

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

DISEÑO DE UN EQUIPO PILOTO, PARA ESTU
DIOS DE SECADO EN LECHO FLUIDIZADO.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
I N G E N I E R O Q U I M I C O
P R E S E N T A

FELIPE A. PRAGET MARTINEZ

MEXICO, D. F.

1 9 7 1



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 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.

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA:

PRESIDENTE	Prof.	:	CARLOS DUCRMAN MONTERO
VOCAL	"	:	CUTBERTO RAMIREZ CASTILLO
SECRETARIO	"	:	ANTONIO FRIAS MENDOZA
1er. SUPLENTE	"	:	ROBERTO ANDRADE CRUZ
2do. SUPLENTE	"	:	LUCIA ARCINIEGA CARRILLO

SITIO DONDE SE DESARROLLA EL TEMA:

BIBLIOTECA DE LA FACULTAD DE QUIMICA UNAM.

SUSTENTANTE:

FELIPE A. PRAGET MARTINEZ

ASESOR:

I. Q. FERNANDO MALDONADO MENDOZA

SUPERVISOR TECNICO:

I. Q. ANTONIO FRIAS MENDOZA.

INDICE

Capítulo I INTRODUCCION.

Capítulo II ASPECTOS TEORICOS.

A) Conceptos básicos de la teoría de secado.	
s2.1 Definición de secado.	3
s2.2 Terminología empleada	4
s2.3 Factores controlantes del secado	5
s2.4 Clasificación de secadores	6
s2.5 Pasos elementales en la selección de un secador	10
s2.6 Comportamiento general del secado	11
s2.7 Mecanismos Internos	12
s2.8 Períodos de secado	14
s2.9 Tiempo de secado	16
B) Conceptos básicos de la teoría de fluidización.	
s2.10 Definición de Fluidización	18
s2.11 Tipos de fluidización	18
s2.12 Tipos de flujo	19
s2.13 Canalización y otros conceptos	20
s2.14 Transferencia de masa	22
s2.15 Transferencia de momentum	24
s2.16 Transferencia de calor	27
C) Secado en lecho fluidizado.	

s2.17	Generalidades	30
s2.18	Equipo	31
s2.19	Operación intermitente	32
Capítulo III DISEÑO DEL EQUIPO DE SECADO		
s3.1	Principales variables que intervienen	35
s3.2	Diagrama de bloques	35
A) Secador.		
s3.3	Propiedades físicas del sólido	35
s3.4	Forma y tamaño	36
s3.5	Cálculo de espacios libres	37
s3.6	Cálculo de la velocidad de fluidización	38
s3.7	Caída de presión en el lecho.	39
s3.8	Cálculo de las placas distribuidoras	39
s3.9	Caída de presión en la placa	41
B) Equipo auxiliar.		
s3.10	Balace de materia	41
s3.11	Balace de Energía	42
s3.12	Equipo de colección	44
s3.13	Calentador de aire	46
s3.14	Caída de presión en el ducto	47
s3.15	Equipo de transmisión de aire	47
s3.16	Alimentador	48
C) Instrumentación.		
s3.17	Controles generales, temperatura, humedad, presión y alimentación	48
s3.18	Resumen del equipo	49
s3.19	Diagrama de flujo	51

Capítulo IV	COSTOS	
s4.1	Costo del secador	52
s4.2	Costo del secado	53
Capítulo V	CONCLUSIONES	55
Capítulo VI	BIBLIOGRAFIA	58

INTRODUCCION.

La operación de fluidización ha sido una de las innovaciones tecnológicas más importantes en la Industria Química. Su aplicación es muy amplia, ya que se encuentra desde la industria petrolera, - en la desintegración catalítica del petróleo, hasta en la tostación de minerales de zinc, fierro y cobre.

La gran superficie de contacto entre las partículas sólidas y la corriente gaseosa, y la rapidez y uniformidad con que el calor es distribuido a través de todo el lecho, ha hecho que una de sus aplicaciones más exitosas haya sido el secado de materiales.

En este trabajo se pretende diseñar equipo a escala piloto -- que permita efectuar estudios de secado en lecho fluidizado, principalmente con fines industriales sin descartar la posibilidad, de poder hacerlos del tipo académico; se busca satisfacer la necesidad de investigación, tan necesaria en nuestro país. La escasa aplicación de esta operación en nuestro medio, generalmente limitada a la industria petrolera justifican plenamente el desarrollo de esta tesis.

Se procura proporcionar un equipo de características variables,

para así poder secar diferentes materiales; es importante advertir que no se profundiza en el comportamiento interno de las partículas durante el proceso, sino únicamente en las variables termodinámicas que controlan el secado.

Este aspecto, así como los económicos se calculan en detalle, no sucediendo así el diseño mecánico del equipo.

ASPECTOS TEORICOS.

A) Conceptos Básicos de la Teoría de Secado.

2.1 Definición de Secado.

Con el término de secado nos referimos a la operación unitaria, en la cual una sustancia pierde su humedad por medios térmicos. Distinguímos así de las formas mecánicas para eliminar humedad, aunque no, de la evaporación; la única forma de establecer una diferencia entre secado y evaporación es en base al equipo utilizado, y sirve también el hecho de que la evaporación elimina en comparación con el secado grandes cantidades de agua. (1)

Ordinariamente el secado se usa para:

a) Facilitar el manejo de materiales en la continuación del proceso, permitiendo así la utilización satisfactoria del producto final.

b) Incrementar la capacidad de otros equipos subsecuentes.

c) Preservar el producto durante su almacenamiento, así como reducir sus costos de embarque.

d) Aumentar el valor y utilidad de desperdicios o subproductos.

El secado mantiene generalmente una relación fija con respecto a otras operaciones unitarias. Con frecuencia sucede a una filtración o a una centrifugación y antecede a algún tipo de reducción de tamaño, como la molienda o a un empaque final. Como se puede apreciar el secado es una "operación de acabado", pues casi siempre

está al final de los procesos. En petroquímica donde encontramos comúnmente enfriamientos, el secado se usa como paso anterior pues solo de esa forma se evita la formación de hielo en el equipo.

s2.2 Terminología empleada.

Los términos generalmente usados para describir el contenido de humedad de las sustancias son: (2)

Contenido de humedad en base húmeda.- La humedad contenida en un sólido o solución es usualmente descrita en términos de porcentaje en peso de humedad, y esto es llamado base húmeda expresandose como:

$$(g \text{ de humedad} / g \text{ de sólido húmedo}) 100 =$$

$$[g \text{ de humedad} / (g \text{ de sólido seco} + g \text{ de humedad})] 100 = 100 X / (1+X)$$

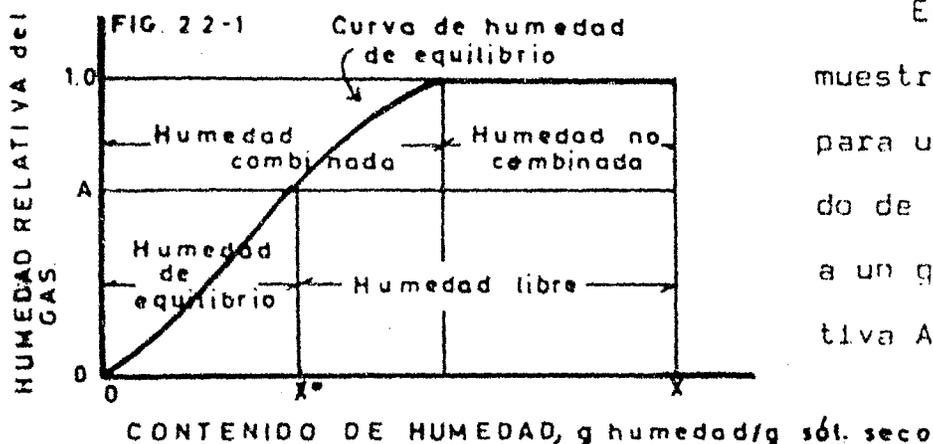
Contenido de humedad, en base seca.- Esto se expresa como: -
 $(g \text{ de humedad} / g \text{ de sólido seco}) = X$, también puede expresarse en porcentaje, base seca = $100 X$.

Humedad de equilibrio X^* .- El contenido en humedad del sólido que sale del secador no puede ser inferior al correspondiente al equilibrio con la humedad del aire entrante. Esta porción de agua, contenida en el sólido húmedo, que no puede ser separada por el aire de entrada, a causa de su humedad, se llama humedad de equilibrio del sólido.

Humedad combinada.- Es la humedad contenida por una sustancia la cual ejerce una presión de vapor en equilibrio menor que la del líquido puro a la misma temperatura.

Humedad no combinada.- Es la humedad contenida por una sustancia la cual ejerce una presión de vapor en equilibrio igual a la de el líquido puro a la misma temperatura.

Humedad libre.- Es la humedad contenida por una sustancia en exceso de la humedad de equilibrio: $X-X^*$. Solamente la humedad libre puede ser evaporada y el contenido de humedad libre de un sólido depende de la concentración de vapor en el gas.



En la fig. 2.2-1 se muestran estas relaciones para un sólido de contenido de humedad X expuesto a un gas de humedad relativa A.

s2.3 Factores controlantes de el secado.

El principal propósito de cualquier equipo de secado es tener dentro de una dimensión razonable, las más altas transferencias - tanto de masa como de calor. Pues estos son los mecanismos más importantes que se incluyen en la teoría de secado. Es decir, la velocidad de secado está en función directa de ambas transferencias; de aquí se pueden deducir los principales factores controlantes de la velocidad de secado. (3)

a) Superficie de contacto.- un secado rápido necesita, de la máxima exposición posible de superficie húmeda, las partículas individuales suspendidas en una corriente gaseosa son las que brindan el contacto óptimo.

b) Temperatura diferencial.- la diferencia entre la temperatura del medio de calentamiento y la temperatura del material que se está secando es directamente proporcional a la velocidad de secado.

c) Agitación.- el movimiento caótico del material en el medio de calentamiento.

d) Tamaño de partícula.- aquí nos referimos a la facilidad de las partículas pequeñas para difundir su humedad interna hacia la superficie de sí mismas.

e) Estructura interna de partícula.- también facilitarán su secado aquellas partículas porosas, pues proporcionan un medio más adecuado a la evaporación de la humedad interna.

Observando detenidamente los puntos "a" y "c" localizamos las características más favorecidas por los sistemas de secado con suspenión en corriente gaseosa. Concretamente por los secadores de lecho fluidizado, en ellos se logran alcanzar grandes áreas expuestas al calentamiento además de una violenta agitación.

s2.4 Clasificación de secadores.

Los secadores para su estudio generalmente se separan en dos tipos básicos: calentamiento directo y calentamiento indirecto. Una forma adicional de agruparlos es en intermitentes y continuos.

En los secadores de calentamiento directo, el calor se aplica directamente al sólido húmedo haciendo uso de un medio de calentamiento, tal como una corriente gaseosa caliente. La misma corriente servirá de medio de arrastre para los vapores desprendidos del material.

En los secadores de calentamiento indirecto, el calor se aplica por conducción a través de un recipiente, -generalmente metálico- también es usada una corriente gaseosa pero en este caso solo sirve para eliminar los vapores separados del material; pues aquella no aporta ninguna o solamente una pequeña parte del calor re-

cuerido en el secado.

Si bien existe un tercer tipo de secadores que usa calor infrarojo (el calor es aplicado por transporte de energía radiante) no afectará nuestra previa clasificación pues caen dentro de los mismos tipos de calentamiento directo o indirecto.

Se puede agregar con respecto a los secadores de calentamiento directo que, como la transferencia de calor principalmente por convección, el control de temperatura se llevará fácilmente a cabo midiendo y controlando la temperatura del aire caliente. La temperatura del material a secar no puede en ningún momento ser superior a la temperatura de la corriente de aire. Solo ejerciendo un control estricto se tendrá la seguridad de que el sólido no está expuesto a temperaturas mayores a la especificada como máxima.

Este tipo de secadores es más usado cuando se trabaja con temperaturas bajas, otra de sus ventajas es que fácilmente se pueden recubrir evitando así la corrosión.

Las desventajas de estos secadores son los siguientes: en algunos casos son térmicamente ineficientes, llegan a perderse grandes cantidades de calor sensible en el tiro de gases de salida. Los solventes son muy difíciles de recobrar y en caso de tratar - con materiales muy finos las pérdidas del producto pueden ser grandes debido al arrastre de polvos. Pero realmente la desventaja más grande es la posible contaminación del producto, pues el oxígeno u otros gases pueden reaccionar con el material o con el solvente evaporado.

Todas estas desventajas pueden eliminarse con equipo auxiliar y con técnicas de operación. Por ejemplo la eficiencia térmica, se

mejora recirculando una porción del aire ya usado o empleando una fuente calorífica de desecho. Los solventes pueden recuperarse por reacción química, —absorción o adsorción— o por enfriamiento de aire, abajo de la temperatura de punto de rocío.

La recuperación de finos, se lleva a cabo en ciclones, lavadoras de gases o filtros. La contaminación se previene filtrando, lavando o pretratando el medio secante, eliminandose así los componentes indeseables. Si el oxígeno es problema, puede usarse en vez de aire gas inerte o vapor sobrecalentado. Lógicamente cualquiera de estas soluciones en el caso de requerirse elevan los costos de operación.

Ahora, con respecto a los de calentamiento indirecto, en los cuales la transferencia de calor es solamente por conducción, puede dificultarse la operación, pues se ven fácilmente involucradas temperaturas extremas, por esto mismo deben tomarse precauciones y controles adecuados; se puede trabajar una temperatura máxima de trabajo igual al punto de ebullición del solvente. En general se usan los secadores cuando es de capital importancia la eficiencia térmica, la recuperación de solvente, la mínima pérdida de finos, la no contaminación y la exclusión de gases indeseables.

Como puede apreciarse el costo inicial de estos secadores será mayor que los del tipo convección, pues deben estar provistos de un enchaquetamiento o doble coraza para así tener donde contener al medio de calentamiento. A dicho costo inicial hay que aumentar el costo de la instalación generadora de calor.

A continuación se proporciona una tabla donde se incluyen los tipos de secador más conocidos.

mejora recirculando una porción del aire ya usado o empleando una fuente calorífica de desecho. Los solventes pueden recuperarse por reacción química, —absorción o adsorción— o por enfriamiento de aire, abajo de la temperatura de punto de rocío.

La recuperación de finos, se lleva a cabo en ciclones, lavadoras de gases o filtros. La contaminación se previene filtrando, lavando o pretratando el medio secante, eliminandose así los componentes indeseables. Si el oxígeno es problema, puede usarse en vez de aire gas inerte o vapor sobrecalentado. Lógicamente cualquiera de estas soluciones en el caso de requerirse elevan los costos de operación.

Ahora, con respecto a los de calentamiento indirecto, en los cuales la transferencia de calor es solamente por conducción, puede dificultarse la operación, pues se ven fácilmente involucradas temperaturas extremas, por esto mismo deben tomarse precauciones y controles adecuados; se puede tolerar una temperatura máxima de trabajo igual al punto de ebullición del solvente. En general se usan los secadores cuando es de capital importancia la eficiencia térmica, la recuperación de solvente, la mínima pérdida de finos, la no contaminación y la exclusión de gases indeseables.

Como puede apreciarse el costo inicial de estos secadores será mayor que los del tipo convección, pues deben estar provistos de un enchaquetamiento o doble coraza para así tener donde contener al medio de calentamiento. A dicho costo inicial hay que aumentar el costo de la instalación generadora de calor.

A continuación se proporciona una tabla donde se incluyen los tipos de secador más conocidos.

Tabla 2.4-1.- Sistemas de Secado y Equipo.

Sistemas Continuos de Calentamiento Directo.

Turbosecador.

Rotatorio.

Vibratorio.

Túnel.

Banda perforada o lisa.

Sistemas Intermitentes de Calentamiento Directo.

Charolas.

Anaqueles.

Cabinas.

Sistemas Suspendidos en Aire.

Aspersión.

Instantáneo.

Lecho Fluidizado.

Sistemas Continuos de Calentamiento Indirecto.

Rotatorio, tubo interno para vapor.

Tambor.

Tornillo helicoidal.

Vibratorio enchaquetado.

Sistemas Intermitentes de Calentamiento Indirecto.

Anaqueles enchaquetados.

Rotatorios al vacío.

Conicos.

Recipiente agitado.

Congelamiento.

s2.5 Pasos elementales en la selección de un secador.

Para efectuar una selección de equipo secador no se cuenta con ningún método puramente teórico, pues los variados tipos de secadores permiten un amplio número de combinaciones para cada trabajo particular. Baste una mirada a la tabla 2.4-1 para darnos una idea de la anterior aseveración.

Es por ésto que frecuentemente se recurre a la experimentación en plantas piloto manejando el sólido a secar. En general los dos pasos preliminares son: (3)

a) enumerar los secadores que permiten un manejo adecuado del material problema.

b) estimar el costo total de cada uno de los secadores enumerados. Eliminandose aquéllos, cuyo costo sea dos veces y medio más alto que el valor más pequeño.

En seguida el secador seleccionado de la forma anterior requerirá; probar su conducta en planta piloto, esto es, checar la capacidad de el secador en el manejo del material problema, determinar las condiciones de operación y dimensionar el equipo. En base a los datos obtenidos de el equipo piloto, y las cotizaciones suministradas por los fabricantes se hace la selección final.

El número de posibles selecciones se limita enormemente al decidir si el proceso será continuo o intermitente. Lo mejor es trabajar de manera continua pues los secadores de este tipo requieren menor mano de obra, combustible y espacio, además brindan un producto más uniformemente secado. En el otro lado, los secadores por cargas son de costo inicial más bajo, de bajo mantenimiento, y sobre todo son muy versátiles en sus aplicaciones; se seleccionan -

cuando el equipo durante el proceso debe permanecer lapsos considerables desocupado, o cuando son varios los materiales a secar, se recomienda su uso para trabajos en laboratorio y también si es necesario un estricto control durante el ciclo de secado.

La cantidad de material ha secar es importante para decidir - que tipo de operación escoger, además de las pros y contras brindados por los secadores, si son de calor directo (convección) o indirecto (conducción). Es también de considerarse que la mayoría de - los procesos químicos son continuos o muestran la tendencia a serlo en el futuro.

s2.6 Comportamiento General de el Secado. (1,4)

Como ya se dijo, cuando un sólido es secado ocurren simultáneamente las transferencias de calor y masa. El calor es transferido a el líquido evaporado, y la masa es transferida como un líquido o vapor en el interior de la partícula sólida, y como un vapor desde la superficie de partícula.

Es decir independientemente de el modo de transferir el calor, éste debe salir de la superficie externa a el interior del sólido. Y el movimiento de masa dentro de el sólido, resulta de un gradiente de concentración el cual va a depender de las características - del sólido.

Los estudios de como se seca un sólido pueden basarse en, el mecanismo interno del flujo líquido o en el efecto de las condiciones externas como la temperatura, humedad, flujo de aire, tamaño - de partícula, etc., sobre la velocidad de secado. El primer procedimiento requiere un estudio profundo de las condiciones internas, mientras que el segundo método no, sin embargo es más usado pues -

los resultados obtenidos de él son de inmediata aplicación al diseño y evaluación de equipo.

Inmediatamente después de entrar en contacto el sólido y el material secante, la temperatura de el sólido se ajusta hasta alcanzar un régimen permanente. Una vez alcanzado dicho régimen la temperatura de el sólido y la velocidad de secado pueden aumentarse o disminuirse. En régimen permanente la temperatura en la superficie de el sólido húmedo es igual a la temperatura de bulbo húmedo de el gas, y en el interior del sólido la temperatura también tendería a ser igual a la de bulbo húmedo de el gas, pero aquí el ajuste sería imperfecto por el retraso de movimiento de masa y calor. Una vez alcanzada la temperatura de bulbo húmedo de el gas, aquéllas permanecieran estables y lo mismo sucede a la velocidad de secado. Este es el llamado período de Velocidad Constante.

El período finaliza cuando el sólido alcanza el contenido crítico de humedad, más allá de este punto la temperatura superficial se eleva, y la velocidad de secado decae rápidamente. El período de decaimiento de velocidad puede ser mayor en duración, aunque la humedad removida puede ser menor.

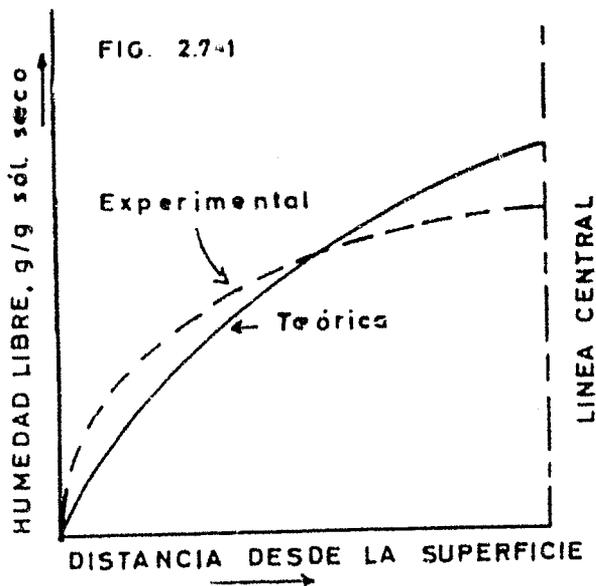
s2.7 Mecanismos Internos. (1,5)

El flujo interno de el líquido puede ocurrir, dependiendo de la estructura interna de el sólido ,por varios mecanismos. Algunos de ellos son: a) Difusión en sólidos homogéneos o no porosos. b) Flujo capilar en sólidos heterogéneos o porosos y granulares. c) Flujo causado por gravedad. e) Flujo causado por secuencia de vaporización - condensación.

Generalmente, a un momento dado de el ciclo de secado solo un

mecanismo predomina, pero no es raro encontrar diferentes mecanismos predominando en diferentes momentos de el ciclo.

Los mecanismos más encontrados y por tanto más estudiados son los dos primeros. El secado de sólidos no porosos y consecuentemente secan lentamente, estan caracterizados por la difusión. La resistencia a la transferencia de materia del vapor de agua desde la superficie del sólido a el aire es despreciable, y la difusión en el sólido controla la velocidad global de secado. La humedad en la superficie tiene por consiguiente, un valor muy próximo a el de equilibrio. Como la difusividad aumenta con la temperatura, la velocidad de secado aumenta también con la temperatura de el sólido.

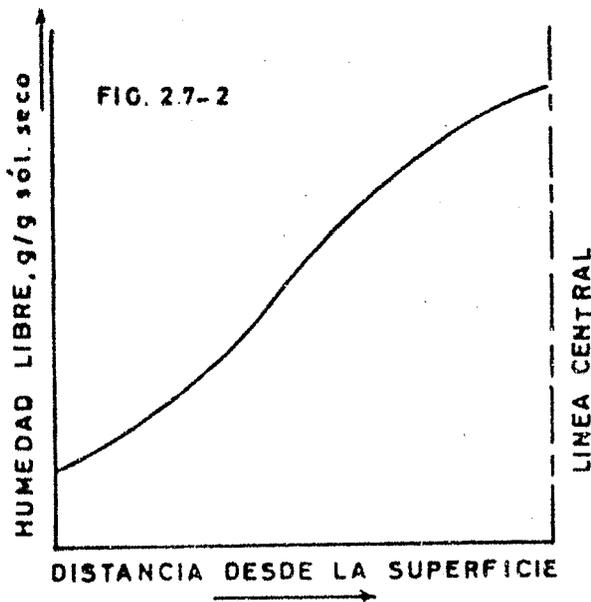


Observando la fig. 2.7-1 se entiende mejor el mecanismo de flujo difusional. La línea punteada es experimental y la continua es para una difusividad constante (teórica).

Los materiales como jabón, -cola y arcilla plástica dan curvas como ésta. Lo mismo sucede con materiales celulares densos,

tales como madera y cuero cuando se secan con humedades inferiores a el punto de saturación de fibra.

En sólidos porosos la humedad fluye por capilaridad en la fig. 2.7-2 se representa la curva típica de distribución de humedad para un sólido poroso.



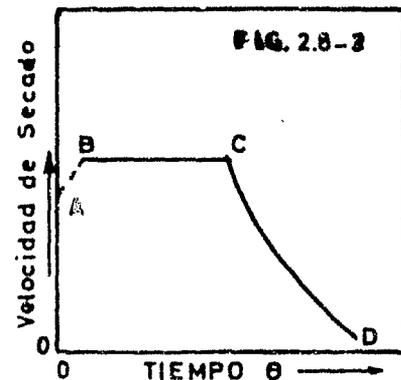
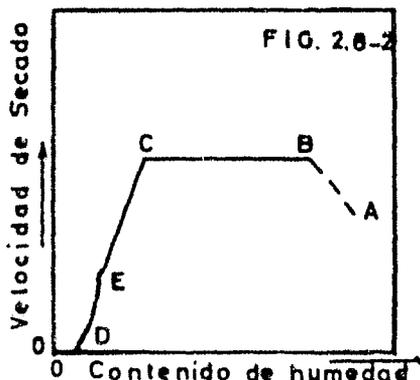
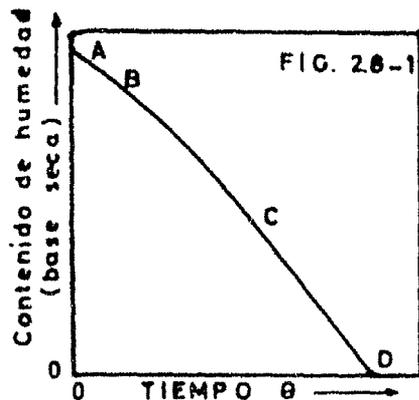
Un material es de estructura formada por canalillos intercomunicados, cuya sección transversal varía. Sobre la superficie existen aberturas de poro de diferentes tamaños. A medida que se retira agua por evaporación se forma un menisco en cada poro, que desarrolla fuerzas capilares a causa de la tensión

interfacial entre el agua y el sólido. Las fuerzas capilares poseen componentes perpendiculares a la superficie del sólido. Estas fuerzas son las que suministran la fuerza impulsora para el movimiento a través de los poros hacia la superficie.

s2.8 Períodos de Secado.

Graficando el contenido de humedad en base seca X de un sólido secado, contra tiempo θ , se obtiene una curva como la de la fig. 2.8-1. Esta curva representa el caso general cuando un sólido mojado pierde humedad, primero por evaporación de la humedad superficial, disminuyendo gradualmente el área mojada y finalmente cuando el agua es evaporada en el interior de el sólido.

De la misma gráfica puede observarse la variación de la velocidad de secado con respecto al tiempo y el contenido de humedad, esta variación puede ilustrarse mejor graficando la diferenciación numérica $dX/d\theta$ contra X como se muestra en la fig. 2.8-2. O como en la fig. 2.8-3 donde se graficó $dX/d\theta$ contra θ .



Estas curvas muestran que el proceso de secado no es continuo.

La sección BC en cada curva representa el período de velocidad constante y la sección CD representa el período de decaimiento de velocidad. El punto E (fig. 2.8-2) representa el punto en el cual toda la superficie expuesta quede completamente insaturada, y marca el principio de la porción de el ciclo de secado durante el cual, el movimiento interno de humedad controla la velocidad de secado.

El punto C, donde finaliza el período de velocidad constante y empieza el de decaimiento, es llamado contenido crítico de humedad. La porción AB representa la zona de calentamiento, la cual -- puede ser o no significativa en el proceso total.

Cuando el calor para la evaporación en el período de velocidad constante es aplicado por un gas caliente, un equilibrio dinámico es establecido entre la velocidad de transferencia de calor y la velocidad con que el vapor es removido de la superficie. Este equilibrio entre transferencias de masa y calor se puede expresar como:

$$\frac{dX}{d\theta} = \frac{h_t A \Delta t}{\lambda} = kgA \Delta p \quad (2.8-1)$$

donde:

$dX/d\theta$ = velocidad de secado, g agua/hr.

h_t = coeficiente total de transferencia de calor, cal/hr $\text{cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

A = área para evaporación, cm^2

λ = calor latente de vaporización a t'_s , cal/g.

k_g = coeficiente de transferencia de masa, g/hr $\text{cm}^2 \text{ atm}$.

$\Delta t = t - t'_s$ t = temperatura de gas (bulbo seco), $^\circ\text{C}$

$\Delta p = p_s - p$ p_s = presión de vapor de agua a t'_s , atm.

t'_s = temperatura de evaporación (superficie), $^\circ\text{C}$.

p = presión parcial de vapor de agua en el gas, atm.

Es evidente de la ec. 2.8-1 que la magnitud del período constante depende de tres factores: a) el coeficiente de transferencia (masa o calor), b) el área expuesta a el medio secante, y c) la diferencia de temperaturas o humedades entre la corriente de gas y la superficie húmeda del sólido. Todos estos factores son variables externas, el mecanismo interno del flujo líquido no afecta la velocidad constante.

El período de decaimiento de velocidad se divide en dos zonas: a) zona de secado de superficie insaturada, y b) zona donde controla el movimiento interno de humedad. Como puede apreciarse la primer zona es afectada por variables externas y la segunda por mecanismos internos, que aquí sí afectan la velocidad de secado diluyendose el efecto de las variables externas.

s2.9 Tiempo de Secado.

La velocidad de secado es definida como:

$$R = \frac{-W_s dX}{A d\theta} = \frac{N_s \lambda M_s}{A} \quad (2.9-1)$$

donde:

R = velocidad de secado, g líq. evaporado/hr cm^2 de sup. sól.

W_s = peso de sólido seco, g.

X = contenido de humedad en base seca, g líq/g sól. seco.

A = área de secado, cm^2 .

θ = tiempo de secado, seg.

La ec. 2.9-1 puede rearrreglarse y por integración se obtiene el tiempo de secado.

$$\int_0^{\theta} d\theta = \frac{-W_s}{A} \int_{X_1}^{X_2} \frac{dX}{R} \quad (2.9-2)$$

Para el período de velocidad constante R será constante y la ec. 2.9-2 puede ser fácilmente integrada.

$$\theta_c = \frac{-W_s}{AR_c} (X_c - X_1) \quad (2.9-3)$$

donde:

X_c = contenido de humedad en el final del período de vel., constante.

X_1 = contenido de humedad al principiar el proceso de secado.

Para el período de decaimiento de velocidad R será igual a:

$$R = \frac{R_c}{X_c} X \quad (2.9-4)$$

sustituyendo en la ec. 2.9-2 tenemos

$$\int_{\theta_c}^{\theta} d\theta = \frac{-W_s}{A} \int_{X_c}^X \frac{dX}{\frac{R_c}{X_c} X} \quad (2.9-5)$$

por integración, se obtiene

$$(\theta - \theta_c) = \frac{-W_s}{A} \frac{X_c}{R_c} \ln \frac{X}{X_c} \quad (2.9-6)$$

B) Conceptos Básicos de la Teoría de Fluidización.

s2.10 Definición de Fluidización.

Se llama fluidización la operación mediante la cual un sólido granulado se suspende en una corriente fluida, adquiriendo aquél, en consecuencia, características de fluido.⁽⁶⁾ Esta característica facilita la continuidad de los procesos, ofreciendo además una enorme superficie de contacto íntimo entre fluido y sólido; facilitándose con ésto las transferencias de masa y calor pues cualquier capa estacionaria se ve removida de los alrededores de el sólido. Como el material mediante la corriente fluida se homogeniza completamente, la temperatura también se homogenizará rápida y fácilmente, conservandose indefinidamente uniforme.

La corriente fluida a la que nos hemos referido cuando es líquida da lugar a la llamada fluidización particulativa y cuando el sistema es gas-sólido la fluidización es llamada agregativa. Desde luego en secado el tipo de fluidización usado es el último.

s2.11 Tipos de Fluidización.

Cuatro tipos de fluidización pueden existir.⁽⁷⁾

a) Con bajas velocidades de gas el lecho se expande muy ligeramente, permaneciendo prácticamente estacionario, este fenómeno es denominado de lecho fijo.

b) A una velocidad de gas un poco mayor las partículas ganan libertad en su movimiento, la caída de presión se iguala al peso del lecho por unidad de área y este caso es la llamada fluidización en fase densa. La superficie de el lecho presenta ya un aspecto semejante a un líquido hirviente. El lecho ejerce una presión hidrostática igual a la densidad promedio de el lecho por la altura del

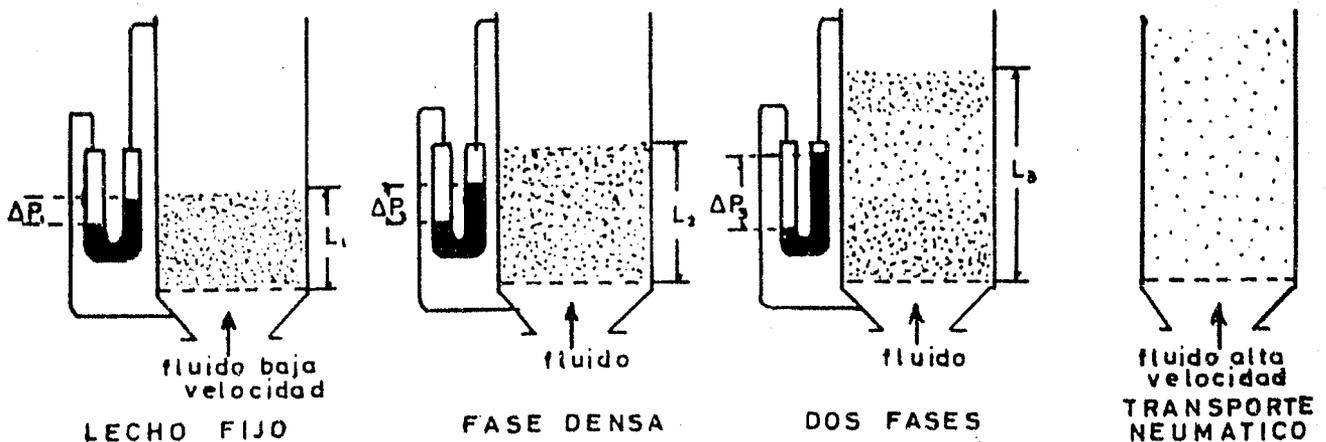
mismo.

c) A una velocidad en la cual se rompa el equilibrio, es decir, la caída de presión llegue a ser mayor que el peso del lecho por unidad de área se formarán dos fases, una inferior de partículas grandes en fase densa y otra superior de partículas pequeñas en fase diluida.

Este tipo de fluidización es la denominada de dos fases; es de notar que en contraste con los dos tipos anteriores, los cuales podrían permanecer estables durante tiempo indefinido, la fluidización en dos fases es inestable pues la mayoría de las partículas pequeñas se pierden del sistema por arrastre de finos.

d) El último caso, es cuando el lecho entero es arrastrado por la corriente gaseosa, formandose una fase diluida de sólido en suspensión gaseosa. Técnicamente a este fenómeno se le llama transporte neumático.

Fig. 2.11-1



s2.12 Tipos de Flujo.

Ahora, para la fase densa existen tres tipos de flujo: cohesivo, agregativo y slug. El tipo de flujo va a depender de la geometría.

tria del lecho, las características de el sólido y las propiedades de el gas.

Aunque en realidad no existe una verdadera barrera limitante entre los tres tipos de flujo y en consecuencia las características de cada uno de ellos se encuentran mezcladas en las regiones de transición. A pesar de lo anterior se puede decir en términos generales que el flujo cohesivo es producido por partículas muy pequeñas —diámetros menores de 10 microns— éstas se agrupan formando esferas de algunos milímetros de diámetro. Las pelotitas así formadas provocan la desorganización del flujo gaseoso y dan lugar a la llamada "canalización", fenómeno que merecerá discusión particular posteriormente.

El flujo considerado como ideal en esta operación es el agregativo, en él todas las partículas están totalmente suspendidas en el gas y se mueven al azar a través de todo el lecho, no existe ningún tipo de agrupamiento. Y el tamaño de partícula asociado con este flujo es de alrededor de 60 microns.

El flujo slug es provocado por partículas de gran tamaño —a proximadamente 100 microns— o lechos con altas relaciones de altura-diámetro y/o altas velocidades de gas.

s2.13 Canalización y Otros Conceptos.

Con el nombre de "canalización" es conocido un fenómeno, mediante, el cual el flujo del fluido describe canales en el lecho.⁽⁸⁾ La aparición de este fenómeno se debe principalmente a los siguientes cinco factores:

- 1.- Humedad en el lecho.
- 2.- Diámetro de el recipiente.

3.- Velocidad del flujo a través de pequeñas partículas.

4.- Diámetro de las partículas.

5.- Distribución de aire.

Si el lecho está húmedo las partículas tenderán a agruparse y el gas a fluir en los canales que se forman entre las agrupaciones sólidas. En recipientes estrechos, la resistencia ofrecida al flujo del fluido es menor cerca de las paredes del recipiente que en el centro del mismo.

Para recipientes grandes el efecto de pared se reduce pero aumenta la canalización a través del lecho. Cuando se usan altas velocidades de flujo la canalización virtualmente desaparece, lo contrario sucede a bajas velocidades. También se ha observado que las partículas muy finas tienen mayor tendencia a agruparse que las mayores.

En realidad el hecho de que las partículas finas se agrupen - fácilmente no es bien entendido, pues debería suceder lo contrario ya que están sujetas a mayor agitación.

La caída de presión en un lecho fluidizado con canales será - menor que la de un lecho sin canales. Esto es debido a el fácil paso del gas a través del lecho.

El espacio libre mínimo de un lecho, ϵ_{mf} , es fácilmente determinado fluidizando intensamente y después reduciendo gradualmente la velocidad del fluido hasta cero. Este procedimiento permite a las - partículas acomodarse lentamente en una posición, a partir de la - cual pueden más fácilmente volver a ser fluidizadas.

Se ha encontrado experimentalmente ⁽⁹⁾ una correlación entre el espacio libre y el diámetro efectivo de partícula, y resultó -

ser inversamente proporcional. En resumen puede decirse que el espacio libre mínimo es la menor expansión necesaria para la fluidización.

El conocimiento de ϵ_{mf} y la caída de presión a través del lecho, permiten predecir con exactitud la embestida de la fluidización.

Velocidad mínima de fluidización.- es la velocidad a la cual las partículas comienzan a fluidizar, en ella la caída de presión se iguala al peso del lecho por unidad de área.

2.14 Transferencia de Masa.

La velocidad de transferencia de masa para un sistema dado bajo condiciones fijas de operación es caracterizada por el coeficiente de transferencia de masa. La velocidad de transferencia de masa a través de una película fluida entre la partícula y la corriente principal está dada por: (7)

$$\text{para gases: } N = k_g A(p - p_i) \quad (2.14-1)$$

$$\text{para líquidos: } N = k_l A(C - C_i) \quad (2.14-2)$$

donde: N = velocidad de transferencia de masa, gmol/seg.

k_g, k_l = coeficiente de transferencia en gases y líquidos, gmol/seg $\text{cm}^2 \text{ atm}$, gmol/seg $\text{cm}^2 (\text{gmol}/\text{cm}^3)$.

A = área, cm^2 .

p, p_i = presión parcial y presión parcial en la interface, atm.

C, C_i = concentración y concentración en la interfase, gmol/ cm^3 .

La expresión común para el factor de transferencia de masa es:

$$\text{para gases } J_0 = (P_{\text{om}} k_g M_2 / G) (\mu / \rho D)^{1/3} \quad (2.14-3)$$

$$\text{para líquidos } J_0 = (k_l M_1 / G) (\mu / \rho D)^{1/3} \quad (2.14-4)$$

donde: J_0 = factor de transferencia de masa, adimensional.

m_s = masa de sólido, g.

M_l = masa molecular de líquido, g/gmol.

G = masa velocidad del fluido, g/seg cm^2 .

μ = viscosidad, g/cm seg.

ρ = densidad, g/cm³.

D = difusividad, cm²/seg.

Gran cantidad de investigadores han intentado relacionar sus resultados con factores de transferencia de masa. (7,10,11,12)

Modificando términos, incluyéndoles la fracción libre u otras dimensiones se ha tratado de mejorar las condiciones actuales de las correlaciones individuales. Por ejemplo es usado un número de Reynolds modificado igual a $(d_p G / \mu)(1/1-\epsilon)$, donde d es el diámetro de partícula.

La inclusión de la función de espacio libre es razonable puesto que trabajamos con sólidos granulares. El número de Reynolds modificado graficado contra el factor J_0 brinda una buena relación para partículas esféricas, practicamente de un solo tamaño y relativamente grandes.

Por lo tanto es necesario tener cuidado al usarla en condiciones diferentes.

Sin embargo puede decirse que para Reynolds modificados de 1

$$a \ 80 \quad J_0 = 1.45 \left[(d_p G / \mu)(1/1-\epsilon) \right]^{-0.43} \quad (2.14-5)$$

y para Reynolds mayores de 80

$$J_0 = 5 \left[(d_p G / \mu)(1/1-\epsilon) \right]^{-0.7} \quad (2.14-6)$$

Otros investigadores (11,13) proponen las siguientes correlaciones.

$$Sh = 0.374Re^{1.16} \quad \text{para } 0.1 < Re < 15 \quad (2.14-7)$$

$$Sh = 2.010Re^{0.5} \quad \text{para } 15 < Re < 250 \quad (2.14-8)$$

donde:

$$Sh = \text{núm. de Sherwood} = kd_p y / D$$

$$Re = \text{Reynolds de partícula} = d_p G / \mu$$

y = fracción logarítmica media de componente inerte no difundible en una mezcla.

El gran defecto de todas las correlaciones existentes a la fecha es, que en general están referidas a casos ideales, como lo son considerar expansiones uniformes, lechos poco profundos y no tomar en cuenta las desviaciones (comunmente 15%) con respecto a la igualdad de la caída de presión y el peso del lecho por unidad de área.

A pesar de todas las limitaciones las correlaciones más actuales son las 2.14-7 y 2.14-8 para lechos fluidizados con gas. Y para lechos fijos^(11,14) con cualquier tipo de fluido puede resumirse.

$$Sh = 2.0 + 1.8 Sc^{1/3} Re^{1/2} \quad \text{para } Re > 80 \quad (2.14-9)$$

$$Sc = \text{núm. de Schmidt} = \mu / \rho D$$

También con el inconveniente de ser para partículas grandes, pues en las muy finas se dificulta la medida exacta de la transferencia de masa, porque la gran área superficial específica de sólidos causa rápidos intentos de equilibrio entre fases.

2.15 Transferencia de Momentum.

El transporte de momentum en un sistema fluido-sólido es muy complejo porque están involucrados tanto sólido como fluido. La transferencia de momentum generalmente incluye el cambio de energía mecánica a la energía cinética de movimiento.

Diferentes investigadores han estudiado la predicción de la caída de presión a través de lechos fluidizados proponiendo diferentes ecuaciones. (8,11,15) Llegando finalmente a:

$$\Delta P = L(1 - \epsilon_{mf}) (\rho_s - \rho) g/g_c \quad (2.15-1)$$

donde:

ΔP = caída de presión, g/cm²

L = altura del lecho, cm

ϵ_{mf} = fracción de espacio libre en condiciones mínimas de fluidización, adimensional.

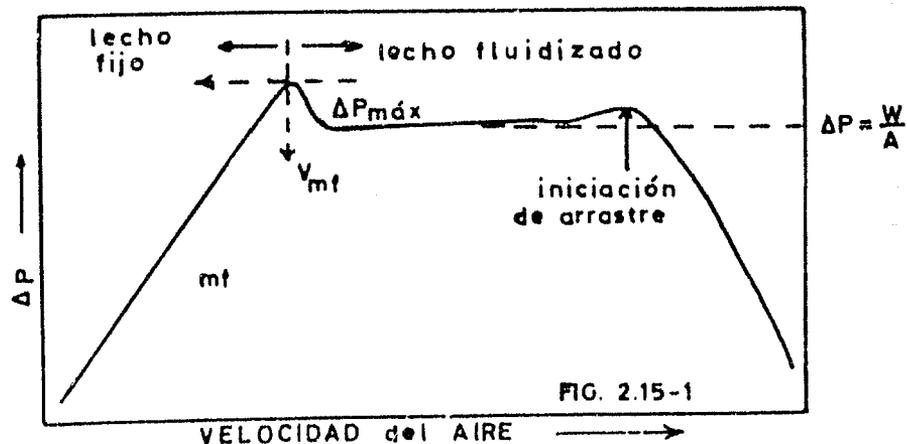
ρ_s = densidad del sólido, g/cm³

ρ = densidad del gas, g/cm³

g = aceleración de la gravedad, cm/seg²

g_c = factor de conversión = 980 g cm/g² seg²

Graficando la caída de presión contra la velocidad del aire, se obtiene una gráfica bastante ilustrativa de los diferentes tipos de fluidización.



Velocidad mínima de fluidización.- En el punto a el cual las partículas comienzan a fluidizarse, la caída de presión está dada por la ecuación 2.15-1 y se supone teóricamente igual a el peso de el lecho por unidad de área. Partiendo de este hecho se llega a

$$v_{mf} = \frac{(\phi_s d_p)^2}{150} \cdot \frac{\rho_s - \rho}{\mu} g \left(\frac{\epsilon_{mf}^3}{1 - \epsilon_{mf}} \right) \quad (2.15-2)$$

donde:

v_{mf} = velocidad mínima de fluidización, cm/seg

ϕ_s = esfericidad, adimensional.

Como no siempre se tienen datos de ϕ_s ni de ϵ_{mf} , una forma de -- sin incluirlos es:

$$v_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho) g}{K \mu} \quad (2.15-3)$$

donde:

K = constante de proporcionalidad.

Esta constante de proporcionalidad usualmente se considera igual a 1650. Por experiencia se agrega el 10% a el valor obtenido de cualquiera de las ecs. 2.15-2 ó 2.15-3, esto se hace para evitar la canalización (ver s2.13).

Ahora regresando a el término esfericidad, nos estamos refiriendo a un factor de forma para partículas no esféricas, aunque existen varias formas de medir la no esfericidad, para nuestro propósito la siguiente es la más usada. Se define esfericidad como

$$\phi_s = \frac{\text{superficie de una esfera}}{\text{superficie de la partícula}} \quad (\text{ambos a el mismo volúmen})$$

Con esta definición, $\phi_s = 1$ para esferas, y $0 < \phi_s < 1$ para cualquier otra forma.

Los valores más usados son:

para formas quebradas $\phi_s = 0.67$

para formas redondeadas $\phi_s = 0.86$

Haciendo uso de el número de Froude,

$$Fr = v^2 / d_p g$$

donde:

v = velocidad de el fluido, cm/seg.

g = aceleración de la gravedad, cm/seg²?

Se han desarrollado métodos rápidos (nomogramas) para la evaluación de la velocidad de fluidización. Para sistemas que requieran altas velocidades normalmente el número de Froude es mayor de la unidad.

s2.16 Transferencia de Calor.

El conocimiento cuantitativo de las características de la transferencia de calor en un lecho fluidizado es necesario para el diseño de unidades fluidizadas.

Las variables que afectan la transferencia de calor en lechos fluidizados son: (11,17)

a) Propiedades de el gas:

densidad ρ , viscosidad μ , calor específico C_p , conductividad térmica k .

b) Propiedades de el sólido:

diámetro d_p , densidad ρ_s , calor específico C_{p_s} , conductividad térmica k_s , forma α_s .

c) Condiciones mínimas de fluidización:

velocidad superficial v_{mf} , espacio libre ϵ_{mf} .

d) Condiciones de flujo:

velocidad v , fracción de espacio ϵ .

e) Propiedades geométricas:

diámetro de el lecho d_c , altura de el lecho estático L .

En los lechos fluidizados la transferencia de calor puede ser dividida en tres secciones:

- a) Transferencia de calor de el fluido a la partícula.
- b) Transferencia de calor entre dos puntos dentro de el lecho.
- c) Transferencia de calor de el lecho a la superficie.

Transferencia de calor de el fluido a la partícula.- Se ha encontrado que en el fondo de el lecho si existen pequeños gradientes entre las temperaturas de el sólido y del fluido, debido a la entrada del gas con diferente temperatura a la ya existente en el interior del recipiente. Pero en una zona prácticamente inmediata la uniformidad de temperaturas es real, en general se ha encontrado que el equilibrio térmico se alcanza a escasos 2 ó 3 cm de el fondo del lecho. (17)

La ecuación para esta transferencia es:

$$dq = h(t-t_s) a dL \quad (2.16-1)$$

donde:

q = velocidad de transporte de calor, cal/seg.

h = coeficiente de transferencia de calor, cal/seg cm^2 $^{\circ}\text{C}$.

t y t_s = temperaturas de gas y sólido, $^{\circ}\text{C}$.

a = área superficial por unidad de longitud, cm^2/cm .

L = longitud, cm.

Integrando queda:

$$h = q / [a]_0^L (t-t_s) dL \quad (2.16-2)$$

Las mejores ecuaciones para predecir los coeficientes de transferencia de calor en este caso son:

$$\frac{h d_p}{k} = 0.015 \left(\frac{d_p G}{\mu} \right)^{1.6} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{0.67} \quad (2.16-3)$$

para coeficientes reales, entendiéndose por reales aquellos en los que las corridas experimentales fueron tratadas con toda exactitud.

y,

$$\frac{h d_p}{k} = 0.016 \left(\frac{d_p G}{\mu} \right)^{1.3} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{0.67} \quad (2.16-2)$$

para coeficientes aparentes, aquí las mediciones se hicieron usando termopares más sencillos.

Transferencia de calor entre dos puntos dentro de el lecho.- Los investigadores han demostrado que la conductividad térmica "aparente" de los lechos fluidizados es una función lineal de la velocidad del gas. También se ha encontrado que prácticamente los lechos fluidizados son isotérmicos en todas direcciones.

El valor de la conductividad alcanzada en lechos fluidizados, puede llegar a ser cien veces mayor que el de la plata. Una conclusión adicional es la siguiente, el concepto de conductividad conforme a la ley de Fourier es aplicable a lechos fluidizados.

Transferencia de calor del lecho a la superficie.- Para determinar los coeficientes de transferencia de calor en lechos fluidizados se han hecho muchos trabajos y finalmente se han propuesto tres mecanismos. El de Van Heerden, Nobel y Van Krevelen⁽¹⁸⁾ en donde se hace una analogía con un líquido muy agitado; según esto los sólidos transportan casi todo el calor y el gas es solo un medio de agitación.

El modelo de Leva y Grummer⁽¹⁹⁾ supone una acción de alisamiento de las partículas a lo largo de la pared. La presencia de estas partículas reduce el espesor de la película gaseosa y por tanto aumenta el coeficiente de transferencia de calor. Mickley y Fairbanks⁽²⁰⁾ sugieren un mecanismo en donde se considere una difusión de calor a régimen no permanente dentro de elementos móviles; para esto asumen que las partículas se agrupan en "paquetes".

Sin embargo ningún modelo es lo suficientemente bueno para incluir todas las situaciones de la fluidización. En la fig. 2.16-1 se ilustra el efecto de la velocidad de fluidización sobre el coeficiente de transferencia de calor.

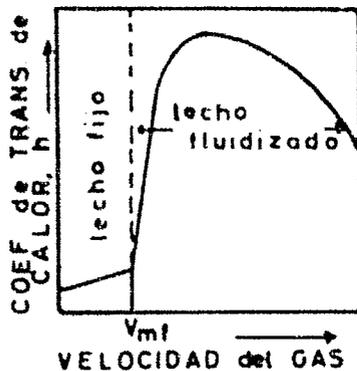


FIG. 2.16-1

De todos los comentarios anteriores se puede concluir que la transferencia de calor de el lecho a la superficie es un proceso muy complejo.

C) Secado en Lecho Fluidizado.

s2.17 Generalidades.

Las condiciones de la fase densa corresponden a el secado en lecho fluidizado. Y usualmente al tipo de secadores de calentamiento directo y también usualmente en operación continua; aunque existen los de calentamiento indirecto, los intermitentes y aún algunos tipos híbridos.⁽³⁾ Hasta hoy el medio de calentamiento y fluidizante más usado es una corriente de aire caliente.

Se conocen instalaciones de secado en lecho fluidizado hasta de 4.5m de diámetro en el recipiente para el sólido. Desde luego existen equipos de tamaño mucho menor. El tamaño promedio de partícula de el material ha secar normalmente está en el rango de 0.037 a 8mm materiales menores es preferible secarlos en equipo flash.^{(21,1}

Los materiales más comunmente secados son caliza, carbón, cemento, dolomita y plásticos. Si el material alimentado a el secador tiene una distribución de tamaño muy amplia, sucederá una separación de finos, estos pueden colectarse y retornarse al proceso si se

desea. En algunos casos este arrastre de finos es una desventaja - pero en otros no, y mediante este tipo de secado se pueden secar y clasificar partículas.

Algunas partículas apenas y permanecerán un corto tiempo en el secador saliendo, pues, con mayor contenido de humedad a el promedio; en cambio otras partículas estarán un tiempo mayor a el promedio y saldrán sobresecadas. Este rango de humedades no causa daño al producto final pues la humedad se redistribuirá durante el almacenamiento o los pasos subsecuentes.

La fracción de partículas que son retenidas dentro de un secador de lecho fluidizado para tiempo θ , menor a el tiempo $\theta + d\theta$, es:

$$z = e^{-\theta/z} d\theta \quad (2.17-1)$$

donde:

$z = B/p =$ tiempo promedio de retención, seg.

$B =$ masa del lecho, g

$p =$ velocidad total de sacado de producto, g/seg.

s2.18 Equipo.

El equipo usado en este tipo de secado puede tomar muchas formas. Un diagrama típico es el siguiente:

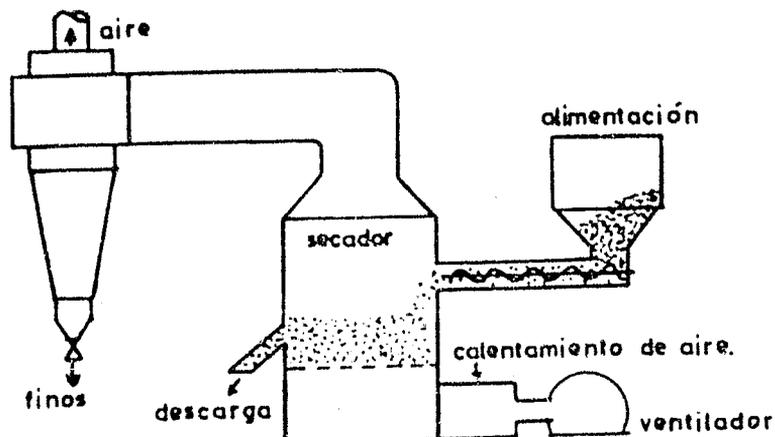


Fig.
2.18-1

El alimentador es generalmente un transportador de gusano o uno rotatorio de estrella. El recipiente puede ser de sección transversal redonda, elíptica, cuadrada o rectangular. La fuente calorífica puede ser eléctrica o un cambiador de calor. El plato distribuidor comúnmente es metálico pero existen también los de cerámica. El ventilador puede ser centrífugo o rotatorio de desplazamiento positivo.

Cuando el gas es forzado a través del sistema, el ventilador precede a el plato distribuidor, y el secador es operado con una presión positiva con respecto a la atmosférica. Existen el sistema inducido, en él el ventilador está a la salida del secador y el sistema opera con presiones negativas. En general es más económica la primera opción.

Tomando las providencias necesarias se puede trabajar a cualquier temperatura y casi con cualquier material. Añadiendo equipo especial se pueden recobrar los solventes. También se puede trabajar en varias etapas.

El equipo híbrido mencionado anteriormente puede ser del tipo asperción/lecho fluidizado, vibratorio/lecho fluidizado, o una combinación de gusano transportador/lecho fluidizado.

La gran desventaja de todos los equipos de secado en lecho fluidizado, es el no servir para cualquier tipo de material, pues los pegajosos o pastosos no podrán ser fluidizados.

s2.19 Operación Intermitente.

Aún cuando no es lo más usado a nivel industrial, será bajo este régimen como trabaja el equipo piloto. Como toda operación de secado, aparecen sucesivamente los períodos de velocidad constante

y el decaimiento de velocidad (ver s2.8).

Durante el primer período el cual es controlado por la transferencia de calor, el cambio en contenido de humedad de el sólido con el tiempo es encontrado por un cálculo de energía.

$$\left(\begin{array}{l} \text{calor cedido por la} \\ \text{corriente gaseosa} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{calor transferido al sólido} \\ \text{do para vaporizar el líq.} \end{array} \right)$$

Esto puede expresarse como:

$$A \rho v C_p (T_1 - T_2) dt = -A \rho_s L (1 - \epsilon) \lambda dH \quad (2.19-1)$$

donde:

T_1 = temperatura de entrada del gas, °C

T_2 = temperatura de salida del gas, °C

t = tiempo, seg.

λ = calor latente de vaporización, cal/g.

H = humedad, g de humedad/g de sól. seco.

Cuando la velocidad de secado es constante la ec. 2.19-1 integrada queda:

$$H_0 - H = \frac{\rho}{\rho_s} \cdot \frac{C_p (T_1 - T_2)}{\lambda} \cdot \frac{t}{(1 - \epsilon) L/v} \quad (2.19-2)$$

con $H_0 > H > H_{cr}$

Siendo H_{cr} el contenido crítico de humedad, H_0 la humedad inicial y H la humedad en el lecho conforme para el tiempo, es decir al iniciarse la operación $H = H_0$. En la ec. 2.19-2 puede observarse que la capacidad de transporte de el gas limita el proceso. Y que el cambio de humedad en las partículas varía proporcionalmente con la velocidad del gas e inversamente con la altura del lecho.

Cuando se llega a el período de decaimiento de velocidad, el

proceso es controlado por la difusión en el sólido. La fracción de humedad decrece en forma exponencial con el tiempo.

El contenido de humedad crítico es alcanzado cuando la presión de vapor en la superficie decae por abajo de la presión de vapor - de el líquido puro a las condiciones de secado.

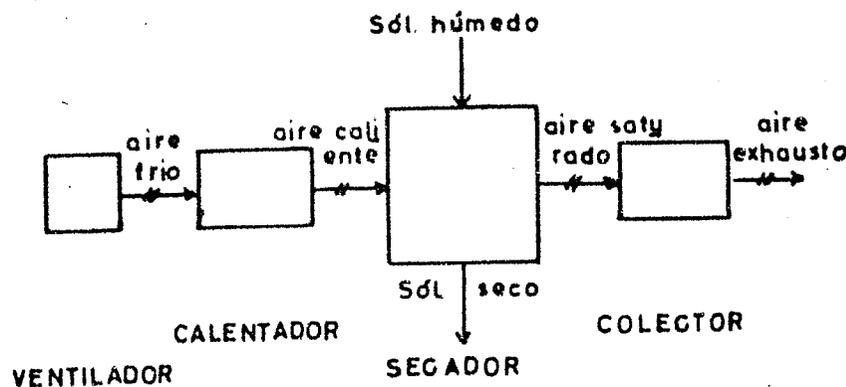
DISEÑO DEL EQUIPO DE SECADO.

s3.1 Principales variables que intervienen.

Las variables que toman parte activa en el cálculo de los lechos fluidizados son todas aquellas capaces de influir sobre las siguientes características: tipo de sólido y velocidad del gas. Sin embargo, con respecto al sólido la característica más importante es su tamaño promedio de partícula, inclusive la velocidad del gas es una función lineal de este parámetro.

Es conveniente aclarar desde aquí que el sistema empleado, de unidades es el cgs.

s3.2 Diagrama de bloques.



A) Secador.

s3.3 Propiedades físicas del sólido.

Para poder brindar realmente un secador versátil se ha empleado no solo un tamaño de partícula sino todo un intervalo, ejemplificando los cálculos en dos series, una para el tamaño menor y otra para el mayor. El intervalo seleccionado es: diámetro menor =

malla 115 = 0.0125 cm y diámetro mayor = malla 12 = 0.141 cm.

Ahora con respecto a la densidad del sólido, también la selección fue hecha bajo el deseo de cubrir una amplia gama de sustancias, pero partiendo de las que la literatura cita como ya procesadas en este tipo de secadores. La selección final es 1 g/cm^3 y 3 g/cm^3 en las series extremas de cálculo.

Como puede verse, los cálculos ha efectuarse en dos series -- son verdaderamente extremos, pues mientras en la condición unos se trabaja con partículas pequeñas y ligeras, en la condición dos se hace con partículas grandes y pesadas. Quizá a simple vista se piensa que para un sólido particular (con características dentro de los intervalos seleccionados) el secador no sería efectivo; como éste está dotado de equipo auxiliar regulable e instrumentado con registradores, sí puede tener alta efectividad en un amplio intervalo - de condiciones particulares.

s3.4 Forma y tamaño.

La forma de este secador es un prisma rectangular, si bien se trata de una forma heterodoxa, la selección de ella es con el fin de poder investigar este tipo de secado dentro de esta geometría de recipiente. La literatura nombra la posibilidad de construir equipos de esta forma, pero no se encuentran con facilidad datos de corridas efectuadas en ellos, además se sabe de algunos reactores de lecho fluidizado (utilizando corriente gaseosa) instalados en la industria de nuestro país, que han dado un rendimiento altamente satisfactorio.

Para determinar el tamaño de el recipiente no existe un criterio definido, por tanto basándose en datos que la literatura apor-

ta de otros equipos piloto,⁽⁶⁾ para diferentes aplicaciones del lecho fluidizado, se decidió finalmente emplear una caja de acero inoxidable con las siguientes medidas: largo 30 cm, ancho 20 cm y altura 40 cm. Tiene por tanto una área seccional de 600cm².

La altura del lecho se fijará en 10cm, pues es recomendable usar la siguiente relación:⁽¹¹⁾

$$\frac{\text{altura del recipiente}}{\text{altura del lecho}} = 4$$

Por último este equipo podrá secar un sólido con una humedad de entrada igual a 80% en base seca, hasta una humedad de salida de 0.05% en base seca. En cualquier caso particular será necesario verificar los balances de materia y energía, para así graduar el equipo auxiliar a las condiciones de proceso necesarias; en caso de tener algún sólido con mayor humedad de entrada, o se desee secarlo aún más, también será necesario verificar los balances de materia y energía para determinar si el equipo auxiliar alcanza las condiciones de proceso.

s3.5 Cálculo de espacios libres.

ecuación:

$$\epsilon = \frac{V_A - M/\rho_s}{V_f}$$

de M. Leva

donde:

V_f = volúmen del lecho, cm³

M = masa del lecho = $L \cdot A \cdot \rho_B$

ρ_B = densidad aparente = g/cm³

condiciones I

$$\rho_B = .64 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_s = 1 \text{ g/cm}^3$$

$$\epsilon = \frac{6000 - (10 \times 0.64 \times 600)}{6000} / 1 = 0.36 \text{ adimensional}$$

$$\epsilon_{mf} = 1.1 \epsilon = 1.1 \times 0.36 = 0.396 \approx 0.4$$

condiciones II

$$\rho_s = 1.6 \text{ g/cm}^3 \quad \rho_s = 3 \text{ g/cm}^3$$

$$\epsilon = \frac{6000 - (10 \times 1.6 \times 600)}{6000} / 3 = 0.467 \text{ adimensional}$$

$$\epsilon_{mf} = 1.1 \times 0.46 = 0.51$$

s3.6 Cálculo de la velocidad de fluidización.

ecuación: (2.15-2)

$$u_{mf} = \frac{(\phi_s d_p)^2}{150} \cdot \frac{\rho_s - \rho}{\mu} g \left(\frac{\epsilon_{mf}^3}{1 - \epsilon_{mf}} \right)$$

donde:

$$\phi_s = 0.765$$

$$\rho = 0.001 \text{ g/cm}^3$$

$$\mu = 0.00023 \text{ g/cm seg}$$

$$g = 980 \text{ cm/seg}^2$$

condiciones I

datos: $d_p = 0.0125 \text{ cm}$

$$u_{mf} = \frac{(0.765 \times 0.0125)^2}{150} \times \frac{1 - 0.001}{0.00023} \times 980 \frac{0.064}{0.6}$$

$$u = 0.35 \text{ cm/seg} + 10\% \text{ para evitar canalización} = 0.385 \frac{\text{cm}}{\text{seg}}$$

condiciones II

datos: $d_p = 0.141 \text{ cm}$

$$u_{mf} = \frac{(0.765 \times 0.141)^2}{150} \times \frac{3 - 0.001}{0.00023} \times 980 \frac{0.132}{0.49}$$

$$v = 238 \text{ cm/seg} + 10\% \text{ para evitar canalización} = 262 \text{ cm/seg}$$

s3.7 Caída de presión en el lecho.

ecuación: (2.15-1)

$$\Delta P = L (1 - \epsilon_{mf}) (\rho_s - \rho) g / g_c$$

condiciones I

$$\Delta P = 10 (1 - 0.4) (1 - 0.001) 1$$

$$\Delta P = 6 \text{ g/cm}^2 = 6 \text{ cm H}_2\text{O}$$

condiciones II

$$\Delta P = 10 (1 - 0.51) (3 - 0.001) 1$$

$$\Delta P = 14.7 \text{ g/cm}^2 = 14.7 \text{ cm H}_2\text{O}$$

s3.8 Cálculo de las placas distribuidoras.

Estos distribuidores de aire se diseñan usando el método desarrollado por Levenspiel & Kunii⁽¹¹⁾ que está basado en la teoría de los orificios.

$$\text{Diámetro equivalente} = D_e = 4r_h = \frac{4 \times \text{área de flujo}}{\text{perímetro húmedo}}$$

para un rectángulo de lados a, b

$$r_h = \frac{ab}{2(a+b)} \quad \text{como } a = 20\text{cm y } b = 30\text{cm} \quad r_h = \frac{600}{100} = 6 \text{ cm}$$

por lo tanto $D_e = 24\text{cm}$

condiciones I

Cálculo del número de Reynolds, se usa V , que es la velocidad superficial del gas en el punto de choque, solo puede suponerse.

$$v_o = 5\text{cm/seg} \quad Re = \frac{D_p \rho v_o}{\mu} = \frac{24 \times 0.001 \times 5}{0.00023} = 521$$

coeficiente de orificio $C_d = 0.65$ (p 88 Kunii - Levenspiel)

Cálculo de la velocidad del gas a través de los orificios.

$$v_{or} = C'd \left(\frac{29c \Delta P}{\rho} \right)^{1/2} \quad v_{or} = 0.65 \sqrt{\frac{2 \times 980 \times 6}{0.001}} = 2215 \text{ cm/seg}$$

la fracción de Área abierta es

$$\frac{v_a}{v_{or}} = \frac{5}{2215} = 0.0023 = 0.23\%$$

ahora en $v_o = \pi/4 d_{or}^2 v_{or} N_{or}$

donde:

d_{or} = diámetro de orificio, cm

N_{or} = número de orificios/cm²

se despeja N_{or} dando

$$N_{or} = \frac{v_o / v_{or}}{0.785 d_{or}^2}$$

en esta ecuación se substituye un valor para el diámetro de orificio, éste debe ser de un tamaño lo suficientemente grande para no ser obstruido fácilmente, pero no demasiado grande pues no habría una buena distribución de aire, tomando en cuenta el diámetro de partícula el diámetro de orificio adecuado es 1/8 de pulgada = 0.32 cm con este valor, $N_{or} = 0.030/\text{cm}^2$ y por tanto el número de orificios dentro de la sección transversal del secador es 18.

condiciones II

Cálculo del núm. de Reynolds, $v_o = 400$

$$Re = \frac{D_e \rho v_o}{\mu} = \frac{24 \times 0.001 \times 400}{0.00023} = 41,600$$

coeficiente de orificio $C_d = 0.6$

Cálculo de la velocidad en los orificios

$$v_{or} = C'd \left(\frac{29c \Delta P}{\rho} \right)^{1/2} = 0.6 \sqrt{\frac{2 \times 980 \times 14.7}{0.001}} = 3090 \text{ cm/seg}$$

Cálculo de la velocidad del gas a través de los orificios.

$$v_{or} = C'd \left(\frac{2g_c \Delta P}{\rho} \right)^{1/2} \quad v_{or} = 0.65 \sqrt{\frac{2 \times 980 \times 6}{0.001}} = 2215 \text{ cm/seg}$$

la fracción de área abierta es

$$\frac{v_o}{v_{or}} = \frac{5}{2215} = 0.0023 = 0.23\%$$

ahora en $v_o = \pi/4 d_{or}^2 v_{or} N_{or}$

donde:

d_{or} = diámetro de orificio, cm

N_{or} = número de orificios/cm²

se despeja N_{or} dando

$$N_{or} = \frac{v_o / v_{or}}{0.785 d_{or}^2}$$

en esta ecuación se substituye un valor para el diámetro de orificio, éste debe ser de un tamaño lo suficientemente grande para no ser obstruido fácilmente, pero no demasiado grande pues no habría una buena distribución de aire, tomando en cuenta el diámetro de partícula el diámetro de orificio adecuado es 1/8 de pulgada = 0.32 cm con este valor, $N_{or} = 0.030/\text{cm}^2$ y por tanto el número de orificios dentro de la sección transversal del secador es 18.

condiciones II

Cálculo del núm. de Reynolds, $v_o = 400$

$$Re = \frac{De \rho v_o}{\mu} = \frac{24 \times 0.001 \times 400}{0.00023} = 41,600$$

coeficiente de orificio $C_d = 0.6$

Cálculo de la velocidad en los orificios

$$v_{or} = C'd \left(\frac{2g_c \Delta P}{\rho} \right)^{1/2} = 0.6 \sqrt{\frac{2 \times 980 \times 14.7}{0.001}} = 3080 \text{ cm/seg}$$

la fracción de área abierta es:

$$\frac{v_o}{v_{or}} = \frac{400}{3080} = 0.113 = 11.3\%$$

en $v_o = \pi/4 d_{or}^2 v_o N_{or}$ se despeja N_{or} , con un valor $d_{or} = 5/8" = 1.57$

$N_{or} = \frac{v_o / v_{or}}{0.785 d_{or}^2} = \frac{0.113}{0.785 \times 1.57^2} = 0.067/\text{cm}^2$, de ahí el núm total de orificios es igual a 40.2

Basandose en las dos placas calculadas, otras tres serán

	d_{or}	núm. tot. de orificios	arreglo simétrico cuadrangular
1 placa	1/8"	18	3 x 6
1 placa	1/4"	24	4 x 6
1 placa	3/8"	30	5 x 6
1 placa	1/2"	35	5 x 7
1 placa	5/8"	40	5 x 8

s3.9 Caída de presión en las placas.

ecuación: $\Delta P = 1.5 v_{or}^2 / 2g_c$

condiciones I

$$\Delta P = \frac{1.5 \times (2215)^2}{2 \times 980} \times 0.001 = 3.75 \text{ g/cm}^2 = 3.75 \text{ cm H}_2\text{O}$$

condiciones II

$$\Delta P = \frac{1.5 \times (3080)^2}{2 \times 980} \times 0.001 = 7.15 \text{ g/cm}^2 = 7.15 \text{ cm H}_2\text{O}$$

B) Equipo Auxiliar.

s3.10 Balance de Materia. Se hace para una carga (en el interior del secador) tomando las condiciones dos, por ser estas las -

más desfavorables. Desde luego para un sistema aire-agua.

Humedad de entrada 80% base seca

Humedad de salida 0.05% base seca

Temperatura de entrada del aire 500°C

Carga en el secador $L \times A \times \rho_b = 10 \times 600 \times 1.6 = 9600 \text{ g}$

Base de cálculo = 5 min. $9600/300 = 32 \text{ g/seg}$

a) agua contenida en la alimentación:

$$0.8 \text{ g H}_2\text{O/g sól. seco} \times 1/1.8 \text{ g sól. seco/g sól. húmedo} = .44 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{g sól. seco}}$$

$$32 \times 0.44 = 14.2 \text{ g/seg}$$

b) sólido seco a la entrada:

$$32 \times 0.56 = 32 - 14.2 = 17.8 \text{ g/seg}$$

c) producto final (sólido saliendo):

$$0.0005/1.0005 = 0.00049 \text{ gH}_2\text{O/g sól. húmedo}$$

$$17.8 \times 1.00049 = 17.81 \text{ g/seg}$$

d) agua removida:

$$14.2 - (17.81 - 17.8) = 14.19 \text{ g/seg}$$

3.11 Balance de energía. La temperatura máxima de entrada se fija en 500°C y la de salida cuando el aire adquiere un 20% de humedad relativa. Este valor se fija pensando en evitar el riesgo de condensaciones al enfriarse el aire, pues ésto obstruiría el equipo de colección de finos.

La temperatura de salida del aire y del sólido son iguales, - pues se encuentran en equilibrio térmico.

Cálculo de la temperatura de salida del aire:

de Clausius $E = \text{eficiencia} = T_2 - T_1 / T_2$

$$T_2 = 500 + 273 = 773 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$T_1 = 45 + 273 = 318 \text{ }^\circ\text{K}$$

Este valor de T_1 se encuentra leyendo la carta psicométrica a 586 mm Hg; considerando que el aire sale a su máxima saturación -- permitida (20X Hr) y que entra con una humedad de 0.014 gH₂O/g aire seco (ambiental).

$$E = \frac{773 - 318}{773} = 0.588 = 58.8 \%$$

ahora considerando solo el 80% para el equipo real,

$$E = 58.8 \times 0.8 = 47 \%$$

$$E = \frac{773 - T_1}{773} = 0.47$$

$$T_1 = 410 \text{ }^\circ\text{K} = 137 \text{ }^\circ\text{C}$$

de donde $H = 0.20 \text{ g H}_2\text{O/g aire seco}$

Q_1 = calor requerido para llevar el producto seco a la temperatura de salida.

$$T_1 = 25 \text{ }^\circ\text{C} \quad T_2 = 137 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0.3 \text{ cal/g}^\circ\text{C} \quad M = 17.81 \text{ g/seg}$$

$$Q_1 = M C_p \Delta T = 17.81 \times 0.3 \times (137 - 25) = 600 \text{ cal/seg}$$

Q_2 = calor requerido para remover la humedad del sólido.

$$m = 14.19 \text{ g/seg} \quad \lambda = 540 \text{ cal/g}$$

$$Q_2 = M \times \lambda = 14.19 \times 540 = 7350 \text{ cal/seg}$$

Q_3 = calor requerido para llevar el aire húmedo a la temperatura de salida. Este valor está en función del flujo de aire necesario para el secado, y éste a su vez se controla por el gasto de agua removida por unidad de tiempo.

Lo que se representa por el cambio de humedad por unidad de peso de aire entre la entrada y la salida de éste.

$$\text{Aire entrada } T_1 = 500 \text{ }^\circ\text{C} \quad H_1 = 0.014 \text{ g H}_2\text{O/g aire seco}$$

Aire salida $T_2 = 137 \text{ }^\circ\text{C}$ $H_2 = 0.20 \text{ g.H}_2\text{O/g aire seco}$

$W =$ cantidad de aire para remover la humedad

$$W = \frac{m}{H_2 - H_1} = \frac{14.19}{0.20 - 0.014} = 76.2 \text{ g/seg}$$

Como el aire cede calor sensible al sólido, se hace necesaria una cantidad extra de calor a través de un gasto mayor de aire caliente.

$$Q_1 = 600 = W_2 \times 0.3 (500 - 137) = 5.5 \text{ g/seg}$$

Gasto total de aire:

$$W_T = W_1 + W_2 = 76.2 + 5.5 = 81.7$$

$$Q_3 = 81.7 \times 0.3 \times (500 - 137) = 8950 \text{ cal/seg}$$

Calor necesario total:

$$Q_1 = 600$$

$$Q_2 = \frac{7350}{7950} \text{ cal /seg}$$

$$Q_4 = \text{perdidas} = 7950 \times 0.10 = 795 \text{ cal/seg}$$

$$Q_T = Q_1 + Q_2 + Q_4 = 7950 + 795 = 8745 \text{ cal/seg}$$

Como el aire suministra 8950 cal/seg significa que el gasto de 81.7 g/seg es suficiente.

3.1.2 Equipo de colección. Como el gasto de aire es pequeño - con un ciclón será suficiente, éste se diseña de acuerdo al arreglo geométrico del Perry (4a. Ed. p. 20.69).

Datos: Gasto de aire $81.7 \text{ g/seg} = 81,700 \text{ cm}^3/\text{seg}$

$$\rho = 0.001 \text{ g/cm}^3$$

Velocidad del aire a la entrada del ciclón = 2135 cm/seg.

Esta velocidad equivale a 70 pies/seg, siendo ésta una velocidad recomendable para el diseño de ciclones.

Caida de presión en el ciclón, según la fórmula 20.22 del -

Perry 4a. Ed.

ecuación: $\Delta P_c = 0.024 \rho V_c^2$ donde $V_c^2 =$ vel. entrada ciclón
en sis. inglés

$$\Delta P_c = 0.024 \times 0.062 \times 4900 = 7.27 \text{ pulg. H}_2\text{O}$$

$$\Delta P_c = 18.4 \text{ cm H}_2\text{O}$$

Area de entrada de los gases al ciclón:

$$S = \frac{G}{V_c} = \frac{81,700}{2135} = 38.3 \text{ cm}^2$$

fijando uno de los lados en 5cm, e igualandolo a B_c , se obtiene el tamaño del otro lado en 7.65cm. De aqui:

$$B_c = 5 = D_c/4$$

$$D_c = 20 \text{ cm}$$

$$H_c = D_c/2 = 10 \text{ cm}$$

$$D_e = D_c/2 = 10 \text{ cm}$$

$$L_c = 2D_c = 40 \text{ cm}$$

$$Z_c = 2D_c = 40 \text{ cm}$$

$$S_c = D_c/8 = 2.5 \text{ cm}$$

$$J_c = D_c/4 = 5 \text{ cm}$$

Eficiencia del ciclón. Esta se conoce calculando el diámetro de partícula mínimo coleccionado, expresado por la ecuación:

$$D_{p_c} = \left[\frac{9 \mu B_c}{\pi N_t V_c (\rho_s - \rho)} \right]^{\frac{1}{2}}$$

donde: $N_t = 5$

condiciones I

diámetro promedio de partícula = 0.0125 cm = malla 115

$$D_p = \sqrt{\frac{9 \times 0.00023 \times 5}{3.14 \times 5 \times 2135 (1 - 0.001)}} = 0.00056 \text{ cm}$$

condiciones II

$d_p = 0.141 \text{ cm} =$ malla 12

$$D_p = \sqrt{\frac{9 \times 0.00023 \times 5}{3.14 \times 5 \times 2135 (3 - 0.001)}} = 0.00032 \text{ cm}$$

s3.13 Calentador de aire.

El tipo de calentamiento será eléctrico, por ser el más recomendable para las operaciones intermitentes, además aplicable fácilmente a controles automáticos y proporcionando con facilidad altas temperaturas, pues disipan energía calorífica casi a la misma velocidad como es producida, además combinan el calentamiento eléctrico con la superficie extendida puesto que las resistencias son alveoladas.

Demanda de calor: 8745 cal/seg

Gasto requerido de aire caliente: 81.7 g/seg = 68,000 cm³/seg

Temperatura del aire (entrada): 25 °C

Temperatura del aire (salida): 500 °C

Calor a liberar en el calentador será:

$$Q = 81.7 \times 0.25 (500 - 25) = 9700 \text{ cal/seg} = 9.7 \text{ Kcal/seg}$$

$$Q = 35,000 \text{ Kcal/h} = 38.5 \text{ Kw-h}$$

Velocidad del aire en la caja, donde están colocadas las resistencias:

$$\text{Velocidad} = \frac{68,000}{90 \times 30} = 25.3 \text{ cm/seg} = 0.83 \text{ ft/seg}$$

La sección transversal de la caja es 90 cm x 30 cm ahora en la fig. 20.22(b) del Kern,⁽²⁶⁾ se ve que se requieren cuando menos elementos capaces de proporcionar 45 watts/pulg.

De la tabla 20.3 del Kern, se encuentra que hay elementos de calentamiento que proporcionan 47 watts/pulg, y con las siguientes especificaciones; longitud de calentamiento 37 pulg, longitud total 36 pulg, por tanto proporcionan 1500 watts cada uno. Es decir se necesitan 26 elementos para alcanzar los 39 Kw requeridos, estos -

elementos van dentro de una caja metálica, con aislante térmico y control de temperatura mediante un pirómetro.

s3.14 Caída de presión en el ducto.

Se usa un ducto de sección rectangular, facilitando así las uniones a la salida del secador y a la entrada del ciclón.

Cálculo del número de Reynolds con el diámetro equivalente; - cuando se calculó la entrada del ciclón se encontró un área de 38.3 cm², los cuales eran cubiertos por un rectángulo de 5 x 7.65cm, - puesbien éstas serán las dimensiones del ducto, en pulg 2 x 3.

Diámetro equivalente = $D_e = 4 \times 2 \times 3 / 2(2+3) = 2 \text{ pulg} = 0.166 \text{ ft.}$

$$Re = \frac{D_e v \rho}{\mu} = \frac{0.166 \times 70 \times 0.062}{0.0000154} = 50,100 \quad \text{flujo turbulento}$$

Empleando la ec. 12-2 del Jennings⁽²⁵⁾

$$\Delta P = (f) \left(\frac{L}{D_e} \right) \rho \frac{v^2}{2g}$$

f se encuentra ocupando un valor de $\epsilon = 0.00015$ (acero comercial), y de ahí $\epsilon / D_e = 0.00015 / 0.166 = 0.0009$ en la fig. 12-6 del mismo Jennings $f = 0.022$

La longitud lineal de ducto es 244cm (8 pies) y la longitud equivalente de dos curvaturas de 90° con un radio de 3 pulg se determina en la fig. 12-8 del Jennings dando un valor de 3 pies para cada curvatura, por lo tanto long. total = 8 + 6 = 14 pies de ducto. Substituyendo en la ecuación:

$$\Delta P = 0.022 \times \frac{14}{0.166} \times 0.062 \times \frac{(70)^2}{2 \times 32.2} = 10.3 \text{ lb/ft}^2$$

$$\Delta P = 4.96 \text{ g/cm}^2 \approx 5 \text{ cm H}_2\text{O}$$

s3.15 Equipo de transmisión de aire.

Se emplea un ventilador de tiro forzado, del tipo centrífugo con una potencia suficiente de vencer contrapresiones debidas a:

Lecho	14.7	cm H ₂ O
Placa	7.15	"
Ducto	5.0	"
Ciclón	18.4	"
Calentador (estimada)	<u>10.0</u>	"
Total	55.25	cm H ₂ O = 21.8 pulg H ₂ O

Considerando una eficiencia de ventilador de 70%, y manteniendo un flujo de aire de 144 ft³/min.

$$\text{Potencia de Diseño} = \frac{0.000157 \times \text{flujo aire} \times \Delta P}{\text{eficiencia}} \quad (\text{p. 6.20 Perry})$$

$$\text{Potencia de Diseño} = \frac{0.000157 \times 144 \times 21.8}{0.7} = 0.7 \text{ HP}$$

$$\text{Potencia instalada: } 0.750 \text{ HP} = \frac{7}{8} \text{ HP}$$

s3.16 Alimentador.

Es conveniente un transportador de gusano, como es de tamaño muy pequeño requiere fabricación especial, se supone que con un diámetro de 8cm y una longitud de 30cm es suficiente para cargar el secador, la potencia instalada sería 1/3 HP (motoreductor) con una velocidad de 178 rpm.

C) Instrumentación.

s3.17 Controles generales. Temperatura, humedad, presión y alimentaciones.

La temperatura se mide a la entrada, en el seno y a la salida de la cámara. Tanto a la entrada como a la salida se colocan registradores, brindan lecturas de bulbo húmedo y bulbo seco, en la carta psicométrica con estas lecturas se puede encontrar el valor de la humedad relativa, o cualquier otro necesario. En el seno del lecho se monta un termopar con registrador.

La presión se mide arriba y abajo de la caja mediante un manómetro de presión diferencial, todos estos instrumentos se montan en un tablero, facilitando el control conjunto del equipo.

La temperatura en el calentador se controla con un pirómetro. La alimentación de aire, con un sistema rotámetro-válvula de globo, y la alimentación de sólido con una compuerta a la entrada de la caja.

En el futuro, en caso de una investigación determinada podría cambiarse o aumentarse este equipo instrumental.

s3.18 Resumen del equipo.

Secador:

Capacidad máxima 9.6 Kg

Dimensiones 30 x 40 x 20 cm

Forma prisma rectangular con placas perforadas intercambiables, miras y soportes.

Calentador:

Dimensiones 90 x 40 x 30 cm

Forma prisma rectangular con aislamiento, contactor y pirómetro.

Ciclón colector:

Capacidad de aire 81,700 cm³/seg

Dimensiones { long. total 80cm
diámetro principal 20cm

Diámetro mínimo colectado 0.00032 cm

Ventilador:

Tiro forzado

Contra ΔP 55.25 cm H_2O

Motor 1/4 HP 2800 rpm

Alimentador:

Tipo gusano

Capacidad 9600 g/min

Motoreductor 1/3 HP 128 rpm

Ducto:

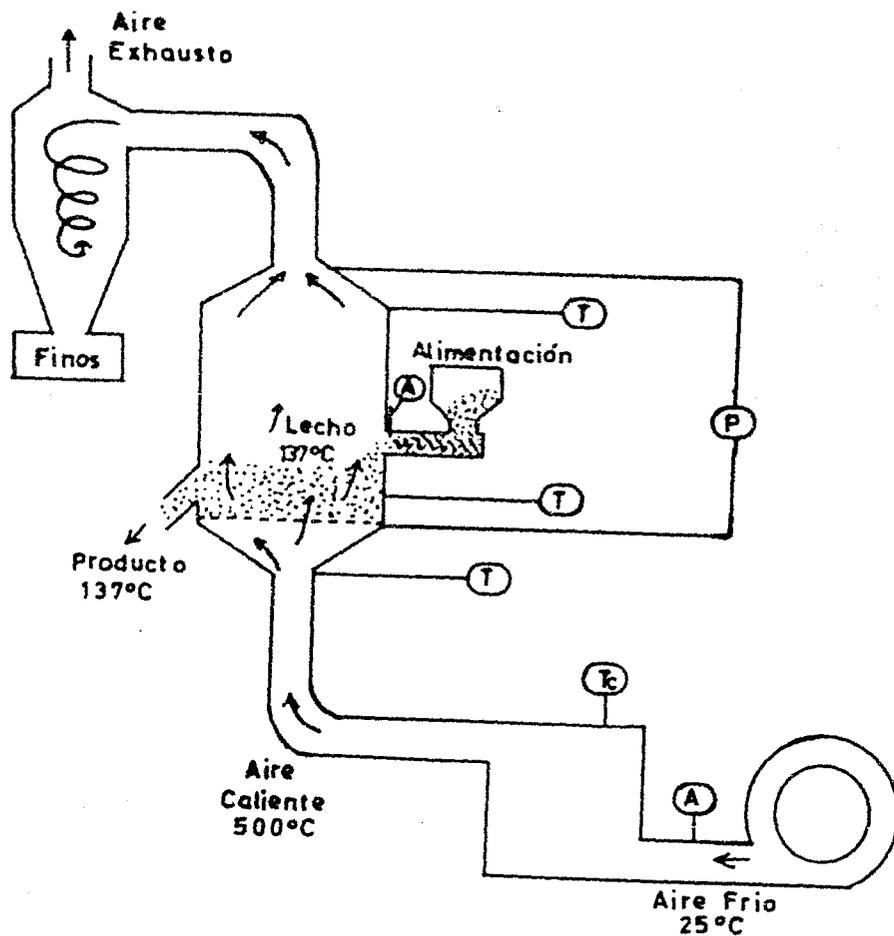
Longitud 2.5 m

Sección 5 x 7.65 cm

con recubrimiento térmico, conexiones y accesorios.

Instrumentación:

Medidores de temperatura, humedad (indirectamente), presión y flujo.



A = Control ALIMENTACION

Tc = Control TEMPERATURA

T = Registro TEMPERATURA

P = PRESION DIFERENCIAL

CICLON

SECADOR

CALENTADOR

VENTILADOR

COSTOS.

s4.1 Costo del secador.

La clave en la dirección de cualquier proyecto de diseño-construcción, estriba en la exactitud de estimación inicial del costo del proyecto propuesto. Esto es igualmente verdadero para una planta piloto. Cuando la instalación la hace una organización de investigación grande, frecuentemente el equipo puede tomarse prestado de otras unidades, disminuyendo los costos. El mismo equipo puede ser usado en futuros programas haciendolo así más rentable.

El costo de la instrumentación aparecerá como fuera de proporción pero frecuentemente se encuentra esta situación al tratar de equipos piloto.

Inversión fija. Costo del equipo, en moneda nacional.

Caja y placas	\$ 2,500.00
Ventilador	1,300.00
Calentador	22,700.00
Ciclón	8,300.00
Ducto	500.00
Alimentador	<u>3,400.00</u>
Sub-total	\$ 38,700.00 *

Instrumentación.

Termopar	\$ 5,000.00
Termómetros	13,500.00

Manómetro de presión diferencial	\$	600.00	
Válvula de globo		900.00	
Rotámetro		1,400.00	
Tablero		<u>8,000.00</u>	
Sub-total	\$	29,400.00	
Estructuras	\$	400.00	
Instalación y conexiones		<u>1,680.00</u>	* *
Total	\$	70,180.00	
+ 10% imprevistos		<u>7,018.00</u>	
Gran Total	\$	77,198.00	

* En esta cifra se consideran para la caja y placas, el costo del material, cortes, perforaciones y soldadura; para el ventilador tanto el costo de él mismo, como el de su motor; en el calentador se incluye el material de la caja, las resistencias, contactor, pirómetro y aislamiento térmico; para el ducto su recubrimiento térmico; en el alimentador, la tolva y el motoreductor. En todo el equipo que lo amerite se incluye su mano de obra tanto mecánica como eléctrica.

** En esta instalación final se consideran dos oficiales trabajando (uno mecánico y otro electricista) con sus respectivos ayudantes, se estima una semana para la instalación final.

Tiempo total de instalación: 5 semanas (estimado)

4.2 Costo del secado.

El costo del secado tendrá como único costo fijo, el sueldo asignado a cuando menos dos investigadores, éstos se encargarán

del equipo desde la supervisión y dirección, durante su instalación. El costo variable de la operación estará dado por el costo del material de investigación, y por el consumo de energía eléctrica que es aproximadamente 40 Kw-h.

El costo de mantenimiento no se incluye pues se considera que la institución tiene de planta un equipo dedicado a ello. Por último los gastos generales como, administración, financiamiento e investigación no afectan casi nada al equipo piloto en cuestión, siendo por el contrario, el costo de la investigación efectuada en el equipo se incluirá en los gastos generales de la institución investigadora.

La vida del equipo se estima en 20 años, pero difícilmente duraría tanto tiempo sin haberle efectuado cambios, no debido a desgastes sino a la necesidad de efectuar nuevas investigaciones.

CONCLUSIONES.

1.- Cuando se va a seleccionar un sistema de secado a nivel industrial, se recomienda determinar las condiciones de proceso óptimas, mediante el uso de un equipo experimental. Y precisamente en el equipo piloto propuesto en el presente trabajo se pueden determinar estas condiciones. La mayor parte de las veces tanto la temperatura del sólido, que generalmente es la ambiental o un poco mayor, como la humedad de entrada del mismo son condiciones fijas del proceso.

Son pues nuestras variables los suministros de calor, aire y sólido; manteniendo control de ellos el proceso de secado, sería en principio perfecto. En la tabla 5.1-1 se muestra el efecto de estas variables en los parámetros del proceso.

Tabla 5.1-1	Suministro de calor	Suministro de aire	Suministro de sólido
Temp. de entrada del aire	V	V	
Temp. de salida del aire	V	V	V
Humedad de salida del aire	V	V	
Prestión		V	
Temp. del producto	V		V

Humedad del - producto	V	V	V
Velocidad del aire		V	
Velocidad de secado	V	V	V

Las letras V en los cruces de renglón-columna significan, - que los cambios en las variables indicadas en las columnas afectan las condiciones indicadas en los renglones. Podemos observar en la tabla anterior la gran cantidad de combinaciones posibles con estas tres variables.

Salta a la vista, pues, que en este equipo no podrán, al menos en este arreglo inicial, determinarse los mecanismos que en un momento dado controlarán la operación de secado, sino solamente los parámetros del proceso.

2.- Se prefirió usar un secador de sección cuadrada debido a que la mayor parte de las correlaciones existentes, son para reactores de sección circular, se sabe de antemano que habrá un deterioro en la exactitud de las ecuaciones de diseño, pero, podrá observarse la magnitud de la desviación sufrida por dichas ecuaciones.

3.- Todo el equipo auxiliar es lo suficientemente versátil como para poder accionarlo en una amplia gama de condiciones de operación. De esta forma puede efectuarse tantas corridas de prueba como sea necesario.

4.- La cotización económica efectuada se hizo en bases lo más reales posibles, es decir consultando directamente con el medio es

especializado. Se espera con ello proporcionar una idea clara de el desembolso que ocasionaría la construcción del equipo.

Se observa además, que la mayor parte del costo del equipo es la instrumentación (aproximadamente representa el 40%). Esta situación es común en los equipos piloto,⁽²⁴⁾ pues es necesario mantener un estricto control del proceso; solo de esta forma se obtendrán - datos verdaderamente fidedignos, que más tarde serían aplicados en la construcción de equipos a escala industrial. En dicha escala industrial el equipo auxiliar sería proporcionalmente más barato, - pues parte del acuí cotizado requiere fabricación especial.

BIBLIOGRAFIA.

- (1) Perry John H. "Chemical Engineers' Handbook" 4a. Ed. Mc Graw-Hill, New York.
- (2) Treybal Robert E. "Mass Transfer Operations" 2a. Ed. Mc Graw-Hill, New York.
- (3) Sloan C. E., Drying Systems and Equipment, Chemical Engineering, June 19, 1967.
- (4) Foust, A. S., Menzel, L. A., Clump C. W., Mans L. & Andersen L. B., "Principles of Unit Operations" John Wiley & Sons, Inc.
- (5) Mc Cabe W.L. & Smith J. C. "Unit Operations of Chemical Engineering" 2a. Ed. Mc Graw-Hill, New York.
- (6) Leva M. "Fluidization" Mc Graw-Hill, New York. (1959).
- (7) Frantz J. F., Design for Fluidization, I Chemical Engineering, September 17, 1967.
- (8) Leva M., Fluidization of Solid Non-Vesicular Particles, Chem. Eng Progress, 44, 619 (1948).
- (9) Leva M. Flow Behavior in Fluidized Systems, Chem. Eng., October 1957.
- (10) Hsu C. T. & Molstad M. C., Rate of Mass Transfer from Gas Stream to Porous Solid in Fluidized Beds, Industrial and Engineering Chemistry, 47, 8, 1550 (1955).
- (11) Kunii-Levenspiel "Fluidization Engineering", Wiley Interscience 1969.
- (12) Kettenring, K. N., Mander field, E. L. and Smith J. M., Heat and Mass Transfer in Fluidized Systems, Chem. Eng. Prog. 46, 139 (1950).
- (13) Richardson, J. F. & Szekely, J. Mass Transfer in a Fluidized Bed, Trans. Inst. Chem. Engrs (London) 39 217 (1961).
- (14) Leva M. & Weintraub M. Pressure Drop Through Fixed & Fluidized Beds, Chem. Eng. January 1950.
- (15) Leva M., Weintraub M., Grummer M., Pollchik M. & Storch H. H., Fluid Flow Through Packed and Fluidized Systems, Bull. 504, U. S. Bur Mines, Washington 1951.

- (16) Lowenstein J., Fluidization Velocities, Chem. Eng. April 1955.
- (17) Frantz J. F., Desing for Fluidization II, Chem. Eng. October 1, 1962.
- (18) Van Heerden C., Nobel A.P.P., and van Krevelen, D. W., Mechanism of Heat Transfer in Fluidized Beds, Ind. Eng. Chem. 45, 1237 (1953).
- (19) Leva M., & Grummer M., A Correlation of Solids Turnover in Fluidized Systems - Its Relation to Heat Transfer, Chem. Eng. Prog. 48, 307 (1952).
- (20) Mickley H. S. & Trilling, C. A., Heat Transfer Characteristics of Fluidized Beds, AIChE J. 1, 374 (1955).
- (21) Clark W. E. Fluid-Bed Drying Chem. Eng. March 13, 1967.
- (22) Minet R. G. & Mirkus J. D., Instrumenting A Fluidized Bed Pilot Plant, Chem. Eng. Prog. 52, 12, 531, 1956.
- (23) Aries R. S., Newton R. P. "Chemical Engineering Cost Estimation" Mc Graw-Hill New York 1955.
- (24) Hudson W. G., Pilot Plant Cost Control, Chem Eng. Progress 64, 10, 39, 1968.
- (25) Jennings B. H., Lewis S. R., "Air Conditioning and Refrigeration" International Texbook Company, 1965.
- (26) Kern Q. D. "Process Heat Transfer" Mc Graw-Hill New York.