

2014



Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán

“DISEÑO DE SECADOR POR ASPERSION PARA JUGOS”

T E S I S

Que para obtener el título de
INGENIERO EN ALIMENTOS

p r e s e n t a

SERGIO VALENZUELA OSUNA

Director: I. Q. JOSE CABEZA PARRADO

Cuautitlán Izcalli, Estado de México

1987



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.

I N D I C E .

HOJA	TEMA
1	1.- Introducción.
5	2.- Conceptos en la operación de secado
10	3.- Procesos de secado
10	3.1 Tipos de operación.
11	3.2 Métodos de suministro de calor
11	3.3 Velocidad de secado
18	4.- Secado por aspersion
20	4.1 Alimentación del gas secanto
24	5.- Bases de diseño
24	5.1 Selección del fluido
24	5.1.1 Materia prima
26	5.1.2 Contenido de humedad
29	5.2 Volumen de operación
30	5.3 Arreglo del secador
32	5.4 Selección del elemento aspersor
36	5.5 Condiciones del gas de secado en la operación
36	5.5.1 Temperatura de entrada del aire secante
37	5.5.2 Temperatura de salida del aire secante
38	5.5.3 Velocidad del aire

39	5.6 Otras características de operación
40	5.6.1 Condiciones medioambientales
40	5.6.2 Sistema calefactor
41	5.6.3 Recolectores
43	6.- Algoritmo de cálculo
43	6.1 Desarrollo
54	6.2 Ejecución del algoritmo
73	6.3 Dimensionamiento de la cámara
77	CONCLUSIONES
78	APENDICE
106	BIBLIOGRAFIA

1.- INTRODUCCION.

El secado constituye uno de los métodos mas comunmente aplicados a la conservación de alimentos. Ha sido utilizado desde hace siglos y hoy en día no ha dejado de ser uno de los procedimientos de mayor importancia.

La conservación de alimentos por secado se basa en la disminución de la actividad de agua dentro del producto en proceso, esto es, la eliminación de agua que se encuentra sin un enlace estructural en la substancia, aminorando la velocidad de desarrollo de microorganismos y el avance de reacciones de descomposición, que se favorecen con la presencia del agua.

Enfocando la operación al terreno práctico, principalmente en el sentido comercial de los productos, se obtienen grandes ventajas por la eliminación del agua o humedad; como el alargamiento de la vida de anaquel, por los factores mencionados anteriormente, se facilita también el manejo de los productos en el mismo anaquel requiriendo de instalaciones mucho menos costosas para su almacenamiento en condiciones que conserven la calidad del alimento. Otra gran ventaja de los productos secos, es la disminución significativa de la masa del producto manejado, ya que los alimentos en su mayoría cuando estan en estado natural estan constituidos en un alto porcentaje por agua. Aplicando esto por ejemplo, al transporte, se traducirá en

un menor costo por unidad de masa-sólido transportado.

Los métodos y operaciones son muy variables, pero en general se caracteriza al secado como la operación de eliminación de humedad de cualquier especie de una substancia por arrastre en un gas secante (Treybal, 1980).

Dentro de esta concepción del secado se incluyen otras operaciones que, aunque tienen la misma finalidad, el mecanismo por el cual se efectúa la eliminación de humedad, carece de un gas transportador que, como ya se mencionó anteriormente es, es una característica distintiva del secado. Se puede mencionar un caso, como los procesos donde se alcanza la temperatura de ebullición del líquido componente de la substancia tratada por medio de la aplicación de calor y control de la presión, lo que originara la evaporación del líquido y por lo tanto su eliminación de la substancia que lo contiene sin necesidad de un gas transportador; excluyendola así de poder considerar a la operación como secado. Existen otras operaciones entre gases y mezclas con pequeñas cantidades de humedad, en los cuales la eliminación de humedad o alcance de una concentración determinada de esta se, logra por una adsorción o una desorción (Treybal, 1980).

El proceso por el cual se sometera a un cierto material para eliminar su humedad, estara en función de las características fisicoquímicas del material, así como de las características del producto final deseado.

En el caso de productos líquidos, uno de los métodos de secado más práctico es el conocido como SECADO POR ASPERSIÓN (Masters, 1979).

El objetivo de este trabajo es implantar un algoritmo de cálculo para simplificar el diseño básico de un secador por aspersión.

Este trabajo está fundamentalmente enfocado al análisis y predicción de la operación y que sirva como elemento básico de diseño así como del comportamiento de las principales variables que intervienen en un secado de este tipo.

El cálculo se aplicará a un jugo de frutas y se pretende lograr un modelo dimensionado básicamente, así como su comportamiento de operación teórico en las principales variables de caracterización de un secador de este tipo.

La operación del sistema se basa en la separación del líquido a secar en una gran cantidad de gotas de medidas micrométricas, que son sometidas a corrientes de gas secante caliente, generalmente aire y que por efecto del aumento de superficie presentada por el líquido procesado (aumento de la relación: superficie/masa), se logra un aumento en la velocidad de secado, disminuyendo así el tiempo de operación con respecto a otros procedimientos. En este método, el producto es expuesto durante periodos cortos (a nivel de segundos), lo que en alimentos es una condición muy importante, debido a la gran frecuencia y alto contenido de componentes termolábiles que

comunmente son parámetros para determinar su calidad.

El producto obtenido del proceso de secado por aspersión es en forma de polvo y generalmente no sobrepasa el 10% en contenido de humedad.

2.- CONCEPTOS EN LA OPERACION DE SECADO.

El secado, es la operación de eliminación de humedad en algún material y es llevado a cabo con la ayuda de un gas que transporta dicha humedad fuera del material en proceso.

En el caso de alimentos la humedad esta constituida basicamente por agua (Charm, 1978), por lo que su procesamiento se basa en la eliminación de agua.

La humedad en los diferentes materiales que son sometidos a operaciones de secado puede ser referida de dos maneras: el contenido de humedad en base húmeda, donde la humedad se contrasta con el peso total del material; y el contenido de humedad en base seca, que se expresa como la cantidad de humedad en peso contenida en el sólido puro.

La humedad a retirar en una determinada substancia, siempre va a ejercer una presión de vapor y su valor dependerá de la naturaleza de la humedad, las características de la substancia que la contenga y la temperatura del sistema. Esto mismo es aplicado al gas transportador o secante, y debe ser considerado en el proceso de secado ya que es un factor primordial en el grado de eliminación de humedad que se pueda lograr en la operación.

El contenido de humedad en el gas secante se mide por medio de la presión parcial que ejerza el agua sobre la presión total

de los componentes del sistema gas secante; ahora cuando esta presión parcial es igual a la presión de vapor en el material secado, por el paso de agua del sólido al gas, se dice que se alcanza el contenido de humedad de equilibrio, y una vez alcanzado este punto, aun con una exposición del material a secar al gas durante un tiempo infinito el contenido de humedad en ambos permanecera constante.

El término de humedad de equilibrio puede ser referido también en función de los sólidos y es denominado: concentración de equilibrio. Definida como el contenido de sólidos en el material secado cuando se alcanzo la humedad de equilibrio. Despues de un breve análisis a los enunciados anteriores se puede establecer que para alcanzar la eliminación total de la humedad en un material cualquiera, sera necesario utilizar un gas de secado totalmente seco.

Por lo que respecta a la naturaleza de la humedad presentada en los solidos, variara de acuerdo a la naturaleza de estos, y dicha humedad puede clasificarse en dos grupos: la humedad ligada, que es la humedad que se presenta relacionada con los sólidos de una forma intima como seria el caso de una unión química, presencia de sólidos solubles, la atrapada en espacios capilares formados en la estructura misma del material, y otras. De una manera general se considera que esta humedad esta absorvida por la superficie del material. El otro tipo de humedad es la no ligada y se define como la humedad que estando

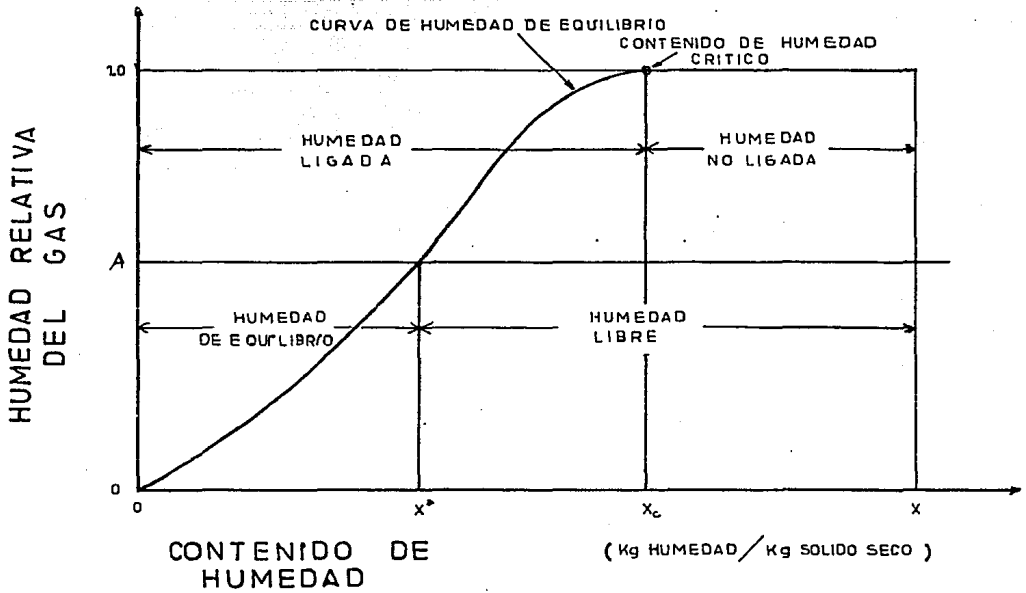
en el material ejerce una presión de vapor igual a la que ejercería el líquido contenido en estado puro a la misma temperatura.

El punto de humedad de equilibrio en un sistema dependerá del proceso por el cual se alcance. En el caso de la operación de secado el equilibrio se logra por una desorción (Treybal, 1980).

Durante un proceso de secado una vez eliminada toda la humedad no ligada, se llega a un punto denominado: contenido de humedad crítico.

Se establece de una manera general que la humedad en exceso con respecto a la humedad de equilibrio es la única posible de eliminar y es denominada humedad libre.

Las relaciones mencionadas se presentan en la gráfica de la siguiente hoja:



Recapitulando los conceptos definidos anteriormente:

Contenido de humedad de equilibrio en base húmeda =

$$100 * (\text{Kg humedad} / (\text{kg sólido seco} + \text{kg humedad}))$$

$$= 100 * X / (1 + X)$$

donde X es la masa contenida en el material seco.

Contenido de humedad en base seca (X):

$$X = \text{kg humedad} / \text{kg sólido seco}$$

Humedad de equilibrio: es la humedad contenida en un material cuando su presión de vapor es igual a la ejercida por el líquido en el gas secante.

Humedad ligada: es la que ejerce una presión de vapor menor a la del líquido puro a la misma temperatura.

Humedad no ligada: es la que ejerce una presión de vapor igual a la del líquido puro a la misma temperatura.

Humedad libre: es la humedad total menos la humedad de equilibrio.

Contenido de humedad crítico: es el punto que se alcanza cuando la humedad no ligada es eliminada de la substancia.

3.- PROCESO DE SECADO.

3.1.- TIPOS DE OPERACION.

Las operaciones de secado pueden ser clasificadas de una manera general en dos tipos: las intermitentes o también conocidas como operaciones "Batch" y las operaciones continuas.

Las de tipo batch, se caracterizan por mantener un régimen de condiciones transitorio y son generalmente operaciones de alto costo económico, por lo que su aplicación se limita a procesos de baja escala, plantas piloto y trabajos de desarrollo industrial, secado de materiales de alto costo, donde la influencia del costo de operación añadida al precio final del producto será proporcionalmente muy pequeña (Belcher -part 2-, 1963).

Por otro lado se tienen las operaciones continuas, que trabajan en régimen permanente, con alimentación de material a secar y gas secante constante. Con estas se tienen características como las de requerir de equipos de menor tamaño que en las batch para un mismo volumen de operación, y los costos por unidad de producto seco son relativamente bajos. Este proceso se podrá realizar con dos variantes de alimentación de material a secar y gas secante: contracorriente y en paralelo.

3.2 METODOS DE SUMINISTRO DE CALOR.

La aplicación de calor en el secado facilita la eliminación de humedad en los productos procesados.

El calor adicionado a un sistema de secado podrá hacerse de dos formas diferentes: por calentamiento directo y por calentamiento indirecto.

En las operaciones con calentamiento directo, el gas secante está en contacto con la fuente productora de calor y este realiza la eliminación de humedad, determinando las concentraciones de equilibrio y el suministro de calor.

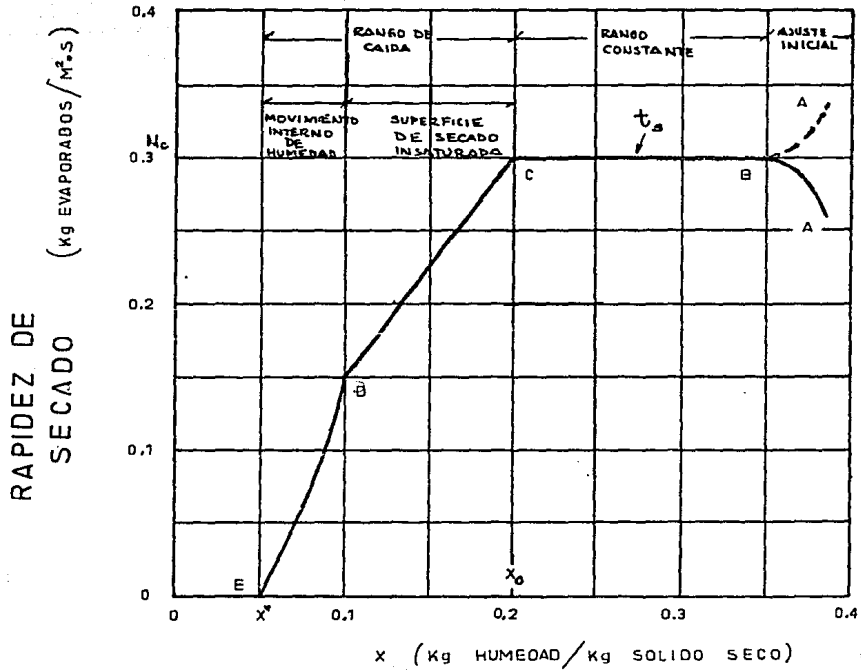
En los secadores con calentamiento indirecto, el producto está en contacto con una fuente productora de calor y la corriente de gas secante se encargará únicamente de arrastrar la humedad fuera del material (Master, 1979).

3.3 VELOCIDAD DE SECADO.

Es la relación existente entre la humedad eliminada de un material y el tiempo en que se realiza.

Esta velocidad depende básicamente del coeficiente de transferencia de masa y calor, así como del gradiente de humedad entre el material húmedo y el gas secante.

Graficamente un proceso de secado se esquemaliza de la siguiente manera:



donde:

A = condición inicial del sólido en proceso estando más caliente que el gas secante.

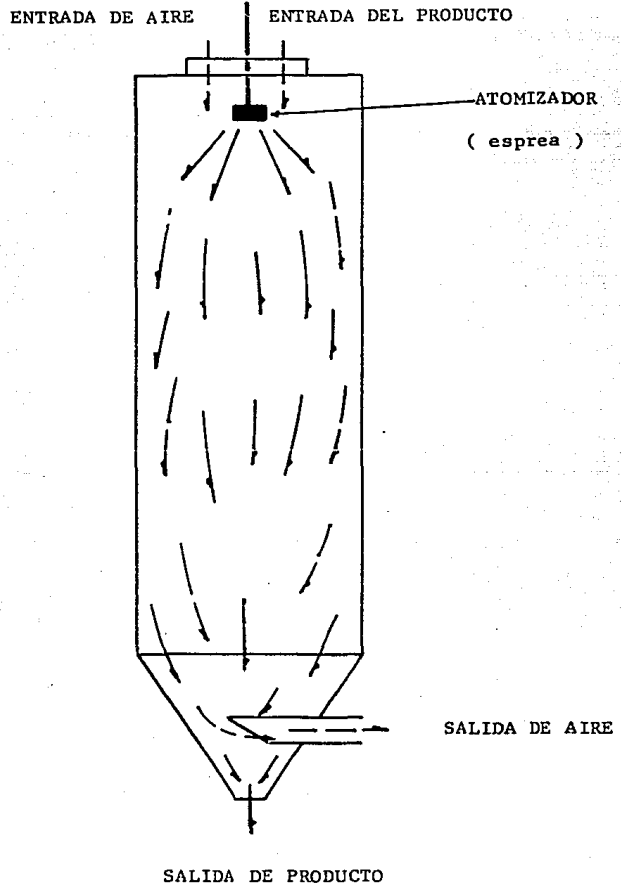
A' = condición inicial del sólido en proceso, teniendo una temperatura menor a la del medio de secado.

B = inicio del periodo de la velocidad de secado constante.

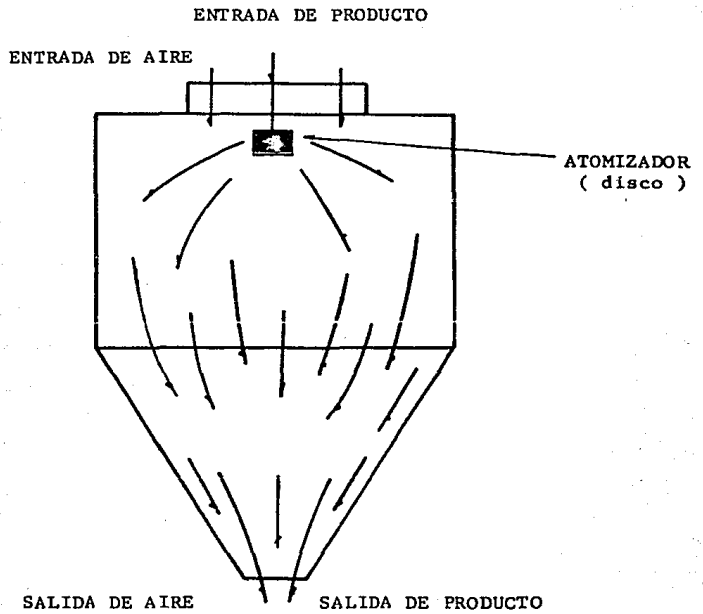
C = termino del periodo de velocidad de secado constante e inicio del periodo de velocidad decreciente constante.

D = termino del periodo de velocidad decreciente constante e inicio del periodo de velocidad decreciente variable.

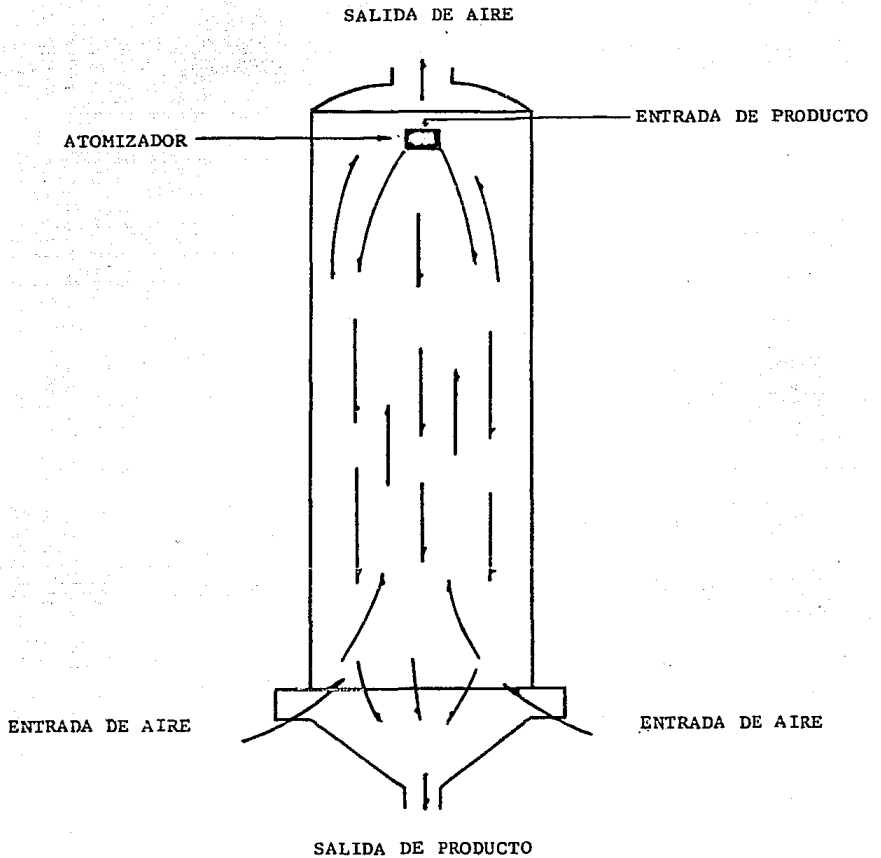
E = alcance del equilibrio en el proceso.



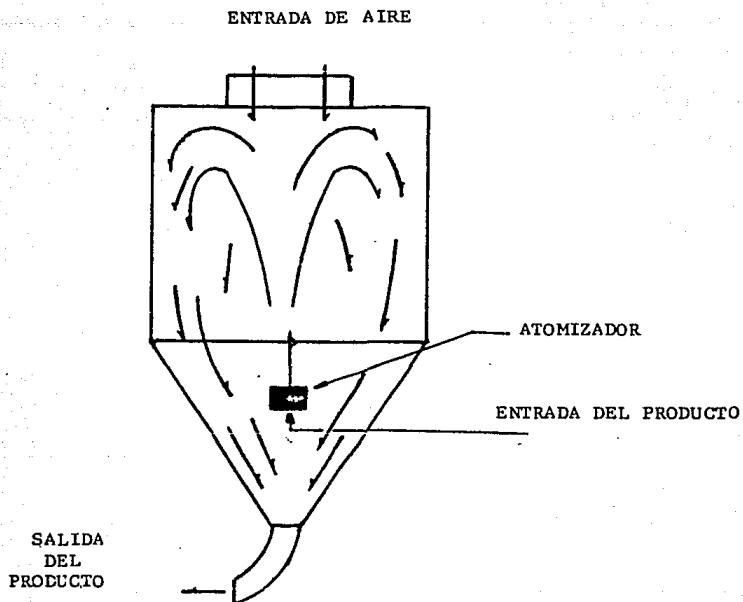
SECADOR CON ARREGLO DE FLUJO EN PARALELO



SECADOR CON ARREGLO DE FLUJO EN PARALELO



SECADOR CON ARREGLO DE FLUJO A CONTRACORRIENTE



SECADOR CON ARREGLO DE FLUJO MIXTO

4.- SECADO POR ASPERSION.

Entre los diferentes tipos de secado esta el secado por aspersion, que se caracteriza por lograr un incremento considerable en el area de contacto del material en proceso y el gas secante. Esto se obtiene por el empleo de un elemento aspersor del producto humedo, ya sea solución o pasta, en pequeñas gotas , que al ser expuestas a una corriente de gas secante les es removida humedad con una alta eficiencia en la transferencia de calor y masa en la operacion.

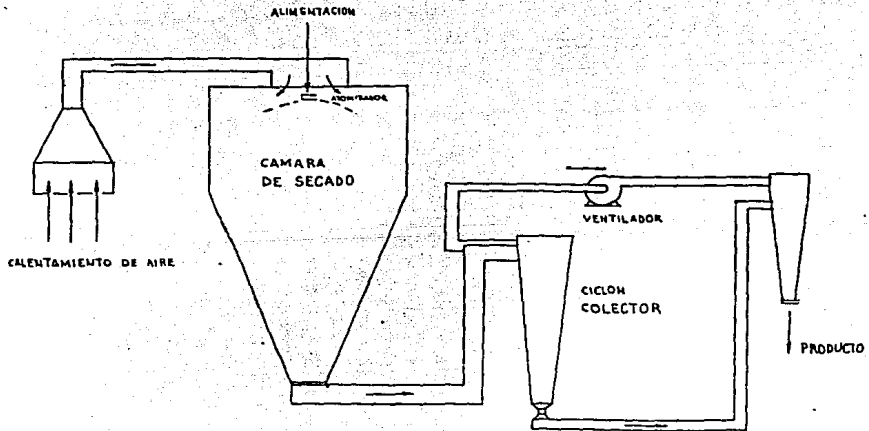
La aspersion del material se realiza dentro de una "camara de secado" donde el líquido es eliminado y el material seco, en forma de pequeñas particulas cae al fondo de dicha cámara, generalmente de forma cónica; para asi ser recolectado. El proceso evita normalmente el contacto de las partículas con las paredes de la camara.

En este tipo de secado, es común encontrarnos con la aplicación de altas temperaturas en el gas de secado y que a pesar de esto el material en proceso es practicamente no danado por el efecto del calor, ya que el tiempo de contacto entre el gas y el producto es muy corto (generalmente no excede algunos segundos).

Asi pues, el secado por aspersion ofrece muchas ventajas en el procesado de materiales con alto contenido de humedad y de

características termolábiles. Aunado a esto se tiene la ventaja de poder tener un cierto control en las características del producto obtenido como su densidad, diámetro de la partícula seca formada y el costo de operación es bajo, especialmente en altos volúmenes de trabajo (Belcher -part II-,1963).

ESQUEMA GENERAL DE UN SECADOR POR ASPERSION.



4.1 ALIMENTACION DEL GAS SECANTE.

El gas utilizado como medio de arrastre de humedad en la operación, puede ser suministrado a la cámara de secado en diferentes maneras en contracorriente, en paralelo y transversalmente.

La alimentación del a contracorriente se hace generalmente por la parte inferior de la cámara de secado, mientras que el material a secar se introduce por la parte superior de la cámara.

En el caso de la alimentación del gas en paralelo, tanto este como el material a secar son alimentados por el mismo extremo de la cámara, que generalmente es por la parte superior.

Por último se tiene el tipo de alimentación, donde el gas es introducido a la cámara por las paredes laterales de la cámara y el material por la parte superior o inferior de la misma, logrando así el flujo transversal (Master, 1979).

Esto, puede analizarse desde el punto de vista de influencia de temperatura sobre el proceso en sus diferentes posiciones en el sistema; apoyandonos en las gráficas del apéndice "COMPORTAMIENTO DE SECADORES EN: PARALELO Y CONTRACORRIENTE", podemos detectar que los diferenciales de temperatura son para alimentos más favorables en la alimentación en paralelo (referirse punto 5.3).

En los atomizadores rotatorios el líquido a secar es

inicialmente sometido a una aceleración centrífuga a alta velocidad, en un dispositivo giratorio (disco), que al ser abandonado por el líquido y al vencer la fuerza de tensión superficial en el mismo se forma una especie de película constituida por pequeñas gotas o partículas de forma esférica de líquido.

Otro elemento atomizador es la boquilla de presión, que basa su funcionamiento en la transformación de la energía en forma de presión aplicada a la alimentación del material en energía cinética en las diferentes capas de movimiento del líquido. Estas capas se separan por la influencia de las propiedades físicas del líquido y los efectos de fricción que existen con el dispositivo de descarga a la cámara de secado.

La atomización por boquillas neumáticas se fundamenta en la mezcla de dos fluidos; uno que es el gas secante a alta velocidad y dentro de la boquilla entra en contacto con el líquido, ocasionando una alta fricción entre las capas de líquido y desintegramoslo en pequeñas partículas que constituyen la aspersión necesaria para el proceso.

La necesidad de aplicar el secado por aspersión a fluidos de características asintuadamente no-Newtonianas, formados generalmente por moléculas de cadenas largas y que son de muy difícil atomización por los métodos descritos anteriormente, ya que en lugar de formar gotas se generan por su misma estructura química una especie de "hilos" de líquido. Para evitar este

fenómeno se requiere de la aplicación de presiones y velocidades excesivamente altas en los elementos aspersores y que serían así poco prácticos. Por lo que se han desarrollado otros métodos de aspersión, como la aspersión sónica, que se caracteriza por fragmentar al líquido por medio de la aplicación de ondas sonoras de alta frecuencia (Tate -part I-, 1965).

4.3 CAMARA DE SECADO

El tipo, forma y dimensiones de la cámara de secado en un proceso dependerá del diseño fundamental del elemento aspersor y tipo de arreglo de flujo de gas secante y fluido a procesar; generalmente se caracterizan por ser de forma cilíndrica colocada en forma vertical con un fondo cónico que permite la recolección de los sólidos secos formados en el proceso.

Su dimensión obedece principalmente a poder proporcionar a la partícula formada en el elemento aspersor un tiempo de residencia suficiente para lograr el contenido de humedad final requerido en el proceso, esto es en cuanto a su longitud. Su diámetro se determina por la trayectoria de la partícula en la coordenada horizontal de tal manera que no llegue a tener contacto con la pared de la cámara, especialmente durante la parte intermedia del proceso ya que por su contenido de humedad

y el efecto de la temperatura se forman aglomeraciones en las paredes con el material en proceso. Estas acumulaciones de material en las paredes tienen dos efectos, el de la pérdida de material en el balance general del sistema y formar un ciclo de mayor acumulación pues es más factible que se obstaculice el descenso de algunas partículas por la pared de la cámara.

5.- BASES DE DISEÑO

5.1 SELECCION DE FLUIDO

El fluido en el cual se basará el diseño, pretende que por sus características generen un sistema con alta capacidad de secado, esto es, requerir de un fluido altamente diluido o con baja concentración de sólidos para así obtener durante los cálculos un diseño que proporcione una alta eliminación de humedad, que en un momento dado nos dara flexibilidad para aplicar el sistema logrado a una variedad mayor de fluidos.

En base a lo anterior, los jugos de frutas cumplen con los requerimientos del diseño, ya que cuentan con altas concentraciones cuando están en estado inicial para procesarse y son susceptibles de espresarse en partículas o gotas de diámetro pequeños (micrométricos), propiedad indispensable en la implementación de un secador por aspersion.

5.1.1 El jugo de naranja tipo valencia posee características similares a las mencionadas, por lo que se utilizará como fluido en

las bases del diseño.

Este se obtiene por un proceso de extracción de jugo de fruta por presión y de ahí es sometido a varios procesos de separación y rompimiento de sólidos no solubles a través de equipos despulpadores (finishers) y equipos de filtrado diversos (Woodroof, 1975).

El jugo obtenido de este proceso tiene características que a continuación se enlistan y describen:

Concentración: su concentración inicial es de 87.7% en peso (Woodroof, 1975); este valor incluye la adición del material de soporte (ver subtema 5.1.3).

Viscosidad: la viscosidad observada en el jugo recién extraído es de 1.09 centipoises (Heldman & Singh, 1981). Este valor es muy similar al presentado por el agua pura; esta característica favorece la formación de gotas en el sistema de esreado.

Capacidad calorífica: la capacidad calorífica presentada por este jugo es de 3.873 kjoules/ (kg ok), (Heldam & Singh, 1981).

Densidad: su densidad promedio evaluada a 20 oC es de 61.0 Lb/cu ft, (Charm, 1978).

Tensión superficial: el valor de la tensión superficial es de 77.2 dinas/cm, (Weast, 1974-1975)

Conductividad térmica: la conductividad térmica observada en el producto es de 0.323 Btu/(hr ft oF), (Charm, 1978).

5.1.2 CONTENIDO DE HUMEDAD.

El contenido de humedad dara los límites de transferencia máximos a los cuales podre operar el sistema diseñado, por lo que al seleccionar un fluido con un contenido de humedad alto, como es el caso aqui tratado, esta proporcionando un factor de "sobrediseño" si es que es aplicado a algun otro fluido que normalmente será de menor humedad.

El producto formado se caracterizará por una humedad final del 8% valor reportado para jugos secados por aspersion en el caso particular de cítricos (Master, 1980).

5.1.3 En jugos secados por aspersión de naturaleza cítrica, como en el caso aquí presentado; es necesario para su procesamiento la adición de aditivos que mejoran las características del producto final obtenido. Estos tienen como principal objetivo el disminuir las incrustaciones en las paredes del secador. Particularmente al jugo de naranja, se le adiciona un material de soporte o "relleno", constituido por almidón bajo en contenido de dextrina (Master, 1979).

Siendo los constituyentes principales de los azúcares en el siguiente orden: sacarosa, glucosa y fructuosa; y estos dos últimos los determinantes en la necesidad de adicionar un material de soporte por su susceptibilidad de reaccionar formando incrustaciones en la pared de la cámara del secador. La concentración en que se recomienda la aplicación del material de soporte es de 15% en base a los sólidos de naturaleza de carbohidratos (Master, 1980). El efecto de material de soporte es de proporcionar a los azúcares simples, glucosa y fructuosa, una protección física, ya que por su condición de azúcares reductores son muy susceptibles de formar reacciones de caramelización por el efecto de la temperatura al entrar en contacto con las paredes del secador (Braverman, 1976). La característica ácida del jugo favorece también la presencia de azúcares de cadenas cortas lo que aumenta la probabilidad de que se den reacciones de oscurecimiento en el proceso.

La termolabilidad del jugo de naranja, afecta principalmente al ácido ascórbico por medio de una reacción de obscurecimiento enzimático; que es la oxidación del ácido ascórbico hasta furfural y bióxido de carbono y que en productos modifican el color y su valor nutritivo (Lehninger, 1975).

El efecto de la temperatura, también se manifiesta como una reacción de caramelización, principalmente en el producto final; ya que este se ubica en la parte del proceso donde se completa la transferencia de calor, alcanzando de este modo la máxima temperatura. En párrafos anteriores se refiere el uso de un material de soporte que tiene como objetivo el disminuir los factores que favorecen la reacción de los azúcares reductores en sus grupos aldehídicos, que dan lugar a la caramelización. La formación de esta reacción ocasiona en el proceso la acumulación del polvo "pegado" principalmente en la base de la cámara de secado.

Una temperatura límite máxima, puede fijarse en el proceso en función de la aparición de reacciones de obscurecimiento o caramelización a un nivel sensible y es aproximadamente a 85 °C (Lehninger, 1970).

En el procesado de jugos cítricos de secado por aspersión no se considera la pérdida de elementos nutritivos como es el caso de la vitamina C, que para efectos del diseño no se incluirá como limitante del proceso. Este tipo de carencia puede ser cubierta por adiciones de los elementos termodestruidos al final del proceso. Se

prevee obtener como producto final, un polvo higroscópico, al que para mantener en un nivel de calidad aceptable debera evitarse al máximo su exposición a fuentes de humedad (Masters, 1980).

5.2 VOLUMEN DE OPERACION

La necesidad de disponer de datos precisos en las características y condiciones de operación del secado por aspersión, son comunmente resueltas atravez del conocimiento específico de la operacion con un fluido determinado. Esto en la práctica es considerado el primer elemento de diseño de un secador por aspersión.

Los secadores por aspersión, por su función y volumen de operación son catalogados en tres grupos: secadores de banco, secadores piloto y secadores industriales.

El diseño de un secador de nivel industrial implica un escalamiento de condiciones obtenidas y comprobadas en el secador de banco y en el piloto respectivamente. De aquí que este trabajo de tesis se enfoque a resolver el primer paso de diseño de un secador por aspersión, logrando un algoritmo de cálculo que simula la operación de un modelo de bajo volumen que permita desarrollar procesos a nivel de laboratorio con diferentes fluidos. El planteamiento de este objetivo incluye la consideracion del factor económico en el desarrollo de las pruebas una vez implementado el

diseño, incluyendo de una manera general el factor de costos de materia prima y energía.

La operación de un secador por aspersion a nivel de banco, facilita la obtención de características suficientes para establecer el comportamiento de las principales variables que conforman el proceso. (Belcher, 1963).

Basados en lo anteriormente expuesto se tomará como base de cálculo un gasto de alimentación de jugo de naranja al secador 50 l/ Hr; logrando así operaciones factibles de ser repetidas sin alto costo económico global. (Masters, 1980).

5.3 ARREGLO DEL SECADOR

Considerando el mismo criterio en el diseño que el expuesto en cuanto al volumen de operación, el secador debiera operar bajo las condiciones que permitan un proceso económico. En el caso de secadores de banco es recomendable para estos fines los procesos de ciclo abierto, ya que al no requerir de un gas o atmosfera controlada dentro de la camara de secado la operacion disminuye en costos. Existe la posibilidad de aplicar procesos semiabiertos y cerrados, que se caracterizan por la presencia de atmosfera controlada (generalmente un gas inerte, como el Nitrogeno), lo

cuál hace mas compleja la operación, su control y aumenta su costo considerablemente (TateI,II,1965).

La naturaleza termolábil de los alimentos en general es una característica que rige el diseño y la operación en sus diferentes procesos; aplicado al secado por aspersion, la característica termolábil del jugo de naranja, requiere de un arreglo de flujo de gas secante y líquido a procesar en paralelo. (Masters,1980).

El secador con arreglo en paralelo, dará contacto del gas secante que entra a la camara, a una máxima temperatura con la gota recién formada por el elemento de aspersion, que esta constituida por el porcentaje máximo de agua en el proceso. Esto origina, que en la primera región del secador donde es eliminada la mayor parte de humedad de la gota (aproximadamente 50 cms. despues de la esprea), la diferencia máxima de temperatura entre el gas y la gota sea el gradiente que favorezca la transferencia de calor a la superficie de la gota, con el fin de evaporar la capa líquida sin afectar por efecto del calor los sólidos contenidos; el incremento de temperatura en el material procesado favorece la eliminación de agua en la segunda región de secado, despues de los 50 cms. de la esprea, ya que el aumento de concentración de sólidos en el líquido modifica las propiedades coligativas del sistema aumentando la temperatura de ebullición del líquido y dificultandose su evaporación (Castellan, 1971).

En la segunda región del secador debe ser observado de manera especial el efecto de la temperatura, ya que los sólidos se

encuentran expuestos de una forma mas directa al calor del gas secante, esto por la eliminación de agua en la primera etapa. El flujo en paralelo evita en gran parte el deterioro del producto por efecto del calor, ya que en esta posición de la camara la temperatura del gas secante ha disminuido por la transferencia del calor al producto en etapa previa logrando un menor gradiente motriz de calor que origina a su vez una menor rapidez de elevación de temperatura en los sólidos (Kern, 1950).

5.4 SELECCION DEL ELEMENTO ASPERSOR.

En el proceso de secado por aspersión, el disponer de un elemento aspersor que proporcione gotas con diámetros pequeños y con homogeneidad en su magnitud, es un factor determinante en la eficiencia del sistema (Dittman, 1977).

El diseño aqui desarrollado por sus características propone como elemento aspersor una boquilla de presión, ya que esta proporciona las mejores características de aspersión en esta escala (Katta, 2, 1975).

La boquilla de presión como elemento de aspersión, se caracteriza por ser de construcción simple que permite su limpieza y mantenimiento de forma sencilla y rápida. La necesidad de un equipo versatil, puede ser también cubierta por estos elementos, ya

que su intercambio sin necesidad de modificar el equipo nos dará una gama variada de posibilidades en las características de esprayado, observándolo directamente en diversos diámetros y distribución de partículas formadas (Spraying Sys. Co., #27).

Un factor de selección importante del elemento aspersor para un equipo de secado es el desgaste sufrido en este. En las boquillas de presión este se minimiza debido al desarrollo de aleaciones de metales y resinas con características de resistencia a la erosión por el efecto de velocidad y presión de los fluidos manejados; a diferencia de los sistemas de aspersión por disco, donde la necesidad de la una supervisión y mantenimiento en sus elementos motrices, cajas de engranes y rodamientos en general, los hace poco prácticos.

Comercialmente se encuentran boquillas de presión que llenan los rangos y eficiencias de esprayado requeridos por el volumen de operación en el diseño aquí desarrollado. El consumo de energía en los diferentes elementos de aspersión varía en forma mínima y a nivel práctico la eficiencia con que operan está por debajo del nivel teórico de necesidad energética para el esprayado (Gluckert, 1962).

En el caso de manejo de substancias con partículas de tamaño variable como es el jugo de naranja, es adecuado el uso de boquillas de presión (Reay, 1979).

La selección del elemento aspersor se basa en la disposición de boquillas fabricadas por Spraying System Company. Dentro de sus

productos se sugieren las espreas tipo <ST>, <SX> y <SX-A> para el manejo de alimentos, variando entre si por el material con que esta fabricada su parte interna, la cuál entra en contacto con el líquido directamente.

El elemento tipo <ST>, es la boquilla de mayor duración y las partes que estan en contacto con el fluido (Núcleo de la esprea y elemento con orificio de aspersion), estan fabricadas de carburo de tungsteno logrando una duración hasta 20 veces mayor que en las tipo <SX> y <SX-A>. Este es un factor determinante en la selección del elemento para el diseño.

De la variedad de espreas <ST> y en base al volumen propuesto como base de diseño, 50 L/HR equivalente a 13.2 gal/hr, se fijará como presión de operación en la alimentación del fluido a la esprea: 500 PSI, y con estas condiciones se seleccionara la esprea con un menor diámetro de orificio, para así asegurar un menor diámetro en las gotas formadas del fluido procesado.

De este modo la esprea seleccionada se caracteriza por:

- Esprea tipo <ST>

-Elemento con orificio de aspersion # 69

-Diámetro de orificio de descarga 0.0292 pulgadas

- Nucleo de esprea con superficie superior concava (Cup Top Core) # 421. De acuerdo a las especificaciones del fabricante este tipo de núcleo es mas eficiente aun a bajas presiones de operacion, por lo que se constituirá como un elemento más versatil.

-Su capacidad de operación indicada es de 13.5 gal/hr con una presión de 500 PSI.

-Este elemento tiene un ángulo de espreado de 60 grados.

(Para identificación de los elementos, referirse al apéndice).

La esprea esta constituida por 5 partes desarmables e intercambiables entre sí con un mismo cuerpo de esprea , teniendo

así la opción de diversificar su operación.

El elemento mas determinante en la operación de la esprea es el que contiene el orificio de descarga. Este es intercambiable por medio del uso de una prensa catalogada comercialmente por <Spraying System Company #1>, que es la adecuada para esprea tipo <ST>. Las dimensiones de esta prensa son 3 pulgadas de diámetro en su base por 6 pulgadas de altura y estan fabricadas con cobre fierro y acero inoxidable.

5.5 CONDICIONES DEL GAS DE SECADO EN LA OPERACION.

5.5.1 TEMPERATURA DE ENTRADA DEL AIRE SECANTE

Dentro de las variables que determinaran la velocidad de secado esta la temperatura del gas secante. Este gas es comunmente aire caliente y en ocasiones se usan gases productos de combustión.

El contacto directo con alimentos, marca una restricción para el uso de gases de combustión por razones de control sanitario; por lo que en el diseño el gas secante seleccionado es aire calentado indirectamente (Masters, 1980).

Una temperatura de 150 oC es sugerida en el manejo de esta naturaleza (jugos de frutas), como un límite práctico mínimo para el gas que alimenta al secador (Charm, 1978).

Como se mencionó anteriormente, la operación se basará en un arreglo en paralelo para el gas y la alimentación. Este arreglo se caracteriza por mantener una diferencia de temperatura máxima a la entrada del secador, lo que favorece la transferencia de calor y masa en una parte donde el material en proceso está compuesto por una alta concentración de agua; haciendo así menos crítico el efecto de la temperatura en la calidad del producto. De cualquier manera, no es recomendable la aplicación de altas temperaturas a la entrada del secador para no dañar las características organolépticas del producto (Masters, 1980).

5.5.2 TEMPERATURA DE SALIDA DEL AIRE SECANTE.

El aire de secado que abandona el proceso, habrá disminuido su temperatura por efecto de la transferencia de calor al producto principalmente; esta disminución de temperatura se propone sea baja, 50 °C aproximadamente, originando así un mayor gasto de aire al secador y mejorando la velocidad de secado (Charm, 1978). Esto por la escala del diseño no tendrá un efecto determinante en los costos de operación del secador (Gluckert, 1962).

La temperatura del gas a la salida del secador en base a la diferencia de temperatura propuesta será de 105 °C y se propone que

alcance un 30% de la saturación de humedad total (Dittman, 1977).

5.5.3 VELOCIDAD DEL AIRE.

La velocidad del gas a la entrada de la cámara tendrá un efecto directo sobre la velocidad de secado e influirá en la velocidad de las partículas en la cámara y su trayectoria; siendo estos dos factores decisivos en el dimensionamiento final de la cámara (Gluckert, 1962).

Requiriendo de un modelo de secador para laboratorio, se debe utilizar una velocidad de gas que permita una alta velocidad de secado y origine que la velocidad de las partículas dentro de la cámara no sea excesivamente alta permitiendo así un tiempo de residencia de partículas suficientes para el secado, sin una trayectoria muy larga (Laple, 1940).

Valores de velocidad de aire en secadores por aspersión que proporcionen las características deseadas, se fijan dentro de una escala de velocidad práctica determinada experimentalmente, esto dará una selección de velocidad del gas secante a la entrada de la cámara de 100 Ft/min. (Clark 1967). El fluido se encausará por una placa perforada en el techo de la cámara originando una trayectoria vertical descendente de aire manteniendo el arreglo en paralelo con el material a secar, pudiendo así controlar con más facilidad la trayectoria de las partículas evitando el contacto de estas con las

paredes internas del secador que originaría la aglomeración y pérdida de material en la cámara. Las limitantes de este modelo son para altas temperaturas de alimentación de aire (600 oC), por lo que es aplicable a las características de este diseño.

La necesidad de contar con una distribución homogénea del gas en la cámara, principalmente en la primera etapa de la trayectoria (aproximadamente 50 cm después del elemento aspersor), hace marcada la importancia de un elemento de suministro de aire tipo radial, que para modelos de baja escala consta de 6 alimentadores con un ángulo aproximadamente 10 % mayor en el devanado de entrada al ángulo de esparcido, esto es con el fin de disminuir la dispersión de partículas contra las paredes de la cámara.

La velocidad del gas en la cámara está relacionada con la presión de operación de la cámara, que en este caso será ligeramente mayor a la atmosférica y por las condiciones de diseño será de 1 atm .

El diámetro del elemento alimentador es de un 15 % con respecto al diámetro de la cámara de secado y sus ranuras significan un 20 % del área total de contacto con el techo del secador (Gluckert, 1962)

5.6 OTRAS CARACTERISTICAS DE OPERACION.

5.6.1 Condiciones medioambientales.

El diseño se pretende operar en la Ciudad de México que se encuentra situada a 2250 m sobre el nivel del mar, esto proporcionara una presión atmosférica promedio de 585 mm Hg. Esta presión atmosférica nos da una temperatura de ebullición de agua pura a 92 oC aproximadamente.

El contenido de humedad del aire se tomará como la humedad del aire a completa saturación a una temperatura de 10 oC, que son las condiciones utilizadas como referencia para operación de sistemas de estimulación de lluvias en el Valle de Mexico (Menendez, 1985).

La humedad obtenida a dadas condiciones se evalua por un algoritmo psicrométrico y nos dará un valor de 0.0100622 Kg agua/Kg aire, que sera utilizado como contenido de humedad en el aire de secado inicial de proceso (apendice).

5.6.2 El sistema calefactor de aire será electrico-regulable, ya que son mas comunmente usados en los equipos de laboratorio y plantas piloto, son de fácil implementación y dan versatilidad en las temperaturas utilizadas, aunque su costo de operación es alto con respecto a otros (Masters,

1980).

En el cálculo aquí desarrollado, el factor costo de operación no se considera crítico debido a los bajos volúmenes de operación (Gluckert, 1979).

5.6.3 RECOLECTORES.

Los sistemas de recolección de polvos incluyen dos partes esenciales en el diseño del secador por aspersion: uno es el ducto de salida del aire secante y el segundo la separación del producto (polvo), de esta corriente.

La necesidad de cuidar las propiedades del producto en polvo obtenido, que como ya se había mencionado, nos lleva a seleccionar una salida de aire de la cámara de secado, tipo lateral en la parte inferior. Esto permitira un arrastre de las partículas mas finas, previniendo así un excesivo daño a estas por efecto del calor o que lleguen a pegarse por su composición química alta en carbohidratos y sus reacciones ya mencionadas favorecidas por las características del proceso. Esta selección dará un ducto de salida de aire de 90° con respecto a su dirección de alimentación y se le adicionará a la entrada un pequeño ángulo de debanado de 30° para evitar en este punto el arrastre de partículas muy grandes (Masters, 1979).

La otra parte de sólidos producidos como son las partículas de diámetro medio con respecto a la dispersión del fluido en particular, serán separadas por efecto de la gravedad en el fondo del secador, favorecido por su forma cónica con un ángulo de 20o para evitar acumulacione de residuos (Ferry, 1969).

En ambos casos se contara con una bolsa filtro-separadora que proporcionará una eficiencia de recuperación de sólidos hasta de un 99% (Masters, 1979), factor muy importante en la operación del equipo tratandose de una escala de laboratorio donde por el nivel de los balances de estudio es muy importante mencionar que el costo de estos accesorios es mayor en la escala que aquellos utilizados convencionalmente en procesos de escala industrial, como los ciclones de aire.

El arrastre de los polvos a las bolsas-filtro se hará por la misma corriente de aire de secado a la salida de la cámara, siendo normalmente suficiente para su operación (Masters, 1979).

6. ALGORITMO DE CALCULO.

6.1. El cálculo del diseño del secador se efectúa considerando inicialmente la capacidad que tendrá el aire a utilizar, de extraer o arrastrar la humedad de las partículas a procesar. Estableciendo el balance de humedad global se obtiene:

$$(Q M A) (H A2 - H A1) = (Q M Pa) (H P A1 - H P A2)$$

Donde H A2 se evalúa por el programa de computadora "Air H2O" evaluando a TD = 105 °C y 30% de saturación dando:

$$H A2 = 0.0129469 \text{ Kg agua/Kg aire}$$

H A1 se evalúa a TD = 150 °C y TW = 10 °C por el mismo procedimiento:

$$H A1 = 0$$

Convirtiendo las humedades de partículas a la entrada y a la salida del secado se obtiene:

$$H P A1 = f (X1)$$

$$H P A2 = f (X2)$$

$$H P A1 = 7.13 \text{ Kg agua/Kg solido}$$

$$H P A2 = 0.0869 \text{ Kg agua/Kg solido}$$

El valor de Q M F A sera:

$$Q M F A = f(\text{volumen de operacion})$$

Convirtiendo unidades:

$$Q M F A = 0.01362 \text{ Kg/seg}$$

Sustituyendo en el balance original:

$$Q M A = 0.9113 \text{ Kg aire/seg}$$

(gasto de aire a la entrada del secador)

Otro factor determinante en el desarrollo de la operación de secado por aspersión es el fraccionamiento del fluido en gotas.

En el caso de espreas de presión con elemento de giro al fluido, el diámetro de la partícula formada se puede calcular siguiendo el modelo:

$$DPA = 41.4(DES) 1.59(QMPA) - 0.54(STPA) 0.6(VIPA) 0.22$$

(Turner, 1953).

De acuerdo a las especificaciones del fabricante, la esprea seleccionada (ST con numero de insercion de orificio 69) tiene un diámetro de orificio de 7.4168 E-4 m

De la gráfica de tensión superficial contra concentración de azucar presentada en el apéndice, se obtiene que:

ST 12.3% concentración

$$ST = 7.4052 \text{ E-3 Kg/m}$$

La viscosidad de la partícula sera la misma que la viscosidad de la solución alimentada, por lo que:

$$V I P A = 1.09 \text{ E-3 Kg/m seg}$$

Sustituyendo en el modelo para calcular el diámetro de partícula formada:

$$D P A = 52.2 \text{ micras}$$

El cálculo de número de partículas formadas por segundo dependerá además, de las características y propiedades del sistema anteriormente mencionado, del volumen individual de cada partícula, que para efectos de diseño serán consideradas como esferas y su evaluación es:

$$V D P A = D P A^3 * \pi / 6$$

Resultando:

$$V D P A = 7.447 * 10E-14 \text{ m}^3/\text{Particula}$$

Transformando los datos se llega al valor esperado de partículas formadas por unidad de tiempo de:

$$N P = 1.86454 E 11 \text{ PA/seg}$$

La determinación de la velocidad a la entrada del secador de las partículas de líquido, se hace considerando su proceso de caída libre, así como la fuerza proporcionada por el aire de

secado, relacionado por su coeficiente de arrastre.

Esta suma de fuerzas, para partículas de diámetro medio (menor a 80 micras y mayor a 15 micras) (Masters, 1979), adquiridas practicamente de manera instantanea un 90% de la velocidad de fluido secante (Gretzinger, 1961), obteniendo asi:

$$V E P A = 0.4572 \text{ m/seg}$$

Introduciendo otros datos necesarios para el cálculo general:

$$\text{Densidad del agua} = 1000 \text{ Kg/m}^3 \quad (\text{Perry, 1969})$$

$$\text{Densidad del sólido} = 1.588 \text{ Kg/m}^3 \quad (\text{Charm, 1978})$$

Capacidad calorífica del sólido

$$C S = 0.3 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C} \quad (\text{Charm, 1978})$$

Capacidad calorífica del agua (líquida)

$$C W = 1 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C} \quad (\text{Perry, 1969})$$

Evaluando las características psicrométricas del aire de secado, considerando: la presión atmosférica de 585 mm Hg como valor constante, se obtiene (por aplicación del programa de cómputo "AIR H2O".- ver apéndice):

Humedad absoluta

Humedad de saturación

Densidad de la mezcla

Densidad del aire seco

Densidad del vapor de agua

Densidad de aire saturado

Calor específico de la mezcla

Calor específico del aire seco

Calor específico del aire saturado

Calor específico del vapor de agua

Entalpía de la mezcla

Entalpía del aire seco

Entalpía del aire saturado

Entalpía del vapor de agua

La viscosidad de la mezcla de aire se calcula por la aplicación del programa de cómputo "VISCO" que sigue el modelo de Wilke (Wilke, 1950), obteniendo:

$$V I A W V$$

$$V I A W V S A$$

La ecuación de conductividad térmica en el aire se da por el modelo matemático, resultado del análisis de datos editados:

$$K A = (4.878 E-7)(T W) - 4.14 E-16 \quad (\text{Kern, 1950})$$

El mismo procedimiento se sigue para el valor de agua obteniendo:

$$K W V = (2.07 E-7)(T W) + (3.59 E-5) \quad (\text{Kern, 1950})$$

Mezclando estos dos modelos anteriores tendremos que la conductividad térmica en la mezcla esta dada por el modelo:

$$K A S A = (H A S A / (H A S A + 1)) (K W V) + 1 / (H A S A + 1) * (K A)$$

La evaluación de los números adimensionales, determinantes en las características del proceso de secado, es a través de la relación de temperatura y número de Lewis (Kern, 1950), resultando la expresión:

$$L E = (2.4303) (T D) - (90.91) \quad (\text{Kern, 1950})$$

Evaluando el número de Reynolds:

$$R E = \langle (DPA) (DEAWSA) (VEA) \rangle / \langle (VIAWSA) \rangle \quad (\text{Bird, 1960})$$

y el P R A N D T :

$$P R = \langle (CWASA) (VIWASA) \rangle / \langle (KWASA) \rangle \quad (\text{Treybal, 1980})$$

Se podrá aplicar el modelo para la evaluación de transferencia de calor en un secador por aspersión de tal manera que:

$$N U = 2.83 + 0.6 S Q R (R E) (P R) (1/3) \quad (\text{Parti, 1974})$$

Aplicando los modelos anteriores se calcula el coeficiente de evaporación y la velocidad de secado determinados por:

$$C E = (C Q) / \langle (A W S A) (L E) \rangle ; \quad (\text{Kern, 1950})$$

$$N = C E (H A S W - H A W) \quad (\text{Parti, 1974})$$

De este modo el balance de masa por partícula adquiere la forma:

$$D E P A / (1 + x) (dx/dL) = \delta N / (D P * V E P A) \quad (\text{Parti, 1974})$$

De forma similar el balance de materia en el medio de secado se establece:

$$Q M A (dH A / dL) = \delta \langle (N P * D P^3 * D E P A / (1 + x)) \rangle (dx/dL) \quad (\text{Parti, 1974})$$

Asumiendo que la pérdida de humedad modificará la densidad de la partícula:

$$D E P A = D E S (1 + x) / (1 + D E S * x / D E W) \quad (\text{Parti, 1974})$$

y considerando que esta variación de densidad modifica directamente el diámetro de la partícula, se modela por:

$$DPA = DPA_{inicial} \cdot 3 \cdot \sqrt{\frac{DEPA_{inicial} - DEW}{DEPA - DEW}}$$

(Parti, 1974)

Entrando al análisis de energía en el sistema, el balance de calor entre el medio secante y las partículas a secar es:

$$\frac{Td}{dL} = \frac{((NP) (DPA)^2) (N(R + (CWV) (TD) - CQ(TD - TW))) / ((VEPA) (QMA) (CAW)) - ((R + (CWV) (TD)) (CAW)) (dHA/dL)}$$

(Parti, 1974)

Donde el calor latente de vaporización se calcula por el ajuste del modelo matemático:

$$R = 615.387 - 0.7407 (TW) \quad (\text{Kern, 1950})$$

La capacidad calorífica de la mezcla a secar se modifica por su contenido de humedad resultando:

$$C P A = C S + C W * X$$

Modificando el balance de calor a la interfase de transferencia (frontera de la partícula y el medio secante), donde las condiciones son consideradas en el medio secante de saturación (esto es, aplicado a todos los cálculos en la interfase), se tiene:

$$dT_W/dL = \langle 6CQ(TD-TW) - N(R+CWV * TD) \rangle /$$

$$\langle (CPA) (DEPA) (DPA) (VEPA) \rangle - \langle TW / (1+X) \rangle \langle dx/dL \rangle \langle 1 + (1+X) CWV / CPA \rangle$$

(PARTI, 1974)

La transferencia de Momentum, se hace por el arrastre de la partícula en el aire; este arrastre se determina por el adimensional Reynolds generando el coeficiente de arrastre que:

Si $RE < 0.1$

$$CA = 24/RE$$

Si $0.1 RE = 4000$

$$CA = 21/RE + 6/\sqrt{RE} + 0.28 \quad (\text{BIRD, 1960})$$

Este arrastre modificará la velocidad de la partícula:

$$-dVEPA/dL = \langle 3/2 (CA) (DEAWV) (VEA-VEPA) 2/$$

$$\langle (DPA) (DEPA) (VEPA) \rangle - \langle G (DEPA-DEAW) /$$

$$(DEPA * VEPA)$$

El desarrollo y combinación de estas fórmulas, integradas por el método de diferencias finitas (Carnahan, 1969), en TRS-80 por el programa de computo "TESIS SVO/ALG" (Apendice).

6.2 Ejecutando "TESIS SVO/ALG" se obtienen las siguientes relaciones de datos:

VARIACION DE % EN L

DATO	L	X
1	0	0.877
2	0.025	0.8793
3	0.050	0.877
4	0.075	0.8720
5	0.100	0.8654
6	0.125	0.8575
7	0.150	0.8487
8	0.175	0.8393
9	0.200	0.8299
10	0.225	0.8198
11	0.250	0.7955
12	0.275	0.7778
13	0.300	0.7583
14	0.325	0.7353
15	0.350	0.7105
16	0.375	0.6875
17	0.400	0.6627
18	0.425	0.6344
19	0.450	0.6096
20	0.475	0.5848
21	0.500	0.5564
22	0.525	0.5281
23	0.550	0.5033
24	0.575	0.4767
25	0.600	0.4466

VARIACION DE X EN L

DATO	L	X
25	0.625	0.4271
27	0.650	0.4041
28	0.675	0.3829
29	0.700	0.3634
30	0.725	0.3421
31	0.750	0.3226
32	0.775	0.3032
33	0.800	0.2925
34	0.825	0.2766
35	0.850	0.2642
36	0.875	0.2518
37	0.900	0.2394
38	0.925	0.2268
39	0.950	0.2181
40	0.975	0.2111
41	1	0.2022
42	1.025	0.1951
43	1.050	0.1880
44	1.075	0.1810
45	1.100	0.1721
46	1.125	0.1668
47	1.150	0.1604
48	1.175	0.1562
49	1.200	0.1508
50	1.225	0.1455

VARIACION DE γ EN L

DATO	L	X
51	1.250	0.1402
52	1.275	0.1349
53	1.300	0.1296
54	1.325	0.1248
55	1.350	0.1190
56	1.375	0.1137
57	1.400	0.1083
58	1.425	0.1048
59	1.450	0.1013
60	1.475	0.0959
61	1.500	0.0913
62	1.525	0.0881
63	1.550	0.0846
64	1.575	0.0811
65	1.600	0.0757

VARIACION DE HA EN L

DATO	L	HA
1	0	0
2	0.025	0.00065
3	0.050	0.00129
4	0.075	0.00161
5	0.100	0.00192
6	0.125	0.00225
7	0.150	0.00259
8	0.175	0.00298
9	0.200	0.00326
10	0.225	0.00347
11	0.250	0.00381
12	0.275	0.00401
13	0.300	0.00430
14	0.325	0.00456
15	0.350	0.00482
16	0.375	0.00510
17	0.400	0.00539
18	0.425	0.00559
19	0.450	0.00593
20	0.475	0.00616
21	0.500	0.00642
22	0.525	0.00663
23	0.550	0.00689
24	0.575	0.00709
25	0.600	0.00730

VARIACION DE HA EN L

DATO	L	HA
26	0.625	0.00751
27	0.650	0.00772
28	0.675	0.00792
29	0.700	0.00812
30	0.725	0.00834
31	0.750	0.00847
32	0.775	0.00865
33	0.800	0.00886
34	0.825	0.00899
35	0.850	0.00919
36	0.875	0.00925
37	0.900	0.00953
38	0.925	0.00968
39	0.950	0.00984
40	0.975	0.01000
41	1	0.01015
42	1.025	0.01023
43	1.050	0.01046
44	1.075	0.01051
45	1.100	0.01072
46	1.125	0.01085
47	1.150	0.01098
48	1.175	0.01108
49	1.200	0.01124
50	1.225	0.01137

VARIACION DE HA EN L

DATO	L	HA
51	1.250	0.01150
52	1.275	0.01160
53	1.300	0.01170
54	1.325	0.01183
55	1.350	0.01196
56	1.375	0.01207
57	1.400	0.01217
58	1.425	0.01227
59	1.450	0.01238
60	1.475	0.01251
61	1.500	0.01258
62	1.525	0.01266
63	1.550	0.01274
64	1.575	0.01284
65	1.600	0.01290

VARIACION DE TD EN L

DATO	L	TD
1	0	150
2	0.025	147.7
3	0.050	146
4	0.075	144.3
5	0.100	142.6
6	0.125	140.5
7	0.150	139.4
8	0.175	137.7
9	0.200	136.1
10	0.225	134.8
11	0.250	133.3
12	0.275	132.4
13	0.300	130.6
14	0.325	129.5
15	0.350	128.4
16	0.375	127.3
17	0.400	126.2
18	0.425	125.3
19	0.450	124.4
20	0.475	123.5
21	0.500	122.6
22	0.525	121.7
23	0.550	120.8
24	0.575	119.9
25	0.600	119

VARIACION DE TD EN L

DATO	L	TD
26	0.625	118.1
27	0.650	117.3
28	0.675	116.5
29	0.700	115.8
30	0.725	115.3
31	0.750	114.7
32	0.775	114.2
33	0.800	113.6
34	0.825	113.1
35	0.850	112.7
36	0.875	112.3
37	0.900	111.8
38	0.925	111.4
39	0.950	110.9
40	0.975	110.6
41	1	110.2
42	1.025	109.9
43	1.050	109.3
44	1.075	109.1
45	1.100	108.6
46	1.125	108.3
47	1.150	108.1
48	1.175	107.9
49	1.200	107.5
50	1.225	107.3

VARIACION DE TD EN L

DATO	L	TD
51	1.250	107.2
52	1.275	107
53	1.300	106.8
54	1.325	106.6
55	1.350	106.4
56	1.375	106.3
57	1.400	106.1
58	1.425	105.8
59	1.450	105.7
60	1.475	105.5
61	1.500	105.5
62	1.525	105.4
63	1.550	105.2
64	1.575	105
65	1.600	104.9

VARIACION DE TW EN L

DATO	L	TW
1	0	10
2	0.025	11.21
3	0.050	13.07
4	0.075	15.87
5	0.100	17.83
6	0.125	19.69
7	0.150	21.18
8	0.175	22.35
9	0.200	23.51
10	0.225	24.49
11	0.250	25.56
12	0.275	26.50
13	0.300	27.24
14	0.325	27.89
15	0.350	28.36
16	0.375	28.73
17	0.400	29.20
18	0.425	29.48
19	0.450	29.81
20	0.475	30.08
21	0.500	30.32
22	0.525	30.60
23	0.550	30.78
24	0.575	30.92
25	0.600	31.16

VARIACION DE TW EN L

DATO	L	TW
26	0.625	31.30
27	0.650	31.48
28	0.675	31.67
29	0.700	31.81
30	0.725	31.90
31	0.750	32
32	0.775	32.14
33	0.800	32.27
34	0.825	32.37
35	0.850	32.46
36	0.875	32.55
37	0.900	32.65
38	0.925	32.69
39	0.950	32.74
40	0.975	32.82
41	1	32.85
42	1.025	32.93
43	1.050	32.97
44	1.075	33.02
45	1.100	33.07
46	1.125	33.11
47	1.150	33.14
48	1.175	33.16
49	1.200	33.17
50	1.225	33.18

VARIACION DE TW EN L

DATO	L	TW
51	1.250	33.19
52	1.275	33.21
53	1.300	33.22
54	1.325	33.23
55	1.350	33.23
56	1.375	33.24
57	1.400	33.25
58	1.425	33.26
59	1.450	33.27
60	1.475	33.28
61	1.500	33.29
62	1.525	33.30
63	1.550	33.30
64	1.575	33.30
65	1.600	33.31

VARIACION DE DEPA EN L

DATO	L	DEPA
1	0	1246
2	0.025	1247
3	0.050	1248
4	0.075	1250
5	0.100	1254
6	0.125	1257
7	0.150	1260
8	0.175	1263
9	0.200	1269
10	0.225	1274
11	0.250	1279
12	0.275	1283
13	0.300	1290
14	0.325	1298
15	0.350	1307
16	0.375	1316
17	0.400	1328
18	0.425	1343
19	0.450	1354
20	0.475	1364
21	0.500	1376
22	0.525	1386
23	0.550	1395
24	0.575	1404
25	0.600	1415

VARIACION DE DEPA EN L

DATO	L	DEPA
26	0.625	1425
27	0.650	1436
28	0.675	1443
29	0.700	1450
30	0.725	1454
31	0.750	1461
32	0.775	1464
33	0.800	1468
34	0.825	1471
35	0.850	1476
36	0.875	1478
37	0.900	1482
38	0.925	1484
39	0.950	1487
40	0.975	1489
41	1	1491
42	1.025	1494
43	1.050	1495
44	1.075	1497
45	1.100	1499
46	1.125	1501
47	1.150	1502
48	1.175	1503
49	1.200	1505
50	1.225	1509

VARIACION DE DEPA EN L

DATO	L	DEPA
51	1.250	1510
52	1.275	1511
53	1.300	1512
54	1.325	1513
55	1.350	1514
56	1.375	1515
57	1.400	1515
58	1.425	1516
59	1.450	1518
60	1.475	1519
61	1.500	1519
62	1.525	1520
63	1.550	1521
64	1.575	1521
65	1.600	1521

VARIACION DE DPA EN L

DATO	L	DPA
1	0	5.22
2	0.025	5.22
3	0.050	5.21
4	0.075	5.20
5	0.100	5.20
6	0.125	5.19
7	0.150	5.18
8	0.175	5.17
9	0.200	5.16
10	0.225	5.15
11	0.250	5.13
12	0.275	5.12
13	0.300	5.10
14	0.325	5.08
15	0.350	5.06
16	0.375	5.04
17	0.400	5.01
18	0.425	4.97
19	0.450	4.94
20	0.475	4.89
21	0.500	4.82
22	0.525	4.71
23	0.550	4.63
24	0.575	4.56
25	0.600	4.39

VARIACION DE DPA EN L

DATO	L	DPA
26	0.525	4.27
27	0.550	4.19
28	0.675	4.13
29	0.700	4.08
30	0.725	4.03
31	0.750	4
32	0.775	3.97
33	0.800	3.94
34	0.825	3.92
35	0.850	3.89
36	0.875	3.87
37	0.900	3.85
38	0.925	3.84
39	0.950	3.82
40	0.975	3.80
41	1	3.78
42	1.025	3.76
43	1.050	3.74
44	1.075	3.72
45	1.100	3.71
46	1.125	3.70
47	1.150	3.68
48	1.175	3.67
49	1.200	3.66
50	1.225	3.65

VARIACION DE DPA EN L

DATO	L	DPA
51	1.250	3.65
52	1.275	3.64
53	1.300	3.63
54	1.325	3.62
55	1.350	3.61
56	1.375	3.61
57	1.400	3.60
58	1.425	3.60
59	1.450	3.59
60	1.475	3.59
61	1.500	3.59
62	1.525	3.58
63	1.550	3.58
64	1.575	3.58
65	1.600	3.57

6.3. Dimensionamiento de la cámara.

Considerando el ángulo de esparado, que depende de las características de la espreea usada, siendo en este caso el tipo ST, dando un ángulo de esparado de 60o (Spraying Systems Co., Bulletin 108).

La trayectoria de partícula es de $(L) - m$ y que por su corta distancia tendremos que, para evitar el contacto de partículas húmedas con la pared del secador, la base del cilindro dará un diámetro:

$$(\text{DIAMETRO CAMARA}) / 2L = \text{sen } 30o$$

De acuerdo al siguiente diagrama:

Sustituyendo:

DIAMETRO DE CAMARA = DIAM. CAM.

Dando un 5% de margen al diámetro y longitud:

DIAMETRO CAMARA REAL = 1.05m (DIAMETRO CAMARA CALCULADO)

DIAMETRO CAMARA REAL = 1.68 m

Evaluando la longitud de la cámara de secado:

LONGITUD DE LA CAMARA/L = $\cos 30^\circ$

LONGITUD DE LA CAMARA = 1.38 m

LONG.DE LA CAMARA REAL = 1.05m (LONG. CAMARA CALCULADA)

LONGITUD CAMARA REAL = 1.455 m

La base de la cámara, como ya se ha mencionado, se caracteriza por un ángulo de 20° y se conecta a un ducto de 10 cm de diámetro:

Dimensionandoia:

$$0.05 / (\text{PUNTA DEL CONO}) = \text{sen } \theta$$

$$\text{PUNTA DEL CONO} = 0.0182 \text{ m}$$

$$\text{DIAMETRO DE LA CAMARA} / 2 \text{ PARED DEL CONO} = \text{cos } \theta$$

$$\text{PARED DEL CONO} = 0.894 \text{ m}$$

$$\text{ALTURA DEL CONO} / \text{PARED DEL CONO} = \text{sen } \theta$$

$$\text{ALTURA DEL CONO (TEORICA)} = 0.324 \text{ m}$$

$$x / 0.05 = \text{tan } \theta$$

$$x = 0.0182$$

$$\text{ALTURA DEL CONO REAL} = \text{ALTURA DEL CONO TEORICO} - x$$

$$0.3058 = 0.324 - 0.0182$$

La inserción del tubo de extracción de aire de la cámara se hace a una cuarta parte de altura del cono, siendo este de 8 cm de diámetro.

CONCLUSIONES.

Del trabajo realizado, se obtuvo un algoritmo de cálculo, que lleva a establecer las dimensiones de la cámara de un secador por aspersión, que opera en flujo paralelo así como el análisis del comportamiento de los fluidos manejados en el sistema.

Entre otros puntos, se puede considerar que se logran las bases de cálculo para llevar a cabo el diseño mecánico; así como el dimensionamiento y caracterización de todos los elementos que constituyen el sistema; considerando que esta parte puede plantearse como una continuación del trabajo aquí presentado.

A P E N D I C E .

COMPORTAMIENTO DE SECADORES EN:

TEMPERATURA

T_a

PARALELO

T_p

FLUJO DEL GAS DE SECADO

FLUJO DEL PRODUCTO

LONGITUD DEL SECADOR

TEMPERATURA

T_{gas}

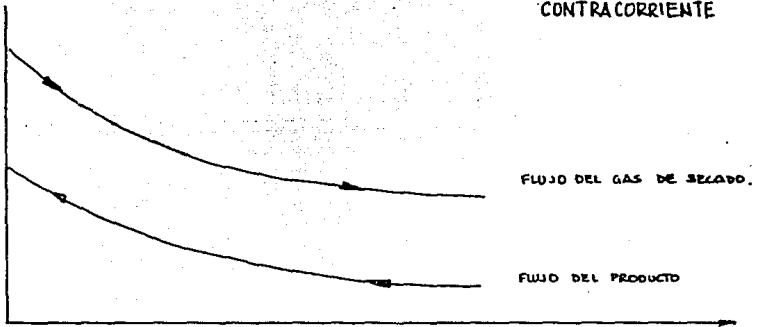
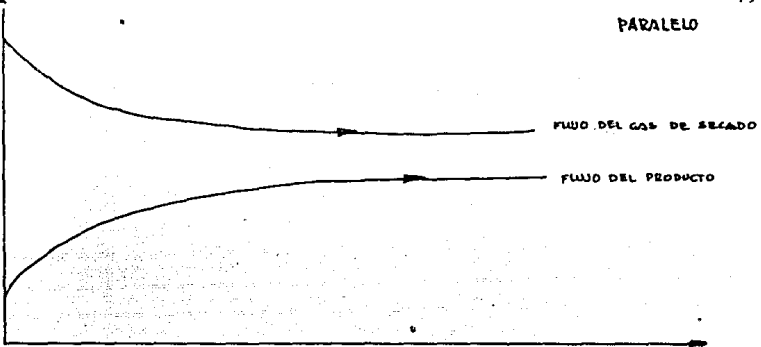
CONTRACORRIENTE

$T_{prod.}$

FLUJO DEL GAS DE SECADO

FLUJO DEL PRODUCTO

LONGITUD DEL SECADOR



COMPOSICION DE MATERIAS PRIMAS PARA EL PROCESO

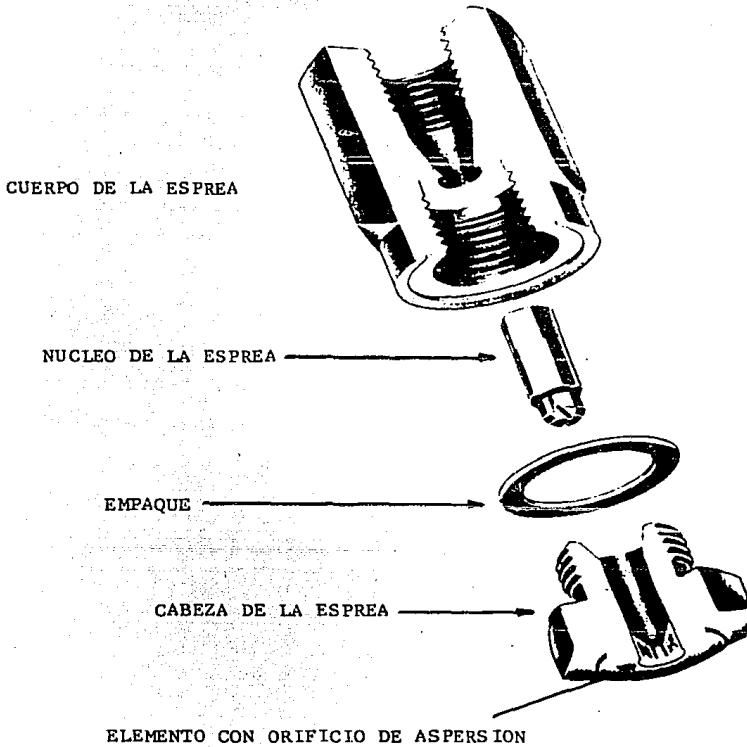
ELEMENTO	NARANJA VAL. CASCARA/SEMI.	NARANJA VAL. -PULPA-	JUGO NAR.
PARTE ANALISADA	PULPA	PULPA	TOTALIDAD
% COMESTIBLE	75	75	100
% AGUA	86	64.1	87.7
% CHOS.NO DISP.	2.0	1.5	0
% MONSACARIDOS	8.5	6.4	9.4
% ALMIDON	0	0	0
% NITROGENO TOT	0.13	0.1	0.1
% PROT (N.6.25)	0.8	0.6	0.6
GRASA	TRAZAS	TRAZAS	0.2
% CHOS.DISFO.	8.5	6.4	9.4
CAL/100 gr	35	27	38

(PASA A LA SIGUIENTE PAGINA)

ELEMENTO	NARANJA VAL.	NARANJA VAL.	JUGO VAL.
	CASCARA/SEM.	-PULPA-	
(mg / 100 gr)			
SODIO	2.9	2.2	1.7
POTACIO	197	148	179
CALCIO	41.3	31	11.5
MAGNECIO	12.9	9.7	11.5
FIERRO	0.33	0.25	0.3
COBRE	0.07	0.05	0.05
FOSFORD	23.7	17.8	21.7
AZUFRE	9	6.8	4.6
CORO	3.2	2.4	1.2

(WOODROOF, 1975).

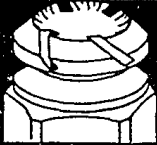
ESPREA DE SECADOR POR ASPERSION
DIAGRAMA GENERAL



CAPACITIES AND SPRAY ANGLES — Type SX, ST, SL and R SPRAYDRY NOZZLES.														
ORIFICE INBERT		CORE NO.		CAPACITY in GPH (Gallons per HOUR) at psi (pounds per square inch)										SPRAY ANGLE
No.	Des. Equiv.	Flat Top	Cup Top	500 psi	750 psi	1,000 psi	1,500 psi	2,000 psi	2,500 psi	3,000 psi	4,000 psi	5,000 psi	7,000 psi	
89	.0135"	10	210	2.4	2.9	3.3	4.0	4.6	5.1	5.6	6.4	6.7	8.3	65° 54°
		16	216	2.7	3.3	3.8	4.6	5.3	5.9	6.4	7.3	8.1	8.9	
79	.0145"	10	210	2.6	3.1	3.5	4.3	4.9	5.5	5.9	6.8	7.6	8.5	68° 57°
		16	216	3.0	3.6	4.1	5.0	5.8	6.4	6.9	7.9	8.8	10.3	
78	.016"	10	210	2.9	3.5	4.0	4.9	5.6	6.2	6.7	7.7	8.5	10.0	71° 60°
		16	216	3.5	4.2	4.8	5.8	6.7	7.3	8.0	9.2	10.2	11.9	
77	.018"	16	216	4.1	4.9	5.6	6.8	7.8	8.6	9.4	10.8	12.0	14.0	64° 61°
		20	220	4.5	5.4	6.2	7.5	8.6	9.5	10.3	11.8	13.2	15.3	
76	.020"	16	216	4.6	5.5	6.2	7.6	8.6	9.6	10.4	11.9	13.2	15.3	67° 64°
		20	220	5.2	6.2	7.1	8.5	9.7	10.8	11.7	13.3	14.8	17.3	
74	.0225"	16	216	5.2	6.3	7.2	8.7	10.0	11.0	12.0	13.7	15.1	17.7	71° 68° 63°
		20	220	6.1	7.4	8.4	10.2	11.6	12.8	13.9	16.1	17.8	20.7	
		17	416	7.1	8.5	9.7	11.3	13.4	15.0	16.2	18.6	20.4	24.0	
72	.025"	16	216	5.9	6.6	8.2	9.9	11.3	12.5	13.7	15.6	17.4	20.3	75° 72° 66°
		20	220	7.0	8.5	9.7	11.8	13.3	14.9	16.2	18.6	20.5	24.0	
		17	416	8.2	9.9	11.3	13.7	15.6	17.4	18.9	21.6	24.0	28.2	
71	.026"	16	216	6.2	7.5	8.6	10.4	12.0	13.2	14.4	16.5	18.5	21.6	76° 73°
		20	220	7.3	8.9	10.3	12.3	13.9	15.6	16.9	19.8	21.9	25.5	
70	.028"	16	216	6.7	8.1	9.3	11.0	12.7	14.1	15.5	17.5	19.5	22.8	79° 76°
		20	220	8.1	9.7	11.2	13.3	15.3	17.1	18.6	21.0	23.4	27.3	
69	.0292"	20	220	8.5	10.2	11.7	14.1	16.1	17.9	19.3	22.2	24.6	28.8	76° 71° 60°
		17	416	10.2	12.2	13.9	16.8	19.3	21.4	22.7	26.7	29.5	34.5	
		21	421	13.5	16.2	18.6	22.4	25.7	28.4	31.1	35.4	39.5	45.9	
68	.031"	20	220	9.1	10.9	12.5	15.1	17.3	19.2	21.0	24.0	26.7	31.2	78° 73° 62°
		17	416	10.9	13.2	15.1	18.3	21.0	23.4	25.3	29.1	32.4	37.8	
		21	421	14.9	18.0	20.6	25.0	28.7	31.8	34.7	39.6	44.3	51.6	
67	.032"	20	220	9.3	11.2	12.8	15.5	17.7	19.6	21.3	24.3	27.0	31.3	79° 74° 63°
		17	416	11.4	13.7	15.7	18.9	21.6	24.0	25.9	29.9	32.9	38.4	
		21	421	15.3	18.5	21.7	25.5	29.1	32.4	35.1	40.2	44.4	51.9	
66	.033"	20	220	9.7	11.7	13.3	16.2	18.4	20.4	22.2	25.4	28.2	32.9	80° 75° 64°
		17	416	11.5	13.8	15.9	19.1	21.7	24.1	26.3	30.0	33.3	39.0	
		21	421	16.0	19.2	22.1	26.6	30.3	33.7	36.6	42.0	46.6	54.6	
65	.035"	20	220	10.1	12.2	14.0	16.9	19.3	21.6	23.4	26.6	29.7	34.5	82° 77° 66°
		17	416	12.5	15.0	17.2	20.9	23.8	26.4	28.8	32.8	36.3	42.6	
		21	421	16.9	20.4	22.8	28.2	32.4	35.9	38.9	44.4	49.2	57.6	
64	.036"	20	220	10.3	12.4	14.3	17.2	19.5	21.8	23.5	26.7	29.9	34.7	83° 78° 67°
		17	416	12.7	15.3	17.5	21.0	24.0	26.7	29.9	33.0	36.6	42.8	
		21	421	17.5	21.1	24.0	28.9	33.4	36.6	39.9	45.4	50.4	58.7	
63	.037"	20	220	10.5	12.7	14.5	17.5	19.8	22.1	24.0	27.5	30.3	35.4	84° 79° 68°
		17	416	13.1	15.7	18.0	21.6	24.6	27.1	29.7	33.6	37.5	43.2	
		21	421	18.0	21.7	24.6	30.0	34.2	37.8	40.8	48.9	51.9	60.6	
62	.038"	20	220	10.7	13.0	15.0	18.0	20.4	22.7	24.6	28.2	30.6	36.3	85° 80° 69°
		17	416	13.3	16.2	18.4	22.2	25.5	28.2	30.6	34.8	39.0	45.6	
		21	421	18.8	22.8	26.1	31.2	36.0	39.6	43.3	49.8	55.2	64.2	

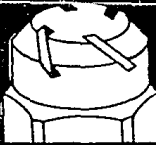
TABLA DE SELECCION DE ESPREA

(SPRAYING SYSTEMS CO., BULLETIN 108)



**CUP
TOP
CORES**

Core No.	Number of Grooves	Nominal Groove Width	Nominal Groove Depth
210	2	.010"	.014"
216	2	.016"	.020"
416	4	.016"	.020"
220	2	.020"	.031"
421	4	.020"	.031"
425	4	.025"	.044"
625	6	.025"	.044"



**FLAT
TOP
CORES**

Core No.	Number of Grooves	Nominal Groove Width	Nominal Groove Depth
10	2	.010"	.018"
16	2	.016"	.024"
17	4	.016"	.024"
20	2	.020"	.031"
21	4	.020"	.035"
27	4	.025"	.048"
28	6	.025"	.048"

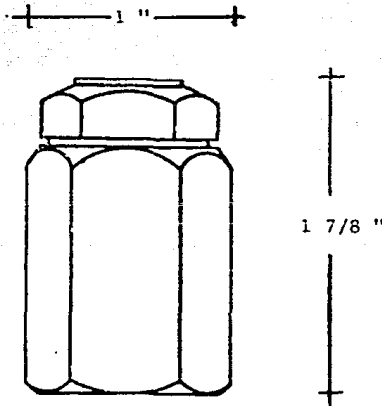
TABLA DE SELECCION DE ELEMENTO CENTRAL O NUCLEO DE ESPREA

(SPRAYING SYSTEMS CO., BULLETIN 108)

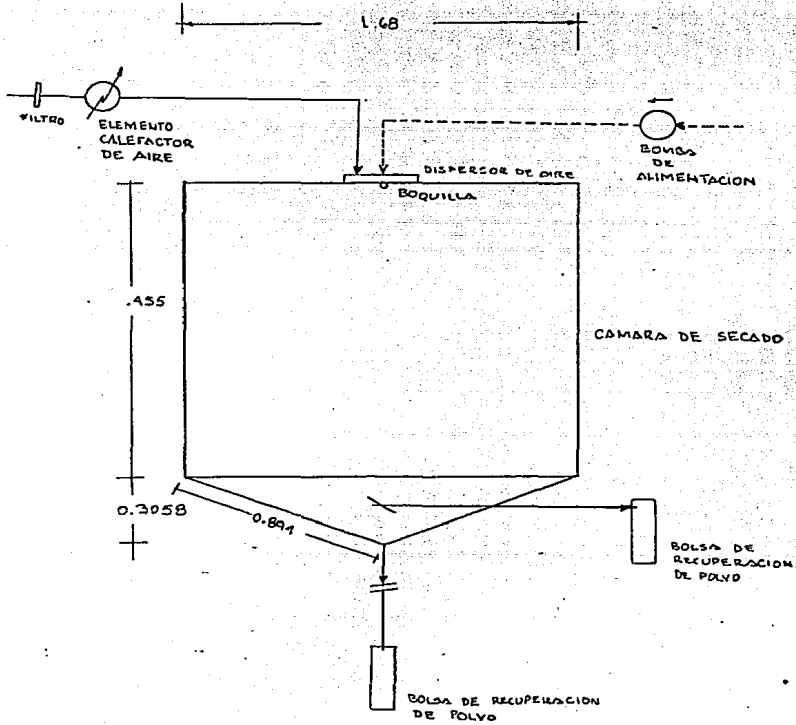
DIMENSIONES DE LA ESPREA DE SECADOR POR ASPERSION TIPO - ST -

* ENTRADA A LA ESPREA (HEMBRA) 1/4 "

* PESO NETO 8 ONZAS.



(SPRAYING SYSTEMS CO., BULLETIN 108)



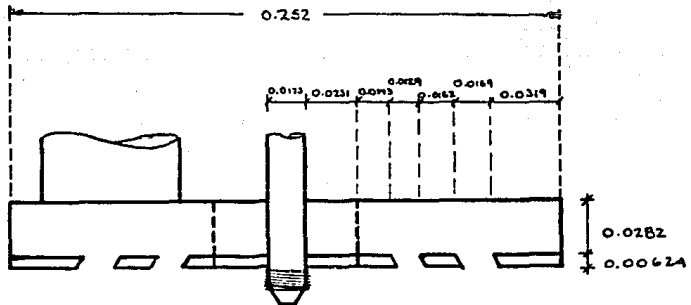
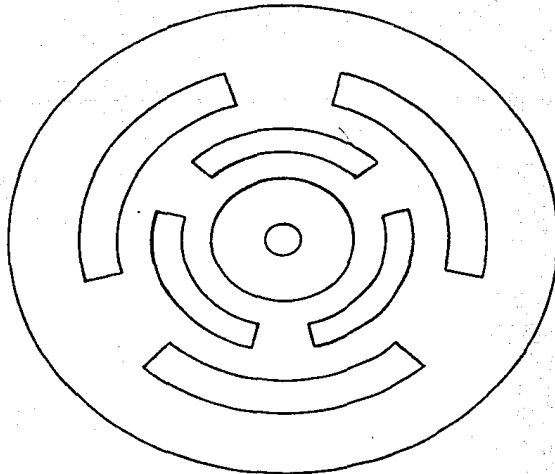
DIMENSIONES DE LA CAMARA DE SECADO

UNIDADES M

FES-C

3VO

ESQUEMA GENERAL



ALIMENTADOR DE AIRE

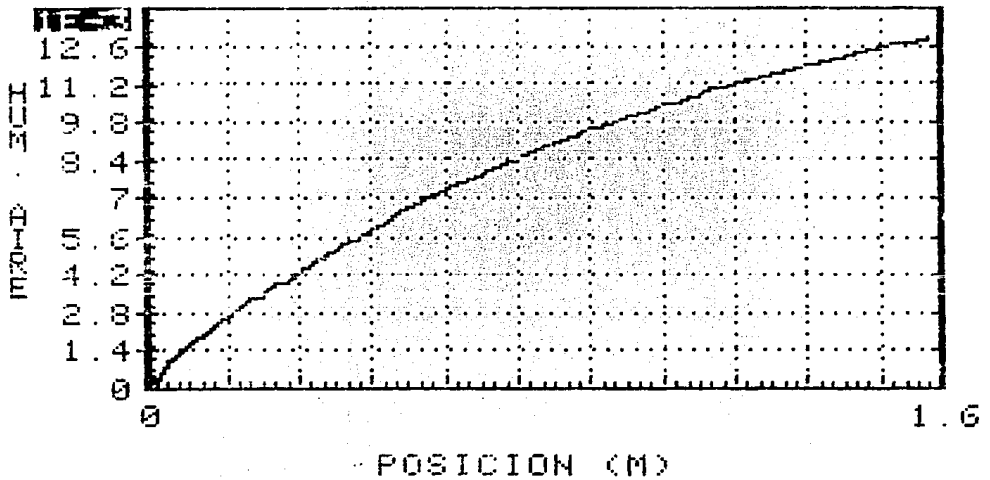
UNIDADES: m

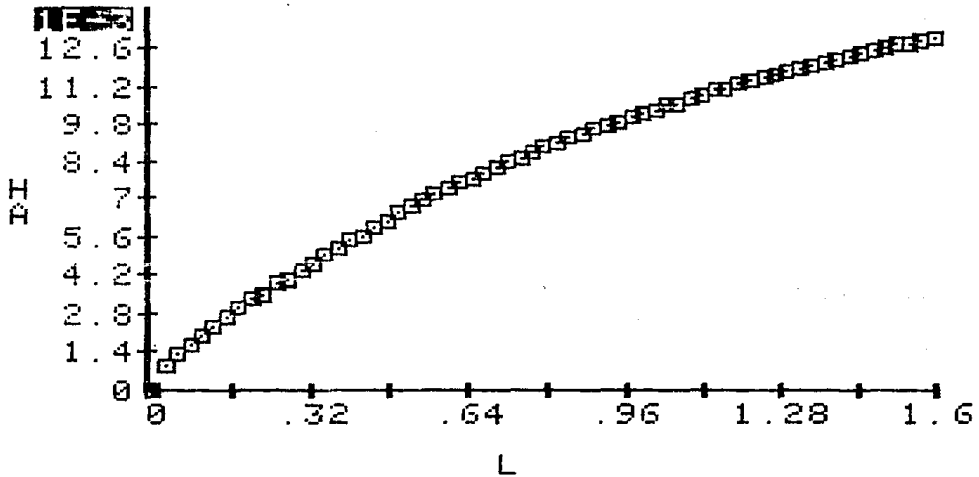
F E S C

S V O

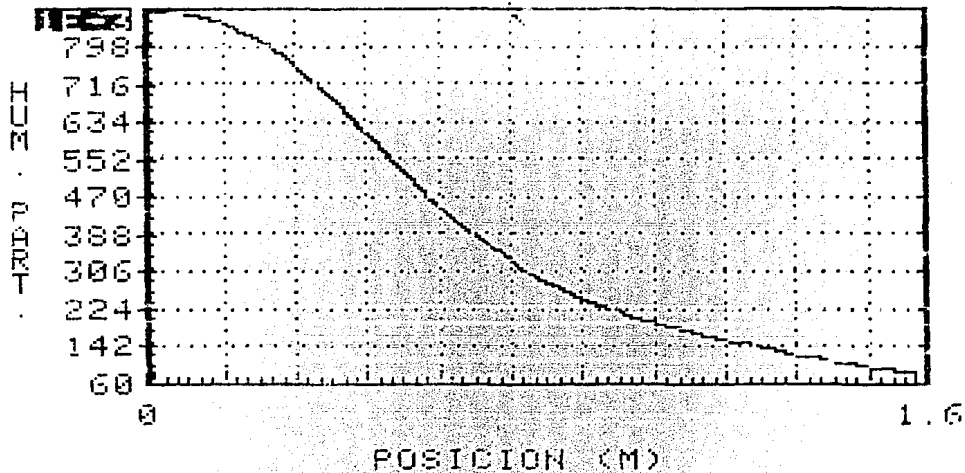
SECADOR POR ASPERSION

VARIACION HUMEDAD AIRE

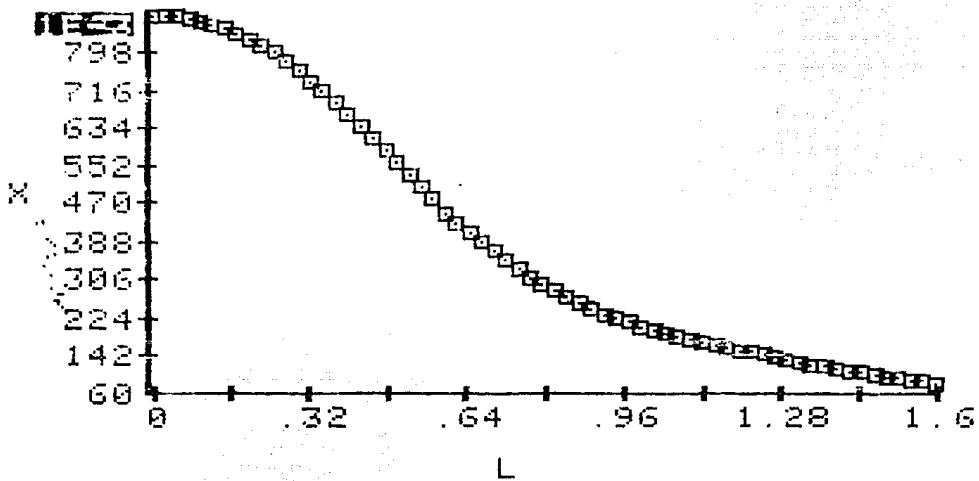


COMPORTAMIENTO HA VS L

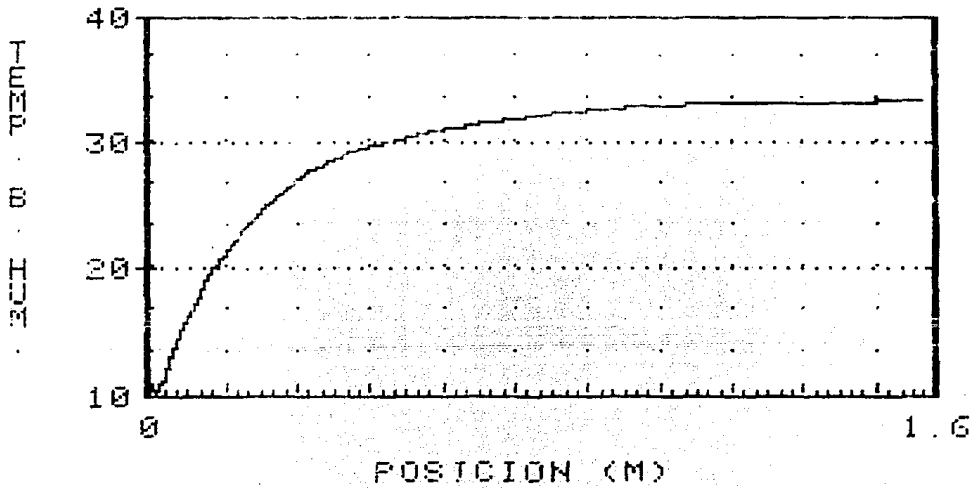
VARIACION HUMEDAD PART.



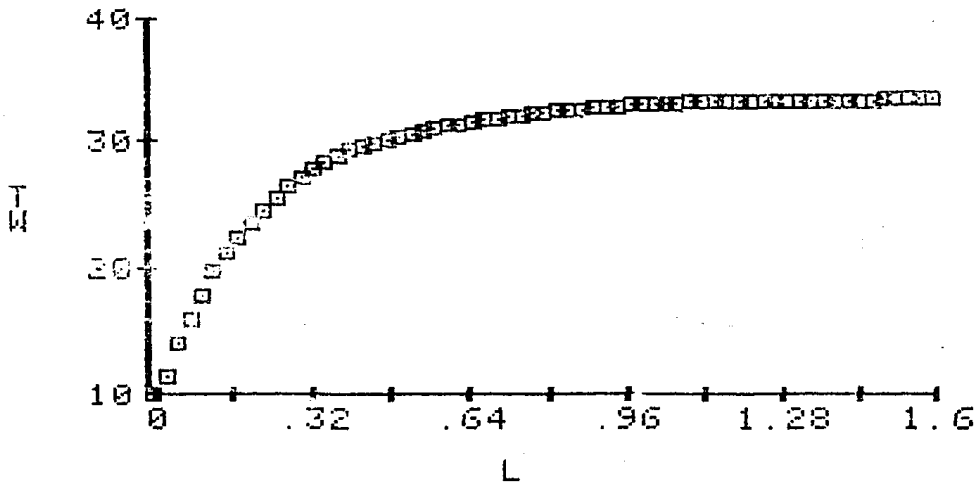
COMPORTAMIENTO X VS L

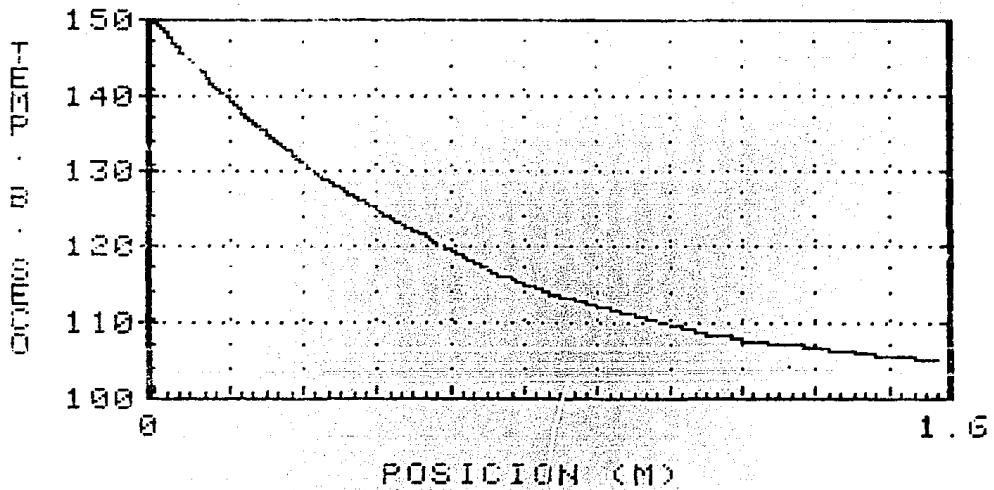


VARIACION TEMP. B. HUMEDO

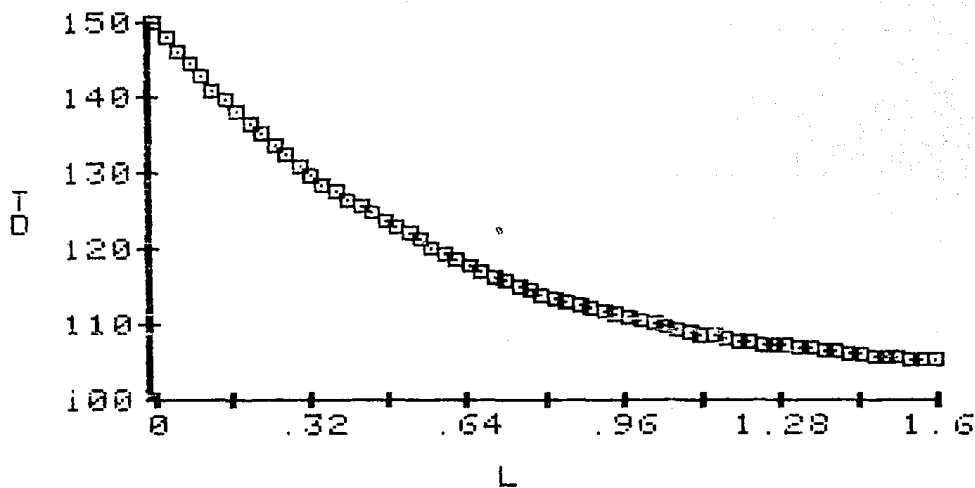


COMPORTAMIENTO IN US L

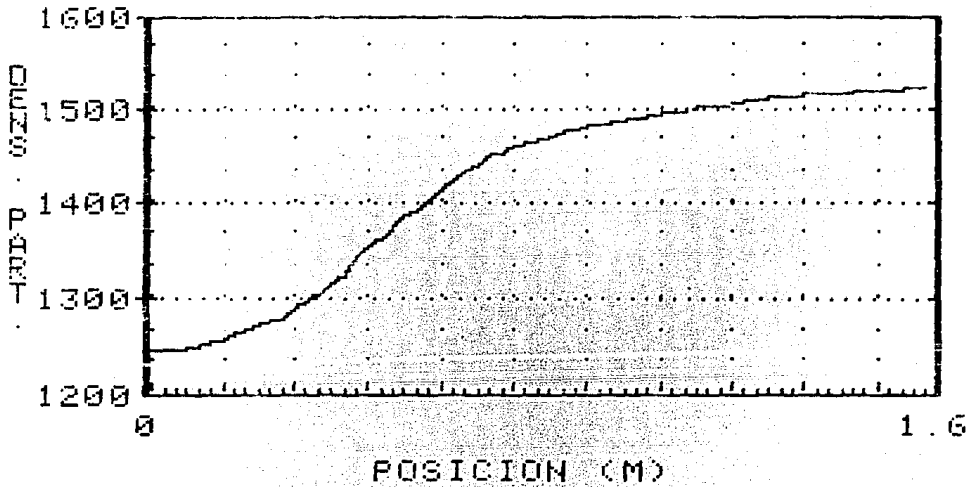


VARIACION TEMP. B. SECO

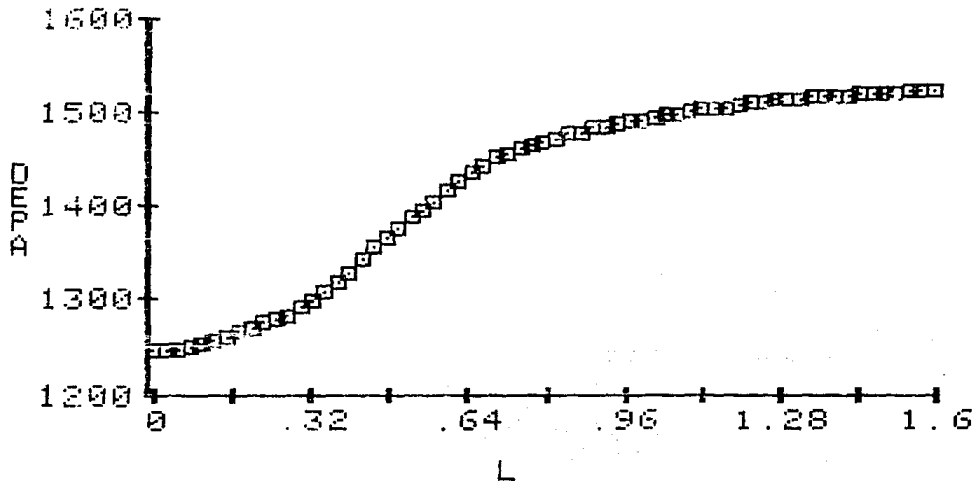
COMPORTAMIENTO TD VS L



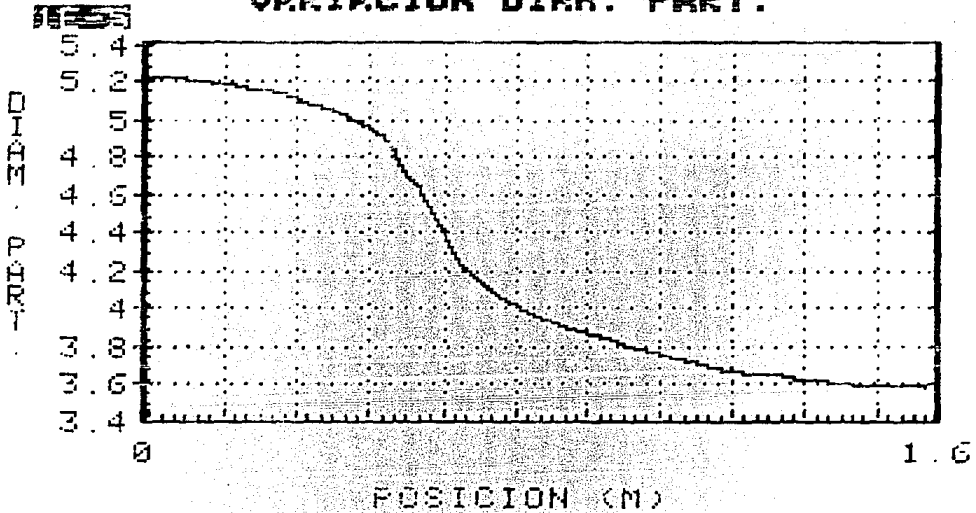
VARIACION DENSIDAD PART.



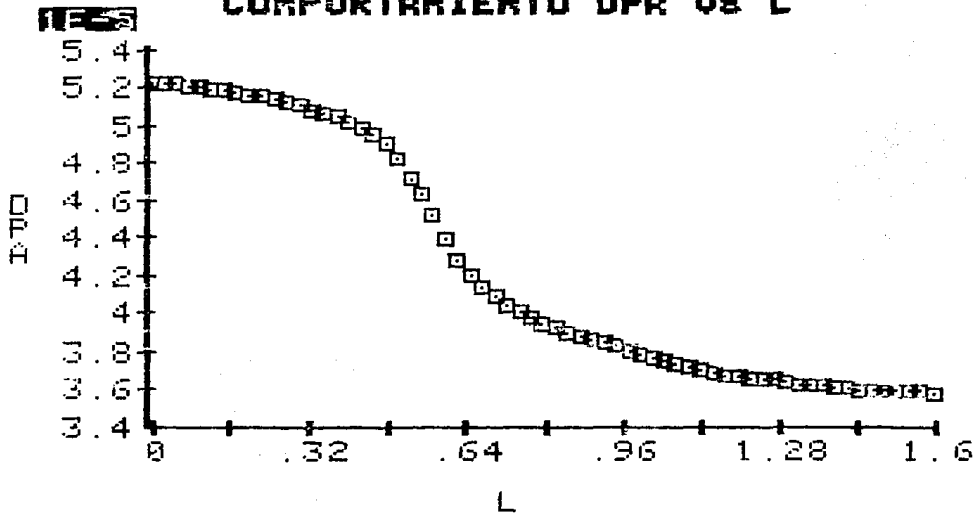
COMPORTAMIENTO DEPA VS L



VARIACION DIAM. PART.



COMPORTAMIENTO DPA VS L



"VISO"

```

10 CLS:PRINT "CALCULO DE VISCOSIDAD SISTEMA AIRE-AGUA":PRINT:PRINT
20 INPUT "TEMPERATURA DEL SISTEMA OC ";T
30 PRINT:INPUT "HUMEDAD DEL AIRE (FRACCION) ";H
40 MH=18.016: MA=28.97: HH=H/MH
50 FH=HH/(HH+1/MA): FA=1-FH
60 VIA=7.6235873000000010-03*(T-.22011906#)
70 VIH=.0017337942#*(T-.325846755#)
80 FII=.218927*(1+(SQR(VIA/VIH)))*.88803)^2
90 FIJ=.277513*(1+(SQR(VIH/VIA)))*1.125088#)^2
100 FII1=FA+(FII*FH):FIJ1=FH+(FIJ*FA)
110 VIMIX=(FA*VIA/FII1)+(FH*VIH/FIJ1):CLS
120 PRINT "RESULTADOS: ";PRINT:PRINT
130 PRINT "VISCOSIDADES @ ";T;" OC":PRINT
140 PRINT "HUMEDAD ";H
150 PRINT "VISCOSIDAD AIRE [ cp ] ";VIA
160 PRINT "VISCOSIDAD AGUA [ cp ] ";VIH:PRINT:PRINT:PRINT
170 PRINT "VISCOSIDAD DE LA MEZCLA [ cp ] ";VIMIX

```

```

10 CLS:PRINT "'CARTA PSICROMETRICA":CLS
11 PRINT "CARTA PSICROMETRICA AIRE-AGUA":PRINT:PRINT
12 PRINT " SELECCION DE LA PRESION DE OPERACION (mm Hg)"
13 INPUT "< 1 > CD.MEXICO (585) < 2 > NIVEL MAR (760) < 3 > OTRA PRESION";S
14 IF S=1 THEN 17 ELSE 15
15 IF S=2 THEN 19 ELSE 16
16 IF S=3 THEN 19 ELSE 11
17 PA=585:GOTO 20
18 PA=760:GOTO 20
19 INPUT "PRESION DE OPERACION ( mm Hg ) : ";PA:KH=(-.0001486 * PA)+.3399
20 CLS:PRINT "CARTA PSICROMETRICA @ ";PA;" mm Hg":PRINT:PRINT
30 INPUT "TEMPERATURA DE BULBO SECO (oF): ";TD:PRINT
40 INPUT "TEMPERATURA DE BULBO HUM. (oF): ";TW
50 TM=(TW-32)/1.8 + 273
60 IF TM<333 THEN 70 ELSE 80
70 P1=17.5 : P2=149.38 : T1=293 : T2=333: GOTO 85
80 P1=149.38 : P2=760 : T1=333 : T2=373
85 T=TM
90 GOSUB 550
95 PW=P
100 YS=.622*PW/(PA-PW)
110 KH=.253:HLV=1075.8:MA=28.97:MW=18.02
120 Y=YS - ((TD-TW)/HLV*KH)
130 HR=100*Y/YS:X=Y:S=TD
140 GOSUB 400
150 GOSUB 410
160 GOSUB 420
170 VH=V:CH=C:HH=H
180 X=YS:S=TW
190 GOSUB 400
200 GOSUB 410
210 GOSUB 420
220 VS=V:CS=C:HS=H
230 X=0:S=TD
240 GOSUB 400
250 GOSUB 410
250 GOSUB 420
270 VD=V:CD=C:HD=H
280 VW=VH-VD
290 CW=.45
300 HW=HH-HD
302 T=(TD-32)/1.8+273
303 IF T<333 THEN 304 ELSE 305
304 P1=17.5:P2=149.38:T1=293:T2=333:GOTO 306
305 P1=149.38:P2=760:T1=333:T2=373
306 GOSUB 550
307 PD=P:PM=Y*PA/(MW/MA + Y):RH=100*PM/PD
310 CLS:PRINT " CARACTERISTICAS PSICROMETRICAS DE LA MEZCLA AIRE-AGUA @
"
311 IF Y<0 THEN 312 ELSE 313

```

```

312 Y=0
313 IF HR<0 THEN 314 ELSE 315
314 HR=0
315 IF RH<0 THEN 316 ELSE 317
316 RH=0
317 IF PM<0 THEN 318 ELSE 319
318 PM=0
319 IF VW<0 THEN 320 ELSE 321
320 VW=0
321 IF HW<0 THEN 322 ELSE 323
322 HW=0
323 PRINT "TEMPERATURA DE BULBO SECO (oF): ";TD
324 PRINT "TEMPERATURA DE BULBO HUM. (F): ";TW
325 PRINT "PRESION DE VAPOR A SAT. (mmHg).....";PW
326 PRINT "PRESION DE VAPOR DE AGUA EN LA MEZCLA (mmHg).... ";PM
327 PRINT "HUMEDAD SAT. (Lb AGUA/Lb AIRE).....";YS
328 PRINT "HUMEDAD ABS. ....";Y
329 PRINT "% DE HUMEDAD RELATIVA.....";RH
330 PRINT "% DE SATURACION.....";HR
331 PRINT "VOLUMEN DE MEZCLA (CU FT MEZCLA/LB AIRE).....";VH
332 PRINT "VOLUMEN SATURADO.....";VS;GOTO 430
400 V=.73*(1/MA+X/MW)*((S+460)/(PA/760));RETURN
410 C=.24+.45*X;RETURN
420 H=C*(S-32)+HLV*X;RETURN
430 PRINT "VOLUMEN DE AIRE SECO.....";VO
440 PRINT "VOLUMEN DE AGUA.....";VW
450 PRINT "CALOR ESPECIFICO DE MEZCLA (BTU/Lb oF): " 0"CH
460 PRINT "CALOR ESPECIFICO DE SATURACION: ";CS
470 PRINT "CALOR ESPECIFICO DE AIRE SECO: ";CD
480 PRINT "CALOR ESPECIFICO DE AGUA: ";CW
490 PRINT "ENTALPIA DE MEZCLA (BTU/Lb).....";HH
500 PRINT "ENTALPIA DE SATURACION.....";HS
510 PRINT "ENTALPIA DE AIRE SECO.....";HD
520 PRINT "ENTALPIA DE AGUA.....";HW;PRINT
522 PRINT "# en el caso de humedades excesivamente bajas, se despresiaran para e
1 calculo"
530 INPUT "** <1> OTRO CALCULO <2> IMPRIMIR <3> OTRO SISTEMA <4> SALIR ** ";W
531 IF W=1 THEN 20 ELSE 532
532 IF W=2 THEN 600 ELSE 533
533 IF W=3 THEN 10 ELSE 534
534 IF W=4 THEN SYSTEM ELSE 530
550 P=EXP(LOG(P1)-((1/T1 - 1/T)/(1/T1 - 1/T2)*LOG(P1/P2)));RETURN
600 LPRINT:LPRINT:LPRINT CHR$(27);CHR$(19);"CARACTERISTICAS PSICROMETRICAS DE LA
MEZCLA AIRE-AGUA":LPRINT
610 LPRINT "PRESION DEL SISTEMA (mmHg) ";PA
620 LPRINT "TEMPERATURA DE BULBO SECO (oF).....";TD
630 LPRINT "TEMPERATURA DE BULBO HUM. ....";TW
640 LPRINT "PRESION DE VAPOR (mmHg) @ ";TD;" oF.....";PD
650 LPRINT "PRESION DE VAPOR (mmHg) @ ";TW;" oF....";PW
655 LPRINT "PRESION DE VAPOR DE AGUA EN LA MEZCLA.. ";PM
660 LPRINT "HUMEDAD DE SATURACION (Lb AGUA / Lb AIRE)..... 0";YS
670 LPRINT "HUMEDAD ABSOLUTA ..... 0";Y
680 LPRINT "% DE HUMEDAD RELATIVA.....";RH

```

```

690 LPRINT "% DE SATURACION.....";HR
700 LPRINT "CALOR ESPECIFICO DE MEZCLA [ BTU/(Lb OF) ]..... 0";CH
710 LPRINT " // // SATURACION // ..... 0";CS
720 LPRINT " // // AIRE SECO // ..... 0";CD
730 LPRINT " // // AGUA // ..... 0";CW
740 LPRINT "ENTALPIA DE MEZCLA ( BTU / Lb )..... ";HH
750 LPRINT " // // SATURACION // ..... ";HS
760 LPRINT " // // AIRE SECO // ..... ";HD
770 LPRINT " // // AGUA // ..... ";HW
780 LPRINT "VOLUMEN ESPECIFICO DE MEZCLA (cu ft / Lb air).... ";VH
790 LPRINT " // // SATURACION // ..... ";VS
800 LPRINT " // // AIRE SECO // ..... ";VD
810 LPRINT " // // AGUA // ..... ";VW
820 LPRINT:LPRINT:LPRINT " CARACTERISTICAS DEL CALCULO:"
830 LPRINT:LPRINT "COEF. TRANS. CALOR/COEF. TRANS. MASA (hg/k'y) [BTU/Lb OF)... 0";
KH
840 LPRINT "CALOR LATENTE DE VAPORIZACION (BTU/Lb)..... ";HLV
850 LPRINT "MASA MOLECULAR DE: AGUA = 18.02 AIRE = 28.97"
851 LPRINT:LPRINT "nota: en el caso de humedades excesivamente bajas,"
852 LPRINT " su valor sera considerado < cero > para el calculo."
855 LPRINT:LPRINT " *****"
860 INPUT "*** < 1 > OTRO CALCULO < 2 > OTRO SISTEMA < 3 > SALIR *** ";W
870 IF W=1 THEN 20 ELSE 880
880 IF W=2 THEN 10 ELSE 900
890 IF W=3 THEN SYSTEM ELSE 860

```

LISTA DE VARIABLES

A	AIRE
AR	AREA
C	CALOR ESPECIFICO
CA	COEFICIENTE DE ARRASTRE
CE	COEFICIENTE DE EVAPORACION
CQ	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR
D	DIAMETRO
DE	DENSIDAD
E	ENTALPIA
ES	ESPREA
F	FRACCION MOLAR
FI	FUNCION DE CALCULO PARA VISCOSIDADES
G	ACELERACION GRAVITACIONAL
H	HUMEDAD
HR	PORCIENTO DE SATURACION
i	COMPONENTE "i"
j	COMPONENTE "j"
K	CONDUCTIVIDAD TERMICA
L	LONGITUD DE LA CAMARA DE SECADO
LE	NUMERO DE LEWIS

M	MASA MOLECULAR
N	VELOCIDAD DE SECADO
NP	NUMERO DE PARTICULAS POR TIEMPO
NU	NUMERO DE NUSSELT
P	PRESION
PI	FUNCION RADIAL "PI"
PA	PARTICULA
PR	NUMERO DE PRANDLT
Q	GASTO VOLUMETRICO
QM	GASTO MASICO
R	CALOR LATENTE DE EVAPORACION
RH	PORCENTAJE DE HUMEDAD RELATIVA
RE	NUMERO DE REYNOLDS
S	SOLIDOS
SA	SATURACION
ST	TENSION SUPERFICIAL
TD	TEMPERATURA DE BULBO SECO
TW	TEMPERATURA DE BULBO HUMEDO
VE	VELOCIDAD
VI	VISCOSIDAD
VO	VOLUMEN
W	AGUA
WV	VAPOR DE AGUA
X	HUMEDAD EN LA PARTICULA.

BIBLIOGRAFIA

- Belcher, D.W., Smith, D.A. & Cook, E.M. (1963, sep.30). Design and use of Spray Drye RS (part I). Chemical Engineering, pp 83-88.
- Belcher, D.W., Smith, D.A. & Cook, E.M. (1963, oct.14). Design and use of Spray Drye RS (part II). Chemical Engineering, pp 201-208.
- Bingham & Jackson. (1919). International critical tables. Bur Standards Bulletin. 14, p 59.
- Bird, B.R., Stewart, W.E. & Lighthfoot, E.N. (1960). Transport Phenomena. U.S.A.: John Wiley & Sons, Inc.
- Braverman, J.B.S. (1976). Introduccion a la Bioquimica de los Alimentos. Mexico: Ed. El Manual Moderno.
- Carnahan, B., Luther, H.A. & Wilkes, J.O. (1969). Applied Numerical Methods. U.S.A.: John Wiley & Sons, Inc.
- Castellan, W.C. (1971). Fisicoquimica. Mexico: Fondo Educativo Interamericano.
- Charm, S.E. (1978). Fundamentals of Food Engineering. (3rd edition). U.S.A.: Avi Publishing Company, Inc.
- Clark, W.E. (1967, jun.19). Air-Suspended Systems. Chemical Engineering, pp 171-179.
- Conn, E.E. & Stumpf, P.K. (1972). BIOQUIMICA FUNDAMENTAL. (3ra edicion). Mexico: Ed. Limusa.
- Crosby, E.J. & Marshall, W.R. Jr. (1958). Effects of Drying Conditions on the Properties of Spry-Dried Particles. Chemical Engineering Progress, 54 (7).

-- Curts, J.B. (1985). Teaching College Biology Students the Simple Linear Regression Model using an Interactive Microcomputer Graphics Software Package. Tesis Doctoral. Universidad de Wisconsin, Madison. E.U.A.

-- Dittman, F.W., Cook, E.M., Belcher, D.W., Smith, D.A., Spotts, N.R. & Waltrich, P.F. (1977, jan.17). Methods for Analyzing Drying Equipment. Chemical Engineering, pp 104-123.

-- Duffie, J.A. & Marshall, W.R.Jr. Factors influencing the properties of Spray-Dried Materials. Chemical Engineering Progress, 49 (8).

-- Entwistle, R.E. (1966, feb). Spray Drying. Food Engineering, pp 82-86.

-- Friedman, S.J., Gluckert, F.A. & Marshall, W.R.Jr. Centrifugal Disk Atomization. Chemical Engineering Progress, 48 (4).

-- Gluckert, F.A. (1962, sep.). A theoretical correlation of Spray-Dryer Performance. A.I.C.H.E. Journal, pp 460-466.

-- Gretzinger, J. & Marshall, W.R.Jr. (1961, jun.). Characteristics of Pneumatic Atomization. A.I.C.H.E. Journal, pp 312-318.

-- Heldman & Singh. (1981). Food Process Engineering. (2nd edition). U.S.A.: Avi Publishing Company, Inc.

-- International Business Machines Corporation. (1968). Application Program System/360 Scientific Subroutine Package (360 A-CM-03X) Version III. Programmer's Manual. New York.

-- Janda, F. (1973). Calculation of the dimension of Disc Spray Dryers with intensive circulation of the drying medium. International Chemical Engineering, 13 (4).

- Katta, S. & Gauvin, W.H. (1975). Some fundamental aspects of Spray Drying. A.I.C.H.E. Journal, 21 (1).
- Katta, S. & Gauvin, W.H. (1976). Basic concepts of Spray Dryer Design. A.I.C.H.E. Journal, 22 (4).
- Kern, D.Q. (1950). Process Heat Transfer. U.S.A.: McGraw-Hill Kogakusha.
- Lapple, C.E. & Shepherd, C.B. (1940). Calculation of Particle Trajectories. Industrial and Engineering Chemistry, 32 (5).
- Lehninger, A.L. (1970). Biochemistry. (2nd edition). U.S.A.: Worth Publishers, Inc.
- Maron, H.S. & Lando, B.S. (1974). Fundamentals of Physical Chemistry. U.S.A.: McMillan Publishing Company.
- Maron, S.H. & Prutton, C.F. (1951). Fundamentos de Fisicoquímica. Mexico: Ed. LIMUSA.
- Masters, K. (1968). Spray Drying. Industrial and Engineering Chemistry, 60 (10).
- Masters, K. (1979). Spray Drying Handbook. (3rd edition). U.S.A.: John Wiley & Sons.
- Masters, K. (1980, mar.). Foodstuffs-Where Spray Drying plays a role. The Chemical Engineer, (354).
- Meissner & Michaels. (1949). Prediction of Surface Tension for Organic Liquid Mixtures. Ind. Eng. Chem., (41), p 2782.
- Menendez, M. (1985, may). (Asesoría). Director de Tecnología y Estimulación de Lluvias, S.A. de C.V., Mexico, D.F.
- Moore, J.W. (1972). Physical Chemistry. (4th edition). U.S.A.: Prentice Hall Inc.

- Nelson, P.A. & Stevens, W.F. (1961). Size distribution of droplets from Centrifugal Spray Nozzles. Am. Inst. Chem. Engrs. Journal, 7 (80).
- Parti, M. & Palancz, B. (1974). Mathematical Model for Spray Drying. Chemical Engineering Science, 29, pp 355-362.
- Perry, R.H. & Chilton, C.H. (1969). Chemical Engineers Handbook. (5th edition). U.S.A.: McGraw-Hill Kogakusha.
- Ranz, W.E. & Marshall, W.R.Jr. (1952). Forced Convection Heat Transfer. Chemical Engineering Progress, 48, pp 141-146/173-180.
- Reay, D. (1979). Theory in the Design of Dryers. The Chemical Engineer, (346), pp 501-505.
- Spraying Systems Co. Series Spray Dry Nozzles. (108 bulletin). Illinois, U.S.A.
- Spraco, Inc.. Engineering Data. New Hampshire, U.S.A.
- Spraying Systems Co. Series SX-A Spray Dry Nozzles. (126 bulletin). Illinois, U.S.A.
- Spraying Systems Co. Spray Nozzles and Accesories. (27 catalog). Illinios, U.S.A.
- Streitweiser, A. & Heathcock, C. (1976). Quimica Organica. Mexico: Ed. Interamericana.
- Tate, R.W. (1965, jul.). Sprays and Spraying for Process use. (part I). Chemical Engineering, pp 157-162.
- Tate, R.W. (1965, ago.). Sprays and Spraying for Process use. (part II). Chemical Engineering, pp 111-116.

- Torreblanca, A. (1980). Propiedades Reologicas de productos derivados de frutas y de tomate. (revision bibliografica). Rev. Tecnologica de Alimentos, mex., 15 (4).
- Treybal, R.E. (1980). Mass Transfer Operations. (3rd edition). U.S.A.: McGraw-Hill.
- Turner, G.M. & Moulton, R.W. (1953). Drop size distribution from Spray Dry Nozzles. Chemical Engineering Progress, 49 (185).
- Valenzuela, O.S. (1985). Calculo de Caracteristicas Psicrometricas "AIR-H₂O". <computer program>.
- Valenzuela, O.S. (1985). TESIS SVO/ALG. <computer program>.
- Valenzuela, O.S. (1985). VISCO. <computer program>.
- VISITREND/VISIPILOT. (1981). VISITREND/VISIPILOT. V/V 1.00 C <computer program>. CONDUIT.
- Weast, R.C. (1974-75). Handbook of Chemistry and Physics. (55th edition). U.S.A.: CRC Press Inc.
- Wilke, C.R. (1950). Journal of Chemistry Physics, (18), pp 517-519.
- Woodroof, Jasper, Luh & Bor. (1975). Comercial Fruit Processing. U.S.A.: Avi Publishing Co.