

3
2 y



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

"METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSION"



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

TESIS MANCOMUNADA

Que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

P r e s e n t a n :

Mario Juan Alvarado Bárcenas

Luciano Rafael Quintero López

México, D. F.

1985





Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis 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.

METODOLOGÍA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSIÓN

	PAG.
CAPITULO I - Introducción	2
CAPITULO II - Generalidades	5
II.1. Secado	6
II.2. Secador por Aspersión	10
II.3. Principios del Secado por Aspersión	20
II.4. Etapas del Secado por Aspersión	39
II.5. Variables del Secado por Aspersión	55
CAPITULO III - Métodos Generales de Diseño	63
III.1. Medios de Aspersión	64
III.2. Dimensionamiento de la Cámara de Secado	87
III.3. Sistema Recolector de Producto	117
III.4. Otros Equipos Auxiliares	127
CAPITULO IV - Ejemplo del Diseño de un Secador por Aspersión	133
IV.1. Caracterización del Secador por Aspersión de la Facultad de Química	134
IV.2. Cálculo del Secador por Aspersión	146
IV.3. Cálculo del Ciclón	153
CAPITULO V - Conclusiones	155
CAPITULO VI - Bibliografía	159
NOMENCLATURA	162

CAPITULO I

INTRODUCCION

El presente trabajo de tesis es con el objeto de hacer del diseño de secadores por aspersión, considerado un arte, una secuencia lógica de cálculo, y con ésto que un Ingeniero Químico a nivel licenciatura pueda realizar un diseño práctico del secador. Los secadores por aspersión utilizados en la Industria Mexicana son de tecnología extranjera, por lo que mediante este trabajo se pretende ayudar a disminuir, dentro de nuestras posibilidades, la dependencia tanto tecnológica como económica a que se ve sometido nuestro país.

La metodología propuesta va enfocada a secadores de capacidades medias y bajas, ideales para la pequeña y mediana industria.

A través de los años, el secado por aspersión ha ganado terreno poco a poco dentro de las operaciones unitarias de la Ingeniería Química. Se le consideró alguna vez económicamente factible sólo para productos que necesitaran secado instantáneo (materiales termosensibles), pero se ha demostrado que es aplicable a una amplia gama de productos (fosfatos, silicatos, sulfatos, etc.). Debido a lo expuesto es que se decidió efectuar este trabajo.

En el capítulo II se presentan los conceptos fundamentales, las bases teóricas, funcionamiento y comportamiento en general de un secador por aspersión.

En el capítulo III se muestran las ecuaciones utilizadas, así como los pasos a seguir en el diseño de los secadores por aspersión, teniendo el enfoque principal en el dimensionamiento de la cámara de secado y condiciones de operación. Se considera a los otros equipos como auxiliares, sin embargo se da un tratamiento

especial al sistema recolector de producto por ser prácticamente el segundo en importancia, debido a que es el paso terminal donde se obtiene el producto seco.

Finalmente, para comprobar la metodología propuesta se presenta en el capítulo IV un ejemplo de diseño. Para ésto, fue necesario realizar un experimento a fin de obtener las condiciones óptimas de operación del secador para el producto que se requería secar (Na_2SO_4) con objeto de comparar el diseño efectuado con un secador real.

CAPITULO II

GENERALIDADES

II.1. SECADO.

Por lo general, el término "secado" se refiere a la eliminación de humedad en una sustancia por procedimientos térmicos. El término "secado" se aplica tan fácil e incongruentemente que es necesario restringir su significado en el análisis del tema.

La definición anterior distingue el secado de la extracción de humedad de sólidos por medios mecánicos, pero no establece ninguna diferencia con respecto a la evaporación, en la cual se utiliza calor para evaporar grandes cantidades de agua de soluciones o suspensiones. El secado y la evaporación se diferencian por el aparato empleado para realizar la operación y porque en los procesos de evaporación se eliminan, por lo general, cantidades mucho mayores de líquido por hora que en los procesos de secado, así como en el contenido final de solvente presente en el producto deseado.

Daremos un ejemplo del caso que nos ocupa. Una solución puede "secarse" esparciéndola en forma de pequeñas gotas en un gas caliente y seco, lo que provoca la vaporización del líquido; sin embargo la evaporación de la solución mediante ebullición, hasta sequedad en ausencia de un gas para arrastrar la humedad por lo común se considera una operación de secado. Si esta última operación no se hubiera realizado hasta sequedad, es decir, si únicamente se hubiera concentrado la solución por medio de la expulsión del solvente se consideraría una evaporación. La concentración termina normalmente antes de que el producto comience a pre

cipitar.

De lo anterior podemos deducir que el término secado implica la transferencia de un líquido procedente de un sólido húmedo o una solución generalmente en una corriente gaseosa no saturada, hasta que el estado físico es netamente un sólido. Es decir, cuando un sólido húmedo se pone en contacto con aire de menor humedad que la correspondiente a la de equilibrio con el contenido de humedad del sólido, éste tiende a perder humedad y secarse -- hasta alcanzar el equilibrio con el aire. Una vez obtenido esto el término secado es relativo y significa solamente que hay una reducción en el contenido de humedad desde un valor inicial hasta otro final en dicho sólido.

Para la elección de un método de secado es preciso tener en cuenta la naturaleza de la sustancia y su estado: sólido, líquido, pastoso, en caldo, papilla. Desde el punto de vista de la economía y de la explotación, un producto solo debe tratarse en función de las características exigidas. Para satisfacer todas las exigencias, se han estudiado numerosos procedimientos de secado y aparatos que se distinguen esencialmente unos de otros por el modo de aportación del calor, ya sea por conducción, convección o radiación.

Un método de clasificación de los secadores se basa en el procedimiento para transmitir el calor al sólido húmedo y revela diferencias en el diseño y el funcionamiento de los secadores. En la tabla II.1. se muestra esquemáticamente la clasificación anterior (19).

En los secadores de contacto directo, el secado se produce adiabáticamente. El secado por aspersión se encuentra dentro de esta categoría.

TABLA II.1. CLASIFICACION DE LOS SECADORES BASADA EN EL METODO DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

SECADORES DIRECTOS

La transmisión del calor en la desecación se realiza por contacto directo entre el sólido húmedo y los gases calientes. El líquido vaporizado es desecado y desigualmente por el mismo secador, es decir, por los gases calientes. Los secadores directos podrían llamarse también secadores por contacto.

SECADORES INFRAROJOS O POR CALOR RADIANTE
-SEMIANIS DIFUSIONALES-

El funcionamiento de los secadores por calor radiante depende de la generación, transmisión y absorción de los rayos infrarrojos. Los secadores de infrarrojos funcionan basados en el principio de la producción de calor dentro del sólido que se calienta como dieléctrico en un campo eléctrico de alta frecuencia.

SECADORES INDIRECTOS

El calor para la desecación se transmite al sólido húmedo a través de las paredes que los separan del medio calentador. El líquido vaporizado se deseca independientemente del medio calentador. La intensidad de la desecación depende del contacto del material húmedo con las superficies calientes. Los secadores indirectos podrían también llamarse secadores por conducción o de contacto.

CONTINUOS

En funcionamiento continuo sin interrupción mientras se suministra la alimentación o material húmedo. Se evitan los cambios de secador cuando puede funcionar ininterrumpidamente o al se desea.

INTERMITENTES

Secadores proyectales o discontinuos para tratar cargas de magnitud concreta del material húmedo en ciclos de demanda dada. En los secadores intermitentes, a por carga, las condiciones de temperatura y cantidad de humedad, varían considerablemente de punto a punto del secador.

CONTINUOS

Se realiza la desecación haciendo pasar el material por el secador continuamente y en contacto con una superficie caliente.

INTERMITENTES

Los secadores indirectos intermitentes se manejan bien, por lo general, al funcionamiento en vacío. Se estabilizan en los tiempos con agitación y sin agitación.

SECADORES CONTINUOS DIRECTOS

TIPOS ROTATIVOS CONTINUOS.

1. **SECADORES CONTINUOS DE BANDA.** Como el de secar o banda mecánica continua, o de bandejas vibratorias que utilizan gases calientes y los tipos secadores rotativos.
2. **SECADORES CONTINUOS EN MANTENIMIENTO DE VACIO O LLENADO.** Se usan por el secador una línea continua del material, ya formada con alta humedad o facturas y a bien tornada o troceada en una amonada con el objeto.

3. **SECADORES TRANSPORTADORES CONTINUOS.** En este tipo se realiza frecuentemente la desecación en conjunción con la molienda. El material se transporta a alta temperatura y los gases fluyen a gran velocidad hasta un colador de ciclo.

4. **SECADORES ROTATIVOS.** El material se transporta y separa dentro de un cilindro giratorio por el que circulan los gases calientes.
5. **SECADORES DE ROTACION O PAULIZACION.** La alimentación del secador, o material que se seca, tiene que poderse atomizar o pulverizar con un dispositivo controlador o una tolva.

6. **SECADORES DE CIRCULACION AIRMOVING.** Se mantiene el material entre un canal transportador continuo y se hace pasar a alta velocidad a través de él, ya sea, atomizado o en masa.

7. **SECADORES DE TUBO.** Se mueve el material sobre carretillas dentro de un tubo en el que se pone en contacto con gases calientes.

SECADORES INTERMITENTES DIRECTOS

TIPOS ROTATIVOS INTERMITENTES

1. **SECADORES INTERMITENTES DE CIRCULACION TRANSPORTADORA.** Se mueve el material sobre bandejas con fondo de tamiz y se aplica a través de él aire caliente.
2. **TRANSPORTADORES DE BANDEJAS Y CARRUJILLOS.** El material se coloca sobre bandejas, que pueden ir o no sobre carretillas móviles. El aire se aplica sobre o a lo largo del material de las bandejas.

* Cloritos secados rotativos por conducción de los tipos directo e indirecto; por ejemplo, primero los gases calientes calientan una envoltura interior y luego pasan entre ella y otra exterior en contacto con el sólido húmedo.

SECADORES CONTINUOS DIRECTOS

1. **SECADORES DE CILINDROS.** Para líquidos y bajas viscosidades, como papel, café, piezas de rotores, etc. Los cilindros se calientan generalmente con vapor de agua y giran.
2. **SECADORES DE TAMBORES.** Estos se calientan con vapor o bien con agua caliente.
3. **SECADORES CON TRANSMISOR DE TORQUE SIN FIN.** Aunque estos secadores son continuos es posible su funcionamiento en vacío. La presión negativa para permitir la recuperación del disolvente, si se desea, con la desecación.
4. **SECADORES ROTATIVOS EN TIPO DE VACIO.** Pueden utilizarse vapor o agua caliente o es factible su funcionamiento en vacío. La presión negativa para permitir la recuperación del disolvente, si se desea, con la desecación.

5. **SECADORES DE BOMBAS VIBRANTES.** Se realiza la calefacción por medio de vapor o agua caliente.
6. **TIPOS ESTACIONALES.** Como una bandeja continua o tejidos que se manejan en estrecho contacto con una platina calentada por vapor. El material que se seca se coloca sobre la bandeja y recibe el calor por contacto.

SECADORES INTERMITENTES DIRECTOS

1. **SECADORES DE PALLAS CON AGITACION.** Pueden funcionar a la presión atmosférica o en vacío y manejar los materiales producidos de casi cualquier forma de sólidos húmedos; por ejemplo, líquidos, papillas, pastas o sólidos granulares.
2. **SECADORES POR LIOFILIZACION.** El material se congela previamente a la desecación, y luego se realiza esta en el estado congelado bajo un alto vacío.
3. **SECADORES ROTATIVOS EN VACIO.** El material se agita en una envoltura fija horizontal. No siempre es necesario el vacío. Además de la envoltura puede calentarse con vapor o el mismo.
4. **SECADORES DE BOMBAS O ASPIRACION EN VACIO.** La calefacción se verifica por contacto con superficies calientes, calentadas por vapor o agua caliente, sobre los cuales se coloca el material. No interviene agitación.

II.2. SECADOR POR ASPERSION.

Este tipo de secadores se ha diseñado para procesar pastas y soluciones, para velocidades de producción relativamente altas. A diferencia de los otros secadores, el producto se obtiene en forma de pequeñas esferas que son razonablemente uniformes en tamaño, y relativamente libres de polvo.

En la operación de secado mediante aspersión la alimentación se bombea hasta un atomizador que rocía la carga en forma de gotitas muy finas. Estas gotitas están sometidas a una corriente de gas caliente que puede fluir en co-corriente o contracorriente, en relación con las gotitas que caen o inclusive siguen un patrón complejo de los 2 anteriores (mixto).

Una vez secado el sólido en partículas, se separa del gas mediante gravedad. El gas de salida transporta las partes más finas de la cámara de secado, pasando a través de separadores tipo ciclón e inclusive filtros de bolsas, o burbujeadores húmedos, antes de salir a la atmósfera.

Cualquier unidad de secado mediante aspersión tiene como partes fundamentales: el suministro de la carga y el sistema de atomización; el sistema de producción y de soplo de gas caliente; una cámara de secado, un sistema de separación de gases y de sólidos; y finalmente un sistema para la descarga del producto.

El diseño para cada 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 tanto, la forma del secador por as-

persión 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 dependen en gran medida de las condiciones bajo las cuales ha sido secado. La finura y uniformidad de la aspersión, el comportamiento de las gotitas rociadas durante el secado, la temperatura, la humedad, la proporción de flujo de masa y el patrón del flujo del gas secante, influyen todas las propiedades del producto seco.

En general, el diseñador tiene que hacer un secador tal que produzca el compuesto a una densidad a granel fija; una distribución en el tamaño de partículas, un contenido de humedad, un calor y todo ésto según una proporción de producción previamente determinada.

Los diseños particulares difieren unos de otros, sin embargo, un equipo de secado por aspersión en general tiene los siguientes componentes:

1. Calentador de gas secante, con ventiladores, filtros, reguladores y ductos.
2. Atomización de la alimentación líquida para producir un aspersado, con atomizador siendo alimentado con un sistema de bombas, tanques y equipo de pretratamiento de la alimentación.
3. Contacto aspersado-gas, con cámara de secado completa con dispersor de gas y salidas de producto y gas.
4. Separación del producto seco del gas. Sistema de recuperación completa del producto con descarga del mismo, transpor-

te y empaquetamiento del mismo. Sistema de ventilación del aire exhausto, lavador de gases, reguladores y ductos (24).

Se muestra a continuación esquemas del paso del producto y del medio secante en un secador por aspersión.

- a) Ciclo abierto (Figura II.1.)
- b) Ciclo cerrado (Figura II.2.)
- c) Ciclo semicerrado (Figura II.3.)

En el ciclo abierto, el gas de salida se elimina completamente. En el caso del ciclo cerrado el gas de salida se limpia de las partículas finas, se reacondiciona (deseccación y calentamiento) y se recircula a la cámara de secado y finalmente en un ciclo semicerrado parte del gas de salida se elimina y la parte restante se reacondiciona y recircula. Dentro de este último caso, se muestran alternativas de calentamiento del gas.

Ventajas y Desventajas de Secadores por Aspersión.

A) VENTAJAS:

- 1.- Continuidad en operación.
- 2.- Especificaciones del producto seco para encontrar mediante el diseño del secador una flexibilidad operacional. Estas son:
 - a) Forma del producto requerido (partículas como esferas, finos y aglomerados.
 - b) Propiedades del producto, las requeridas como son:

talla de partícula, grado de fluidez, humedad, etc.

Las especificaciones del producto seco están relacionadas con:

- * Distribución del tamaño de partícula. Esto gobierna la apariencia del producto, el empaque y requerimientos subsecuentes del proceso.
- * Densidad bruta y densidad de la partícula. Está estrechamente ligada a los requerimientos del empaque, El secado por aspersión mantiene constante la densidad del producto y elimina la necesidad, para una mezcla en lote, de alcanzar las densidades especificadas.
- * Contenido de la mezcla. Esto gobierna la calidad del polvo, color, fluidez, empaquetamiento y subsecuentes requerimientos de proceso.
- * Apariencia. Esto es vital desde el punto de vista del consumidor.
- * Desmenuzamiento. Relacionado con manejo y empaque.
- * Dispersión. Está relacionada con la velocidad de solubilidad y reconstitución.
- * Color, aroma y sabor. Está relacionada a la calidad del polvo.
- * Actividad. Relacionada a cualquier degradación por calor, ocurriendo con productos bioquímicos.

- 3.- Adaptabilidad al control automático total.
- 4.- Aplicable a materiales sensibles y no sensibles al calor.
- 5.- Eficiencia térmica aceptable, especialmente a altas temperaturas a la entrada de la cámara.
- 6.- Suspensiones y pastas tixotrópicas o formas fundibles - pueden ser manejadas en caso de ser bombeables.
- 7.- Pueden manejarse grumos corrosivos y abrasivos.
- 8.- Los diseños son efectuados para manejar:
 - a) Solventes orgánicos sin explosión o riesgo de fuego.
 - b) Polvos que puedan formar mezclas explosivas con el aire.
 - c) Productos que crean olor durante el secado.
 - d) Productos tóxicos.
 - e) Productos que requieren asepsia en las condiciones de secado.

B) DESVENTAJAS:

- 1.- Cuando se requiere una densidad alta de producto, frecuentemente se obtiene una baja densidad global.
- 2.- Una vez puesto en operación el secador por aspersión es relativamente inflexible (ésto es en general).
- 3.- En general los secadores por aspersión implican una alta inversión original, superior a otros equipos de secado. Sin embargo, es favorable con la inversión de equipos de alto vacío y baja temperatura.
- 4.- Frecuentemente los problemas de recuperación del produc

to y colección de polvo incrementan el costo del secador por un factor apreciable.

FIGURA II.1.

Paso del producto y del aire de secado a través de un ciclo abierto.

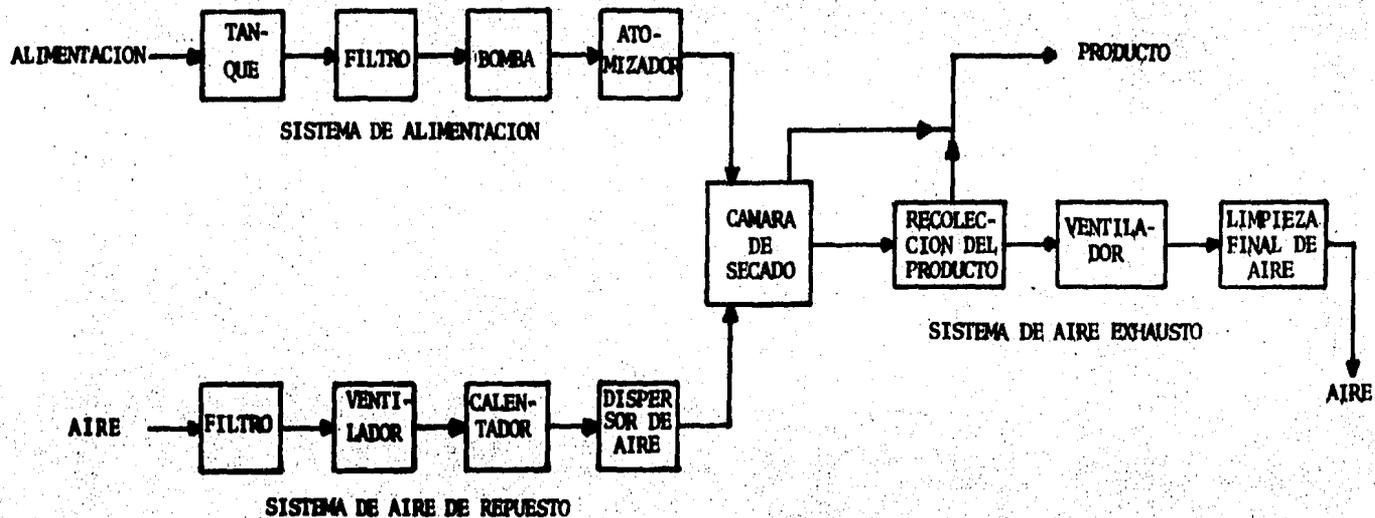


FIGURA II.2,

Paso del producto y del aire de secado a través de un ciclo cerrado.

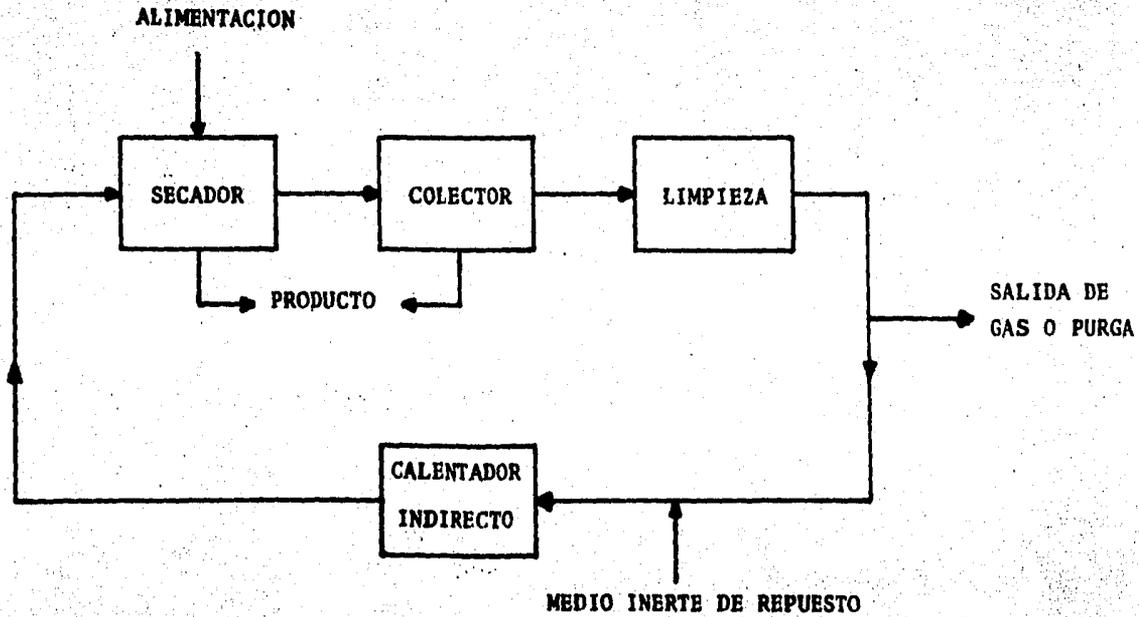


FIGURA II.3.(a)

Paso del producto y del aire de secado en ciclo semicerrado con calentamiento directo.

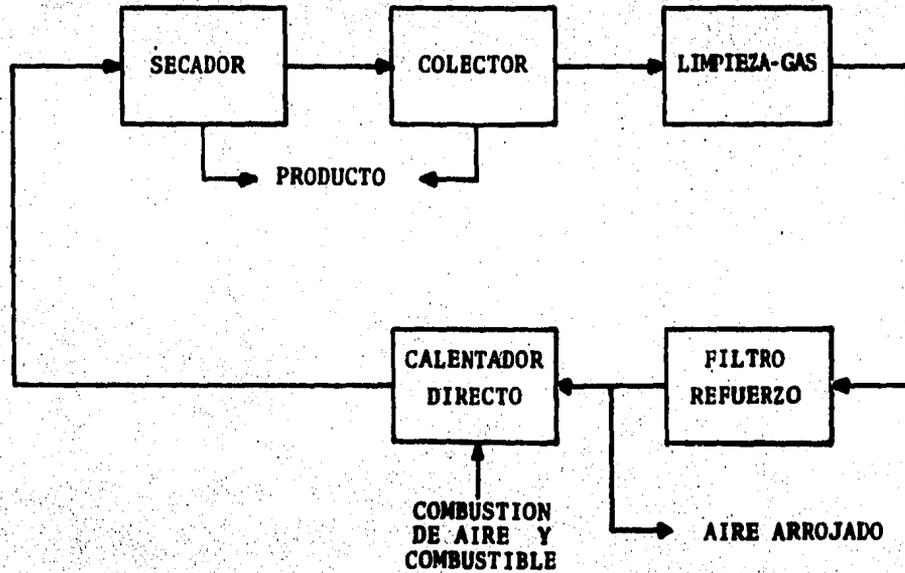
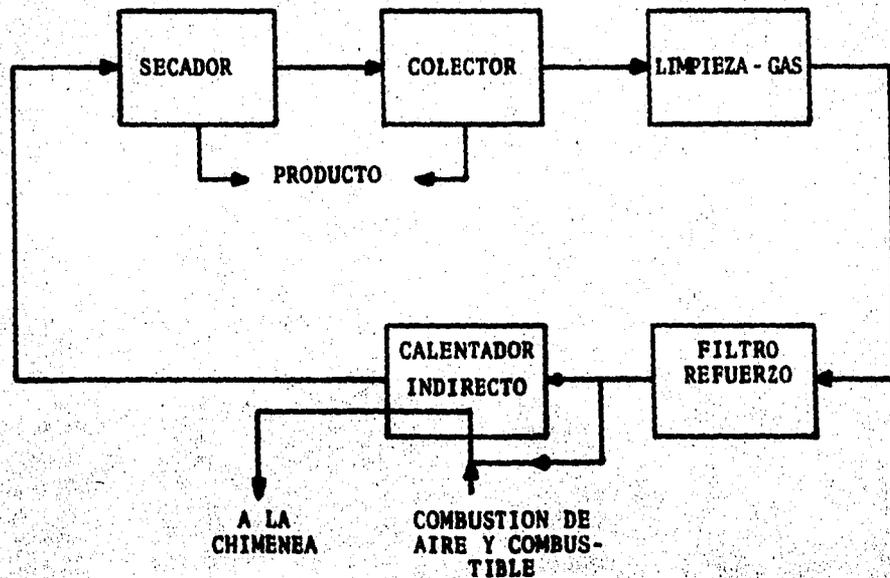


FIGURA II.3.(b)

Paso del producto y del aire de secado en ciclo semicerrado con calentamiento indirecto.



II.3. PRINCIPIOS DEL SECADO POR ASPERSION.

Siendo el secado la remoción de la humedad de un sólido por medios térmicos, es necesario definir los diferentes términos que se utilizan para describir el contacto de humedad de las sustancias (20,21,23).

Humedad de Equilibrio y Humedad Libre.

El aire que entra en un secador rara vez está totalmente seco, sino que tiene algo de vapor de agua y posee, por tanto, una determinada humedad relativa. El contenido en humedad del sólido que sale del secador no puede ser inferior al correspondiente al equilibrio con la humedad del aire que entra. Esta porción de líquido, contenida en el sólido húmedo, que no puede ser separada por el aire de entrada, a causa de su humedad, se llama humedad de equilibrio del sólido.

La humedad libre es la diferencia entre el contenido total de agua del sólido y el contenido total de agua en el equilibrio. Así si la humedad total es X_T y la humedad de equilibrio X^* , la humedad libre X viene dada por:

$$X = X_T - X^* \quad \dots (1)$$

Humedad Ligada y Humedad no Ligada.

Humedad ligada se refiere a la humedad contenida en una sustan--

cia que ejerce una presión de vapor en el equilibrio menor que la del líquido puro a la misma temperatura.

Las sustancias que contienen humedad ligada se llaman frecuentemente higroscópicas.

El agua retenida en pequeños capilares, absorbida por el sólido o que está químicamente unida con los sólidos (agua de recristalización), cae dentro de la categoría de humedad ligada.

Humedad no ligada se refiere a la humedad contenida en una sustancia que ejerce una presión de vapor en el equilibrio igual a la del líquido puro a la misma temperatura.

La distinción entre humedad ligada y no ligada depende del material en sí, mientras que la distinción entre la humedad libre y la de equilibrio depende de las condiciones de secado.

Contenido de Humedad en Base Húmeda.

El contenido de humedad de un sólido o solución en general se describe en función del porcentaje en peso de humedad; a menos que se indique otra cosa, se sobreentiende que está expresado en base húmeda, es decir: $(\text{Kg humedad/Kg sólido húmedo}) \times 100$.

Contenido de Humedad en Base Seca.

Se expresa como: $(\text{Kg humedad/Kg sólido seco})$.

Aire Seco.

Es el aire atmosférico excluido de vapor de agua.

Aire Húmedo.

Es el aire con cierto contenido de vapor de agua.

Aire Saturado.

Es aquel que está en equilibrio con el líquido a la temperatura del aire.

Humedad Absoluta (Y).

Es el peso de vapor de agua contenidos por unidad de peso de gas libre de vapor. Depende solamente de la presión parcial del vapor de agua en la mezcla cuando se fija la presión total. La humedad absoluta es por consiguiente:

$$Y = \frac{18}{29} \left(\frac{P_W}{P_T - P_W} \right) \quad \dots (2)$$

Humedad de Saturación (Y_s).

El vapor se encuentra en equilibrio con el líquido. De acuerdo a la ley de Dalton, la presión parcial del vapor en un gas saturado es igual a la presión de vapor del líquido a la temperatura del gas. Entonces la ecuación (2) se transforma en:

$$Y_s = \frac{18}{29} \left(\frac{P_W^s}{P_T - P_W^s} \right) \quad \dots (3)$$

----- Humedad Relativa (Y_{REL}). -----

Es la relación entre la presión parcial del vapor y la presión de vapor del líquido a la temperatura del gas. Generalmente se expresa sobre una base porcentual, de forma que la humedad 100% corresponde a gas saturado y la del 0% a gas seco. Por definición:

$$Y_{REL} = 100 \frac{P_W}{P_W^*} \quad \dots (4)$$

----- Calor Húmedo (C_S). -----

Es el calor requerido para elevar la temperatura de una unidad de masa de aire y su vapor de agua un grado centígrado a presión constante. Se expresa de la siguiente manera:

$$C_S = 0.24 + 0.46Y \quad \dots (5)$$

El calor húmedo es usado para calcular el calor necesario para elevar las temperaturas de las mezclas aire-vapor de agua en donde:

$$\Delta H_g = nC_S \Delta T \quad \dots (6)$$

Entalpia (H).

La entalpia de una mezcla de aire y vapor de agua es la suma de la entalpia del aire y la entalpia del vapor. Como sabemos, las entalpias son relativas a un nivel dado de referencia (T_R), tomando este punto de referencia como aire y agua líquida a 0°C (32°F) para el sistema vapor de agua aire:

$$H_a = (0.24 + 0.46Y) (T - T_R) + \lambda_{R}Y \quad \dots (7)$$

Temperatura de bulbo seco (T).

Es la temperatura de una mezcla vapor-gas determinada en la forma ordinaria por inmersión de un termómetro en la mezcla.

Temperatura de saturación adabática (T_{sa})

Es la temperatura de estado estable que se logra cuando se pone en contacto una gran cantidad de agua con el gas de entrada. Mediante un balance de calor del proceso se obtiene la ecuación.

$$T - T_{sa} = (Y_{sa} - Y) \frac{\lambda_{sa}}{C_s} \quad \dots (8)$$

Temperatura de bulbo húmedo (T_w).

Es la temperatura de estado estable y no de equilibrio que se al-

canza cuando se pone en contacto una pequeña cantidad de agua -- con una corriente continua de gas no saturada en condiciones --- adiabáticas. Puesto que la cantidad del líquido es pequeña, la temperatura y la humedad del gas no cambian, contrariamente a lo que sucede en el caso de saturación adiabática, donde la temperatura y la humedad del gas si varían.

Efectuando los balances de calor convenientes se llega a la siguiente expresión:

$$T - T_w = (Y_w - Y) \frac{\lambda_w}{h_g/k_y} \quad \dots (9)$$

Los datos experimentales del valor h_g/k_y llamada relación psicrométrica, muestran que para mezclas de vapor agua-aire, el valor es aproximadamente 0.96-1.005. Puesto que este valor es cercano al C_p , en la ecuación (8) y (9) son iguales, lo que significa que las líneas de saturación adiabática también pueden usarse como líneas de bulbo húmedo con una precisión bastante razonable. Obsérvese que ésto sólo es cierto para vapor de agua-aire y no para otros sistemas.

Punto de Rocío.

Es la temperatura límite a la cual el aire húmedo debe ser enfriado a presión y humedad constante, en la que aparece la primera gota.

El punto de rocío está relacionado con los datos de presión de vapor, donde la presión de vapor en el punto de rocío es:

$$P_{WDP}^{\circ} = P_W^{\circ} \times Y_{REL} \quad \dots (10)$$

Volumen húmedo (v_H).

Es el volumen de masa unitaria de gas seco y de su vapor acompañante a la temperatura y presión dominantes. Para una mezcla la ley de gases ideales da el volumen húmedo como:

$$v_H = 359 \left(\frac{1}{M_B} + \frac{Y'}{M_A} \right) \frac{1}{P_T} \times \frac{T^{\circ}F+460}{492} \quad \dots (11)$$

Una representación gráfica muy útil, que muestra las propiedades de las mezclas de un gas permanente y un vapor condensable es el diagrama de humedad (carta psicrométrica).

En las cartas psicrométricas generalmente la abscisa es la temperatura de bulbo seco (T), la ordenada es la humedad absoluta (Y) y el parámetro es la humedad relativa (Y_{REL}). Asimismo, encontramos volúmenes de aire (húmedo y seco), contenido total de calor, temperatura de bulbo húmedo (T_W) y temperatura de saturación --- adiabática (T_{sa}).

En el sistema vapor de agua-aire las líneas de enfriamiento adiabático y las de bulbo húmedo coinciden, en otros sistemas T_W --- excede a la de saturación adiabática.

Las humedades absolutas de los sistemas vapor de agua-aire a presión atmosférica son leídas en las cartas psicrométricas. Las humedades absolutas a presiones diferentes de una atmósfera --- pueden ser calculadas por la siguiente expresión (24):

$$Y(B) = Y(A) + 0.622P_W^o \left(\frac{1}{P_T - P_W^o} - \frac{1}{760 - P_W^o} \right) \dots (12)$$

Donde:

- $Y(B)$ = Humedad absoluta a la presión B.
- $Y(A)$ = Humedad absoluta a la presión A.
- P_W^o = Presión de vapor a la temperatura del gas.

Las ecuaciones (2) y (12) tienen un uso importante en sistemas cerrados y semicerrados dentro de los cálculos del secador por aspersión para determinar la composición de agua o el vapor del disolvente en la salida del depurador para recircularlo a la cámara de secado. Esta composición del vapor es el punto de partida para calcular el flujo de gas secante requerido para obtener la velocidad de operación especificada, y la composición de salida del gas de la cámara de secado.

Los conceptos anteriores serán de gran utilidad en la comprensión del fenómeno de secado analizado.

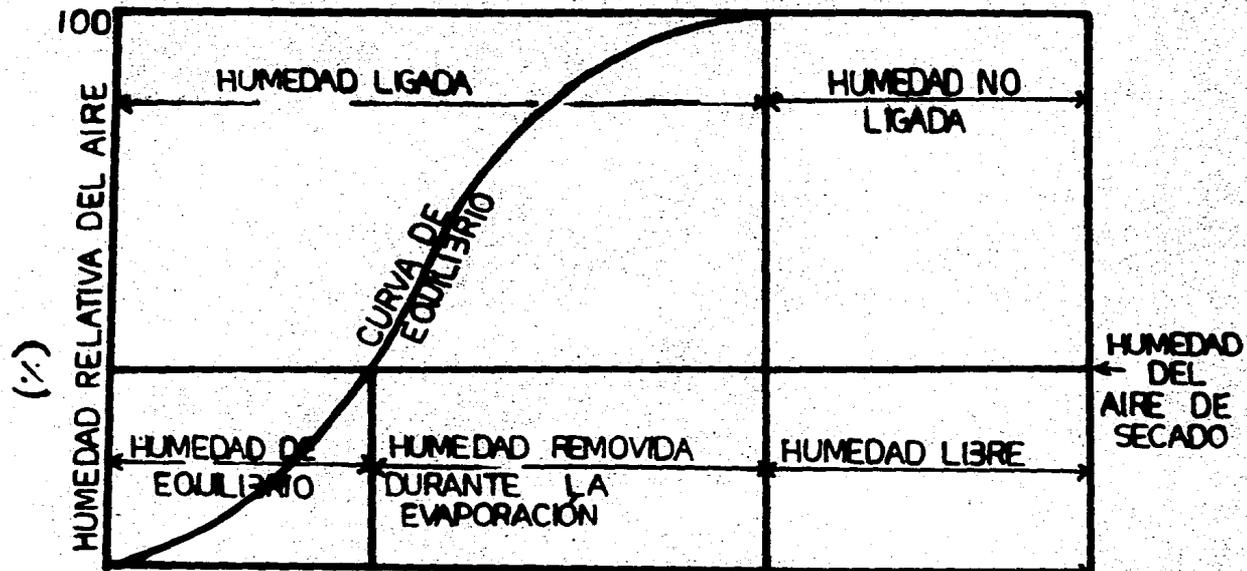
El mecanismo de flujo de humedad a través de la gota durante el secado por aspersión es difusional, complementado por flujo capilar. Las características del secado de la gota depende de si se está evaporando humedad ligada o humedad no ligada. Mientras exista humedad no ligada, el secado se lleva a cabo a velocidad constante, y se mantendrá mientras la velocidad de difusión de la humedad dentro de la gota aspersada sea suficientemente rápida para mantener saturada la superficie. Cuando la difusión de la hu-

medad dentro de la gota y el flujo capilar no mantengan estas -- condiciones, se llega a un punto crítico y entonces la velocidad de secado disminuye hasta que se alcanza el contenido de humedad de equilibrio. El contenido de humedad de equilibrio permanecerá constante mientras el producto sea expuesto a la misma temperatura y humedad atmosférica. La figura II.4. muestra lo expresado anteriormente.

Como en la mayoría de las operaciones de secado, el proceso de -- secado por aspersión puede subdividirse en períodos. El primer período es caracterizado por la evaporación del líquido libre en la superficie. El segundo, por evaporación de o a través de la estructura sólida, la cual se forma en un punto intermedio del -- proceso (7).

En general, la concentración del soluto es inicialmente uniforme en la gota; sin embargo tan luego como sucede la evaporación en la superficie de la gota, los gradientes de concentración se elevan y hay difusión del solvente hacia la superficie y del soluto hacia el centro. Además, ya que en la mayoría de los casos la -- gota decrece en su tamaño, el soluto en la capa superficial se -- contrae por la interfase retrayente (gas-sólido), la cual es impermeable al soluto.

Si la velocidad de evaporación fuera constante en la superficie entera de la gota, los gradientes de concentración dentro de ésta deberían tener simetría esférica. Sin embargo si la velocidad de evaporación no es la misma en toda la superficie de acuerdo a la teoría de la capa envolvente y demostrada experimentalmente por Frosling (7), se tiene que la velocidad de evaporación



CONTENIDO DE HUMEDAD — PESO DE HUMEDAD
 — UNIDAD DE PESO SÓLIDO SECO

FIG. II.4

varía de un máximo en el punto de choque con el gas, en el frente de la gota, hacia un mínimo en alguna latitud más allá del ecuador, a un segundo pero más bajo máximo en la parte contraria del choque. Consecuentemente el perfil de concentraciones no es tan simple.

Superimpuestas al flujo, debidas a la difusión, pueden haber circulaciones internas debido a gradientes de densidad causadas por temperatura, concentración y por el mismo aire.

Pueden presentarse también rotaciones de las gotas. Luego, si hay suficiente rapidez y suerte, tenderían a restaurar la simetría esférica. Sin embargo, si la gota no tiene inicialmente rotación y su velocidad relativa está en la dirección de la gravedad, la velocidad de evaporación máxima producirá una alta concentración de soluto en el frente de la gota. Esto ordinariamente producirá una mayor densidad que la promedio en el frente de la gota, lo cual ayuda a la estabilidad contra la rotación.

Se ha establecido que la concentración del soluto en la superficie no permanece uniforme pero crece uniformemente de su valor inicial. Debido a que la velocidad de evaporación es casi constante y la concentración de la superficie se incrementa, la velocidad de acumulación de la superficie crece.

Cuando la concentración en la superficie alcanza el valor de saturación, no puede continuar incrementándose y el soluto tiene que depositarse como una fase sólida. Consecuentemente, si la concentración del soluto en la superficie pudiera ser expresada como función del tiempo y condiciones del secado, el tiempo de -

formación de la fase sólida podría predecirse.

Si se fuera riguroso, el modelo se complicaría por la falta de simetría esférica y por la circulación interna.

Usando este concepto del proceso como una base y considerando -- transferencia interna solo por difusión, podemos expresar la concentración del soluto en la superficie como una función del tiempo y condiciones de secado, y estimar el tiempo de formación de la fase sólida. Una función tomaría en cuenta la falta de simetría esférica en y alrededor de la gota, así como la circulación interna. Sin embargo, su inclusión hace el problema tan complejo que es casi irresoluble.

La adición de calor a una partícula húmeda es insuficiente por sí sola para producir un secado satisfactorio. La eliminación de humedad de la partícula depende de la humedad del aire secante alrededor de la gota. Para mantener altas velocidades de secado, el aire frío y húmedo debe ser desplazado de los alrededores de la gota y reemplazados con aire caliente y de baja humedad.

La presión parcial en el aire que ejerce el vapor de agua es de gran importancia en el secado, debido a que ejerce una fuerza -- contraria al secado. La presión de vapor es gobernada únicamente por la temperatura y está directamente relacionada con las velocidades de secado.

La fuerza impulsora para la evaporación de la humedad de una superficie saturada es la diferencia entre la presión de vapor del agua a la temperatura de la superficie y la presión parcial del

vapor de agua en el aire de los alrededores, es decir, $(P_{WS}^s - P_W)$. Esta fuerza impulsora puede ser expresada igualmente en términos de la diferencia en humedad en la superficie saturada (Y_S) y la humedad del aire (Y), es decir, $(Y_S - Y)$. La ecuación (2) relaciona la presión parcial del vapor de agua en el aire de los alrededores a la humedad absoluta (Y). En la superficie saturada, la presión parcial del agua es igual a su presión de vapor por lo que podemos sustituir P_W por P_W^s y obtendremos Y_S (24). La velocidad de transferencia de masa de una superficie saturada es:

$$\frac{dY}{dt} = K_g A (Y_S - Y) = K_g A (P_{WS}^s - P_W) \quad \dots (13)$$

En el equilibrio dinámico, la velocidad de transferencia de calor es igual al múltiplo de velocidad de transferencia de masa por el calor latente de vaporización (λ). La velocidad de transferencia de calor de la superficie saturada es:

$$\frac{dQ}{dt} = h_c A (T_D - T_{WS}) = \frac{dW}{dt} \lambda \quad \dots (14)$$

Combinando las ecuaciones (13) y (14):

$$h_c (T_D - T_{WS}) = K_g (Y_S - Y) \lambda \quad \dots (15)$$

Los coeficientes h_c y K_g están incorporados al calor húmedo (C_s) en el número de Lewis, el cual es 1 (uno) para los sistemas aire-

vapor de agua, por lo que resulta que las líneas de enfriamiento adiabático coinciden con la temperatura de bulbo húmedo en las cartas psicrométricas.

Si graficamos las variaciones de velocidad de vaporización, los cambios de temperatura de la gota y de presión de vapor que acompañan a la vaporización conforme la humedad de la gota decrece se obtiene la gráfica que se presenta a continuación (Fig. II.5.) En ella se representa el cambio de temperatura de una gota que contiene 50% de humedad y que se pone en contacto con aire caliente.

Como podemos ver en la gráfica, el producto es extraído del secador mucho antes de que alcance o se aproxime mucho a la temperatura del aire de salida del secador.

La presión de vapor durante el período inicial de secado es la que corresponde a la temperatura de bulbo húmedo. Esta presión de vapor se mantiene constante durante la vaporización a velocidad constante. Cuando se alcanza el punto crítico y la velocidad de vaporización decrece, entonces la presión de vapor también disminuye.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.

Los datos de temperatura y flujo de aire y producto nos sirven para evaluar el secador, y éstos se pueden obtener de los balances de masa y calor.

Los balances se efectuarán en función de unidad de masa de sólido seco (25).

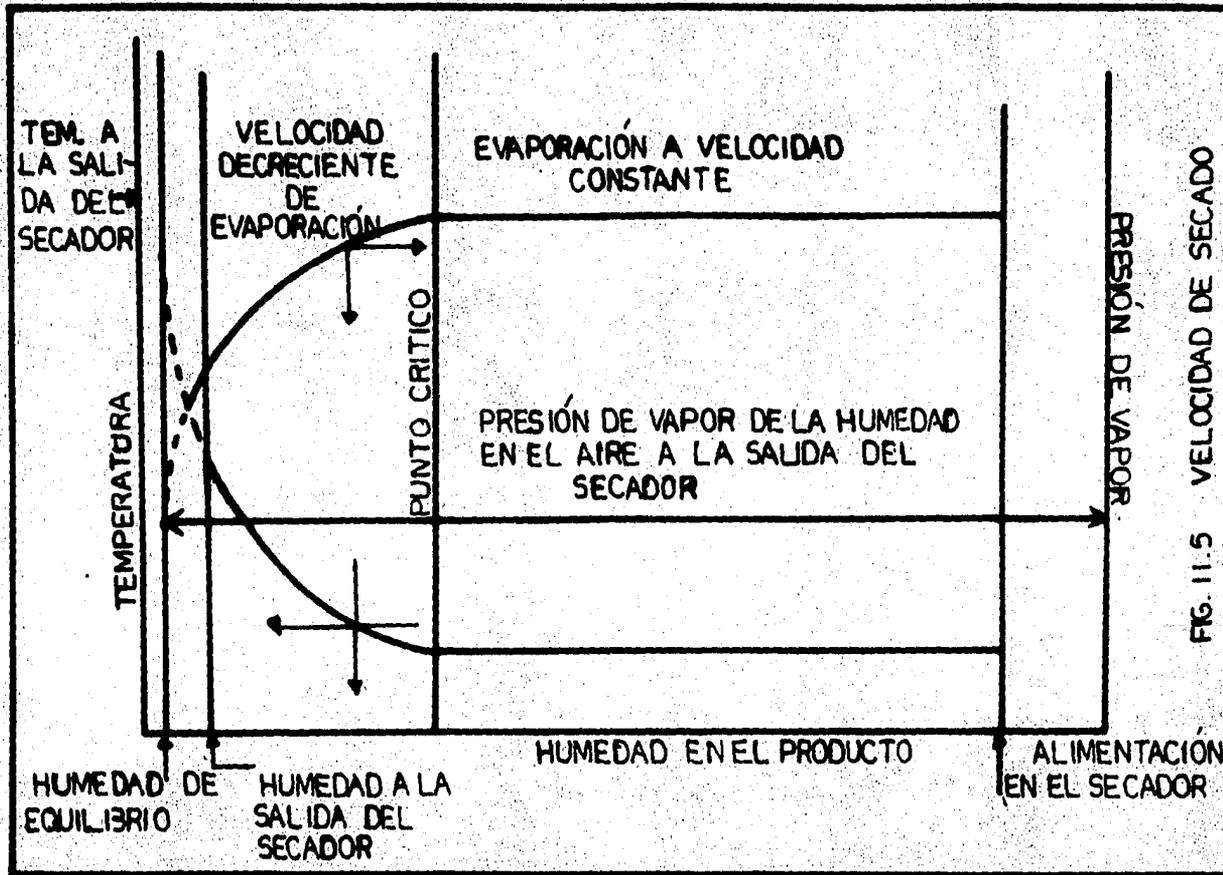


FIG. 11.5 VELOCIDAD DE SECADO

A continuación se muestra el diagrama clásico de los balances de materia y energía de un secador por aspersión. (Fig. II.6.)

BALANCE DE HUMEDAD.

Humedad que entra en la alimentación = $M_s (X_s)_1$

Humedad que entra en el aire caliente = $G_a (Y_1)$

Humedad que sale del secador en el producto "seco" = $M_s (X_s)_2$

Humedad que sale del secador en el aire secante = $G_a (Y_2)$

Cuando no hay acumulación de producto en la cámara:

Entrada = Salida

Entonces:

$$M_s (X_s)_1 + G_a (Y_1) = M_s (X_s)_2 + G_a (Y_2) \quad \dots (16)$$

$$6 \quad M_s [(X_s)_1 - (X_s)_2] = G_a (Y_2 - Y_1) \quad \dots (16-a)$$

Por un procedimiento similar:

BALANCE DE CALOR

Entalpia del aire que entra al secador = $G_a(H_a)_1$

Entalpia de la alimentación = $M_s(H_s)_1$

Entalpia del aire de salida = $G_a(H_a)_2$

Entalpia del sólido seco = $M_s(H_s)_2$

Calor que entra = Calor que sale + Pérdidas

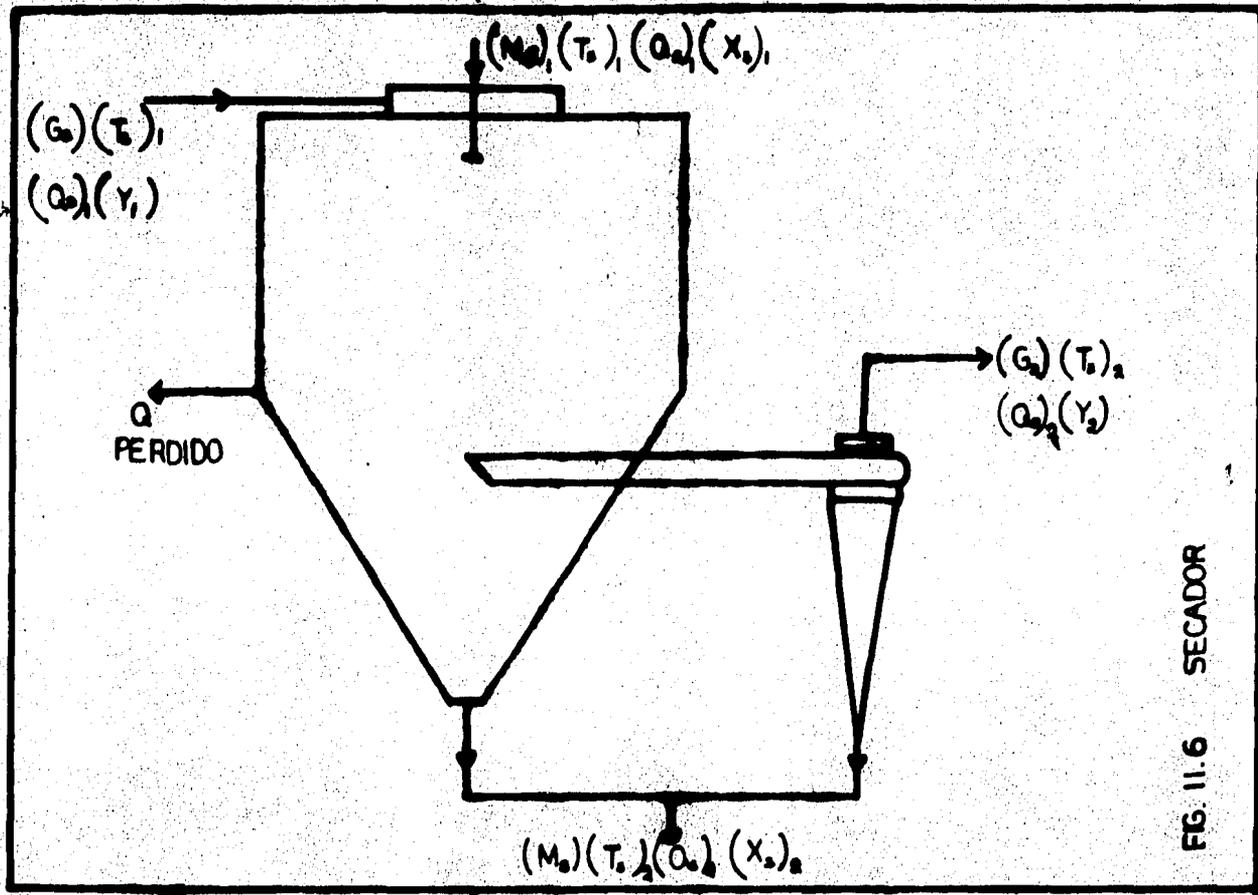


FIG. 11.6 SECADOR

Entonces:

$$Ga(Ha)_1 + Ms(Hs)_1 = Ga(Ha)_2 + Ms(Hs)_2 + Q_L \quad \dots (17)$$

Donde Q_L = Calor perdido a través de la estructura y se expresa por la siguiente expresión de transferencia de calor:

$$Q_L = U A \Delta T \quad \dots (18)$$

Para cámaras bien aisladas las pérdidas de calor son mínimas.

La entalpia de la alimentación está dada por:

$$(Hs)_1 = C_{p_s} \Delta T + X_{s_1} C_{p_L} \Delta T \quad \dots (19)$$

La entalpia del medio secante se expresa como:

$$Ha = C_s \Delta T + \lambda Y \quad \dots (20)$$

EFICIENCIA TERMICA.

La eficiencia térmica es una expresión de operación del secado -- por aspersión y en términos prácticos está relacionada al calor requerido para producir una unidad de masa de producto seco a las especificaciones deseadas. La eficiencia térmica del secador depende de las temperaturas de operación (24).

Se define como la razón:

$$\eta = \frac{\text{Calor usado en la evaporación}}{\text{Calor suministrado}} \quad \dots (21)$$

La eficiencia térmica se aumenta por el incremento de la temperatura del aire que entra a la cámara y operando al secador a una temperatura de salida tan baja como lo permita el sistema. La base de la economía de la operación es la utilización del calor pasado dentro del secador.

El calor que entra es proporcional a la velocidad de vaporización, y para una velocidad dada es afectada bastante por el contenido de sólidos en la alimentación del secador.

La evaporación máxima posible para un flujo de aire dado, se obtiene si el aire sale en su estado de saturación. Este nunca ocurre en la práctica, sin embargo, hay casos en que la saturación casi se alcanza.

Se considera que el gas entra al secador a una temperatura T_1 después de ser calentado desde una temperatura T_0 y durante el proceso de secado la temperatura T_2 , la eficiencia del proceso puede ser expresada como sigue:

$$a) \quad \eta \text{ Total} = \left(\frac{T_1 - T_2}{T_1 - T_0} \right) 100 \quad \dots(21-a)$$

$$\eta \text{ Evaporación} = \left(\frac{T_1 - T_2}{T_1 - T_{\text{sat}}} \right) \quad \dots(21-b)$$

II.4. ETAPAS DEL SECADO POR ASPERSION.

El proceso de secado por aspersión se divide en 4 etapas que son:

- 1.- Atomización de la alimentación para producir una nube en aerosol.
- 2.- Contacto del medio secante (gas) con la alimentación.
- 3.- Vaporización del disolvente de las partículas húmedas.
- 4.- Recuperación del producto seco.

En el diagrama (II.7.) se muestra esquemáticamente las diferentes posibilidades que pueden presentarse dentro de cada etapa del secado por aspersión (1,4,8,24).

A continuación estudiaremos cada una de estas etapas por separado.

4.1. ATOMIZACION.

La atomización es el corazón del secado por aspersión. Su principal efecto es producir una gran área de contacto con lo cual se obtiene una velocidad de vaporización alta. Su efecto secundario es crear un producto finamente dividido con características físicas especiales, como son el tamaño de la partícula y la densidad de ella.

La distribución del tamaño de la gota (D.T.G.) inicial generada por el atomizador es la base para el diseño de la cámara de secado. Los tipos de atomizadores usados hoy en día son los que se muestran en el diagrama (Fig. II.8.).

FIGURA 11.7.

ALIMENTACION → A) ATOMIZACIÓN → B) CONTACTO ESPREDO-GAS → C) EVAPORACION - DEL ESPREDO → D) SEPARACION DEL PRODUCTO DEL ESPREDO

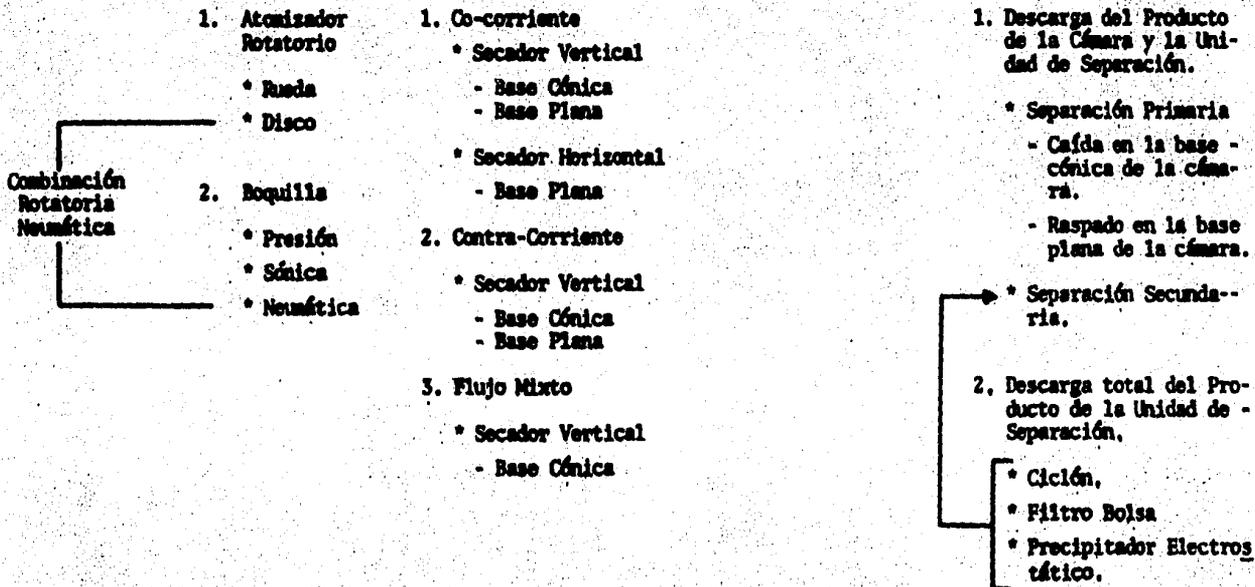
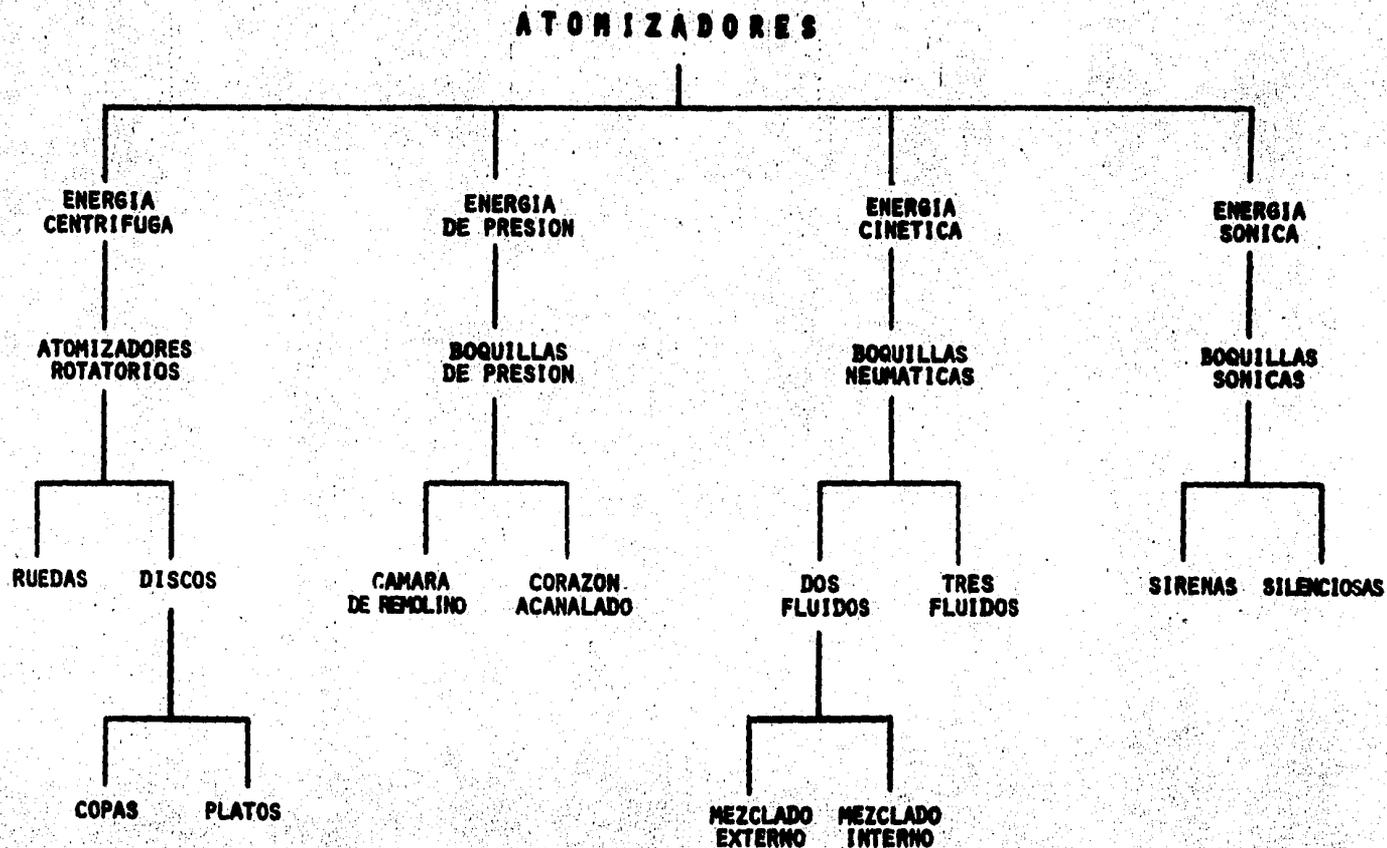


FIGURA II.8.



La función de los atomizadores rotatorios consiste en acelerar -- centrifugamente un líquido a gran velocidad antes de descargarlo dentro del gas secante. Las boquillas de presión descargan el líquido bajo presión a través de un orificio. Las boquillas neumáticas rompen el líquido bajo el impacto de aire a gran velocidad. Las boquillas sónicas rompen el líquido a través de excitación sónica. Dependiendo del tipo de atomizador usado, se obtiene el -- producto con diferentes características físicas.

4.2. CONTACTO DEL MEDIO SECANTE CON LA ALIMENTACION.

4.2.1. La predicción y el control del movimiento del esreado y el aire dentro de la cámara de secado son requerimientos importantes para el diseño y operación del secador. La manera de como sale el esreado del atomizador, combinada con el aire determina la velocidad y la calidad del secado. El movimiento del sistema esreado-gas resultante determina el tiempo que cada gota permanece en la cámara.

El diseño de la cámara de secado y selección del aspersor debe tener en cuenta un flujo que prevenga la deposición de producto parcialmente secado en la pared. Los depósitos en la pared son causados por gotas que viajan muy rápido hacia ella, es por ésto que no tienen suficiente tiempo para su secado. El depósito en el secador resulta de torbellinos locales. Estos son los causantes de que partículas secas --

regresen a las regiones más calientes del secador y aún al dispersor de aire donde las partículas son chamuscadas, produciendo contaminación del producto final.

El contacto inicial entre el gas y el esreado puede ser en paralelo o a contracorriente. Un flujo de aire más controlado resulta de un contacto en paralelo, pero el mayor mezclado se crea por contracorriente, facilitando mayor cantidad de esreado a secar para una medida dada de cámara.

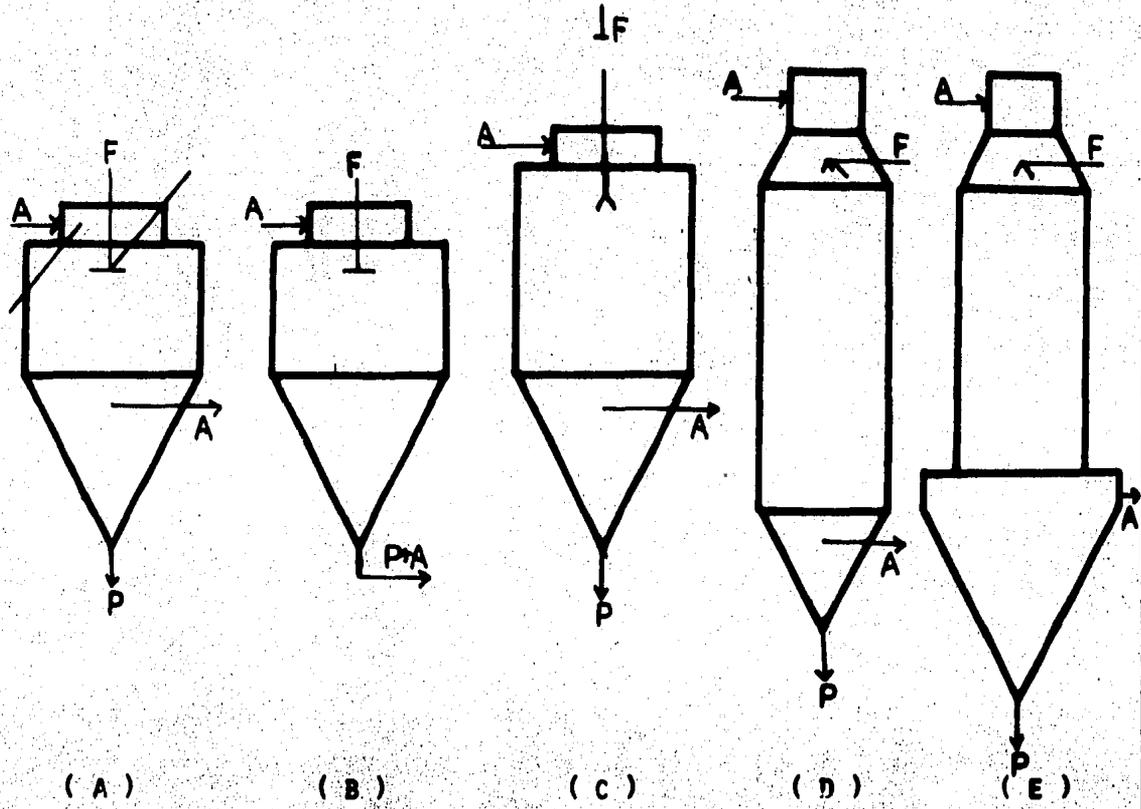
El diseño de los secadores caen dentro de tres categorías:

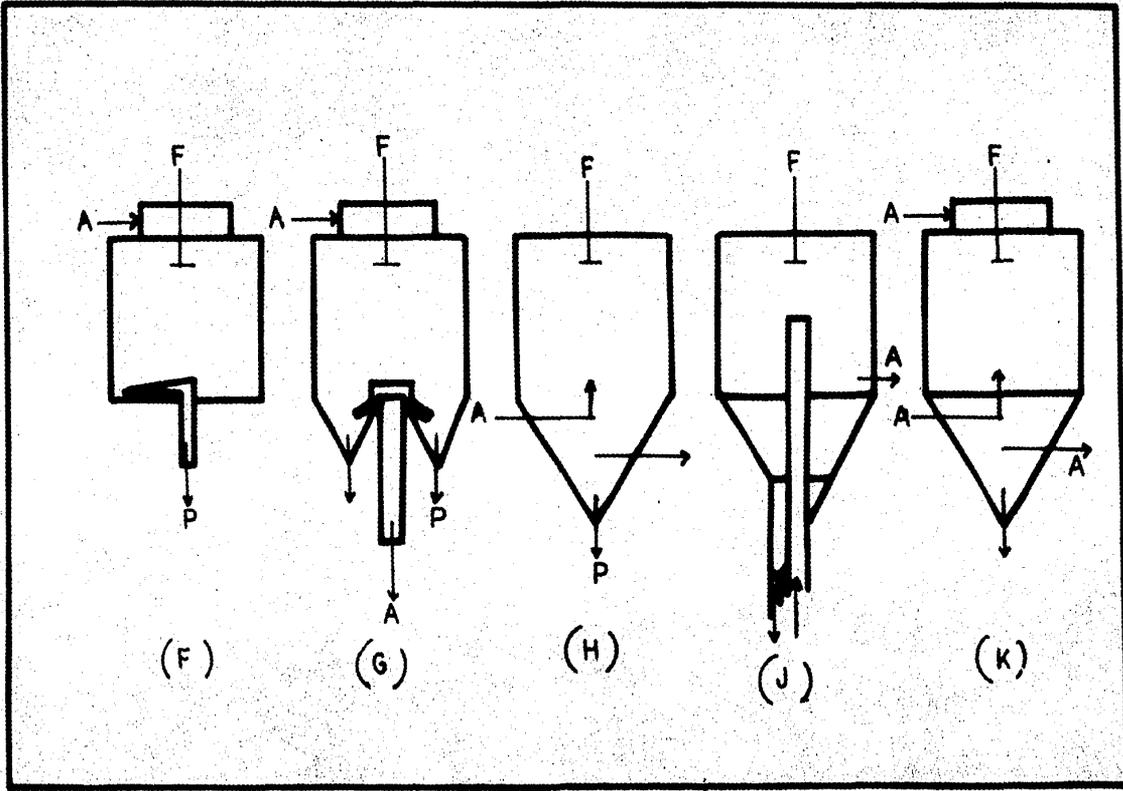
- a) Cocorriente
- b) Contracorriente
- c) Flujo Mixto.

a) Flujo a cocorriente.

Los diseños comunes de flujo descendente se muestran en la figura II.9. Estos son por mucho los diseños más comunes en operación a gran escala, en la que se permiten varios diseños para encontrar los distintos arreglos. La evaporación del líquido es rápida y los tiempos de residencia son cortos. El material no se sujeta a la degradación térmica. La temperatura del producto es baja mientras que el líquido se evapora, esto debido a que la temperatura de las gotas se mantienen a la temperatura del bulbo húmedo del aire. A medida que el producto se aproxima al contenido de humedad deseado, la

FIG. 11.9





ARREGLOS DE CAMARAS DE SECADO A CORRIENTE PARALELA.

- a) Cámara estandar (dos puntos de descarga).
- b) Cámara estandar (un punto de descarga).
- c) Cámara versátil para disco rotatorio o boquillas (desarrollo reciente).
- d) Torre para boquilla.
- e) Torre para boquilla con vibrador.
- f) Cámara con fondo plano.
- g) Cámara con fondo plano.
- h) Cámara de altura restringida.
- i) Cámara de temperatura extremadamente alta.
- j) Cámara con dispersor de aire.

temperatura de las partículas no se eleva mucho porque éstas se ponen en contacto con aire cada vez más frío.

b) Flujo a contracorriente.

En este tipo de diseño el atomizador y el dispersor de aire están localizados en lados opuestos de la cámara de secado. En flujo a contracorriente se usa principalmente las boquillas para torres altas y de diámetro pequeño. El dispersor de aire crea varios grados de rotación en la entrada a la cámara, pero debido a la altura de la torre, el movimiento rotatorio no se puede mantener en la parte alta de la torre. En estos equipos se obtiene una elevada eficiencia calorífica, pero se tiene el inconveniente de que se somete el material a secar a una alta temperatura, por lo que sólo es útil para materiales no muy sensibles al calor. En la figura II.10. se muestra un secador de este tipo.

c) Flujo mixto.

En los secadores de flujo mixto el aire y el esparcido son sujetos tanto a corriente paralela como a contracorriente durante su paso a través de la cámara de secado. Esto se efectúa así:

1. El aire fluye en dos direcciones mientras que el esparcido en una. los ductos de entrada y de salida de aire se localizan en la parte superior de la cámara como se muestra en la figura II.11.

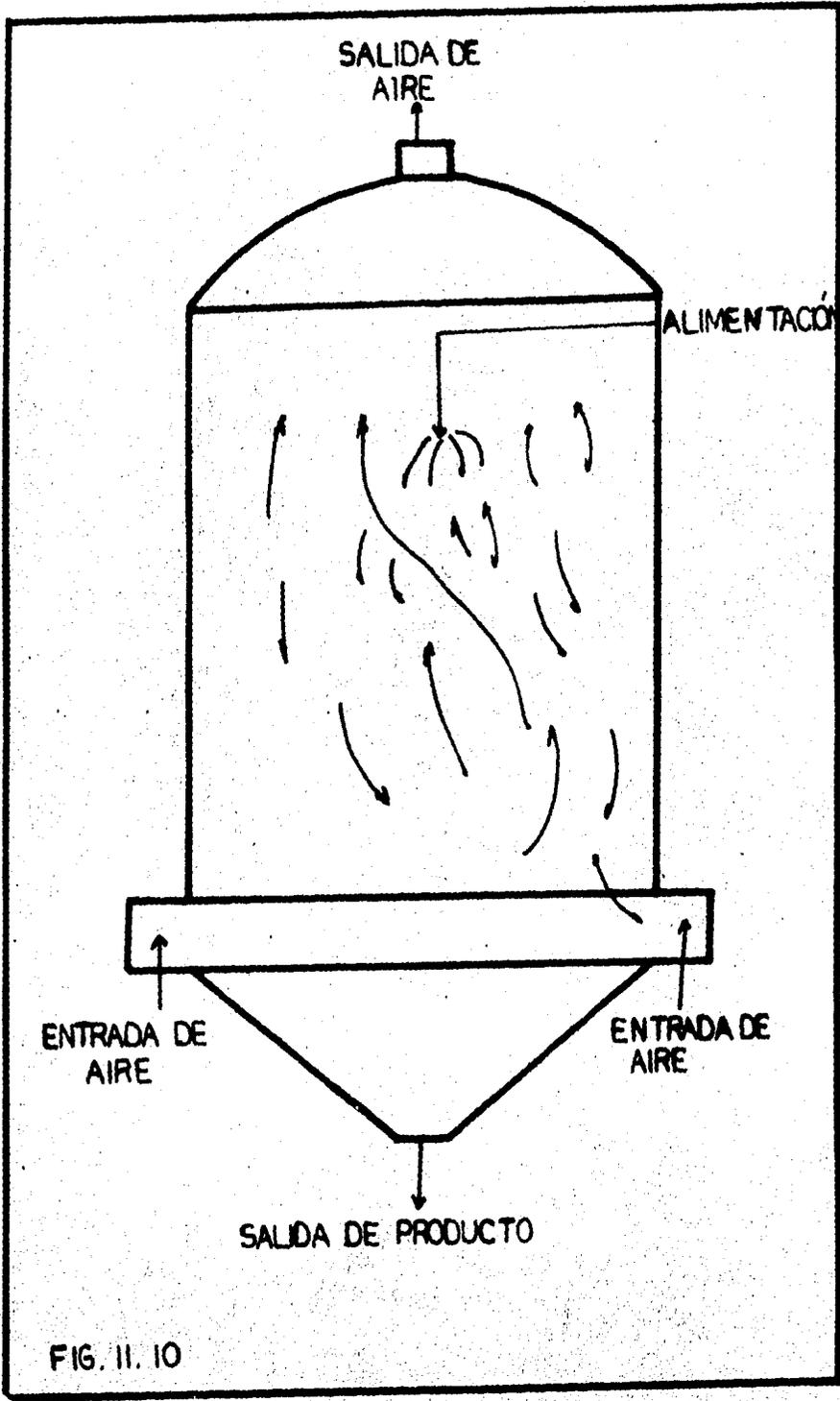


FIG. II. 10

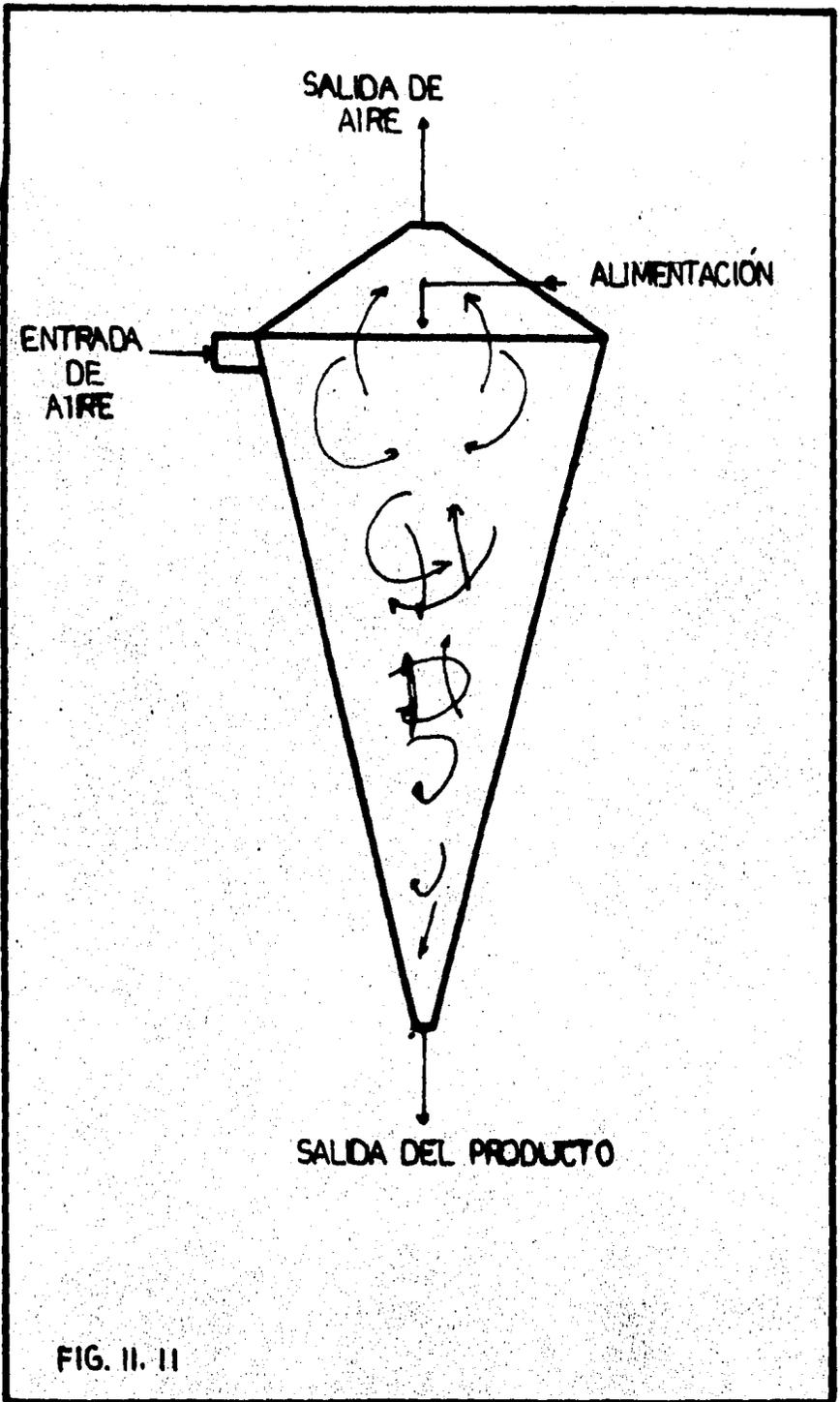


FIG. II. 11

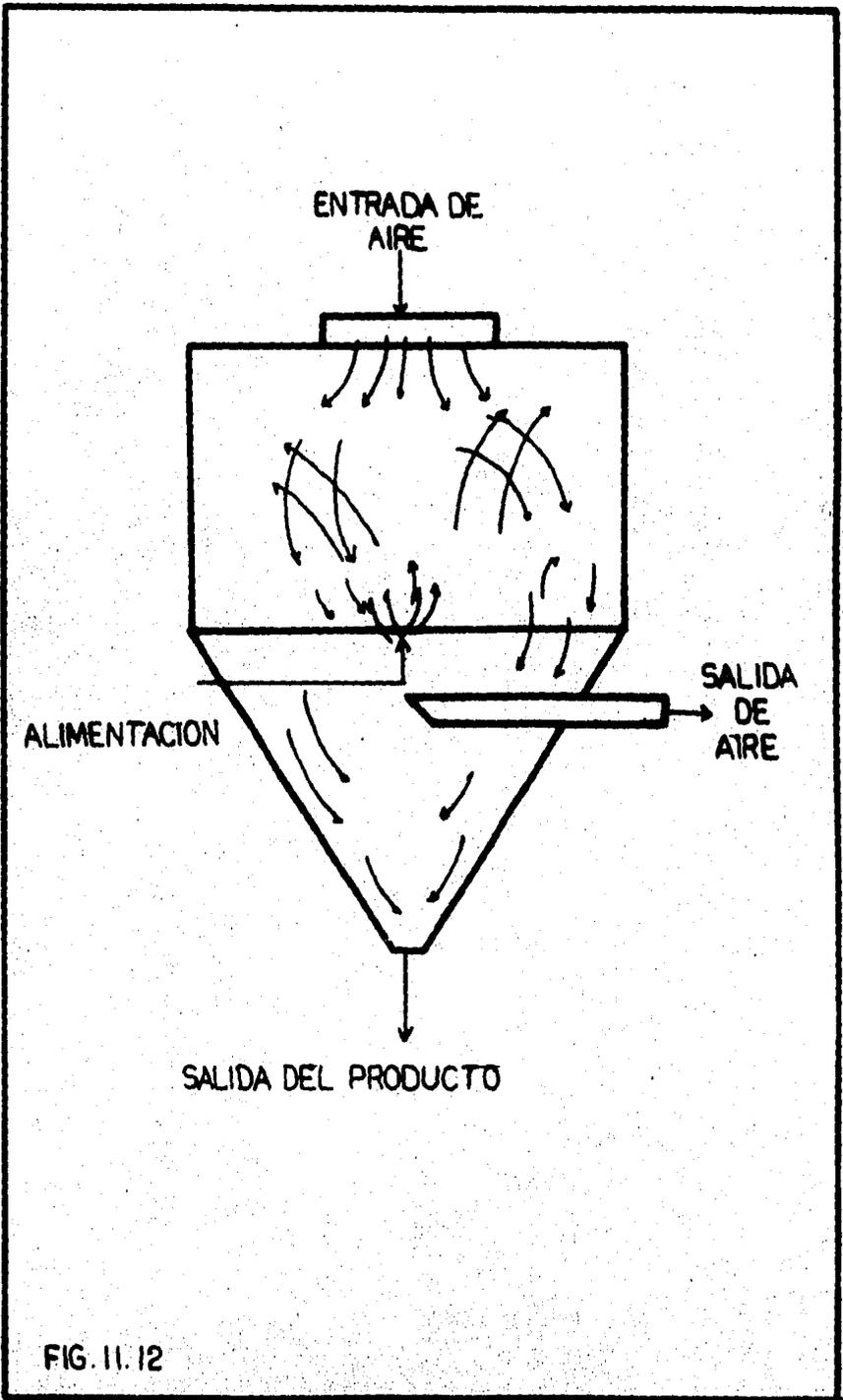


FIG. 11.12

2. El aire fluye en una dirección mientras que el producto en dos. El atomizador esprea hacia arriba -- desde la base de la cámara hacia la entrada del aire. La descarga del producto es por la base de la cámara (Fig. II.12.).

Cualquiera que sea el flujo empleado, el movimiento del aire es el que determina la velocidad y el grado de evaporación de las gotas, pues afecta: la -- trayectoria de las partículas a través de la zona -- de secado y la concentración del producto cerca de las paredes de la cámara.

4.2.2. Las características de la trayectoria de la gota son las siguientes:

a) En atomizadores rotatorios.

La trayectoria de la gota, sigue un camino horizontal libre cuando sale del atomizador, y ésto es afectado en su inicio por el torbellino producido por el gas que se halla alrededor del disco (causado por la rotación del disco) y finalmente por el flujo del aire de secado. El flujo del aire y la trayectoria de la gota son gobernados primordialmente por el dispersor del aire. El viaje radial de las gotas depende del diseño del disco y su velocidad, la de alimentación, localización y diseño de aire.

b) En boquillas.

Las gotas de esprayado que salen de la boquilla, son expulsadas con una gran velocidad, teniendo una componente en la dirección axial de la boquilla. Las gotas que proceden de la boquilla de presión son desaceleradas rápidamente. Las gotas de boquillas neumáticas no desaceleran muy rápido al salir de éstas. Con gotas pequeñas el componente de velocidad radial es bajo (en la salida de la boquilla) y la trayectoria del esprayado hacia la pared disminuye. Esto conduce al uso de torres de secado con diámetro pequeño y con boquillas como medio de aspersión.

4.2.3. El movimiento de la gota en la cámara de secado consta de tres etapas:

- a) Salida de la gota del atomizador.
 - b) Desaceleración de la gota.
 - c) Caída libre o movimiento bajo la influencia del flujo del aire de secado en la cámara.
- a) En el momento que el líquido sale de la boquilla, el momento radial causado por la presión provoca que el líquido viaje radialmente hacia afuera mientras que también se mueve en dirección axial. Esto da como resultado la formación de un aspersado cónico, cuyo ángulo para un líquido dado es una función de la relación de las

componentes axial y tangencial. Una vez que el líquido abandona los confines del orificio, el mismo deja de girar o remolinear y las partículas del líquido se mueven en dirección opuesta en línea recta tangente al orificio.

En los atomizadores rotatorios, el líquido al salir de éstos tiene igualmente componentes de velocidad radial y tangencial. Para atomizadores comerciales la componente radial es mucho más pequeña que la tangencial y la velocidad de salida se aproxima a la velocidad del disco en la periferia, y la velocidad de salida se aproxima a la tangente del canto del disco.

- b) Las gotas que salen del atomizador a velocidades excesivas, se desaceleran rápidamente debido a la fricción del aire circundante sobre la superficie de la gota. El grado de desaceleración determina la penetración de las gotas en el aire que rodea al atomizador. Una vez que se descargan las gotas, la velocidad decrece y la gota pasa primero a través de una zona turbulenta, luego a una semiturbulenta y finalmente a una de flujo laminar. Si el diámetro de la gota es grande, el flujo laminar no será experimentado debido a la velocidad terminal.
- c) Aquí el hecho es que la desaceleración de las gotas es virtualmente instantáneo y que su movimiento puede ser considerado bajo la influencia del aire de secado todo el tiempo.

4.2.4. Distribución del tamaño de la gota (DGT). La DGT es generada por el tipo de atomizador empleado. El tamaño de las gotas establece la superficie de transferencia de masa y calor con ello consecuentemente la velocidad de secado.

4.3. VAPORIZACION DEL DISOLVENTE DE LAS PARTICULAS.

La descripción de como sucede este fenómeno fue señalada en el tema de principios de secado por aspersión.

4.4. RECUPERACION DEL PRODUCTO SECO.

El producto seco que sale con el aire de la cámara debe ser separado de manera efectiva y recuperado para mantener la máxima cantidad del producto de la operación del secado y prevenir la contaminación de la atmósfera.

Para lograr la separación del producto y el gas, se utilizan ciclones, filtros de bolsas y mangas así como precipitadores electrostáticos. Generalmente la calidad del producto no se afecta, sin embargo, se presentan efectos de trituración al fluir el polvo a través de ciclones y disminuir la medida de las partículas, exhibiendo éstas fragilidad.

Una vez efectuada esta primer etapa de separación el gas que sale con partículas residuales se hace pasar a través de una sección húmeda donde quedarán fijadas.

II.5. VARIABLES DEL SECADO POR ASPERSION.

En general, la selección y diseño del atomizador, el diseño de la cámara de secado y el sistema recuperador de producto serán gobernados por las características de la solución o suspensión a secar y por las características deseadas de las partículas secas.

Por otro lado, si para un producto dado ya se posee o existe un secador por aspersión, se pueden efectuar modificaciones en la construcción o en las variables de operación que permitan, con límites, adaptar el equipo para manejar y producir el producto deseado (1).

En forma general, las variables más importantes para las cuales los datos de diseño deben establecerse son:

1. Naturaleza del producto deseado; es decir, ya sea un producto fino o grueso, con cierta esfericidad, etc.
2. Método de atomización a emplear.
3. Concentración de la alimentación.
4. Temperatura de secado.
5. Necesidad de enfriamiento con gas secundario.
6. Método de remoción de producto.
7. Recuperación de polvos.

5.1. NATURALEZA DEL PRODUCTO DESEADO.

Un material dado puede ser esparcido en partículas de diferentes tamaños tales como esferas o esferoides, que pueden ser huecos o

no, ó ser aglomerados.

5.1.1. Medida de partícula y distribución del tamaño. Estas son importantes porque influyen la densidad bruta, la solubilidad, el calor, la fluidez y la segregación. Es importante entender que la selección de un producto fino o grueso afecta el diseño del secador. Si el secador es diseñado para producir un fino, en general es raro modificar el secador para producir un producto grueso no tan polvoso. Por otro lado, un secador que se diseña para producir un grueso será más difícil y costoso adaptarlo para que fabrique un fino. Es importante señalar que una vez hecho el diseño del secador existe poca flexibilidad al querer variar las propiedades del producto obtenido.

5.1.2. Densidad bruta. Esta es una de las propiedades más importantes del producto a estudiar y determinar prioritariamente para el diseño. La selección de esta propiedad depende de factores económicos tales como tipo y costo de envase, costo de transporte y requerimientos del mercado. Los principales factores que influyen son:

a) Características coloidales.

Puesto que el secado generalmente se efectúa a partir de soluciones acuosas o suspensiones, hay 2 clases generales de las mismas que se distinguen marcadamente en el tipo de polvo producido bajo ciertas condiciones y que muestran comportamiento similar bajo otras. Los

materiales que presentan propiedades coloidales hidrofílicas son de una clase y aquellas no hidrofílicas (no necesariamente hidrofóbicas) son de otras. En orden para predecir el tipo de partícula producida por el secador es necesario conocer en cual de las 2 categorías pertenece el material a secar. Por ejemplo: en condiciones de secado que producen partículas grandes y de baja densidad bruta con material hidrofílico pueden producir partículas pequeñas y de alta densidad bruta con materiales no hidrofílicos.

b) Concentración de sólidos.

Una forma importante para incrementar la densidad bruta en los materiales no hidrofílicos consiste en aumentar el contenido de sólidos en la alimentación al secador, en tanto que en los hidrofílicos produce lo contrario. Excepciones importantes a estas tendencias son los jabones y detergentes que siendo liofílicos muestran un incremento en la densidad bruta al crecer la concentración de sólidos en la alimentación.

c) Temperatura de la solución.

Incrementando la temperatura de la solución (la mayoría de los casos), existe la tendencia a incrementar la densidad bruta del producto. Esto es válido tanto en productos hidrofílicos como no hidrofílicos.

d) Aire ocluído.

El aire u otros no condensables que son atrapados en el fluido atomizado, tiende a disminuir la densidad bruta del polvo. Para soluciones viscosas o muy concentradas se puede hacer una aereación antes del esreado -- con el objeto de obtener baja densidad del producto.

e) Temperatura del aire de secado.

La densidad bruta es influenciada significativamente -- por la temperatura del aire que encuentra primero el -- esreado. A altas temperaturas de aire tienden a produ cir bajas densidades. Esto se atribuye al hecho de que el aire caliente promueve la formación de burbujas debi do al secado rápido y endurecimiento del exterior de la partícula, con la subsecuente expansión de la humedad - atrapada.

f) Dirección relativa del flujo de aire.

Los productos tratados en secadores a contracorriente - tienen una apariencia menos uniforme y no tan esférica - que la obtenida con los secadores a corriente paralela. La aglomeración es común en los secadores a contraco--- rriente a causa de que las partículas en su caída alcan zan una densidad relativa más baja que otros con respec to al aire y al subir chocan con las partículas húmedas aún o con partículas más pesadas, y se adhieren a és- tas.

g) Aditivos.

En el secado por aspersión de jabones y detergentes se ha encontrado que la adición a la alimentación de sales inorgánicas, tales como NaCl, incrementan la densidad bruta del producto.

5.2. SELECCION DEL METODO DE ATOMIZACION.

La selección del atomizador más adecuado puede determinar automáticamente el tipo de secador a usar. Debido a la importancia en el diseño este aspecto se trata ampliamente en el siguiente capítulo.

5.3. SELECCION DE LA CONCENTRACION ADECUADA.

La determinación de la concentración de la alimentación para propósitos de diseño puede ser hecha sólo por experimentos. La concentración será generalmente determinada por las consideraciones siguientes:

- a) Efecto en calidad y operación de secado.
- b) Efecto en la densidad bruta.
- c) Máxima concentración a la que puede ser bombeado y atomizado.
- d) Carga térmica ó costos de combustible.

En general la tendencia será seleccionar la concentración máxima compatible con estas cuatro consideraciones. La concentración más alta posible será generalmente determinada por los requerimientos

de atomización y bombeo, si se decide que la densidad sea alta, y si la calidad del producto no es afectada por la concentración. Sin embargo, existen a veces otras limitaciones operacionales o de calidad de la concentración posible con ciertos materiales.

5.4. TEMPERATURA DE SECADO.

La temperatura de secado es generalmente determinada solamente por la sensibilidad al calor por parte del producto. Si el producto es completamente insensible a la temperatura (dentro de un rango razonable), entonces la limitación en temperatura será por materiales de construcción del equipo, o bien debido a consideraciones de la densidad bruta del producto.

5.5. NECESIDAD DE ENFRIAMIENTO CON GAS SECUNDARIO.

Los productos que requieren de gas secundario para enfriarlos después de secados son generalmente los termoplásticos y ciertos productos alimenticios que contienen azúcar. Frecuentemente se requiere mantener la superficie interior fresca para prevenir aglomeración del producto.

5.6. REMOCION DEL PRODUCTO.

Se utilizan dos métodos de remoción del producto:

- a) El producto es llevado fuera del secador por el gas saliente. Esto es generalmente el método más fácil del diseño.

y es usado principalmente cuando se obtiene un producto fino y el desquebrajamiento de la partícula no es tan importante. Muchos esquemas han sido diseñados para la remoción del producto por este método. Los objetivos, en todos los casos, son remover todo el producto en tanto que el material no seco permanezca dentro del secador en contacto con las superficies calientes.

- b) El segundo método está basado en el principio de separación de la mayor parte del producto del gas en la cámara de secado, removiendo el producto a través de compuertas apropiadas de descarga, mientras que los gases salientes abandonan la cámara por otra salida rumbo a los colectores de polvo. Este procedimiento se sigue cuando se desea un producto --- grueso con un mínimo de desquebrajamiento. Este es un diseño más difícil debido a los problemas que involucra remover el gas sin llevar con él un porcentaje apreciable de producto.

5.7. RECUPERACION DE POLVOS.

Debido a que el secado por aspersión crea finos y polvo, la recolección de ellos es una operación auxiliar importante. La eficiencia con la cual ambos productos pueden ser recuperados puede llevar al éxito o al fracaso la operación del secado,

Los sistemas de recolección utilizados en secadores por aspersión son: ciclones, filtros de bolsas o mangas así como recolectores -

de polvos por vía húmeda. Estos sistemas son necesarios por las siguientes razones, y en un sistema de secado por aspersion pueden encontrarse todos o al menos uno de ellos.

CAPÍTULO III

MÉTODOS GENERALES

DE

DISEÑO

A pesar de los estudios experimentales fragmentados de los secadores por aspersión que han aparecido en la literatura técnica - durante las últimas tres décadas, el diseño de estos secadores - ha continuado efectuándose en su mayoría empíricamente. En la actualidad, se tiene más información a este respecto, pero la mayor parte de ella se encuentra retenida por las compañías diseñadoras y constructoras de secadores por aspersión.

Los métodos de selección y diseño aquí propuestos son a nuestro juicio, los más confiables para poder dimensionar adecuadamente el equipo, partiendo de la literatura e información proporcionada por los fabricantes accesible a cualquier persona.

Una vez establecido lo anterior, pasemos a analizar cada uno de ellos.

III.1. MEDIOS DE ASPERSION.

La clave para resolver el problema del diseño del secador por aspersión es la adecuada selección del atomizador. El tipo de atomizador no solo determina la energía requerida para formar el aspersado, sino también el tamaño de las gotas, su dirección y velocidad (15,16,24).

El tamaño de las gotas, que a final de cuentas determina el tamaño de partículas, establece así mismo la superficie de transferencia de masa y calor y consecuentemente la velocidad de secado.

La comparación de la superficie expuesta de $1m^3$ de volumen trans-

formado en gotitas de diferentes tamaños nos dará una idea de la importancia del esreado.

TABLA III.1. SUPERFICIE DE PARTICULAS ESPFERICAS CONTRA TAMARO DE PARTICULA.

Volumen Total	Diámetro de Gota	Número de Gota	Superficie por Gota	Superficie Total
1m^3	1.234 m	1	3.14 m^2	3.14 m^2
1m^3	1 cm.	1.986×10^6	3.14 cm^2	623.6 m^2
1m^3	1 mm.	1.986×10^9	3.14 mm^2	6236 m^2
1m^3	$100\ \mu\text{m}$	1.986×10^{12}	$3.14\ \mu\text{m}^2$	62360 m^2
1m^3	$1\ \mu\text{m}$	1.986×10^{16}	$3.14\ \mu\text{m}^2$	6236000 m^2

El rango usual de las gotas generadas dentro de un secador por aspersión va de los 20 a $180\ \mu\text{m}$, generando de 35000m^2 a 310000 m^2 por m^3 de líquido alimentado.

Si no hay la superficie suficiente para que la evaporación sea cercana al 100% antes de que las gotas lleguen a las paredes de la cámara de secado, dichas gotas estarán húmedas y pastosas y quedarán impregnadas en las paredes formando un depósito. La selección del atomizador dependerá entonces de dos aspectos fundamentales:

- a) El flujo que sea capaz de manejar.

b) La distribución del tamaño de partícula (DTP)

En muchos casos el tamaño de partícula es de importancia vital - debido a que el producto seco requerido es usado para la elaboración de coloides o bien para evitar una posible contaminación ambiental cuando las partículas son demasiado pequeñas y salen del equipo en la corriente de aire.

Cuando se ha encontrado un atomizador que reúna las características de la DTP deseadas pero no se alcanza el flujo requerido el problema puede resolverse montando bancos de boquillas, aunque - con ciertas restricciones.

En base a la experiencia se señalan a continuación algunos criterios de selección de dichos atomizadores.

TABLA III.2. CRITERIOS DE SELECCION DE ATOMIZADORES.

	Disco Rotatorio	Boquilla a Presión	Boquilla Neumática
Cámara de secado			
Corriente paralela	X	X	X
Contra corriente	"	X	X
Mixto	"	X	X
Propiedades de la Alimentación			
Soluciones y suspensiones	X	X	X
Baja viscosidad	X	X	X
Alta viscosidad	X	"	X

..:/

.../ (continúa)

	Disco Rotatorio	Boquilla a Presión	Boquilla Neumática
Suspensiones			
No abrasivas	x	x	x
Poco abrasivas	x	x	x
Muy abrasivas	x	"	"
Pastas (Bombeables)	x	x	x
Velocidad de Alimentación			
< 3 m ³ /hr	x	x	x
> 3 m ³ /hr	x	"*	"*
Diámetro medio de partícula			
30-120 μm	x	"	x
120-250 μm	"	x	"

Donde:

- x = Aplicable
- = No es aplicable
- * = A menos que sea en bancos

Ahora bien, de acuerdo a las características del producto requerido y su sensibilidad a la temperatura, la relación del atomizador con el tipo de contacto gas-aspersado será como sigue:

TABLA III.3.

Tamaño fino de partícula y producto sensible al calor.

Disco rotatorio con flujo en corriente paralela o boquilla de dos flujos.

Partícula gruesa y producto sensible al calor.

Boquilla a presión con flujo en corriente paralela.

.../

.../ (continúa)

Partícula gruesa, producto no sensitivo al calor, con alta densidad bruta.

Boquilla a presión con flujo en contracorriente.

Partícula gruesa y producto no sensitivo al calor.

Boquilla a presión con flujo mixto.

Producto aséptico sensitivo al calor.

Boquilla a presión con flujo en corriente paralela.

Las boquillas de dos flúidos se emplean para bajas capacidades - debido al consumo considerable de energía requerida y son por lo tanto antieconómicas para capacidades altas.

Las boquillas a presión proporcionan gotas más gruesas así como una DTP más amplia que los otros tipos de atomizadores.

Los discos rotatorios son ideales cuando se manejan miles de galones por hora añadiendo a ésto la flexibilidad en la operación debida a la independendencia entre la velocidad de alimentación y la velocidad del disco.

Una vez seleccionado el tipo de atomizador se procederá a escoger el modelo específico de la siguiente manera:

a) BOQUILLAS.

De los catálogos de los fabricantes podemos obtener el flujo que manejan los diferentes tipos de boquillas a diferentes condiciones de operación. Estos flujos son para agua a 20°C. Sin embargo, es posible adecuar los datos de nuestra solución

mediante el uso de los siguientes factores. (Proporcionado por Spraying Systems Co.),

TABLA III.4.

Densidad de la solución	Factor
0.84 Kg/1 solución	1.09
0.96 Kg/1 solución	1.02
1.00 Kg/1 solución	1.00
1.08 Kg/1 solución	0.96
1.20 Kg/1 solución	0.91
1.32 Kg/1 solución	0.87
1.44 Kg/1 solución	0.83
1.68 Kg/1 solución	0.77
1.92 Kg/1 solución	0.72
2.16 Kg/1 solución	0.68
2.40 Kg/1 solución	0.65

Dividiendo el flujo deseado entre el factor correspondiente de la solución, obtenemos el valor del flujo que manejaríamos si usáramos sólo agua. Esto se hace con el fin de utilizar los valores de presiones de alimentación ya tabulados.

Ya seleccionado un grupo de atomizadores del mismo tipo nuestra siguiente restricción es la DTP.

Cálculo de la Distribución del Tamaño de Partícula.

Ante todo, es necesario aclarar dos conceptos fundamentales que podrían causar cierta confusión en su manejo. Esto son:

- a) Distribución del tamaño de gota (DTG)
- b) Distribución del tamaño de partícula (DTP).

La distribución del tamaño de la gota (DTG) es la que proporciona el aspersor a la salida del líquido, en tanto que la distribución del tamaño de partícula (DTP) es la que se obtiene del producto seco.

Evidentemente en la mayoría de las soluciones el diámetro de la gota tenderá a variar mientras el secado se produce.

Contrariamente a lo que podría suponerse, en muchos casos sucede que la partícula final es más grande que la gota original debido a que la costra producida se infla por la presión interna.

La expansión o contracción varía de partícula a partícula aún cuando las condiciones de secado sean constantes.

Existen por supuesto, casos donde la partícula final decrece con respecto a la gota original.

Aún cuando la DTG es importante, la distribución decisiva es la de la partícula DTP, puesto que ella nos definirá las características del producto. Así pues, debemos encontrar una manera de relacionar ambas para poder, dentro de ciertos límites, predecir cual atomizador nos proporcionará la DTP requerida en el producto.

Charlesworth y Marshall (7) emplean una constante de evaporación K definida por:

$$-\frac{d(D^2)}{dt} = 8K \quad \dots (22)$$

Donde D es el diámetro de la gota a cualquier tiempo θ .

A partir de la ecuación anterior podemos determinar K si conocemos de manera experimental los cambios que sufre el diámetro de la gota al transcurrir un determinado tiempo.

Una vez conocida K podemos emplear la siguiente ecuación que ya nos relaciona los diámetros requeridos:

$$D_p^2 = D_g^2 - 8K\theta_R \quad \dots (23)$$

Donde:

D_p = Diámetro de partícula en cm al tiempo θ_R .

D_g = Diámetro inicial de la gota en cm.

θ_R = Tiempo de residencia de la gota en el secador.

Otra manera que es quizá la más usual por no requerir experimentación sobre la evaporación de la gota es la siguiente (24).

El contenido inicial de sólidos por gota esférica será:

$$\bar{X}_0 = \frac{1}{6} D_g^3 \rho_g \left(\frac{1}{1 + X_1} \right) \quad \dots (24)$$

El contenido final de sólidos por partícula esférica es:

$$\bar{X}_1 = \frac{1}{6} D_p^3 \rho_p \left(\frac{1}{1 + X_2} \right) \quad \dots (25)$$

Entonces, la relación de diámetros de gota y partícula seca es:

$$\frac{D_p}{D_g} = \left[\frac{\rho_g}{\rho_p} \frac{1 (1 + X_2)}{1 (1 + X_1)} \right]^{1/3} \quad \dots (26)$$

Para la mayoría de los productos X_2 es muy baja, así que $1/(1+X_2)$ tiende a la unidad, entonces la ecuación se convierte en:

$$\frac{D_p}{D_g} = \left[\frac{\rho_g}{\rho_p} \frac{1}{1 + X_1} \right]^{1/3} \quad \dots (27)$$

Por lo tanto:

$$D_g = D_p / \left[\left(\rho_g / \rho_p \right) \frac{1}{1 + X_1} \right]^{1/3} \quad \dots (28)$$

Ahora el problema se transforma en conocer la DTG.

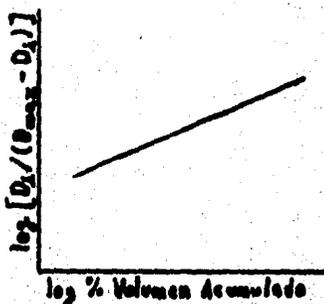
Cálculo de la Distribución del Tamaño de la Gota (DTG) en Boquillas.

Cuando se tienen soluciones acuosas hasta del 30% en peso de sólidos que formen un fluido newtoniano, pueden aprovecharse los datos que ofrecen los fabricantes de la DTG para los atomizadores en el caso de agua, sin que esto implique un error apreciable. Los datos proporcionados son diámetro de cada clase de gota (D_i) contra % volumen acumulado.

Una vez obtenidos estos datos se procederá según el método de Mugele y Evans (6) a graficar $\log \%$ volumen acumulado vs. $\log D_i / (D_{max} - D_i)$.

Para graficar se supone un D_{max} y cuando la gráfica resulte una recta el D_{max} supuesto será el correcto.

FIGURA III,1



Cuando se carece de datos, o bien la concentración de la solución es mayor del 30% en peso de sólidos calculamos la DTG -- por medio de las siguientes correlaciones:

Boquillas Neumáticas.

La ecuación que describe de manera más eficiente la DTG de este tipo de atomizadores es la encontrada por Nukiyama y Tanasawa (2),

$$D_{vs} = \frac{585}{V_{rel}} \frac{\sqrt{\sigma}}{\sqrt{\rho_s}} + 597 \left(\frac{\mu_s}{\sqrt{\rho_s}} \right)^{0.45} (1000 \frac{Q_L}{Q_a})^{1.5} \dots (29)$$

Donde:

- V_{rel} = Velocidad relativa entre el gas y el líquido. m/seg.
- ρ_s = Densidad del líquido g/ml.
- μ_s = Viscosidad del líquido poises.
- σ = Tensión superficial dinas/cm.

Q_L = Flujo del líquido ft^3/min .

Q_G = Flujo del gas ft^3/min .

D_{vs} = Diámetro medio de Sauter μm .

Boquillas de Presión.

Para estas boquillas la DTG se puede calcular a partir de la siguiente ecuación (26).

$$D_{vs} = 500 / (\Delta P)^{1/3} \quad \dots (30)$$

Donde:

ΔP = Caída de presión a través de la boquilla psi .

b) DISCOS ROTATORIOS.

Debido a la falta de un catálogo comercial de este tipo de atomizadores se tuvo que recurrir a un trabajo experimental efectuado por Friedman, Gluckert y Marshall (15) sobre doce tipos de discos con cuatro soluciones de diversas propiedades físicas. Es evidente que los resultados obtenidos en el experimento servirán únicamente para sustancias con propiedades físicas iguales o parecidas a las presentadas.

Por otra parte, las especificaciones de estos doce discos -- junto con las de los equipos disponibles comercialmente para hacerlos girar nos proporcionarán datos suficientes para utilizar una correlación propuesta por Friedman que se usa en caso

de que el material que se desee secar no se ajuste a ninguno de los cuatro tipos aquí propuestos.

Las especificaciones de los discos utilizados, así como los resultados obtenidos en los experimentos de Friedman, Gluckert y Marshall se presentan a continuación, tablas (III.5. a III.8.).

TABLA III.5. ESPECIFICACIONES DE DISCOS ROTATORIOS

Disco No.	Descripción	Radio r, ft	Perímetro mojado por cada salida L, ft.	Número de salidas del disco Z	Dirección del líquido (ángulo con respecto a la horizontal).
1	Devanado radialmente	0.146	0.031	24	$\theta = 0^\circ$
2	Devanado radialmente	0.208	0.031	24	$\theta = 0^\circ$
3	Devanado radialmente	0.333	0.026	24	$\theta = 0^\circ$
4	Borde simple	0.167	1.048	1	$\theta = 30^\circ$
5	Borde simple	0.208	1.310	1	$\theta = 45^\circ$
6	Borde simple	0.104	0.654	1	* Inicialmente $\theta < 0^\circ$ Finalmente $\theta = 45^\circ$
7	Borde simple	0.240	1.510	1	* Inicialmente $\theta = 90^\circ$ Finalmente $\theta = 20^\circ$
8	Borde doble	0.256	1.610	2	$\theta = 60^\circ$
9	Borde doble	0.167	1.048	2	$\theta = 45^\circ$
10	Tipo V No. 74-75 (Devanado curvo hacia adelante)	0.214	0.031	24	* Inicialmente $\theta = 0^\circ$ Finalmente $\theta = 0^\circ$
11	Tipo C No. 10 (Forma de taza)	0.208	1.310	1	* Inicialmente $\theta = 15.5^\circ$ Finalmente $\theta = 90^\circ$
12	Tipo C 2 pulg. de diámetro	0.083	0.524	1	Similar al tipo C No. 10
13	Tipo CRE No. 4 (Tipo plato)	0.229	1.440	1	* Inicialmente $\theta = 19^\circ$ Finalmente $\theta = 0^\circ$

* Inicialmente se refiere al punto en el que es introducido el líquido al disco.
Finalmente se refiere al punto en el que deja el líquido al disco.

TABLA III.6. PROPIEDADES FISICAS DE LOS MATERIALES ASPERSADOS.

<u>Material</u>	<u>Viscosidad lb/ft min.</u>	<u>Densidad lb/ft³</u>	<u>Tensión Superficial. lb/min.</u>
A	0.0404	62.4	574
B	48.5	85.6	593
C	364.00	88.8	604
D	0.0645	88.0	786

TABLA III.7.

Disco No.	Material	Velocidad de alimentación ω , lb/min	Velocidad de rotación η , rev/min	Dvs μm	Dmax μm
1	A	10.0	9,400	89	320
2	A	10.0	9,000	133	280
2	A	20.8	8,500	133	400
3	A	10.0	7,950	89	200
3	A	20.3	7,050	124	360
4	D	20.0	10,800	155	589
4	D	20.0	10,800	144	589
4	D	25.0	10,800	144	589
4	D	19.2	10,800	118	590
4	D	26.3	10,800	130	590
4	D	22.5	1,200	776	2000
4	D	22.5	6,000	246	840
4	D	22.5	8,400	165	2000
4	D	22.5	10,800	128	2000
4	D	20.8	10,800	154	590
4	D	21.2	8,400	208	840
5	D	25.0	8,400	149	417
5	D	26.7	1,200	606	1168
5	D	26.7	6,000	184	589
5	D	26.7	10,800	123	589
6	D	27.4	3,600	412	2000
6	D	27.4	8,400	190	840
6	D	27.4	10,800	172	840
6	D	19.7	10,800	159	840
6	D	27.4	13,200	152	590
6	D	12.5	10,800	171	590
6	D	21.0	10,800	159	590
6	D	21.0	13,200	153	590
6	D	21.0	18,000	134	590
7	D	30.0	6,000	171	833
7	D	41.6	1,200	479	1651
7	D	41.6	860	576	1651
8	D	41.6	1,200	400	1651
8	D	50.0	1,200	446	1651
8	D	58.4	1,200	518	1651
8	D	50.0	860	527	1651

.../

.../ (continúa)

9	D	22.5	1,200	561	840
9	D	22.5	6,800	219	840
9	D	22.5	8,400	170	2000
9	D	22.5	10,800	142	840
9	D	21.2	1,200	656	2000
10	A	31.3	5,060	205	600
10	A	10.4	5,080	177	480
10	A	51.2	9,310	166	400
10	A	31.3	9,510	156	360
10	A	10.4	9,700	127	280
10	A	29.2	13,850	107	240
10	A	10.0	14,000	92	200
10	A	20.0	3,550	192	360
10	A	10.0	3,530	175	440
10	A	10.0	6,710	126	220
10	A	49.5	5,040	184	640
10	A	67.5	5,020	233	800
10	A	29.2	5,060	193	400
10	B	5.1	14,000	256	520
10	C	1.7	14,000	228	360
11	A	20.0	9,520	170	324
11	A	20.0	9,600	127	252
11	A	59.1	3,550	405	683
11	A	10.0	3,565	294	647
12	A	2.2	7,500	196	180
12	A	1.3	7,700	177	360
12	A	1.3	14,260	85	360
12	A	0.55	7,400	134	252
12	A	2.2	11,300	96	220
12	A	0.79	12,500	106	114
12	A	0.79	12,500	69	125

TABLA III.8. TRAYECTORIA DEL ASPERSADO

Disco No.	Material	Velocidad de rotación n , rev/seg	Velocidad de alimentación w , lb/min	Distancia a la cual el 50% del material ha caído menos de 10 pugl, a partir del disco X_{10} , ft.	r_{nv} (ft)(rev/min)(lb/min)
1	A	3600	9.2	3.35	4840
10	A	5080	10.4	3.65	11300
10	A	9700	10.4	3.75	21600
10	A	6410	10.7	4.15	14700
10	A	6380	13.2	4.5	18000
10	A	5060	31.2	5.4	33800
10	A	9510	31.2	5.6	63500
10	A	9310	51.2	6.15	102000
10	A	4750	73.7	4.7	75000
10	A	5100	4.2	2.9	4850
10	A	5090	6.2	3.25	6760
10	A	6480	4.2	3.4	5820
10	A	6460	5.5	3.55	7620
11	A	5100	4.2	2.05	4459
11	A	5090	6.2	2.4	6550
11	A	5080	8.3	2.85	8760
11	A	5080	10.4	2.75	11000
11	A	5070	12.5	2.8	13200
11	A	5060	14.6	2.8	15400
11	A	5050	16.6	2.85	17400
11	A	5040	18.7	2.85	19600
12	A	7400	0.55	2.15	338
12	A	7500	2.24	2.4	1400
12	A	7700	1.32	2.05	850
12	A	11300	2.24	2.3	2110
12	A	12500	0.79	2.3	824

La selección del disco se efectuará de la siguiente manera:

1. Deberá especificarse de que material se trata (A,B,C ó D).
2. Con la distribución de tamaño de gota deseado (Dvs) para dicho material y con el flujo requerido de alimentación se obtendrá un renglón de la tabla III,7. y en él podremos leer el disco necesario, así como el número de revoluciones por minuto que se requerirán.

Para conocer la trayectoria del esparido para otros materiales distintos del "A" puede utilizarse la siguiente ecuación:

$$x_{10} = 0.4 (rnw)^{1/4} \quad \dots (31)$$

Donde:

- x_{10} = Distancia a la cual el 50% del aspersado es lanzada antes de que caiga 10 pulgadas por debajo del plano del disco.
- r = Radio del disco en ft.
- n = Velocidad de rotación en rev/min.
- w = Velocidad de alimentación lb/min.

En caso de que los materiales A,B,C ó D no coincidan con el material que se desea secar, es posible utilizar la correlación del diámetro medio de Sauter (Dvs) con el radio del disco, efectuada por los mismos autores, auxiliándose de las ta-

blas de especificaciones de discos rotatorios y de equipos -- disponibles comercialmente para hacerlos girar (15). La correlación es:

$$\frac{D_{vs}}{r} = 0.4 \left(\frac{G_0}{\rho_s N r} \right)^{0.6} \left(\frac{\mu_s}{G_0} \right)^{0.2} \left(\frac{\sqrt{\sigma} L_w}{G_0} \right)^{0.1} \dots (32)$$

Donde:

- D_{vs} = Diámetro medio se Sauter.
- G_0 = Masa velocidad g/seg (cm de perímetro mojado)
- ρ_s = Densidad de la alimentación.
- σ = Tensión superficial (dinas/cm).
- L_w = Perímetro mojado del disco rotatorio (cm).
- μ_s = Viscosidad (poises)
- N = Velocidad de rotación del disco (rps)
- r = Radio del disco (ft).

Los equipos disponibles comercialmente para hacer girar los discos con sus características respectivas son:

TABLA III.9.

Tipo	Consumo máximo de potencia (kw)	Rango de velocidad de alimentación (Ton/hr)	Rango de revoluciones por minuto (rpm)
F-10	7,5	1-4	6000-24000
F-35	24,0	2-10	6000-15000
F-160	160,0	6-35	6000-18400
F-350	260,0	20-80	4500-13000
F-600	630,0	50-200	4500-11500

* Cortesía de Niro Atomizer.

La selección del disco se efectuará entonces de la manera siguiente:

1. Se conocen las propiedades del material que se desea secar, por lo que β_s , ν y μ_s tendrán valores conocidos. Así mismo D_{vs} será la distribución del tamaño de gota deseada.
2. Se prueba ordenadamente para cada uno de los doce discos lo siguiente:

Se consultará la tabla de especificaciones de discos rotatorios para conocer el perímetro mojado (L_w). Con este dato y la capacidad de alimentación requerida obtenemos G_s . Obviamente en cada caso el radio del disco queda determinado,

3. Se sustituyen los valores de los datos anteriores en la ecuación (32) y se despeja N .
4. De acuerdo con la tabla III.9, de equipos disponibles comercialmente para hacer girar los discos se ve el tipo de equipo que satisface nuestra velocidad de alimentación.
5. Comparar si la N obtenida de la ecuación (32) cae dentro del rango ofrecido en la tabla III.9. Si concuerda, será el disco correcto. Si no concuerda deberá probarse con el disco siguiente.

Para conocer la trayectoria de la gota puede utilizarse la ecuación (31).

Una vez escogido un grupo reducido de boquillas o discos, de-

berá seleccionarse aquel o aquellos cuya distancia a la que envían el producto aspersado (zona de transición, ver fig. III.2-A y B) sea cuando mucho el 80% del largo total de la cámara de secado para el caso de boquillas o bien el 80% del radio de la cámara cuando se utilicen discos rotatorios. Si la distancia a la que es enviada el material excede de dicho porcentaje deberá probarse con otro atomizador del grupo seleccionado en el caso de que esté fijada la cámara.

Ahora bien, si dos o más atomizadores cumplen con los requisitos se escogerá aquel que sea más accesible en México y más barato.

Finalmente, en caso de que sea necesario instalar un banco de boquillas, el número de éstas debe basarse en la optimización de la cobertura del espreado, consumo de energía para esprear y tamaño de partícula. El diseño debe proveer una distribución de gas alrededor de cada boquilla y sobre todo es preciso observar que de acuerdo al ángulo de espreado proporcionado por cada boquilla, el espreado de cada una en la zona de transición se sobreponga lo menos posible al de la otra. Esto es de suma importancia para evitar aglomeración de partículas y se vea afectada nuestra DTP.

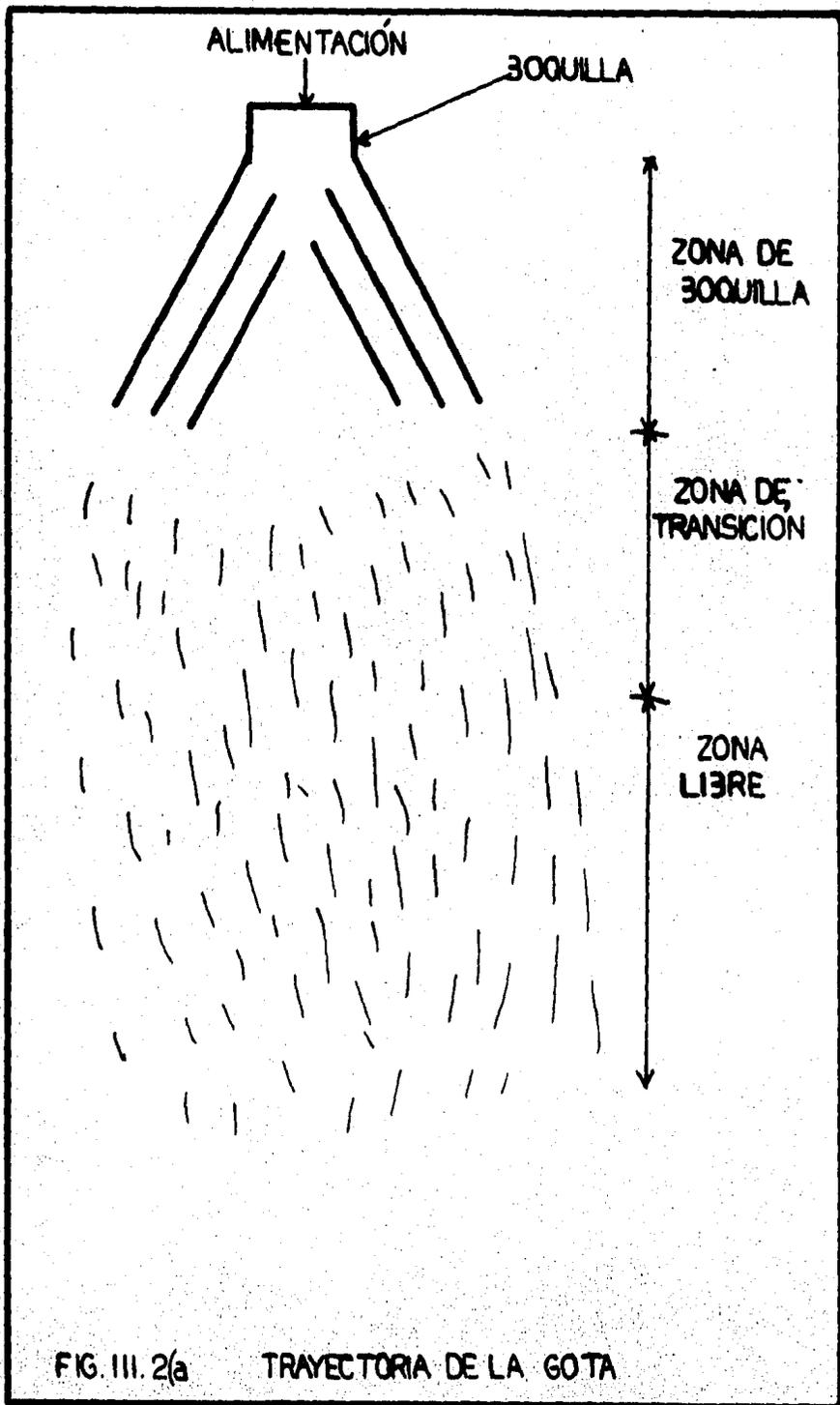


FIG. III. 2(a) TRAYECTORIA DE LA GOTA

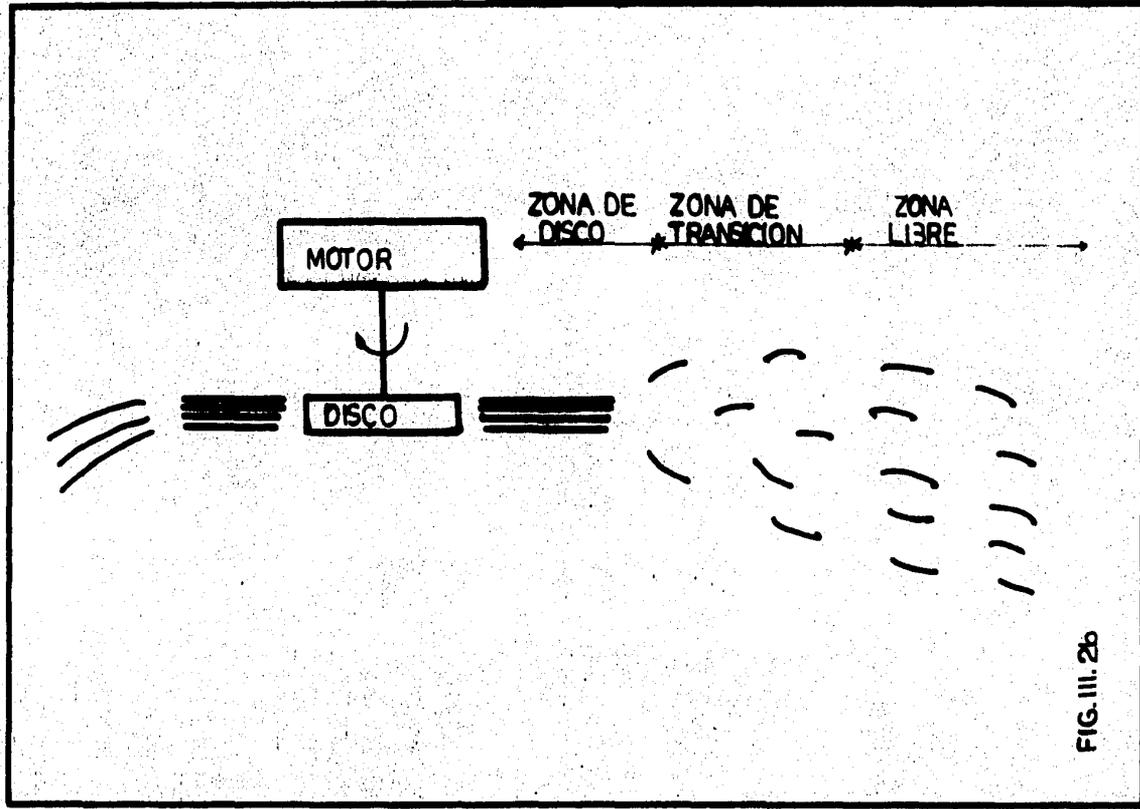


FIG. III. 2b

III.2. DIMENSIONAMIENTO DE LA CAMARA DE SECADO.

Para el dimensionamiento de la cámara de secado se consideran varios aspectos. Entre ellos sobresale el tiempo de secado de la partícula más grande y la velocidad de la gota a la salida del atomizador.

De acuerdo a un estudio efectuado por Gluckert (14) se trata a continuación la parte del tiempo de secado e un desarrollo teórico, basado en las premisas siguientes:

1. El tiempo de la trayectoria de las partículas más grande antes de que choquen contra la pared del secador está determinado por la ecuación de desaceleración de un chorro libre. En el estudio de varios investigadores se ha mostrado que las partículas se impregnan en la cámara, en el caso de atomizadores directos axiales, a una distancia de 4 veces el diámetro de la cámara a partir de la boquilla.
2. Se considera que las gotas más grandes tendrán un diámetro igual a tres veces el diámetro medio de Sauter; este diámetro se obtiene de acuerdo a las ecuaciones y métodos ya expresados en la sección de selección del atomizador.
3. El número de Nusselt ($Nu = hcD/Kc$) es igual a 2 correspondiendo a condiciones puras al infinito, es usado para evaluar el coeficiente de transferencia de calor.

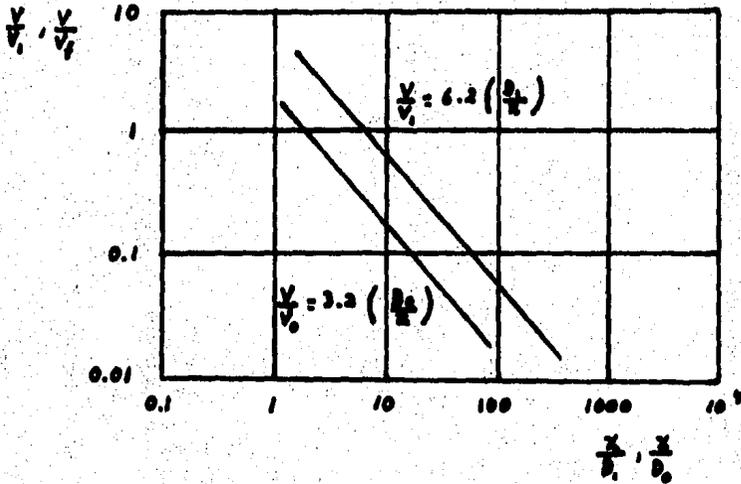
4. La transferencia de humedad ocurre en la superficie de la gota, la cual consiste de un líquido saturado. El gradiente que genera esta transferencia es la temperatura de salida del gas y la temperatura de saturación adiabática.
5. El flujo volumétrico recorrerá una vez la cámara, en tanto que el material lo hará varias veces.
6. Se debe dar el tiempo suficiente para secar la gota más grande hasta que ésta no sea pegajosa o para secar completamente una gota un poco más pequeña.

Estas premisas han sido empleadas para calcular el tiempo de vuelo (θ_g) de la gota más grande bajo condiciones de capacidad en un secador por aspersión para los siguientes tres tipos de atomizadores.

a) Boquillas Neumáticas.

Estos atomizadores de dos fluidos producen un chorro de aire que forma y lleva consigo a las gotas. La trayectoria de este esparcido ha sido computado de datos obtenidos con chorros de geometría similar.

FIGURA III.3.



La velocidad en la línea central del chorro (V) teniendo una velocidad inicial en la vecindad del atomizador de 1000 ft/seg, la cual es típica para estos atomizadores, está dada por:

$$\frac{V}{V_m} = 6.2 \left(\frac{D_0}{x} \right) \quad \dots (33)$$

Siendo:

$$V = \frac{dx}{d\theta} \quad \dots (34)$$

Tenemos:

$$\frac{dx}{d\theta} = 6.2 V_m \left(\frac{D_e}{x} \right) \quad \dots (35)$$

Separando variables:

$$d\theta = \frac{x \, dx}{6.2 V_m D_e} \quad \dots (36)$$

Integrando para obtener el tiempo total de residencia en el chorro de longitud x_t se obtiene:

$$\theta_t = \frac{x_t^2}{12.4 V_m D_e} \quad \dots (37)$$

El volumen total del cilindro del secador al final del chorro esreado será:

$$v = \frac{\pi D_c x_t^2}{4} \quad \dots (38)$$

El volumen total del cilindro es utilizado ya que el volumen que no ocupa el chorro se emplea para recircular aire. El material atomizado se proyecta hacia la cámara de secado como un chorro en expansión con un ángulo aproximado de 20 grados. Este mismo chorro viaja a través del gas circundante expandiéndose hasta que llega a una distancia de tres diámetros de cámara aproximadamente a partir del origen.

Se ha encontrado mediante experimentación, que el material moviéndose dentro de la cámara se encuentra seco después de des

plazarse una longitud equivalente a cuatro o cinco diámetros de cámara. Por lo que un mínimo deseable de longitud de cámara es $4 + \frac{1}{2}$ el diámetro. Esta incertidumbre introduce un error de $\pm 15\%$ en los coeficientes de correlación.

$$\frac{D_c}{x_t} = \frac{1}{4} \quad \dots (39)$$

Elevando al cuadrado:

$$D_c^2 = \frac{1}{16} x_t^2 \quad \dots (40)$$

Sustituyendo D_c^2 en la ecuación (38):

$$v = \frac{97 x_t^3}{64} \quad \dots (41)$$

Obteniendo x_t^2 :

$$x_t^2 = \left(\frac{64}{97}\right)^{2/3} v^{2/3} \quad \dots (42)$$

Sustituyendo x_t^2 en ecuación (37):

$$t = \left(\frac{64}{97}\right)^{2/3} \frac{v^{2/3}}{12.4 V_m D_c} \quad \dots (43)$$

El flujo total másico que pasa a través del secador será:

$$w_a + w_s = \frac{V_m \cdot D_c^2 \rho_m}{4} \quad \dots (44)$$

El líquido que está siendo espreado es acelerado por transfe--

rencia de momentum a partir del gas de atomización y el momentum es conservado. El momentum inicial del líquido es despreciable, entonces:

$$V_a w_a = (w_a + w_s) V_m \quad \dots (45)$$

Sustituyendo V_m en ecuación (44) por V_a de la ecuación (45) obtendremos:

$$w_a + w_s = V_a \frac{w_a}{(w_a + w_s)} \pi \frac{D_a^2}{4} \rho_m \quad \dots (46)$$

Despejando D_e :

$$D_e = 2(w_a + w_s) \sqrt{\frac{1}{w_a V_a \rho_m}} \quad \dots (47)$$

Y reemplazando V_m en ecuación (43) por V_m de la ecuación (45) tenemos:

$$\Theta_t = \left(\frac{64}{\pi}\right)^{2/3} \frac{v^{2/3}}{12.4 V_a} \left(\frac{w_a + w_s}{w_a}\right) \frac{1}{D_e} \quad \dots (48)$$

Sustituyendo el valor de D_e de la ecuación (47) en la ecuación (48) y reorganizando obtenemos:

$$\Theta_t = 0.532 v^{2/3} \sqrt{\frac{\rho_m}{w_a V_a}} \quad \dots (49)$$

Debido a que el líquido contribuye muy poco al volumen de la mezcla espreado-gas tenemos que:

$$\rho_m = \rho_a \left(\frac{w_a + w_s}{w_a} \right) \quad \dots (50)$$

b) Boquillas a Presión.

La velocidad del aire que viaja ha sido tomada como buena aproximación de la velocidad del espreado. El comportamiento del espreado se puede representar así:

$$\frac{V}{V_f} = 3.2 \left(\frac{D_0}{x} \right) \quad \dots (51)$$

De esta ecuación el tiempo requerido para que el espreado viaje una distancia igual a cuatro veces el diámetro de la cámara de secados es:

$$\theta_t = \left(\frac{64}{97} \right)^{2/3} \frac{v^{2/3}}{6.4 V_f D_0} \quad \dots (52)$$

Aquí D_0 es el diámetro inicial del chorro de aire de salida que tiene la misma velocidad y momentum que el chorro del líquido que originó.

c) Discos Rotatorios.

Para discos, la fracción de velocidad inicial del aire inducido es menor que la de un chorro proveniente de una ranura en la boquilla. Debido a que la diferencia en velocidades -

tiende a ser de menor importancia a distancias más grandes del disco, se le ha dado mayor importancia a las mediciones de im pacto hechas a mayores distancias, específicamente la caída - de velocidad del espreado de un disco rotatorio. Las trayecto rias observadas de los chorros de discos rotatorios son repre sentadas por:

$$\frac{V}{V_f} = 1.2 \left[\left(\frac{b}{R-r} \right) \left(\frac{r}{R} \right) \right]^{1/2} \quad \dots (53)$$

Donde b es el ancho del chorro anular de un disco rotatorio de composición de salida de gas que tiene la misma velocidad y -- momentum que el chorro del líquido y es como sigue.

La velocidad del chorro del líquido es el vector suma de la ve locidad radial y tangencial.

$$V_f = \sqrt{2} \ 2\pi r N \quad \dots (54)$$

Esto iguala la velocidad de un chorro ficticio (anchura b) de composición de salida que tiene la misma velocidad y momentum (por lo tanto el mismo flujo inicial):

$$V_f = \sqrt{2} \ 2\pi r N = V = \frac{w_s}{\rho_t^2 r b} \quad \dots (55)$$

Resolviendo para b :

$$b = \frac{w_s}{\sqrt{2} (2\pi r)^2 N \rho_t} \quad \dots (56)$$

Sabiendo que:

$$V = dR/d\theta \quad \dots (57)$$

Se obtiene de ecuación (53):

$$\frac{dR}{d\theta} = 1.2 V_f \frac{(br)^{1/2}}{[(R-r)R]^{3/2}} \quad \dots (58)$$

Separando variables se obtiene:

$$1.2 V_f (br)^{1/2} d\theta = [(R-r)R]^{1/2} dR \quad \dots (59)$$

Integrando entre límites de $\theta = 0$ a θ_t y $R = r$ a $R = R_c$, se obtiene:

$$1.2 V_f (br)^{1/2} \theta_t = \frac{(2R_c-r) [(R_c-r)R_c]^{1/2}}{4} - \frac{r^2}{8} \ln \left\{ \frac{[(R_c-r)R_c]^{1/2} + R_c - \frac{r}{2}}{r/2} \right\} \quad \dots (60)$$

Para casos de interés $R_c > 5r$, entonces la aproximación será:

$$\sqrt{(R_c - r) R_c} = \frac{(R_c - r) + R_c}{2} \quad \dots (61)$$

Se introducirá un error de 1.5%. Similarmente el término logarítmico puede ser despreciado sin introducir un error mayor al 5%.

Haciendo estas aproximaciones en la ecuación (60), agrupando

do términos semejantes y despejando θ_t tenemos:

$$\theta_t = \frac{(Rc - r/2)^2}{2.4 V_f (b r)^{1/4}} \quad \dots (62)$$

DIMENSIONAMIENTO DE LA CÁMARA DE SECADO.

Las cámaras de secado pueden ser cónicas, cilíndricas, rectangulares o combinadas. Sus volúmenes se calculan como:

$$v = \frac{\pi}{4} D^2 h \quad \dots \text{Cilíndrica}$$

$$v = \frac{\pi}{12} D^2 h \quad \dots \text{Cónica}$$

$$v = B L h \quad \dots \text{Rectangular}$$

El atomizador será el que defina en última instancia las dimensiones de la cámara de secado. Debido a que la distancia a la que es lanzado el chorro debe ser siempre menor que la longitud de la cámara de secado en el caso de boquillas o menor que el radio de la misma en el caso de atomizadores rotatorios. Esta distancia máxima recomendada para el viaje del chorro es del 80% en ambos casos.

De acuerdo a lo anterior, podremos analizar el dimensionamiento de la cámara según el tipo de atomizador empleado.

1. Atomización con boquillas neumáticas o de presión.

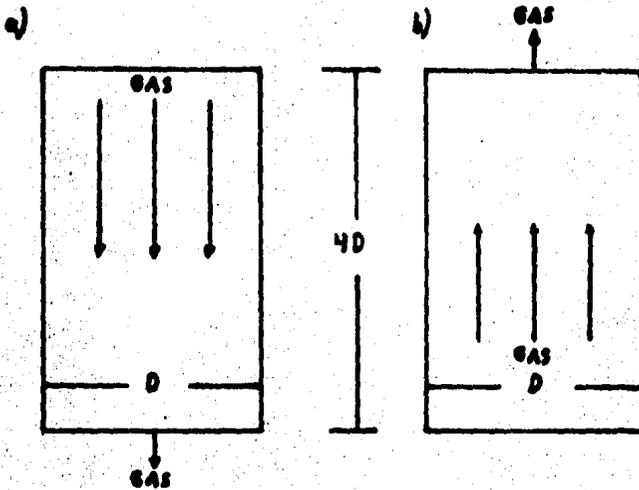
a) Corriente Paralela o Contracorriente.

Se recomienda en la actualidad la relación 4:1 de largo de la cámara con respecto al diámetro, considerando dicho largo a partir de la boquilla (figura III.4.). Esto es debido a que el espray proporcionado por las boquillas es generalmente largo y con ángulos de aspersion pequeños (alrededor de 20 grados), y recordando lo mencionado líneas arriba, el volumen del cilindro se evalúa así:

$$\begin{aligned}
 V_{\text{cilindro}} &= \frac{\pi}{4} D^2 h \\
 D &= \lambda/4 h \\
 h &= \lambda.25 h_{\text{esprayado}} \\
 V &= 0.0959 (h_{\text{esprayado}})^3 \dots (63)
 \end{aligned}$$

Este cálculo se efectuará para cada una de las boquillas seleccionadas. Una vez conocido el volumen del cilindro se procede a calcular el tiempo de permanencia de los gases.

FIGURA III.4.



Para el cálculo del tiempo de permanencia de los gases, es necesario establecer primero algunos conceptos válidos para cualquier tipo de secador por aspersión.

La cámara de secado debe proporcionar el volumen de aire con el contenido calorífico suficiente para secar el espreado.

La velocidad inicial de secado es muy alta en el primer período de secado, cuando la mayoría de humedad es evaporada en tiempos muy cortos de tiempo (θ_t o θ_{max}), pero durante el segundo período de secado, la velocidad decrece considerablemente y es requerido más tiempo para evaporar el contenido de humedad restante. Se requieren algunos segundos extra para lograr lo anterior.

El tiempo de residencia total del producto puede asumirse entonces como el tiempo de permanencia promedio del gas -

(θ_G), Se utiliza el volumen del aire a las condiciones de salida, es decir, el volumen total de la cámara (v_{TOT}) en un instante (θ) dado estará expresado por el volumen de la fase gaseosa presente.

$$v_{TOT} = v_{aire} + v_{agua\ evaporada} \quad \dots (64)$$

Tendremos por una parte que:

$$v_{aire\ de\ secado} = G_{aire} \theta_G \quad \dots (65)$$

Debido a que el agua evaporada se mezcla con el aire, el tiempo de residencia de este componente será prácticamente el mismo que para el aire de secado, entonces:

$$v_{agua\ evaporada} = G_{agua} \theta_G \quad \dots (66)$$

Donde G_{agua} = Flujo volumétrico de agua evaporada. Por lo cual:

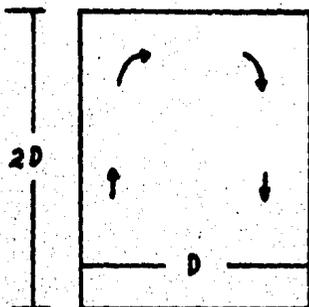
$$v_{TOT} = G_{aire} \theta_G + G_{agua} \theta_G = \theta_G (G_{aire} + G_{agua}) \quad \dots (67)$$

b) Flujo Mixto.

Debido a que en este tipo de secadores el gas realizará dos veces el recorrido cumpliendo con un tiempo de residencia dado, el largo de la cámara se reducirá a dos ve-

ces el diámetro de la cámara.

FIGURA III.5.



El volumen del cilindro en función de la altura del asperado quedará expresado como:

$$v = \frac{(0.5 h_{\text{cilindro}})^2}{4} \pi h_{\text{cilindro}} \dots (68)$$

$$v = 0.3855 h_{\text{espreado}} \dots (69)$$

Este tipo de diseño se enfrenta a dos problemas básicos. El primero es la seria limitación de la altura del espreado para una capacidad dada, y el segundo se refiere a un análisis sumamente complejo del comportamiento del gas -- dentro de la cámara, comportamiento que hasta la fecha no ha sido descrito satisfactoriamente.

Para facilitar los cálculos, consideramos la parte cónica

exclusivamente como colector del producto seco, con una altura igual al diámetro del secador. El cono cumple entonces las funciones de recolección de producto, así como de minimizar la caída de presión a la que se verá sometido el flujo que abandona la cámara para introducirse en una tubería que tendrá naturalmente un diámetro mucho menor que la cámara de secado. Estas consideraciones son válidas debido a que se han efectuado los cálculos necesarios para establecer que cuando el material llega a la zona de recolección (cono), el material se encuentra seco y el gas exhausto, de lo contrario, sería necesario considerar también que el material se encuentra en contacto con la fase gaseosa en todo el trayecto de tubería que lo llevará al equipo separador de producto e inclusive dentro de éste. A este respecto, podría pensarse en un sobrecalentamiento del material, sin embargo, esto resulta ser mínimo debido a que a partir de la sección cónica existe un decremento paulatino de la sección transversal, lo que provoca un incremento de la velocidad del fluido y por consiguiente un tiempo de contacto mínimo.

De acuerdo a lo anterior, el volumen real (V_R) que se maneja en la cámara de secado es el volumen ocupado por los gases de secado y el líquido evaporado (V_{TOT}) que es el de la sección cilíndrica más el volumen ocupado por el gas que va propiamente de salida. Este último volumen será prácticamente el del cono (V_{CO}). Lo anterior se expre

SE COMO:

$$V_R = V_{TOT} + V_{CO} = V_{cilindro} + V_{cono} \quad \dots (70)$$

Estrictamente debería tomarse en cuenta el volumen del sólido ya seco dentro de la cámara, pero resulta evidentemente despreciable frente a la magnitud del flujo volumétrico de toda la fase gaseosa.

Con el propósito de obtener un diseño que sea funcional, tanto técnica como económicamente, se recomiendan como guía los siguientes tiempos de permanencia de los gases -- (θ_G) (24).

TABLA III.10.

θ_G	Recomendado para:
Corto (10-15 seg.)	Partículas finas con productos no sensitivos al calor.
Medio (25-35 seg.)	Aspersados que van de finos a semigruesos (Dvs $\approx 180 \mu m$). Productos sensitivos y no sensitivos al calor. Secados a contenidos bajos de humedad.
Alto (40 seg. 6 más)	Aspersado grueso (Dvs 200-275 μm) Secados a contenidos bajos de humedad. Temperatura baja de operación. Productos sensitivos al calor.

No olvidar que las consideraciones expresadas por las ecu

ciones (64) a (67), así como la tabla III,10. son válidas para los otros arreglos de secadores.

Es decir:

$$V_R = \frac{\pi}{4} D^2 h + \frac{\pi}{12} D^2 h_{co} \quad \dots (71)$$

De acuerdo a los casos expuestos anteriormente a) $h = 4D$ y

b) $h = 2D$ y $h_{co} = D$, se obtendrá respectivamente.

$$a) \quad V_R = \pi D^3 + \frac{1}{12} \pi D^3 \quad \dots (72)$$

$$b) \quad V_R = \frac{\pi}{2} D^3 + \frac{\pi}{12} D^3 \quad \dots (73)$$

De las ecuaciones anteriores observamos que para cualquier diámetro la relación V_R/V_{TOT} en el caso a) (Flujo a contra corriente o corriente paralela) es:

$$a) \quad \frac{V_R}{V_{TOT}} = \frac{\pi D^3 + \frac{1}{12} \pi D^3}{D^3} \quad \dots (74)$$

es decir:

$$a) \quad V_R = 1.0833 V_{TOT} \quad \dots (74-a)$$

Para el caso b) (Flujo Mixto) tenemos:

$$b) \frac{v_R}{v_{TOT}} = \frac{\frac{\pi}{2} D^3 + \frac{\pi}{12} D^3}{\frac{\pi D^3}{12}} = 1,166 \quad \dots (75)$$

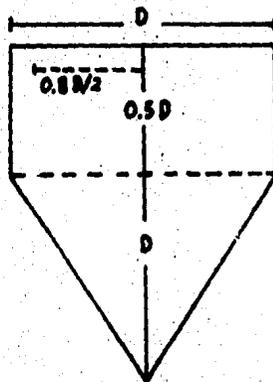
o bien:

$$b) v_R = 1,166 v_{TOT} \quad \dots (75-a)$$

2. Discos Rotatorios.

Cuando se utiliza este tipo de atomizador, el dimensionamiento recomendado actualmente es el mostrado a continuación.

FIGURA III.6.



Este arreglo se debe a que el ángulo de aspersado es grande -- (cercano a 180 grados) y la trayectoria de las gotas tenderá -- en un principio a ser horizontal. Es evidente entonces, que -- el secado se realiza en mayor proporción en el plano horizontal

de la cámara.

Como puede apreciarse en el esquema, el cono resulta una parte importante del volumen total del secador (V_R), por lo cual el volumen de gas contenido en dicho cono también participa en el secado del material. Esta proporción de cono se justifica de la manera siguiente:

Al salir el aspersado del disco, las gotas más pequeñas serán impulsadas más violentamente que las más pesadas, sin embargo al irse efectuando el secado, las primeras resultarán más ligeras y el gas les presentará una mayor oposición a su trayectoria original. Por otra parte, las gotas de mayor tamaño tendrán un mayor peso y tenderán a caer más rápido (recordar que se tiene la fuerza de oposición que ejerce el aire de secado), recorriendo más distancia antes de ser secadas. Sin embargo al caer más rápidamente, alcanzarán la sección cónica un poco antes que las más ligeras, acrecentando su velocidad junto con el gas, proporcionando con ésto una compensación de tiempo por distancia con respecto a las gotas más pequeñas.

Lo anterior puede expresarse de la siguiente manera:

$$V_{TOT} = V_R = V_{cono} + V_{cilindro} \quad \dots (76)$$

$$V_R = \frac{1}{3} \pi R^2 h + \pi R^2 h \quad \dots (77)$$

donde:

$$R = 1.25 R_{aspersado} \quad \dots (78)$$

Queda de esta manera establecido el dimensionamiento de la cámara de un secador por aspersion.

El dimensionamiento deberá completarse con unas condiciones adecuadas de operación para un correcto funcionamiento.

CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA CÁMARA DE SECADO:

Para operar eficientemente una cámara de secado resultan imprescindibles algunos aspectos de los balances de materia y energía, los cuales se presentan a continuación.

Balance de materia.

Balance de agua:

$$G'Y_1 + M_1X_1 = G'Y_2 + M_2X_2 \quad \dots (79)$$

$$G'(Y_2 - Y_1) = M_1X_1 - M_2X_2$$

Cuando no hay acumulación:

$$M_1 = M_2 = M = \text{masa de sólido seco/hr.}$$

Entonces:

$$G'(Y_2 - Y_1) = M(X_1 - X_2) \quad \dots (80)$$

Balance de calor.

El calor total requerido para realizar el secado será la suma de varios calores necesarios para elevar la temperatura de cada componente del sistema hasta su temperatura de salida.

El calor q_1 necesario para elevar la temperatura del aire ambiente hasta la temperatura de salida del secador está dado por:

$$q_1 = G'(0.24 + 0.46Y_1) (T_2 - T_0) \quad \dots (81)$$

El calor q_2 necesario para elevar la temperatura del agua que se eliminará del material desde la temperatura de alimentación hasta la temperatura de bulbo húmedo a las condiciones de secado.

$$q_2 = (C_{P1}) M (X_1 - X_2) (T_{w1} - T_f) \quad \dots (82)$$

El calor q_3 necesario para evaporar el agua es:

$$q_3 = M (X_1 - X_2) \lambda_f \quad \dots (83)$$

El calor q_4 necesario para elevar la temperatura del agua ya evaporada desde la temperatura de bulbo húmedo hasta la temperatura de salida del gas.

$$q_4 = 0.46M (X_1 - X_2) (T_2 - T_w) \quad \dots (84)$$

El calor q_5 necesario para elevar la temperatura del material seco desde la temperatura de alimentación hasta la temperatura de salida, será igual a:

$$q_5 = MCp_m (T_p - T_f) \quad \dots (85)$$

El calor q_6 que se necesita para elevar la temperatura del agua - que no se elimina del material hasta la temperatura de salida es:

$$q_6 = MX_2 (T_p - T_f) C_{pL} \quad \dots (86)$$

En la mayoría de los casos $q_6 \rightarrow 0$ puesto que la humedad residual tenderá a ser mínima.

Entonces, la suma de todos estos calores parciales será el calor necesario para llevar a cabo la operación de secado.

$$\begin{aligned} \Sigma Q = & G(0.24 + 0.46Y_1)(T_2 - T_0) + (C_{pL})M(X_1 - X_2)(T_w - T_f) + M(X_1 - X_2)\lambda_f \\ & + 0.46M(X_1 - X_2)(T_2 - T_w) + MCp_m(T_p - T_f) + MX_2(T_p - T_f)C_{pL} \end{aligned} \quad \dots (87)$$

Las pérdidas de calor totales pueden ser del 5 al 10% del calor requerido para el secado según el tipo de secador y su aislamiento. Considerando el valor máximo tendríamos:

$$Q_{TOT} = 1.1 \Sigma Q \quad \dots (88)$$

Q_{TOT} debe ser igual al calor necesario para elevar la temperatura del aire ambiente hasta la temperatura del secador.

$$Q_{TOT} = G'(0.24 + 0.46Y_1)(T_1 - T_0) \quad \dots (89)$$

Por otra parte, las premisas establecidas para el tiempo de residencia (14), así como las que se dan a continuación son de suma utilidad para obtener expresiones que nos relacionen la velocidad de transferencia de calor con algunas variables importantes del secado por aspersión.

Las premisas adicionales son las siguientes:

- a) La velocidad de transferencia de calor para todo el aspersado es igual al flujo másico de dicho aspersado multiplicado por la velocidad de transferencia de calor por unidad de peso para la porción de secado más lento del espreado por su tiempo de vuelo (θ_t). Las gotas más grandes, que son las que se secan más lentamente, son la porción limitante del aspersado y son usadas, por lo tanto, en esta evaluación.
- b) En algunas ocasiones el secado en la superficie de la gota -- tiende a formar una costra, la cual mantiene el diámetro esencialmente sin cambio. La integración de la ecuación para la velocidad de transferencia de calor de una gota si el diámetro es constante da:

$$q'_{tr} = \frac{12k_s \Delta T \theta}{D^2}$$

Si por otro lado, sucede que el diámetro de la gota decrece, el tiempo requerido para el secado será más grande por un factor de 1.5 y el funcionamiento se reduce correspondiente, entonces la ecuación anterior se convierte en:

$$q'_{tr} = \frac{8k_f \Delta T \theta}{(D_{inicial} - D_{final})}$$

- c) El funcionamiento de un secador por aspersión es determinado por la velocidad de transferencia de calor Q que puede ser obtenido entre el gas de secado y el aspersado sin deposición en las paredes del secador.

La velocidad de transferencia de calor para la gota más grande es:

$$\frac{dq'_{tr}}{d\theta} = h' \Delta T_1 = 2k_f D_{max} A_q \Delta T_1 \quad \dots (90)$$

Donde $A_q = \pi (D_{max})^2$, $h = 2k_f / D_{max}$ y ΔT_1 es la diferencia de temperaturas del gas de secado a las condiciones de salida y la temperatura de la superficie de la gota (T_{w1} = Temperatura de bulbo húmedo).

La velocidad de transferencia de calor por unidad de masa inicial de la gota más grande es:

$$\frac{dq'_{tr}}{d\theta} = \frac{12k_f D_{max} \Delta T_1 \pi}{\rho_s \pi (D_{max})^3} = \frac{12k_f \Delta T_1}{\rho_s D_{max}^2} \quad \dots (91)$$

Partiendo de que el peso de la gota más grande es $\rho_s (D_{\max})^3 / 6$. En el caso de que la gota no experimente un cambio en el diámetro durante el secado, la ecuación (91) puede ser integrada:

$$q'_{tr} = \frac{12k_f \Delta T_1 \Theta_{\max}}{\rho_s D_{\max}^2} \quad \dots (92)$$

Si el diámetro decrece con la evaporación:

$$q'_{tr} = \frac{8k_f \Delta T_1 \Theta_{\max}}{\rho_s (D_G^2 - D_P^2)} \quad \dots (92-a)$$

Se asume que la composición de la gota más grande será representativa de todo el aspersado, y consecuentemente la cantidad de calor transferido por peso inicial de aspersado también será igual a q .

La velocidad de transferencia de calor por unidad de tiempo para todo el aspersado estará dada por:

$$Q_{tr} = \frac{dq_{tr}}{d\Theta} = q'_{tr} w_s \quad \dots (93)$$

Combinando la ecuación (93) con las ecuaciones (92) y (92-a) tendremos respectivamente:

$$Q_{tr} = \frac{12k_f \Delta T_1 \Theta_{\max}}{\rho_s (D_{\max})^2} w_s \quad \dots (94)$$

$$Q_{tr} = \frac{8k_f \Delta T_1 \Theta_{\max}}{\rho_s (D_G^2 - D_P^2)} w_s \quad \dots (94-a)$$

Haciendo $\theta_t = \theta_{\max}$ y sustituyendo el valor de θ_t de la ecuación (49) en las ecuaciones (94) y (94-a), tendremos para boquillas neumáticas:

$$Q_{tr} = \frac{12k_f \Delta T_1 \left[0.532 \cdot v^{2/3} \sqrt{\frac{\rho_m}{w_a} V_a} \right] w_s}{f_s (D_{\max}^2)} \quad \dots (95)$$

$$Q_{tr} = \frac{8k_f \Delta T_1 \left[0.532 \cdot v^{2/3} \sqrt{\frac{\rho_m}{w_a} V_a} \right] w_s}{f_s (D_G^2 - D_P^2)} \quad \dots (95-a)$$

Para boquillas a presión tendremos lo siguiente:

A partir de la velocidad y momentum del chorro de líquido inicial y el chorro de gas ya referido en las ecuaciones (50) y (51) son iguales, la velocidad del flujo másico son iguales y:

$$V_f = \frac{w_f}{(\pi/4) f_s (D_s)} = V = \frac{w_s}{(\pi/4) f_t (D_o)} \quad \dots (96)$$

Resolviendo la ecuación (96) para D_o se obtiene:

$$D_o = D_s \left(\frac{f_s}{f_t} \right)^{1/2} \quad \dots (97)$$

Cuando se substituyen los valores de V_f y D_o ecuaciones (96) y (97) en (52) y se aplican los resultados a las ecuaciones (94) y (94-a) la velocidad de transferencia de calor por unidad de tiempo para todo el espreado es:

$$Q_{tr} = \frac{10.98 k_f \Delta T_1 v^{2/3}}{f_s (D_{\max})^2} D_s \sqrt{\frac{f_t}{f_s}} \quad \dots (98)$$

$$Q_{tr} = \frac{7.32 k_f \Delta T_1 v^{2/3}}{\rho_s (D_G^2 - D_P^2)} D_s \sqrt{\frac{\rho_t}{\rho_s}} \quad \dots (98-a)$$

La velocidad de transferencia de calor Q_{tr} cuando se usan boquillas a presión están dadas por estas dos últimas ecuaciones y son las máximas que pueden ser alcanzadas si las partículas más grandes se encuentran lo suficientemente secas para no pegarse cuando llegan a las paredes de la cámara de secado. Para discos rotatorios sustituimos la ecuación (55) por b y ecuación (53) por V_f en la ecuación (62) y se aplica el resultado a las ecuaciones (94) y (94-a). La velocidad de transferencia de calor para todo el aspersado quedará expresado respectivamente por:

$$Q_{tr} = \frac{4.19 k_f (Rc - r/2)^2 \Delta T_1}{\rho_s (D_{max})^2} \sqrt{\frac{w_s \rho_t}{r N}} \quad \dots (99)$$

$$Q_{tr} = \frac{2.80 k_f (Rc - r/2)^2 \Delta T_1}{\rho_s (D_G^2 - D_P^2)} \sqrt{\frac{w_s \rho_t}{r N}} \quad \dots (99-a)$$

Una vez establecido lo anterior, y ya seleccionado el atomizador que se va a emplear, se procede a evaluar la cámara de secado y a definir las condiciones de operación de la manera siguiente:

METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE SECADORES POR ASPERSION.

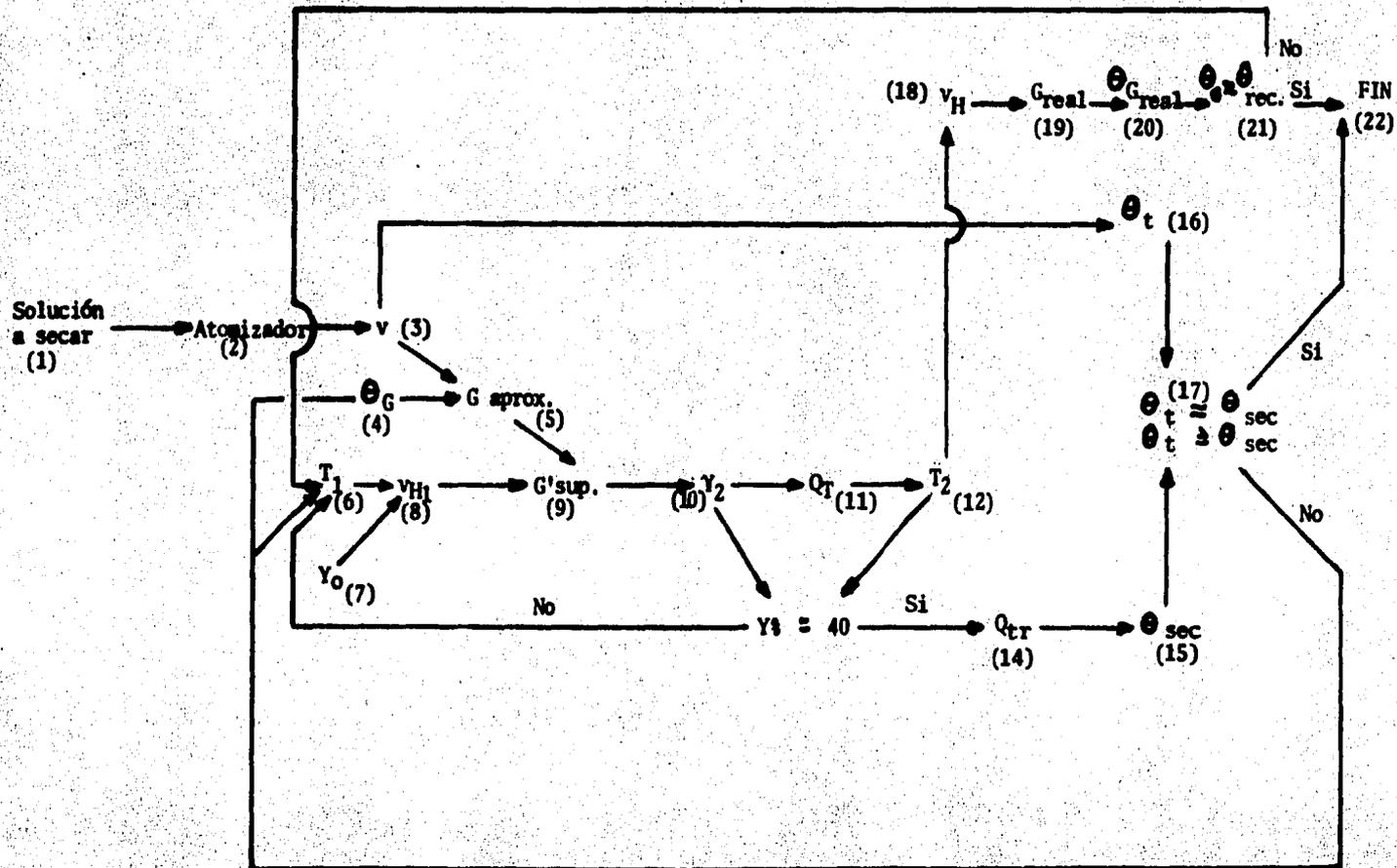
1. Calcular el volumen total de la cámara de secado de acuerdo a la distancia del chorro proveniente del atomizador. Esto según ecuaciones (63), (69), (77) y (78) de acuerdo al tipo de atomizador.
2. Consultando la III.10 y de acuerdo a las características del material, se escoge un tiempo de permanencia de los gases (θ_G) entre el intervalo de los recomendados.
3. Con el volumen calculado en 1) y el θ_G seleccionado se evalúa G (flujo volumétrico del gas).
4. Fijar una T_1 , entre el rango de T_0 a T_{desc} , de descomposición del producto. Comenzar de preferencia con T_1 cerca de T_{desc} .
5. Se calcula el volumen húmedo con T_1 y Y_0 , para la aproximación de G' .
6. Con v_{H_1} y G calculado en 3) se obtiene $G'_{supuesto}$.
7. A partir del balance de materia (ec.80) calculamos Y_2 , utilizando G' .
8. Mediante ecuación (89) evaluamos Q_{TOT} con T_1 escogida.
9. Se despeja T_2 a partir de (87) utilizando también (88).
10. Con T_2 y Y_2 calculados, determinar Y_1
 - a) Si $Y_1 \approx 40\%$ continuar con 11).
 - b) Si $Y_1 \gg 40\%$ suponer en 4) T mayor.
 - c) Si $Y_1 \ll 40\%$ suponer en 4) T menor.
11. Se calcula el calor transferido en el secado mediante la siguiente ecuación:

$$Q_{tr} = MC_p (X_1 - X_2)(T_{w1} - T_f) + M(X_1 - X_2) \lambda_f + MC_{PM} (T_{w1} - T_f)$$

... (100)

12. Se evalua el tiempo de secado (θ_s) a partir de ec. (94) ó (94-a) según si cambia o no el diámetro de la partícula ---- ($\theta_{max} = \theta_s$)
13. Se obtiene el tiempo de vuelo de las gotas (θ_t) mediante la ecuación (49) para el caso de boquillas de dos fluidos, de (52) para boquillas a presión, o bien de la (62) para discos rotatorios.
14. Se comparan θ_t y θ_s .
 - a) Si $\theta_t \approx \theta_s$ y $\theta_t \approx \theta_s$ entonces continuar con 15).
 - b) Si $\theta_t < \theta_s$ regresar a 4) suponiendo una T_1 mayor.
 - c) Si $\theta_t > \theta_s$ regresar a 4) suponiendo una T_1 menor.
 - d) Si ya se efectuó 14b o 14c y no se cumple con 14a, regresar a 2.
15. Calcular el volumen húmedo (v_{H2}) con T_2 evaluado con T_2 en 9).
16. Se calcula G_{real} con $G'_{supuesto}$ y v_{H2} .
17. Con G_{real} y v se calcula θ_{Greal} .
18. Se compara θ_{Greal} con el intervalo recomendado.
 - a) Si θ_{Greal} está dentro del rango, continuar a 19).
 - b) Si θ_{Greal} está fuera del rango regresar a suponer T_1 en 4.
19. Diseño terminado.

La metodología descrita se muestra esquemáticamente en la Figura III.7.



III.3. SISTEMA RECOLECTOR DE PRODUCTO.

3.1. Generalidades.

Debido al tamaño del producto obtenido, el secador por aspersión - va acompañado de un sistema recolector de polvos, que es una parte integral del proceso.

El producto es sacado del secador por medio de los gases exhaustos. Este es generalmente el método más fácil para el diseño, y se usa cuando se obtiene un producto bastante fino y no es objetable la - posible deformación de los polvos. El objetivo es recuperar todo el producto para que no quede este seco dentro de la cámara en con- tacto con las superficies calientes.

La primera separación del producto seco se puede llevar a cabo en la base de la cámara. Esto es seguido por la recuperación de fi- nos en equipo de colección (segunda separación del producto). Una forma alternativa es que todo el producto sea llevado al equipo re- colector (separación total del producto).

Independientemente del método de separación que se use, se necesi- ta de algún equipo recolector de polvo después de la cámara de se- cado.

Dependiendo del tamaño de la partícula se recomiendan usar los - - - equipos recolectores nombrados en la siguiente tabla III.11. (19). Para justificar la instalación de cualquier equipo de separación - se necesita cumplir con lo siguiente:

- a) La eficiencia de separación debe ser aceptable.
- b) las características del producto deben permitir manejo continuo.
- c) El producto por sí debe devolver la inversión del equipo y el costo de operación realísticamente. (19, 13, 17).

TABLA III.11.

EQUIPO	TAMAÑO DE PARTICULA
CÁMARA DE SEDIMENTACION POR GRAVEDAD	Hasta 50 μ m
SEPARADORES LAVADORES	De 100 μ m a 1 μ m
SEPARADORES CENTRIFUGOS	De 1000 μ m a 1 μ m
SEPARADORES DE CHOQUE	Hasta 5 μ m
FILTROS DE AIRE	De 50 μ m a 5 μ m
COLECTORES DE TELA	Desde 50 μ m
PRECIPITADORES ELECTROSTATICOS	Desde 20 μ m

3.2. Ciclones.

Entre los equipos recolectores, los ciclones son de los más utilizados ya que presentan varias ventajas. La unidad es de costo bajo; no tiene parte móviles y puede ser construída con ferro (camisa) para temperaturas altas del orden de 1800°F inclusive. El arreglo más común es con entrada tangencial y salida axial para polvo. Las unidades pueden diseñarse tanto para alta capacidad de polvo a

eficiencias medias y caídas de presión medias. Se obtienen eficiencias altas con diámetros pequeños y altas velocidades.

Las unidades pueden instalarse en paralelo para grandes flujos de gas y en serie para mayor eficiencia.

Los ciclones pueden tener varias configuraciones y aún operar bajo el mismo principio de separación centrífuga. La entrada del gas puede ser tangencial o axial. La salida del gas puede ser axial o axial combinada con un dispositivo restablecedor de presión. La salida del polvo puede ser con purga de gas o solo sólidos, con configuración axial e periférica.

El principio del funcionamiento del ciclón es que las partículas de polvo tienen una gran fuerza centrífuga aplicada mayor que la de las moléculas del gas, así se acumulan en la pared y van descendiendo, sostenidas contra la pared por la velocidad del gas.

En el fondo del ciclón el gas se separa del polvo, fluyendo hacia arriba en una pequeña espiral saliendo del mismo.

Los sólidos son recolectados en un receptor y desalojados por un medio adecuado como una válvula rotatoria, un transportador de tornillo, etc. En la figura III.8, se muestra el tipo de ciclón más común.

3.3. Cálculo del ciclón.

Para la selección práctica del ciclón es necesario seguir los siguientes pasos:

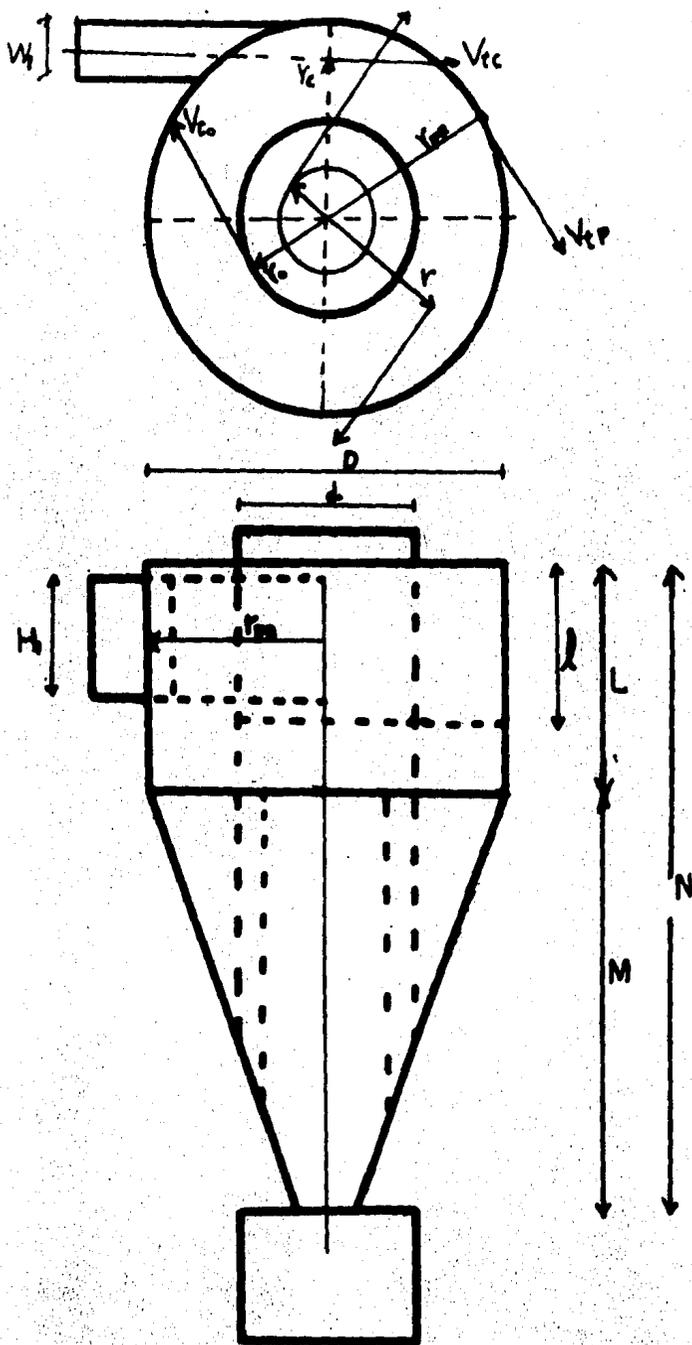


FIG. III.8 CICLON TIPOCO

ELEMENTOS DEL CICLON.

Diámetro del cuerpo	D
Longitud del cilindro	L
Longitud del cono	M
Longitud total	H
Longitud del escape	l
Altura de la Entrada	Hi
Anchura de la entrada	Wi

1. Se tiene que determinar:

- a) Flujo de gas y propiedades físicas y químicas del mismo.
- b) Carga de polvo, tamaño de la partícula y densidad, características de manejo de polvos.
- c) Eficiencia de colección deseada.
- d) Posibles problemas de erosión, corrosión o problemas operacionales.

2. Hay que definir:

- a) Si se desea un producto comercial, hay que obtener datos de funcionamiento y eficiencia por medio de: plantas piloto, pruebas de laboratorio, datos reportados de experiencias similares.
- b) Para el diseño necesitamos calcular caída de presión y eficiencia de una unidad típica, asumiendo una velocidad de entrada de 50 ft/seg. (rango normal de 20 a 70 ft/seg) hasta obtener la deseada haciendo modificaciones.

3. Hacer una provisión adecuada para prevenir el flujo de gas, evitarlo en la salida de los polvos, tener una remoción positiva del polvo en el cono así como prevenir la sobrecarga del receptor del producto.

4. Si los ciclones van a operarse húmedos, tomar las precauciones necesarias.

5. En caso de posible erosión, se necesita de un diseño especial.

6. Si son manejados materiales corrosivos, hay que considerar im-

puresas especiales, revestimientos, operación húmeda o prevención de la condensación.

Para el cálculo del ciclón, hacemos la consideración siguiente. - Se necesita evaluar el diámetro crítico de la partícula (Dcr), es decir el tamaño mínimo que "atraparía" el ciclón, Shppherd propone la siguiente ecuación.

$$D_{cr} = \sqrt{\frac{9 \mu d_0}{24 N V_i (\rho_p - \rho_g)}} \quad \dots (101)$$

Donde:

- μ = Viscosidad del gas en lb/s.ft.
- d_0 = Diámetro del ducto a la salida del gas en ft.
- N = Número de revoluciones de la corriente del gas en el ciclón.
- ρ_p = Densidad real de la partícula en lb/ft³
- V_i = Velocidad de entrada del gas en ft/seg.
- ρ_g = Densidad del gas lb/ft³

El número de revoluciones para un ciclón, son de 5 a 10, esto depende de la concentración del polvo en el gas.

Haciendo Dcr. igual al DTP de la partícula obtenida en el secador, podemos calcular d_0 de la ecuación anterior conociendo las demás variables, y así dimensionamos el ciclón de acuerdo a las relaciones siguientes de la Tabla III.12.

TABLA III.12. CICLON TIPICO

<u>ELEMENTO DEL CICLON</u>	<u>ELEMENTO / d_o</u>
D Diámetro del cuerpo	2.0
L Longitud del cilindro	4.0
M Longitud del cono	4.0
H Longitud total	8.0
l Longitud del escape	1.25
H _i Altura de la entrada	1.0
W _i Ancho de la entrada	0.5

Con los datos obtenidos procedemos a calcular la caída de presión y mediante gráficas evaluamos la eficiencia, para establecer que son aceptables en nuestras necesidades.

La expresión utilizada para determinar la caída de presión es la siguiente:

$$H_m = X (H_i W_i / d_o^2) \quad \dots (102)$$

Donde:

$$X = \frac{12/Y}{(L/D)^{0.33} (M/D)^{0.33}} \quad \dots (103)$$

Y = 0.5 sin veleta interna.

= 1.0 veleta interna neutra

= 2.0 para veleta interna que se expande en la corriente del gas y toca el ducto de salida.

H_p = Caída de presión (resistencia al flujo), número de cabezas de velocidad de entrada,

X = Factor adimensional.

En la práctica la caída de presión de la corriente de gas se encuentra normalmente del orden de 1 a 4 cabezas de velocidad de entrada, entonces el rango de resistencia sería de 1/4 a 8 in. de H_2O manométricas.

Para la determinación de las eficiencias se pueden usar las gráficas de las figuras III.9. y III.10.

FIG. III.9

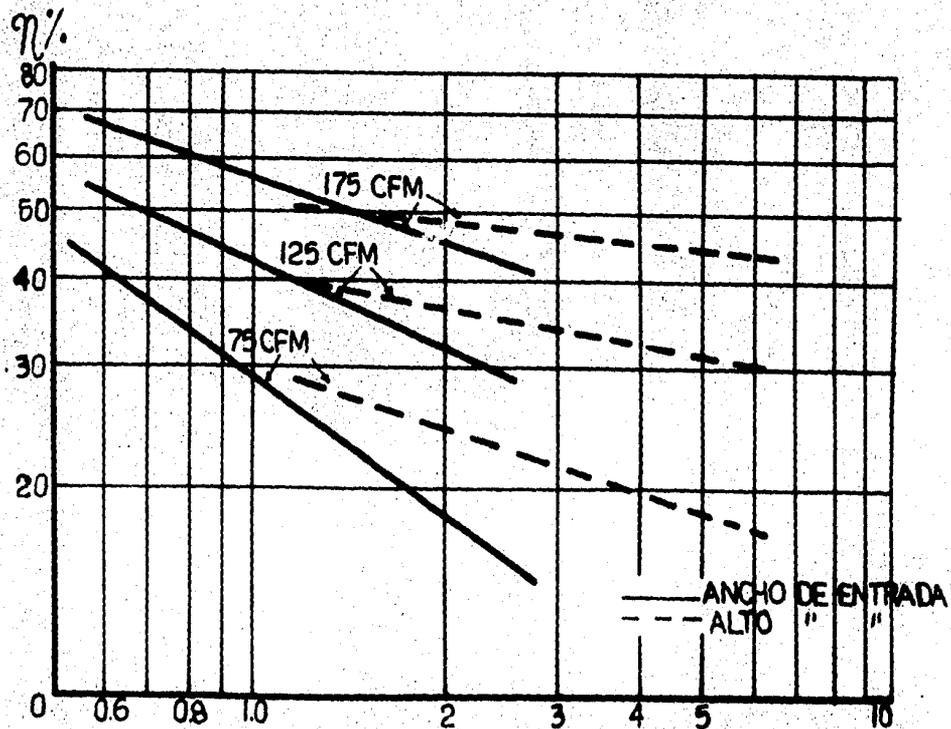
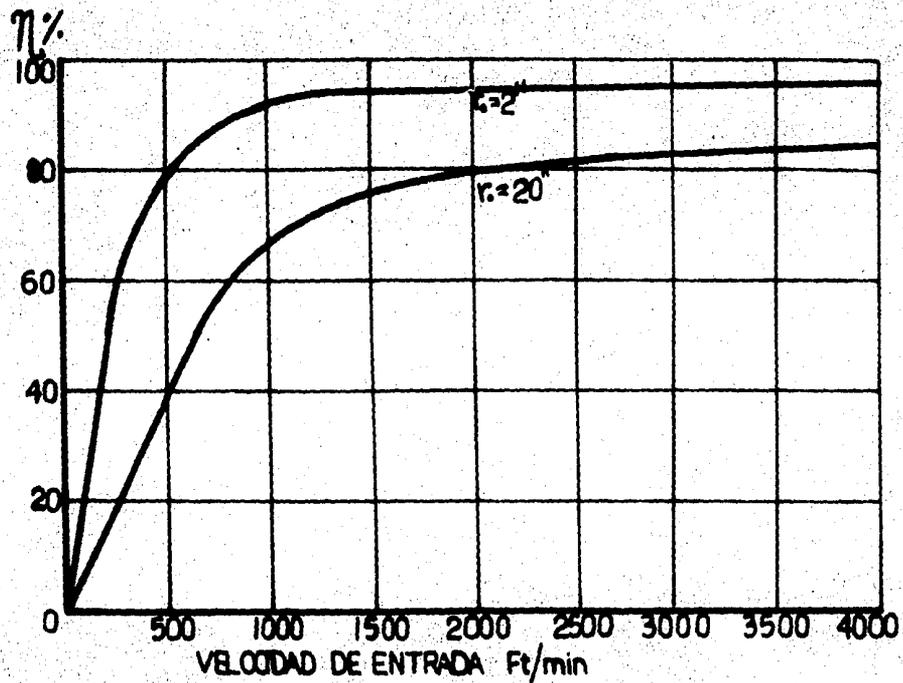


FIG. III.10



III.4. OTROS EQUIPOS AUXILIARES.

Otros equipos auxiliares empleados comunmente en secadores por aspersión son (24, 25):

1. Calentadores de aire.
2. Ventiladores.
3. Bombas.

1. Calentadores de aire.

Pueden utilizarse cinco tipos de calentadores de aire.

- a) Calentador indirecto con vapor.
- b) Calentador indirecto con gases de combustión.
- c) Calentador directo con gases de combustión.
- d) Calentador eléctrico.
- e) Calentador de aire con líquidos.

Los calentadores directos se usan cuando el contacto entre el material sujeto a secado y los gases de combustión no provoca ningún inconveniente. Los calentadores indirectos se usan cuando dicho contacto puede alterar la calidad del producto deseado. Se utiliza generalmente en la industria alimenticia y en la elaboración de algunos catalizadores.

a) Calentador indirecto con vapor.

Este tipo de calentador es usado cuando la temperatura de entrada del aire de secado es superior de 200°C y el vapor puede ser suministrado cercano a 25 atm. Es por ésto que este tipo de calentadores es muy usado en las industrias lecheras y alimenticia donde el vapor es esencial para evaporadores y equipos asociados. La temperatura del aire de secado depende de la presión del vapor y es aproximadamente $5-7^{\circ}\text{C}$ más baja que la temperatura del vapor.

Están contruídos por espirales dispuestos en fila contenidos en un recipiente metálico. El tamaño depende de las propiedades del tubo con que estén contruídos. Se usan entre 20 y 30 filas de tubos para alcanzar una temperatura del aire de 200°C y se agrupan en bloques de 2 o 3 filas. Su construcción es relativamente barata, pero tiene problemas de mantenimiento debido a la corrosión, distorsión de tubos y fugas de vapor, además de que debe implantarse un tratamiento del agua empleada para alargar la vida del equipo.

b) Calentador indirecto con gases de combustión.

Consiste de una serie de tubos dentro de los cuales pasan los gases de combustión. La cámara de combustión está fabricada con acero. Los tubos son galvanizados y son removibles para dar acceso a su limpieza.

La temperatura máxima que pueden elevar el aire es cerca

na a 400° C.

c) Calentadores directos con gases de combustión.

Consisten de una cámara de combustión que está alineada con otra de mezclado. El calentamiento del aire se produce por contacto íntimo con los gases de combustión. La temperatura con que puede ser obtenido el aire de secado oscila entre 200 y 600° C. La limpieza de los gases de combustión depende de la calidad del combustible. Los de bajo contenido de azufre pueden ser tan limpios que permiten el uso directo con aire.

d) Calentadores eléctricas.

Son empleados comunmente en laboratorios y plantas piloto. El calentador resulta barato en su construcción pero caro en la operación. La temperatura del aire puede ser superior a 400° C en la práctica.

e) Calentadores de aire con líquidos.

Se trata de un método de calentamiento de aire relativamente nuevo. Es usado en sistemas cerrados de secado cuando la temperatura de gas inerte de secado es superior a 400° C. Este sistema se usa también en secadores de aspersión medianos donde la temperatura de los gases de secado es cercana a 200° C, pero no es posible usar un calentador de vapor.

El calentador de aire con líquidos consiste de un fluido que pasa por un calentador, ya caliente el fluido entrega

dicho calor al aire por contacto directo.

2. Ventiladores y sopladores.

El secado por aspersión es una operación que requiere movimiento de aire. Este movimiento a través del secador se lleva a cabo por un ventilador o un soplador centrífugos. Los ventiladores se utilizan para bajas presiones, en general, con cargas de presión menor de 0.5 lb/pulg^2 . Los sopladores se utilizan cuando es necesaria una carga de presión mayor de 0.5 lb/pulg^2 .

Se pueden emplear uno o dos ventiladores principales en un secador por aspersión. Para secadores que operan con un solo ventilador, la cámara de secado opera bajo presión negativa. La mayoría de diseños emplean un sistema de dos ventiladores. El primer ventilador se instala antes de la cámara de secado. Este ventilador fuerza la entrada del aire a través del calentador de aire así como del dispersor. El segundo ventilador se instala después del recolector de producto. Usando este sistema se obtiene una mayor flexibilidad en la presión de operación. El primer ventilador es diseñado para balancear el manejo del aire y ocasionar que la cámara opere a presión atmosférica si se requiere.

Para calcular un sistema de distribución de aire por tuberías de sección circular o rectangular, es necesario conocer dos de los tres factores que nos fijan las condiciones de la cir-

culación del aire, que son: el gasto de aire, la sección de la tubería y la velocidad de circulación. Una vez fijadas estas cantidades, hay que calcular la presión necesaria en el ventilador para conseguir el flujo necesario de aire.

Generalmente en los equipos de secado se utilizan sopladores debido a que se maneja flujo en dos fases y este equipo resulta ser más adecuado que un ventilador.

Para especificar el soplador es preciso señalar que el flujo que se maneja desde la cámara de secado hasta el ciclón es un fluido de dos fases y el ΔP producido no podrá calcularse como un simple fluido de una fase.

3. Bombas.

Se requiere de bombas en algunos sistemas de alimentación para introducir las o proporcionarlas al atomizador.

Existen bombas aplicables para alimentaciones en formas de solución, lodos, suspensiones o pastas.

La selección de una bomba no sólo está basada en las propiedades de la alimentación, sino también en el tipo de atomizador a usar. Cuando se utilizan atomizadores rotatorios o boquillas de dos fluidos, son suficientes bombas de baja presión y cuando se emplean boquillas a presión se requiere de bombas a alta presión.

En el diseño de un sistema de bombas hay muchos elementos que deben considerarse, no importa la clase o tipo de bomba que -

finalmente se escoja para la instalación. Estos elementos incluyen: columna (cabeza), capacidad, naturaleza del líquido - tuberías, motores y economía. De manera que, en general, -- cualquiera de estos factores se aplica a una bomba centrífuga que a una rotatoria o que a una reciprocante.

La selección de una bomba, en base al material de construcción y a sus diferentes partes es esencial en la resolución de problemas hidráulicos característicos de cada proceso.

La selección final y los detalles de funcionamiento son aportados por el fabricante para que el ingeniero determine las - condiciones de operación de las bombas en cada proceso.

CAPÍTULO IV

EJEMPLO DEL DISEÑO DE UN SECADOR POR ASPERSIÓN

El aspecto más importante de cualquier desarrollo teórico es evaluar que tan próximo se encuentra de reflejar la realidad. Debido a esto se hizo necesario establecer la comparación de un secador que se encuentre operando con el que será calculado mediante la metodología propuesta.

Para poder cotejar lo anterior, hubo que auxiliarse primero de una caracterización del secador para obtener las condiciones óptimas de operación debido a que las condiciones con que se estaba operando no eran precisamente las adecuadas.

En seguida se expone como se realizó la caracterización del secador.

IV.1. CARACTERIZACION DEL SECADOR POR ASPERSION DEL LABORATORIO DE INGENIERIA QUIMICA.

Para obtener las condiciones óptimas de operación del secador actual fue necesario diseñar el experimento que se explica a continuación.

Las características del producto seco son las siguientes:

NOMBRE:	Sulfato de Sodio Anhidro.
FORMULA:	Na_2SO_4
PESO MOLECULAR:	142 g/ gmol.

A 500° C sufre una transformación de forma monoclinica a hexagonal.

A una temperatura de 150° C puede obtenerse anhidro. Es higroscópico.

SOLUBILIDAD: 12% en peso a 20° C.

USOS: Es usado principalmente como componente de los detergentes, así como para preparar gránulos efervescentes.

Debido a su baja solubilidad en agua a las condiciones ambientales y a la imposibilidad de aumentar la temperatura de la solución en el equipo disponible, fue posible trabajar únicamente con una concentración máxima del diez por ciento en peso, y se fijó una mínima de un cinco por ciento. Las características de estas soluciones son:

SOLUCION	DENSIDAD ρ g/ml	TENSION SUPERFICIAL γ dinas/cm.	VISCOSIDAD μ c.p.
10%	1.092	90	1.3225
5%	1.042	80	1.1578

Estos datos son experimentales. La densidad fue sometida por medio de un densímetro, la viscosidad por el viscosímetro de Ostwald y la tensión superficial con el tensiómetro de Noui.

Ya que un experimento factorial completo es aquel conjunto de observaciones que comprende todas las combinaciones posibles de los niveles de las variables o factores, se manejan todas las variables posibles, con dos niveles: máximo y mínimo.

Las variables de acuerdo al secador disponible son:

- 1) Concentración de la solución de alimentación (c).
 Nivel máximo: 10% en peso.
 Nivel mínimo: 5% en peso.
- 2) Temperatura del aire a la cámara de secado (T).
 Nivel máximo: 350° F. = 176.7° C.
 Nivel mínimo: 220° F. = 104.4° C.
- 3) Flujo de aire de secado (A). Este varía por medio de una válvula de mariposa, la cual puede mantenerse en cinco posiciones.
 Nivel máximo: Válvula 100% abierta.
 Nivel mínimo: Válvula 20% abierta.
- 4) Presión de alimentación del líquido (P_{al}).
 Nivel máximo: 6 psi.
 Nivel mínimo: 3 psi.
- 5) Presión de atomización (P_{at}).
 Nivel máximo: 10 psi.
 Nivel mínimo: 5 psi.

De acuerdo a ésto, todas las combinaciones posibles se muestran en la tabla IV.I. (27). De aquí en adelante se designará el nivel máximo con un signo "+" y el nivel mínimo con un signo "-".

Se escogen las corridas cuyo producto es "positivo", ya que nos dan la misma información que si hiciéramos todas las corridas.

Haciendo las variaciones correspondientes se realizaron experimen

talmente las corridas establecidas en el secador por aspersión - que se encuentra en el Laboratorio de Ingeniería Química, realizando las determinaciones que se muestran en la tabla IV.2. Después de realizarse la serie de experimentos se obtuvieron las respuestas que aparecen en la tabla IV.3.

TABLA IV.1.

CORRIDA	c	P _{al}	T	P _{at}	A	PRODUCTO
1	-	-	-	-	-	-
2	+	-	-	-	-	+
3	-	+	-	-	-	+
4	+	+	-	-	-	-
5	-	-	+	-	-	+
6	+	-	+	-	-	-
7	-	+	+	-	-	-
8	+	+	+	-	-	+
9	-	-	-	+	-	+
10	+	-	-	+	-	-
11	-	+	-	+	-	-
12	+	+	-	+	-	+
13	-	-	+	+	-	-
14	+	-	+	+	-	+
15	-	+	+	+	-	+
16	+	+	+	+	-	-
17	-	-	-	-	+	+
18	+	-	-	-	+	-
19	-	+	-	-	+	-
20	+	+	-	-	+	+
21	-	-	+	-	+	-
22	+	-	+	-	+	+
23	-	+	+	-	+	+
24	+	+	+	-	+	-
25	-	-	-	+	+	-
26	+	-	-	+	+	+
27	-	+	-	+	+	+
28	+	+	-	+	+	-
29	-	-	+	+	+	+
30	+	-	+	+	+	-
31	-	+	+	+	+	-
32	+	+	+	+	+	+

TABLA IV.2.

CORRIDA	CONDICIONES AIRE AMBIENTE °C		CONDICIONES AIRE DE SALIDA DEL EQUIPO °C		TEMPERATURA AIRE DE SALIDA DE CAMARA °C
	T_{bs}	T_w	T_{bs}	T_w	T
2	21	18	36	33	47.5
3	21.5	17.5	33	29	45
5	22	15	48	34	90
8	22	17	39	39	65
9	21	15	37	31	50
12	21	16.5	35	32	45
14	22	15	35	32	45
15	22	15	47	38	65
17	21	15	41	30	55
20	22	16	40	22	55
22	22.5	15	59	35	100
23	22	15.5	50	30	90
26	23	16	45	28	60
27	21	15.5	42	31	60
29	21	14.5	57	31	90
32	22.5	15.5	51.5	33	85

T_{bs} = Temperatura de bulbo seco.

T_w = Temperatura de bulbo húmedo.

TABLA IV,2. (Continuación).

CORRIDA	FLUJO DE SOLUCION ESPREADA 1/min.
2	0.0772
3	0.0879
5	0.0764
8	0.1179
9	0.0554
12	0.0850
14	0.0768
15	0.0904
17	0.0696
20	0.1007
22	0.0870
23	0.1237
26	0.0363
27	0.0680
29	0.0482
32	0.0933

TABLA IV.3. RESPUESTAS

CORRIDA	% PRODUCTO RECUPERADO	% HUMEDAD	PESO ESPECIFICO g/ml
2	24.66	1.00	0.5714
3	8.32	0.00	0.6333
5	24.68	0.00	0.5250
8	5.28	1.13	0.5867
9	42.53	0.00	0.6364
12	14.91	0.00	0.6909
14	48.50	0.00	0.5684
15	38.16	0.00	0.5750
17	24.70	1.92	0.5941
20	7.38	0.00	0.6000
22	25.81	0.00	0.7455
23	26.01	0.00	0.5917
26	35.35	0.88	0.5846
27	54.30	1.73	0.6154
29	59.31	0.00	0.5111
32	40.01	0.00	0.6500

TABLA IV.3. (Continuación)

CORRIDA	% EFICIENCIA TERMICA TOTAL	% EFICIENCIA DE EVAPORACION
2	68.07	81.29
3	71.52	79.73
5	56.13	61.92
8	72.26	83.27
9	65.06	76.06
12	71.08	84.29
14	59.35	65.25
15	72.26	81.16
17	59.04	67.12
20	59.76	56.98
22	49.84	56.00
23	56.13	63.74
26	54.32	57.14
27	53.01	61.97
29	55.77	59.59
32	59.55	63.67

La eficiencia total se obtuvo a partir de la ecuación (21-a) y la eficiencia térmica de la (21-b).

El % de producto recuperado se obtuvo a partir de:

$$\% \text{ Recuperado} = \frac{\text{Producto obtenido en el ciclón}}{\text{Producto alimentado}} \times 100 \quad \dots (104)$$

Para encontrar las condiciones de operación óptimas fue necesario obtener una ecuación que explique el efecto que tiene cada variable en las propiedades del producto. Esta ecuación deberá ser de la forma:

$$Y = a + bX_1 + cX_2 + \dots (105)$$

Donde:

Y = Respuesta.

a, b, c... = Coeficientes de regresión.

X_1, X_2, X_3, \dots = Variables o productos de ella.

Con las variables y una respuesta se forma una matriz de datos (I) de la siguiente forma (27).

X_0	X_1	X_2	...
1			
1			
1			

Esta matriz será de $[n \times m]$.

A continuación se obtiene la transpuesta de la matriz de datos -- (I') , con lo cual se obtiene una matriz de $[m \times n]$.

Se multiplica (I) por (I') , es decir:

$$(I)(I') = [m \times n] [n \times m] = [m \times m] = (II)$$

Se obtiene la inversa de (II) que seguirá siendo $[m \times m] = (II^{-1})$

Además se efectúa el producto de (I') con Y ,

$$(I')(Y) = [m \times n] [n \times 1] = [m \times 1] = (III)$$

Multiplicar $(II^{-1})(III)$

$$(II)(III) = [m \times m] [m \times 1] = [m \times 1] = (IV)$$

Donde (IV) es el vector de coeficientes de regresión.

$$(IV) = \begin{matrix} a \\ b \\ c \\ \vdots \\ \vdots \end{matrix}$$

Con estos coeficientes, se comprueba que los valores observados de la respuesta sean muy parecidos a los experimentales. Si no resulta lo anterior, se prueba usando productos de variables.

(Ejemplo: X_1X_2 , X_1^2 , $X_1^2X_2$, etc.).

Se repite el procedimiento descrito hasta obtener valores calculados satisfactorios.

De acuerdo a lo anterior y ayudados por una computadora, se obtuvieron las ecuaciones siguientes.

$$\begin{aligned} \% \text{ Recuperado} = & 25.1799 + 2.321615c - 3.775P_{al} + 1.800231P_{at} + 18.917308A \\ & - 0.118667cP_{al} - 0.015685cT - 0.0224167P_{al}T + 0.352667P_{at}P_{al} \\ & + 5.236667P_{al}A + 0.003469TP_{at} + 0.053808TA + 1.526P_{at}A + \\ & \dots (106) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ Humedad} = & 11.7618 + 2.089026P_{al} + 0.038869T + 0.059A + 0.048233c^2 \\ & + 0.066cP_{al} + 0.001580cT - 0.0192cA + 0.005041P_{al}T \\ & + 0.004P_{al}P_{at} + 0.011667P_{al}A + 0.000149TP_{at} + 0.005115P_{at}^2 \\ & + 0.0208P_{at}A \\ & \dots (107) \end{aligned}$$

Solo se determinaron las ecuaciones anteriores debido a que son las que consideramos de mayor importancia, ya que en todo secador es deseable un % de producto recuperado alto con un % de humedad bajo.

De acuerdo a todo lo anterior, las condiciones óptimas de secado coinciden con las del experimento 9. Dichas condiciones se toman para comparar el secador en operación con el que se calculará de acuerdo a la metodología propuesta.

IV.2, CALCULO DEL SEGADOR POR ASPERSION.

De acuerdo a las condiciones de operación de la corrida 9, se hicieron las siguientes consideraciones. Se secará una solución de sulfato de sodio en una concentración de 5% en peso, hasta una humedad final de 0%. Se requiere de una capacidad de $0,17 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$ o sea que hay que alimentar 0.055 lt/min. de solución.

$$\rho_s = 1.042 \text{ Kg/lt.}$$

$$\mu_s = 1.1578 \text{ c.p.}$$

$$V = 80 \text{ dinas/cm.}$$

$$T_f = 18^\circ\text{C} = 64.4^\circ\text{F}$$

$$X_1 = 19 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg SS}$$

$$X_2 = 0 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg SS}$$

Selección del Atomizador.

Para la selección del atomizador necesitamos conocer el flujo que manejaría si se tratara de agua. Para ésto se hace uso de la Tabla III.4.

$$F_v = 0.055 \text{ lt/min} / 0.98 = 0.056 \text{ lt/min.}$$

Para fines de comparación, los cálculos se efectuarán con el atomizador neumático número 12 del catálogo de Spray Sistem que es -

la boquilla empleada en el secador utilizado.

Para obtener el flujo deseado se debe operar a una presión de alimentación (P_{al}) de a psig., y a una presión de atomización (P_{at}) de 10 psig. La altura del espray en estas condiciones es de 4 ft (h esp).

La D_{vs} obtenida en estas condiciones será según la ec(29).

$$D_{vs} = \frac{585 \sqrt{F}}{V_{rel} \sqrt{\rho_s}} + 597 \left(\frac{\mu}{\sqrt{V} \rho_s} \right)^{0.45} (1000 Q_1/Q_a)^{1.5}$$

La V_{rel} es la diferencia entre las velocidades del aire y el líquido. Estas velocidades se evalúan a partir de los valores de flujo volumétrico y la sección transversal. Del catálogo de Spray Systems $Q_1 = 1.783 \times 10^{-3}$ ft³/min y $Q_a = 1.15$ ft³/min. $V_{rel} = 477.48$ m/seg. Sustituyendo valores y efectuando operaciones, tenemos:

$$D_{vs} = 68 \mu\text{m} \quad \text{y} \quad D_{max} = 3 D_{vs} = 204 \mu\text{m}$$

De la ecuación (27) calculamos el tamaño de la partícula:

$$D_p = \left[\frac{\rho_G}{\rho_P (1 + K_1)} \right]^{1/3} D_G \quad \dots (27)$$

$$= 1.042 \text{ g/ml y de la Tabla IV.3. } \rho_G = 1.042 \text{ g/ml}$$

Sustituyendo valores:

$$D_{TP} = 32 \mu\text{m}$$

$$D_p \text{ max} = 95.3 \mu\text{m}$$

De acuerdo al tamizado efectuado al producto, se encontró que la mayor parte pasaba a través de malla 325, es decir el diámetro es inferior a 38 μ lo cual nos indica que las gotas que realmente se secan sin embarrarse en las paredes tienen un diámetro muy inferior a D_{max} . Los valores que se utilizarán para los cálculos serán los de 68 y 32 μ .

Calculo de la cámara de secado y condiciones de operación.

a) Volumen del cilindro. De acuerdo a la ecuación (69).

$$V_{cil} = 0.3835 (h_{esp})^3$$

$$V_{cil} = 24.544 \text{ ft}^3$$

b) Cálculo del t de vuelo de la ecuación (49).

$$t = 0.532 v^{2/3} \left(\frac{\rho_m}{w_a v_a} \right)^{1/2} \dots (49)$$

$$v_a = 5.66 \times 10^6 \text{ ft/hr.}$$

Para calcular θ_t necesitamos evaluar primero ρ_m , w_a y w_s . De (50).

$$\rho_m = \rho_a \frac{w_a + w_s}{w_a}$$

Para calcular la ρ_a evaluamos T , considerando una compresión adiabática.

$$\gamma = 1.4 \quad T_1 = 293^\circ\text{K}$$

$$T_2 = T_1 (P_2/P_1)^{(\gamma-1/\gamma)}$$

Entonces;

$$T_2 = 351^\circ\text{K} \quad \text{y}$$

$$\rho_a = 1.46 \text{ g/lt} = 0.0912 \text{ lb/ft}^3$$

Ahora evaluamos w_a y w_s

$$w_a = Q_a (\text{ft}^3/\text{hr}) \rho_a = 6.286 \text{ lb aire/hr.}$$

$$w_s = Q_1 (\text{ft}^3/\text{hr}) \rho_s = 6.954 \text{ lb soln/hr.}$$

Con estos valores sustituyendo en ecuación (50).

$$\rho_m = 0.2829 \text{ lb/ft}^3 \quad \text{y}$$

Entonces:

$$\theta_t = 4.006 \times 10^{-4} \text{ hr} = 1.45 \text{ seg.}$$

- c) Se escoge un valor de $G' = 370 \text{ lb/hr}$ de aire seco, ya que este valor es el promedio de los calculados a partir de Balances de materia, cuando se tenía el mínimo flujo de aire.
- d) A partir de Balances de materia se calcula Y_2 .

$$Y_2 = \frac{M}{G} (X_1 - X_2) + Y_1$$

A las condiciones del aire ambiente,

$$Y_1 = 0.013 \text{ lb H}_2\text{O/lb A.S.}$$

Entonces:

$$Y_2 = 0.0326 \text{ lb H}_2\text{O/lb A.S.}$$

- e) Con la ecuación (89) se obtiene Q_t . La temperatura de secado (T_1) será de 220°F, misma usada en el experimento 9.

$$Q = G (0.24 + 0.46 Y_2) (T_1 - T_0)$$

$$Q = 13\,829.4 \text{ Btu/hr}$$

- f) Se evalúa T_2 a partir de (87). Para este cálculo:

$$Q = \frac{Q}{Y_1} = 12\,572.2 \text{ Btu/hr.}$$

$$T_2 = 110^\circ\text{F}$$

Con este valor de Y_2 y de T_2 se evalúa $Y_1 = 36$.

- g) Cálculo de v_H .

$$v_H = 0.730 \frac{1}{29} + \frac{Y_2}{18} \frac{T^\circ\text{F} + 460}{P(\text{atm})}$$

$$v_H = 19.9 \text{ ft}^3 \text{ mezcla/lb AS.}$$

- h) Cálculo de G .

$$G = v_H G' = 7370 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

- i) El calor transferido de acuerdo con la ecuación (100) es:

$$Q_{tr} = 7848.4 \text{ Btu/hr.}$$

- j) Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación --- (94-A), obtenemos el tiempo de secado,

$$\theta_s = 4.94 \times 10^{-4} \text{ hr} = 1.78 \text{ seg.}$$

Haciendo la comparación entre θ_s con θ_t es fácil pronosticar que la partícula no se secaría en el período de vuelo definido, por lo que podría embarrarse en las paredes todavía húmeda. Es necesario hacer otro cálculo con condiciones semejantes para disminuir en dé cimas de segundo este θ_s .

Otra observación que es pertinente hacer es que las partículas mayores del tamaño seleccionado no se secarían en el período de vuelo definido, ya que el tiempo que necesitan para secarse es mucho mayor.

Para el nuevo cálculo se hace uso de la metodología propuesta,

Segundo cálculo:

- a') Nueva $T_1 = 218^\circ\text{F}$
- b') Con Y_1 y T_1 se calcula v_H aproximado,
- $$v_H = 22.63 \text{ ft}^3 \text{ mezcla/lb A.S.}$$
- c') Con θ_G supuesta = 10 seg. y v del secador se calcula G ---
aprox. = 8835.84 ft^3/hr ,
- d') Con c') y v_H se calcula $G^* = 390.45 \text{ lb/hr}$.
- e') Los nuevos valores de Q_T y ΣQ son:

$$Q_T = 14\,407.61 \text{ Btu/hr.}$$

$$\Sigma Q = 13\,098 \text{ Btu/hr.}$$

f') El nuevo valor de T_2 es:

$$T_2 = 121.6^\circ\text{F} \quad \text{y} \quad Y_2 = 34$$

g') El valor calculado de Q_{cr} es 7841.72 Btu/hr.

h') El nuevo valor del tiempo de secado es $\theta_s = 1.58 \text{ s}$ que es el valor ya aceptable, ya que como en el θ_c la partícula llega al 80% de la altura, y para llegar al techo tardaría cerca de 1.81 seg.

i') El valor de v_H real es de $23.3 \text{ ft}^3/\text{lb.}$

j') Y_G real = $9084.36 \text{ ft}^3/\text{hr.}$

k') Usando los valores anteriores el valor de θ_G es de $2.7 \times 10^{-3} \text{ hr}$ = 9.75 seg \approx 10 seg, que es de los valores recomendados del tiempo del aire.

Con lo anterior, el diseño está terminado.

IV.3. CALCULO DEL CICLON,

Para transportar el producto seco de la cámara de secado hasta el ciclón, es necesario calcular la velocidad mínima requerida para mantener las partículas suspendidas en el seno del aire exhausto. Para ello se hace uso de la ecuación propuesta por Dallavalle.

$$V_c = K \frac{\rho_p}{\rho_p + 62.5} D_p^n \quad \dots (108)$$

Donde:

V_c = Velocidad mínima requerida (ft/seg)

ρ_p = Densidad de las partículas = Densidad del producto.

D_p = Diámetro de la partícula más grande (ft).

K y n son constantes que se dan en la siguiente tabla:

TABLA IV.4:

CONSTANTE	FLUJO VERTICAL	FLUJO HORIZONTAL
K	910	270
n	0.60	0.40

Considerando un flujo prácticamente horizontal y sustituyendo vaio res tendremos:

$$V_c = 3.16 \text{ ft/seg.}$$

Con el flujo proveniente de la cámara de secado y V_c obtenemos la sección transversal mínima.

$S = 0,7986 \text{ ft}^2$ y el diámetro $D = 1,0083 \text{ ft}$.

Para fines de cálculo se escoge un diámetro de $0,492 \text{ ft}$ con ese valor la sección transversal será de $S = 0,1902$.

La velocidad de entrada será de $V_i = 13,2661 \text{ ft/seg}$.

Para tener un área equivalente y que cumpla que $H_i = 2W_i$, tenemos que los valores de H_i y W_i son:

$$H_i = 0,6168 \text{ ft}$$

$$W_i = 0,3089 \text{ ft}$$

Se procede a calcular el Dcr con ecuación (101).

$$\text{Dcr.} = \left(\frac{9 d_o}{2 N V_i \left(\frac{p}{p_6} - 1 \right)} \right)^{1/2}$$

$$\text{Dcr.} = 5,85 \times 10^{-5} \text{ ft} = 17,8 \text{ } \mu\text{m}$$

Las dimensiones del ciclon son entonces:

D = Diámetro del cuerpo	= 1,2336 ft.
L = Longitud del cilindro	= 2,4672 ft.
M = Longitud del cono	= 2,4672 ft.
H = Longitud total	= 4,9344 ft.
l = Longitud del escape	= 0,7710 ft.
H _i = Altura de la entrada	= 0,6168 ft.
W _i = Ancho de la entrada	= 0,3084 ft.
d _o = Diámetro del ducto de salida	= 0,6168 ft.

CAPITULO V

CONCLUSIONES

1. Se cumplió el objetivo propuesto de realizar una secuencia lógica de cálculo en el diseño de secadores por aspersión.
2. En el diseño efectuado se indicaron las condiciones de operación más favorables para secar sulfato de sodio al 5% de peso. El diseño mecánico-estructural del secador no se realizó en este trabajo ya que podría ser tema de alguna otra tesis.
3. En una cámara de secado como la diseñada podría aumentarse el número de boquillas para manejar mayor cantidad de solución y obtener la misma calidad del producto. Esto se obtendría obviamente modificando las condiciones de operación.
4. La boquilla usada en el secador del laboratorio no es la adecuada, ya que a las mejores condiciones de operación (a las que el espray no choque en el techo) la mayoría de las gotas producidas son de tamaño relativamente grande y no se alcanzan a secar a las condiciones de operación.
Se recomienda un cambio de boquilla, de tal manera que la seleccionada proporcione una altura de espray aproximadamente de cinco pies utilizando mayores presiones (tanto de alimentación como de atomización) obteniéndose con esto tamaños de partículas factibles de secar en este equipo.
La boquilla recomendada es la número 26 del catálogo de ---
Spraying Systems.
5. La metodología propuesta puede utilizarse para evaluar un se-

cador que se encuentre operando y encontrar así las mejores -
condiciones de trabajo para un material dado.

CAPITULO VI

BIBLIOGRAFIA

1. W.R. MARSHALL, Jr, & EDWARD SELTZER, "Principles of Spray -- Drying". Chemical Eng. Prog. Vol. 46, No. 10, Oct-Nov. 1950. Pag. 501-508, 575-584.
2. K. Y. KIM & W.R. MARSHALL, "Drop Size Disyribution from -- Pneumatic Atomizers". AICHE Journal Vol. 17, No. 3 Mayo 1971. Pag. 575-584.
3. S. KATTA & W.H. GAUVIN, "Behaviour of a Spay in the Near -- Vicinity of a Pneumatic Atomizer". The Canadian Journal of Chemical Engineer Vol. 53, Oct. 1975. Pag. 556-559.
4. S. KATTA & W.H. GAUVIN, "Some Fundamental Aspects of Spray Drying". AICHE Journal Vol. 21, No. 1, Enero 1975. Pag. -- 143-152.
5. Q.T. PHAM & R.B. KEEY, "Some Experiments on the Residence - Time Distribution of Droplets in a Cocurrently Worked Spray Chamber". The Canadian Journal of Chemical Engineering Vol. 55, Agosto 1977. Pag. 466-470.
6. R.A. MUGELE & H.D. EVANS, "Droplet Size Distribution in -- Sprays". Industrial and Engineering Chemistry Vol. 43, No. 6, Junio 1951. Pag. 1317-1324.
7. D.H. CHARLESWORTH & W.R. MARSHALL, "Evaporation from Drops Containing Dissolved Solids". AICHE Journal Vol. 6, No. 1. Pag. 9-23.

8. W.H. GAUVIN & S. KATTA, "Basic Concepts of Spray Dryer Design" AICHE Journal Vol. 22, No. 4, Julio 1976, Pag. 713-724.
9. D.W. BELCHER, D.A. SMITH & E.M. COOK, "Design and Use of -- Srpay Dryers", Chemical Engineering Sept. 30, 1963. Pag. -- 83-88, 201-208.
10. WILLIAM LICHT, "Maximum Drop Size Produced by Pneumatic -- Atomization", AICHE Journal Vol. 20, No. 3, Mayo 1974.
11. D.A. LEE, "Cassifying and Selecting Spray Dryers", AICHE - Journal, CEP, Marzo 1981.
12. M. PARTI & B. PALANCZ, "Mathematical Model for Spray Drying" Chemical Engineering Science Vol. 29, Pag. 355-362.
13. GORDON D. SARGENT, "Dust Collection Equipment", Chemical - Engineering Enero 27, 1969.
14. F.A. GLUCKERT, "A Theoretical Correlation of Spray Dryer --- Performance", AICHE Journal, Sept. 1963.
15. FRIEDMAN, GLUCKERT & MARSHALL, "Centrifugal Disk Atomization" Chemical Engineering Progress, Vol. 48, No. 4 Abril 1952.
16. W.R. MARSHALL Jr., "Atomization and Spray Drying", American Institute of Chemical Engineers, Monographic Series, 1954.
17. AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE, "Cyclone Dust Collector", Fe- brero 1, 1955.

18. D.Q. KERN, - "Procesos de Transferencia de Calor", - 15 ed. --
Compañía Editorial Continental, S.A. México, - Marzo 1981.
19. JHON H. PERRY, - "Manual del Ingeniero Químico", - 3a. ed. --
Unión Tipográfica Editorial Hispano Americana,
20. R.E. TREYBAL, - "Operaciones de Transferencia de Masa", - 2a.
ed. - Mc. Graw Hill.
21. Mc. CABE & SMITH, - "Operaciones Básicas de Ingeniería Química"
Editorial Reverté. - 1981.
22. - VIVES, - "Instalaciones de Acondicionamiento de Aire", Edito-
rial Reverté.
23. A.S. FOUST, - "Principios de Operaciones Unitarias", - C.E.C.S.A.
1980.
24. MASTERS, - "Spray Drying Handbook", - 1980.
25. GONZALEZ H. ANGEL y VALIENTE B. ANTONIO, - "Prácticas de Labo-
ratorio de Transferencia de Masa" Fac. de Química U.N.A.M. -
1980.
26. DITTMAN & E.M. COOK, - "Analyzing a Srpay Dryer" Chemical ---
Engineering", - Enero 17, 1977.
27. FABILA GILBERTO, - "Diseño de Experimentos",

NOMENCLATURA

- A = Posición de la válvula de mariposa que controla el flujo del aire,
- A_q = Area para transferencia de calor, ft.
- b = Anchura ficticia del chorro anular de composición de salida del gas de un disco rotatorio de la misma velocidad y momentum que el chorro del líquido inicial, ft.
- b_1 = Anchura del orificio del aire, ft.
- C_p = Calor específico BTU/lb°F,
- C_s = Calor húmedo BTU/lb F,
- D_G = Diámetro de la gota al salir del atomizador, m, ft.
- D_p = Diámetro de la partícula seca, μ m, ft.
- D_{max} = Diámetro de la gota más grande, μ m, ft.
- D_i = Diámetro de cada clase de gota, μ m, ft.
- D_{vs} = Diámetro medio de Sauter, μ m, ft.
- D_e = Diámetro efectivo de la boquilla, ft.
- D_c = Diámetro de la cámara de secado, ft.
- D_o = Diámetro de un chorro de composición de salida de gas, - teniendo la misma velocidad y momentum que el chorro del líquido, ft.
- D_s = Diámetro del orificio de descarga de la boquilla a presión, ft.
- G = Gasto volumétrico de aire de secado, ft³/hr.
- G' = Gasto másico^{co} de aire de secado, lb/hr.
- G_o = Masa velocidad en un disco rotatorio, g/seg (cm de perímetro mojado).
- h' = Coeficiente de transferencia de calor, BTU/hrft²°F.
- H = Entalpías, BTU.

- h = Altura, ft.
 h_{espreado} = Distancia que recorre el aspersado (zona de transición, ft.)
 k_f = Conductividad térmica de la película de gas que rodea a la gota, BTU/(Hrft²) (°F/ft). Evaluada a la temperatura promedio entre T_1 y T_{w1} .
 K = Constante de evaporación,
 k_g = Coeficiente de transferencia de masa,
 M = Material alimentado Kg sólido seco/hr.
 N = Velocidad de rotación, rev/hr.
 N' = Velocidad de rotación, rev/seg.
 n = Velocidad de rotación, rev/min.
 Q_L = Flujo del líquido ft³/min.
 Q_a = Flujo del gas, ft³/min.
 q' = Calor transferido por unidad de peso de aspersado, BTU/hr.
 Q_{tr} = Velocidad de calor transferido al aspersado, BTU/hr.
 q_1 a q_6 = Calores necesarios para elevar la temperatura de cada componente del sistema hasta su temperatura de salida.
 Q_{TOT} = Calor total suministrado por el aire de secado, BTU/hr.
 q'_{tr} = Calor transferido por unidad de masa, BTU/lb.
 P_T = Presión total.
 P_w = Presión parcial del agua,
 P_w° = Presión de vapor del agua.
 $P_w^{\circ'}$ = Presión de vapor del agua a T_w .
 P_{ws}° = Presión de vapor del agua en una superficie saturada.
 P_{wDP}° = Presión de vapor del agua en el punto de rocío.
 r = Radio del disco rotatorio, ft.

- R_c = Radio de la cámara de secado cuando se usa disco rotatorio, ft.
- R = Distancia radial del centro de la cámara de secado cuando se usa disco rotatorio, ft.
- T_D = Temperatura del bulbo seco, °F, °C.
- T_{sa} = Temperatura de saturación adiabáticas, °F, °C.
- T_w = Temperatura de bulbo húmedo, °F, °C.
- T_a = $T_d = T_1 = T_2$, °F, °C.
- T_r = Temperatura de referencia, °F, °C.
- T_o = Temperatura del aire ambiente, °F, °C.
- T_1 = Temperatura del aire a la entrada del secador, °F, °C.
- T_2 = Temperatura del aire a la salida de la cámara de secado.
- T_f = Temperatura de entrada de la alimentación, °F, °C.
- T_p = Temperatura del producto seco a la salida de la cámara de secado, °F, °C.
- $T_{desc.}$ = Temperatura de descomposición del producto, °F, °C.
- v = Volumen de la cámara donde se realiza exclusivamente la operación de secado = v_{TOT} , ft³.
- v_{TOT} = Volumen de la cámara destinado a realizarse el secado ft³.
- v_R = Volumen destinado al secado más el volumen destinado a recolección de producto seco, ft³.
- V_{rel} = Velocidad relativa entre el gas y el líquido, m/seg.
- V = Velocidad axial del aire en el chorro, ft/hr.
- V_a = Velocidad del aire de atomización en el atomizador, ft/hr.
- V_f = Velocidad del líquido cuando deja el atomizador, ft/hr.
- V_m = Velocidad del chorro esparcido en un atomizador de dos fluidos, ft/hr.

- V_1 = Velocidad inicial del aire en el origicio o boquilla, --
ft/hr.
- w_a = Flujo másico del aire de atomización, lb/hr.
- w_s = Flujo másico del líquido, lb/hr.
- x = Distancia al atomizador, ft.
- x_t = Distancia del atomizador a cuatro diámetros de cámara de
secado, ft.
- X_1 = Humedad inicial del material sujeto a secado, lb agua/lb
aire seco.
- X_2 = Humedad final del material sujeto a secado, lb agua/lb -
aire seco.
- Y' = Humedad absoluta molar, mol agua/mol aire.
- Y_{rel} = Humedad relativa = $100(P_w/P_w^o)$.
- $Y_{(B)}$ = Humedad absoluta a $P_T = 1$ atm.
- $Y_{(A)}$ = Humedad absoluta a $P_T = 1$ atm.
- Y_s = Humedad en la superficie saturada, lb agua/lb aire seco,
- Y_1 = Humedad del aire a la entrada del secado, lb agua/lb aire
seco.
- Y_2 = Humedad del aire a la salida de la cámara de secado, lb -
agua/lb aire seco.
- θ_{max} = Tiempo requerido para que se seque la gota más grande, --
hr, seg.
- θ_s = Tiempo requerido para que se seque determinado tamaño de
gota, hr, seg.
- θ_t = Tiempo requerido para que el espreado viaje una distan--
cia de cuatro diámetros de cámara, hr, seg.
- θ_G = Tiempo promedio de permanencia de los gases en la cámara
de secado, hr, seg.

- ρ_s = Densidad de la solución que es aspersada = lb/ft³.
- ρ_a = Densidad del aire de atomización, lb/ft³.
- ρ_m = Densidad del chorro, lb/ft³.
- ρ_t = Densidad del gas a las condiciones de salida, lb/ft³.
- ρ_p = Densidad del producto seco, lb/ft³.
- σ = Tensión superficial de la solución dinas/cm.
- μ_s = Viscosidad de la solución, poises, centipoises.
- T_1 = $T_2 - T_{w1}$, °F.
- X = Contenido de sólidos.

El ciclón sigue su propia nomenclatura. Consultarla en los capítulos correspondientes.