

300618

1
20



UNIVERSIDAD LA SALLE

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

**"DISEÑO DE UN PROTOTIPO PILOTO PARA
SECAO POR ASPERSION"**

TESIS PROFESIONAL

Que para obtener el Titulo de:

INGENIERO QUIMICO

P r e s e n t a

JOSE MARCO ANTONIO ANAYA IZQUIERDO

MEXICO, D. F.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

1987



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.

CONTENIDO.

Capítulo I.	
Introducción	
Capítulo II.	
Generalidades	3
Capítulo III.	
Conceptos Básicos de Secado por Aspersión	14
Capítulo IV.	
Tipos de Espreadores	23
Capítulo V.	
Modelo Matemático de Partí y Palancz.....	31
Capítulo VI.	
Diseño del Prototipo	41
Capítulo VII.	
Conclusiones	52
Apéndice	
Referencias.....	

CAPITULO I.

INTRODUCCION.

Los métodos mecánicos de separación de líquidos de sólidos, consumen menos energía que la remoción por evaporación, siendo estos los más seguros respecto a la sensibilidad de los sólidos al calor. Por lo tanto la separación mecánica se enfoca generalmente al uso de equipos tales como: filtros, centrifugas, tanques sedimentadores, decantadores, etc. Sin embargo estos métodos mecánicos de separación raramente alcanzan el grado de secado requerido en el producto final, de tal forma que el secado térmico por vaporización toma importancia sobre la separación mecánica hasta cierto punto.

Un incremento razonable en el consumo de energía es aceptable para reducir el número de etapas utilizadas en un proceso dado, por lo tanto, se reducirá considerablemente el capital y mano de obra. Por esta razón, un proceso de secado térmico, aun con un consumo de energía alto es más eficiente que un proceso de separación mecánica equivalente.

Muchos de los secadores que actualmente se usan parecen haber sido inventados y desarrollados para productos específicos, sin muchas consideraciones a la teoría general del secado en Ingeniería Química. Consecuentemente, se dice que el secado es la operación unitaria menos homogénea en Ingeniería. Respecto al trabajo que se presenta, el secado por aspersión es un proceso

utilizado para secar soluciones y pastas, especialmente cuando se desea una operación rápida, debido a que algunos productos son sensibles al calor y además se desea controlar dentro de ciertos límites el tamaño de partícula y densidad de la misma.

El trabajo está organizado en dos partes fundamentales, que son: bases teóricas de la operación de secado, y diseño específico de equipos de secado por aspersión; presentando al final de cada capítulo un cuadro con la nomenclatura usada, así como al final de este trabajo se presentarán las referencias bibliográficas para ser utilizadas por el usuario si quisiera profundizar en algún punto.

El objetivo fundamental de este trabajo, es definir los criterios, correlaciones y cálculos que deben ser utilizados para el diseño de sistemas de secado por aspersión, persiguiéndose también que el usuario pueda realizar un diseño completo de éstos sistemas para el manejo de cualquier solución, producto seco y capacidad de producción requerido.

CAPITULO II.
GENERALIDADES.

"El Secado como un proceso de transferencia de masa y transferencia de calor".

El secado es un método de separación del líquido contenido en un sólido, técnicamente es un proceso de vaporización en el que la velocidad de transferencia de masa y calor son factores controlantes en el diseño del equipo.

En muchos secadores, el calor es transferido por convección de los gases de secado a la superficie mojada del sólido, en algunos diseños, el fenómeno de radiación de las paredes del secador al material se complementa con la convección, este calor transferido vaporiza el líquido, que comúnmente es agua. Dependiendo de las condiciones de operación, una pequeña cantidad de calor actúa como calor sensible, para alcanzar la temperatura del sólido mojado y el resto como calor latente para lograr la vaporización del mismo.

El vapor que se forma, se difunde en la fase gaseosa de calentamiento, haciendo que pase a través de la misma capa límite de la resistencia a la convección, a través de la cual pasa el calor, de donde se aprecia que la transferencia de masa es opuesta a la transferencia de calor. A este respecto el secado es parecido a la humidificación, la diferencia entre estas operaciones es que en la humidificación el agua proviene de un líquido puro, mientras que en el secado proviene de un líquido dispersado en un sólido, por lo que el secado requiere que se

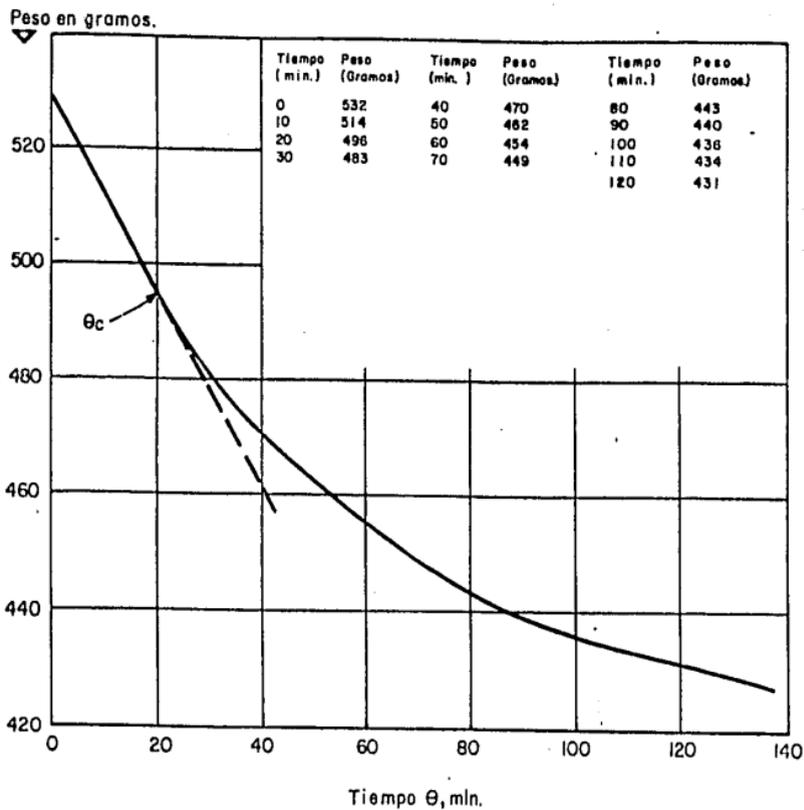
considere una nueva resistencia. Esta resistencia se opone al movimiento del líquido a través del sólido hacia la interfase sólido-gas. El significado de esta resistencia puede ser aparente, analizando datos típicos obtenidos de un secador por lotes figura (1). Podemos notar que la velocidad a la cual el líquido se evapora es constante al principio, como lo muestra la porción recta de la curva. Esta velocidad constante sigue hasta que el contenido de humedad almacenada alcanza un valor crítico, en cuyo valor la velocidad comienza a caer. La velocidad continúa después de este valor con un decremento, finalmente cae a cero cuando el contenido de humedad se ha reducido al valor de equilibrio, que es el valor más pequeño que puede alcanzar a las condiciones de secado dadas.

Este comportamiento puede ser mostrado más eficazmente graficando la velocidad de secado contra el contenido de humedad, como lo muestra la figura (2). La velocidad de secado se calcula utilizando los datos de la figura (1), calculando $dwt/d\theta$ y $d\theta$, se asume que la velocidad de secado corresponderá a la humedad promedio entre esos dos puntos. Esta forma de calcular la velocidad de secado es preferida si los datos de que se dispone están muy cercanos, tomando intervalos con determinada frecuencia, tal que $\Delta wt/\Delta \theta$ se aproxime a $dwt/d\theta$. Un método alternativo, es determinar la tangente en cada punto a lo largo de la curva, este método tiende a ser muy bueno y seguro, pero depende de la precisión en el trazo de las tangentes.

Se puede distinguir dos regiones en la figura (2), permaneciendo constantes la temperatura del medio de secado y las condiciones

Fig. 10

Gráfica de peso de muestra a secar contra tiempo. Ref. (6)



Datos tomados de el secado de hojas (23cm X 31cm X 1.12cm) por ambos lados en un secador de charolas a temperatura constante de 77 C de bulbo seco y 35 C de bulbo humedo. El peso de la muestra completamente seca fue de 350 g.

de flujo bajo las cuales se puso en contacto el material a secar. El primer período se extiende de la humedad inicial X_0 a la humedad crítica X_c , y se le designa como el período de velocidad constante de secado. Este período también corresponde a la primera línea recta de la figura (1). El segundo período comienza en X_c y continúa hasta la humedad de equilibrio X^* . Este período cae en la región de velocidad de secado decreciente.

La transición entre estos períodos ocurre al tiempo crítico, (ver figura (1)), ese es el tiempo en el que la curva de secado comienza a separarse de la línea recta punteada. Esto se determina de mejor manera usando la figura (2), donde X_c se encuentra en la intersección de la curva de velocidad de secado constante y la velocidad de secado decreciente, estos datos son usados, para obtener θ_c .

COMO OCURRE EL SECADO EN EL PERIODO DE VELOCIDAD CONSTANTE Y VELOCIDAD DECRECIENTE.

El primer período corresponde a una situación física en la que la superficie del sólido está completamente mojada. Las condiciones son tales que la difusión del líquido en el sólido no ofrece resistencia a la migración hacia la superficie a una velocidad igual a la de secado, por lo que la capa de líquido en la superficie permanece intacta. La temperatura de la superficie del sólido, para ser calculada requiere de un balance de calor y ecuaciones de transferencia de masa, utilizando

Fig. 2.0

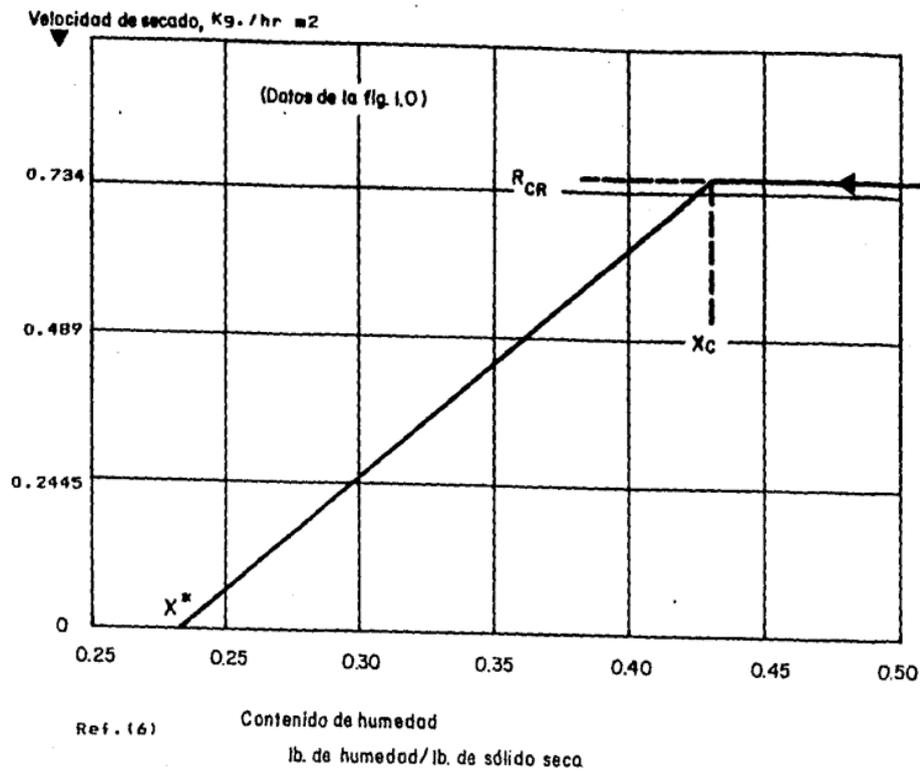
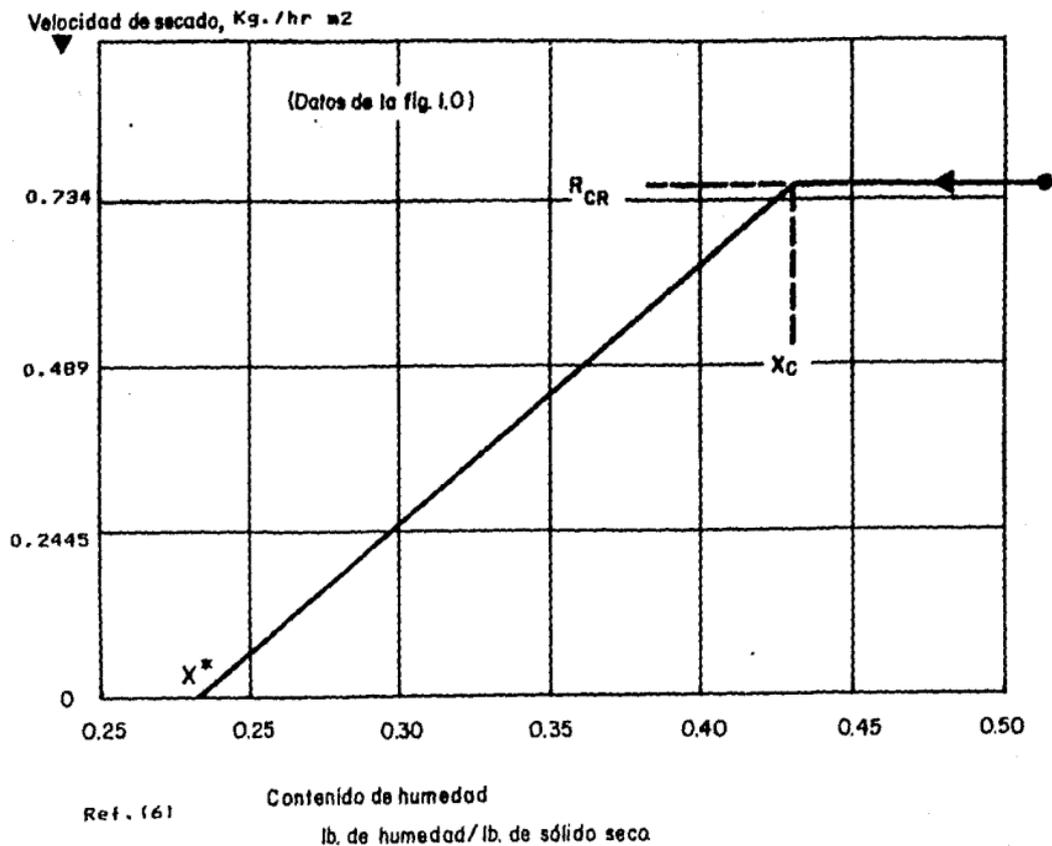


Fig. 2.0



ecuaciones tales como:

$$\frac{dQ}{Ad\theta} = R \lambda w = h(1-i_2) = K_H(H_2 - H) \lambda w \quad (1)$$

En el caso límite, y asumiendo que la transferencia de calor es por convección natural y T_s es la temperatura de bulbo húmedo del medio secante, esta ecuación podrá ser usada por secadores por lotes tales como, los de charola, horno, cacerola y diseños similares. Esto también se cumple en secadores adiabáticos como, los de túnel y los rotatorios. Bajo estas condiciones los coeficientes de transferencia de masa, calor y las condiciones del medio de secado, sirven para calcular la velocidad de secado R :

$$R = \frac{dw}{Ad\theta} = K_H(H_2 - H) = h(1-i_2)/\lambda \quad (2)$$

En el caso en el que el flujo de aire pasa por superficies planas, para obtener los coeficientes de transferencia de masa y calor podemos utilizar las correlaciones:

$$h = 0.0128 G^{0.8} \quad (3)$$

$$K_H = 0.36 G / (1G/\mu)^{0.2} N_{Sc}^{2/3} \quad (3a)$$

Donde estas ecuaciones son usadas para obtener coeficientes a las condiciones de la superficie comportándose de manera cuantitativa y cualitativa.

Cuando el contenido de humedad alcanza la humedad crítica y la velocidad de secado comienza a caer, no hay razón por que creer que los coeficientes también cambien, el flujo masico de aire y todas las propiedades físicas del sistema no cambian. Por lo que la caída de la velocidad de secado es causada por otros factores, siendo la transferencia de calor uno de ellos. Ya que se transfiere mas calor a la superficie que es utilizado como calor latente, el calor restante es usado como calor sensible alcanzandose así una temperatura superficial mayor, reduciendo la diferencias de temperatura y consecuentemente la velocidad de transferencia de calor.

A altas temperaturas superficiales H_s es alta y la ecuacion (2) sugiere que la velocidad de difusión se incremente, siendo contrario a la del comportamiento observado, en conclusion, podemos afirmar que cuando el contenido de humedad en toda la superficie del sólido cae por debajo del valor crítico, parte de la superficie del sólido se seca y la vaporización disminuye. Treybal (14) afirma que en el punto crítico se permite senalar que existe remoción completa de la humedad no ligada (definida como la que ejerce toda su presión de vapor), el líquido restante esta unido de algún modo al sólido (agua cristalizada o absorbida), que reduce la presión de vapor por abajo de la líquido a la misma temperatura, por lo que la vaporización ocurre en el cuerpo del sólido en lugar de que ocurra en la superficie. Así la resistencia a la transferencia de masa y calor se ve incrementada. En este caso la velocidad de secado varia directamente como lo hace la humedad. esto dara R_{cr} cuando X es igual o mayor a X_c y será cero

cuando X es igual a X^* (equilibrio). En este caso la proporcionalidad es lineal y :

$$R_{FR} = R_{CR} \left(\frac{X - X^*}{X_c - X} \right) \quad (4)$$

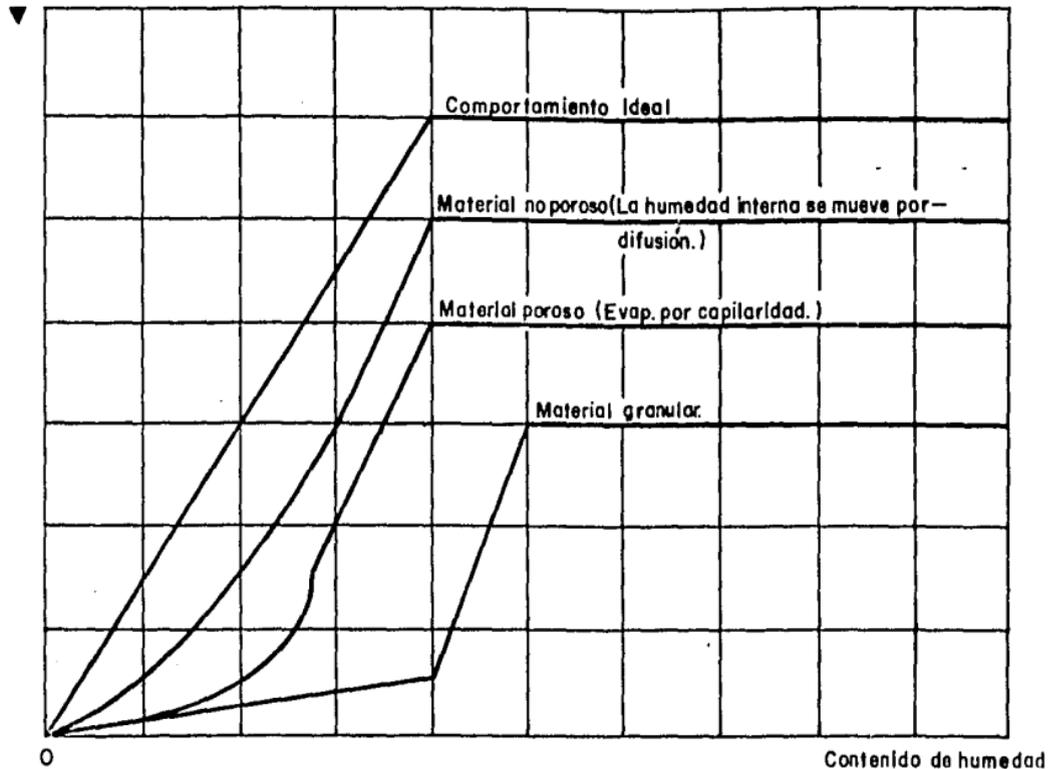
Cumplíendose el comportamiento del secado de hojas como lo muestra la figura (2).

Si cada material tiene una humedad crítica en la cual pasa de un período de velocidad de secado constante y luego cae en un período de velocidad decreciente, el contenido de humedad promedio en el cuerpo del sólido debe ser mayor que el de la superficie, por lo que debe existir un gradiente que cause la migración de la humedad del seno del sólido a la superficie.

De ahí que la humedad en el sólido depende de la resistencia que este ofrezca a la migración de la misma a través de él. Esto a su vez, depende del número y el diámetro de los capilares o pasajes a través de los cuales, el líquido se movera y de las dimensiones del cuerpo del material. Desafortunadamente los datos de humedad crítica son difíciles de obtener y el único recurso que se tiene a la mano es considerar un valor promedio experimental. No todos los materiales muestran una variación lineal de la velocidad de secado decreciente con la humedad, como lo expresa la ecuación (4). En algunos casos la vaporización ocurre lejos del sólido, incrementándose la resistencia a la transferencia de masa y calor, algunos materiales en los que la remoción de humedad es solamente difusional cambian los gradientes de

Fig. 3.0

Velocidad de secado



Ref. (6)

concentración, causando los correspondientes cambios en la relación velocidad de secado-humedad. Algunos casos en los que el mecanismo de capilaridad predomine para la migración de el líquido a través del sólido, cambios de rompimiento, contracción y humedad pueden ocurrir, teniéndose lentos períodos de secado. La figura (3) muestra curvas de velocidad de secado para varios materiales con su respectivo comportamiento.

Como se muestra, el equilibrio en el contenido de humedad se determinará mejor de datos experimentales que de predicciones teóricas. En última instancia, se requiere saber la cantidad de agua que contiene el material y se puede correlacionar la humedad relativa del medio de secado con el contenido de humedad del sólido como lo muestra la figura (4).

APLICACIONES AL DISEÑO.

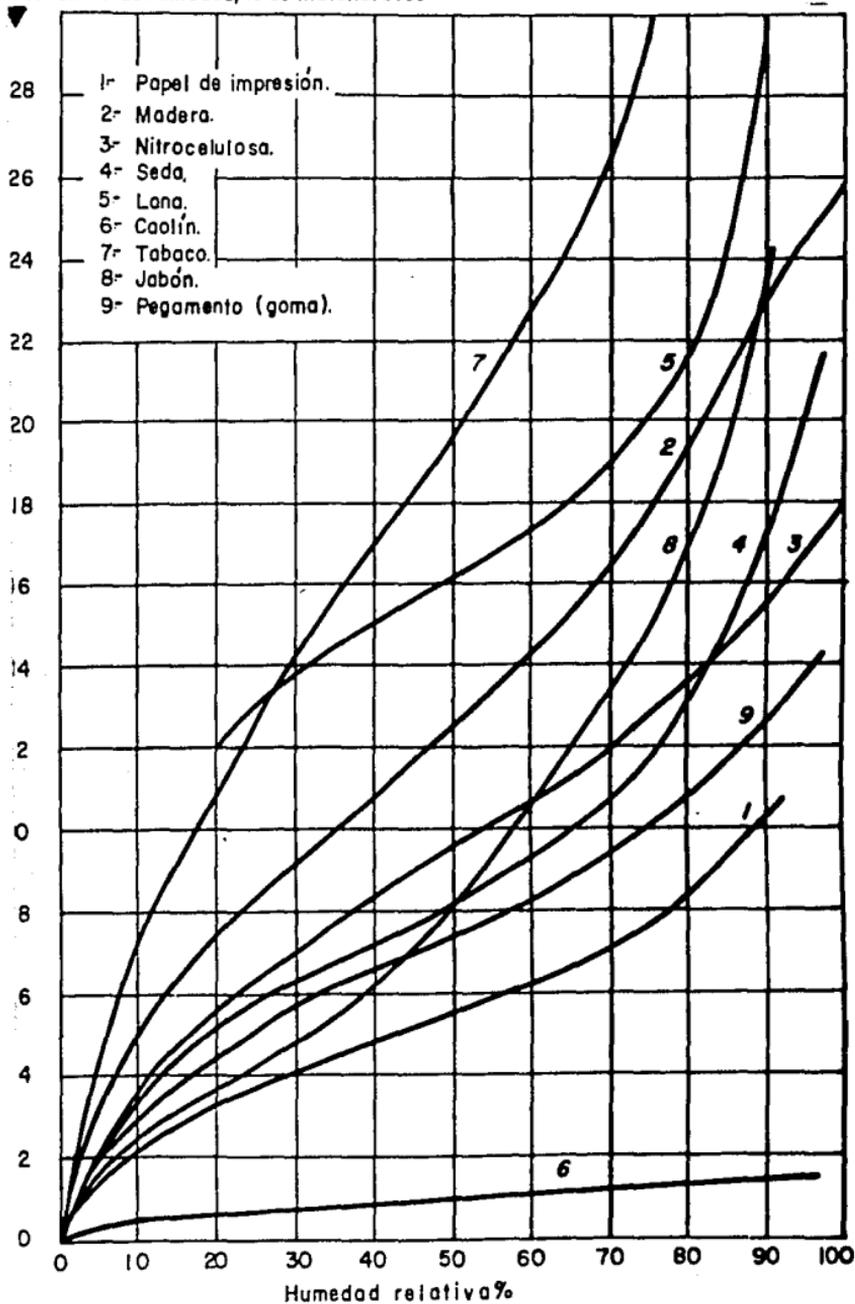
Suponiendo que tenemos información básica de un material que se desea secar (como es X_0, X_c, X_f y X_{eq}), del medio de secado (como temperatura, humedad y propiedades termofísicas), y tenemos las especificaciones del secado y de su operación (flujo y velocidad de medio de secado que pasa por la superficie mojada y la manera como el material es cargado al secador), podremos combinar las ecuaciones y principios anteriores para dimensionar un secador adecuado.

El procedimiento varía con el método de operación (ya sea por lotes o continuo) y depende en algunos casos del tipo de material (sea en forma granular, laminillas u otra forma rígida). Siendo en

Fig. 4.0 Gráfico de humedad contra humedad relativa.

Contenido de humedad, % de material seco

Referencia No. 6



todos los casos el tiempo de secado la variable necesaria para un buen diseño, las diferencias aparecen cuando este es transformado en dimensiones de secador.

Si tomamos primero operaciones por lotes, se simplificaría el diseño, por que en estos casos los cristales, sólidos granulares, madera o cartón se tratan de igual manera, secándose usualmente en charolas o etapas de profundidad definida. Asumiendo que conocemos el espesor de la capa de material húmedo y su densidad al cargarlo al secador, podremos calcular el peso de líquido que será removido por unidad de superficie de secado disponible:

$$W = S(X_c - X_p) \quad (5)$$

note que S también es igual a:

$$S = (1)(L)(\rho_o)(1 - X_o) = L\rho_{DB} \quad (6)$$

En la ecuación (6), el término L, es la longitud del material en la etapa de secado o el espesor de la hoja, si se secara de un lado.

En el secado de una superficie el calor es transferido por convección del medio de secado al fondo de la superficie mojada y pasa por conducción a través del sólido. Esto incrementa la temperatura de la superficie de secado por arriba de la temperatura de bulbo húmedo del medio, y la velocidad de secado por arriba de lo que se esperaría si la superficie estuviera aislada. Esta velocidad esta por arriba de la que se tuviera si el

espesor se doblara y se secara por los dos lados.

El tiempo de secado requerido puede determinarse por:

$$R = -L \rho_{DB} \frac{dx}{d\theta} \quad (7)$$

Cuando X esta por arriba de X_c , la velocidad de secado es constante (como se menciono anteriormente).

La ecuación (7) puede ser integrada considerando R constante, separando variables:

$$\int_0^{\theta_c} d\theta = \frac{-L \rho_{DB}}{R_{CR}} \int_{X_0}^{X_c} dx \quad (8)$$

$$\theta_{CR} = \frac{L \rho_{DB} (X_0 - X_c)}{R_{CR}} \quad (9)$$

La ecuación (8) muestra que el tiempo de secado en el período de velocidad de secado constante es igual a la humedad removida por unidad de superficie, dividido entre la velocidad de secado constante R, como lo determina la ecuación (2), y los correspondientes valores de los coeficientes de las ecuaciones (3) y (3a).

En el período decreciente, alcanzado cuando la humedad del sólido es X_c , la velocidad de secado dependerá de X, como lo indica la ecuación (4). Integrando la ecuación (7), puede ser modificada por:

$$R_{FR} = -L \rho_{DB} \frac{dx}{d\theta} \quad (10)$$

$$\int_{\theta_c}^{\theta_F} d\theta = -L \rho_{DB} \int_{X_c}^{X_F} \frac{dx}{R_{FR}} \quad (11)$$

$$= \frac{-L \rho_{DB}}{R_{CR}} (X_c - X^*) \int_{X_c}^{X_F} \frac{dx}{(X - X^*)}$$

$$\theta_{FR} = \theta_F - \theta_c$$

$$= \frac{L \rho_{DB} (X_c - X^*)}{R_{CR}} \ln \left(\frac{X_c - X^*}{X_F - X^*} \right) \quad (12)$$

La ecuación (12) ,puede ser rearrreglada para dar una forma similar a la ecuación (9):

$$\theta_{FR} = \frac{L \rho_{DB} (X_c - X^*)}{R_{LM}} \quad (13)$$

$$R_{LM} = \frac{(R_{CR} - R_F)}{\ln(R_{CR}/R_F)}$$

Esta expresión representa una velocidad de secado media logarítmica ,y es solo válida cuando la velocidad de secado varía linealmente con la humedad en el período decreciente como lo muestra la figura (2).La ecuación (11) ,puede ser integrada gráficamente para otro tipo de material como lo sugiere la figura

(3). El tiempo de secado $\theta_{CR} + \theta_{FR}$ es el factor más importante para establecer la capacidad y dimensiones del secador.

NOMENCLATURA

A	Area de Secado en m ²
G	Masa Velocidad del medio de Secado kg/m hr
h	Coefficiente de Transferencia de Calor Cal/hr m ² C
H	Humedad del Medio de Secado en kg Humedad/ kg S.S.
H _e	Humedad de Equilibrio kg Humedad/ kg S.S.
KH	Coefficiente de transferencia de masa kg/hr m ²
l	Longitud de la superficie de secado s
L	Espesor del sólido a secar a
Q	Calor transferido Cal.
R	Velocidad de Secado kg/hr m ²
R	Velocidad de Secado en el periodo constante
R	Velocidad de secado en el periodo decreciente
R	Velocidad final de secado
S	Masa de sólido seco kg/hr
t	Temperatura del medio de secado C
t _s	Temperatura del medio en la superficie del solido C
w	Velocidad de evaporacion kg/hr
W	Velocidad de produccion de maerial seco kg/h
x	Contenido de humedad del solido Kg de Humedad/kg Sólido Seco
X	Contenido de humedad del medio de secado
X ₀	Humedad Inicial
X _c	Humedad Critica
X _f	Humedad final
X _e	Humedad de Equilibrio
θ	Tiempo de Secado ,hr
θ _c	Tiempo crítico
θ _D	Tiempo de retardo
θ _F	Tiempo final
θ _{CR}	Tiempo en periodo constante
θ _{FR}	Tiempo en periodo dfecreciente
λ	Calor de Vaporizacion, Cal/kg.
λ _w	Calor de vaporizacin a la temperatura de bulbo humedo
μ	Viscosidad, cp.
ρ	Densidad, kg/m ³
ρ _{BD}	Densidad del material seco
ρ ₀	Densidad de la alimentacion

CAPITULO III.

CONCEPTOS BASICOS DE SECADO POR ASPERSION.

Este tipo de secadores se han diseñado para procesar lodos / soluciones con velocidades de producción relativamente altas; a diferencia de otro tipo de secadores ,el producto se obtiene en forma de pequeñas esferitas que son razonablemente uniformes en tamaño,relativamente libres de polvo.Por esta razón el secado por aspersion es el más aconsejable en productos de uso doméstico,en la operación de secado por aspersion,el lodo se bombea hasta una espesa o disco giratorio atomizador que rocía la carga en forma de gotas muy finas.Estas gotitas estan sometidas a una corriente de aire caliente que puede fluir en forma concurrente o bien a contracorriente e inclusive según un patrón mixto de los anteriormente citados.Una vez secado el sólido en partículas,se separa del aire por gravedad.El aire de salida transportará las partículas finas de la cámara de secado,passando a través de separadores tipo ciclón con filtros de bolsas o lavadores de gases, antes de salir a la atmósfera.La figura (5) muestra una instalación de este tipo utilizada para secar arcillas ,esquemmatizando los constituyentes principales.

Cualquier unidad de secado por aspersion tiene como partes fundamentales: el suministro de la carga y el sistema de atomización,el sistema de producción y de soplado de gas caliente ,una cámara de secado,una de separación de gases de sólidos y finalmente un sistema de descarga de producto.El diseño de cada

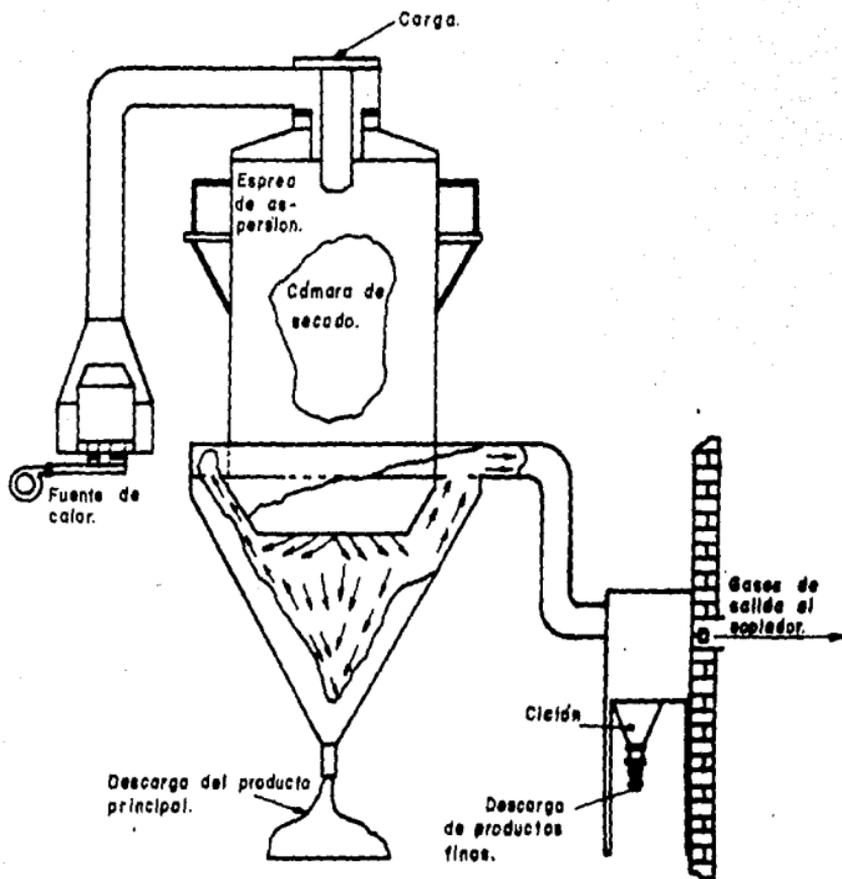


Fig. 5.0- Diagrama esquemática que muestra las partes más importantes de un sistema de secado mediante aspersión.

uno de estos sistemas depende de los materiales que se estén secando y está influenciado por el diseño del resto de la unidad. Por lo que la forma del secador por aspersión terminado, puede variar enormemente de un producto a otro y aún de una instalación a otra para el mismo producto.

Más aún las propiedades del producto dependerán en gran medida de las condiciones bajo las cuales ha sido secado. La finura y la uniformidad de la aspersión, el comportamiento de las gotas rociadas durante el secado, la temperatura, la humedad, la proporción de flujo másico y patrón de flujo de aire secante, afectan las propiedades del producto seco. En general, el diseñador tiene que calcular un secador tal que produzca un compuesto con una densidad a granel fija, una distribución de partículas específica, un contenido de humedad, un color y todo esto según una cantidad de producción previamente determinada. Actualmente, aunque los secadores por aspersión han sido objeto de varios estudios, el sistema diseñado se puede hacer solamente sobre la base de corridas de prueba bajo las condiciones exactas para la producción. Aún las corridas de planta piloto en las que se utiliza una misma espesa que en el equipo industrial, con condiciones idénticas del flujo de aire, son poco dignas de fe, en virtud de que no se pueden reproducir los patrones para el flujo de aire. La amplia variación en el diseño de los componentes de un secador a otro y la diferente selección y disposición de estos componentes se muestra en la figura (5) y (6). El secador en la figura (6) trata un material termolábil, adecuado para el consumo humano. Así pues, la

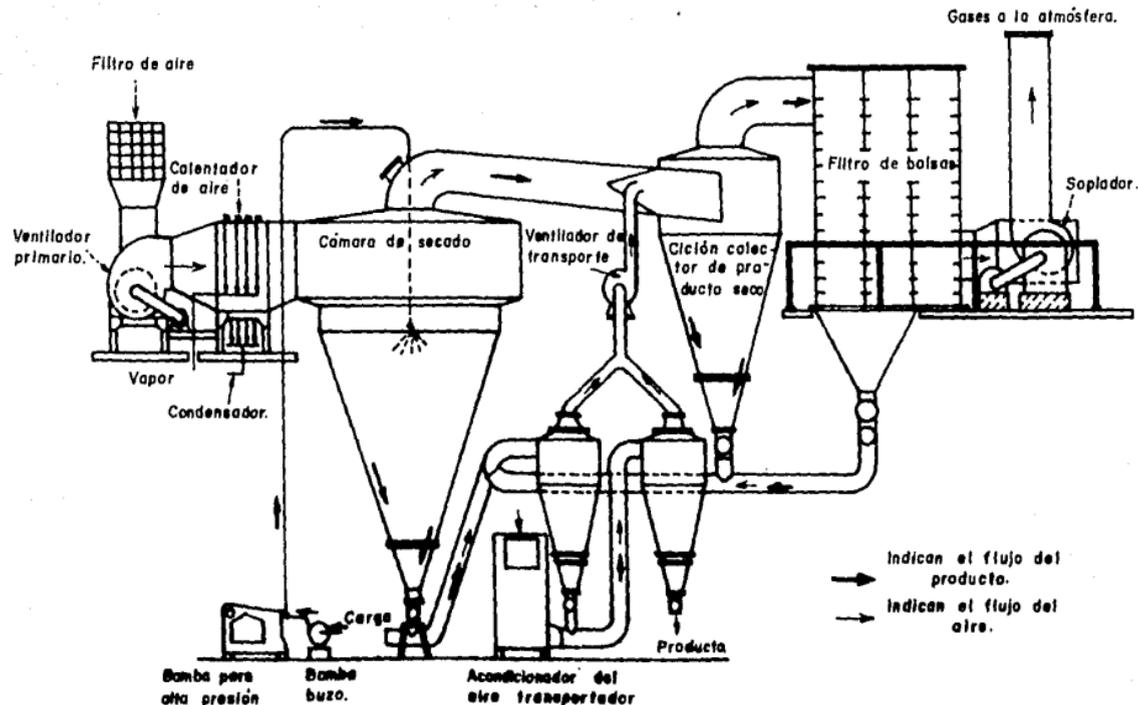


Fig.60 Un secador por separación calentado mediante vapor y provisto de colector para el producto seco. Este equipo fue diseñado para una planta de obtención de extracto de café en polvo, aunque al igual, puede ser empleado en la manufactura de productos farmacéuticos, colorantes, pigmentos, resinas sintéticas, o cualquier otro producto seco que no es conveniente coleccionar volviendo de un secador en donde se recoge el producto húmedo cuando requiere temperaturas inferiores para el secado.

temperatura debe mantenerse baja y la limpieza debe ser un factor importante totalmente diferente en el secador de arcillas. Ambos hacen hincapie en el valor del producto y en el perjuicio que se podría causar dejando escapar las gotas hacia la atmósfera, lo cual es tanto mas cierto en lo referente al secador que se ocupa de producir café en polvo.

DISTRIBUCION DEL TAMANO DE LAS GOTAS.

La característica más importante de un espray es el diámetro promedio de gota, la distribución de tamaños y el tamaño máximo. Nukiyama y Tanasawa (2) presentaron una correlación empírica que predice el tamaño promedio de la gota, en el caso de usar un atomizador neumático:

$$d_{vs} = \frac{585}{v_{rel.}} \left(\frac{\sigma}{\rho} \right)^{1/2} + 597 \left(\frac{\mu}{\sqrt{\sigma \rho}} \right)^{0.45} \left(\frac{1000 Q_1}{Q_0} \right)^{1.6} \quad (14)$$

La ecuación anterior, se verificó en muchos experimentos por lo que, es usada en algunas ocasiones. Nukiyama y Tanasawa presentaron una segunda ecuación para expresar la distribución del tamaño de gota como sigue.

$$n_i / \Delta d = a d_i^2 \exp(-b d_i^q) \quad (15)$$

Lewis (2), mostró que q es una constante para cada esprea sobre

un rango de condiciones de operación y debe de ser determinada experimentalmente.

Kim y Marshall (12) propusieron correlaciones para obtener la distribución de gotas y el diámetro promedio de gota experimentalmente, empleando una nueva técnica de espreado de cera fundida y soluciones de cera-polietileno, sin dar claros resultados con respecto a la de Tanasawa.

Los datos obtenidos experimentalmente de la distribución de gotas de agua no dependen del tipo de atomización en el estudio - que se presenta. Una gráfica de $\text{LOG}(n_i / d_i^2 \Delta d_i) \text{ vs. } d_i^2$ como lo muestra la figura (7), permite obtener una línea recta y así se obtiene el valor de q a utilizar en la ecuación (15) que en este caso es 2. Por lo que, la ecuación (15), será:

$$n_i / d_i^2 = a d_i^2 \exp(-b d_i^2) \quad (16)$$

donde a y b son constantes que no dependen de las condiciones de operación. Para el análisis matemático Nukiyama y Tanasawa obtubieron:

$$b = 2.25 / d_v^2 \quad (17)$$

$$a = 1.91 b^3 V \quad (18)$$

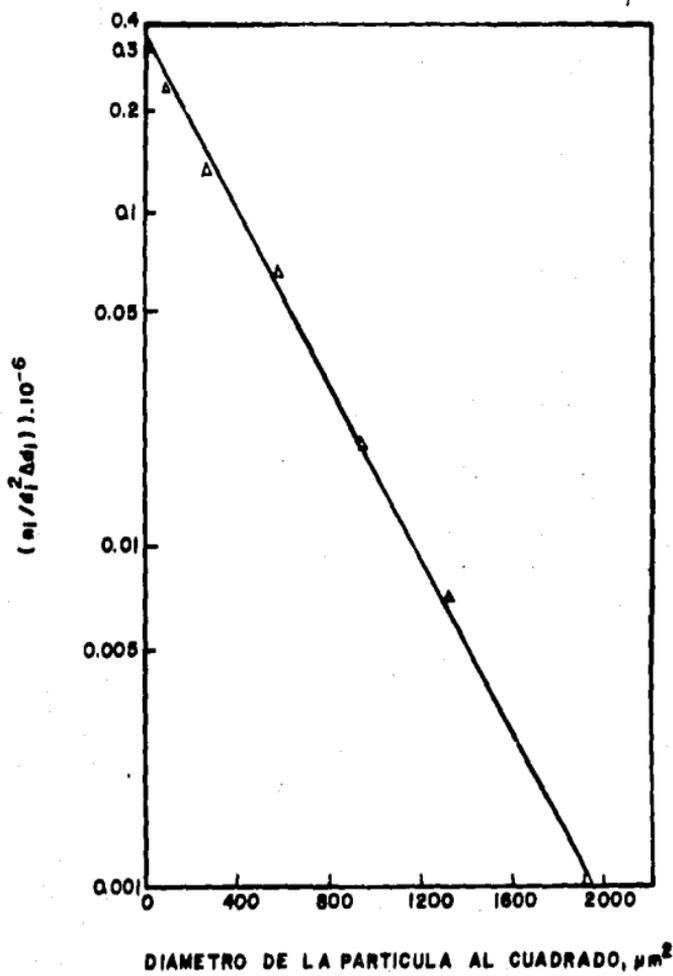


Fig-7. Distribución del tamaño de gota para agua.

donde V = volumen total de muestra, en milímetros cúbicos. El valor de dvs se obtiene experimentalmente por medio de la correlación de Nukiyama y Tanasawa. Otro método usual es el de Mugle y Evans (2), la distribución se obtiene bajo el conocimiento apriori del diámetro mayor para agua dm . El valor de dm se encuentra cuando se grafica $\text{LOG}(d_i/(dm-d_i))$ contra la frecuencia acumulada como lo muestra la figura (8), y por prueba y error se encuentra una recta. El valor experimental de dm en este caso, está entre 62 y 65 micrómetros, por lo que el método anterior da una excelente aproximación.

Para soluciones de lignosulfonato de calcio secadas comunmente por este método, la ecuación (14), fue usada para predecir dvs y las ecuaciones (16), (17) y (18), fueron utilizadas para estimar la distribución de tamaños de gota. El diámetro de la gota más grande fue determinado por análisis de rectas como antes y se encontró que era de 95 micrones como lo muestra la figura (9). Se debe mencionar que recientemente Litch, analizó los datos de Kim y Marshall (12), para atomizadores neumáticos utilizando el mismo método. Encontrando que el diámetro de la gota mayor está cerca de tres veces el diámetro promedio. Kim y Marshall mostraron que el diámetro de Sauter debe ser igual a 0.83 veces el promedio. Sin embargo, los experimentos de Niyasaka (10), indican que para datos muy dispersos, la relación dm/dvs varía entre 1.8 y 3.0 dependiendo de las condiciones de operación.

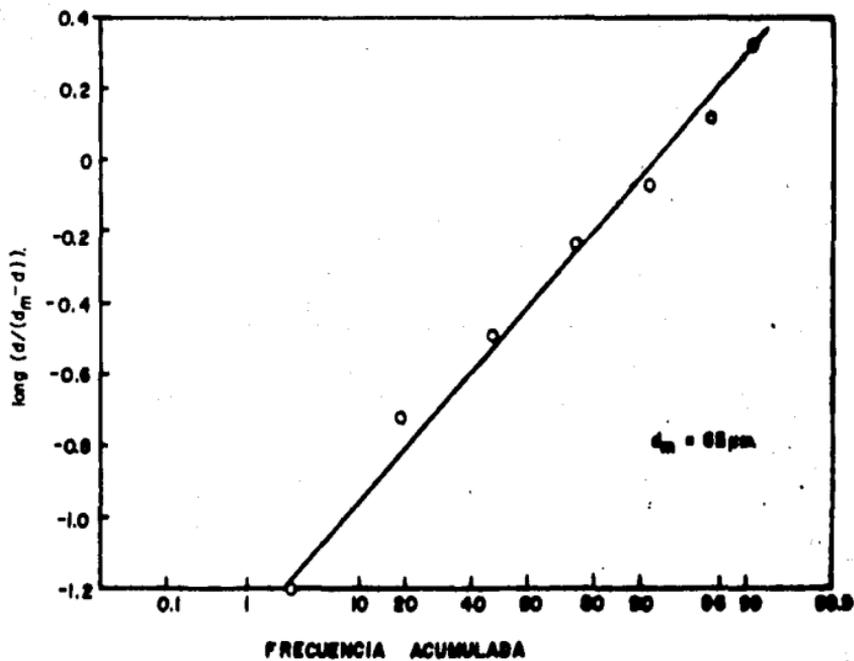


Fig.8. Prediccion del tamaño maximo de gota para agua.

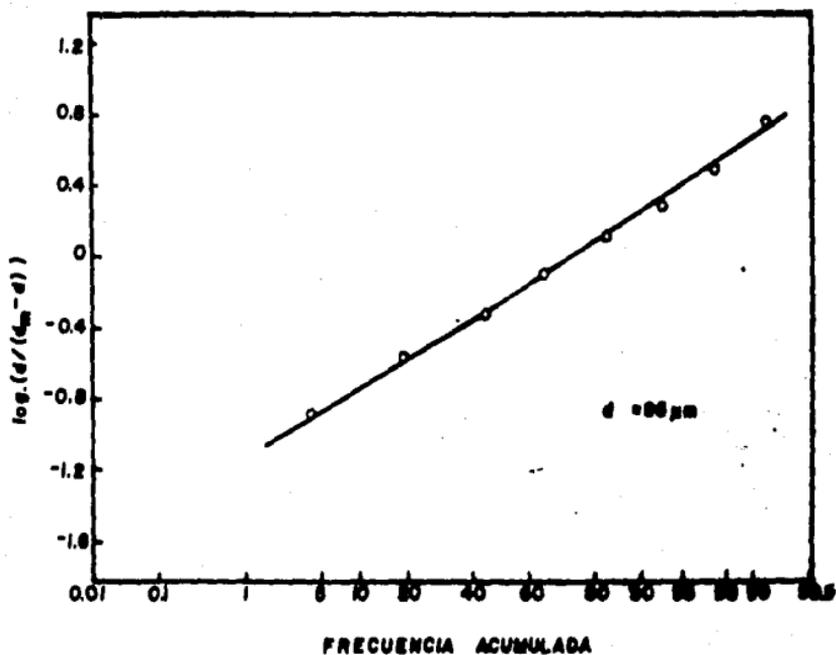


Fig-9. Predicción del tamaño máximo de gota para emulsiones al 10% de Lignosulfonato de sosa.

TRAYECTORIA DE LAS GOTAS.

La obtención de la trayectoria de las gotas requiere la solución de varias ecuaciones simultáneas para expresar: (1) su movimiento en las tres direcciones; (2) la velocidad de evaporación; (3) los patrones de flujo del gas secante y (4) las propiedades instantáneas del gas secante.

La ecuación del movimiento de la gota en un campo centrífugo gravitacional, se expresa como:

$$\frac{dV_t}{dt} = g + r\omega^2 + \frac{V_t V_r}{r} - \frac{C_D V_t \rho_A A_p}{2m} + \frac{F_L}{m} \quad (19)$$

Resolviendo esta ecuación en tres dimensiones, las velocidades se pueden expresar como:

$$\frac{dV_t}{dt} = -\frac{V_t V_r}{r} - \frac{3C_D \rho_e V_t (V_t - V_{ot})}{4d\rho} \quad (20)$$

$$\frac{dV_r}{dt} = \frac{V_t^2}{r} - \frac{3C_D \rho_e V_t (V_r - V_{or})}{4d\rho} + \frac{F_L}{m} \quad (21)$$

$$\frac{dV_v}{dt} = \frac{g - 3C_D \rho_e V_t (V_v - V_{ov})}{d\rho} \quad (22)$$

donde V_t , es la velocidad de la gota relativa al fluido y esta dada por la ecuación:

$$V_t^2 = (V_t - V_{ot})^2 + (V_v - V_{ov})^2 + (V_r - V_{or})^2 \quad (23)$$

El coeficiente de arrastre fue evaluado por mediciones, en la

ecuación propuesta por Meard (2), para diferentes intervalos de el número de Reynolds que esta generalmente considerado en la literatura. El esfuerzo cortante de las gotas, fue estimada por Saffman (2), para esferas que se mueven en una corriente gaseosa:

$$F_L = 20.25 \rho_c d^2 \left(\frac{v_a}{K} \right)^{0.5} K v_f \quad (24)$$

donde k es un factor de corrección a la velocidad del fluido y se puede expresar como:

$$K = 1.4 v_{av} \left(\frac{r}{r^2 s} \right) \quad (25)$$

donde la velocidad axial se estima :

$$v_{av} = v_c \text{ EXP} \left(-0.892 \left(\frac{r}{r^2 s} \right) \right) \quad (26)$$

se asume que $FL=0$, cuando $NR \gg 1.0$, como lo es en la mayoría de los casos.

VELOCIDAD DE EVAPORACION DE LAS GOTAS.

La velocidad de evaporación esta dada por :

$$\frac{dm_i}{dt} = \pi h d^2 n_i \left(\frac{p_a - p_s}{\lambda} \right) \quad (27)$$

donde el coeficiente de transferencia de calor se determina de las correlaciones de Ranz y Marshall (12):

$$Nu = 2.0 + 0.6 N_{Re}^{0.5} P_r^{0.33} \quad (28)$$

El díametro instantáneo de la gota (d_i) se calcula como:

$$d_i = d_{in} \left(\frac{P_{in}}{c_i P_i} \right)^{0.33} \quad (29)$$

donde los subíndices i e in representan los valores instantáneos y los valores iniciales respectivamente. La temperatura de la gota a cualquier concentración se determina de una carta psicrométrica como la de la figura (10).

PATRONES DE FLUJO DE GAS SECANTE.

En medio de las dificultades que se encuentra en el diseño de los secadores por aspersión, los patrones de flujo son predominantes en el dimensionamiento de la cámara de secado.

Por lo que es importante conocer la velocidad central (V_c), que está dada por:

$$\frac{V_c}{V_o} = \frac{6.5}{\bar{x}} \quad (30)$$

$$\bar{x} = \left(\frac{P_m}{P_o} \right)^{0.5} \left(\frac{x}{D_o} \right) \quad (31)$$

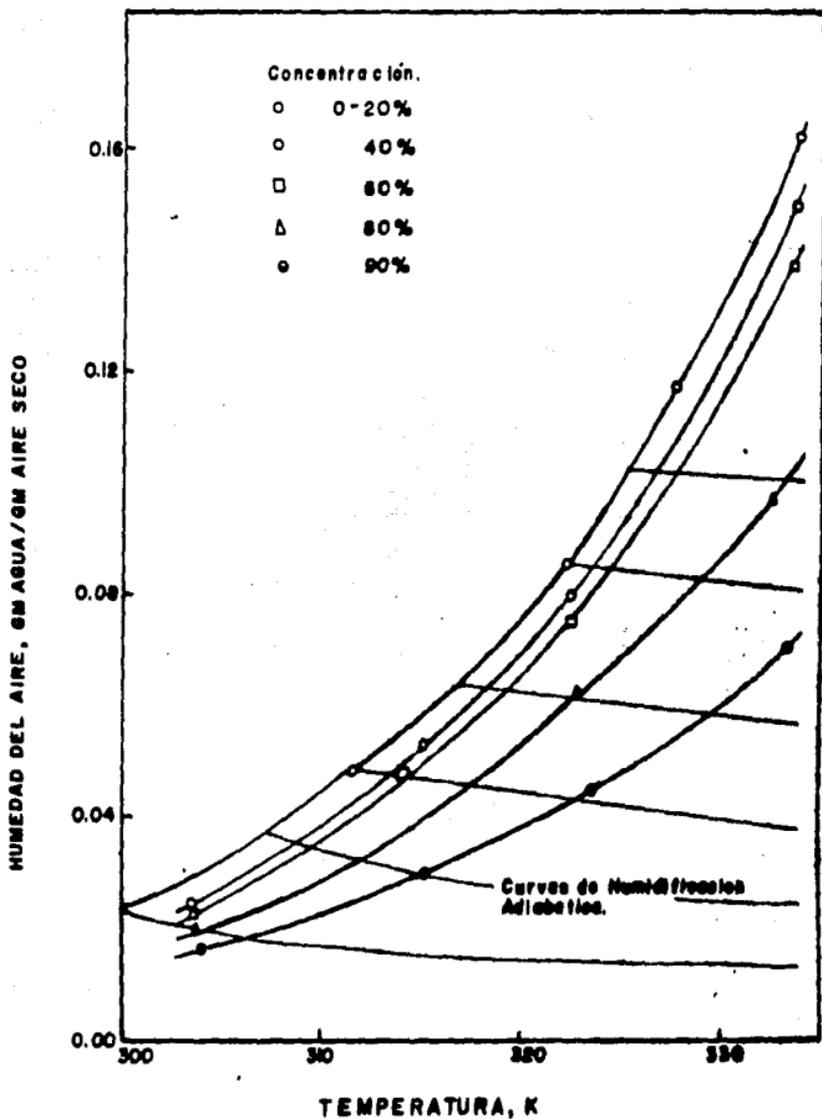


Fig-10. Curvas de Saturación para Lignosulfonato de Calcio.

La velocidad radial, se asume que esta cerca de la velocidad calculada con la ecuación (26), utilizando $R_s=0.09X$.

En la zona de contacto, se miden velocidades tangenciales que son aquellas que se hacen que se forme un remolino en la zona central del equipo, por lo que V_{at} varia de acuerdo a:

$$V_{at} = C_1 r \quad (32)$$

$$V_{at} = C_2 (R - r) \quad (31)$$

donde C_1 , es función de la distancia axial del atomizador y C_2 es una constante específica.

CAPITULO IV.

TIPOS DE ESPREADORES.

La parte más importante de un sistema de secado por aspersión es la carga del atomizador. Los atomizadores con los que se cuenta actualmente los podemos agrupar principalmente en tres clases :

1.- Espreas de dos Fluidos (Neumáticas).

2.- Espreas de Presión.

3.- Discos Centrífugos.

El tipo de atomizador no solo determina la energía requerida para el esreado (capacidad de bombeo), sino que también el tamaño de las gotas, su dirección, y velocidad terminal. El tamaño de la gota de la cual dependerá el tamaño final de la partícula, establece la superficie disponible para la transferencia de calor y velocidad de secado.

La siguiente tabla muestra una comparación de la superficie de transferencia de calor proporcionada por varios tamaños de esferas (Ref. 1):

VOLUMEN TOTAL	DIAM. PART.	n PART.	AREA PART.	AREA TOTAL
1 m ³	1.234 m	1	3.14 m ²	3.14 m ²
1 m ³	1cm.	1.986E6	3.14 cm ²	623.6 m ²
1 m ³	1 mm.	1.986E9	3.14 mm ²	6236 m ²
1 m ³	100 μm	1.986E12	31,400 μm ²	62360 m ²
1 m ³	1 μm.	1.986E18	3.14 μm ²	6.236E6 m ²

En el secado por aspersión, el tamaño de gota usualmente

requerido se encuentra en el intervalo de 20 a 180 micrones de diámetro, obteniéndose áreas en intervalos de 35,000 m² a 310,000 m² por metro cúbico de alimentación.

I.- ESPREAS DE DOS FLUIDOS.

Se utilizan para secado en bajas producciones, particularmente si se desea un tamaño fino de partículas. El mecanismo de atomización de estas espreas es mediante aire que golpea las corrientes de líquido, cuando el aire tiene baja presión, el gas sopla burbujas en el líquido el cual se rompe en pequeñas gotitas. A presiones elevadas el líquido sale de la esprea en forma de ligamentos que se convierten en gotas mediante el contacto con la corriente gaseosa de el gas secante. El tamaño promedio de las gotas disminuye a medida que la presión de la corriente de alimentación aumenta.

En general, se puede hablar de que las espreas de dos fluidos forman un rocío al obligar a un gas de alta velocidad, a chocar concurrentemente con chorros de líquido que sale de la esprea. Para mezclas de una solución de alcohol-glicerina, Nukiyama y Tanasawa (1) obtuvieron:

$$D_a = \frac{1920}{V_a} \left(\frac{\mu}{\rho_L} \right)^{1/2} + 597 \left(\frac{\mu}{\sqrt{V_a \rho_L}} \right)^{0.45} (1000 \text{ g})^{1.5} \quad (34)$$

donde:

D_a = Diámetro promedio de la gota en micrones.

α = tensión superficial (lb / ft²)

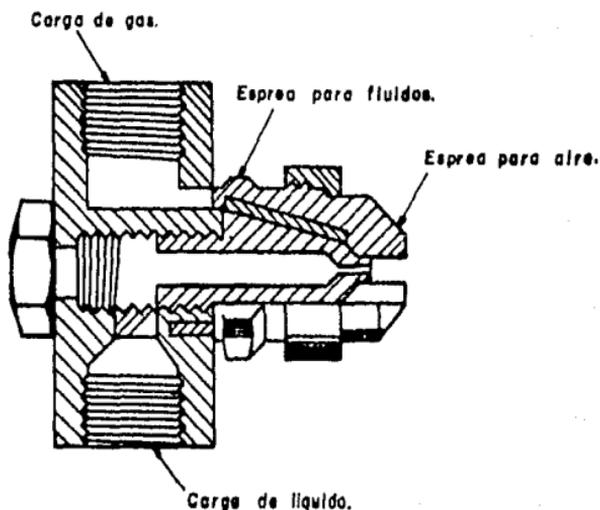


Fig. 11-Espina para dos fluidos. En ella, el fluido que se va a recalar se entrega a la espina a baja presión, en tanto que se suministra otro, vapor o gas a alta presión hasta 70 psig. para suministrar energía adecuada a la atomización. En la parte interna de la espina tiene lugar un mezclado de líquido y del gas. En otras espinas el gas y el líquido se descargan separadamente en la cara de la espina, produciendo un mezclado externo.

ρ_l = Densidad del líquido en lb/ft³

V_a = Velocidad relativa entre el líquido y gas en ft/seg.

μ = viscosidad del líquido en cp.

q = Relación volumétrica del flujo de aire a flujo líquido.

De la ecuación anterior, se puede predecir el diámetro promedio de la gota, si se conocen todos los parámetros anteriormente mencionados. La figura (11) muestra el esquema de una esprea de dos fluidos, este tipo de espreas se utilizan solamente en instalaciones tipo piloto.

II.- ESPREAS A PRESION DE UN SOLO FLUIDO.

Operan a cargas mayores que las de dos fluidos y se obtienen gotitas mas uniformes y mayores en tamaño. La figura (12) muestra una esprea a presión construida para dar servicio en un secador por aspersión, esta produce un movimiento tangencial de alta velocidad dentro de el líquido que se va a rociar. La fuerza centrífuga resultante, hace que el líquido haga remolinos alrededor de la circunferencia del agujero de la esprea formando un corazón de aire a lo largo del eje del agujero, el fluido gira entonces hacia afuera formando un cono hueco, el cual se rompe finalmente en gotitas. La figura (13) , muestra esta forma de atomización partiendo de una esprea a presión de tipo remolino que opera a 30 psig. Para obtener el mismo grado de atomización con un líquido viscoso podría necesitar una presión mucho mayor (200 psi o más).

Tanto las espreas neumáticas como las de presión, requieren que

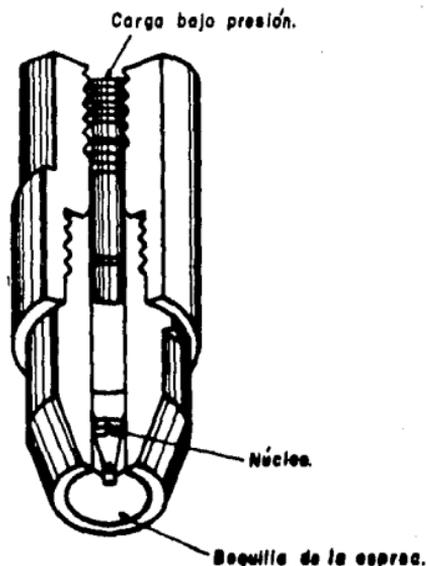


Fig.12.-Soplas a presión de un aceite fluido. La sopleadora tiene un disco asociado en el núcleo. Las sopleadoras provistas de este diseño son capaces de vaciar de 60 a 1000 galones hora de agua. La carga para una sola sopleadora varía por un factor de 2.5 a 3, cuando cambia la presión de 1000 a 7000 psig. El cuerpo de la sopleadora está generalmente hecho en acero inoxidable, en tanto que el núcleo intercambiable y la boquilla están fabricados en acero endurecido o en carburo de tungsteno.

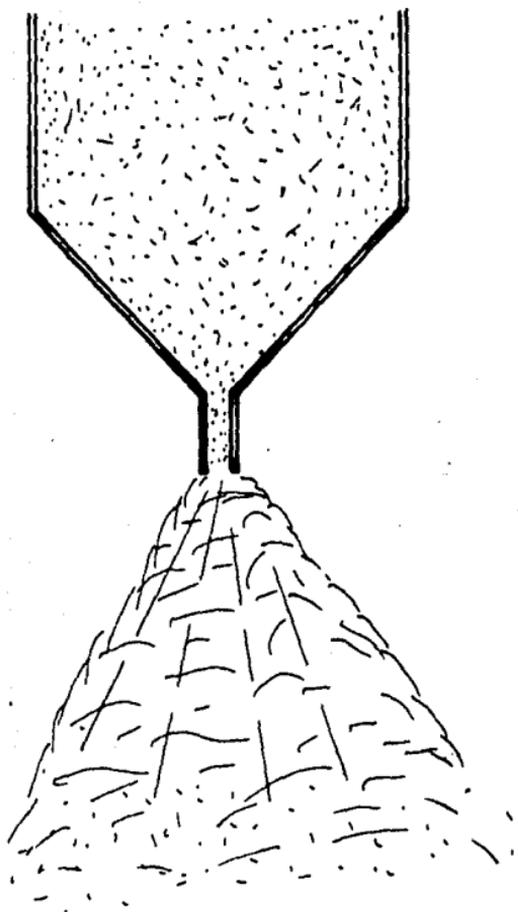


Fig. 13. ESPREA DE PRESION A 30 PSIG.

el fluido que se va a rociar fluye a través de tubería muy angosta, por lo que cualquier grumo, cristal u otro sólido suspendido en el fluido de alimentación taponeara la esprea. Mas aún, la más pequeña partícula erosionará la esprea, haciéndola más grande y ocasionando una atomización desigual, por ésta razón el material que se alimenta debe ser completamente homogéneo. Si la carga esta formada por varios componentes, la agitación tiene que ser completa, para eliminar cualquiera de estas posibles pequeñas partículas. Aun así, se colocan generalmente tamices finos en la línea de carga y homogeneizadores (mezcladores estáticos), con el objeto de proteger y alargar la vida útil de las espreas.

En este tipo de esprea, el tamaño medio de la gota se expresa generalmente como la media de Sauter, siendo esta una función de el diámetro de la esprea, la presión aplicada, viscosidad del líquido y tensión superficial. Las figuras (15) y (16), muestran algunas indicaciones acerca de los tamaños medios de las gotas que se puede esperar en espreas a presión. Han sido desarrolladas correlaciones empíricas suponiendo que el diámetro medio de Sauter es una función independiente de las componentes tangenciales y axial de la velocidad de la boquilla de distribución lineal sobre papae l probabilidades. La uniformidad del tamaño de la gota se correlacionó en terminos de la desviación normalizada media a partir de estas líneas. Una desviación modificada normalizada es una función de la velocidad tangencial y del diámetro del orificio. Otra correlación empírica ha sido propuesta basada en las propiedades medibles de la

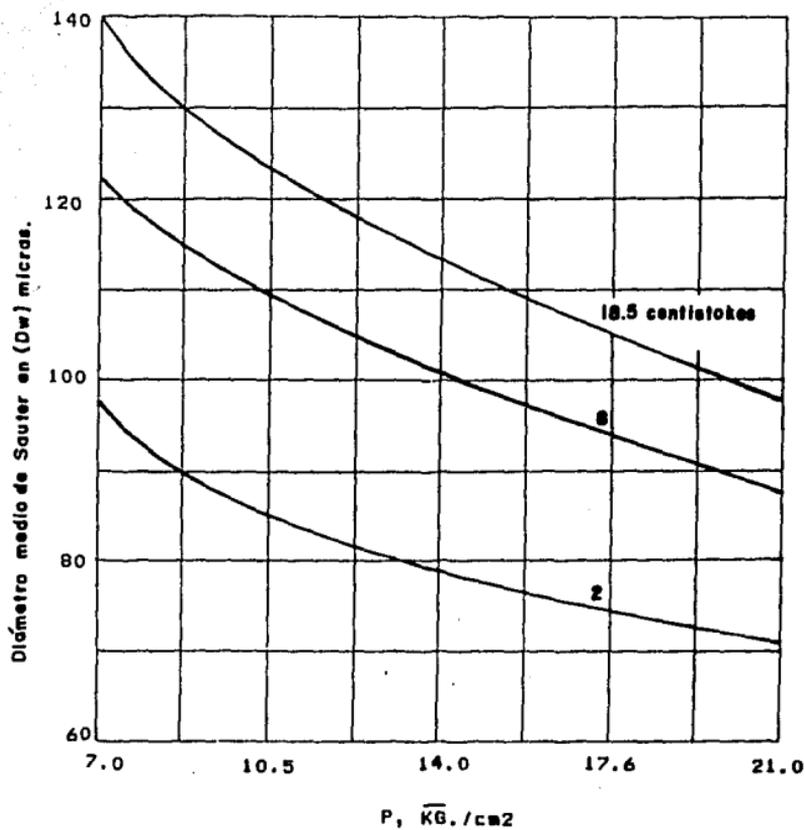


Fig-15. Influencia de la presión y de la viscosidad sobre el diámetro medio de Sauter de las gotitas en espuma giratoria a presión (12).

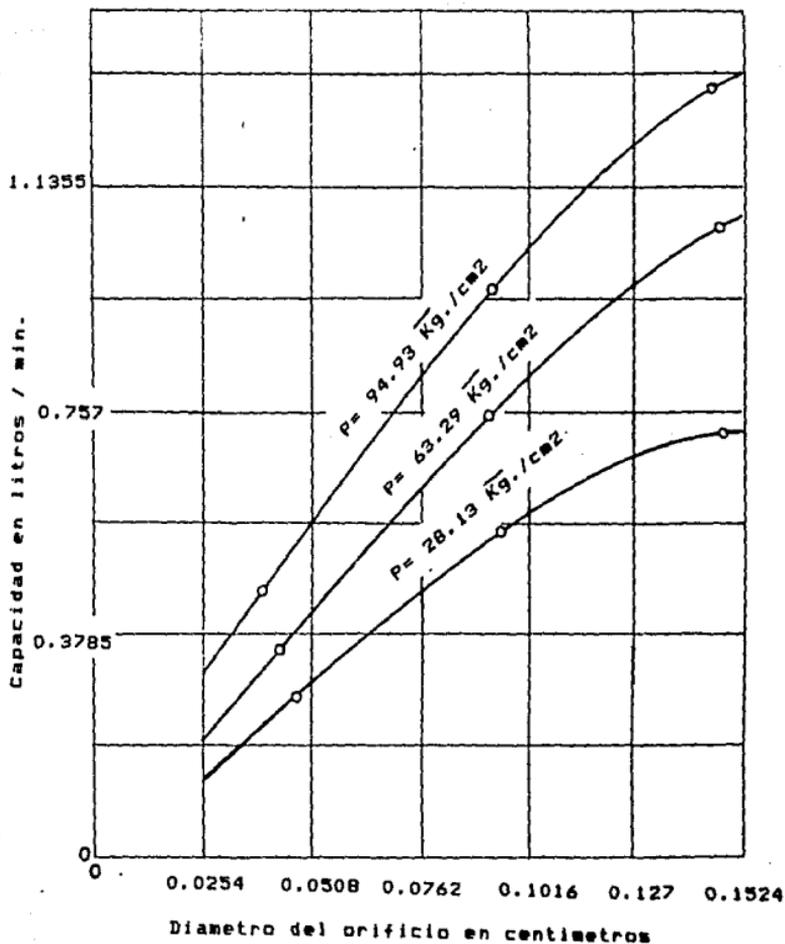


Fig-16. Efecto del diámetro de la espesa sobre la capacidad de las mismas cuando tienen núcleo estriado (16). Area estriada $7.7 \times 10^{-4} \text{ plg}^2$ Viscosidad 50 centipoises.

esprea, pero que se puede aplicar generalmente solo en el diseño de espreas, el cual no es objeto de este trabajo. En la mayor parte de las investigaciones, el agua fue el primer líquido atomizado y el efecto de las propiedades del fluido, principalmente la viscosidad que ejerce sobre el tamaño de las gotas producidas, es una cosa que aun no se determina en forma adecuada.

La capacidad de las espreas depende de su diámetro, de la presión, del diseño interno de la esprea, y de la viscosidad del fluido. La importancia del diseño interno radica en la variación que se imparte al remolino del líquido para la componente tangencial de la velocidad y sobre la caída de presión a través de la esprea para un tamaño dado de partícula. La influencia de la viscosidad aumenta ligeramente al aumentar esta a presión constante de carga, a medida que tiene lugar la atomización. Esto es debido a que el corazón de aire disminuye en su diámetro a medida que la viscosidad aumenta. Las capacidades de las espreas estan dadas frecuentemente en términos de un número de flujo que no varía con la presión. Definiendo el número de flujo por la ecuación :

$$K' = \frac{Q}{P(0.5)} \quad (35)$$

en donde:

Q= Capacidad, volumen por unidad de tiempo.

K'=Número de flujo, que esta relacionado a la eficiencia de la

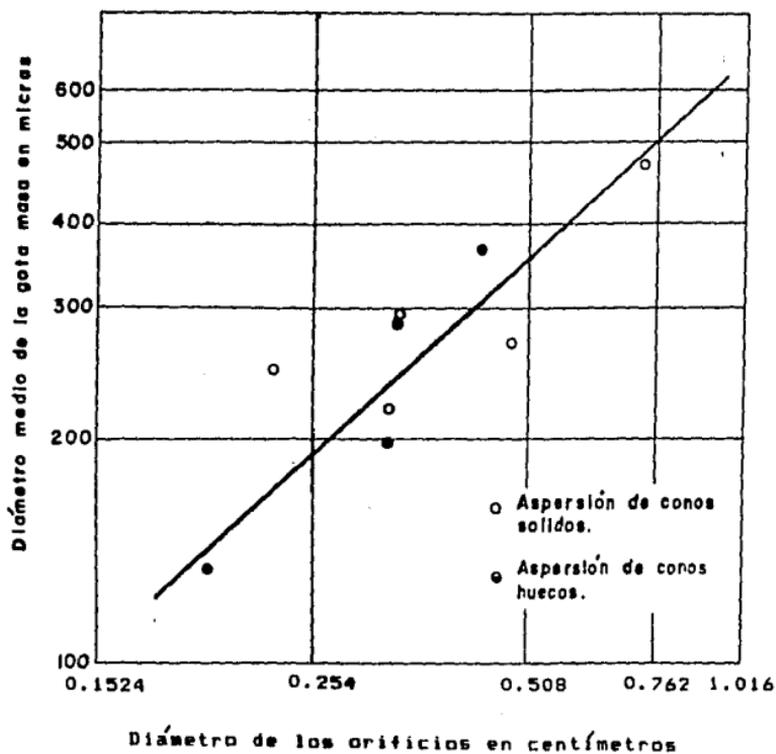


Fig. 17.-Efecto del diámetro del orificio sobre el tamaño medio de la gota en las espreas a presión, $P = 3.5 \text{ Kg./cm}^2$ agua fluida (19).

conversión de presión a energía cinética de la esprea.

Se encontró que K' , es relativamente independiente de la presión, pero varía algo con la viscosidad del líquido, y notablemente con el diseño de la esprea. Así pues, K' puede ser utilizada para obtener una estimación de la capacidad de una esprea en P_2 si se conoce la capacidad en P_1 , la figura (17) muestra la relación entre el diámetro del orificio, la presión y la capacidad de espreas con el corazón acanalado provistas de un área acanalada fija, rociando un fluido con una viscosidad de 50 cp.

III.- DISCOS CENTRIFUGOS.

Para rociar fluidos que no puedan hacerse suficientemente homogéneos como para pasar a través de una esprea, también se pueden usar atomizadores como el que se muestra en la figura (14), en este atomizador, el líquido se carga a un disco que da vueltas de 6,000 a 20,000 rpm, el fluido se acelera a una velocidad centrífuga alta dentro del mismo, saliendo en forma forzada de él. En proporciones de carga muy bajas y a revoluciones escasas, el fluido sale del disco en forma de gotas, para proporciones de flujo más altas y a mayor número de revoluciones por minuto, el fluido sale como ligamentos que se rompen en gotas y si se aumenta aún más el flujo y las revoluciones por minuto

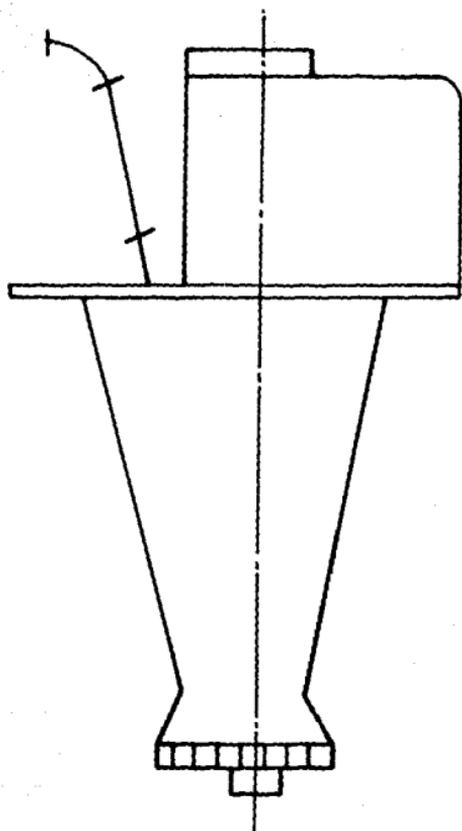


Fig-14 ENSAMBLE DE ATOMIZACION CENTRIFUGA MOSTRANDO DISCO ATOMIZADOR EN SU LUGAR.

entonces sale del líquido una película continúa que se rompe en gotitas.

La mayor parte de los discos atomizadores giratorios utilizados para secado por aspersión mediante regadera operan con carga elevada y alta velocidad, utilizándose solamente un disco atomizador dentro de cada secador, por otra parte, pueden emplearse varias espreas en forma simultánea. En esta forma las espreas tapadas o carcomidas, pueden reemplazarse reduciendo solo en pequeña escala la carga del secador completo. Esta facilidad de mantenimiento, compensa el hecho de que las espreas se tienen que reemplazar más frecuentemente que los discos atomizadores.

El fluido sale del disco en corrientes que se rompen en gotitas debido a la fricción a medida que pasan a través de un gas relativamente estático. La proporción de carga puede controlarse independientemente del disco. Aunque la hidrodinámica de este rompimiento es complicada, han sido más fecundas las correlaciones entre el tamaño medio de las gotas proporcionadas por discos giratorios y la generalización de la distribución del tamaño de la gota, que en el caso de atomizadores para dos fluidos o de las espreas a presión. Friederman, Gluckert y Marshall (7) correlacionaron el diámetro medio de Sauter mediante la ecuación adimensional siguiente:

$$\frac{D_{vs}}{r} = 0.4 \left(\frac{G}{N r \rho L} \right)^{0.6} \left(\frac{\mu}{G} \right)^{0.2} \left(\frac{\sigma \rho L^2}{2} \right)^{0.1} \quad (36)$$

en donde :

r =radio del disco ,ft

G =masa velocidad ,lb/ft/s

σ =tensión superficial ,lb / ft²

LW = Perímetro humedo,pies.

N =velocidad del disco en rpm.

Se encontró que la distribución de rocío formaba una línea recta trazada sobre un papel logarítmico normal, así pues, el patrón completo de rociado ,podría determinarse gracias al diámetro medio de Sauter y otro punto. El punto seleccionado fue el tamaño máximo de la gota. Friederman (5) encontró que el tamaño máximo de la gota es:

$$Dp \text{ max} = 3 Dvs$$

(37)

lo cual ,es muy usado en el diseño de secadores industriales.

CAPITULO V.

MODELO MATEMATICO DE PARTI Y PALANCZ.

Como primer paso referido a la figura (18), nos permite escribir un balance de humedad para la partícula.

$$- \frac{dX}{dt} = \frac{N}{G_s} \quad (1) \quad (38)$$

Ya que estamos interesados en los cambios de las propiedades físicas a lo largo del secador, denotamos la velocidad de la partícula relativa a la pared del secador como:

$$v_p = \frac{dh}{dt} \quad (39)$$

Sustituyendo esto en la ecuación (38), obtenemos:

$$- G_s \frac{dX}{dh} = \frac{N}{v_p} \quad (1) \quad (40)$$

Considerando la definición de la densidad de la partícula húmeda:

$$\rho_{sw} = \frac{G_s + G_m}{V_{sw}} \quad (41)$$

y la definición del contenido de humedad promedio como:

$$X = \frac{G_m}{G_s} \quad (42)$$

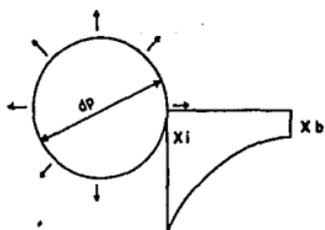


FIG.18 BALANCE DE HUMEDAD EN LA PARTICULA

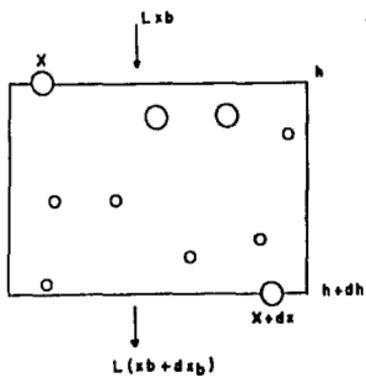


FIG.19 BALANCE DE HUMEDAD PARA EL MEDIO DE SECADO
EN UN DIFERENCIAL DE ALTURA DE SECADOR

combinando estas dos ecuaciones :

$$G_s = \frac{v_{sw} \rho_{sw}}{1+X} \quad (43)$$

Asumiendo que la partícula es esférica:

$$v_{sw} = \frac{d_p^3 \pi}{6} \quad (44)$$

$$ii = d_p^2 \pi \quad (45)$$

De esta manera la última forma del balance de masa puede ser escrito como:

$$-\frac{\rho_{sw} (dX)}{(1+X)(dh)} = \frac{6 N}{d_p v_p} \quad (46)$$

donde la velocidad de secado N puede ser expresada por el coeficiente de evaporación:

$$N = \sigma (X1 - Xb) \quad (47)$$

Considerando la figura (19), un balance de masa simimlar puede ser escrito para el medio de **secado**:

$$G_s X \mp L x b = \psi G_s (X + dX) \mp L (x b + d x b)$$

donde ψ es el numero de particulas entrando a la superficie de control y dejandola durante un tiempo unitario. En la ecuacion anterior el signo negativo significa flujo a cocrriente y el positivo significa flujo a contracorrente.

Reduciendo esta ecuación:

$$\bar{L} \, dx_b = \psi \, G_s \, dx \quad (48)$$

y considerando las ecuaciones (43) y (44) :

$$\bar{L} \, dx_b = \psi \left(\frac{d_p^3}{6} \right) \rho_{sw} \left(\frac{dx}{1+x} \right) \quad (49)$$

Ya que los cambios diferenciales en esta ecuación ocurren en la dirección de la longitud "dh" obtenemos:

$$\bar{L} \frac{dx_b}{dh} = \left(\frac{\bar{L}}{6} \right) \left(\frac{V d_p^3 \rho_{sw}}{1+x} \right) \frac{dx}{dh} \quad (50)$$

Si consideramos la figura (20), podemos obtener la siguiente ecuación, del balance de calor para la partícula. El tamaño de las gotas que se secan en el secador por aspersión son generalmente tan pequeñas que, el gradiente térmico interno de las gotas puede ser despreciado, también puede suponerse que la temperatura interfacial de la superficie es igual a la temperatura promedio de la partícula.

$$C_{sw} V_{sw} \rho_{sw} l_{wb} = (V_{sw} \rho_{sw} C_{sw} + d(V_{sw} + s_w C_{sw}))(l_{wb} + d l_{wb}) - (N l_{wb} - q_l) l_{wb} \quad (51)$$

$$(q_l - N l_{wb}) l_{wb} = C_{sw} V_{sw} \rho_{sw} d l_{wb} + l_{wb} d(V_{sw} \rho_{sw} C_{sw})$$

por que:

$$d(V_{sw} s_w C_{sw}) = C_{sw} d(G_s + G_m) + (G_s + G_m) d C_{sw}$$

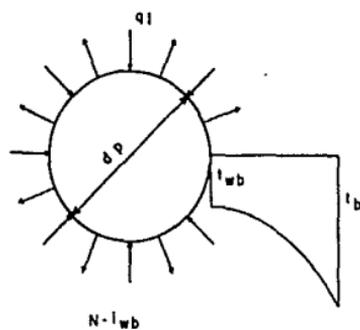


FIG. 20 BALANCE DE CALOR PARA LA PARTICULA

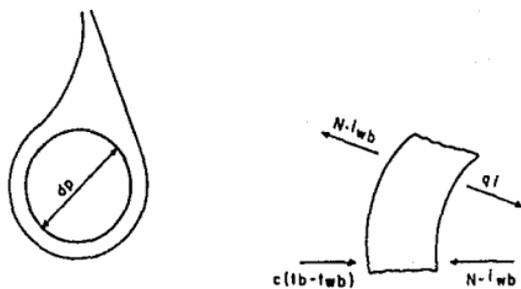


FIG. 21 BALANCE DE CALOR PARA LOS ALREDEDORES DE LA PARTICULA

y

$$d C_{sw} = C_m d X$$

$$d (G_s + G_m) = d G_m = G_s d X$$

Por que:

$$C_{sw} = C_s + X C_m$$

y considerando la relación para G_s .

$$\frac{d i w_b}{d l} \left(\frac{i w_b}{1+X} \right) \frac{d X}{d l} \left(\frac{1+(1+X) C_m}{C_{sw}} \right) = \frac{6(q_i - N i w_b)}{C_{sw} \rho_{sw} d_p} \quad (52)$$

Tomando en consideraciones la velocidad de la partícula obtenemos :

$$\frac{d i w_b}{d l} + \left(\frac{i w_b}{1+X} \right) \left(\frac{d X}{d l} \right) \left(\frac{1+(1+X) C_m}{C_{sw}} \right) = \frac{6(q_i - N i w_b)}{C_{sw} \rho_{sw} V_p d_p} \quad (53)$$

Donde asumiendo que el medio de secado se satura en la superficie de la partícula:

$$i w_b = r_o + C_p w G_w b \quad (54)$$

Podemos obtener el flujo de calor sobre la superficie del balance de calor escribiendo un balance para los alrededores de la capa frontera de la partícula (figura(21)):

$$\alpha_1 (i b - i w_b) + N i w_b = q_i + N i b$$

$$\text{donde: } I_b = r_0 + C_p w_0 I_w \quad (55)$$

$$q_i = (I_b - I_w)(\alpha c - N C_p w_0) \quad (56)$$

En esta forma podemos escribir :

$$\frac{dI_w}{dh} + \frac{I_w}{1-X} \frac{dX}{dh} \left(\frac{1+(1+X)C_m}{C_{sw}} \right) = \frac{6c(I_b - I_w) - N(r_0 + C_p w_0 I_b)}{C_{sw} \rho_{sw} d_p V_p} \quad (57)$$

Finalmente haciendo un balance de calor para el volumen del medio de secado (fig.22).

$$N I \psi |I_d| \pm L I_b = \alpha c (I_b - I_w) \psi |I_d| \pm L (I_b - d I_b)$$

donde el signo positivo significa operación a cocorriente y el negativo operación a contracorriente. Después de la reducción obtenemos:

$$\mp L d I_b = (N I_b - \alpha c (I_b - I_w) \psi |I_d|) \quad (58)$$

La entalpia del medio de secado es: $I_L = C_{Lw} I + L + r_0 X_L$

$$d I_b = C_{Lw} d I + L + (r_0 + C_p w_0 I_b) d X_b \quad (59)$$

Considerando esto y usando la variable introducida en la ecuación (2) :

$$\mp L C_{Lw} \frac{d I_b}{d h} \pm L (r_0 + C_p w_0 I_b) \frac{d X_b}{d h} = \frac{\psi d_b^2}{V_p} (N (r_0 + C_p w_0 I_b) - \alpha c (I_b - I_w)) \mp I \quad (60)$$

Después del balance de calor y masa escribiremos un balance de

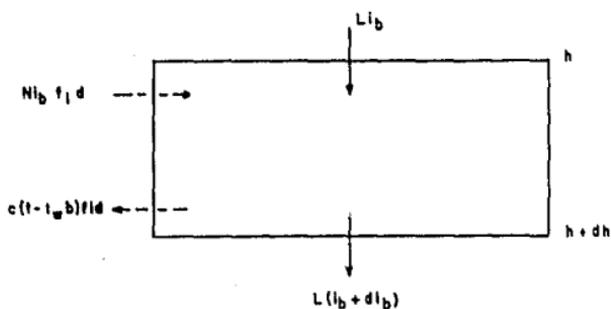


FIG. 22 BALANCE DE CALOR PARA EL MEDIO DE SECADO

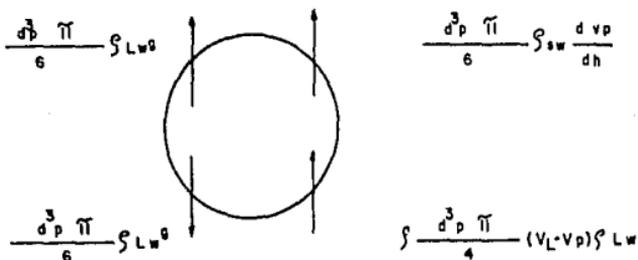


FIG. 23 BALANCE DE MOMENTO PARA LA PARTICULA

momento para la partícula (figura.23).

$$\frac{d^3 \pi}{6} \rho L w g + \frac{d^2 \pi}{4} E (V_L \mp V_p)^2 \rho L w + \frac{d^3 \pi}{6} \rho_{sw} v_p \frac{d v_p}{d h} = \frac{d^3 \pi}{6} \rho_{sw} g$$

Por que:

$$L = V_L A \rho L \quad (61)$$

Entonces:

$$-\frac{d v_p}{d h} = \left(\frac{3}{2}\right) \frac{E \rho L w}{d_p v_p \rho_{sw}} (V_L \mp V_p)^2 - g \left(\frac{\rho_{sw} - \rho L w}{v_p \rho_{sw}}\right) \quad (62)$$

Donde el signo positivo significa flujo a contracorriente y el negativo significa a cocorriente.

Es necesario conocer la relación entre la densidad y el contenido de humedad , y la relación entre la densidad y el diámetro de la partícula, para calcular la altura. Determinando estas funciones asumimos que el tamaño de las partículas cambia similarmente al encogimiento de un globo hasta que el contenido de humedad es convenientemente alto (el volumen de la partícula esta decreciendo cerca del volumen de la humedad permitida por ella). Pero en el contenido crítico de humedad la superficie de la partícula se solidifica y sus diámetros permanecen constantes y se forman poros dentro de la misma . Se determinarán las relaciones para ambos casos.

ENCOGIMIENTO COMO UN GLOBO.

Podemos ver que la humedad retirada por el medio de secado fue:

$$dG = d(V_{sw} \rho_{sw})$$

Suponiendo que la partícula se encoge, como un globo:

$$dG_m = \rho_m dV_{sw} \quad (63)$$

Por que :

$$G_m = X G_s$$

También

$$\frac{dX}{\rho_m} = d \left(\frac{1+X}{\rho_{sw}} \right)$$

En otra forma:

$$\int_0^X \frac{dX}{\rho_m} = \left(\frac{1+X}{\rho_{sw}} \right)_{X=0} X \cdot \rho_{sw}$$

y

$$\rho_{sw} = \left(\frac{1+X}{1 + \frac{\rho_s}{\rho_m} X} \right) \rho \quad (64)$$

La relación entre el diámetro de la partícula y la densidad puede ser determinado en forma similar:

Entonces:

$$dG_{sw} = \rho_m dV_{sw} = d(V_{sw} \rho_{sw})$$

y

$$\rho_m dV_{sw} = \rho_{sw} dV_{sw} + V_{sw} d\rho_{sw}$$

Para esto,

$$\frac{dV_{sw}}{V_{sw}} = \frac{d\rho_{sw}}{\rho_{sw} - \rho_m} \quad (65)$$

Los cuales, considerando los valores de V_{sw0} y ρ_{sw0} pueden ser escritos de la siguiente forma:

$$\frac{V_{sw0}}{V_{sw}} = \frac{\rho_{sw} - \rho_m}{\rho_{sw0} - \rho_m}$$

Assumiendo que una partícula esférica :

$$d_p = d_{p0} \sqrt[3]{\frac{\rho_{sw0} - \rho_m}{\rho_{sw} - \rho_m}} \quad (66a)$$

En el caso que la superficie solidifique:

$$\rho_{sw2} = \rho_{sw1} - \frac{6N \Delta h}{d_p V_p} \quad (64b)$$

y

$$e_1 = e_2 + \frac{6N \Delta h}{d_p V_p \rho_m} \quad (67)$$

Por que la densidad disminuye en proporción a la masa de humedad residual por unidad de volumen y la porosidad se incrementa en proporción al volumen de la humedad residual por unidad de volumen. Estas relaciones son en forma diferencial.

$$\frac{d\rho_{sw}}{dt} = \frac{-6N}{d_p} \quad \frac{de}{dt} = \frac{6N}{\rho_m d_p}$$

y

$$\frac{d(d_p)}{dt} = 0 \quad (66b)$$

Para la densidad:

$$\frac{d\rho_{sw}}{dh} = \frac{-\rho_m}{V_p d_p}$$

Para la porosidad:

$$\frac{d\epsilon}{dh} = \frac{\epsilon_m}{V_p d_p \rho_m} \quad (67)$$

Finalmente necesitamos usar la ecuación de la curva de saturación

$$S_i = f(twb) \quad (68)$$

La ecuación para el coeficiente de transferencia de calor es:

$$Nu = F(Re, Pr) \quad (69)$$

La ecuación para el coeficiente de arrastre:

$$\xi = F(Re) \quad (70)$$

La relación entre el coeficiente de evaporación y el coeficiente de transferencia de calor:

$$G = F(\alpha_c, CL_w, Le) \quad (71)$$

Después necesitamos las condiciones frontera para el modelo.

CONDICIONES FRONTERA.

Las condiciones frontera que debemos conocer son los siguientes valores de las propiedades físicas, para el caso de flujo a co-corriente.

Flujo a co-corriente,

$$X_0 = X(0)$$

$$X_{L0} = X_L(0)$$

$$v_{p0} = v_p(0)$$

$$d_{p0} = d_p(0)$$

$$t_{wb0} = t_{wb}(0)$$

$$t_{L0} = t_L(0)$$

Flujo a contracorriente.

$$X_0 = X(0)$$

$$X_{Lf} = X_L(H)$$

$$v_{p0} = v_p(0)$$

$$d_p = d_p(0)$$

$$t_{wb0} = t_{wb}(0)$$

$$t_{Lf} = t_L(H)$$

De esta manera se puede iniciar el diseño resolviendo el sistema de ecuaciones diferenciales generado por los balances de materia y energía.

NOMENCLATURA.

A	Area
c	Calor específico
d	Diámetro de la partícula
f	Area interfacial
g	Aceleración de la gravedad
G	Massa de la partícula
h	Altura
i	Entalpia
L	Flujo Masico de Medio Secante
N	Velocidad de Secado
p	Presión Parcial
q	Flux de Calor
r	Calor de vaporización
t	Temperatura
v	Velocidad
V	Volumen
x	Humedad del medio de secado
X	Humedad del sólido

Subíndices

b	Valor del Medio
c	Convección
crit	Valor crítico
f	Valor final
G	Fase gaseosa
i	Interfase
L	Medio de Secado
m	Humedad
o	Valor inicial
p	Partícula
P	Presión constante
s	sólido
wb	Temp. bulbo húmedo
w	Humedad

Grupos Adimensionales.

Le	Número de Lewis
Nu	Número de Nusselt
Pr	Numero de Prandtl
Re	Numero de Reynolds

Símbolos Griegos.

α	Coefficiente de transferencia de calor
Δ	Diferencia
ϵ	Porosidad
E	Coefficiente de Arrastre
ρ	Densidad
σ	Coefficiente de Evaporacion
ψ	Función
Ψ	Número de partículas por unidad de tiempo

. CAPITULO VI.

"DISEÑO DEL PROTOTIPO"

Del modelo matemático de Parti y Palancz (3) obtenemos las siguientes ecuaciones diferenciales ordinarias, que describen el comportamiento de el secado de gotas que se dispersan en una corriente gaseosa caliente.

$$- \frac{dx}{dh} = \frac{6N}{d_p U_p \rho_{sw}} (1+X) \quad (72)$$

$$N = G (X_c - X_b) \quad (73)$$

$$- \frac{dx_b}{dh} = \frac{\pi}{6L} \left(\frac{\psi d_p^3 \rho_{sw}}{1+X} \right) \frac{dx}{dh} \quad (74)$$

$$+ \frac{dl_b}{dh} = \frac{\psi d_p^2 \pi}{U_p L C L W} \left(N(ro + C_{pws} lb) - mc (lb - lwb) \right) + \frac{ro + C_{pws} lb}{C L W} \frac{dx}{dh} \quad (75)$$

$$\frac{dlwb}{dh} = G \left\{ \frac{\alpha c (lb - lwb) - N(ro + C_{pws} lb)}{C_{sw} \rho_{sw} d_p U_p} \right\} - \left(\frac{lwb}{1+X} \right) \frac{dx}{dh} \left(1 + (1+X) \frac{Gm}{C_s} \right) \quad (76)$$

$$- \frac{d\psi_p}{dh} = \frac{3}{2} \left(\frac{E \rho_{Lw}}{d_p \rho_{sw} U_p} \right) (U_i \pm U_p)^2 - G \left(\frac{\rho_{sw} - \rho_{Lw}}{\rho_{sw} U_p} \right) \quad (77)$$

$$\rho_{sw} = \rho_s \left(\frac{1+X}{1 + \frac{\rho_s}{\rho_m} X} \right) \quad (78)$$

$$\frac{d\rho_{sw}}{dh} = \frac{-6N}{U_p d_p} \quad (79)$$

$$d_p = d_{p0}^3 \sqrt{\frac{\rho_{sw0} - \rho_m}{\rho_{sw} - \rho_m}} \quad (80)$$

$$\frac{dE}{dh} = \frac{6M}{\rho_m V_p dp} \quad (81)$$

$$X_1 = 0.622 \left(\frac{P_1}{760 - P_1} \right) \quad (82)$$

$$\log P_1 = 0.622 + \left(\frac{7.5 \text{ lwb}}{238 + \text{lwb}} \right) \quad (83)$$

$$Nu = 2.83 + 0.6 Re^{1/2} Pr^{1/3} \quad (84)$$

$$Nu = \frac{\alpha_c dp}{K} \quad (85)$$

$$Re = \frac{dp \rho_{\text{aire}} V_p}{\mu_{\text{aire}}} \quad (86)$$

$$Pr = 0.77 \quad (\text{SIST. AIRE AGUA})$$

$$f = \begin{cases} \frac{24}{Re} & Re \leq 0.1 \\ \frac{21}{Re} + \frac{6}{\sqrt{Re}} + 0.28 & 0.1 < Re < 4000 \end{cases}$$

$$\bar{v} = \frac{\alpha_c}{CL_w Le} \quad (87)$$

$$Le = 1.0 \quad (88)$$

Estas siete ecuaciones diferenciales se deben resolver simultaneamente para un sistema en específico, conociendose las siguientes condiciones frontera:

Secado con flujo de gas a cocorriente:

$$X_0 = X(0)$$

$$X_{L0} = X_L(0)$$

$$v_{p0} = v_p(0)$$

$$d_{p0} = d_p(0)$$

$$t_{w0} = t_w(0)$$

$$t_{L0} = t_L(0)$$

Secado con flujo de gas a contracorriente:

$$X_0 = X(0)$$

$$X_{Lf} = X(H)$$

$$v_{p0} = v_p(0)$$

$$t_{w0} = t_x(b(0))$$

$$t_{Lf} = t_L(H)$$

$$d_{p0} = d_p(0)$$

SOLUCION DEL SISTEMA DE ECUACIONES DIFERENCIALES SIMULTANEAS.

El sistema anterior de ecuaciones diferenciales, puede resolverse satisfactoriamente por el método de Runge-Kutta de cuarto orden, cuya fórmula de recurrencia es la siguiente para un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias:

$$\begin{aligned} (\bar{R}_1)_i &= F(X_i, \bar{V}_i) \\ (\bar{R}_2)_i &= F\left(X_i + \frac{\Delta V}{2}, \bar{V}_i + \frac{\Delta V}{2} (\bar{R}_1)_i\right) \\ (\bar{R}_3)_i &= F\left(X_i + \frac{\Delta V}{2}, \bar{V}_i + \frac{\Delta V}{2} (\bar{R}_2)_i\right) \\ (\bar{R}_4)_i &= F\left(X_i + \Delta V, \bar{V}_i + \Delta V (\bar{R}_3)_i\right) \end{aligned}$$

Resultando para el siguiente intervalo:

$$\bar{\Psi}_{i+1} = \bar{\Psi}_i + \frac{\Delta \bar{\Psi}}{6} (\bar{K}_{1i} + 2\bar{K}_{2i} + 2\bar{K}_{3i} + \bar{K}_{4i})$$

Donde: $\bar{\Psi}_{ix}$ = variable independiente.

$\Delta \bar{\Psi}_i$ = Paso de la variable independiente.

$\bar{\Psi}_i$ = Vector de variables dependientes.

$\bar{K}_1, \bar{K}_2, \bar{K}_3, \bar{K}_4$ = Vectores de constantes de Runge-Kutta.
i = contador

Para el caso en cuestión y sustituyendo en la fórmula de recurrencia obtenemos:

$$F = \begin{bmatrix} dx / dh \\ dXb / dh \\ dtwb / dh \\ dtb / dh \\ dvp / dh \\ d\epsilon / dh \\ d\rho_{sw} / dh \end{bmatrix}$$

Donde:

X = Humedad del sólido.

Xb = Humedad del gas secante

twb = Temperatura de bulbo húmedo del gas secante.

tb = Temperatura del gas secante

vp = Velocidad terminal de la gota.

ϵ = Porosidad del material a secar.

ρ_{sw} = Densidad de la partícula.

"Cálculo de las constantes de Runge-Kutta."

Se genera una matriz de constantes de Runge-Kutta $K(4,7)$ (Por que se tiene cuatro constantes de Runge-Kutta por cada ecuación diferencial).

$$\begin{array}{l}
 K1=F \\
 \left[\begin{array}{l}
 x_i, h \\
 x_b, h \\
 t_w, h \\
 t_b, h \\
 v_p, h \\
 e, h \\
 \rho_{sw}, h
 \end{array} \right]
 \end{array}
 \quad
 \begin{array}{l}
 K2=F \\
 \left[\begin{array}{l}
 x + h/2, h + h*K1/2 \\
 x_b + h/2, h + h*K1/2 \\
 t_w + h/2, " \\
 t_b + h/2, " \\
 v_p + h/2, " \\
 e + h/2, " \\
 \rho_{sw} + h/2, "
 \end{array} \right]
 \end{array}$$

Donde los vectores $K3$ y $K4$ se calculan de igual forma.

Resultando para el siguiente intervalo de altura (h):

$$\left[\begin{array}{l}
 x \\
 x_b \\
 t_w \\
 t_b \\
 v_p \\
 e \\
 \rho_{sw}
 \end{array} \right]_i
 =
 \left[\begin{array}{l}
 x \\
 x_b \\
 t_w \\
 t_b \\
 v_p \\
 e \\
 \rho_{sw}
 \end{array} \right]_{i+1}
 + \frac{h}{6}
 \left[\begin{array}{l}
 K1 + 2*(K2 + K3) + K4 \\
 " \\
 " \\
 " \\
 " \\
 " \\
 "
 \end{array} \right]$$

Deteniendo el cálculo cuando x_1 se iguala a menor a la especificada para el producto seco.

Donde también:

$$h_{11} = h_1 + \Delta h$$

De esta manera encontramos la altura requerida de cámara de secado para las condiciones dadas.

BASES DE DISEÑO.

Se diseñará un prototipo piloto de secado por aspersión para secar una solución acuosa de cristales de cloruro de magnesio ($MgCl_2$). El objeto de esta operación es secar cloruro de magnesio a la humedad mínima posible, sin embargo durante la operación de secado los cristales están sujetos a una inminente hidrólisis, permitiendo la formación del óxido de magnesio debido a la reacción:



las condiciones típicas de operación a las cuales la formación del óxido es mínima son:

Alimentación: Soluciones acuosas al 60% en peso.

Temp. de alimentación = $120^\circ C$

Gas: Aire limpio $150-200^\circ C$ con una Humedad de

0.03-0.05 Kg de Humedad/Kg de Aire Seco.

Producto final: 90% en peso de Cloruro de Magnesio.

5% en peso de óxido de magnesio.

5% en peso de humedad.

De acuerdo al modelo matemático de Farti y Palancz para una operación a cocorriente debo conocer:

$X_0 = X(0) = 0.6667$ Kg. de humedad / Kg. de Sólido Seco. (60% en peso)

$X_L = X_L(0) = 0.04$ Kg. de Humedad / Kg. de Sólido Seco (Valor Recomendado)

$d_p = d_p(0) = 1.8$ micrómetros. Valor Máximo especificado por la espesa.

$t_{w0} = t_{wb}(0) = 20$ C (Valor Típico)

$t_{b0} = t_b(0) = *$ *-Como se definió al principio.

De esta forma y teniendo los valores frontera se puede calcular el valor de: (partículas por segundo)

$\rho_s = 2.325$ g/cc. Densidad de los Cristales.

$\rho_m = 1.000$ g/cc. Densidad de la Humedad.

De la ecuación (78) puedo obtener la densidad de la solución:

Densidad de la Solución = $2325 * ((1 + 0.6667) / (1 + 2.325 * 0.6667))$

Densidad de la Solución = 1519.6 Kg./m³

-Calculando el flujo volumétrico de Alimentación:

Flujo volumétrico de alimentación = $(181.5 \text{ Kg/hr}) : 1 \text{ m}^3 / 1519.6 \text{ Kg.} = 0.1194 \text{ m}^3/\text{hr}$

Considerando que se tendrán partículas esféricas con un diámetro de 180 micrones. ($d_p = 1.8E-04$ /m)

Si obtengo el volumen por partícula: (considerandola esférica)

$$V = (4 / 3) * (3.1416) * (1.8 E -4 m / 2)^3 = 3.054 E -12 m^3/part.$$

Calculando ψ :

$$\psi = (0.1194 m^3/hr) (1 hr./3600 s) / (3.054 E -12 m^3/part.)$$

$$\psi = 1.0867 E 7 part./ s$$

De esta manera se obtienen todos los datos necesarios para el diseño del secador.

De acuerdo al modelo matemático de Parti y Palancz, podremos desarrollar y posteriormente alimentar con estos datos un programa de computadora que resuelva nuestro sistema de ecuaciones diferenciales generadas en el capítulo cinco, con diferentes intervalos de longitud (Δh), de 0.005 a 0.01 mts., obteniéndose los siguientes perfiles de las propiedades características del secado a lo largo de la longitud del secador (figura (24)), deteniéndose el cálculo cuando la humedad sea menor o igual a la especificada para el producto final. (El programa en BASIC se presenta en el apéndice "A" de este trabajo.)

Obteniéndose así la altura de secador requerida. Los perfiles de densidad, temperatura, velocidad etc., se muestran en las figuras (25) a (28) de una manera gráfica.

UNIVERSIDAD LA SALLE

ESCUELA DE QUIMICA

TESIS PROFESIONAL; Diseño de un Prototipo Piloto para Secado por Aspersión.

Jose Marco Antonio Anaya Izquierdo

TABLA DE RESULTADOS

Diametro maximo de Gota=180 micrones.

Flujo de Gas Secante 0.82 Kg./Hr.

Num. de Gotas por Segundo Esparcidas=1.087E7 Part./s

Humedad Inicial= 0.6667 Kg.Humedad/Kg. de Solido Seco

M	L(M)	X	TM(C)	XB	VP(M/S)	TB(C)	E	RSW(KG/M3)	BP(MEX/P4)	N(KG/HR/M2)
5	.025	.6786	35.40	.0395	1.23680	132.00	-0.10	1513.98	1.8640070	-6.03
10	.05	.6737	44.39	.0397	1.09057	129.06	-6.37	1516.29	1.8633027	.0173
15	.075	.6530	48.07	.0405	1.01405	126.19	.0125	1526.15	1.8530359	.0297
20	.1	.6250	49.18	.0417	.975843	123.39	.0387	1540.10	1.8375076	.0331
25	.125	.5955	49.44	.0429	.957052	120.68	.0670	1555.65	1.8203415	.0332
30	.15	.5665	49.48	.0440	.947701	118.07	.0957	1571.79	1.8030373	.0324
35	.175	.5387	49.48	.0452	.942850	115.57	.1240	1588.20	1.7860549	.0314
40	.2	.5121	49.46	.0462	.940137	113.17	.1518	1604.79	1.7695164	.0304
45	.225	.4868	49.44	.0473	.938448	110.88	.1790	1621.50	1.7534467	.0295
50	.25	.4626	49.42	.0483	.937264	108.68	.2058	1638.32	1.7378431	.0286
55	.275	.4396	49.41	.0492	.936344	106.59	.2319	1655.24	1.7226939	.0277
60	.3	.4176	49.40	.0501	.935572	104.58	.2575	1672.24	1.7079850	.0269
65	.325	.3966	49.38	.0509	.934897	102.66	.2826	1689.32	1.6937015	.0261
70	.349	.3765	49.37	.0518	.934292	100.82	.3072	1706.47	1.6798288	.0254
75	.374	.3573	49.36	.0525	.933744	99.067	.3313	1723.67	1.6663526	.0246
80	.399	.3390	49.35	.0533	.933246	97.380	.3548	1740.93	1.6532593	.0239
85	.424	.3214	49.34	.0540	.932793	95.762	.3779	1758.23	1.6405357	.0232
90	.449	.3046	49.34	.0547	.932381	94.211	.4005	1775.57	1.6281693	.0226
95	.474	.2886	49.33	.0553	.932009	92.723	.4226	1792.93	1.6161481	.0219
100	.499	.2731	49.32	.0560	.931674	91.295	.4443	1810.31	1.6044607	.0213
110	.549	.2442	49.31	.0571	.931107	88.606	.4864	1845.10	1.5820438	.0201
120	.599	.2125	49.30	.0582	.930666	86.124	.5267	1879.87	1.5608359	.0190
130	.649	.1930	49.29	.0592	.930338	83.830	.5654	1914.56	1.5407613	.0180
140	.699	.1703	49.28	.0601	.930111	81.707	.6024	1949.12	1.5217499	.0171
150	.749	.1493	49.28	.0610	.929974	79.739	.6380	1983.49	1.5037372	.0162
160	.799	.1299	49.27	.0618	.929917	77.912	.6721	2017.62	1.4866632	.0153
170	.849	.1118	49.27	.0625	.929932	76.215	.7048	2051.46	1.4704725	.0145
180	.898	.0951	49.26	.0632	.930010	74.637	.7362	2084.97	1.4551135	.0138
190	.948	.0795	49.26	.0638	.930142	73.167	.7663	2118.09	1.4405382	.0131
200	.998	.0651	49.26	.0644	.930324	71.796	.7951	2150.80	1.4267020	.0124
210	1.04	.0516	49.25	.0650	.930548	70.517	.8228	2183.05	1.4135631	.0118
212	1.0536	.0490	49.25	.0651	.930597	70.272	.8281	2187.44	1.4110155	.0117

EL TIEMPO DE SECADO ES= 1.11290539Seg.

FIG. 24

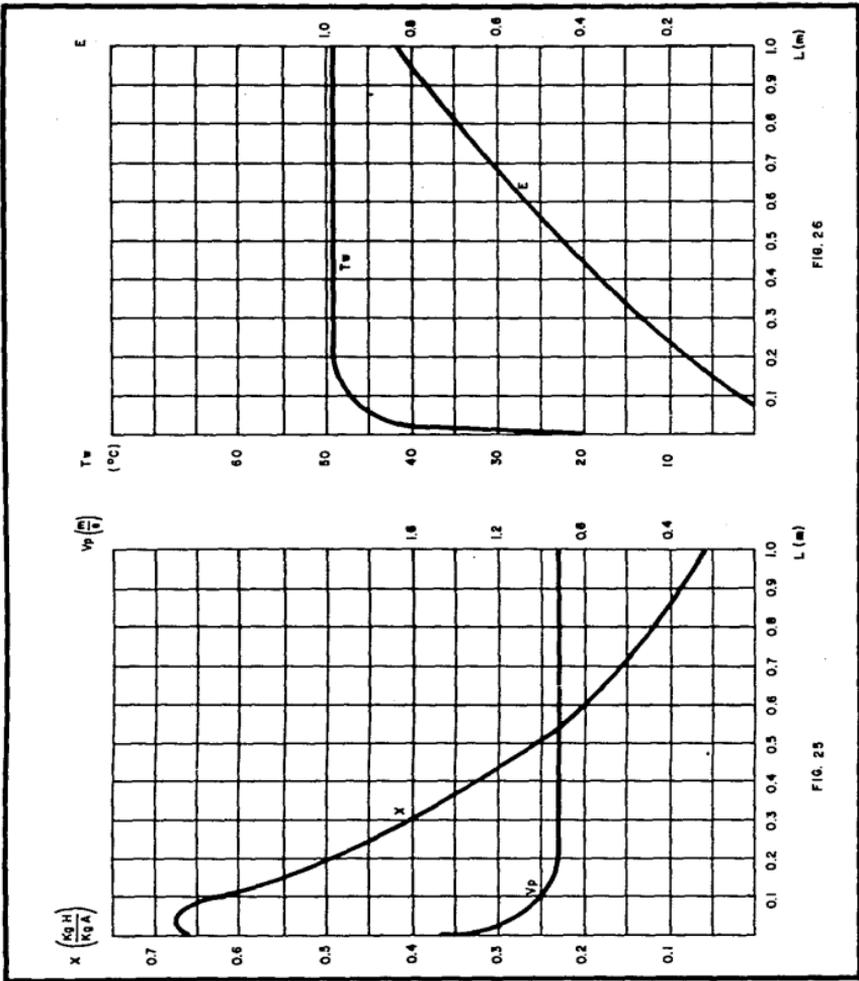


FIG. 26

FIG. 25

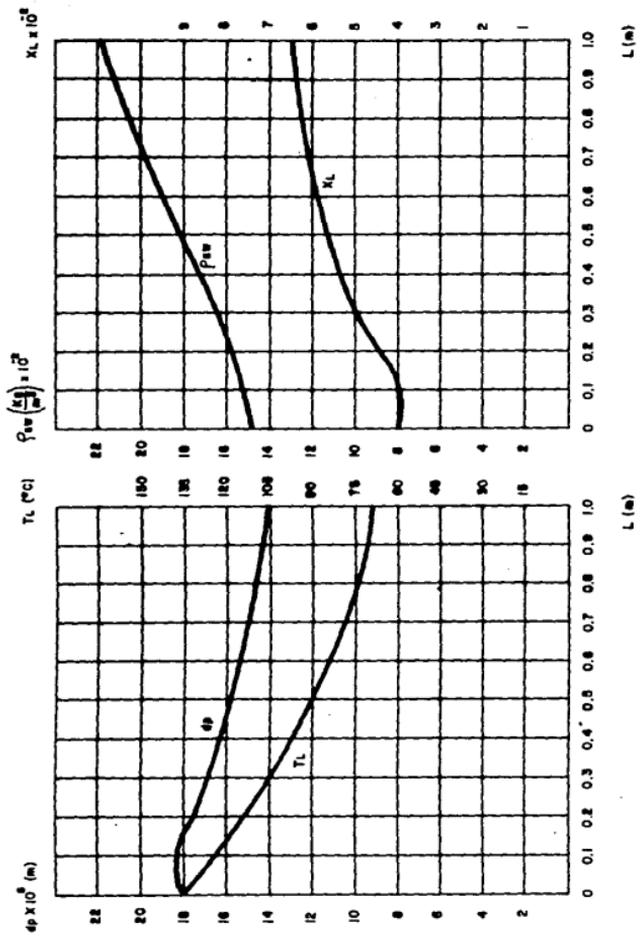


FIG. 27

FIG. 28

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

El diámetro del secador, queda determinado principalmente por:

- 1) Flujo de Gas Secante.
- 2) Angulo de Espejado.

Se analizaron los dos casos y se determinó el diámetro adecuado.

1) Por Flujo de gas secante.

En este caso se obtiene el diámetro de un cilindro que puede albergar el flujo de gas secante libre de humedad mas la cantidad de humedad evaporada en el secado, en el tiempo que se lleva a cabo el mismo:

Gas Alimentado libre de Humedad: 2240 Kg./hr.

Humedad Evaporada: 68 Kg./hr.

Densidad del aire que entra = 0.865 Kg./m³

Densidad de la Humedad del aire = 0.600 Kg./m³

Convirtiendo a flujo Volumétrico:

$$\text{Flujo Vol.} = (2240/0.6) + (68/0.865) = 3812 \text{ m}^3/\text{hr} = 1.06 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Volúmen = Tiempo de Secado * Flujo Volumétrico.

Altura requerida = 1.01 m. (Fig. 24)

Tiempo de Secado = 1.11290539 segundos. (Fig. 24)

$$\text{Volúmen} = (1.06 \text{ m}^3/\text{s}) * (1.11290539 \text{ s.}) = 1.18 \text{ m}^3$$

$$D = (1.18 \text{ m}^3 / 0.785 * 1.01 \text{ m})^{1/2} = 1.22 \text{ m}.$$

2) Por ángulo de espreado.

El ángulo de espreado queda directamente determinado por capacidad y tipo de esprea seleccionada.

- Selección de una esprea adecuada.

Del Boletín #108 "Spraydry Nozzles for Spray Drying".

editado por Spraying Systems Co., pagina 9.

Seleccionando un esprea tipo AASSTC para manejar 0.52 GPM (Alimentación=181.5 Kg./hr.) para una presión de operación de 40 psig, asegurándonos así un tamaño máximo de partícula de 180 micrones.

Especificación.

Esprea Tipo AASSTC-3

Flujo manejado a 2.8 Kg/cm^2 (40 psi.) = .52 GPM.

Angulo de espreado = 78°

Con este ángulo y 1m. de altura del secador (Figura (24)) obtengo un diámetro mínimo como:

$$\text{Diam} = 2 * \text{Altura} * \tan(\text{Angulo de espreado} / 2)$$

$$\text{Diam} = 2 * (1\text{m}) * \tan(78^\circ / 2) = 1.62 \text{ m.}$$

Con esta esprea requiero un diámetro mayor al calculado por el flujo de gas.

Especificando otra esprea:

Esprea tipo AASSTC-5

Flujo manejado a 2.8 kg/cm² (40 psi)=0.85 GPM.

Angulo de Espreado 91°

Comprobando el diámetro:

$$\text{Diam} = 2 * (1\text{m}) * \tan(91^\circ / 2) = 1.01 \text{ m.}$$

en este caso utilizó una esprea de mayor capacidad que si cumple con el diámetro calculado por el flujo de gas secante, lo cual me indica que como diámetro debo usar 1m.

NOTA: El usar una esprea de mayor capacidad no cambia las condiciones de secado.

CONCLUSIONES.

El desarrollo del presente trabajo cumplió con los siguientes objetivos:

1.- Se definieron los criterios, correlaciones y cálculos necesarios para el diseño de secadores por aspersión.

2.- Con base en el modelo matemático de Partí y Palancz, se estableció una metodología para el diseño de Secadores por Aspersión la cual podrá ser una herramienta útil para el análisis de equipos de secado ya existentes. Teniendo en cuenta las limitaciones del modelo, que se pueden resumir de la siguiente manera:

a.- La velocidad de la partícula se considera solo en el eje axial.

b.- La evaporación toma lugar en la superficie de la partícula.

Se concluye que el presente trabajo puede ser utilizado para el diseño y análisis de Secadores por Aspersión de cualquier capacidad, ya que se cuenta con el programa de diseño y la información general necesaria.

El prototipo diseñado puede ser construido de acuerdo a la

hoja de datos proporcionada en este trabajo, teniendo en cuenta que los equipos auxiliares como son: bomba de alimentación, tanques de alimentación, atomizador, equipos de recolección, calentamiento y soplado de aire deben cumplir con los requerimientos que el diseño establece, para una operación adecuada.

A P E N D I C E . * A *

(PROGRAMA EN BASIC PARA APPLE IIe O COMPATIBLE)

ELITE

```
100 SPEED= 255
120 REM ** MATHEMATICAL MODEL FOR SPRAY DRYING **
140 REM ** M. PARTY AND B. PALANZ **
145 PRINT SPC( 62); CHR( 14); "UNIVERSIDAD LA SALLE"
146 PRINT
147 PRINT SPC( 65); CHR( 14); "ESCUELA DE QUIMICA"
149 PRINT SPC( 43); "TESIS PROFESIONAL: Diseño de un Prototipo Piloto para Secado por Aspersión."
149 PRINT
150 PRINT SPC( 65); "Jose Marco Antonio Anaya Izquierdo"
151 PRINT : PRINT
152 PRINT SPC( 65); CHR( 14); "TABLA DE RESULTADOS"
153 PRINT : PRINT
160 DIM K(10,10)
180 Q0 = 1.3E - 4; R0 = 80
181 Y0 = 0.82
182 F = 1.056E7
200 PRINT SPC( 10); "Diametro maximo de Gota=180 micrones."
220 PRINT SPC( 10); "Flujo de Gas Secante 0.82 Kg./Hr."
225 PRINT SPC( 10); "Num. de Gotas por Segundo Espreadas=1,087E7 Part./s"
230 PRINT SPC( 10); "Humedad Inicial= 0.6667 Kg.Humedad/Kg. de Solido Seco"
235 PRINT : PRINT
240 L = Q(1) = 0
260 X = 0.6667; XX = X
280 RE = 2325; RW = 1519.60; RZ = 1519.60
300 RN = 1000
320 VL = 0.41
340 TV = 20; WV = 20
360 XB = 0.04; EB = 0.04
380 VP = 1.5; PP = 1.5
400 TP = 135; TP = 135
420 EF = 0; EZ = 0
440 H = 0.005
460 PRINT SPC( 27); " M "; SPC( 11); " L(H) "; SPC( 11); " X "; SPC( 21); "TW(1)"; SPC( 21); "XB "; SPC( 21); "VP(1/S)"; SPC( 21); "TB(1)"; SPC( 11); " E "; SPC( 21); "RW(1/M3)"; SPC( 21); "RP(1/HR)"; SPC( 21); "WK(1/HR)"; SPC( 21); "RZ"
480 FOR I = 1 TO 4
500 FOR J = 1 TO 7
520 ON J GO SUB 1080,1080,2020,2100,2160,2220,2260
540 IF J = 1 THEN K(1,1) = BX
560 IF J = 2 THEN K(1,1) = BX
580 IF J = 3 THEN K(1,1) = BW
600 IF J = 4 THEN K(1,1) = BT
620 IF J = 5 THEN K(1,1) = BV
640 IF J = 6 THEN K(1,1) = BR
660 IF J = 7 THEN K(1,1) = BE
680 NEXT J
700 IF I = 1 THEN 780
720 IF I = 2 THEN 880
740 IF I = 3 THEN 980
760 GO TO 1060
780 X = XX + H * K(1,1) / 2
800 TV = WV + H * K(1,3) / 2; XB = EB + H * K(1,2) / 2
820 TP = PP + H * K(1,5) / 2; TB = TT + H * K(1,4) / 2
840 EF = EZ + H * K(1,7) / 2; RW = RZ + H * K(1,6) / 2
860 GO TO 1060
880 Y = XX + H * K(1,1) / 2
900 TV = WV + H * K(1,3) / 2; XB = EB + H * K(1,2) / 2
920 YP = FP + H * K(1,5) / 2; TB = TT + H * K(1,4) / 2
```



```

2040 C1 = 1.2 - Y
2060 D1 = 4 * C1 * T2 - T1 - Y * C1 * (597 + .46 * T2) * D2 / RW / VP + T1 * D1 * X1 / (1 + X1)
2080 RETURN
2100 REM *** DT ***
2120 E1 = (3.14159 * F / .24 / Y1 * D1 * D1 * D1 * (597 + .46 * T2) - AC * (T2 - T1)) / VP - D1 * (597 + .46 * T2) / .24
2140 RETURN
2160 REM *** DV ***
2180 DV = - 3 * E * (.41 - VP) * 2 / 2 / D1 / RW / VP + 9.81 * (DV - 1) / RW / VP
2200 RETURN
2220 DR = - 6 * D1 / VP / D1
2240 RETURN
2260 DE = 6 * D1 / RW / VP / D1
2280 RETURN
2290 PRINT : PRINT
2300 PRINT CHR$(141); "EL TIEMPO DE SECADO ES= "(001;"Seg."
2340 PRINT : PRINT
2350 PRINT SPC(30); CHR$(141); "FIG. 24"
2400 END

```

3FF10

Lista de Variables

DP= Diámetro de Partícula
YY= Humedad inicial del Medio de Secado
F = Número de Partículas por segundo
L = Longitud del Secador
X = Humedad del Sólido a Secar
RB= Densidad del Sólido Seco
RM= Densidad de la Humedad
RW= Densidad del Sólido Humedo a la entrada
VL= Velocidad del gas de secado
TW= Temperatura de Bulbo Humedo del Gas
XB= Humedad del Medio de Secado
VP= Velocidad de la Partícula
TB= Temperatura del Medio de Secado
EE= Porosidad del Sólido a secar
H = Incremento de Altura de Secador
QQ= Tiempo de Secado

A P E N D I C E " B "

(Media de Baurer.)

Diámetro medio de Sauter.

Quizá la dimensión media de más amplia aplicación en la ingeniería química, es la media de Sauter, dada por la siguiente ecuación:

$$D_{st.1} = \frac{\int_0^{\infty} D_p^3 f(D_p) dD_p}{\int_0^{\infty} D_p^2 f(D_p) dD_p}$$

Esta dimensión es la de una partícula que tuviera el volumen promedio por unidad de superficie, entre todas las partículas muestreadas. Podría obtenerse por medición directa del volumen y el área de la muestra completa y tomando la relación entre ambas dimensiones. Este procedimiento, sin embargo, resultaría difícil y la media de Sauter generalmente se obtiene por medición de tamaños de partículas. Esta media tiene aplicación siempre que resulte importante el área superficial por unidad de volumen de una fase sólida. Como ejemplos podemos citar las operaciones de adsorción, donde el área superficial disponible en un lecho de volumen fijo resulta importante, los estudios sobre la efectividad de un catalizador sólido, la determinación de la proporción de cristales en un solvente y los cálculos sobre columnas de destilación empacadas, donde la interfase efectiva entre las fases gaseosa y líquida depende de la superficie empacada por unidad de volumen de la columna.

En este trabajo, la media de Sauter se ha usado para caracterizar la distribución de tamaños de las gotitas provenientes de la atomización por espumas. Otros valores medios podrían usarse para esta situación, sin embargo, la media de Sauter es el valor significativo, si resulta de interés la potencia requerida para la atomización, puesto que esta potencia teóricamente se usa para generar una superficie nueva así como para acelerar el fluido. También es la media significativa, si el tiempo de secado resultara de interés, puesto que el tiempo de secado depende del área superficial por unidad de volumen del material, así como de otros factores tales como las fuerzas direccionales para la transferencia, la resistencia de las fases líquida y gaseosa a la transferencia y el tiempo de exposición.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.

- 1.- G.W. Blecher and Edward N. Cook, "Drying Equipment",
Chemical Engineering, January 17, 1977, 104.
- 2.- S. Katta and W. H. Gauvin, "Some Fundamental Aspects of-
Spray Drying", AIChE Journal, 21, 143 (1975).
- 3.- M. Parti and E. Palancz, "Mathematical Model for Spray
Drying", Chemical Engineering Science, 29, 255 (1974).
- 4.- Paul A. Nelson and William F. Stevens, "Size Distribution
of Droplets from Centrifugal Spray Nozzles", ---
AIChE Journal, 7, 20 (1961).
- 5.- S.J. Friederman and F.A. Gluckert, "Centrifugal Disk ----
Atomization", Chemical Engineering ----
Progress, 48, 181 (1952).
- 6.- Jesse Coates and Bernard S. Pressburg, "Drying Uses Mass
and Heat Transfer", Chemical Engineering,
July 24, 1961, pp. 151-156.
- 7.- F.A. Gluckert, "A theoretical Correlation of Spray Dryer
Performance", AIChE Journal, 8, August (1962)

- 8.-S. Katta and W.H. Gauvin, "Basic Concepts of Spray Drying Design", AIChE Journal, 22, 713 (1976).
- 9.-W.H. Gauvin, "A Novel Approach to Spray Drying Using ---- Plasmas of Water Vapour", The Canadian Journal of Chemical Engineering, 59, 697 (1981).
- 10.-Theo G. Kieckbusch and C.J. King, "Volatiles Loss During Atomization in Spray Drying", AIChE Journal, 26, 719 (1980).
- 11.- D.W. Blecher and Edward M. Cook, "Design and Use of Spray Dryers", Chemical Engineering, September 30, 83-208 (1963).
- 12.- Kim, K.Y. and W. Marshall Jr., "Drop Size Distribution - from Pneumatic Atomizer", AIChE Journal, 17, - 575, (1971).
- 13.- Perry J.H., "Chemical Engineers Hand book", 3rd. Ed., - Mc. Graw Hill, New York, 1980.
- 14.- Treybal R.E., "Mass Transfer Operations", Mc Graw Hill, New York, 1977.

15. - Spraying Systems Co. Catalog No. 103, Bellwood, Illinois.

16. - Alan S. Foust and L.A. Wenzel, "Principios de Operaciones Unitarias", Compañia Editorial Continental, S.A. Mexico 1980, Capitulo 15.