

B5

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

"DISEÑO DE UN SECADOR PARA GLUCOSA POR ASPERSION"

JESUS TORRES SILVA

INGENIERO QUIMICO

1977



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

GLAS. Pesi
ADQ. 1977
FECHA
PROC. MT.
390



PRESIDENTE: PROF. CUTBERTO RAMIREZ CASTILLO
VOCAL: PROF. CARLOS DOORMAN MONTERO
SECRETARIO: PROF. JESUS TORRES MERINO
1er. SUPLENTE: PROFA. LUCILA MENDEZ CHAVEZ
2o. SUPLENTE: PROF. JESUS TAPIA PEREZ

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

" COMPLEMENTOS ALIMENTICIOS, S. A. ".

SUSTENTANTE:

JESUS TORRES SILVA

ASESOR DEL TEMA:

I.Q. JESUS TORRES MERINO

SUPERVISOR TECNICO:

I.Q. JOSE N. GALASSI ALAMAN.

A MI PADRE

DR. FRANCISCO TORRES MUÑOZ

POR SU TENACIDAD

A MI MADRE

GUADALUPE SILVA TAVERA

POR SU EJEMPLO

A MIS HERMANOS

A MI ABUELA

DOLORES MUÑOZ VDA. DE TORRES.

..... A TI BLANCA LILIA

POR TODO

A MIS MAESTROS Y FACULTAD
POR SU ENSEÑANZA Y ABRIGO,
MI RECONOCIMIENTO

A TODOS AQUELLOS CUYOS
NOMBRES OMITO, PERO QUE
NUNCA OLVIDARE.

A TODO EL PERSONAL DE
COMPLEMENTOS ALIMENTICIOS.

CONTENIDO DE TESIS

- I INTRODUCCION
- II GENERALIDADES
- III CAPACIDAD DE CONSUMO
- IV DISEÑO
- V ESTIMADO ECONOMICO
- VI CONCLUSIONES
- VII BIBLIOGRAFIA

INTRODUCCION

INTRODUCCION

El espectador que paga la butaca y el lector que consulta un libro despiertan, de improviso, el genio dormido de la crítica. Cuando ésta lleva aire creador en sus palabras, difunde luz y bienestar, supone sensibilidad, arte e inteligencia.

Quisiera sin embargo, ya que todo razonamiento sometido a enunciados deja en el ánimo un descañso espiritual, hacer hincapie en lo siguiente:

Para la elaboración del presente trabajo, influyeron, directa e indirectamente incontables factores los cuales conforme el tiempo pasaba me orillaron a pensar que el campo era inmenso y los recursos insuficientes. A la vista de los resultados he logrado concluir que no se desarrollo nada nuevo en materia de secado, pero si puedo afirmar que, se ampliaron mis conocimientos sobre una de las operaciones unitarias de la Ingeniería Química con magníficos resultados.

GENERALIDADES

El Secado, según sea el proceso empleado se puede llevar a cabo en las dos maneras siguientes:

I. - Con un Proceso Adiabático. - Donde el calor de evaporación es suministrado por el calor sensible de un gas en contacto con el material a ser secado.

En esta operación a su vez se distinguen dos formas de realización:

1). - Secado de partículas. - Las partículas se mueven a través del gas, y debido a su reducido tamaño, la resistencia a la difusión de humedad es insignificante comparada a la resistencia debida a la transferencia de calor. El equipo que se emplea es: de atomización o de esparcido, de disco, de lecho fluido y de lecho en movimiento y rotatorio.

2). - Plancha o Cama de secado. - El gas fluye sobre la superficie del material a secar, el cual está sobre una cama tan tupida que la evaporación es controlada por difusión de humedad a la superficie.

El equipo que se emplea es: tunel transportador, bandeja, estante y correa transportadora.

II. - Con un proceso No-Adiabático. - En donde el calor de evaporación es suministrado por el calor radiante o por el calor transferido a través de paredes húmedas en contacto con el material a ser secado.

Se distinguen tres formas de realización.

- 1). - Secado al vacío. - El vapor es removido por vacío. Equipo empleado: estante, rotatorio, cónico y helado.
- 2). - Secador de purga. - El vapor es removido por flujo de gas a través del material a ser secado.
Equipo empleado: chaqueta vibradora, rotador, continuo, platillo continuo y tambor.
- 3). - Secador radiante. - La evaporación se hace primero por medio del calor irradiado y a continuación el vapor es removido por una purga de gas
Equipo empleado: dieléctrico o infrarrojo.

Tanto el proceso como el equipo de secado pueden seleccionarse adecuadamente si se toman en cuenta los siguientes factores:

- 1) Secado. - Podrá efectuarse en forma continua o en lote dependiendo de: las propiedades físicas y químicas del producto, el agente transmisor del calor, la capacidad de producción y el espacio disponible.
- 2). - Envase. - Podrá hacerse inmediatamente después del secado si el producto fino, polvo secos homogéneo, cumple ya con las especificaciones deseadas y no requiere una molienda posterior, o después de una serie de maniobras como transporte, almacenaje y molienda. En el primer caso se dice que el secado es continuo y en el segundo en "lote"
- 3). - Equipo. - En todos los casos deberá buscarse el equipo apropiado, dependiendo fundamentalmente de las propiedades de la materia prima y el volumen producción, factores que determinarán el grado de sofisticación admisible en cuanto a -

a construcción y operación, pues es claro que productos que requieran procesos de secado sencillos en donde haya volúmenes de producción limitados podrán tratarse con un reducido sistema de automatización. En todos los casos deberá hacerse un análisis para que los costos directos e indirectos originados por el equipo sean los adecuados para no sacrificar el balance económico de la empresa.

Es deseable también que el sistema de secado tenga una flexibilidad en cuanto a construcción y operación de manera que permita efectuar tareas de investigación aplicables al tratamiento de nuevos productos o simplemente para conseguir su optimización.

Para el caso particular de la deshidratación de alimentos, que es el tema que se desarrollará en este trabajo el proceso de secado por aspersión o atomización es recomendable cuando se procesan grandes volúmenes, ya que con él se obtiene un producto con características y calidad difícilmente comparables al que se obtenga en otro tipo de secado.

Se puede definir el secado por aspersión como el proceso mediante el cual se evapora el disolvente (generalmente agua) de una solución provocando un estado de gran dispersión del líquido en un medio gaseoso a temperaturas elevadas.

VENTAJAS DEL SECADO POR ASPERSION

- I) El efecto de la evaporación se realiza tan rápido pudiendo considerarse así como un proceso adiabático, haciendo que la temperatura del producto durante el secado no exceda de la temperatura de bulbo húmedo del aire.

- II) El producto obtenido cumple con las características y calidad deseadas, esto es uniforme y con bajo contenido de humedad.
- III) La obtención de partículas, esféricas, no pueden ser obtenidas por otro tipo de secador, considerando también la variación de ciertas características del producto como lo son tamaño de partículas y densidad aparente.
- IV) Eliminación de corrosión esto es, al evitar el contacto del líquido con la superficie de equipo, pues este se lleva a cabo cuando el producto ya está seco.
- V) Comparando su capacidad con el área ocupada por el equipo, esta, es relativamente pequeña.
- VI) Los costos de operación, mano de obra y mantenimiento salen bajos, acentuándose más en secadores de gran capacidad.
- VII) La operación de secado puede ser continua o intermitente.
- VIII) Un secador diseñado para una aplicación específica, se puede utilizar igualmente para secar una gama de productos, aprovechando la fácil modificación de las variables operacionales.

DESVENTAJAS DEL SECADO POR ASPERSION

- I) Presenta una inversión inicial bastante elevada.
- II) Existen pérdidas del material en los gases de salida, lo cual, obliga a uno a la instalación de equipos de recuperación, sobre todo en los casos de secado de materiales costosos.

III) Generalmente se obtienen productos de baja densidad aparente, aumentando los costos de envase y transporte por aumento de volumen.

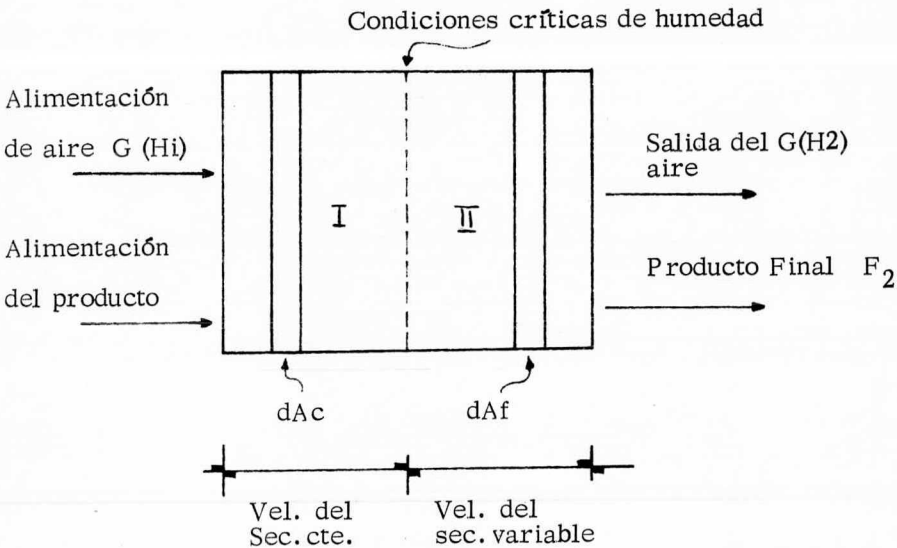
CONDICIONES DE SECADO

Un secado continuo, operando tanto a bajas como a altas temperaturas, lo podemos dividir en 2 zonas, que según estudios realizados por Zeltzer y Sttel M.⁽⁶⁾, dichas zonas existen en todos los secadores.

En la primera zona la mayor parte de agua es removida del producto, disminuyendo la temperatura de los gases calientes.

En la segunda zona el producto, se termina de secar y el aire - experimenta aún una pequeña caída de temperatura.

Esquematizando tenemos:



La Zona I a la izquierda de la línea punteada, representa la zona en la cual el contenido de humedad del material está sobre el valor crítico y por lo tanto podemos resumir que el material entra a esta zona a la temperatura del bulbo húmedo.

La velocidad de secado a cualquier punto en dicha zona queda representada como:

$$dw = K'g (H_s - H_a) dA_c$$

Donde: dA_c = Dif. de area expuesta al secado

$K'g$ = Coef. de trans de masa

H_s = Humedad de saturación

H_a = Humedad de secado en la corriente del gas

Si $dw = GdH_a$ integrando tenemos:

$$A_c = \frac{G}{K'g} \int_{H_c}^{H_s} \frac{dH_a}{H_s - H_a} = \frac{G}{K'g} \ln \frac{H_s - H_l}{H_s - H_c}$$

La zona II a la derecha de línea punteada representa la zona donde el contenido de humedad del material es menor que el valor crítico.

La velocidad de secado en dicha zona queda expresada de la siguiente manera :

$$\frac{dw}{d\theta} = - \frac{dw}{dt} = - \frac{K_g (h_s - H_a)}{f_c} F dA_f$$

y

$$dA_f = \frac{F_c G}{Kg(H_s - H_a) F} dH_a$$

Donde:

F_c = Contenido libre de humedad al punto crítico

A_f = Area expuesta al secado a velocidad cte.

G_f = Tiempo de secado a velocidad cte.

El tiempo de secado en la zona II, determina la humedad final del producto, pues dicha zona comprende a la cámara casi en su totalidad. Por lo tanto la temperatura de salida de los gases debe ser elevada para asegurar un secado completo.

ECUACION DEL TIEMPO DE SECADO

Powell y Frasing⁽⁸⁾ determinaron las velocidades de evaporación del agua en superficies esféricas y establecieron una ecuación semi-empírica de la cual podemos obtener las coef. de transf. de masa y de calor:

$$Kg \frac{RTD}{D_p} = \left(\frac{Kg}{Gm} \right) \left(\frac{d_g}{\mu} \right) \left(\frac{\mu}{\rho D} \right)$$

Donde:

Kg = Coef. de Trans. de masa, $gr/Hr \text{ a m}^2 \text{ a t m}$

G_m	=	masa velocidad, gr-mol/Hr cm^2
d_g	=	Diámetro de la gota, cm
μ	=	Viscosidad, cp
D	=	Coef. de difusión, m^2 / Hr
R	=	Cte. de los gases, $cm^3 atm / ok gr-mol$
p	=	Presión total, kg / cm^2
T	=	Temp. absoluta del gas, OK
ρ	=	Densidad de la gota, gr / cm^3

⁽⁸⁾ Powel demostró que la velocidad de evaporación del agua por unidad de area es mayor en el caso de superficies esféricas; como en el secado por aspersión se obtienen partículas esféricas cuyo diámetro oscila entre 10 y 100 micrones. Dicha ecuación se puede aplicar ya que las ecuaciones de difusión molecular cumplen con las leyes para gotas muy pequeñas o líquidos muy viscosos.

Para un número de Reynolds menor de 20 partículas esféricas el coeficiente de transmisión del calor a través de la película de gas que rodea la gota es aproximadamente

$$H_k = \frac{2 K_f}{D_p}$$

Donde: h_k = Coef. de trans. de calor, $Cal / Hr-cm^2 \text{ } ^\circ C$
 k_f = Conductividad térmica, $Cal / Hr-cm^2 \text{ } ^\circ C / cm$
 D_p = Diámetro de la partícula, cm

Expresando la velocidad de evaporación en términos de transferencia de masa tenemos:

$$\frac{dw}{d\theta} = \frac{2\pi MD_v}{RF} D_p (P_s - P_a)$$

Donde: $\frac{dw}{d\theta}$ = Velocidad de evap. Kg/ Hr.

$d\theta$

D_v = Difusibilidad del vapor cm^2/Hr

T = Temp. absoluta del gas ok

R = Cte. de los gases $\text{cm}^3 \text{ atm}/\text{ok}$

M = Peso molecular del vapor

P_s = Presión de vapor en la sup. de la gota correspondiente a la temp. del líquido atm.

P_a = Presión de vapor del líquido en el medio de secado Atm.

En terminos de transferencia de calor tenemos

$$\frac{dw}{d\theta} = \frac{2\pi k_f D_p}{\lambda} (T_a - T_s)$$

Donde λ = Calor latente de vaporización Kcal / Kg.

T_a = Temperatura del gas °C

T_s = Temperatura de la partícula °C

Se hace necesario utilizar un promedio entre la temperatura del aire y la temperatura de la superficie de las gotas para la determinación de los tiempos de secado.

Para el caso donde el diámetro de la partícula no permanece constante podemos utilizar la siguiente ecuación.

$$\theta = \lambda \left[\frac{\rho_1 (D_{p1})^2 - \rho_2 (D_{p2})^2}{8 k_f (T_a - T_s)} \right]$$

- Donde: ρ_1 = Densidad del material húmedo gr/ cm³
 ρ_2 = Densidad del mat. seco gr/ cm³
 D_p = Diámetro inicial de la gota cm.
 D_p = Diámetro de la partícula seca cm
 K_f = Conductividad térmica del gas cal/Hr cm² (°C / cm)

Esta ecuación puede ser utilizada en la 1ra. Zona del secado.

Para la 2a. Zona Ranz y Marshall⁽¹¹⁾ propusieron la siguiente ecuación para determinar el tiempo de secado en dicha zona

$$\Theta = \frac{\lambda (D_p^2)^2 \rho_2 (x_c - x_r)}{12 K_f (\Delta t \text{ Prom})}$$

- Donde: x_c - Humedad crítica
 x_r - Humedad final

Para el tiempo de evaporación completa, efectuando un balance de calor sobre la partícula de diámetro D_p tenemos:

$$\Theta = \frac{\rho_L \lambda}{2 \Delta t} \int_{D_{p2}}^{D_{p1}} \frac{D_p}{h}$$

Substituyendo y agrupando

$$\Theta = \frac{\rho_L h}{8 k_f \Delta t} \left[(D_{p1}^2 - D_{p2}^2) - 2\beta \int_{D_{p2}}^{D_{p1}} \frac{D_p^{2.07} dD_p}{(1 + \beta D_p^{1.07})} \right]$$

Como los límites de integración son bajos, el segundo término, el cual es un factor de corrección lo podemos despreciar y la ecuación nos queda reducida a:

$$\Theta = \frac{\rho_L \lambda}{8 k_f \Delta t} \left[(D_p)^2 - (D_{p2})^2 \right]$$

Los periodos de evaporación cuando las partículas vienen rígidas y muy calientes es un factor importante para poder calcular el tiempo total de secado. Las metas para estimar dicho factor requieren un desarrollo más profundo.

Se han encontrado ecuaciones empíricas sobre secadores de 3 a 6 metros de diámetro basándose no en el tiempo de evaporación sino en el tiempo de residencia de los gases dentro del secador, estos tiempos nos conducen a resultados dentro de lo razonable. Estas ecuaciones son:

Para discos rotatorios :

$$T_p = 50 \sqrt{\frac{L}{S}}$$

Para boquillas a presión

$$T_p = 17 \left[\frac{L}{S} \right]$$

Donde: T_p = Tiempo de residencia seg.

$\frac{L}{S}$ = Relación de masa de líquido a sólido en la alimentación.

PROPIEDADES DE LA PARTICULA

La importancia fundamental en la aplicación de las espreas de atomización está basada en el tamaño de las gotas producidas así como en la trayectoria de las mismas. Estas a mayor diámetro caerán más rápidamente pudiendo no quedar suficientemente secas. En cambio para diámetros pequeños podrían quedar demasiado tiempo suspendidas a tal grado de originar sobre calentamientos, que llegarían a deteriorar el producto.

Ambas consideraciones están relacionadas con la temperatura máxima de operación para un tiempo pequeño determinado por la velocidad de secado al pasar de la Zona I a la Zona II.

Para formar gotas de diferentes tamaños es necesaria una fuerza que ocasione el rompimiento de pequeños filamentos formados al salir el líquido por la boquilla de alimentación; dicha fuerza es proporcionada por el movimiento relativo entre el fluido y el aire, incrementada por la presión suministrada al fluido.

Para la obtención de una distribución de tamaños mas homogénea se hace necesario que la región de rompimiento se vea limitada a una distancia lejana del orificio.

El tamaño de la gota se ve afectada por las propiedades del fluido esto es, el aumentar la densidad del fluido da por resultado - gotas más pequeñas y por el contrario al aumentar la velocidad del mismo, el tamaño de la partícula aumenta ligeramente.

La tensión superficial, al aumentar, incrementa la distancia de rompimiento, aumentando el tamaño de los filamentos, provocando partículas de menor tamaño.

El líquido por medio de una presión hidrostática comunicada por una bomba de alta presión llega a la boquilla donde parte de la presión se transforma en energía cinética, la cual se traduce en velocidad rotacional del líquido dentro de la cámara de remolino, manteniendo la velocidad radial constante. Al aumentar ambas velocidades da como resultado la disminución de la presión hasta llegar a igualar la presión atmosférica en un punto determinado de la cámara.

El líquido al salir de la boquilla posee 2 componentes de velocidad; una horizontal debida a la energía rotacional y otra vertical debida al flujo de masa, siendo el ángulo de aspersión la resultante vectorial de ambos componentes de velocidad de aquí, que el ángulo de aspersión es función de la presión del líquido y del tipo de boquilla y dicho ángulo está comprendido entre los 50° y los 100°.

Las ecuaciones para determinar la velocidad de las partículas en un instante se deducen por medio de cálculo vectorial. Para fines de diseño no es de interés conocer la velocidad real instantánea sino la distancia recorrida por una partícula en el tiempo de secado.

Lapple y Sherpeherd ⁽¹⁰⁾ propusieron las siguientes ecuaciones para el cálculo de las distancias recorridas por las partículas:

$$D_H = \left[\frac{\rho_s D^2 U_H}{18 \mu} \right] \left[1 - e^{-\frac{18 \mu T}{\rho_s D^2}} \right]$$

$$D_v = U_m T - (U_m - U_v) \frac{\rho_s D^2}{18 \mu} \left[1 - e^{-\frac{18 \mu T}{\rho_s D^2}} \right]$$

$$U_m = \frac{g (\rho_s - \rho) D^2}{\mu}$$

- Donde:
- Dh = Distancia recorrida en sentido horizontal
 - Dv = Distancia recorrida en sentido vertical
 - Uh = Velocidad de la part. con relación al aire en sentido vertical.
 - ρ_s = Densidad de la partícula
 - ρ = Densidad del aire
 - D = Diámetro de la partícula
 - μ = Viscosidad del aire
 - T = Tiempo
 - g = Aceleración de la gravedad

Entre algunas propiedades del producto las de mayor interés en el secado por atomización tenemos

- I) Densidad de masa y densidad de la partícula
- II) Densidad aparente del producto
- III) Tamaño de la partícula y distribución
- IV) Contenido de humedad
- V) Retención de cualidades deseadas en el producto como lo son, valor alimenticio, gama, color etc.

A través de estas propiedades no a todas se les puede dar el mismo grado de importancia en muchos casos, lo que puede suceder es que algunas de ellas presenten la misma importancia con el problema determinado.

TAMAÑO DE LA PARTICULA

Turner y Moulton⁽⁶⁾ desarrollaron las siguientes ecuaciones

empíricas para medir el diámetro medio de una partícula:

Para boquilla con corte acanalado:

$$\bar{X} = 16.5 (D_o)^{1.52} W_g^{-0.44} \sigma^{0.71} \mu^{0.16}$$

Para orificios tipo remolino:

$$\bar{X} = 41.4 (D_o)^{1.52} W_g^{-0.54} \sigma^{0.6} \mu^{0.22}$$

Donde:

D_o = diámetro del orificio de la boquilla

W_g = flujo de masa

σ = Tensión superficial

μ = Viscosidad

X = diámetro medio de una partícula.

Al variar el tamaño, varía la trayectoria dando por resultado choques y aglomeraciones. La velocidad del aire deberá llevar a las partículas en el hasta que esten completamente secas y no se peguen unas con otras.

DENSIDAD APARENTE DEL PRODUCTO

Deberá ser muy controlada ya que al variar, lo hace tan fácilmente que puede ocasionar problemas respecto al volumen final principalmente cuando el envase prefabricado tiene un volumen específico.

La densidad aparente se puede ver afectada por los siguientes factores.

- I) Dirección de flujo del aire de secado: éste puede ser, a contracorriente, paralelo o en combinación.
- II) Variación en la temperatura del aire de secado: al aumentar la densidad aparente disminuye debido a la formación de partículas huecas.
- III) Características coloidales del producto: En los hidrofílicos, la densidad aparente es menor siendo contrario con los no-hidrofílicos.
- IV) - Variación en la concentración: Al aumentar la concentración en --- productos hidrofílicos la densidad aparente disminuye.
- V) Temperatura de alimentación: Al aumentar la temperatura en productos hidrofílicos la densidad aparente disminuye.

COMPONENTES ESENCIALES DE UN SECADOR POR ASPERSION

Enunciando tenemos:

- 1). - Fuente calorífica
- 2). - Atomizador
- 3). - Cámara de secado
- 4). - Recolector del producto
- 5). - Ventilador
- 6). - Equipo auxiliar

FUENTE CALORIFICA

Existen dos formas de calentar el aire de secado y son:

- a). - Directamente. - Este método, el aire es mezclado directamente con los gases provenientes de la combustión por medio de un ven-

tilador. El tipo de combustible puede ser Diessel, gas natural, gas doméstico u otro tipo de combustible.

Este método es utilizado cuando los productos de la combustión no afectan la calidad del producto.

- b). - Indirectamente. - En este método se emplean equipos de transferencia de calor como son; cambiadores de calor de vapor o de aceite, los cuales según sea la temperatura de secado, las dimensiones del equipo y los balances de materia y energía se verán influenciados por dicha variable en su diseño.

Para el control de las temperaturas se utilizarán carburadores con espreas dosificadoras para el caso de combustibles y valvulas reguladoras en el caso de usar vapor o aceite. En ambos metodos se podrá aplicar también, dependiendo del grado de sofisticación, desde un control manual --- hasta el control automático.

ATOMIZADOR

El secado por atomización se puede llevar a cabo mediante cualquiera de los tres dispositivos que se describen a continuación.

- 1). - Por medio de boquillas a presión. - A través de las cuales se inyecta la materia prima diluida a presión, y al pasar por el orificio de salida se produce la atomización como consecuencia de la conversión de la energía de presión a energía de -- velocidad.

Existe una gran variedad de boquillas, el tipo más usado, en un secador por aspersión por su manejo rápido y sencillo consta de tres elementos principales:

- a). - Cilindro hueco o cuerpo de la boquilla - de fácil adaptabilidad a la tubería de alimentación y debido a esto permite un

cambio en periodos cortos de tiempo para su limpieza.

- b) "Corazón" o "inserto". - Pequeño cilindro exagonal sólido de 2 a 2.5 cms. de largo aproximadamente. Hecho de carburo de tungsteno, monel u otro tipo de material resistente al desgaste por fricción.

Comercialmente las boquillas vienen diseñadas para la adaptación de diferentes tipos de "insertos" o "corazones" permitiendo así una variación del volumen de producción y del ángulo de aspersión.

- c). -Boquillas. -Estas boquillas pueden operar a presiones entre -- 30 y 500 kg/ cm², de acuerdo con el volumen de producción, - propiedad del fluido y grado de atomización.

Las características de una atomización adecuada dependen fundamentalmente, basados en el volumen de la producción y las propiedades del producto en la optima elección de la presión, "inserto" o "corazón" y diámetro del orificio.

- 2). - Por medio de un orificio neumático o boquilla de dos fluidos. - Este dispositivo utiliza gas comprimido como agente atomizador. En este caso se hace una alimentación separada del gas y la materia prima diluida, los cuales se mezclan en el cuerpo de la boquilla y al salir la mezcla por el orificio de salida se produce la atomización.

El alto costo de la compresión del gas debe ser tomado en cuenta cuidadosamente porque puede gravar considerablemente los costos.

Este dispositivo opera con muy bajos volúmenes de producción y producen una atomización poco uniforme, de aquí que su empleo se vea reducido.

El líquido debe entrar a una presión ligeramente menor a la del agente atomizador, para permitir la atomización.

3). - Por medio de un disco centrifugo rotatorio. En este dispositivo se aprovecha la alta velocidad de giro del disco, que hace que las partículas del fluido inyectado salgan disparadas con velocidades entre 90 y 200 m/seg. debido a la fuerza centrífuga generada.

Estos atomizadores pueden manejar suspensiones y soluciones de mayor concentración que las boquillas, se puede variar su capacidad y producen una atomización bastante uniforme.

Existen una gran variedad de discos rotatorios, según sea la necesidad, dependiendo de la forma y tamaño como del material de construcción. Su mantenimiento debe ser en extremo cuidadoso, pues las incrustaciones causan desbalanceos originando atomizaciones poco uniformes.

Dependiendo del dispositivo de atomización seleccionado, se tendrán diferentes tamaños de partícula y distintas velocidades de secado.

CAMARA DE SECADO

Su material de construcción puede ser de diferente forma y tamaño, todo depende del tipo de atomización, producto a secar y volumen de producción. En materia de cámara de secado aún no hay nada concreto, -- éstas según la experiencia, trabajando con boquillas a presión, normalmente su longitud es dos veces el diámetro, y con discos rotativos el diámetro suele ser igual a la altura de la cámara.

El aislamiento de la cámara de secado, aumenta la eficacia térmica pero trae consigo también un aumento bastante considerable de los -- costos tanto directos como indirectos.

El acero inoxidable dada sus características viene a ser un material de construcción bastante recomendable en lo que a productos alimenticios se refiere.

RECOLECTORES DE PRODUCTO.

Las partículas pueden ser removidas de una corriente de aire, por medio del uso de ciclones separadores.

El ciclón separador emplea en mayor grado la fuerza centrífuga que la fuerza gravitacional para remover las partículas. En éste el aire entra al recipiente cilíndrico tangencialmente, y el gas limpio se desaloja a través de un orificio central en la parte superior de dicho recipiente. Los sólidos se lanzan hacia la pared del recipiente cilíndrico y entonces son separados de la corriente de gas y recolectados en la base cónica del separador.

La velocidad terminal de caída de las pequeñas partículas viene dada por la ecuación de Coulson y Richardson como:

$$V_t = \frac{0.2 \quad A_i \quad D_o \quad g_c}{\pi \quad Z \quad D \quad V_o} = \frac{0.0637 \quad A_i \quad D_o \quad g_c}{Z \quad D V_o}$$

Donde:

- V_t = Velocidad terminal
- A_i = Area de la sección de entrada del separador
- D = Diámetro del separador
- D_o = Diámetro de salida del separador
- Z = Altura del separador
- V_o = Velocidad del gas entrante al ciclón primario.

Las relaciones entre las propiedades del fluido y la partícula expresada en términos de velocidad libre es:

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

Donde:

D_p = diámetro de la partícula

μ = viscosidad del fluido

ρ_s = densidad de la partícula.

Relacionando ambas ecuaciones y agrupando tenemos.

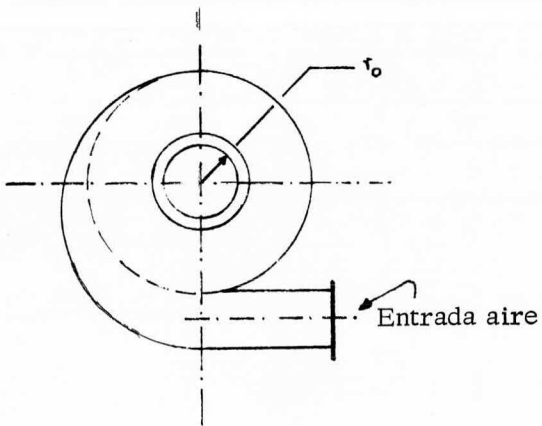
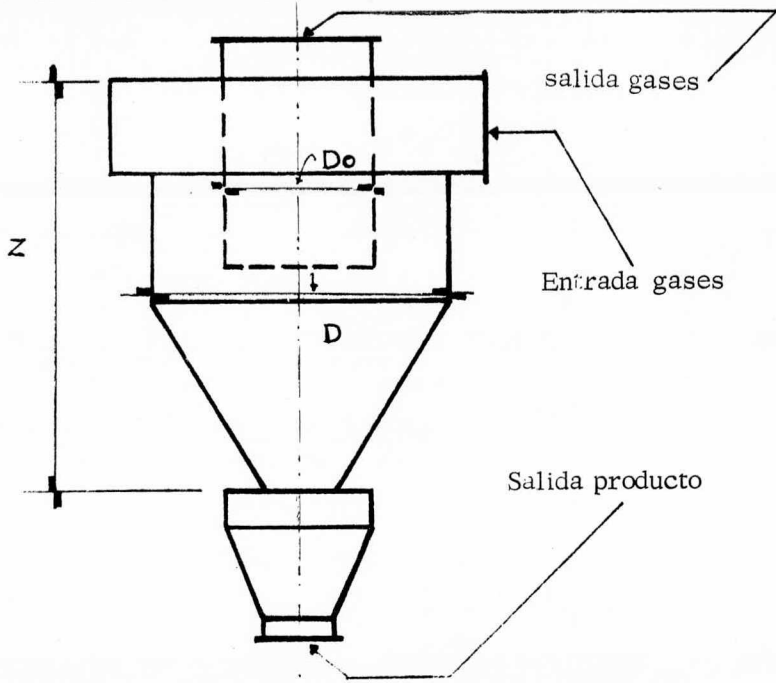
$$\frac{0.2 \quad A_i \quad D_o \quad G_c}{\pi \quad Z \quad D V_o} = \frac{D_p^2 \quad G_c \quad \rho_s}{18 \quad \mu}$$

$$\frac{A_i \quad D_o}{Z \quad D \quad V_o} = \frac{0.873 \quad D_p^2 \quad \rho_s}{\mu}$$

La eficiencia de la separación se ve afectada por la concentración de las partículas en la corriente de aire y generalmente es recomendable el uso de ciclones en paralelo manteniendo cargas iguales.

Dicha ecuación, se puede emplear para el diseño del separador utilizando las variables de la ecuación, enfocándolas a obtener un separador mas largo pues, se tendría una separación mas eficiente.

CICLON SEP ARADOR



VENTILADOR

Generalmente su uso es del tipo turbina de aspiración o de inyección y están colocados a las salidas de los ciclones.

El cálculo de dichos ventiladores debe estar basado en el volumen y en la velocidad del aire, pues con esto obtendríamos una atomización bastante eficiente.

EQUIPO AUXILIAR

Son varios los elementos que con su ayuda facilitan y aumentan la eficiencia de un secado por aspersion.

Se pueden emplear vibradores magnéticos ó neumáticos, en las paredes de la cámara y de los ciclones, con el fin de disminuir la cantidad de producto pegado y en algunos casos evitar que se pegue completamente en las paredes.

La aplicación de control automático para regular la velocidad de alimentación, temperatura de los gases, concentración, viscosidad y pH.

El empleo de un tamiz para facilitar la selección de la partícula fina de la gruesa y favorecer con esto el envasado inmediato del producto.

EFICIENCIA TERMICA

Por lo general mientras se trabaja a mayor temperatura de los gases de entrada la eficiencia será mayor. Esta puede variar entre el 28 y 31 78%.

Fogler y Keinschmidt,⁽⁶⁾ establecieron la siguiente ecuación para determinar la eficiencia térmica.

$$\eta = \frac{\left(1 - \frac{R}{100}\right) (T_1 - T_2)}{T_1 - T_0}$$

Donde establecieron pérdidas de radiación como porcentaje de R de la caída total de temperatura en la zona de secado, el trabajo realizado en esta zona es proporcional a (100-R) por ciento de $(T_1 - T_2)$.

La eficiencia térmica de los secadores por atomización varía mucho, todo depende del tipo de secador, capacidad del equipo, material por secar, etc.

Una eficiencia baja puede ocasionar problemas económicos en la mayoría de los casos, pero en la industria de alimentos generalmente es más importante la calidad del producto que la eficiencia térmica.

CAPACIDAD DE CONSUMO

CAPACIDAD DE CONSUMO

Ya sea que se utilicen métodos directos o indirectos en la obtención de una serie estadística sobre el consumo aparente de algún bien o servicio, es necesario una vez comprobados los datos obtener para el análisis y procesamiento de la información el mayor número posible de éstos y en esta forma realizar un pronóstico adecuado.

Una vez analizada y procesada la información la información pasamos al punto más importante que es el relativo al consumo futuro. Es importante porque determina la capacidad del equipo y como consecuencia la inversión del mismo.

El objetivo del pronóstico de consumo consiste en no intentar buscar ajustar una curva al 100% sino probar varios de los métodos con modelo y sin modelo para evaluar varias técnicas de ajuste y al final escoger la mejor.

Para fines de diseño, emplearemos comparativamente de los modelos matemáticos, que son de los más empleados el de regresión lineal y el de regresión logarítmica.

Para obtener un porcentaje de confiabilidad bastante elevado es necesario aplicar los siguientes factores.

- a). - Coeficiente de correlación. El cual mide el agrupamiento de los datos estadísticos, el porcentaje de confiabilidad aumentará cuando dicho coeficiente tienda de 0.9 a 1.
- b). - Prueba estadística de las bandas de confianza .
- c). - Estadística de Durbin y Watson. La cual determina la auto-correlación de errores.

Emplearemos de ambos modelos el que mejor coeficiente de correlación tenga, debido a que el pronóstico no requiere un elevado grado de cálculo.

Debemos, además, recordar siempre que los coeficientes de correlación, lo mismo que otras medidas estadísticas, están sometidos a las fluctuaciones de las muestras, esto es, el objetivo principal al estudiar estas muestras serán: a) comparar los valores observados con los esperados y ver hasta que punto las desviaciones de los unos respecto de los otros pueden atribuirse a las fluctuaciones de las muestras, y b) determinar el grado de confianza que ofrecen las estimaciones.

Es pues, dicho estimado, un pronóstico de la capacidad de consumo de glucosa-anhidra efectuado con un estudio de ventas internas, cuyas muestras estadísticas fueron obtenidas del archivo del Departamento de Ventas de Complementos Alimenticios, S.A.

Siendo estos:

	Producción Anual (miles)
Año	
1969	44.888
1970	74.287
1971	130.562
1972	88.160
1973	155.650
1974	221.166

1975

242.838

1976

197.900

Ejemplificando numéricamente con el método de regresión lineal y agrupando los resultados en la siguiente tabla tenemos:

X_i	Y_i	$X_i Y_i$	X_i^2	$(X_i - \bar{X})^2$	$(Y_i - \bar{Y})^2$
0	44.888	0	0	12.250	9 908.809
1	74.287	74.287	1	6.250	4 920.181
2	130.562	261.124	4	2.250	192.349
3	88.160	264.480	9	0.250	3 166.425
4	155.650	622.600	16	0.250	125.866
5	221.166	1,105.830	25	2.250	5 888.260
6	242.838	1,457.028	36	6.250	9 683.938
7	197.900	1,385.300	49	12.250	2 858.934
<hr/>	<hr/>	<hr/>	<hr/>	<hr/>	<hr/>
28	1 155.451	51 170.649	140	42	36 744.762

Si $n = 8$

$$\bar{X} = \frac{\sum x_i}{n} = \frac{28}{8} = 3.5$$

$$y \quad \bar{Y} = \frac{\sum y_i}{n} = \frac{1155.451}{8} = 144.431$$

$$\hat{\beta} = \frac{\sum x_i y_i - (\sum x_i)(\sum Y_i) / n}{\sum x^2 - (\sum x:)^2 / n}$$

$$\hat{\beta} = \frac{5170.649 - (28)(1155.451) / 8}{140 - (28)^2 / 8}$$

$$\hat{\beta} = \frac{5170.649 - 4044.079}{140 - 98}$$

$$\hat{\beta} = 26.823$$

Si $\hat{\alpha} = \bar{Y} - \hat{\beta} \bar{X}$

$$\hat{\alpha} = 144.431 - 26.823 \quad (3.5.)$$

$$\hat{\alpha} = 50.551$$

$$\hat{Y}_i = \hat{\alpha} + \hat{\beta} X_i$$

$$\hat{Y}_i = 50.551 + \hat{\beta} X_i$$

$\hat{Y}_i = 50.551 + 26.823 X_i$

TABULANDO TENEMOS

	Xi Año	Yi Prod. Estimada (miles)
1977	8	265.135
1978	9	291.958
1979	10	318.781
1980	11	345.604
1981	12	372.427

Coeficiente de correlación

$$\hat{\rho} = \hat{\beta} \sqrt{\frac{\sum (X_i - \bar{X})^2}{\sum (Y_i - \bar{Y})^2}}$$

$$\hat{\rho} = 26.823 \sqrt{\frac{42}{36744.62}}$$

$$\hat{\rho} = , \quad 0.91$$

$\hat{\rho}$	Regresión inicial	=	0.91
$\hat{\rho}$	Regresión logarítmica	=	0.90

Por lo tanto de los datos obtenidos en la regresión lineal estimaremos la capacidad del equipo y de acuerdo a la velocidad máxima obtenida en la prueba realizada, estimaremos los días de trabajo.

La producción estimada para 1980 es de 372 427 kg/año de aquí que:

$$372\,427 \text{ kg/año} = 1163.83 \frac{\text{Hrs.}}{\text{día}}$$

$$1163.83 \frac{\text{Hrs.}}{\text{Día}} \times \frac{\text{Día}}{24 \text{ Hrs.}} = 48.49^{\text{Día}}$$

Año de trabajo

Por lo tanto el secador estará programado para 49 días al año -- para el secado de glucosa. Programando el tiempo restante a productos básicos cuyo aumento de consumo interno y externo ha sido previsto, y a nuevos productos quedando determinado su consumo por medio de un estudio de mercado.

D I S E Ñ O

DISEÑO

Para el cálculo y diseño del secador tomaremos en cuenta los siguientes puntos:

- I) Condiciones para el cálculo
- II) Memorias del diseño
- III) Diseño del secador
- IV) Plano General del Secador

I) Condiciones para el diseño:

a) Material a secar:

La glucosa que se recibe presenta las siguientes características.

- 1) $43^{\circ} B_C$ S_p gr = 1.42
- 2) $79^{\circ} Bx$ (grados Brix o sólidos disueltos)
- 3) 45 D.E. mínimo (Dextrosa equivalente)

Según pronóstico de mercado

$$\frac{d W}{d \Theta} = 320 \frac{kg}{Hr} \text{ con una humedad máxima de } 3\%$$

$$\frac{d W}{d \Theta} = 310.40 \frac{kg}{Hr} \text{ an Base seca}$$

Se pueden considerar, en condiciones normales de trabajo unas pérdidas del 1.5 % que se vuela a la atmósfera

$$(310.40) \quad (0.985) = 305.74 \quad \text{Kg / hr}$$

$$(310.40 - 305.74) = 4.66 \quad \text{kg/hr}$$

Por lo tanto $310.40 = 4.66 \text{ Kg./hr} = 315.06$ Base seca en la alimentación.

El porcentaje de sólidos disueltos para obtener dicha velocidad de secado según pruebas experimentales deberá estar entre 54 y 50 % en la alimentación.

$$315.06 \quad x \quad \frac{100}{79} = 398.81 \quad \text{kg/hrs.}$$

$$398.81 \quad x \quad 0.79 = 605.88 \quad \text{kg/Hr (de agua) de alimentación.}$$

$$605.88) \quad (.48) = 290.82 \quad \text{kg/Hr. de agua}$$

Por lo tanto la cantidad de agua a evaporarse es:

$$290.82 - 8.72 = 282.10 \quad \text{kg/ Hr.}$$

b) Fuente de calor:

Gas natural, cuya composición aproximada según "apuntes sobre generadores de vapor de Ing. León Avales y Vez"⁽¹⁾ es :

$$\text{C}_0 \quad 0.45 \quad \%$$

$$\text{H}_2 \quad 1.82 \quad \%$$

$$\text{CH}_4 \quad 93.33 \quad \%$$

$$\text{C}_2\text{H}_4 \quad 0.25 \quad \%$$

$$\text{H}_2 \text{ S} \quad 0.18 \quad \%$$

$$\text{O}_2 \quad 0.35 \quad \%$$

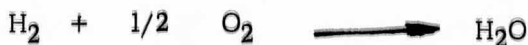
$$\text{CO}_2 \quad 0.22 \quad \%$$

N₂

$$\frac{3.40 \%}{100.00 \%}$$

II) MEMORIAS DEL DISEÑO

Según composición en volumen y reacciones de combustión tenemos:



Los calores de combustión según "Mining Engineers Handbook"/

Robert Peele.⁽⁴⁾

	BTU/LB	KCal/Kg
CO	4325	2402.78
H ₂	60626	33681.11
C ₂ H ₄	21200	11777.78
CH ₄	23646	13136.67
H ₂ S	7182	3990.00

Para el cálculo de la cantidad de oxígeno utilizado efectuamos el siguiente balance, tomando como base 1 kg. mol.:

$$(0.0045 \times 0.5) + (0.0182 \times 0.5) + (0.9333 \times 2) + (0.0025 \times 3) + (0.0018 \times 1.5) - (0.0035 \times 1) = 0.00225 + 1.8666 + 0.0075 + 0.0027 - 0.0035 = 1.8847 \text{ unidades de } O_2$$

Resumiendo en la siguiente tabla y encontrando el poder calórico superior del gas natural tenemos:

Compuesto	Moles %	P.M.	Kg/Kg mol	Oxígeno Utilizado	KCal/Kg	PCS
CO	0.45	28	0.1260	0.00225	2402.78	18.48
H ₂	1.82	2	0.0364	0.00910	33681.11	76.07
CH ₄	93.30	16	14.9328	1.86660	13136.67	11969.98
C ₂ H ₄	0.25	28	0.0700	0.00750	11777.78	50.32
H ₂ S	0.18	34	0.0612	0.00270	3990.00	14.90
O ₂	0.35	32	0.1120	0.00350	-	-
CO ₂	0.22	44	0.0968			
N ₂	3.40	28	0.9520			
<hr/>			<hr/>	<hr/>	<hr/>	<hr/>
100.00%			16.3872	1.8842		12,129.75

P.C.S. = 12129.75 Kcal/kg = 21833.55 BTU/lb

El poder calorífico por unidad de volumen será

sabiendo que para gases perfectos:

$$Pv = NRT$$

y en condiciones de 585 mm Hg y 25°C

$$\text{Si } n = \frac{W}{PM} \text{ y } Pv = NRT \text{ entonces } \frac{N}{V} = \frac{W}{PM \cdot V}$$

$$\frac{W}{v} = \frac{P \cdot PM}{RT}$$

$$\frac{W}{V} = \frac{(585 \text{ mm/Hg}) (0.01638 \text{ Kg/ gr-mol})}{(0.024 \text{ mm Hg M}^3) (298 \text{ } ^\circ\text{F})}$$

$$^{\circ}\text{F} - \text{g} - \text{mol}$$

$$\frac{W}{V} = 0.515 \text{ Kg / m}^3$$

Por lo tanto:

$$\text{P.C.S.} = 6246.82 \text{ Kcal / m}^3$$

$$\text{Oxígeno necesario: } \frac{1.8848 \times 32}{16.387} = 3.68 \text{ Kg/ Kg. comb.}$$

$$\text{Aire necesario: } \frac{3.68}{0.232} = 15.86 \text{ Kg/Kg comb.}$$

Aire practicamente necesario;

$$A_{p_n} = \text{Aire necesario} \times E$$

donde E = 1.1. para gas natural

Por lo tanto:

$$A_{p_n} = 15.86 \times 1.1 = 17.45$$

Peso de los gases de combustión

$$W_g = 17.45 \times 1 = 18.45 \text{ Kg/ Kg com.}$$

Balances de calor:

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

Para dichos cálculos se tomarán como base los datos obtenidos experimentalmente y los proporcionados por el observatorio de la ciudad de México, en lo que respecta al agente transmisor del calor; para este tipo de secadores el mismo es aire

Condiciones máximas anuales promedio

$$t_{b_s} = 26.28 \quad ^\circ\text{C}$$

$$t_{b_h} = 25 \quad \text{O}_\text{C}$$

$$\text{Hr} = 92 \%$$

Condiciones medias anuales promedio

$$t_{b_s} = 15.9 \quad \text{O}_\text{C}$$

$$t_{b_h} = 11.68 \quad ^\circ\text{C}$$

$$\text{Hr} = 70 \%$$

Condiciones mínimas anuales promedio

$$t_{b_s} = 8.05 \quad ^\circ\text{C} = 46.5 \quad ^\circ\text{F}$$

$$T_{b_h} = 2.22 \quad ^\circ\text{C} = 36 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\text{Hr} = 35 \%$$

Condiciones de aire en el secador

$$T = 200 \text{ } ^\circ\text{C} = 392 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t = 65 \text{ } ^\circ\text{C} = 149 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Donde:

T_{bs} = Temperatura de bulbo seco del aire

t_{bh} = Temperatura de bulbo húmedo del aire

H_r = Humedad relativa del aire

T = Temperatura de entrada del aire en el secador

t = Temperatura de salida del aire en el secador

Para nuestros fines de diseño tomaremos las condiciones más des favorables y sobre la carta psicométrica obtenemos los siguientes datos:

Punto A

$$H_a = 0.003 \text{ Kg. } \frac{\text{H}_2\text{O}}{\text{A.S.}} \quad \dot{Q} = 4.4 \frac{\text{b.t.u.}}{\text{lb A.S.}}$$

$$\frac{V}{H} = 16.6 \text{ H}^3 / 16^\circ \text{ A.S.}$$

Punto B

$$H_a = 0.003 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg A.S.}} \quad \dot{Q} = 91.2 \frac{\text{BTU}}{\text{lb A.S.}}$$

$$V_H = 22 \text{ H}^3 / \text{lb A.S.}$$

Punto C

$$H_a = 0.0592 \frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{lb A.S.}} \quad \dot{Q} = 96 \frac{\text{BTU}}{\text{lb A.S.}}$$

$$\frac{V}{H} = 19.8 \text{ H}^3 / 16 \text{ A.S.}$$

Se alimentan al secador 605.88 Kg/ Hr = 434.32 lt/Hr

1.395 Kg/

Sólidos en la alimentación : = 315.06 Kg/Hr

Agua en la alimentación = 290.82 Kg/Hr

Humedad base seca en alimentación

$$X_1 = \frac{0.48}{1 - 0.48} = 0.92 \quad \frac{\text{Kg. Agua}}{\text{Kg. sólido seco}}$$

Humedad base seca producto

$$X_2 = \frac{0.03}{1 - 0.03} = 0.03 \quad \frac{\text{kg. agua}}{\text{Kg. sólido seco}}$$

Efectuando un balance de humedad

$$L_s (X_1 - X_2) = G_s (Y_2 - Y_1)$$

Donde: L_s = Sólidos en la alimentación

G_s = Kg. Aire seco / Hr.

Y_1 = Humedad del aire antes de entrar al calculador

Y_2 = Humedad del aire al salir del secador

De aquí que:

$$G_s = \frac{L_s (X_1 - X_2)}{Y_2 - Y_1}$$

$$G_s = \frac{315.06 (0.92 - 0.03)}{(0.0592 - 0.003)}$$

$$G_s = 4989.38 \quad \frac{\text{Kg. de aire seco}}{\text{Hr}}$$



Balance de entalpias

Entalpia de entrada es igual a la entalpia de aire más la entalpia de la alimentación.

$$H_E = H_{G_2} + H_{L_2}$$

Por lo tanto

$$H_E = G_s \left[(0.24 + 0.45 Y_1) (T_{G^*}) + \lambda Y_1 \right] + L_s \left[(C_p (T_{L^*}) + C_{pa} (T_{L^*})) \right]$$

$$H_G \approx 4989.38 (0.24 + 0.45 (0.003) (200 \text{ } ^\circ\text{C}) + 573.89 (0.003)$$

$$H_L = 315.06 (0.62 (90) + (0.92 (1) (90))$$

$$H_E = 249427.44 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}} + 43667.32 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}$$

$$H_E \approx 293095.20 \frac{\text{KCal}}{\text{Hr}}$$

De igual forma: calculamos la entalpia de salida

Por lo tanto $H_s = H_{G_2} + H_{L_2}$

$$H_s = G_s \left[(0.24 + 0.45 Y_2) (T_G/2) + \lambda Y_2 \right] + L_s \left[(C_p (T_{L_2}) + X_2 C_{pa} (T_{L_2})) \right]$$

$$H_{G/2} = 4989.38 (0.24 + 0.45 (0.0592)) (65) + 573.89 (0.0592)$$

$$HL_2 = 315.06 (0.275 (50) + 0.03 (1) (50))$$

$$H_s = 255984.57 \frac{\text{KCal}}{\text{Hr}} + 4804.67 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}$$

$$H_s = 260789.24 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}$$

La diferencia de entalpia serán las pérdidas por radiación

$$R = H_E - H_s$$

$$R = 293095.20 - 260789.24 = 32305.96 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}$$

Por lo tanto al porcentaje de pérdida por radiación será :

$$\frac{32305.96}{293095.20} \times 100 = 11.02 \%$$

Eficiencia Térmica:

Según Seltzer y ⁽¹³⁾ Settelmeyer podemos obtenerla aplicando la siguiente fórmula:

$$\eta = \frac{(1 - R/100) (T_{G2} - T_{G1})}{(T_{Gp} - T_{G1})}$$

$$\eta = \frac{(1 - 0.1102) (200 - 65)}{(200 - 2.22)}$$

$$\eta = 0.6073$$

$$\eta = 60.73 \%$$

La eficiencia térmica de los secadores por aspersión suele ser muy baja, principalmente en secadores empleados para deshidratar productos alimenticios, que por características de los mismos no se pueden aislar.

Cálculo del tiempo de secado

La literatura (Perry y ^(5,6)Charm) marca un promedio de tamaño de partícula de 100 a 10 micros de diámetro, se tomará dicho promedio y los aplicaremos a nuestras ecuaciones mencionadas anteriormente.

Sabiendo que la diferencia de temperaturas entre las partículas y el gas no es constante, se tomará una diferencia de temperaturas media.

Diferencia parte superior $(200 - 90) = 110 \text{ } ^\circ\text{C}$

Diferencia parte inferior $(65 - 50) = 15 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$\frac{110 + 15}{2} = \frac{125}{2} = 62.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Calculando la conductividad térmica del gas a $200 \text{ } ^\circ\text{C}$ en $\frac{\text{BTU}}{\text{Hr } ^\circ\text{F } \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}}$

	k_t
aire	0.0226
CO ₂	0.0181
O ₂	0.0190
N ₂	0.0185
H ₂ O	<u>0.0187</u>
	0.0194

$$K_f = 0.0194 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr } \circ\text{F}^2} \times 1.487 = 0.0287$$

$$K_f = 0.0287 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr } \text{ }^\circ\text{C} \frac{\text{m}^2}{\text{m}}}$$

$$\lambda = 573.89 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

$$\rho = 1 \times 10^3 \text{ Kg/m}^3$$

Substituyendo:

$$\Theta = \frac{(573.89) (10^3) (10 \times 10)^{5.2} - (1 \times 10)^{5.2}}{(8) (0.0287) (62.5)}$$

$$\Theta = 3.95 \times 10^{-4} \text{ Hr}$$

$$\Theta = 1.43 \text{ seg.}$$

En algunos casos los resultados obtenidos conducen a razones tan absurdas, para lo cual se han encontrado ecuaciones empíricas en secadores de un diámetro de 5 ó 6 m en donde se considera que el tiempo de residencia de la partícula es igual al tiempo de residencia de los gases.

De aquí que:

$$\Theta_r = 17 \left(\frac{L}{s} \right)$$

$$\Theta_r = 17 \frac{(290.82)}{315.06}$$

$$\Theta = 15.7 \text{ seg}$$

Este nos presenta un enfoque más real respecto a los tiempos de residencia y de contacto en un secador por aspersion.

I) Diseño del secador .

Para el cálculo de la longitud del secador consideraremos los siguientes aspectos :

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

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

Concluyendo:

a) Esta longitud debe ser suficiente, para que la transferencia de masa y calor sea la adecuada.

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

L = Longitud necesaria para la formación del cono de aspersion.

L' = Longitud de caída vertical de los gases y polvos.

(ii)
Marshall y Seltzer presentaron la siguiente ecuación próxima a la realidad.

$$dl = \frac{\lambda \rho_o D_p}{4 K_f (t-T)} \left[\frac{(g_c D_p \rho_o)}{18} + \frac{V_g}{g} \right] d D_p$$

La cual debe integrarse entre los límites comprendidos entre la distancia de la boquilla y la longitud total a cualquier punto del secador, considerando además la presión y demás variables constantes tenemos:

$$L = \frac{\lambda \rho_s}{8 K_f (t-T)} \left[\left(\frac{g_c \rho_s}{36 \mu_g} \right) (D_{p_o}^4 - D_p^4) + V_g \left(\frac{D_{p_o}^2 - D_p^2}{D_p} \right) \right]$$

Esta ecuación deberá ser corregida con una distancia adicional la cual será proporcional al recorrido no-vertical de la partícula a la salida de la boquilla.

$$L_{\text{corrección}} = \frac{(V_o - V_f) \frac{D_{p_o}^2}{\mu_g} \rho_o}{18}$$

Así mismo esta ecuación deberá ser multiplicada por factores de seguridad que van de 1.5 a 2.

Tomaremos por la parte del cono de acuerdo al catálogo de la boquilla, que para este caso será de 86°; así que tomaremos como factor 1.5 y para la parte vertical será de 2 pues las partículas salen en dirección vertical.

$$L_{\text{Total}} = 1.5 L_{\text{Vertical}} + 2 L_{\text{Corrección}}$$

De aquí que como valores conocidos tenemos:

$$\lambda = 573.89 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

$$T = 200 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$D_p = 100 \text{ micros} = 10 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$D = 10 \text{ micros} = 1 \times 10^{-5} \text{ m}$$

$$\rho_s = 1.395 \times 10^3 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_g = 0.37 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$K_f = 0.0287 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr } ^\circ\text{C } \frac{\text{m}^2}{\text{m}}}$$

$$\mu_g = 0.028 \text{ Op} = 2.8 \times 10^{-5} \frac{\text{Kg}}{\text{m}\cdot\text{seg}}$$

Para calcular las velocidades de los gases, tenemos que suponer un diámetro del cual:

$$V_g = \frac{\text{Gasto}}{\text{Sección}} = \frac{47.15 \text{ Kg.comb.} \times 1845}{60 \text{ min.} \times 0.785 \times 4^2 \text{ m}^2} \frac{\text{Kg. gases}}{\text{Kg. comb.}} \times 0.37 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$V_g = 3.12 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Para encontrar V_o tenemos:

$$V_o = \frac{W \cos \Theta}{\rho_s \left(\frac{D_n^2}{n} - \frac{D_a^2}{a} \right) 0.785}$$

Donde:

$$W = \text{Gasto de solución de secar} \quad \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}}$$

$\cos \Theta$ = Coseno del ángulo de aspersión

$$\rho_s = \text{Diámetro del orificio de la boquilla m}$$

D_a = Diámetro del cono hueco, que en este caso es cero por ser cono lleno.

$$V_o = \frac{605.88 (\cos 86^\circ)}{1.395 \times 10^3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} (1.2 \times 10^{-3} \text{ m})^2 (0.785)}$$

$$V_o = \frac{605.88 (0.070)}{(1.395 \times 10^3) (1.44 \times 10^{-6}) 0.785}$$

$$V_o = 26\,895.42 \frac{\text{m}}{\text{Hr}}$$

$$V_o = 7.47 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

$$3 V_o = 22.41 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Calculando V_f tenemos:

$$V_f = \frac{M_p^3 G_c \rho_s}{3 \times 3.14 D_{p f} \mu_g}$$

Esta velocidad se considera muy pequeña en comparación con las otras, tomando en cuenta el diámetro promedio de la partícula 55 micros.

$$V_f = \frac{(5.5 \times 10^{-5})^3 \times 9.8 \text{ m/seg}^2 \times 1,395 \times 10^3}{3 \times 3.14 \times 1 \times 10^{-5} \times 2.8 \times 10^{-5} \frac{\text{Kg}}{\text{m-seg}}}$$

$$V_f = 0.86 \frac{\text{m}}{\text{seg}}$$

Calculando las longitudes tenemos:

$$L = \frac{(573.89) (1.395 \times 10^3) (32000)}{(8) (0.0287) (200.50)} \left[\frac{(9.8) (1.395 \times 10^3)}{36 \times 2.8 \times 10^{-5}} \right] \left[(10 \times 10^{-5})^4 - (1 \times 10^{-5})^4 \right] + \left[(3.12 (10 \times 10^{-5})^2 - (1 \times 10^{-5})^2) \right]$$

$$L = 83683959.93 \left[(1.356 \times 10^{-9}) + (3.088 \times 10^{-8}) \right]$$

$$L = 2.70 \text{ m}$$

$$L \text{ corrección} = \frac{(747 - 0.86) (10 \times 10^{-5})^2 (1.395 \times 10^3)}{(18) (2.8 \times 10^{-5})}$$

$$L \text{ corrección} = 0.18 \text{ m}$$

Por lo tanto la longitud total será:

$$L_t = 1.5 (2.70) + 2 (0.18)$$

$$L_t = 4.42 \text{ m}$$

Longitud de la parte cilíndrica 4.42 m que es la longitud en la cual tendrán contacto directo el líquido y el gas

Una vez obtenida la longitud de la cámara del secador las demás longitudes son tomadas de acuerdo a la experiencia es decir, para darle cierta comodidad de manejo y en cuanto al cono invertido, es conveniente para que el aire tenga menor fricción y ayude a la acumulación del polvo y facilite su arrastre.

D) . - Cálculo del diámetro del Secador

Se tiene otra fórmula empírica para calcular el volumen de la cámara en M^3 .

$$V = a W$$

Donde: $V =$ volumen de la cámara en m^3

Factor empírico que va de 0.02 a 0.042 para secadores baja a altas capacidades de secado.

$$W = \text{Kg. de agua a evaporar} / \text{Hora}$$

$$V = 282.10 = 11.85$$

$$V \text{ gases de comb} = \frac{47.15 \times 18.45}{60 \times 0.33} = 43.71$$

$$\text{Vol. total} = 43.71 \div 11.85$$

$$\text{Si } L_t = 4.42 \text{ m}$$

$$\text{Area del círculo de la cámara} = 55.56 = 12.57 \text{ m}^2$$

De donde:

$$D = \sqrt{\frac{(12.57) (4)}{3.14}} = 4 \text{ m}$$

Por lo que la suposición es tuvo correcta.

Por último consultando el catálogo de espreas tenemos:

$$\text{Alimentación} = \frac{605.88 \text{ kg / Hr}}{1.395 \times 10^3 \text{ Kg/ m}^3} = 0.434 \frac{\text{m}^3}{\text{Hr}}$$

$$0.434 \frac{\text{m}^3}{\text{Hr}} = 10\,416.00 \frac{\text{litros}}{\text{Día}}$$

Esprea 56 corazón 17 diámetro de la esprea 0.0465

Presión de trabajo 3000 lb/ in²

Gasto a estas condiciones según Spraying Systems $\frac{38.4 \text{ Gal}}{\text{Hr}}$ por esprea

$$38.4 \frac{\text{Gal}}{\text{Hr}} = 3488.26 \frac{\text{Litros}}{\text{Día}}$$

Por lo tanto:

$$\frac{10,416.00}{3\,488.26} = 2.99 \approx 3$$

Se utilizará una boquilla múltiple de 3 orificios # 56 y cores # 17.

Por lo que es necesario que el operario cheque continuamente con cambios de boquilla el estado de los mismos para evitar variaciones en las condiciones de operación que afecten el proceso.

Resumiendo:

Longitud de la cámara sin cono 4.42 m (174")

Diámetro de la cámara = 4 m (157.5")

Longitud del cono: = 4 m (157.5")

Abertura del cono = 120°

Diámetro tubería entrada del aire + m (39.4)

Diámetro salida de los gas es : 0.50 m (19.7 ")

2) .-Cálculo y selección del equipo auxiliar:

Para el cálculo del equipo auxiliar se tienen que dar a conocer las partes de que estará construido el secador.

- i) Bomba para el líquido a secar del tanque de almacenamiento.
- ii) Precalentador
- iii) Ventilador para la alimentación y extracción del aire
- iv) Ciclones colectores y enfriadores
- v) Instrumentación para el control de operación.
- i) Cálculo de la bomba:

a) Presión de descarga	211.10	kg/cm^2	=	3000	lb/in^2
b) Alimentación	0.434	m^3	=	434	L_{T_S}
	<hr style="width: 50%; margin: 0 auto;"/>	Hr		<hr style="width: 50%; margin: 0 auto;"/>	Seg
				=	0.121
					L_{T_S}

- c) Presión atmosférica $0.795 \text{ kg/cm}^2 = 11.3 \text{ lb/in}^2$
- d) Altura a la cual se va a alimentar el líquido 7m. aproximadamente.
- e) Altura del líquido en el tanque de alimentación 0.35 m.
- f) Tubería de acero inoxidable de 1" de diámetro

Efectuando un balance tenemos:

$$\sum_1 \frac{g}{g_c} + \frac{P_1}{P} + \frac{V_1^2}{2 g_c} + W = \sum_2 \frac{g}{g_c} + \frac{P_2}{P} + \frac{V_2^2}{2 g_c} + \text{AHf}/l$$

$$Z \frac{g}{2g_c} = 6.65 \text{ m} \frac{\text{kg}}{\text{kgm}}$$

$$\frac{P_2 - P_1}{P} = \frac{(211.1 \times 10^4 - 32.34 \times 10^4) \text{ kg/m}^2}{1.395 \times 10^3 \text{ kg/m}^3} = 1281.43 \text{ m} \frac{\bar{\text{kg}}}{\text{kgm}}$$

Para tubería de acero inoxidable de 1" tenemos:

$$\frac{V_2^2}{2g_c} = \frac{Q^2}{(0.785 D^2)^2} = \frac{(1.21 \times 10^{-4} \text{ M}^3/\text{S} \text{ @ } g)^2}{(5.064 \times 10^4)^2 (9.8)} = 2.91 \times 10^{-3} \text{ m} \frac{\bar{\text{kg}}}{\text{kg}}$$

$$N_{Re} = \frac{D \cdot V \cdot P}{\mu} = \frac{(0.0254) (1.21 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{Sog}) (1.395 \times 10^3 \text{ Kg/m}^3)}{(0.785) (0.0254 \text{ m})^2 (0.0029)}$$

$$N_{Re} = 2919.16$$

Factor de Fricción = $M = 0.042$

Longitud equivalente = 5 codos 90° + 25 "U" + 3 Válvulas de aguja

$$Leq = 2 (2.5) + 25 (6) + 3 (20) = 215 \text{ ft} = 65.53 \text{ m}$$

Longitud de tubería = 53 m

$$Leq = 118.53 \text{ m}$$

$$Hf/\bar{g} = \frac{0.042 (0.24 \text{ m/seg})^2 (118.53)}{2 (9.8) (0.0254)} = 0.58 \frac{\text{m} \bar{\text{kg}}}{\text{kgm}}$$

Despreciando fricciones por constricciones y expansiones

$$W = 6.65 \text{ m} + 1281.43 \text{ m} + 0.0029 \text{ m} + 0.58 \text{ m}$$

$$W = 1288.66 \text{ m} \frac{\bar{\text{kg}}}{\text{kgm}}$$

$$P = w W = \frac{(605.88 \text{ kg})}{\text{Hr}} (1288.66 \text{ m} \frac{\text{kg}}{\text{Kgm}}) = 780775.08 \frac{\text{kgm}}{\text{Hr}}$$

$$P = 216.88 \text{ m} \frac{\text{kg}}{\text{Seg}}$$

Considerando una eficiencia del 70%

$$P = \frac{(216.88) (7.22)}{(550) (.70)} = 4.07 \text{ HP}$$

Se seleccionó una bomba del tipo de piston de 5 Hp. Homogenizadora, que consultando el catálogo del proveedor (Mqnton Gaolin) y comparando resultados obtenidos se recomienda la Mc- 6 que ⁽¹²⁾satisface ampliamente las necesidades.

ii) Precaentador

El diseño del precaentador no requiere de un grado de sofisticación elevado por el cual aplicaremos sólo los conceptos fundamentales

Datos

$$W = 605.88 \frac{\text{kg}}{\text{Hr}} = 1335.723 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

$$T_1 = 40^\circ \text{C} = 104^\circ \text{F}$$

$$T_2 = 90^\circ \text{C} = 194^\circ \text{F}$$

Como medio de calentamiento se utilizará vapor de agua a
 $7 \text{ Kg/am}^2 = 99.561 \text{ \#}$

$$\text{Presión absoluta} = 110.861 \text{ lb / in}^2$$

$$\text{De las tablas de vapor a } 110.861 \text{ lb / in}^2, \quad T = 334.8^\circ \text{F}$$

$$334.8^\circ \text{F} = 883.1 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

Aplicando balances de calor y ecuaciones de diseño tenemos:

$$Q = W C_p \Delta t$$

$$Q = \lambda W_{\text{vap}}$$

$$Q = UA \Delta t_{\text{lm}}$$

$$Q = \left(1335.723 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} \right) \left(0.39 \frac{\text{BTU}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} \right) (194 ^\circ\text{F} - 104 ^\circ\text{F})$$

$$Q = 46883.88 \frac{\text{BTU}}{\text{Hr}}$$

Cantidad de vapor

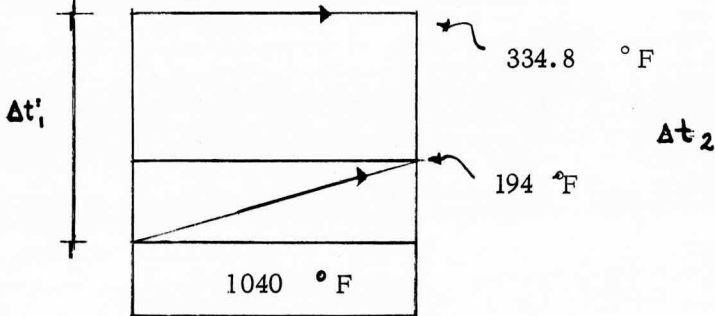
$$Q = W_{\text{vap}} \lambda$$

$$W_{\text{vap}} = \frac{Q}{\lambda} = \frac{46883.88 \text{ BTU / Hr}}{883.1 \text{ BTU / lb}}$$

$$W_{\text{vap}} = 53.10 \text{ lb / Hr}$$

$$W_{\text{vap}} = 24.10 \text{ kg / Hr}$$

Perfil de temperaturas



$$\Delta t_{ln} = \frac{(334.8 - 104) - (334.8 - 194)}{\ln \frac{(334.8 - 104)}{(334.8 - 194)}}$$

$$\Delta t_{ln} = \frac{230.8}{\ln \frac{230.8}{140.8}} = 140.8$$

$$\Delta t_{ln} = 182.11 \quad ^\circ\text{F}$$

(5)

De la literatura Ludwig Heat Transfer seleccionamos para fines de diseño una U_D de 20

De aquí que

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_{ln}} = \frac{46883.88}{(20)(182.11)} = 12.87 \text{ ft}^2$$

Por lo tanto el No. de tubos será igual a:

$$\frac{12.87}{(9.84)(0.2618)} = 5$$

Se utilizarán 5 tubos de 1" 16 BWG de acero inoxidable, calentado con vapor a 7 kg/cm² y la coraza de acero inoxidable

iii) Ventilador

- a). - Velocidad de salida: 3.916 (experimental)
- b). - Presión estática a la entrada: atmosférica
- c). - Presión estática a la salida: 9 m H₂O
- d). - Rendimiento estimado: 80 %
- e). - Gasto de aire para el secado: 4 989.38 Kg. Aire / Hr.
- f). - Peso específico del aire a 585 mm y 200 °C.

$$\text{Presión de velocidad} = \frac{\rho v^2}{2} = (\text{P.V.})$$

Densidad del aire:

$$\rho_{\text{aire}} = \frac{W}{V} = \frac{P \cdot PM}{R.T.} = \frac{(585 \text{ mm}) (0.029 \text{ kg/gr mol})}{(0.024 \text{ mm}^3 / ^\circ\text{F gmol}) (392 ^\circ\text{F})}$$

$$\rho_{\text{aire}} = 1.803 \text{ kg} / \text{m}^3$$

$$\text{P.V.} = \frac{(1.803 (3.916)^2)}{(2) (9.01)} = 1.41 \text{ kg} / \text{m}^2$$

$$\text{P.V.} = 0.0512 \text{ in } \text{H}_2\text{O}$$

$$\text{Presión estática} = (8 + 0.512) 27.78 = 223.66$$

$$\text{Potencia necesaria} = \frac{(223.66) (0.769) (7.22)}{(550) (0.80)}$$

Diámetro de descarga:

$$A = \frac{G}{V}$$

Donde G = Gesto volumétrico

V = velocidad (experimental)

$$A = \frac{0.769}{3.916} = 0.1964$$

$$D = \sqrt{\frac{0.1964}{0.785}} = 0.50 \text{ m (197")}$$

Por lo que de acuerdo al proveedor se seleccionó el siguiente:

Ventilador tipo LS, diseño 16-A tamaño 9, clase III girando a 2422 R.P.M y demandando una potencia de freno de 2.82 HP c/motor de 3 HP, 4 polos, 3 fases totalmente cerrado

iv) Ciclón colector

Aplicando las ecuaciones tenemos :

$$V_t = \frac{0.2 A_i D_o \rho_c}{D \pi V_o} = \frac{0.0637 A_i D_o G_c}{Z D V_o}$$

y

$$V_t = \frac{D p^2 \rho_c P_s}{18 \mu}$$

Relacionando y substituyendo valores:

$$\frac{A_i D_o}{Z D V_o} = \frac{0.873 D p^2 P_s}{M}$$

Fijando una variable, nece saria pa ra el diseño encontramos:

$$Z = 4.5 \text{ m} \quad S : Z = 4 D \quad D = 1.13 \text{ m.}$$

$$D = 1.13 \text{ m} \quad S : D_o = \frac{D}{2} \quad D_o = 0.56 \text{ m}$$

$$D_o = 0.56 \text{ m} \quad A_i = 0.785 D^2 \quad A_i = 0.30 \text{ m}^2$$

$$A_i = 0.20 \text{ m}^2$$

$$\frac{(0.20) (0.56)}{(4.5) (1.13) V_o} = \frac{0.873 (1.0 \times 10)^2 (1.06 \times 10^3)}{2.8 \times 10^{-5}}$$

$$\frac{0.022 \text{ m}}{V_o} = 0.0033 D_g$$

$$V_o = 6.656 \text{ m / seg}$$

Es necesario colocar una válvula de estrella o un sistema de platos que nos ayuden a regular la alimentación del polvo, evitando así que se atasque el ciclón, aprovechando también dichas válvulas para no perder el vacío provocado por el aire al entrar a la velocidad V_0 al ciclón.

Efectuando la misma operación encontramos las dimensiones del ciclón colector secundario.

$$Z = 210 \text{ cm}$$

$$D = 52.5 \text{ cm}$$

$$D_0 = 26.25 \text{ cm}$$

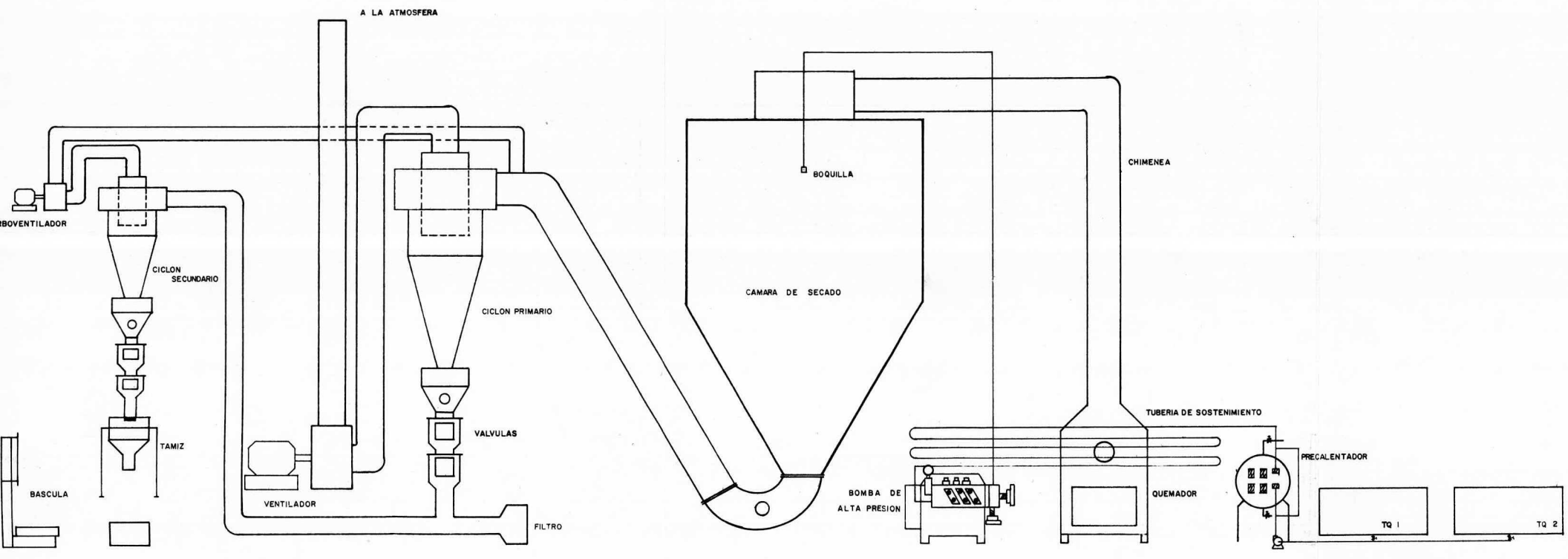
$$A_i = 0.05 \text{ m}^2$$

Colocando igualmente una válvula de estrella o de platos para regular carga y proteger vacío.

v) Instrumentación

- a) Registradores de temperatura, tanto para la cámara de secado como para el precalentador.
- b) Hidrómetro para la humedad relativa.
- c) Arrancadores, colocados con un mismo tablero de fácil acceso y visibilidad, para el equipo auxiliar, como lo son: bomba Gaulin, motorreductoras, bomba sanitaria, bomba de limpieza, tamiz.

IV) Plano general del secador.



TESIS PROFESIONAL
 "DISEÑO DE UN SECADOR PARA GLUCOSA
 POR ASPERSION"
 JESUS TORRES SILVA

UNAM
 1977

CONSIDERACIONES ECONOMICAS

- Inversión fija; Formada por la inversión del costo del equipo, instalación del equipo y costo de operación.
Costo de equipo o instalación.

- Secador: Material para este equipo acero inoxidable tipo 304 calibre No.14 costo de la unidad completa incluyendo tubería accesorios, escalera y estructura ya instalado.
Quemador tipo RG- Air Flow incluyendo sección recta, - sección en T, sección con piloto intermedio, soporte, -- varilla detectora de flama, orificio ajustable, válvula de seguridad, regulador de presión para el piloto válvulas de paso, instrumentación. \$ 1,755,000.00

- Tanque de acero inoxidable tipo 304 de 1000 hs. de capacidad precio unitario \$ 15,000.00 50,000.00

- Bomba de alta presión:
Bomba Manton Gaulin de tipo piston con cabeza de acero inoxidable con motor acoplado de 5 Hp: 50/60 ciclos 220/440 volts costo de la unidad. 210,900.00

- Registrador Marca Portlan Modelo RST De 0 - 100° de 1 pluma 225 KLP con capilar de 3 mt. bulbo especial de 3.87 " de longitud 3/4 Ø rango 10 - 120 °C. 9 713.60

- Registrador Marca Partlow Modelo RFH TT con doble bulbo modelo 780 KLY 220-50 de 50 de longitud rango 0.300 °C motor eléctrico 120 Volts 50 ciclos - 24 lbs. 22 788.50

- Motoreductor para acoplarse a los volúmenes de 1/2 HP 50/60 ciclos 4 polos 220/440 volts, 2 piezas, costo de la unidad \$ 6,300.00 12,600.00

 - Ventilador Marca Arme-Chicago tipo LS, diseño 16-A tamaño 9, clase III, entrada sencilla, -- volúmen 1000 pcm contra una presión estática - de 6" de columna de agua, con más RPM de 2422, con motor de 3 HP 4 polos, 3 fases, totalmente cerrado. 14,371.20

 - Báscula -
Báscula móvil con capacidad hasta 175 Kg. de -
plataforma y caratula marca Berckel precio de
la unidad 38 500.00

 - Costo total del equipo
y su instalación \$ 2.093,873.30
-

COSTOS DIRECTOS:

1): Materia Prima

a) Glucosa 43 ^{Be}	4.40	<u>\$</u>	\$	1,638,678.80
		Kg		

Costo materia prima a nual 1,638,678.80

2): Mano de obra (MOD)

a) Elaboración:

Dos obreros clasificados

Operario "A"	156.20	<u>\$</u>
		Día

Ayudante "General A"	116.85	<u>\$</u>
		Día

Se elaboran 3 turnos por día de trabajo

Costo total MOD / Año 39,720.50

3). -Supervisión

Supervisor de planta	265.	<u>\$</u>	
		Día	795.00

Laboratorista	150	<u>\$</u>	
		Día	150.00

Costo total supervisión 945.00

Costo total supervisión anual 42,853.05

4). -Mantenimiento:

Estimaremos 4% I.F. 83,754.90

5). - Servicios:

Servicios necesarios para procesar 320 Kg/ Hr de producto terminada

Servicio	Unidad	Costo Unitario (\$)	Costo Total (4)
Agua	378.85 m ³	2.80 $\frac{\$}{m^3}$	1,068.80
Electricidad	155.2 KwHr	0.58 $\frac{\$}{Kw-Hr}$	4,412.78
Vapor	576 Kg	0.0196 $\frac{\$}{Kg}$	553.20
Gas	1 126.08 m ³	0.26 $\frac{\$}{m^3}$	14 346.26
Costo anual		\$ 20,381.00	

6) Regalías:

Se considerará el 5% sobre el precio de venta total. Si el precio unitario es 10.70 \$ / kg

$$10.70 \frac{\$}{Kg} \times 372,427 \frac{kg}{Año} = 3 984 968.90$$

Que significan las ventas anuales

Por lo tanto las regalías serán 199 248.45

7). - Laboratorio:

Se estimará un 5% sobre mano de obra y mantenimiento 4 187.75

8). - Empaque:

El material de empaque para los 372,427 Kg
Año

que son 9,311 piezas de 40 kg. consta de lo siguiente:

Material	Unidades	Costo Unitario	Costo Total
Bolsa de polietileno tamaño 54 x 108	9 311	2,352.24 \$/millar	21,901.70
Bolsa de papel kraft de 4 - capas tamaño 54 x 108	9 311	4,369.00 \$/ millar	40,679.75
Etiqueta a 2 colores	9 311	379.10 \$/ millar	3,529.80
Costo total anual	\$ 66,111.25		

9). -Impuestos y seguros:

a 10 años es del orden del 10%
de la inversión fija \$ 209,387.35

10). - Depreciación

La vida útil para el equipo se considera de 10 años.

Equipo 2 093 873.30
10 209,387.35

11). - Amortización

5% del activo diferido 3 140.80
Costos totales Directos 2 516,850.45

COSTOS INDIRECTOS

1. - Gastos Administrativos

7 % de ventas 278,947.80

2. - Gastos de venta

5 % ventas 199,249.45

3. - Financieros

De acuerdo con el balance del pasivo se pagará en 5 años, considerando un 11 % de intereses.

COSTOS TOTALES INDIRECTOS 490,469.95

Con los datos obtenidos podemos conocer la utilidad de este proceso y ratificar si resulta o no costeable.

Inversión total 2 093 873.30

COSTOS TOTALES= COSTOS DE PRODUCCION
+ GASTOS GENERALES

COSTOS TOTALES = \$ 3 007 320.40

Venta Bruta: Es lo que se factura

Venta Neta = Venta Bruta - Devoluciones y descuentos o sea 3 %
de venta bruta.

Utilidad bruta = Ventas Netas - Costos y Gastos

Utilidades Antes de Impuestos = Utilidad bruta - gastos de operación.

Venta bruta : Es lo que se factura

Venta Neta = Venta Bruta - Devoluciones y descuentos o ses 3 %
de venta bruta.

Utilidad bruta = Ventas Netas - Costos y Gastos

Utilidad Antes de Impuestos + Utilidad bruta - Gastos de Operación.

Utilidad neta = Utilidad Antes de Impuestos - Impuestos

De aquí que:

Venta Bruta = \$ 3 984 968.90

Venta Neta 3,865 419.80

Utilidad Bruta = 858 099.40

Utilidad Neta = 429 049.70

Debemos analizar cual es la eficiencia económica de dicho estudio, es decir la Rentabilidad, que se calculará con respecto al capital total invertido y a las ventas netas.

$$\text{Rentabilidad \%} = \frac{\text{Utilidad neta} \times 100}{\text{Inversión total}} \dots\dots\dots\text{I}$$

$$\text{Rentabilidad \%} = \frac{\text{Utilidad neta} \times 100}{\text{Ventas Netas}} \dots\dots\text{II}$$

$$\begin{aligned} \text{I} \\ \text{Rentabilidad \%} &= \frac{(429049.70) (100)}{2093873.30} \\ &= 20.49 \% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{II} \\ \text{Rentabilidad \%} &= \frac{(429 049.70) (100)}{3 865 419.80} \\ &= 11.10 \% \end{aligned}$$

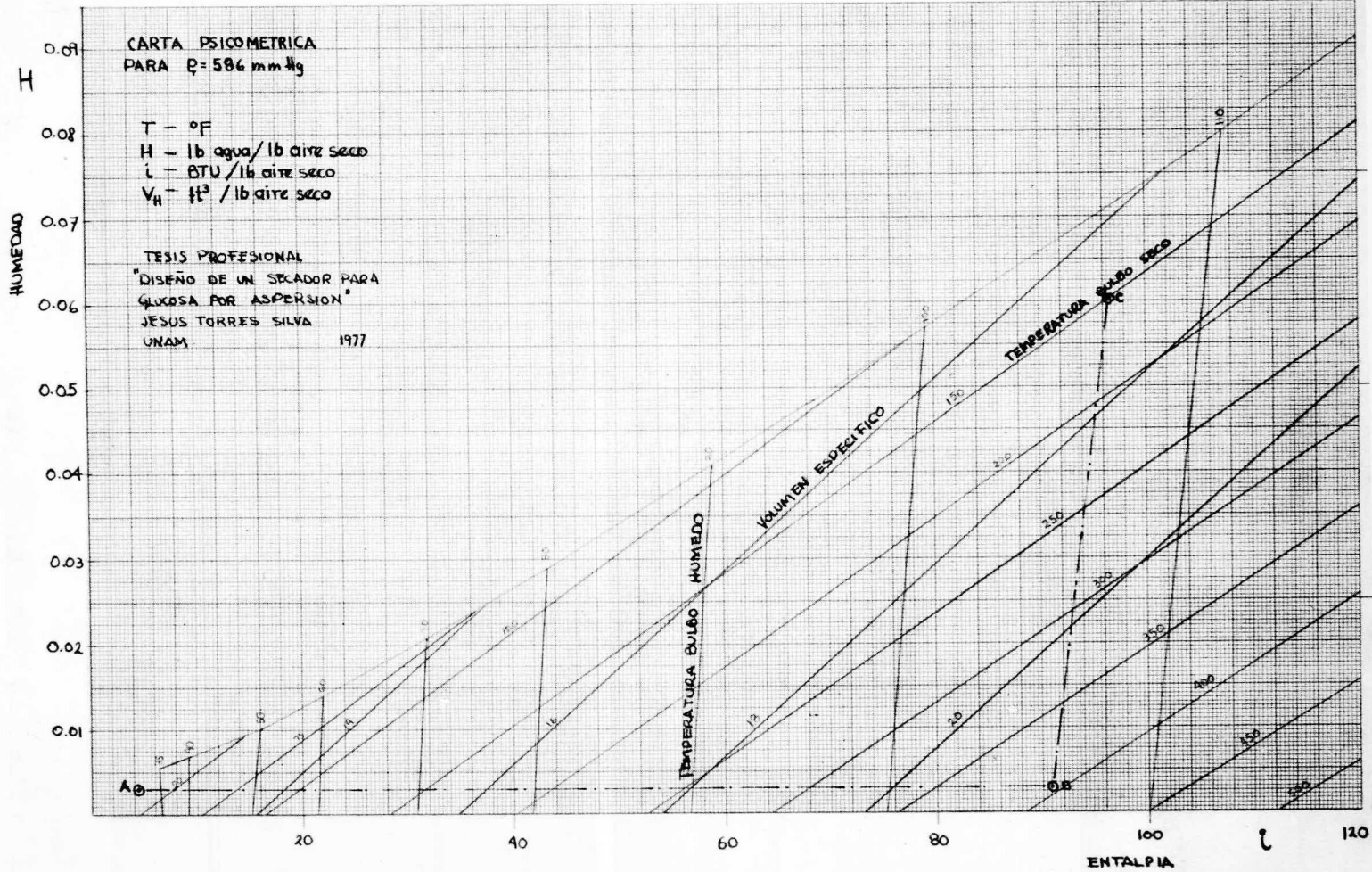
CONCLUSIONES

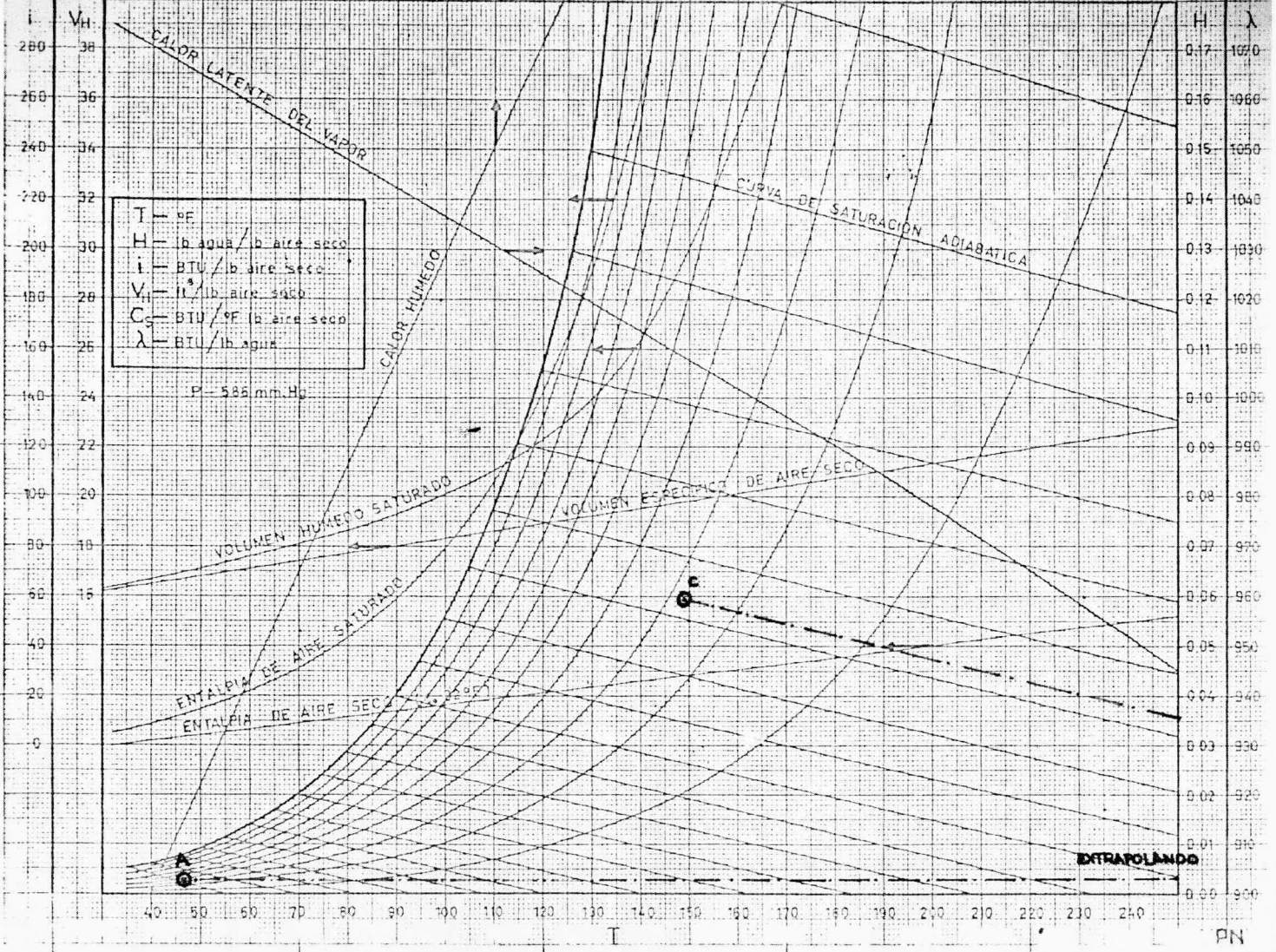
1. - Se selecciona el secador por aspersion por ser el más económico en cuanto a construcción, manejo y reducido mantenimiento.
2. - Con respecto al producto: Se puede aplicar con buenos resultados el secado por atomización a la Glucosa ya que debido al bajo contenido de dextrosa (D.E. 36) obtenemos un producto con bajo caracter higroscópico, favoreciendo con esto; el evitar que se pegue a las paredes de la cámara del secador, obtener un tiempo de secado corto y presentar un producto de muy buena calidad con características y propiedades comparables a productos extranjeros empleados actualmente en México.
3. - Se recomienda construir el secador de acero inoxidable. Podría construirse de otro tipo de material, pero su uso se limitaría a secar determinados productos.
4. - La inversión total de este proyecto es de \$ 2 093 873.30
5. - Las Rentabilidades: se consideran buenas, ya que se ha observado que en México, generalmente los índices fluctúan entre un 25% a 30% con respecto a la inversión total y en este proyecto se obtuvo de 20.49% y de 11.10 referido a ventas; pero debemos tomar en cuenta que para satisfacer ampliamente y con reserva, la demanda anual se trabajarán 49 días del año de trabajo y el resto se empleará para el secado de otros productos marcadas en la empresa y de maquilas actuales y futuras; así que la efi-

ciencia económica está plenamente asegurada debido a que dichos índices se verán influenciados en la medida que aumentemos nuestra utilidades.

6. - El tiempo de recuperación de la inversión es de 3.5 años, que tomando en cuenta lo referido al punto 5 éste se verá reducido.

GRAFICAS Y DIBUJOS





A

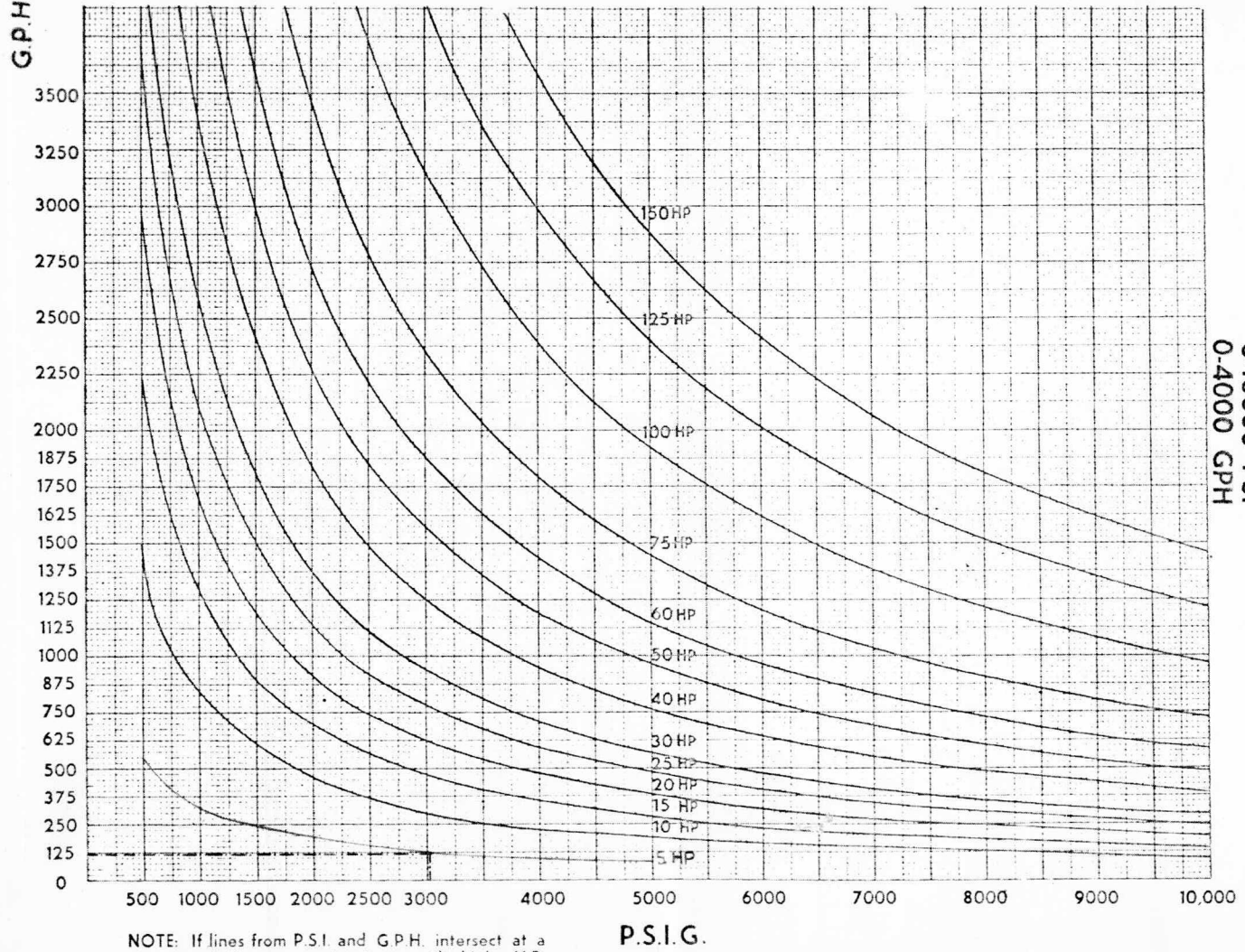
B

C

PN

HORSEPOWER CURVES

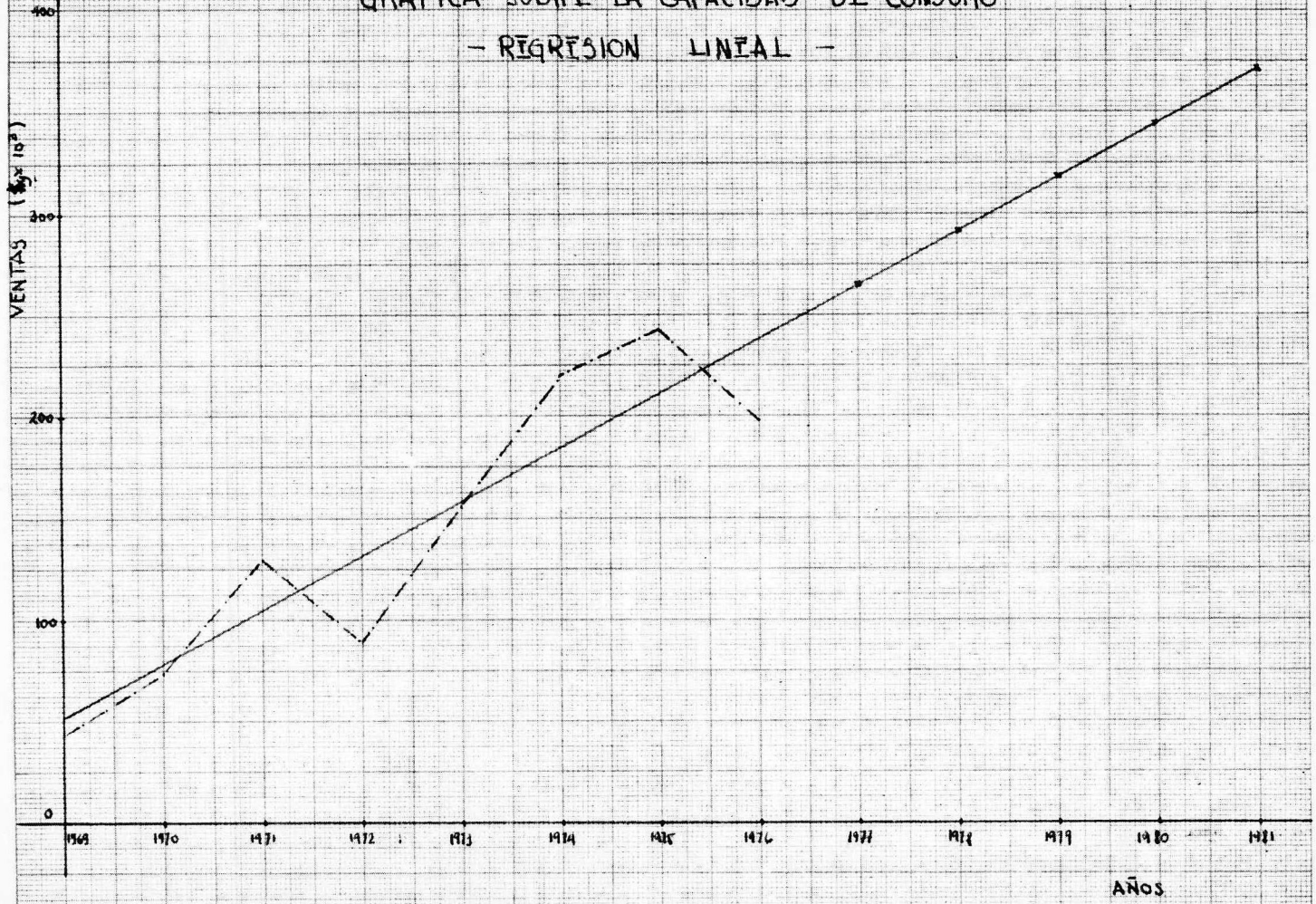
"MC" Models only
0-10000 PSI
0-4000 GPH



NOTE: If lines from P.S.I. and G.P.H. intersect at a point between motor sizes, use the higher H.P.

GRAFICA SOBRE LA CAPACIDAD DE CONSUMO

- REGRESION LINEAL -



AÑOS

BIBLIOGRAFIA

1. - AVALOS Y VEZ LEON, Apuntes sobre generadores de vapor , México, D.F.: Ed. Politécnica, 1965
2. - BROWN, G.G., UNIT OPERATIONS Barcelona, España: Manuel Marín y Cía. Editores, 1956, Pags. 585-591
3. - KERN, DONALD, Q., PROCESS HEAT TRANSFER, Tokyo, Japan: Mc. Graw-Hill Kogakusha, LTD. Pags. 453-563
4. - PEELE, ROBERT, MINING ENGINEERS HANDBOOK, 2nd. Ed., New YorkÑ John Wcley And Sous, Inc., 1928
5. - PERRY ROBERT, H. Y CHILTON, CECIL, H. CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK, 4th. Ed., Tokyo, Japan: Mc.Graw-Hill Kogakusha, LTD., 1973.
6. - STANLEY E. CHARM Sc. D., THE FUNDAMENTALS OF FOOD ENGINEERING, U.S.A.: The Avi Publi shing Co. Inc., Pags. 307-328.
7. - TREYBAL, E. ROBERT, MASS TRANSFER OPERATIONS, 2nd. Ed., Tokyo, Japan: Mc. Graw-Hill Kogakusha, LTD., 1968.

Revistas.

8. - BLECHER, D.W. y Otros, Methods for analysing drying equipment chemical engineering, 84 (2), 104 (1977).
9. - DOERSCHLAG CHRISTIAN Y MICZEK GERHARD, Hoe tochoose a cydone dust collector, chemical engineering, 84 (4), 64 (1977).
10. - LAPPLE, C.E., SHEPPARD, C.B. Calculation of particle ---- trayectories, ind. Eng. Chem., 32, 605 (19-40)

11. - MARSHALL W. R., Jr. Atomization and Spray Drying, Chem. Eng. Prog. 50 (2), 68 (1954)
12. - MANTON GAULIN, Catalogo de Bombas, No. D.J. 57, Evere H. Mass. U.S.A. 1970
13. - NUKIYAMA, S. TANASAWA Y, On Liquid Spray Drying, Trans. Soc. Mich. Eng., 6, 5, 15 (1940)
14. - WOLFGANG H. KOCH, WILLIAM LICHT, New Design approach boosts cyclone efficiency. chem. Eng. 84 (24) 80 (1977)