga continuamente. Las condiciones de operación son independientes del tiempo.

4.19. Gradiente de humedad. Es la distribución interna de agua en un sólido en determinado momento del proceso de secado y su naturaleza depende de las características del sólido.

4.20. Humedad. Es la cantidad de vapor de agua que hay en un gas, se expresa en kilogramo de vapor por kilogramo de gas.

4.21. Humedad ligada en un sólido. Es el líquido retenido que produce presión de vapor menor que la del líquido puro a igual temperatura.

El líquido se liga por retención en capilares pequeños, por solución en paredes celulares o de fibras, por solución homogénea en todo el sólido y por absorción química o física sobre superficies sólidas.

4.22. Humedad no ligada de un material higroscópico. Es el exceso de contenido de humedad en equilibrio correspondiente a la humedad de saturación.

4.23. Contenido de humedad final. Es el porcentaje por kilogramo de humedad restante en el sólido en el final de la operación de secado.

4.24. Contenido de humedad inicial. Es el porcentaje por kilogramo de humedad en el sólido en el principio de la evaporación de secado.

4.25. Presión de evaporación. Es la cantidad de agua evaporada por hora en el secador.

4.26. Pruebas de tiempo de secado. Es el tiempo de secado de una pequeña muestra representativa del material, el cual es secado en un secador de laboratorio bajo condiciones simultaneas de evaporación comercial.

4.27. Material higroscópico. Es el que contiene humedad ligada.

4.28. Material no higroscópico. Es el que no admite humedad ligada.

4.29. Período de velocidad decreciente. Es aquel en el cual decrece continuamente la velocidad de secado instantánea.

4.30. Punto de saturación de fibra. Es el contenido de humedad de un material celular (madera, etcetera) con el cual están totalmente saturadas las paredes celulares mientras las cavidades están libres del líquido o es el contenido de humedad en equilibrio cuando la humedad del ambiente se aproxima a la saturación.

4.31. Variación de humedad incompleta. Es la relación entre la humedad libre que existe en cualquier momento y la que hay al principio.

C. CLASIFICACION DE SECADORES

Los secadores se clasifican de dos maneras: una se funda en las características físicas de los materiales que se han de secar y sirve como guía para elegir el secador para determinado problema. La otra clasificación se funda en el método de transferencia de calor al material mojado que contiene el secador y depende de las diferencias de diseño y operación de los aparatos.

La clasificación que se hace es en base al método de transferencia de calor.

1. Secadores directos

Son todos aquellos en que el líquido evaporado es eliminado por el medio calentador.

1.1. Las características generales de operación son:

1.1.1. El secado se efectúa mediante transferencia de calor por convección entre el sólido mojado y un gas caliente, el cual extrae el líquido vaporizado a la vez que suministra el calor necesario para la evaporación.

1.1.2. El medio calentador puede ser, aire calentado por vapor, gases de combustión, gas inerte calentado o un vapor, con el agua sobrecalentada.

1.1.3. Las temperaturas de secado varían desde la temperatura del medio ambiente hasta 750 °C.

1.1.4. A temperaturas de secado menores que la de ebullición del líquido, el contenido de vapor de este líquido en el gas secador es importante para determinar la velocidad del secado y el contenido final del líquido que hay en el sólido.

1.1.5. Cuando todo el proceso tiene temperaturas de secado mayores que la de ebullición, en general el aumento de vapor en el gas o en el aire no retarda la velocidad de secado ni produce efecto alguno en el contenido de humedad.

1.1.6. Para efectuar el secado a baja temperatura, se necesita deshumedecer el gas secador cuando hay mucha humedad en la atmósfera.

1.1.7. Se aumenta la eficiencia de los secadores directos si se aumenta la temperatura en la boca de entrada del gas para una temperatura fija de escape.

1.2. Tipos de secadores directos

Algunos de estos son: secadores de bandejas, rotatorios, por aspersión, etcétera.

2. Secadores indirectos

Son aquellos en que la extracción de vapor se efectúa independientemente del medio calentador.

2.1. Las características generales de operación son:

2.1.1. El secado se efectúa mediante transferencia de calor por conducción al material rojado, generalmente por una pared metálica de retención, el calor es producido por el vapor condensante, agua caliente, gases de combustión, aceite caliente, etcétera.

2.1.2. La temperatura de secado de la superficie de contacto varía desde menos del punto de ebullición hasta 530°C .

2.1.3. Estos secadores son apropiados para secado a presión reducida y con atmósfera inerte y por consiguiente se adaptan bien a la recuperación de disolventes.

2.1.4. Los que funcionan con vapor condensante son muy eficientes, pues el calor es suministrado conforme a las necesidades.

2.1.5. Pueden secar materiales polvosos más fácilmente que los directos.

2.1.6. Su funcionamiento se caracteriza por algún método de agitación para aumentar el contacto entre el material

húmedo y la superficie metálica caliente, así para efectuar un cambio continuo de material húmedo en la superficie caliente.

2.2. Tipos de secadores indirectos

Algunos de estos son: secadores rotatorios al vacío, de vibración, de tambor, de cilindro al vacío, etcétera.

D. SECADO EN LA INDUSTRIA ALIMENTARIA

El secado es uno de los métodos más antiguos que utilizo el hombre como un medio de conservación de los alimentos.

El secado por medio del sol se emplea aún en muchas regiones del mundo, produciendo alimentos bastante concentrados y de calidad durable; se usa para preparar ciruelas pasas, para secar higos, chabacanos y granos de cereales antes de cosecharlos.

En algunos lugares del mundo y para determinados productos es el método más económico. Pero tiene varios inconvenientes, como los siguientes: depende de las fuerzas naturales y esta no se puede controlar, es lenta, generalmente no reduce el contenido de humedad a menos del 15%, requiere un espacio bastante grande, los alimentos son susceptibles a la contaminación y a pérdidas debidas al polvo, los insectos, los roedores. etc,

Actualmente existe un método de secado llamado deshidratación o secado artificial que se invento en 1795.

El motivo principal de la deshidratación es la conservación de los alimentos aunque no el único, ya que tambien sirve para disminuir peso y volumen, Las reducciones de peso y volumen disminuyen el costo del transporte y de los envases.

Un segundo motivo es el escoger procesos de secado que conserven el tamaño y la forma del alimento original. La liofilización de piezas grandes de alimentos es uno de ellos, es decir, solo se reduce el peso y no el volumen.

El tercer motivo, es la producción de artículos convenientes como el puré de frijol y el café instantáneo.

Los productos alimenticios pueden secarse en aire, vapor sobrecalentado, en vacío, en gas inerte y por aplicación directa del calor. Generalmente se utiliza el aire como medio secador debido a su abundancia y es controlado el sobrecalentamiento del alimento. El aire es usado para conducir el calor al ali-

mento y para acarrear el vapor húmedo liberado, con el aire no se necesita ningún sistema de recuperación de humedad elaborado, como en otros gases.

Un alimento seco debe competir en precio con otros alimentos conservados, tener un sabor, olor y apariencia comparable con el producto fresco o con productos procesados por otros medios, reconstituirse fácilmente, retener los valores nutritivos y tener buena estabilidad en el almacenamiento.

En el secado, un alimento pierde su contenido de humedad lo cual da como resultado un aumento en la concentración de nutrientes en la masa restante, pero hay una pérdida de grado de destrucción en las vitaminas y ésta depende del cuidado ejercido durante la preparación del producto alimenticio para su secado, del proceso de secado seleccionado, del cuidado de su ejecución y de las condiciones de almacenamiento.

El ácido ascórbico (vitamina C) y el caroteno (hidrocarburos y alcoholes no saturados) son dañados por los procesos oxidantes. La riboflavina (vitamina B₂) es ligeramente sensible la tiamina (vitamina B₁) es sensible al calor.

En el secado solar las frutas sufren grandes pérdidas en el contenido de caroteno y vitamina C. El secado por congelación de las frutas retiene grandes proporciones de vitamina C y otros nutrientes.

E. MIELES INCRISTALIZABLES

1. ANTECEDENTES

En la fabricación del azúcar de caña, el principal subproducto son las mieles incristalizables, residuo de color oscuro que resulta después de extraer la mayor cantidad posible de azúcar cristalizable. Las sustancias que en las mieles impiden la cristalización son sales inorgánicas e impurezas orgánicas.

Las mieles son un importante artículo de consumo, su mayor utilización está en productos alimenticios para los animales, en la fermentación y fabricación de sustancias orgánicas.

1.1. Tipos de mieles

Las mieles comerciales de caña son llamadas mieles negras, el guarapo purificado se concentra en un sistema de evaporadores y se traslada a una caldera de vacío de simple efecto, en la que aumenta su concentración y se forma un magno saturado de azúcar.

El jarabe separado de los cristales por la acción de la fuerza centrífuga se llama miel "A" o primera miel y se recuece en la caldera de vacío para obtener nueva cosecha de cristales, el líquido madre de esta cristalización es la miel "B" o segunda miel, el líquido madre que queda de la tercera cristalización es la miel final o miel incristalizable.

En la figura II-4, se observa una descripción sobre la obtención del azúcar, en donde se ve el primer tipo de miel, segundo y tercer tipo.

2. COMPOSICION, PROPIEDADES Y USO DE LAS MIELES

2.1. La composición de las mieles procedentes de la caña de azúcar varía según las localidades, la clase de caña, las condiciones del suelo, el clima y los métodos de preparación.

La composición química de las mieles de caña es la siguiente.

componentes	%
agua	20.00
azúcares	
sacarosa (glucosa + fructuosa)	32.00
glucosa (destrosa)	14.00
levulosa (fructuosa)	16.00
sustancias nitrogenadas	
albuminoides	0.30
amidas (asparagina)	0.30
aminoácidos	1.70
ácido nítrico (HNO_3)	0.15
amoníaco (NH_3)	0.02
bases xánticas	0.30
otras sustancias nitrogenadas	0.23
gomas solubles (pectinas, arabanos, etc)	2.00
ácidos libres	2.00
ácidos combinados	3.00
cenizas	
sílice (SiO_2)	0.50
potasa (K_2O)	3.50
cal (CaO)	1.50
magnesia (MgO)	0.10
ácido fosfórico (P_2O_5)	0.20
ácido sulfúrico (H_2SO_4)	1.60
cloro (Cl_2)	0.40
óxido de sodio (Na_2O), óxido de fierro (Fe_2O_3), etc.	0.20

2.2. Propiedades

Las mieles de caña son ligeramente ácidas, tienen un pH de 5,5 a 6.5, el bajo pH se atribuye a la presencia de ácidos alifáticos y al bajo pH en que se hace la clarificación, tienen de 14 a 25% de hidratos de carbono como azúcar invertido, pero carecen de refinosa.

La viscosidad de las mieles varía, aunque tengan la misma densidad, esto es según su composición, normalmente un litro de miel pesa 1.438 kilogramos, su Brix a 20°C es de 84 a 92%

En soluciones de azúcar el calor específico depende de la temperatura, la concentración y la composición (pureza). Al aumentar la concentración de las soluciones impuras disminuye el calor específico.

El calor específico aumenta al elevarse la temperatura a igualdad de concentración y pureza, varía linealmente con respecto a la temperatura. Un hecho importante es que a igualdad de temperatura el calor específico de las mieles incristalizables es menor que el de las soluciones de azúcar puro.

Cuanto menor sea el cociente de pureza (R) menor es el calor específico de las mieles, es decir, que a una concentración y temperatura constante el calor específico baja al disminuir la pureza.

La ecuación siguiente da, para fines prácticos, la relación entre las capacidades de calor. la concentración, la temperatura y la pureza.

$$C = 1 - (0.6 - 0.0018t + 0.0011 [100 - R]) \times \frac{Bx}{100}$$

donde:

C = calor específico (cal/ g °C)

t = temperatura (°C)

Bx = % de sustancia seca de la solución

R = pureza de la solución

$$R = \frac{100 \times S}{T}$$

T = % de materia seca

S = % de azúcar

2.3. Usos de las mieles

El valor principal como materia industrial depende de su contenido de azúcares fermentables, cuya cantidad puede llegar a ser hasta de 55-60% por peso, aunque hay variaciones considerables en esta cifra.

Las industrias de la fermentación y la destilación constituyen el mercado principal de las mieles, siendo elaborados una gran cantidad y variedad de productos, incluyendo el alcohol etílico en varios tipos de alcohol potable e industrial, alcohol butílico, acetona, ácido cítrico, glicerol y levadura.

Otros productos secundarios de la industria de la fermentación basados en las mieles como materia prima son : acetato etílico, acetato butílico, acetato amílico, vinagre y bióxido de carbono. Las mieles también se usan para la preparación de levaduras para hornear y de cerveza.

Las mieles han sido usadas como alimentos adicionales para ganado, la cantidad que un animal consume es de uno a uno y medio kilogramo por día,

En años recientes el tratamiento de las mieles con amoníaco ha sido estudiado, bajo ciertas condiciones esto convierte los azúcares como sustituto de proteínas, así que las mieles tratadas pueden ser ingeridas por rumiantes como una proteína animal. Los nuevos adelantos en el ramo de la nutrición de los animales han traído consigo un crecimiento sorprendente en la industria de la fabricación de alimentos para ganado, en la actualidad se utiliza la fórmula bagacillo-miel como alimento de ganado.

Entre los ácidos orgánicos que se pueden obtener a partir de la fermentación de las mieles, están el ácido láctico, el

ácido cítrico, el rendimiento del ácido láctico oscila entre el 70 y 80% del azúcar utilizado fermentando a una temperatura de 45 a 50 °C, El ácido cítrico se usa en la industria de bebidas refrescantes, en la farmacéutica y en los cosméticos.

3. MANIPULACION Y ALMACENAMIENTO

Las mieles se embarcan en pequeñas cantidades en tambores, barriles y camiones tanques y en grandes cantidades en vagones tanques y buques cisternas,

Su elevada viscosidad y su variada composición, producida por la presencia de azúcares reductores y gomas, plantean un problema de bombeo, que en tiempo de frío requiere la instalación de serpentines calentadores en los tanques de almacenaje. Sin embargo, el calentamiento no debe prolongarse para evitar que el azúcar se caramelice, el bombeo puede arrastrar aire, que altera la correcta medición del volumen, los gases que se desprenden durante el almacenaje deben ser eliminados por ventilación.

CAPITULO III
DESCRIPCION Y APLICACION
DEL
SECADOR DE ESPREAS

III. DESCRIPCION Y APLICACION DEL SECADOR DE ESPREAS

A. CAMARA DE SECADO

Los diversos tipos de cámara diseñados para manipular diferentes tipos de materiales se distinguen en tres aspectos principales: el artificio para atomizar la alimentación, el método de introducir el aire caliente de secado dentro de la cámara y el modelo de flujo de aire dentro de la cámara.

Algunos de estos diseños se muestran en la figura III-1

Hay dos tipos básicos de artificios de atomización que se utilizan; toberas y discos rotativos.

La figura III-1a muestra un secador de toberas con entrada de aire caliente tangencial en la parte superior de la cámara, esta configuración paralela puede utilizarse para muchos materiales, incluyendo a los sensibles al calor tales como el polvo de té instantáneo, debido a que las gotas esparcidas mojadas hacen contacto con el aire caliente que entra. La entrada de aire tangencial es un método en el cual el aire dentro de la cámara da una rotación, proporciona mezclado eficiente de aire-producto y ofrece cierto control sobre las trayectorias de las gotas de la dispersión.

El secador ilustrado en la figura III-1b se utiliza para ciertos tipos de arcilla con toberas aspersoras en la parte superior en forma de surtidor contra el flujo descendente del aire caliente, esta configuración proporciona el máximo tiempo de retención para determinada dimensión de la cámara.

El flujo paralelo que se muestra en la figura III-1c es típico de los secadores por aspersion para detergentes, los cuales, debido a la gran dimensión de la gota y las lentas características de secado del material, está diseñado a proporcionar una larga retención de material en la cámara, como el aire caliente penetra a través de orificios hacia la parte

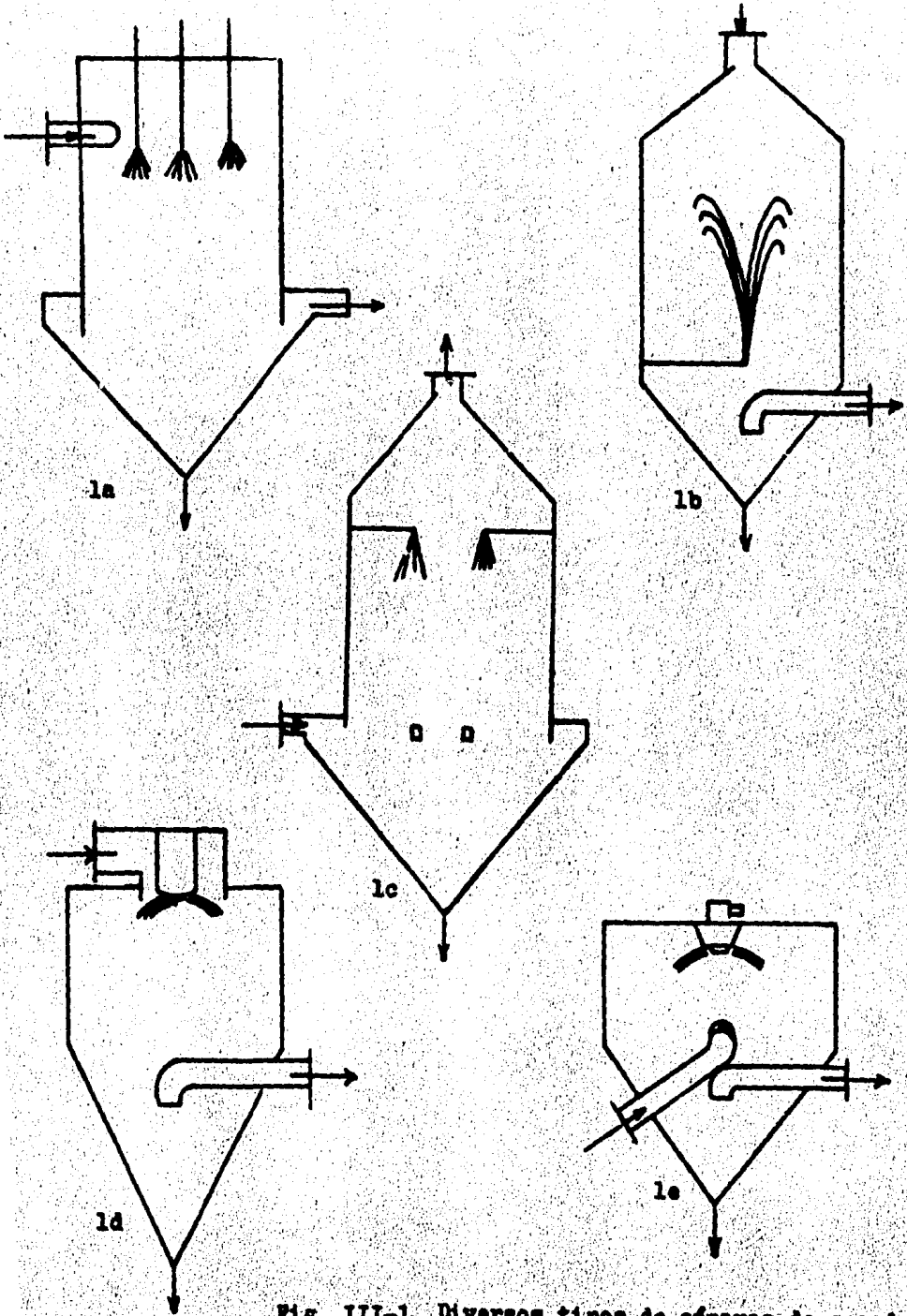


Fig. III-1 Diversos tipos de câmaras de secado

inferior de la cámara donde el polvo está casi seco, la configuración no es apropiada para aquellos materiales que sean sensibles al calor.

Los secadores de disco rotativo se presentan en las figuras III-1d y III-1e, normalmente van a flujo de aire en paralelo y se utiliza para una amplia gama de aplicaciones, como los atomizadores de disco forman una dispersión de tipo de paraguas opuesta a la de forma cónica de los atomizadores de tobera, los atomizadores de disco presentan una relación mucho mayor entre el diámetro y la altura de la tobera.

En el secador que se presenta en la figura III-1d entra el aire caliente a través de un dispersor montado en el techo, esto forma una voluta y una serie de ventiladores proporcionan la rotación apropiada al aire de entrada. El secador que se presenta en la figura III-1e, tiene un cambio; un dispersor de aire interno colocado debajo del disco.

Todos los secadores mencionados trabajan con analizadores de materiales, descargando los materiales por la base, mientras los finos son arrastrados por la corriente de aire y recogidos por un equipo de separación de polvos, esto permite que el polvo se recombine con el producto principal o se procese por separado si fuera conveniente. Cuando todo el material procedente del secador por aspersión deba mezclarse entre sí el aire de salida debe extraerse por la base de la cámara y puede utilizarse para conducir el polvo hacia el equipo colector.

Los secadores por atomización de disco varían entre un metro para modelos de laboratorio hasta doce metros y medio o más.

En la figura III-2 se presenta una planta típica

B. ATOMIZACION

El atomizador debe dispersar el material de alimentación en forma de gotas de tamaño compatible con los requerimientos del producto. No se desprende de ello que las partículas del producto tendrán la misma dimensión de las gotas de dispersión, ya que normalmente sufren un cambio de dimensiones y de forma durante el secado, debido a resoplones, encogimiento y tal vez ruptura. La uniformidad de la atomización también es importante, ya que las partículas de tamaño demasiado grande no se seca bien y las demasiado pequeñas son difíciles de recoger.

Los atomizadores de tobera pueden subdividirse en tres categorías: toberas de presión, toberas difluídas y flash.

Hay diversos diseños de toberas a presión, pero todas las que se utilizan imprimen un movimiento de rotación del material haciendo que abandone el orificio de entrada en forma de cono dispersor húeco. En la figura III-3 se ilustran tres diseños.

La presión requerida para la atomización depende de las propiedades físicas del material, de la dimensión de la gota y de la capacidad de las toberas, y normalmente hay un intervalo de presiones que funcionan con satisfacción. Las presiones van desde siete atmósferas hasta 900 atmósferas, pero de hecho sólo el uno por ciento de la energía de presión disponible se utiliza en la atomización, el tres o cuatro por ciento se pierde por fricción y el resto se convierte en energía cinética de la aspersión. Cuando se requiere grandes cantidades de presión pueden conectarse diversas toberas a un anillo principal.

Dos toberas pueden producir fina atomización en materiales de alta viscosidad utilizando un chorro de aire o de gas para romper el material.

Estas toberas no se utilizan ampliamente en los secadores por aspersión comerciales, aunque se hayan desarrollado diseños

especiales para atomizar pastas muy viscosas de materiales encapsulados.

En la atomización flash, la alimentación se calienta a una presión superior a su punto de ebullición atmosférico y la reducción de la presión en el momento de pasar a través de la tobera ocasiona el flash o evaporación de parte del agua existente, atomizando de esta forma el material. Esta técnica puede utilizarse para materiales de alta viscosidad cuando la atomización difluida da partículas demasiado finas.

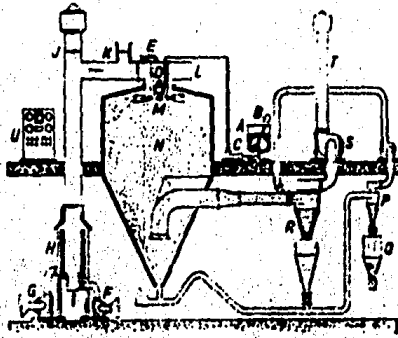
En los atomizadores de disco rotativo, la atomización se consigue mediante la proyección del material desde la periferia del disco, que en las instalaciones modernas tiene una velocidad periférica de 80 a 160 metros sobre segundo. La velocidad de rotación depende del diámetro del disco, pero suele estar entre las 5000 y 18000 revoluciones por minuto.

Hay tres tipos de disco rotativo de amplio uso: discos con agujeros ó toberas en la veriferia, discos en forma de cuenco invertido ó forma de campana y discos con aletas radiales. Estos discos se muestran en la figura III-4.

Los atomizadores a disco rotativo son más flexibles que los de tobera a presión, debido a que el grado de atomización no afecta demasiado al cambiar la relación de la alimentación.

La dimensión de gota depende principalmente, de la velocidad del atomizador que puede ajustarse para proporcionar la dimensión de la partícula requerida, con la limitación de que las gotas no deben ser demasiado grandes ya que estarían aún sojadas cuando alcancen las paredes de la cámara.

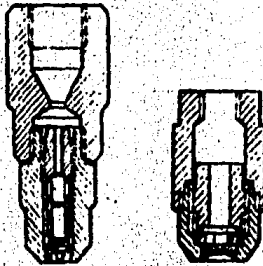
El atomizador, incluyendo al disco y el dispositivo de mando, deben presentar un alto grado de fidelidad, prestandose atención especial al diseño de lubricación de los cojinetes y equilibrio de disco.



CLAVE:

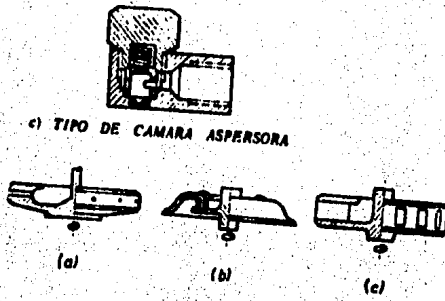
- | | | |
|---|--|---------------------------------------|
| A Tanque de alimentación | H Calentador de aire alimenta- do con fuel o gas | O Ventilador de conducción neumática |
| B Agitador del tanque de alimentación | J Chimenea de arranque | P Cierre de conducción neumática |
| C Bomba de alimentación | K Chimeneas de la cámara de ventiladores | Q Valva de recolección de polvo |
| D Motor del atomizador | L Distribuidor de aire | R Cierre principal |
| E Ventilador refrigerante del atomizador por aire | M Paletas para remolque de aire | S Ventilador de corriente in- ducible |
| F Ventilador del aire de combustión | N Cámara de secado por aspersión | T Chimenea de descarga |
| G Ventilador for- zado | | U Armario de instrumentos |

Fig. III-2 Planta típica de secado por aspersión



a) TIPO ALMA ACANALADA b) TIPO DISCO ASPERSON

Fig. III.3 Toberas de presión



c) TIPO DE CAMARA ASPERSORA

(a)

(b)

(c)

Fig. III-4 Atomizadores de disco rotativo

a) tipo tobera

b) tipo de cuenco invertido

c) tipo aletas radiales

El tipo de atomizador escogido para determinado trabajo depende de diversos factores. El producto que procede de un atomizador de disco rotativo presenta generalmente un tamaño principal de partícula inferior a las 120 micras, por lo tanto, las toberas deben utilizarse para producir tamaños mayores, a menos que se utilicen técnicas especiales para producir la aglomeración de partículas finas. Los discos rotativos, pueden atomizar materiales muy viscosos incluso aquellos que contengan materiales bastos en suspensión que podrían bloquear una tobera.

Para materiales abrasivos, las toberas pueden construirse con materiales resistentes a la abrasión, como el carburo de wolframio. La erosión en disco en forma de cuerno puede minimizarse con recubrimiento de goma ó bien adheriendo a la llama una capa de carburo de wolframio sobre las superficies que esten en contacto con el material. Los discos que llevan toberas en la periferia con injerto de cerámica ó carburo de wolframio han dado hasta ahora resultados positivos.

Las toberas ofrecen las ventajas de la simplicidad de diseño y bajo costo. A presiones por encima de las 14 atmósferas ó para materiales abrasivos debe necesitarse una bomba complicada y cara, que hace que el costo total de ambos sistemas sean similares.

C. EQUIPO ACCESORIO

Los secadores de aspersión más modernos utilizan calentadores de vapor indirectos a baja presión, se usan calentadores de vapor para temperaturas del aire de entrada hasta 180 °C, para temperaturas mayores se usan los de gas, de aceites ligeros ó pesados, pueden utilizarse para muchos productos y para temperaturas de entrada de aire hasta de 650 °C. Cuando por motivos de contaminación y seguridad del producto sea imposible el quemador directo debe de utilizarse el calentador indirecto

que es más caro y menos eficiente.

Mientras un buen número de materiales sólo precisan un sencillo equipo de manejo de alimentación, como; un tanque de alimentación con un agitador o una camisa de vapor, hay otros materiales, como ocurre en las pastas de los filtros de elevada concentración, requerirán un equipo especial que los haga bombeables; por ejemplo, pigmento blanco utilizado en muchas pinturas y plásticos, forman tortas de filtración muy viscosas, pero como son tixotrópicos pueden bombearse a través de un desintegrador que elimina cualquier material no dispersado. El mismo tipo de desintegrador puede utilizarse para detergentes y otras pastas.

La naturaleza del tamaño de partículas arrastradas a la cámara por la corriente de salida determina el equipo de colección de polvo que se necesita. Los ciclones son muy usados, ya que son sencillos y baratos y bien seguidos por un colector mojado, si no se admite la más mínima emisión a la atmósfera, un precipitador electrostático. Pueden utilizarse bolsas filtrantes para materiales demasiados finos a coleccionar por ciclones, pero son mucho más caros y las bolsas pueden necesitar protección automática contra temperaturas excesivas.

Cuando se procesan materiales termoplásticos o sensibles al calor, debe ser necesario acoplar vibradores a la cámara o un barrido de aire para evitar la ebullición de los depósitos de las paredes. El barrido de aire se realiza mediante un tubo provisto de toberas que gira lentamente alrededor de la cámara; el aire comprimido lanzado por las toberas despega cualquier adherencia material de las paredes y también las enfría un poco.

Una técnica que se utiliza recientemente consiste en reciclar parte del producto, normalmente el material más fino procedente del ciclón hacia el secador aspersor, de forma que entre en

contacto con el dispersor del atomizador y las partículas secas colisionan contra las partículas mojadas para formar otras de mayor tamaño. Por la emisión de los filtros, esta técnica puede dar al producto una elevada relación de solución, mejores propiedades de fluides y menor pulverización. Puede alcanzarse un mayor grado de aglomeración haciendo pasar el polvo a través de una unidad de separación instantánea.

La mayoría de los polvos necesitan refrigerarse antes de ser encaquetados, para evitar deterioros o cocciones en los paquetes o dejar que uno de los componentes se mute a una fase más estable, esto puede verificarse haciendo que entre aire frío por la parte inferior de la cámara o bien conduciendo los polvos neumáticamente, también puede utilizarse un sistema de conducción neumática cuando el equipo de manipulación del producto queda lejos del secador aspersor.

D. INSTRUMENTACION

La mayor parte de los secadores aspersores, especialmente en plantas piloto, se operan manualmente y la única instrumentación necesaria es para indicar las temperaturas del aire de entrada y de salida, el grado de fluidez del aire y el rendimiento del atomizador. El rendimiento del atomizador se presenta como presión de alimentación en secadores por toberas y como corriente de atomización para secadores de disco.

El control automático de las temperaturas de entrada y de salida de aire y la provisión de las señales de alarma, permiten al secador aspersor con el mínimo de atención, un hombre basta para operar el secador, a la vez que podrá ocuparse de algunas operaciones de alimentación o de manipulación del producto.

Pueden incorporarse además otros detalles; tales como el lavado automático de la línea de alimentación y el cambio de alimentación por agua en caso de avería, la protección automática

de las bolsas a las interrupciones de emergencia.

Se desarrollan ahora los sistemas de control por computadora para los secadores aspersores que continuamente dirigirán el contenido de la mezcla, el grado de fluidez y la densidad de la pasta y utilización de los datos de optimización de las condiciones de secado. Los problemas radican principalmente en el desarrollo de los equipos de mando para un modelo matemático exacto en el proceso de secado por aspersión.

E. VENTAJAS E INCONVENIENTES

Hay muchos factores que deben tenerse en cuenta al momento de seleccionar un tipo de secador para determinado material, algunas ventajas que ofrece el secado por aspersión y que lo han llevado a su uso generalizado.

Comparado con los secadores por colada, el secado por aspersión ofrece claras ventajas de economía, de energía humana y eliminación de toda manipulación del producto, conduce a una mejora en las condiciones de trabajo y mayor obtención de producto.

La calidad del producto es más consistente como resultado del proceso continuo, debido al rápido grado de secado y la baja temperatura a que se somete el producto, el secado por aspersión es apropiado para una amplia gama de materiales, entre ellos los que sean sensibles al calor, que no puedan secarse económicamente de otra forma, aunque puede obtenerse a menudo un polvo de gran densidad por molienda de un producto procedente de otro tipo de secado, solamente el secado por aspersión produce partículas esféricas, lo que proporciona un atractivo producto, con propiedades de fluidez muy mejoradas esto ilustra como el secado por aspersión, algunas veces elimina otras etapas de un proceso tal como filtración o reducción de tamaños.

Otro aspecto es producir partículas con un recubrimiento

superficial, si se hace la suspensión de un material insoluble en una solución, la partícula del secado aspersor se recubre con el soluto seco; este método se utiliza para recubrir productos farmacéuticos con un agente de unión antes de proceder a la conformación de tabletas, pigmentos o rellenos con un agente activo superficial para ayudar a la dispersión.

También puede obtenerse un recubrimiento inyectando polvo fino, sílice, almidón o talco, dentro de la cámara de secado de forma que todo se adhiera a la superficie de las gotas, esto es un desarrollo de una técnica ya establecida para mejorar las propiedades de fluidez de polvos mezclados con un aditivo apropiado, pero el secador elimina la necesidad de un equipo especial de mezclado y normalmente es la única forma de producir un material muy adhesivo. Si la composición de un polvo que contenga diversos componentes debe mantenerse constante dentro de estrechos límites, la aspersión del secado de una pasta de componentes producirá un polvo más fino y uniforme que por mezclado seco.

Pueden diseñarse plantas multiproducto que incorporen los aspectos que permitan la rápida velocidad de separación de productos.

El costo inicial de un secador por aspersión es relativamente elevado si se compará con otros secadores de tipo continuo pero esta diferencia se reduce ya que la capacidad total de la planta aumenta. La eficiencia técnica de la planta de secado es normalmente menor que en otros procedimientos de secado, de forma que los costos de energía y combustible deben considerarse frente al gran ahorro de mano de obra en este tipo de secado.

Existen pérdidas del material en los gases de salida, lo cual obliga a instalar equipos de recuperación, sobre todo en los casos de secado de materiales costosos.

CAPITULO IV

SECADO POR ASPERSION

IV. SECADO POR ASPERSION

A. HISTORIA

En los primeros secadores por aspersión el aire se calentaba con vapor de agua a baja presión. Si el aire de entrada tiene baja temperatura, los costos de operación restringen su aplicación a materiales que necesitan bastante calor, se aplico mucho a materiales sensibles al calor que no podian secarse en otra forma. La demanda de grandes cantidades de leche y hnevos en polvo durante la segunda guerra mundial, condujo a mejorar los aspectos de la atomización y los métodos de la calefacción del aire. Se encontro por ejemplo, que la inyección de aire caliente directamente no altera el sabor de estos productos y permite operar a temperaturas del aire más elevadas y por consiguiente más económicas.

El desarrollo de los polvos para lavar a base de detergentes sintéticos en los años cuarenta, incremento el uso de los secadores por aspersión, con equipos mejorados y técnicas más precisas, este tipo de secado se ha convertido en la técnica más aceptada en la química de los colorantes, plásticos, cerámica, farmacia e industria metalúrgica.

B. CARACTERISTICAS DEL SECADO DE ESPREAS

1. El secado de espreas es una operación de un sólo paso de alimentación líquida a producto seco, generalmente tiene pasos de alimentación con precipitación o cristalización, filtración, molienda, clasificación y quizás bombeo adicional, almacenaje y operaciones de recolección de polvos asociados con ello.

2. El proceso es continuo, aunque puede operar con alimentación de un proceso discontinuo anterior.

3. Los costos de mantenimiento son bajos porque hay pocas partes en movimiento y la operación es limpia.

4. Los costos de mano de obra son bajos porque sólo requiere un operador, aún en grandes instalaciones, porque la evaporación es hecha bajo un vacío ligero, es fácil de guardar el equipo y limpiar el área.

5. La corrosión es reducida o prevenida porque el material no está en contacto con la superficie del equipo, la selección permite los bajos costos de los materiales de construcción.

6. En diseños en contracorrientes, las temperaturas de superficie son bajas excepto en los gases calientes de entrada porque la evaporación rápida enfría el gas hasta la temperatura de salida, esta forma más amplia, restringe la selección del equipo.

7. Muchos materiales son secados por esparcido para uniformizar partículas esféricas, estas características hacen que el material sea comparado con el flujo de polvo de otro equipo de procesamiento. También para algunos procesos hay un pequeño porcentaje de material rechazado o removido.

8. La porosidad de las partículas junto con el tamaño, hace que las densidades sean más bajas, que de otros métodos de procesamiento.

9. El producto generalmente tiene alta solubilidad y velocidades de reacción, debido a su tamaño uniforme y partículas generalmente porosas.

10. El secado es rápido, especialmente con flujo a contracorriente, las partículas en la zona de secado caliente son húmedas, mantenidas por evaporación aproximadamente a la temperatura de bulbo húmedo.

11. La alta pureza que se puede alcanzar recogiendo las sustancias usadas minimizándolas.

12. El secado es un proceso llevado por aire, por lo tanto hay muy bajo sostenimiento de material en el equipo.

13. Es posible para materiales de enfriamiento rápido, también en secadores o ductos de transporte, que después produce la separación del vapor de aire de secado, estos materiales muy sensibles al calor pueden protegerse.

14. Es posible también para materiales recubiertos en los procesos de secado, Encapsulando volátiles o sustancias sensibles al calor prolongando su vida útil o permite retrasar el uso de reactivos.

15. La designación de un secador de espumas para una aplicación específica puede usarse para un gran número de otros materiales.

16. Es posible para regular las variables de operación controlar las calidades del producto. Por ejemplo, la humedad final puede variarse del veinte al cero punto dos por ciento dependiendo del material y los requerimientos de operación, la densidad de masa variará por regulación de temperatura, el tamaño de partícula varía por cambio de atomización.

17. El equipo puede arrancarse pronto por la naturaleza de la operación y la ausencia de material contenido.

18. El secado de espumas puede adaptarse a un ciclo cerrado, operando con gas inerte o solvente sobrecalentado como medio de secado, esto es posible para recobrar solventes, para reducir peligros de explosión o materiales secos afectados por oxígeno.

C. PRINCIPIO DEL SECADO

1. Variaciones de la alimentación, está puede ser una emulsión o una pasta, en efecto, muchos materiales pueden bombearse para secarse por esparado incluyendo pastas y geles.

Cuando la alimentación es homogénea (baja viscosidad, gran dispersión, polvo fino) y tiene un alto contenido de sólidos el bombeo es más eficiente y por lo tanto se reducen los costos de operación, esto significa que los pasos que presiden al secado se reducen.

2. La eliminación de la humedad se clasifica como libre, interna y de combinación química.

La humedad libre es la que está sobre la superficie o puede difundirse rápidamente a la superficie para mantener la velocidad de secado. Durante este período, el calor sensible es perdido por el aire y es igual al calor latente requerido por el líquido evaporado y la partícula está aproximadamente a la temperatura de bulbo húmedo.

En el contenido crítico de humedad, el sistema entra a un período decreciente de velocidad de secado, en la cual se elimina mucha humedad que tienen las partículas semisecas. Los gradientes de temperatura y de humedad son las variables dominantes, la temperatura sube hasta cerca de la temperatura de bulbo húmedo de acuerdo al manejo de la humedad interna de la interfase del material.

La eliminación de humedad del límite químico (tal como agua de cristalización) requiere de altas temperaturas, por esta u otras razones, se necesita completarlo en un segundo secado. Las sustancias que secan más fácilmente permiten mayores diferencias de temperaturas entre la entrada y la salida del secado obteniendo una mayor economía del combustible.

En la cámara el secado se hace antes de que la partícula choque en las paredes de la cámara para prevenir su adherencia.

D. EL PROCESO

En el proceso de secado por aspersión, el material de alimentación puede variar desde una solución móvil hasta una pasta densa. Atomizando esta alimentación en un aspersor y mezclando el resultado con una corriente de aire caliente, se alcanzan altos grados de transferencia de masa y calor, y después de un tiempo de retención según sea el material, que puede oscilar entre 15 y 40 segundos, el polvo seco se separa de la corriente de aire. Esto se presenta esquemáticamente en la figura IV-1

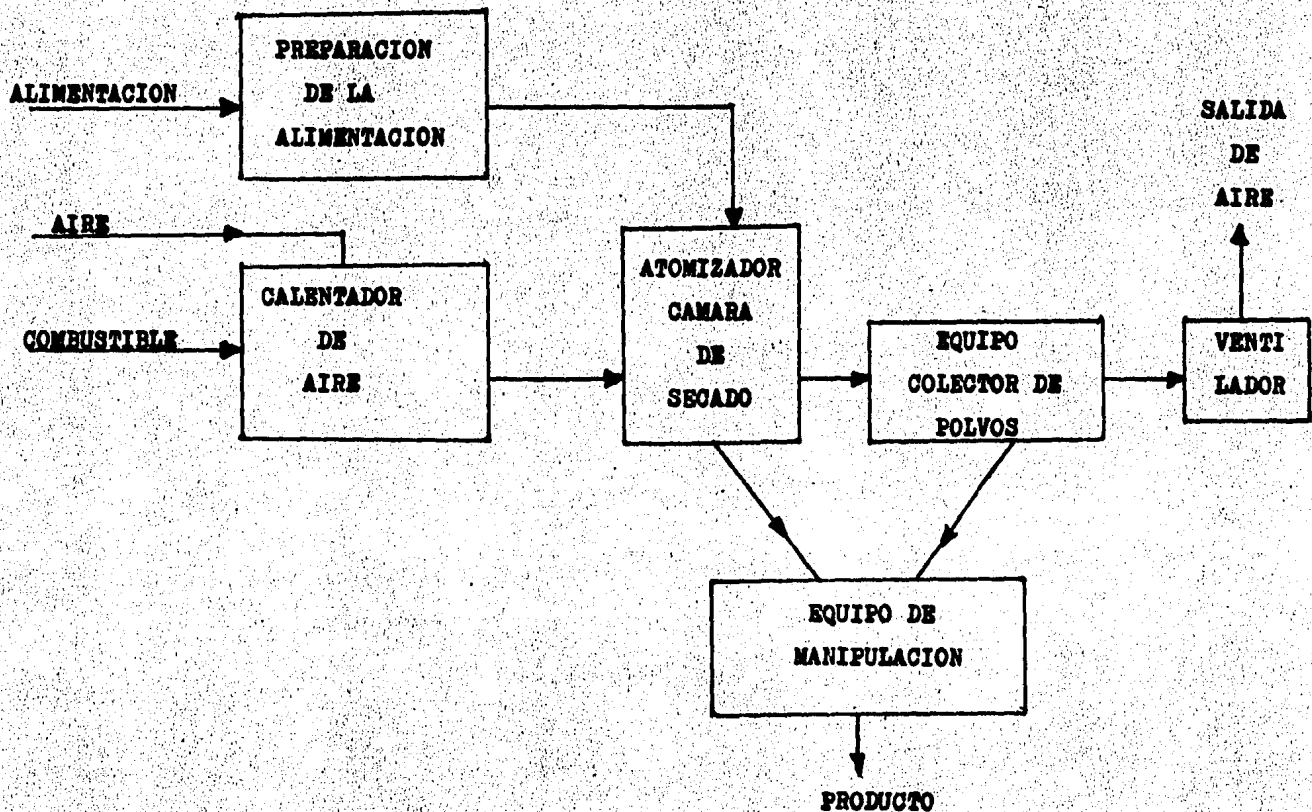


Fig. IV-1 Diagrama de bloques de una planta de secado por aspersión

Aunque la mayor parte de las instalaciones de secado por aspersión se ajustan a este esquema, la conformación de la cámara y el tipo del equipo subordinado pueden variar considerablemente.

Como las gotas permanecen suspendidas en el aire durante el secado, mantienen su forma inicial que proporciona a las partículas esféricas. Las partículas no necesariamente mantienen su forma constante, debido a que la extracción de la mezcla puede romperlas o si la mezcla dentro de la gota vaporiza más rápido de lo que tarda en difundirse hacia la superficie, las gotas se expanden para formar esferas huecas, a veces con agujero de escape del vapor.

Aunque un polvo de esferas tiene una densidad de pasta menor a menudo habrá mejor dispersión y relación de solución que en un polvo que se componga de esferas sólidas.

El rápido grado de secado hace que las partículas permanezcan próximas a la temperatura de bulbo húmedo, aunque la temperatura del aire circundante sea mayor, de forma que los materiales sensibles al calor, tales como materias primas para alimentación y productos farmacéuticos, puedan secarse sucesivamente sin pérdidas de sabor o de actividad.

La optimización de una operación de secado por aspersión, en términos de economía y calidad de producto, requiere conocer como influyen las condiciones de operación y las propiedades de la alimentación en el comportamiento de las gotas dentro de la cámara de secado. La importancia relativa de las variables y la forma como están relacionadas entre sí dependen del tipo de material que se esté secando, a pesar del progreso llevado a cabo en los últimos años, el más aconsejable método de optimización consiste en desarrollar pruebas sucesivas en un secador bastante grande para reproducir las condiciones industriales con exactitud.

E. BASES DE CALCULO

La división de un producto en gotas más o menos finas originan una gran superficie de transferencia de materia, la división y las dimensiones de las gotas no sólo son elementos importantes para la consecución del secado, también es importante la granulación y las propiedades de los productos acabados. En función de lo anterior se han diferenciado tres clases de dispositivos de pulverización que son:

1. Pulverizadores de fuerza centrífuga. Están constituidos por un disco o una rueda de pulverización cuya velocidad determina el grado de pulverización del producto. Se utilizan discos cuyo diámetro va de 50 mm hasta 350 mm. Las velocidades de rotación están comprendidas entre 4000 y 15000 revoluciones por minuto, dependiendo de la clase del producto y el grado de pulverización deseado.

Los pulverizadores de fuerza centrífuga se adaptan a productos en suspensión y a pastas susceptibles de corroer las toberas o de obturarlas. La figura IV-2 muestra diferentes clases de pulverizadores de fuerza centrífuga.

2. Pulverizadores rápidos

2.1. Pulverizadores de aire comprimido. La tobera de doble inyección de materia, pulveriza el producto mojado bajo la acción de un producto gaseoso. En la técnica del secado se distinguen la tobera de pulverización exterior (figura IV-3a) y la tobera de pulverización interior (figura IV-3b). Pese a la ventaja que presentan de funcionar a baja presión del gas, no ha podido imponerse en el secado, pues la bruma de aerosol que sale del amplio orificio de la tobera es poco homogénea.

En las toberas de pulverización exterior, el poder separador deriva del que el flujo líquido no resiste la aceleración cuando lo arrastra la corriente de aire que sale de la tobera a una

velocidad de 100 a 200 m/s. El hilo de líquido se disgrega en partículas finas que mezcladas con el aire de pulverización forman una bruma de aerosol. El líquido no debe llegar a la tobera a sobrepresión,, sino más bien a una ligera presión a fin de evitar una sobrecarga, por consiguiente, una dispersión insuficiente.

La medida de la presión en el tubo del líquido permite controlar la calidad de la pulverización, dado el caso, ajustarlas. Nukijama y Tanasawa dieron una fórmula empírica para determinar de antemano el grosor de partículas medias para una pulverización en una corriente de gas a gran velocidad.

$$D_m = \frac{589\sqrt{\sigma}}{\alpha\sqrt{\rho_l}} + 597 \left(\frac{\eta}{\sqrt{\sigma \cdot \rho_l}} \right)^{.45} \left(\frac{1000 \cdot V_l}{V_g} \right)^{1.5} \quad (1)$$

D_m = grosor medio de las gotas (μm)

σ = tensión superficial (din/cm)

α = velocidad relativa del gas con respecto al líquido (m/s)

ρ_l = densidad del líquido (g/cm^3)

η = viscosidad dinámica del líquido (g/cm s)

V_l = volumen del líquido/unidad de tiempo (lt/h)

V_g = volumen del gas / unidad de tiempo (lt/h)

La tobera Kirschbaum reúne los principios de pulverización interior y exterior (figura IV-3c). El líquido que se desliza en el espacio anular es arrastrado en primer lugar por la corriente de aire central de la tobera media, para ser repartido después por una corriente de aire secundaria concéntrica. Esta disposición permite trabajar con una reducida presión de gas como en el caso de la pulverización interior. La tobera que se adapta al trabajo de las materias muy fluidas suministra un producto que tiene la ventaja de contar con una proporción poco importante de polvo.

2.2. Pulverizador para pastas (figura IV-3d). La pasta se prensa por medio del tornillo sin fin "a" en la tobera de hendidura circular "b", de donde sale en forma de cilindro hueco. Se lleva vapor o aire comprimido al canal circular "c" uno u otro se insuflan contra la arista "d"; la pasta se pulveriza así en una sombrilla de bruma en forma de pantalla. Como consecuencia de la rotación de la parte cilíndrica exterior de la tobera, de hendidura circular, se obtiene una salida regular de la pasta sobre toda la periferia de la tobera

3. Pulverizadores bajo presión

Este aparato pulveriza por la sola presión del líquido, obtenida con bombas de pistón. La forma del chorro depende no sólo de la presión, sino también del orificio de la tobera. Se emplean presiones de 30 atmósferas a 70 atmósferas y aberturas de toberas de 0.3 a 4 milímetros de diámetro. La tobera que funciona a presión entrega partículas de materia más gruesas que las toberas de las dos clases antes mencionadas. Pero la banda granulométrica es muy estrecha, el producto acabado presenta gran regularidad. De todas las instalaciones de pulverización la tobera a presión es la menos onerosa.. Sin embargo, está sometida a un desgaste rápido por erosión; por ello los refuerzos de los orificios deben ser de estelita o piedras sintéticas, safiro y otros.

El suministro de las toberas de doble inyección de materia es limitado. En la práctica, 100 litros por hora representa la potencia máxima que se puede alcanzar con una tobera. En las grandes instalaciones, deben, pues, proyectarse en gran número. Con pulverizadores de fuerza centrífuga se consiguen suministros de 6000 litros por hora y con toberas a alta presión de 4500 litros por hora.

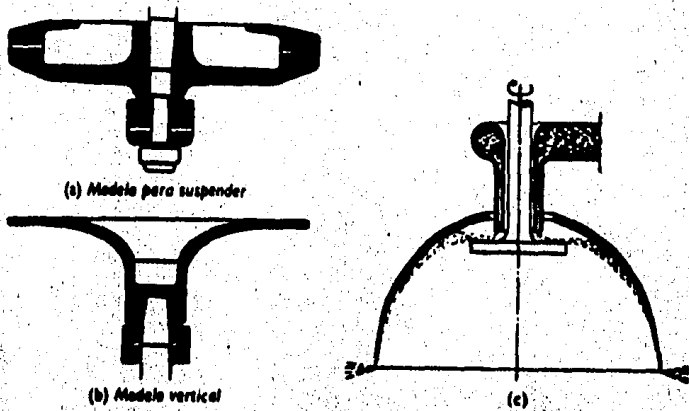


Fig. IV-2 Pulverizadores de fuerza centrifuga. a y b construcción Krauss-Lurgi; c, construcción de la sociedad de evaporadores Kestner.

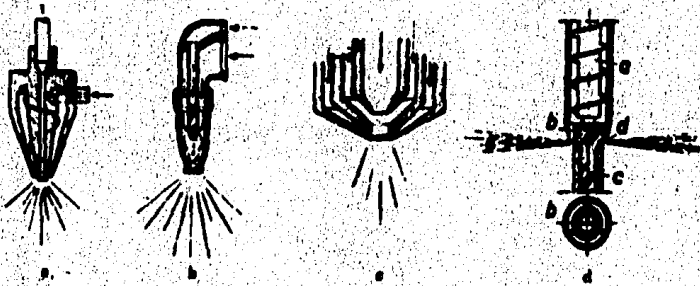


Fig. IV-3 Toberas para dos materias: — Gas — Líquido. a, tobera de pulverización exterior; b, tobera de pulverización interior; c, tobera de Kirschbaum (según Chem. Ing. Techn.,)

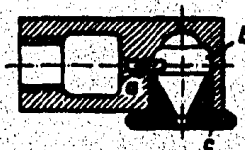


Fig. IV-4 Pulverizadores a presión. a, entrada tangencial en la cámara de tubulencia; b y c, dispositivo de entrada.

4. Aumento de la superficie

Suponiendo que todas las gotas producidas por la pulverización de un litro de líquido sean de las mismas dimensiones, puede calcularse fácilmente la superficie, mediante la fórmula:

$$A_e = \frac{6000}{d} \quad (2)$$

A_e = superficie específica (m^2/lt)
 d = diámetro de las gotas (μm)

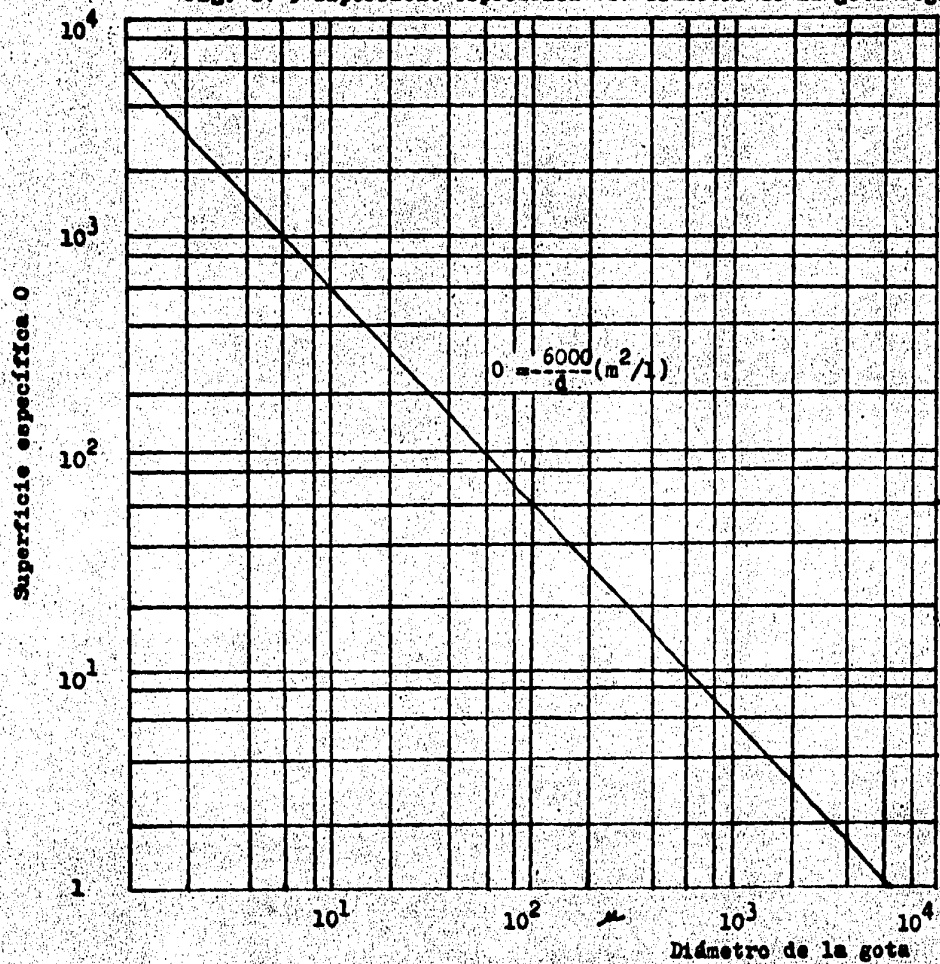
Esta relación se representa en la figura IV-5 para un diámetro de las gotas de 100 micras se obtiene una superficie de 60 metros cuadrados por litro y cuando este diámetro sólo es de una micra el valor de la superficie alcanza 6000 metros cuadrados por litro

Estos valores tan altos de las superficies de transferencia de materia explican el elevado rendimiento del secador de pulverización en el que el tiempo de secado no rebasa normalmente 30 segundos en total.

5. Tiempo de secado

Los desplazamientos relativos de las partículas (disminución de masa y contracción), así como las condiciones que determinan la transferencia de calor y materia en la superficie de los granos (enfriamiento del fluido caliente que se enriquece en humedad), varían en el curso del secado. Además, desde el principio hay gotas de diferentes grosores. Por ello es imposible calcular con cierta precisión las condiciones de secado cada vez que se presentan materias higroscópicas en las que la velocidad de secado se determina por las mismas propiedades del producto. Así, con vistas a una simplificación se hacen las siguientes hipótesis: hemos supuesto en particular, que la transferencia de materia se efectuaba por la superficie húmeda. El calor radiante que pasa de la pared de los tubos a las partículas

Fig. IV-5 Superficie específica vs. diámetro de la gota según Kirschbaum



y del gas " estas mismas partículas es despreciable, lo mismo que los eventuales fenómenos de contracción.

Partiendo de los coeficientes de transferencia de calor, puede calcularse la velocidad de la transferencia de materia. Para la transmisión de calor a partículas esféricas puede aplicarse la relación.

$$Nu = \frac{a \cdot dp}{\lambda} = 2 + K \cdot Pr^{1/3} \cdot Re^{1/2} \quad (3)$$

Nu = Velocidad de la transferencia de materia (Nusselt)

a = coeficiente de transferencia de calor (kcal/ m² h gr)

dp = diámetro de la partícula (μm)

λ = conductividad calorífica (kcal/m h gr)

Pr = número de Prandtl (adimensional)

Re = número de Reynolds (adimensional)

En el recinto del secador de pulverización, sólo se presentan números pequeños de "K", "Pr" y "Re", de forma que puede hacerse:

Nu = 2, de donde se deduce

$$a = 2 \frac{\lambda}{dp} \quad (4)$$

Con λ = 0.025 kcal/ m h gr se obtiene, para diferentes diámetros de esferas los valores siguientes de "a".

dp (μm)	a (kcal/ m h gr)
1	50000
10	5000
100	500

El tiempo de secado se obtiene por la fórmula.

$$\int_{X_w}^{X_c} G_s \frac{L_v}{a \cdot A_s \cdot \Delta t} dX \quad (5)$$

En numerosos casos la sustancia seca forma una especie de esqueleto portador en la superficie de las gotas de forma que el diámetro y la superficie de éstas puedan considerarse constantes. La capa exterior se fija inmediatamente, el diámetro permanece constante mientras la gota se deseca en una esfera hueca. Se obtienen así gotas huecas con las soluciones acuosas de jabón, gelatina y polímeros solubles en el agua; la película delgada y tenaz que se forma se dilata bajo la influencia de la vaporización del líquido interior. Si la envoltura se endurece, impide que la humedad del interior llegue a la superficie.

Como para los problemas de intercambio de calor, se calcula, partiendo del estado inicial y del estado final, una diferencia de temperatura media logarítmica $(\Delta t)_m$. Para una temperatura superficial dada, por ejemplo la temperatura límite de enfriamiento (t_k) en el caso de la evaporación superficial, se tiene:

$$(\Delta t)_m = \frac{t_s - t_w}{\ln \frac{t_s - t_k}{t_w - t_k}} \quad (6)$$

La elección de las temperaturas de entrada y salida del gas se determina por la sensibilidad del producto al calor y por el agente de calentamiento utilizado. Por razones de orden económico la temperatura de entrada debe ser lo más alta posible y la temperatura de salida lo más baja posible.

La solución de la fórmula (5) para el tiempo de secado se obtiene como sigue:

$$\theta = G_s \frac{I_v}{a \cdot A_s \cdot (\Delta t)_m} (X_s - X_w) \quad (7)$$

Cons:

$$a = 2 \frac{\lambda}{d_p} \quad G_s = \frac{d_p^3 \pi}{6} \rho_s \quad \text{y } A_s = \pi d_p^2$$

Se obtiene:

$$\theta = \frac{d_p^2 \cdot \rho_s \cdot L_v}{12 \lambda (\Delta t)_m} (X_{cs} - X_w) \quad (8)$$

En general es más cómodo emplear la densidad del producto líquido en lugar de ρ_s . Con:

$$\rho_s = \frac{\rho_p}{(1+X)} \quad (9)$$

Se obtiene:

$$\theta = \frac{d_p^2 \cdot \rho_{ps} \cdot L_v}{12 \lambda (\Delta t)_m} \frac{X_{cs} - X_w}{1 + X_{cs}} \quad (10)$$

A menudo resulta interesante introducir, en lugar del gradiente de temperatura, un valor medio logarítmico $(\Delta x)_m$ del gradiente de la humedad. De las relaciones.

$$a \cdot (\Delta t)_m = \sigma \cdot (\Delta x)_m \cdot L_v \quad (11)$$

y

$$\sigma = \frac{a}{k \cdot C_p} = \frac{2 \lambda}{d_p \cdot k \cdot C_p} \quad (12)$$

se obtiene:

$$(\Delta t)_m = (\Delta x)_m \frac{L_v}{k \cdot C_p} = (\Delta x)_m \frac{L_v}{0.9 \cdot C_p} \quad (13)$$

En la práctica el número de Lewis puede tomarse $k = 0.9$

La ecuación (10) puede escribirse:

$$\theta = 0.075 \frac{d_p^2}{\lambda (\Delta x)_m} \cdot C_{ps} \cdot \rho_{ps} \frac{X_{cs} - X_w}{1 + X_{cs}} \quad (14)$$

En la práctica se pueden adoptar los valores siguientes, válidos para el aire a una temperatura de 100°C ;

$$\lambda = 0.027 \text{ kcal/m h gr};$$

$$C_{ps} = 0.241 \text{ kcal/kg gr};$$

$$\rho_{p_{ac}} = 1260 \text{ kg/m}^3;$$

$$X_{ac} - X_w = 0.95$$

$$1 - X_{ac} = 2$$

Sustituyendo los valores en la ecuación (14) se tiene;

$$\theta = 400 \frac{d^2}{(\Delta x)_m} \quad (15)$$

En la que el diámetro de la gota (d_p) se expresa en metros y el tiempo en horas.

La figura IV-6 representa esta sencilla relación para diferentes diámetros de gotas, esto demuestra la facilidad en que el tiempo de secado aumenta con el diámetro de las gotas, en otras palabras, de la influencia decisiva ejercida por el grado de pulverización sobre el tiempo de secado.

En el caso en que el diámetro de la gota disminuye bajo el efecto de una contracción, se debe de tener en cuenta la variación de la superficie. Suponiendo una contracción ideal (disminución de volumen del cuerpo = volumen del líquido evaporado) es válida la siguiente ecuación diferencial:

$$-d \left(\frac{d_p^3 \pi}{6} \right) \rho_l = \frac{a \cdot d_p^2 \pi}{L_v} (\Delta t)_m \cdot d\theta \quad (16)$$

El tiempo de secado (θ) se obtiene como sigue:

$$\theta = \int_w^\infty \frac{L_v \pi \rho_l \cdot 3 d_p^2}{6 a d_p^2 \pi (\Delta t)_m} d(d_p) \quad (17)$$

Con; $a = \frac{2 \lambda}{d_p}$ se tiene:

$$\theta = \frac{L_v \cdot \rho_l}{4 \lambda (\Delta t)_m} \int_w^\infty d(d_p) = \frac{L_v \cdot \rho_l (d_w^2 - d_p^2)}{8 \lambda (\Delta t)_m} \quad (18)$$

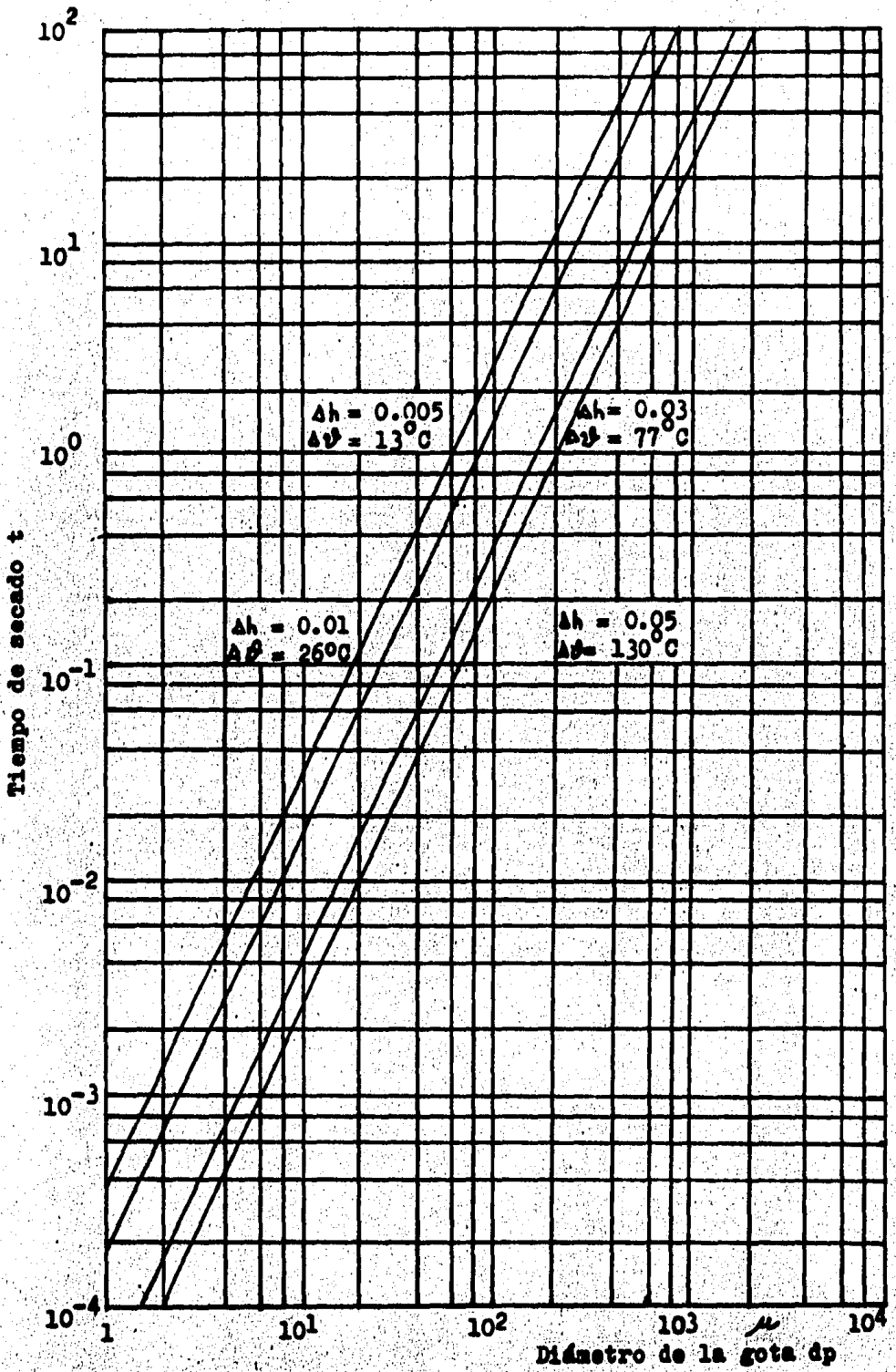


Fig. IV-6 Tiempo de secado vs. diámetro de la gota según Kirschbaum

Utilizando el gradiente de humedad $(\Delta x)_m$ se obtiene;

$$\theta = \frac{k \cdot C_p \cdot \rho_l \left(d_{p\pi}^2 - d_{p\omega}^2 \right)}{8 \lambda (\Delta x)_m} \quad (19)$$

expresión en la que ρ_l = densidad del líquido evaporado.

5. Dimensiones del recinto de secado

En el secado por pulverización, el secado y el movimiento de las partículas varían en recíproca dependencia. En lo que respecta a la velocidad de las gotas, deben distinguirse dos regiones: la región de la tobera y la región de la caída. La región de la tobera es el lugar de grandes velocidades y, por consiguiente, de relaciones favorables para la transferencia de materia. Sin embargo, como consecuencia del tiempo de permanencia extremadamente corto de las gotas en el chorro de la tobera, sólo las gotas más finas abandonan cantidades considerables de líquido; para las gotas más gruesas, el fenómeno de secado propiamente dicho comienza sólo después del momento en que han abandonado el chorro de la tobera para penetrar en lo que se llama región de caída. Dado que la cámara de secado debe establecerse sobre la base de las condiciones más desfavorables, se debe limitar a la región de la caída.

Se considerarán gotas de diámetro constante y gotas de diámetro variable.

La velocidad de una gota en una corriente de gas vertical se compone de dos partes: la velocidad de caída (W_s) en un medio desecante que se supone en reposo y la velocidad del medio desecante propiamente dicho:

$$\frac{dl}{dt} = \frac{d_p^2 (\rho_{p\pi} - \rho_g) g}{18 \eta \cdot 9.81} + \bar{W}_g \quad (20)$$

donde;

ρ_p = densidad de la gota (kg/ m³)

ρ_g = densidad del medio secante (kg/ m³)

η = viscosidad dinámica (kg/ m s)

La primera expresión es la velocidad media del gas (\bar{W}_g) en que W_g designa la velocidad de caída.

En los dos casos citados, la velocidad de caída de la gota se hace más pequeña en el curso del secado, aunque el diámetro permanece constante, la densidad ρ_p disminuye; en el caso de una gota contráctil, la densidad ρ_p conserva el mismo valor, pero la velocidad de caída disminuye con el cuadrado del diámetro de la gota.

La longitud del secador correspondiente a la dirección del desplazamiento de las gotas no debe ser inferior al recorrido de secado seguido por las gotas más gruesas.

$$dl = \frac{dl}{d\phi} d\phi = \left(\frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g) g}{18 \cdot \eta \cdot 9.81} - \bar{W}_g \right) d\phi \quad (21)$$

En el caso del diámetro decreciente de las gotas, se obtiene, a partir de la ecuación (18).

$$d\phi = - \frac{\rho_l \cdot L_v}{4\lambda \cdot (\Delta t)_m} dp \, d(dp) \quad (22)$$

despreciando ρ_g de la ecuación (20) se tiene en la región de caída;

$$dl = - \frac{\rho_l \cdot L_v}{4\lambda \cdot (\Delta t)_m} \left[\frac{dp^2 \cdot \rho_p \cdot g}{18 \cdot \eta \cdot 9.81} + \bar{W}_g \right] dp \, d(dp) \quad (23)$$

$$l = \frac{\rho_l \cdot L_v}{8 \cdot \lambda \cdot (\Delta t)_m} \left[\frac{\rho_p \cdot g}{36 \eta \cdot 9.81} (d_p^4 - d_{pw}^4) + \bar{W}_g (d_p^2 - d_{pw}^2) \right] \quad (24)$$

El diámetro de la cámara de secado está dado por la ecuación;

$$D = \sqrt{\frac{V \cdot 4}{\lambda \cdot \eta}} \quad (25)$$

Para el volumen V de la cámara de secado (m^3) y si L designa el suministro de aire (kg/s), es válida la siguiente igualdad:

$$V = \frac{L}{\rho_g} \theta \quad 26$$

Con:

$$L = \frac{\dot{G}_s (X_w - X_\alpha)}{X_w - X_\alpha} \quad 27$$

se obtiene:

$$V = \frac{\dot{G}_s (X_\alpha - X_w)}{\rho_g (X_w - X_\alpha)} \quad 28$$

F. CONSTRUCCION Y EMPLEO

En los secadores de pulverización, la forma de la cámara obedece evidentemente a ciertas condiciones particulares. El producto que debe secarse se presenta en forma de gotas y se desplaza a la cámara sin que lo guíen elementos de construcción fijos. Antes de que se seque el producto totalmente no debe estar en contacto con ninguna pared, pues se depositaría en ella en espesa costra. Las dimensiones del secador dependen del producto a secar, de la dimensión de las gotas y de las condiciones del espreado. No es posible modificar a voluntad la temperatura del medio de secado y, por consiguiente, los tiempos de secado.

La operación de un secador está determinada en primer lugar por el modo de pulverización. La pulverización por teberas exige una torre elevada, mientras que la pulverización por discos necesita un gran diámetro.

La circulación del aire y del producto pueden efectuarse en corriente del mismo sentido o contracorriente, o bien por combinación de ambos procedimientos. En la pulverización por discos se utiliza en general a contracorriente.

El aire de secado se introduce por becas dispuestas tangencialmente, lo que permite obtener un recorrido helicoidal. De este modo se consiguen velocidades del aire de 10 a 15 veces mayores que con un simple desplazamiento longitudinal. Cuando, en razón de las propiedades particulares de un producto, es preciso evitar la formación de torbellinos de aire, se adoptan ciertos dispositivos que aseguran una distribución uniforme del aire sobre toda la sección transversal de la torre.

Con corriente paralela se obtiene un secado bueno. A contracorriente se emplea en los pequeños secaderos que deben trabajar con una pulverización muy fina. Interviene entonces una decantación de la bruma, las gotas más gruesas siguen la acción de la gravedad mientras que las más finas son arrastradas por el aire. En el último caso, la fuerza de arrastre debida al rozamiento es más importante que la gravedad. El secado de las gotas gruesas prosigue en contracorriente, el de las finas en corriente del mismo sentido.

Si partimos del punto de vista de la economía del calor, la contracorriente es preferible a la corriente paralela. Si, pese a ello, el procedimiento de corriente del mismo sentido se utiliza con frecuencia se debe a que el comportamiento del producto que debe secarse desempeña un papel preponderante. Se le emplea en particular para las materias sensibles a la acción de la temperatura, pese a las manifiestas ventajas de la contracorriente. A veces se adopta una circulación de aire que permite que el secadero trabaje en parte en corriente paralela y en parte en contracorriente.

Kirschbaum indica un procedimiento con el cual los productos sensibles a la temperatura pueden también secarse, al menos en parte, en contracorriente y con todas las precauciones necesarias.

Según la figura IV-7, al aire fresco se mezcla con el aire de la circulación que sale por la parte inferior de la cámara de secado y lleva el polvo arrastrado a un ciclón o un filtro de tela. "El aire de mezcla" recalentado se introduce en la torre de secado en un punto que se encuentra entre el dispositivo de carga del producto y salida del polvo. El aire de circulación se dirige hacia abajo de tal forma que el producto seco abandona la torre en el punto en que se desliza el aire de circulación enfriado. Una parte del aire de mezcla recalentado se aspira, hacia la parte superior de la cámara de secado donde el líquido se pulveriza. Dado que el aire de salida está en contacto con un producto higroscópico, tiende hacia la saturación, lo que tiene por consecuencia un consumo de calor favorable. Este procedimiento aprovecha, las ventajas de la contracorriente paralela.

El producto seco puede extraerse al mismo tiempo que el aire de salida o por separado, figura (IV-8 AB).

La eliminación simultánea con ayuda de fondos cónicos no presenta dificultad. Si, por razones de economía de espacio, se utiliza un fondo plano, deben preverse los dispositivos de raspado apropiado, mecánicos o neumáticos. Los raspadores neumáticos son mejores cuando el producto acabado debe enfriarse con vistas a un nuevo tratamiento o almacenamiento.

La figura IV-8 B muestra diferentes posibilidades de separación de los gases usados y del producto.

Las materias que se adhieren con facilidad a las paredes de la cámara de secado y forman costra pueden eliminarse mediante medidas especiales. De este modo, en un secador de pulverización, en el que la entrada y salida del aire, así como el disco pulverizador, están dispuestos en la parte superior, y el dispositivo de extracción del producto en la parte inferior, se introduce por abajo una corriente de aire frío dirigida hacia arriba, para enfriar en contracorriente la materia que cae.

En un procedimiento ideado por Gauvin, el calor necesario para la vaporización se transmite, no sólo por convección, sino también por radiación de las paredes de la torre de pulverización calentadas mediante gases de combustión a 600-700°C. En la cámara de secado puede procederse también directamente a una transformación térmica (una pirólisis por ejemplo).

Recientemente, el secado por pulverización ha alcanzado gran interés en la fabricación de productos granulados. Se obtienen así clases especiales de lejías en forma de esferas huecas exentas de polvo, fácilmente desificables, susceptibles de chorro y solubles en el agua.

Algunos ejemplos de construcción, explican mejor el modo de funcionamiento y el campo de aplicación de los secaderos de pulverización.

En la figura IV-9 muestra un ejemplo característico de una circulación de corriente paralela. El medio de secado se aspira a través del filtro "a" y el recalentador "b", mediante el ventilador "c"; después de haber cruzado la parte superior especialmente dispuesta de la torre de secado, penetra en la cámara de pulverización en forma de dos corrientes parciales concéntricas y que se regulan por separado. Gracias a esto, se consigue una distribución regular en las zonas central y marginal de la gran sección transversal de la cámara. Además se suspende la formación de costras porque el medio de secado que gira en torbellinos arrastra el producto pulverizado, hasta el punto de que ninguna partícula llega húmeda a la pared de la torre. Para los productos que necesitan un tratamiento especial esta pared se diseña con una envoltura de refrigeración. La instalación puede trabajar con toberas y con discos. Las exigencias a la que está sometido el producto final determinan la elección. Puede obtenerse material para una potencia de 20 a 30 000 kg/h de agua vaporizada. El polvo en estado seco llega con el agente secador al separador centrífugo "d".

En el secador de pulverización de la figura IV-10 se han dispuesto varias toberas de Kirschbaum en la parte superior de la cámara, ésta es de forma alargada a fin de asegurar, gracias a un ángulo de secado con respecto a su longitud, la distribución regular del aire no presenta ninguna dificultad, lo que evita también la adherencia de las partículas secas del producto sobre la pared.

En el secador Krause, figura IV-11 la pulverización se efectúa a través de un disco que recibe el aire de circulación, lo que origina una capa horizontal de bruma cuyas partículas se desplazan hacia abajo. El agente de secado que atraviesa el filtro "c" y el calentador "d" llega a la parte superior de la cámara de pulverización donde se abre paso a través del velo de bruma y vaporiza el líquido. El polvo seco cae en el fondo de la cámara de pulverización de donde se recoge y después se retira mediante palas mecánicas. El agente de secado se desprende del polvo que ha arrastrado en un filtro tubular "h". El procedimiento de Krause se emplea, según la naturaleza de la carga prevista. Otros medios de guiado del agente secador, que determinan en parte mediante la disposición de discos de pulverización rectos e suspendidos y en parte por las dimensiones de la instalación. Se emplea sobre todo para el secado a baja temperatura, por ejemplo, con el aire calentado a 150°C , o, en el caso de materias sensibles al oxígeno, con gases inertes como CO_2 o N_2 . Cuando el agente de secado es valioso, resulta conveniente reciclarlo.

La figura IV-12 muestra un secador de pulverización construido por Sulzer. La forma circular de la bruma obtenida por la rotación del disco de pulverización se regula por el suministro del "aire primario" que dividido en dos corrientes, penetra por encima y por debajo del disco pulverizador. Este aire primario precalentado aumenta el efecto de bruma provocado por el disco, mientras que el aire secundario aspirado por las aberturas

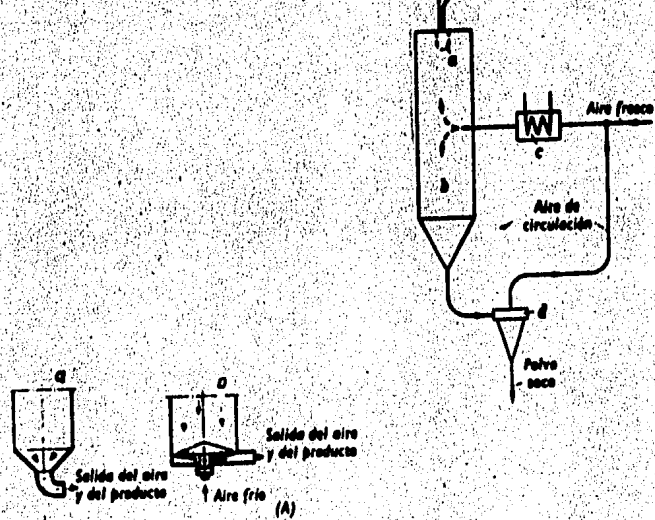


Fig. IV-7 Secador de pulverización con combinación de corriente paralela y contracorriente, según Kirschbaum. a, tobera; b, torre de secado; c, calentamiento; d, ciclón-separador

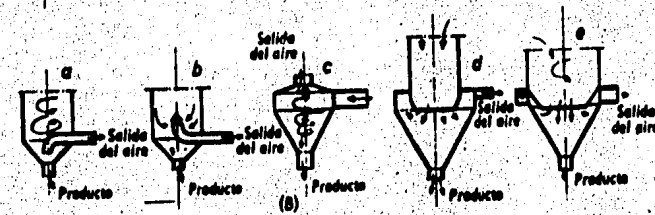


Fig. IV-8 Posibilidad de extracción del producto. A, el producto y el aire salen juntos; B, separación del producto y del aire de salida.

-74-

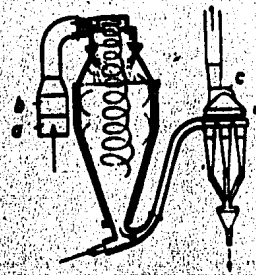


Fig. IV-9 Secador de pulverización en corriente paralela Buttner Werke . a, filtro de aire; b, recalentador de aire; c, ventilador; d, eliminador de polvo.

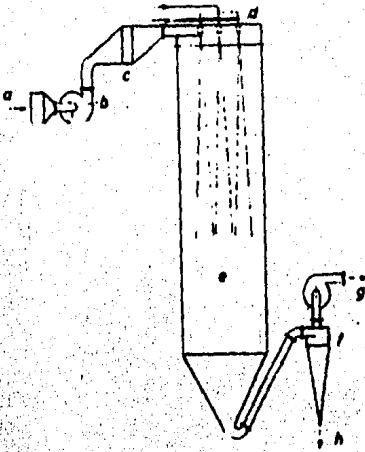


Fig. IV-10 Secador de pulverización en corriente paralela (Industria-Werke Karlrul Bade); a, filtro de aire; b, ventilador; c, recalentador de aire; e, cámara de secado; f, pulverizador; g, inyector; h, extracción del producto.

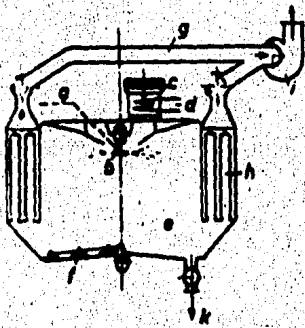
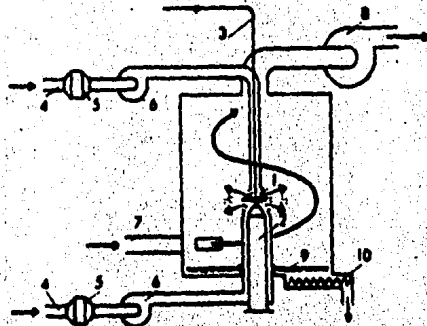


Fig. IV-11 Secado de pulverización con disco pulverizador dispuesto en la parte superior y de fondo plano, sistema Krause (Buss, Bale-Pratteln). a, canalización de carga; b, disco pulverizador; c, entrada de aire fresco; d, recalentador de aire; e, cámara de secado; f, raspador; g, canalización de salida de aire; h, filtro tubular; i, ventilador; k, tornillo sin fin de descarga.

Fig. IV-12 Secador de pulverización con disco pulverizador dispuesto en la parte inferior. 1, disco pulverizador; 2, regulación del disco; 3, canalización de carga; 4, entrada del aire primario; 5, recalentador de aire; 6, ventilador; 7, entrada del aire secundaria; 8, ventilador de aspiración; 9, rastrillo; 10, tornillo sin fin de descarga.



tangenciales en 7 tiene por misión acabar el secado del producto húmedo pulverizado. La mayor parte del producto seco se deposita en el fondo de donde el rastrillo 9 y el tornillo sin fin 10 lo conducen hasta el lugar de vaciado.

En la instalación representada por la figura IV-13, el producto mojado introducido a alta presión, se proyecta en forma de lluvia fina, mediante una tobera giratoria, aunque el producto que debe secarse permanece en contacto con la pared calentada durante la rotación del raspador, antes de resecarse y evacuarse por la abertura tubular 9. El aire de secado que proviene del ventilador 6 pasa por el recalentador 7 y es enviado tangencialmente a la cámara de secado pasando al despulverizador por la tubuladura 8.

En el secado Nubilesa, el producto mojado llega bien por una doble tobera dispuesta en la parte superior de una torre central, como en la figura IV-14, por varias toberas distribuidas sobre la periferia. El aire de secado se introduce tangencialmente con ayuda de un ventilador en la antecámara formada por el espacio anular central de la cabeza de la chimenea. Esta antecámara está separada de la cámara de secado propiamente dicha situada por debajo de ella, mediante una placa perforada cuyos agujeros de diferentes grosores se calculan de forma que la masa de aire, conservando el movimiento tangencial que se le ha impuesto, se reparte de forma regular. Para los productos que tienden a aglutinarse, las partículas líquidas pulverizadas se mantienen gracias a un guiado apropiado del aire, a ciertas distancias de las paredes de la chimenea en tanto no están completamente secas. El producto seco en forma de polvo, como no ha caído aún en la chimenea del secador, se lleva, al mismo tiempo que el aire, al separador de polvo donde se deposita en su mayor parte. El aire de salida se desliza por fin a un lavador que retiene las últimas partículas de polvo. Como líquido de lavado puede emplearse la solución que se desea secar.

El secador de pulverización Nire trabaja con un disco pulverizador movido por aire comprimido. El aire penetra en un tubo aislado de doble pared en cuyo extremo se ha colocado un distribuidor de aire múltiple. Este asegura la circulación del aire en el mismo sentido que el de las gotas; se trata, de un procedimiento de corriente a favor. Deben evitarse los turbulencias involuntarias, en ciertas condiciones pueden originar una disposición del producto no seco. Gracias a un distribuidor de aire regulable, el suministro puede variar dentro de amplios límites (desde 0.02 a 15 t/h). El producto seco se deposita en la proporción de 80 a 90% en el cono inferior de la cámara de secado: sólo pequeñas cantidades de materia deben separarse en los ciclones intercalados en el resto del circuito. El producto seco se tira neumáticamente y se separa con el aire necesario para su arrastre en un ciclón. Figura IV-15.

Schippel menciona un ensayo semi-industrial efectuado con un secador de bruma en que se ha tratado una lejía sulfúrica residual por medio de humos de una caldera.

El secador pulverizador, de chorro (Jet Spray Dryer), en el que el agente de secado sobrecalentado se utiliza a gran velocidad representa una nueva realización. El aire primario caliente necesario para la pulverización y la vaporización del producto sale de una tobera con velocidad de hasta 300 m/s y queda envuelto por una segunda corriente de aire a una temperatura más baja y menor velocidad, destinada a evitar la formación de turbulencias y el retorno de partículas ya secas. En lugar de la gran cámara de secado habitual, puede utilizarse un tubo. Pese a la alta temperatura y debido al corto tiempo de permanencia, pueden tratarse sustancias sensibles al calor como la leche y los productos farmacéuticos y biológicos.

Fig. IV-13 Secador de pulverización de alta presión

por tobera giratoria.

1. Tobera giratoria
2. Canalización de carga
3. Raspador
4. Envuelta de vapor
5. Regulación del raspador y tobera
6. Inyectores
7. Recalentador de aire
8. Salida del aire
9. Extracción del producto.

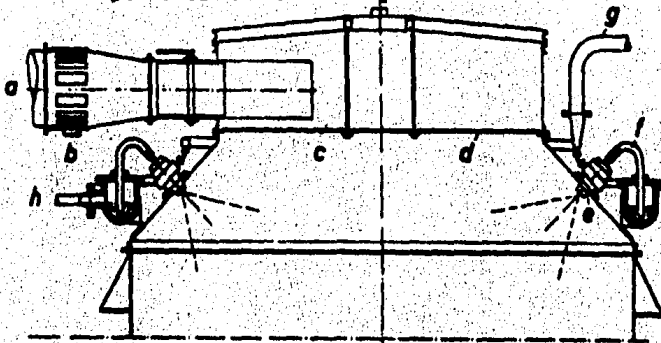


Fig. IV-14 Parte superior del secador de pulverización Nubilosa. a, entrada de aire caliente; b, anillo que asegura la mezcla con el aire frío; c, espacio anular con entrada de aire tangencial; d, placa perforada para la distribución del aire; e, tobera de cebado automático.

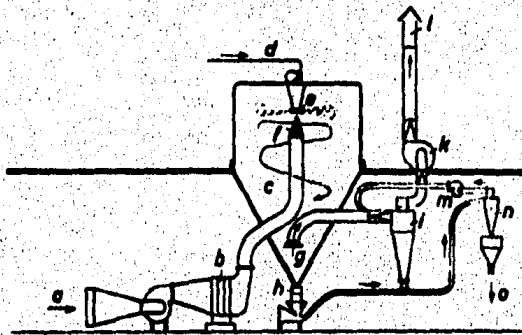


Fig. IV-15 Secador de pulverización Niro-Atomizer. a, entrada de aire fresco; b, recalentador de aire; c, cámara de secado; d, canalización de carga; e, disco pulverizador, f, distribuidor de aire; h, syector de producto pulverulento; i, ciclón separador; k, ventilador de evacuación de aire; l, chimenea de ventilación; m, ventilador de impulsión; n, extracción del producto.

CAPITULO V

PARTE EXPERIMENTAL

V. PARTE EXPERIMENTAL

A. EQUIPO EXPERIMENTAL

En un secador por atomización una solución líquida o una suspensión sólida líquida se dispersa en una corriente de gas caliente, en la forma de un rocío de gotas muy finas, en una corriente - se vaporiza rápidamente la humedad de las gotas, dejando partículas residuales de sólido seco que se separan de la corriente gaseosa. El flujo de gas puede ser a contracorriente, corriente paralela o una combinación de ambas dentro del mismo aparato.

Las gotas se forman dentro de una cámara de secado cilíndrica ya sea por medio de un disco que gira a gran velocidad y que pulveriza al líquido por centrifugación o por medio de una tobera que la pulveriza por presión. En cualquier caso es esencial prevenir - el que las gotas de partículas húmedas choquen contra la superficie sólida antes de que se haya producido el secado. De manera que las cámaras de secado son necesariamente grandes. Los diámetros de 2 a 10 metros son los más comunes.

Inmediatamente después de haber hecho contacto el producto y el aire o gas que efectúa el secado, la temperatura del producto - cambia hasta que llega a un estado estable. En ese estado estable la temperatura de la gota se acerca a la temperatura de bulbo húmedo del aire.

En el mecanismo de atomización del secador de espumas la pulverización se logra mediante aire que golpea la corriente del líquido. El líquido sale de la tobera en forma de ligamentos que se convierten en gotas mediante el choque con la corriente de aire, - el tamaño promedio de las gotas disminuye a medida que la presión de la espuma aumenta.

En la espuma se produce un movimiento tangencial de alta velocidad en el líquido que se va a pulverizar. La fuerza centrífuga - resultante hace que el líquido haga remolinos alrededor de la circunferencia del orificio de la tobera, el líquido gira entonces - hacia afuera formando un cono hueco, el cual se rompe finalmente e

dando origen a gran número de gotitas.

Las ventajas principales de este secador son: el tiempo corto de secado, del orden de 2 a 20 segundos, que permite secar materiales altamente sensitivos al calor y la producción de un producto granular formado por esferas huecas o esponjosas. Ciertos productos tales como alimentos o detergentes, adquieren cierta consistencia, densidad aparente y propiedades de flujo que son difíciles e imposibles de obtener en otro tipo de secadores.

Estos tipos de secadores tienen además la ventaja de dar a partir de una solución jarabe o pasta, en un simple paso un producto seco que está listo para el empaque. De esta manera puede cumplir las funciones de un evaporador, cristalizador, secador, reductor de tamaño y clasificador. Si se puede usar uno de ellos la simplificación de un proceso puede ser de consideración.

El comportamiento de un secador por atomización depende del tiempo que las gotas pasan en la cámara de secado y éste depende a su vez del tamaño y tipo de la cámara, del tamaño y velocidad final de las gotas y del flujo de aire.

El volumen de aire necesario para el secado viene dado por:

Q_1 = Calor de precalentamiento.

Q_2 = Calor de evaporación.

Q_3 = Calor de sobrecalentamiento.

$Q_1 = WC_{pL} (t_w - t_1)$.

$Q_2 = \lambda_w \Delta W$

$Q_3 = WC_{pv} (t_f - t_w)$

C_{pL} = Calor específico del líquido.

t_w = temperatura de bulbo húmedo del aire.

t_1 = temperatura inicial de la solución.

W = Agua evaporada.

t_f = temperatura final de los sólidos = temperatura final del aire.

C_{pv} = capacidad calorífica del vapor de agua.

Con esto el gasto necesario será:

$$Q = G C_H (t_1 - t_f)$$

$$G = Kg/hr \text{ aire seco}$$

El calor transferido es igual a:

$$Q = U_a \Delta t_m V_d$$

U_a = coeficiente volumétrico de transferencia de calor

$$\Delta t_m = \frac{(t - T)_1 - (t - T)_2}{\ln \frac{(t - T)_1}{(t - T)_2}}$$

T = temperatura de la solución

Igualando las ecuaciones de transferencia de calor

$$G C_H (t_1 - t_f) = U_a \Delta t_m V_d$$

De donde:

$$U_a = \frac{G C_H (t_1 - t_f)}{V_d \Delta t_m}$$

Este coeficiente U_a es el obtenido experimentalmente, para un equipo determinado.

B. DESCRIPCION DEL EQUIPO

El secador de espumas que se encuentra en el laboratorio de ingeniería de la Facultad de Química UNAM, es de tipo experimental a base de tobera y que usa el aire caliente como medio de secado. Este secador presenta límites de trabajo y no se puede trabajar a presiones de alimentación y atomización altas, ya que de hacerlo, la solución o suspensión queda esparcida en todo el equipo sin que se logre el secado.

El equipo de secado consta de un filtro y un calentador de aire pues antes de calentar el aire éste se pasa por un filtro de lana de vidrio y posteriormente este aire se calienta por medio de

un juego de 18 resistencias eléctricas del tipo de cinta estriada, dispuesta en tres bancos. Cada resistencia tiene 1250 vatios de capacidad y opera con corriente de 220 voltios, tres fases y 50 ciclos.

El elemento más importante de un secador por pulverización es el dispositivo pulverizador o boquilla pulverizadora. Consiste fundamentalmente de una boquilla o esprea para dos fluidos, con chaqueta de agua, un tanque de alimentación y la tubería necesaria para conectar estos equipos.

El atomizador consta de una línea de alimentación, una línea de aire comprimido y dos líneas para circular agua de enfriamiento por la camisa que rodea la esprea, con el objeto de evitar un sobrecalentamiento de la misma, pues un sobrecalentamiento causaría la deformación del material de construcción de la esprea y por consiguiente la desviación del chorro pulverizado.

La cámara de secado es de acero inoxidable 304 y está formada por una sección cilíndrica de 94 cm de diámetro interior, por 152 cm de alto y un fondo cónico a 60° y termina en una boca de descarga de 10 cm de diámetro. En la sección cónica se localizan las entradas para el aire de secado y el registro con 4 aberturas para las líneas conectadas al atomizador. Para evitar pérdidas de calor, la cámara está aislada con lana de vidrio y con envolvente exterior de acero de 96.5 cm de diámetro; en la sección cilíndrica está provista de una pequeña puerta de vidrio para observar tanto la atomización de la solución como la salida del material seco.

El transporte del aire para secado se efectúa a través de ductos de acero inoxidable y por medio de un ventilador equipado con un motor de 1/2 HP para corriente de 220 voltios.

La recolección del producto seco se efectúa en un ciclón equipado en su boca de descarga con recipientes debidamente sellados.

Para regular el proceso se disponen de los siguientes instrumentos situados en el tablero de control.

Dos válvulas reductoras de presión para aire, de operación manual, dos manómetros para medir la presión del aire. Un termómetro indicador de la temperatura del aire caliente y uno que mide la temperatura de salida de este aire.

C. OPERACION DE EQUIPO

Para operar el equipo es conveniente seguir los siguientes pasos:

- 1.- Cerrar el secador.
- 2.- Conectar el interruptor de fuerza.
- 3.- Conectar el ventilador extractor.
- 4.- Ajustar el control termostático del termómetro regulador de temperatura a la temperatura deseada para el aire de secado.
- 5.- Calentar conectando los bancos calentadores necesarios.
- 6.- Suministrar aire al último banco, abriendo la línea W. -- Esta línea auxiliar fue colocada al observar que el aire de entrada llega con dificultad al último banco de resistencias.
- 7.- Permitir suficiente tiempo para que el aire alcance la temperatura deseada. No permitir en ningún momento que los calentadores trabajen con el ventilador parado o con la puerta de la cámara abierta.
- 8.- Colocar el material preparado en el tanque de alimentación e introducir éste en el secador por medio de presión.
- 9.- Observar la espina atomizadora para asegurarse de que estén empleando las presiones correctas, ya que cualquier cristal, grumo o sólido suspendido dentro del fluido tapará la espina. Más aún, la más pequeña partícula erosionará la punta de la espina haciéndola más grande u ocasionando una atomización desigual. Por esta razón el material que se entregue a la espina debe ser completamente homogéneo.

neo, recomendándose el uso de un homogenizador.

10. Conectar el suministro de aire a la esprea atomizadora y ajustar la válvula de control a la presión deseada.

El aire para el secado entra al calentador a través del filtro de lana, ya caliente pasa por un ducto en donde se le mide la temperatura y penetra a la cámara de secado. En el centro de la cámara de secado está localizada la esprea atomizadora que introduce al sistema la solución mezclada con el aire. La corriente gaseosa cargada de material seco sale por la parte inferior de la cámara de secado a través de un ducto y de allí pasa a un ciclón colector donde el producto seco se separa del aire y es colectado en una tolva.

Los gases son extraídos de la parte superior del ciclón mediante un ventilador extractor. La temperatura del aire de salida se mide con un termómetro instalado en el codo que conecta al ciclón con el ventilador.

Durante la operación se debe obtener la temperatura y humedad del aire atmosférico, la temperatura del aire de entrada al secador, la temperatura y humedad del aire de salida del secador, se debe medir también la cantidad de material introducido y obtenido en un cierto lapso de tiempo.

En la figura V-1 se muestra el diagrama del equipo experimental.

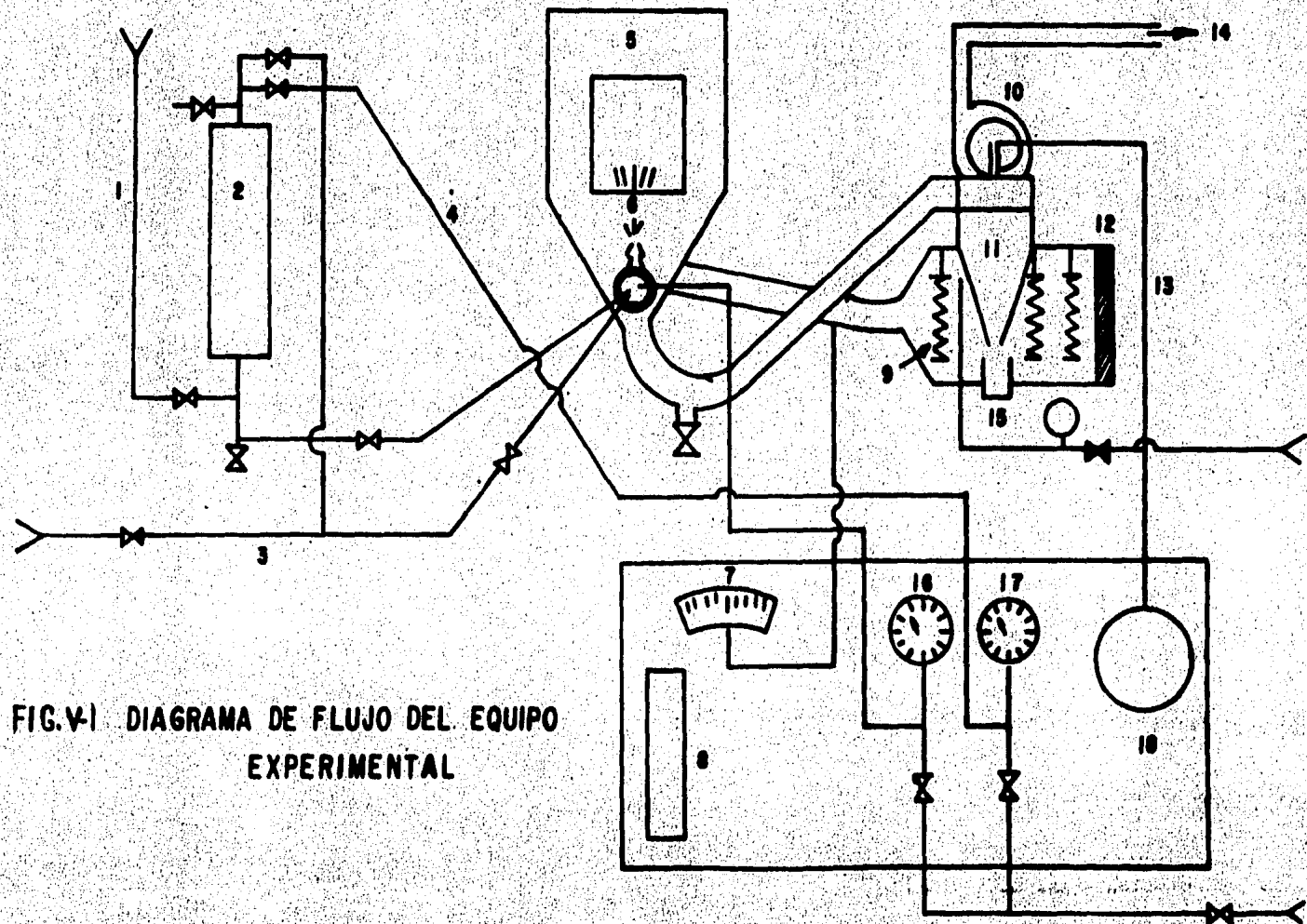


FIG. V-1 DIAGRAMA DE FLUJO DEL EQUIPO EXPERIMENTAL

DIAGRAMAS DE FLUJO DEL EQUIPO

- 1.- Línea de solución.
- 2.- Montajugos.
- 3.- Línea de agua.
- 4.- Línea de aire comprimido.
- 5.- Cámara de secado.
- 6.- Tobera.
- 7.- Control de temperatura.
- 8.- Control de los bancos de resistencias.
- 9.- Resistencias.
- 10.- Ventilador.
- 11.- Ciclón.
- 12.- Filtro.
- 13.- Línea de medición de temperatura.
- 14.- Gases fríos.
- 15.- Sólido seco.
- 16.- Presión de atomización.
- 17.- Presión tanque de alimentación.
- 18.- Indicador de temperatura.

D.- TRABAJO EXPERIMENTAL

Se desarrolló el trabajo en el secador de espreas del Laboratorio de Ingeniería Química, se realizaron varias pruebas cambiando en cada una de ellas una o más variables, hasta encontrar las condiciones óptimas del proceso.

Los datos de algunas pruebas son los siguientes:

Exp.	1	2	3	4	5	6	7	8
Tb ₁	18.00	18.00	18.00	18.00	18.00	24.00	24.50	25.00
Tw ₁	13.00	13.00	13.00	13.00	13.00	17.00	18.00	18.00
Tb ₂	94.00	94.00	94.00	94.00	94.00	200.0	204.0	204.0
Tb ₃	75.00	80.00	75.00	85.00	85.00	90.00	92.00	91.00
Tb ₄	58.00	55.00	55.00	50.00	51.00	52.00	53.50	55.00
Tw ₄	30.00	30.00	30.00	30.00	30.00	38.00	37.00	37.00
Pat.	0.85	0.85	0.85	0.85	0.85	2.46	2.46	2.46
Pal.	1.05	1.05	1.05	1.05	1.05	1.76	1.76	1.76
Gal.	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00	5.00	5.00	5.00
Wp.	0.45	0.60	0.60	0.65	0.65	1.90	1.85	1.80
Gs.	20.00	25.00	30.00	25.00	25.00	40.00	40.00	40.00
Vs.	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00
Ts	21.00	21.00	21.00	21.00	21.00	25.00	25.00	25.00
Ps	1.12	1.12	1.12	1.12	1.12	1.23	1.23	1.23
Tw _p	51.00	50.00	51.50	50.20	50.00	63.50	63.00	63.50

Exp.	9	10	11	12	13	14	15
Tb ₁	24.00	25.00	22.00	22.00	22.50	22.00	22.50
Tw ₁	17.00	17.00	17.00	17.00	17.00	17.00	18.00
Tb ₂	204.00	204.00	177.00	149.00	177.00	177.00	149.00
Tb ₃	91.50	92.00	88.00	87.00	88.00	86.00	88.00
Tb ₄	54.00	54.00	53.00	52.50	53.00	53.50	53.00
Tw ₄	38.00	38.00	35.00	35.00	36.00	37.00	36.00
Pat.	2.46	2.46	2.81	2.81	2.81	2.81	2.81
Pal.	1.76	1.76	2.11	2.11	2.11	2.11	2.11
Gal.	5.00	5.00	4.00	4.00	4.00	4.00	4.00
Wp	1.80	1.95	1.30	1.35	1.35	1.40	1.30
Cs	40.00	40.00	50.00	50.00	50.00	50.00	50.00
Vs	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00	5.00
Ts	25.00	25.00	24.00	24.00	24.00	24.00	24.00
ρs	1.23	1.23	1.31	1.31	1.31	1.31	1.31
Tw _p	62.00	63.00	61.00	60.00	59.00	60.00	60.00

De donde:

- Tb₁ = Temperatura de bulbo seco a la entrada (°C)
- Tw₁ = Temperatura de bulbo húmedo a la entrada (°C)
- Tb₂ = Temperatura de bulbo seco a la entrada de la cámara (°C)
- Tb₃ = Temperatura de bulbo seco a la salida de la cámara (°C)
- Tb₄ = Temperatura de bulbo seco de los gases de salida (°C)
- Tw₄ = Temperatura de bulbo húmedo de los gases de salida (°C)
- Pat = Presión de atomización (lb/pulg²)
- Pal = Presión de alimentación (kg/cm²)
- Gal = Gasto de alimentación (l/h)
- Wp = peso del producto (kg)
- Cs = concentración de la solución (%)
- Vs = Volumen de la solución (l)
- Ts = Temperatura de la solución (°C)
- ρs = Densidad de la solución (g/ml)
- Tw_p = temperatura del producto (°C)

CAPITULO VI

DISEÑO DEL SECADOR

VI. DISEÑO DEL SECADOR

A. PROPIEDADES

1. Material a secar

La miel que se recibe presenta las siguientes características:

- 1.1. 84 a 92 Bx (grados Brix o sólidos disueltos) a 20°C
- 1.2. Sacarosa aparente (polarización directa) 24 a 36 %
- 1.3. Sacarosa Clerget 12 a 30 %
- 1.4. Reductores directos 15 a 20 %
- 1.5. Suma de azúcares 45 a 60 %
- 1.6. Reductores totales (per cálculo) 50 a 60 %
- 1.7. Reductores totales a 85 °Brix 52 a 59 %

Se toma como base:

$$dw/ds = 200 \text{ kg/h con una humedad de } 4 \%$$

En base seca

$$200 \text{ kg} - 100 \%$$

$$x \text{ kg} - 4 \% \quad x = 200 \text{ kg/h} \times 4 \% / 100 \% = 8 \text{ kg/h de agua}$$

$$200 \text{ kg/h} - 8 \text{ kg/h} = 192 \text{ kg/h} \quad dw/ds = 192 \text{ kg/h}$$

Se considerará pérdidas del 1.5 % que se va a la atmósfera.

$$192 \text{ kg/h} \times 0.985 = 189 \text{ kg/h base seca en la alimentación}$$

$$192 \text{ kg/h} - 189.12 \text{ kg/h} = 2.88 \text{ kg/h pérdidas}$$

Para obtener la velocidad de secado, el porcentaje de sólidos disueltos según pruebas experimentales deberá estar entre el 40 y 42 % en la alimentación.

$$189.12 \text{ kg/h} - 40 \%$$

$$x \text{ kg/h} - 100 \% \quad x = 189.12 \text{ kg/h} \times 100 \% / 40 \% =$$

$$x = 472.8 \text{ kg/h} = S_0$$

Cantidad de agua en la solución:

$$472.8 \text{ kg/h} - 189.12 \text{ kg/h} = 283.68 \text{ kg/h}$$

Cantidad de agua a evaporarse:

$$283.68 \text{ kg/h} - 100 \%$$

$$x \text{ kg/h} - 4 \% \quad x = 283.68 \text{ kg/h} \times 4 \% / 100 \% = 11.35 \text{ kg/h}$$

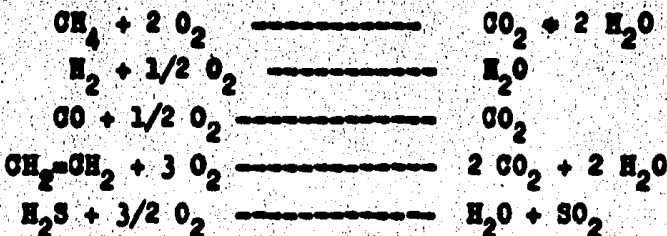
$$283.68 \text{ kg/h} - 11.35 \text{ kg/h} = 272.33 \text{ kg/h}$$

2. Composición del gas natural.

H ₂	-----	3.40 %
CH ₄	-----	93.33 %
H ₂	-----	1.82 %
CO	-----	0.45 %
O ₂	-----	0.85 %
CH ₂ =CH ₂	-----	0.25 %
CO ₂	-----	0.22 %
H ₂ S	-----	0.18 %
	-----	<u>100.00 %</u>

B. BASES

1. Reacciones de combustión:



Cantidad de oxígeno utilizado en la combustión:

Base = 1 kg mol de gas natural

Para CH₄

1 mol de CH₄ - 2 moles de O₂

0.9333 moles de CH₄ - x

x = 1.8666 moles de O₂

Para el H_2

1 mol de gas - 100 %

$$x = 1.82 \% \quad x = 0.0182 \text{ moles de } H_2$$

como

1 mol de H_2 - 0.5 moles de O_2

$$0.0182 \text{ moles de } H_2 - x \quad x = 0.0091 \text{ moles } O_2$$

Para CO

1 mol de gas - 100 %

$$x = 0.45 \% \quad x = 0.0045 \text{ moles de CO}$$

como

1 mol de CO - 0.5 moles de O_2

$$0.0045 \text{ moles de CO} - x \quad x = 0.00225 \text{ moles de } O_2$$

Para $CH_2=CH_2$

1 mol de gas - 100%

$$x = 0.25 \% \quad x = 0.0025 \text{ moles de } CH_2=CH_2$$

como

1 mol de $CH_2=CH_2$ - 3 moles de O_2

$$0.0025 \text{ moles de } CH_2=CH_2 - x \quad x = 0.0075 \text{ moles de } O_2$$

Para el H_2S

1 mol de gas - 100 %

$$x = 0.18 \% \quad x = 0.0018 \text{ moles de } H_2S$$

como

1 mol de H_2S - $3/2$ moles de O_2

$$0.0018 \text{ moles de } H_2S - x \quad x = 0.0027 \text{ moles de } O_2$$

Origene total utilizado en la combustión de un kg mol de gas natural:

$$\begin{aligned} \text{Origene total} &= 1.86 \text{ moles de } O_2 + 0.00225 \text{ moles de } O_2 + \\ &+ 0.0075 \text{ moles de } O_2 + 0.0091 \text{ moles de } O_2 + \\ &+ 0.0027 \text{ moles de } O_2 - 0.0035 \text{ moles de } O_2 = \\ &= 1.8815 \text{ moles de } O_2 \end{aligned}$$

Los calores de combustión de los gases son:

CH ₄ -----	13 136.67 kcal/kg -----	23 646 Btu/lb
H ₂ -----	33 681.11 kcal/kg -----	60 626 Btu/lb
CO -----	2 402.78 kcal/kg -----	4 325 Btu/lb
CH ₂ =CH ₂ -----	11 777.78 kcal/kg -----	25 200 Btu/lb
H ₂ S -----	3 990.00 kcal/kg -----	7 182 Btu/lb

El poder calorífico superior (PCS) es:

CH ₄ -----	11 969.98 kcal/kg	
H ₂ -----	76.07 kcal/kg	
CO -----	18.48 kcal/kg	
CH ₂ =CH ₂ -----	50.32 kcal/kg	
H ₂ S -----	14.90 kcal/kg	

	12 129.75 kcal/kg =	21 879.00 Btu/lb

Poder calorífico por unidad de volumen (1 m³)

Para gases ideales : PV = nRT (1)

$$n = \frac{m}{MM} \quad (2)$$

Sustituyendo (2) en (1) :

$$PV = \frac{n}{MM} RT$$

despejando $\frac{m}{V}$ se tiene:

$$\frac{m}{V} = \frac{P MM}{RT}$$

En condiciones de 586 mmHg y 25°C

$$\frac{m}{V} = \frac{(586 \text{ mm Hg}) (16.3872 \text{ kg/kg mol})}{(0.082 \text{ lt at/kg mol}^{\circ}\text{K}) (298^{\circ}\text{K})} = 392.98 \text{ mm Hg kg/lt at} = 517.081 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Oxigeno necesario} = \frac{(1.88 \text{ kg mol})(32 \text{ kg/kg mol})}{16.387 \text{ kg/kg mol}} = 3.68 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg comb}}$$

$$\text{Aire necesario} = \frac{3.68 \text{ kg O}_2 / \text{kg comb}}{0.232 \text{ kg O}_2 / \text{kg aire}} = 15.862 \frac{\text{kg aire}}{\text{kg comb.}}$$

Como la eficiencia del gas natural es de 1.1, entonces:

Aire practicamente necesario:

$$\begin{aligned}
 \text{Apa} &= \text{aire necesario per eficiencia} = 15.862 \frac{\text{kg aire}}{\text{kg comb.}} \times 1.1 = \\
 &= 17.45 \frac{\text{kg aire}}{\text{kg comb.}}
 \end{aligned}$$

Masa de los gases de combustión:

$$w = 17.45 \frac{\text{kg aire}}{\text{kg comb.}} \rightarrow 1 \text{ kg gas natural} = 18.45 \frac{\text{kg gases}}{\text{kg comb.}}$$

2. Datos del observatorio de la Cd. de México.

a) Condiciones máximas anuales promedio

Yr = 92 %

Tb = 26.28 °C

Tw = 25.00 °C

b) Condiciones medias anuales promedio

Yr = 70 %

Tb = 15.9 °C

Tw = 11.6 °C

c) Condiciones mínimas anuales promedio

Yr = 35 %

(A) Tb = 8.05 °C

Tw = 2.22 °C

Condiciones del aire en el secador

Tb = 204 °C

(B) Temperatura de entrada del aire en el secador

Tb = 53 °C

Tw = 17 °C

Temperatura de aire de salida en el secador

(C) Tw = 25 °C Yc = 0.058

En donde; Yr = humedad relativa del aire

Tb = temperatura de bulbo seco del aire

Tw = Temperatura de bulbo húmedo del aire

Yc = humedad del aire

3. Balance de energía.

La cantidad de calor a suministrar depende de la cantidad de agua a evaporar contenida en la materia prima diluida.

Para el diseño se toman las condiciones más desfavorables.

Punto A:

De la carta psicrométrica se obtiene $Y_{A} = 0.003 \frac{\text{kg agua}}{\text{kg aire seco}}$

$$\begin{aligned} H_A &= (0.24 + 0.46 Y_A) T_w + 597.2 Y_A = \\ &= (0.24 + 0.46 \times 0.003 \text{ kg agua/kg aire seco}) 2.22^\circ\text{C} + \\ &+ 597.2 \text{ kcal/kg agua} \cdot (0.003 \text{ kg agua/kg aire seco}) = \\ &= 0.5358 \text{ kcal/kg aire seco} + 1.7916 \text{ kcal/kg aire seco} = \\ &= 2.3274 \text{ kcal/kg aire seco} = 4.198 \text{ Btu/lb aire seco} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_A &= (1/29 + Y_A/18) \cdot 0.082 T_w/P \\ &= (1/29 + 0.003/18) \times 0.082 \cdot (275.22^\circ\text{K} / 0.771 \text{ at}) = \\ &= 1.014224 \text{ m}^3/\text{kg de aire seco} = 16.2 \text{ ft}^3/\text{lb de aire seco} \end{aligned}$$

Punto B:

$$\begin{aligned} H_B &= (0.24 + 0.46 Y_B) T_b + 597.2 Y_B = \\ &= (0.24 + 0.46 \times 0.003) 204 + 597.2 \cdot (0.003) = \\ &= 49.24 + 1.79 = 51.033 \text{ kcal/kg aire seco} = \\ &= 92.04 \text{ Btu/lb aire seco} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_B &= (1/29 + 0.003/18) \times 0.082 \cdot (477/0.771) = 1.7578 \text{ m}^3/\text{kg a seco} \\ &= 28.16 \text{ ft}^3/\text{lb de aire seco} \end{aligned}$$

Punto C

$$\begin{aligned} H_C &= (0.24 + 0.46 Y_C) T_b + 597.2 Y_C = \\ &= (0.24 + 0.46 \times 0.058) 63 + 597.2 \cdot (0.058) = \\ &= 51.4396 \text{ kcal/kg aire seco} = 92.778 \text{ Btu/lb aire seco} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_C &= (1/29 + 0.058/18) \times 0.082 \cdot (336/0.771) = \\ &= (0.03446 + 0.00322)(35.735) = 1.34 \text{ m}^3/\text{kg aire seco} \\ &= 21.6818 \text{ ft}^3/\text{lb aire seco} \end{aligned}$$

$$\text{Densidad de la solución} = 1.23 \text{ g/ml} = 1.23 \text{ kg/lt}$$

Se alimentan al secador 472.8 kg/h

Flujo = 472.8 kg/h / 1.23 kg/lt = 383.4 lt/h

Sólidos en la alimentación = 189.12 kg/h

agua en la alimentación = 283.68 kg/h

humedad base seca en la alimentación

$$X_1 = 0.04 / 1.00 - 0.40 = 0.66 \text{ kg de agua / kg sólido seco}$$

humedad base seca en el producto:

$$X_2 = 0.04 / 1.00 - 0.04 = 0.0416 \text{ kg agua / kg sólido seco}$$

Efectuando un balance de humedad

$$Y_2 \text{ a } 54^\circ\text{C} \text{ ----- } 0.038$$

$$S_A (X_1 - X_2) = G_A (Y_2 - Y_1)$$

Despejando a G_A se tiene:

$$G_A = \frac{S_A (X_1 - X_2)}{Y_2 - Y_1}$$

En donde:

X_1 = Humedad del material a secar a la entrada

X_2 = humedad del material a secar a la salida

S_A = sólidos en la alimentación

G_A = kilogramos de aire seco

Y_1 = humedad del aire al entrar al secador

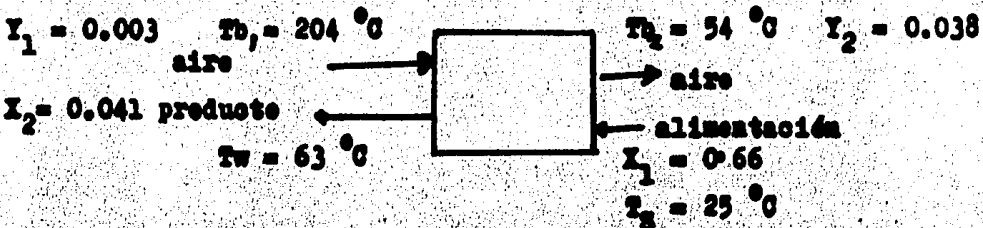
Y_2 = humedad del aire a la salida del secador

Sustituyendo valores

$$G_A = \frac{189.12 \text{ kg/h } (0.66 - 0.041) \text{ kg agua / kg sólido seco}}{0.038 - 0.003}$$

$$G_A = 3377.14 \text{ kg aire seco / h}$$

Balance de entalpía



$$H_E = H_{GA1} + H_{SA1}$$

$$H_{GA1} = G_A (0.24 + 0.45 Y_1) T_{b1} + \lambda Y_1$$

donde:

H_E = entalpía de entrada

H_{GA1} = entalpía de aire seco

H_{SA1} = entalpía de sólidos en la alimentación

$$H_{GA1} = 3 \frac{377.14 \text{ kg de aire seco}}{h} (0.24 + 0.45 \times 0.003) 204.44 + 573.89 (0.003) = 172 \ 447.93 \text{ kcal/h}$$

$$H_{SA1} = S_A (C_p T_s + X_1 C_{pA} T_s) = 189.12 (0.997 \times 25^\circ\text{C} + 0.66 \times 1 \times 25^\circ\text{C}) = 7 \ 865.78 \text{ kcal/h}$$

$$H_E = H_{GA1} + H_{SA1} = 172 \ 447.93 + 7 \ 865.78 = 180 \ 313.39 \text{ kcal/h}$$

$$H_S = H_{GA2} + H_{SA2}$$

$$H_{GA2} = G_A (0.24 + 0.45 Y_2) T_{b2} + \lambda Y_2 = 3 \ 377.14 (0.24 + 0.45 \times 0.038) 54^\circ\text{C} + 573.89 \times 0.038 = 120 \ 534.34 \text{ kcal/h}$$

$$H_{SA2} = 189.12 (C_p T_w + X_2 C_{pA} T_w) = 189.12 (0.997 \times 63 + 0.041 \times 1 \times 63) = 12 \ 374.46 \text{ kcal/h}$$

$$H_S = 120 \ 534.34 + 12 \ 374.46 = 132 \ 908.8 \text{ kcal/h}$$

Pérdidas por radiación (R)

$$R = H_E - H_S$$

$$R = 180 \ 313.39 - 132 \ 908.8 = 47 \ 404.6 \text{ kcal/h}$$

Tanto por ciento en pérdidas por radiación

$$Pr = \frac{R}{H_E} \times 100 = \frac{47 \ 404.6}{180 \ 313.39} \times 100 = 26.30 \%$$

4. Eficiencia térmica determinada por la ecuación de Seltzer y Bettelmeier

$$E = \frac{(1 - Pr/100)(T_{b1} - T_{b2})}{(T_{b1} - T_w)} = \frac{(1 - 26.30/100)(204.44 - 54)}{204.44 - 22} = 0.5483$$

La eficiencia térmica de los secadores por aspersión suele

ser muy baja.

$$E = 54.83 \%$$

La conductividad térmica del gas a 204.44 °C en Btu/h °F ft

Kf

aire	-----	0.0227
H ₂ O	-----	0.0188
CO ₂	-----	0.0182
O ₂	-----	0.0191
N ₂	-----	0.0186

$$Kf_{\text{gas}} = \sum_{i=1}^n Kf_i/n = 0.0974/5 = 0.01948 \text{ Btu/h } ^\circ\text{F ft} = \\ = 0.0283 \text{ kcal/h } ^\circ\text{C m}$$

5. Tiempo de secado

Para calcular el tiempo de secado se han encontrado ecuaciones empíricas en secadores de un diámetro de 4 a 6 m, en donde se considera que el tiempo de residencia de la partícula es igual al tiempo de residencia de los gases .

$$\theta_g = 17 (A_A / S_A) = 17 (283.68 / 189.12) = 25.5 \text{ s}$$

donde:

θ_g = tiempo de residencia de los gases

A_A = agua en la alimentación

S_A = sólidos en la alimentación

C. DISEÑO

1. LONGITUD

Para el calculo de la longitud (L) se consideran los siguientes aspectos:

a) Longitud para la entrada de los gases calientes así como la longitud de contacto líquido-gas.

b) Longitud para la colección de polvos en la parte inferior del secador.

Se debe tomar en cuenta la longitud para el cono de rocío y para la corriente de los gases calientes.

$L =$ longitud necesaria para la formación del cono de aspersión.

$L_1 =$ longitud de caída vertical de los gases y polvos.

Marshall y Seltzer presentan la siguiente ecuación:

$$dl = \frac{k \rho_s dp}{4 K_f (t_1 - t_{L_2})} (g_0 dp \rho_s / 18 + V_g) d dp$$

Integrando entre los límites comprendidos entre la distancia de la boquilla y la longitud total a cualquier punto del secador y se consideran la presión y demás variables constantes.

$$L = \frac{k \rho_s}{8 K_f (t_1 - t_2)} \left[\frac{g_0 \rho_s}{36 \mu_g} (dp_0^4 - dp^4) + V_g dp_0^2 - dp^2 \right]$$

Esta ecuación se corrige con una distancia adicional, la cual será proporcional al recorrido no vertical de la partícula a la salida de la boquilla. $(V_0 - V_f) dp_0^2 \rho_s$

$$L \text{ corrección} = L_c = \frac{(V_0 - V_f) dp_0^2 \rho_s}{18 \mu_g}$$

Así ésta ecuación deberá ser multiplicada por factores de seguridad que van de 1.5 a 2.0

Se toman por la parte del cono de acuerdo al catálogo de la boquilla, que para este caso es de 86° , así que tomaremos como factor 1.5 y para la parte no vertical será de 2 pues las

partículas salen en dirección vertical.

$$L_t = 1.5 L_v + 2L_c$$

Como se conocen

$$\lambda = 573.89 \text{ kcal /kg}$$

$$T_{b1} = t_1 = 204.44^\circ\text{C}$$

$$T_w = t_{L2} = 63^\circ\text{C}$$

$$d_{p0} = 100 \mu = 10 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$d_p = 10 \mu = 1 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$\rho_s = 1.2332 \times 10^3 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_g = 0.37 \text{ kg/m}^3$$

$$K_f = 0.0282 \text{ kcal/h } ^\circ\text{C m}$$

$$\mu_g = 0.028 \text{ cp} = 2.8 \times 10^{-5} \text{ kg/m s}$$

De donde:

ρ_s = densidad de la solución

ρ_g = densidad del gas

K_f = conductividad térmica

μ_g = viscosidad del gas.

Para calcular las velocidades de los gases:

$$V_g = \text{Gasto/sección} = \frac{V \cdot w_g}{\frac{\pi D^2}{4} \rho_g} = \frac{(A_{pn} / \rho_g) \cdot w_g}{(\pi D^2 / 4) \cdot \rho_g^2}$$

De la ecuación anterior $V = A_{pn} / \rho_g$

y por lo tanto la ecuación queda de la siguiente manera:

$$V_g = \frac{A_{pn} \cdot w_g}{\frac{\pi D^2}{4} \rho_g^2} = \frac{4 (A_{pn} \cdot w_p)}{\pi D^2 \cdot \rho_g^2}$$

Como : $A_{pn} = 17.45 \text{ kg comb.}$

$w_g = 18.45 \text{ kg de gases/ kg comb}$

$D = 4 \text{ m (supuesto)}$

$$\rho_g = 0.37 \text{ kg} / \text{m}^3$$

de donde:

A_{pn} = aire prácticamente necesario

w_g = masa de los gases de combustión

D = diámetro

Sustituyendo datos en la ecuación anterior :

$$V_g = \frac{4 (A_{pn} \cdot w_g)}{\pi D^2 \cdot \rho_g} = \frac{4 \times 17.45 \text{ kg comb} \times 18.45 \text{ kg gases/kg comb.}}{60 \text{ s} \cdot 3.1416 (4 \text{ m})^2 (0.37 \text{ kg gases/m}^3)^2}$$

El valor de la velocidad de los gases es:

$$V_g = 3.12 \text{ m/s}$$

Para la velocidad de la solución se calcula de la forma siguientes:

$$V_o = S_s \cos \alpha \sqrt{\rho_s (D_b^2 - D_a)} \frac{\pi}{4}$$

Los valores para cada una de las variables son:

Cantidad de la solución en la alimentación

$$S_s = 472.8 \text{ kg/h}$$

Angulo del cono:

$$\cos \alpha = \cos 80^\circ = 0.1736$$

Densidad de la solución

$$\rho_s = 1.2332 \times 10^3 \text{ kg/m}^3$$

Diámetro de la espesa:

$$D_b = 0.0017 \text{ m} = 1.7 \text{ mm}$$

Diámetro del cono hueco

$$D_a = 0 \text{ por ser cono lleno}$$

$$V_o = \frac{472.8 \text{ kg/h} \cdot 0.17364}{1.2332 \times 10^3 \text{ kg/m}^3 \cdot (0.0017)^2 \cdot 0.785} = 8.15 \text{ m/s}$$

Calculando la velocidad final ;

$$V_f = \frac{D_{pp}^3 \rho_s}{3 \pi D_p \mu_s}$$

$$V_f = \frac{(5.5 \times 10^{-5}) \text{ m}^3 \cdot 9.8 \text{ m/s}^2 \cdot 1.2332 \text{ kg/m}^3}{3 \times 3.1416 \times 10^{-5} \text{ m} \cdot 2.8 \times 10^{-5} \text{ kg/m s}} = 0.7619 \text{ m/s}$$

Calculando las longitudes:

Longitud de caída vertical

$$L_v = \frac{573.89 \text{ kcal/kg} \cdot 1.2332 \times 10^3 \text{ kg/m}^3 \cdot 3600 \text{ s/h}}{8 \times 0.0282 \text{ kcal/h } ^\circ\text{C m} (204.44^\circ - 63^\circ)}$$

$$\left[\frac{9.8 \text{ m/s}^2 \cdot 1.2332 \times 10^3 \text{ kg/m}^3}{36 \times 2.8 \times 10^{-5} \text{ kg/m s}} \left((10 \times 10^{-5} \text{ m})^4 - (1 \times 10^{-5} \text{ m})^4 \right) + 3.12 \text{ m/s} \left((10 \times 10^{-5} \text{ m})^2 - (1 \times 10^{-5} \text{ m})^2 \right) \right] = 2.56 \text{ m}$$

Longitud corregida:

$$L_c = \frac{(V_o - V_f) D_{po}^2 \rho_s}{18 \mu_g}$$

$$L_c = \frac{(8.15 \text{ m/s} - 0.7619 \text{ m/s}) (10 \times 10^{-5})^2 \cdot 1.2332 \times 10^3 \text{ kg/m}^3}{18 \times 2.8 \times 10^{-5} \text{ kg/m s}}$$

$$L_c = 0.18 \text{ m}$$

La longitud total:

$$L_t = 1.5 \times 2.56 \text{ m} + 2 \times 0.18 \text{ m} = 3.48 \text{ m} + 0.36 \text{ m} = 4.2 \text{ m}$$

2. DIAMETRO DEL SECADOR

Para calcular el volumen de la cámara se utiliza la siguiente fórmula empírica:

$$V = a W$$

Donde :

$$a \text{ (factor empírico)} = 0.033 \text{ m}^3 \text{ h/kg (promedio)}$$

$$W \text{ (kg de agua a evaporar/h)} = 272.3328 \text{ kg/h}$$

$$V \text{ (volumen de la cámara)} = 0.033 \times 272.3328 = 8.99 \text{ m}^3$$

Volumen de los gases de combustión

$$V_{go} = \frac{47.15 \times 1845 \text{ kg de gases/kg comb}}{60 \times 0.33} = 43.935 \text{ m}^3$$

$$\text{Volumen total} = 43.935 + 8.99 = 52.92 \text{ m}^3$$

$$V = \pi D^2 h / 4$$

Despejando el diámetro:

$$D^2 = (4V / \pi h) \quad \text{y sustituyendo datos}$$

$$D = (4 \times 52.92 / 3.1416 \times 4.2)^{1/2} = 4 \text{ m}$$

3. TIPO DE ESPREA

Para encontrar el tipo de esprea se toma como base la alimentación:

$$\frac{S_s}{\rho_s} = \frac{472.8 \text{ kg/h}}{1.23 \times 10^3 \text{ kg/m}^3} = 383.39 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 10^{-3}$$

$$= 9201.43 \text{ lt/día}$$

$$= 101.29 \text{ gal/h}$$

Consultando el catálogo de espreas:

Esprea 51 , oración 27

Diámetro de la esprea 1.7 mm = 0.067 pulg.

Presión de trabajo = 2500 lb/pulg² = 175 kg/cm²

Para estas condiciones según el catalogo Spraying Systems el gasto es:

$$385 \text{ lt/h} = 9240 \text{ lt/día} = 102 \text{ gal/h}$$

4. BOMBA

Cálculo de la bomba para el líquido a secar del tanque de alimentación

a) Presión de descarga = 2500 lb/pulg² = 175 kg/cm²

b) Alimentación = 0.384 m³/h = 0.1066 lt/s

c) Presión atmosférica = 586 mm Hg = 0.7966 kg/cm²

d) Altura a la que se va a alimentar el líquido = 10 m

e) Altura del líquido en el tanque de alimentación = 0.5 m

f) Tubería de acero inoxidable de 1 pulg de diámetro = 254 cm

Efectuando un balance tenemos:

$$s_1 \text{ g/s} + \rho_1 / \rho + v_1^2 / 2 \text{ g} + W = s_2 \text{ g/s} + \rho_2 / \rho + v_2^2 / 2 \text{ g} + E_f$$

Donde:

$$z_1 \text{ m/gc} = 0.5 \text{ m}, \quad v_1^2 / 2g = 0, \quad p_1 = 0$$

$$\frac{p_2 - p_1}{\rho_s} = \frac{175 \times 10^4 \text{ kg/m}^2}{1.233 \times 10^3 \text{ kg/m}^3} = 1419.07 \text{ kg}_f \text{ m/kg}$$

$$z_2 \text{ m/gc} = 10 - 0.5 = 9.5 \text{ m}$$

$$v_2^2 / 2g = \frac{v^2}{2g} = \frac{(1.066 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s})^2}{\left(\frac{\pi D_T^2}{4}\right)^2 2g} = \frac{(5.064 \times 10^{-4} \text{ m}^2)^2}{(0.01314 \text{ m})^2 \cdot 19.6 \text{ m/s}^2}$$

$$= 2.26 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$N_{Re} = \frac{D_T \cdot v \cdot \rho_s}{\mu} = \frac{0.0254 \text{ m} \times 1.066 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s} \times 1.23 \times 10^3 \text{ kg/m}^3}{0.7854 (0.0254)^2 (0.01314 \text{ kg/m} \cdot \text{s})}$$

$$= 501.755$$

Factor de fricción $N = 0.042$

Longitud equivalente = 3 codos de 90° (media curvatura) +
+ 1 T + 3 válvulas de abuja.

$$L_{eq} = 3 \times 2.5 \text{ pies} + 1 \times 1.75 \text{ pies} + 3 \times 20 \text{ pies} =$$

$$= 69.25 \text{ pies} = 21.11 \text{ m}$$

Longitud de tubería = 22 m

$$L_{eq \text{ tot}} = 21.11 + 22 = 43.11 \text{ m}$$

Calculo de la carga de fricción:

$$h_f = N L/D \cdot v^2 / 2g, \text{ donde } v = 0.165 \text{ m/s}$$

$$h_f = \frac{0.042 \times 0.165^2 \times 43.11}{0.0254 \times 2 \times 9.8 \text{ m/s}^2} = 0.1 \text{ m}$$

Despreciando fricciones por contracciones y expansiones:

Calculamos el trabajo W :

$$W = 9.5 \text{ m} + 1419 \text{ kg}_f \text{ m/kg}_m + 0.002 \text{ kg}_f \text{ m} + 0.1 \text{ m} =$$

$$W = 1428.602 \text{ kg}_f \text{ m/kg}$$

Cálculo de la potencia de la bomba

$$P = Ss \cdot W$$

$$\begin{aligned}
 P &= 472.8 \text{ kg/h} \cdot 1428.602 \text{ kg}_f \text{ m/kg} \\
 &= 675443 \text{ kg}_f \text{ m/h} \\
 &= 187.62 \text{ kg}_f \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Considerando una eficiencia del 70% se tiene:

$$P = \frac{187.62 \times 7.22}{550 \times 0.70} = 3.51 \text{ Hp}$$

Para esta potencia de bomba se seleccionó una del tipo de pistón homogenizadora de 5 Hp Mc-6

5. VENTILADOR

Para el diseño del ventilador se tienen los siguientes datos:

- a) velocidad de salida = $4 \text{ m/s} = V_s$
- b) presión estática a la entrada + presión atmosférica
- c) presión estática a la salida = 9.2 m de agua
- d) rendimiento estimado = 80%
- e) Gasto de aire para el secado = 3377.14 kg de aire seco/h
- f) peso específico (Pesp) del aire a Pat y 20°C = 1.77 kg/m³

$$\begin{aligned}
 \text{Presión velocidad} &= \text{Pesp} \cdot \frac{v_s^2}{2g} \\
 \text{Presión velocidad} &= \frac{1.77 \text{ kg/m}^3 (4 \text{ m/s})^2}{2 \times 9.8 \text{ m/s}^2} = 1.43 \text{ kg/m}^2 \\
 &= 0.056 \text{ pulg agua}
 \end{aligned}$$

$$\text{Presión estática} = (8 \text{ pulg} + 0.056 \text{ pulg}) 27.78 = 223.8 \text{ pulg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volumen de aire} &= \frac{3377.14 \text{ kg aire seco/h}}{1.77 \text{ kg aire/m}^3} = 1907.99 \text{ m}^3/\text{h} \\
 &= 0.53 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$\text{Potencia necesaria} = \frac{223.8 \times 0.53 \text{ m}^3/\text{s} \cdot 7.22}{550 \times 0.80} = 1.95 \text{ Hp}$$

Diámetro de descarga :

$$A_s = \frac{V_A}{v}$$

$$A_s = \frac{0.53 \text{ m}^3/\text{s}}{4 \text{ m/s}} = 0.133 \text{ m}^2 = 1.43 \text{ pies}^2$$

$$\text{De la ecuación } A_s = \pi D^2/4 = 0.785 D^2$$

Despejamos el diámetro

$$D = \sqrt{A_s/0.785} = \sqrt{0.133/0.785} = 0.41 \text{ m}$$

Con estos datos se seleccionó el siguiente ventilador:

Según el catálogo ARMEE-CHICAGO

Tipo Ls , tamaño 7 , clase I , girando a 4000 rpm
 potencia de freno de 2.73 Hp o/motor de 3 Hp
 4 polos , 3 fases totalmente cerrado.

6. CICLONES COLECTORES

6.1 Ciclón colector primario

Primero calculamos la velocidad terminal de sedimentación de la partícula

$$V_t = \frac{0.0637 A_i D_s g_c}{2 D_c V_o}$$

$$V_t = \frac{D_p^2 g_c \rho_s}{18 \mu}$$

de donde:

A_i = área de la sección transversal de salida del gas

D_p = diámetro de la partícula

g_c = aceleración debido a la gravedad

ρ_s = densidad de la solución

μ = viscosidad del fluido

D_s = diámetro del tubo de salida del gas

D_c = diámetro del ciclón

s = altura del ciclón

Suponiendo :

$$\begin{array}{lll} z = 4.8 \text{ m} & D_c = 1.2 \text{ m} & D_e = 0.6 \text{ m} \\ H_c = 0.6 \text{ m} & B_c = 0.4 \text{ m} & J_c = 0.4 \text{ m} \end{array}$$

Calculamos A_i :

$$A_i = 0.785 D_c^2 = 0.785 (0.6 \text{ m})^2 = 0.283 \text{ m}^2$$

Igualando las ecuaciones de la velocidad terminal:

$$\frac{g_c A_i D_e}{z D_c V_o} = \frac{0.873 D_p^2 g_c \rho_s}{2.8 \times 10^{-5}}$$

$$\frac{0.283 \text{ m}^2 \times 0.6}{(4.8 \text{ m} \times 1.2 \text{ m}) V_o} = \frac{0.873 (10^{-5})^2 (1.06 \times 10^3)}{2.8 \times 10^{-5}}$$

Donde $V_o = 8.78 \text{ m/s}$

La velocidad terminal de sedimentación

$$V_t = \frac{0.0637 A_i D_e g_c}{z D_c V_o} = \frac{0.637 \times 0.283 \text{ m}^2 \times 0.6 \text{ m} \times 9.8 \text{ m/s}^2}{4.8 \text{ m} \times 1.2 \text{ m} \times 8.78 \text{ m/s}}$$

$V_t = 0.00209 \text{ m/s}$

6.2 CICLON COLECTOR SECUNDARIO

Suponiendo $z = 2.4 \text{ m}$

$$\begin{array}{lll} B_c = 0.15 \text{ m} & D_e = 0.3 \text{ m} & H_c = 0.3 \text{ m} \\ D_c = 0.6 \text{ m} & S_e = 0.075 \text{ m} & J_c = 0.15 \text{ m} \\ A_i = 0.785 & D_o^2 = 0.785 (0.3 \text{ m})^2 = 0.0706 \text{ m}^2 & \end{array}$$

Como A_i del primer ciclón es 4 veces mayor al A_i del segundo ciclón, entonces la V_o del segundo ciclón es 4 veces mayor que la V_o del primer ciclón. $V_o = 35.12 \text{ m/s}$

$$V_t = \frac{0.064 A_i D_e g_c}{z D_c V_o} = \frac{0.063 (0.0706 \text{ m}^2) (9.8 \text{ m/s}^2)}{(2.4 \text{ m}) (0.6 \text{ m}) (35.12 \text{ m/s})}$$

$V_t = 0.00026 \text{ m/s}$

CAPITULO VII

ESTUDIO ECONOMICO

VII. ESTUDIO ECONOMICO

Inicios de 1985.

A. Costo de materia prima

Se trabajan 21 días por mes en tres turnos.

Precio por tonelada de miel incristalizable = \$ 6 254.00

Alimentación por día = 11 347.2 kg de solución

Alimentación por mes = 238 291.2 kg de solución

Cantidad de miel en la solución por mes = 112 137 kg

Costo de materia prima por mes = \$ 701 305.00

B. Costos de producción

1. Directos

Materia prima = \$ 701 305.00

Mano de obra

Trabajo de operación = \$ 180 000.00

Servicio y limpieza = \$ 270 000.00

Mantenimiento y reparación = \$ 35 000.00

Servicios = \$ 100 000.00

Espaque = \$ 400 000.00

2. Indirectos

Depreciación = \$ 120 000.00

Seguros = \$ 60 000.00

Costos de distribución por ventas = \$ 300 000.00

Impuestos = \$ 100 000.00

C. Gastos de operación

Administrativos = \$ 670 000.00

D. Capital de trabajo = \$ 180 000.00

E. Utilidades = \$ 200 000.00

Costo total de fabricación = costos de producción +
gastos de operación = \$ 2 936 305.00

Inversión fija

1. Directos

Cámara de secado = \$ 1 636 404.00
2 tanques de alimentación = \$ 452 116.50
2 ciclones colectores = \$ 315 810.00
ventilador y bomba = \$ 800 000.00
Balanza = \$ 250 000.00

Instalación \$1381 732.00
Instrumentación y controles = \$ 500 000.00
Instalación = 100 000.00
Tubería e instalación = \$ 1 600 000.00
Edificios y procesos auxiliares = \$ 2 000 000.00
Instalación de servicios = \$ 1 600 000.00

2. Indirectos

Ingeniería y supervisión = \$ 1 600 000.00
Imprevistos = \$ 2 130 000.00

inversión fija = inversión directa + inversión indirecta
= \$ 10 636 063 + \$ 3 730 000.00
=\$14 366 063.00

Cálculo de la utilidad neta

Producción al mes = 100 800 kg/mes
Eficiencia de la planta del 90%
Producto = 90 720 .00 kg/mes
Pérdidas del 1.5% de producto correspondientes a 1 361 kg
Kilogramo de producto total al mes = 90 720 - 1 361
= 89 359 kg
Se considera un valor del producto = \$ 45.00
Ventas: 89 359 kg x \$ 45.00 = \$ 4 021 155.00
Devoluciones = \$ 4 021 155.00 x 0.03 = \$ 120 635.00

Costos de fabricación = impuestos sobre la renta +
utilidades
= \$ 100 000.00 + \$ 200 000.00
= \$ 300 000.00.

Estado de resultados.

Venta neta = ventas - devoluciones
= \$ 44 021 155.00 - \$ 120 635.00
= \$ 3 900 520.00

Utilidad bruta = venta neta - costos de fabricación
= \$ 3 900 520.00 - \$ 2 936 305.00
= \$ 964 215.00

Utilidad antes de impuestos = utilidad bruta - gasto de op.
= \$ 964 215.00 - \$ 670 000.00
= \$ 294 215.00

Utilidad neta = utilidad antes de impuestos - impuestos
= \$ 294 215.00 - \$ 100 000.00
= \$ 194 215.00

CAPITULO VIII

CONCLUSIONES

VIII. CONCLUSIONES

Se realizaron pruebas en el laboratorio y de ellas se seleccionó la que reunió las condiciones óptimas para el diseño del secador.

El producto obtenido es uniforme y tiene bajo contenido de humedad, siendo este un factor importante para su envase y transporte.

El secado por aspersión se justifica por los bajos costes de funcionamiento y mantenimiento.

El precio de una unidad de aspersión depende primeramente del gasto de aire, materiales a emplear en su construcción y equipo accesorio, recuperadores de polvo, calentadores de aire etc.

Para diseñar la cámara se toman en cuenta los tiempos de secado. Dicho tiempo y el gasto de aire determinan el volumen de la cámara para una determinada producción. Las propiedades específicas del producto, principalmente su tamaño de grano, pueden afectar la forma y dimensiones de la cámara y por lo mismo el coste.

El coste total de funcionamiento se estimó en función de los datos sobre los costes de mano de obra y materiales consumibles.

CAPITULO IX

BIBLIOGRAFIA

IX. BIBLIOGRAFIA

Avalos y vez León
Apuntes y generadores de vapor
Ed. Politécnica
México 1965

Ocon y Tojo
Problemas de Ingeniería Química
Operaciones Básicas
Tomo II
Ed. Aguilar
Madrid 1978
Pags. 240-339

Kneule, Friedrich
El Secado
Ed. Uyno
España 1966
Pags. 242-260

Alan S. Foust
Principios de Operaciones Unitarias
Ed. CECSA
Primera edición 1961
Pags. 433-445

Ullman
Enciclopedia de Química Industrial
Sección I-Q
Pags. 170-228

Norman N. Potter
La ciencia de los alimentos
Ed. Edutex S.A.
México 1973
Pags. 85-109

Brown
Operaciones básicas de la Ingeniería Química
Ed. Marín
Barcelona, España 1965
Pags. 585-591

Jhon H. Perry Ph. D.
Manual de Ingeniería Química
Tomo I
Ed. Hispanoamericana
México 1976

Quinn, J.J. Jr
The economics of Spray Drying Chem. Eng.
57 (1) : 35 (1965)

Belcher, D.W. , D.A. Smith and E.M. Cook
Desing and use of spray dryers, part I. Chem. Eng.
&O (20) : 83 (1963) ; part II 70 (21) ; 201 (1963)

Tate, R. W.
Sprays and Spraying for process use. Chem. Eng.
Part I 72 (15) : 157 (1965)
Part II 72 (16) : 111 (1965)