

21
2 y.



*Universidad Nacional Autónoma
de México*

*Facultad de Estudios Superiores
Cuautitlán*

**Estudio Hidrodinámico de la Flor de
Brócoli en Lecho Fluidizado**

T E S I S

Que para obtener el título de
Ingeniero en Alimentos
presentan

**Claudio Antonio Sule Fernández
Benjamín Arizmendi Sho**



V N A M

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Cuautitlán Izcalli, Estado de México

1989



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE.

- INDICE .
- RESUMEN.
- INTRODUCCION.
- OBJETIVOS.

CAPITULO I. GENERALIDADES.

- 1.1 Fluidización.
- 1.1.1 Antecedentes.
- 1.2 Tipos de fluidización.
- 1.3 Calidad de la fluidización.
- 1.4 Características de la fluidización gas- sólido.
- 1.4.1 Burbujes.
- 1.4.2 Pistoneo.
- 1.4.3 Canalización.
- 1.5 Hidrodinámica de lechos fluidizados.
- 1.5.1 Lecho fijo.
- 1.5.2 Lecho fluidizado.
- 1.5.3 Lechos fluidizados de partículas gruesas.
- 1.5.3.1 Características propias.

- CAPITULO II. METODOLOGIA EXPERIMENTAL.

- 2.1. Diagrama experimental.
- 2.2. Hipótesis de trabajo.
- 2.3. Procedimiento experimental.
- 2.3.1. Materia prima.
- 2.3.1.1. Determinación de la densidad del brócoli.
- 2.3.1.2. Determinación del diámetro de partícula.
- 2.3.1.3. Determinación de la esfericidad de la partícula.
- 2.3.1.4. Determinación de la masa del lecho en función de la relación L/dc .
- 2.3.2. Caracterización del equipo.
- 2.3.2.1. Calibración de instrumentos de medición.
- 2.3.2.2. Determinación de la velocidad del aire.
- 2.3.2.3. Determinación de las características del distribuidor.

- 2.3.3. Estudio hidrodinámico.
- 2.3.3.1. Experimentación.
- 2.3.3.2. Determinación de la altura del lecho.
- 2.3.3.3. Determinación de la caída de presión del lecho.
- 2.3.4. Determinación de la masa máxima del lecho.
- 2.3.5. Escalamiento.
- 2.4. Descripción del equipo.
- 2.5. Métodos de análisis del sistema.
- 2.5.1. Comportamiento mecánico.
- 2.5.2. Método estadístico de análisis.
- 2.5.3. Método de análisis de escalamiento.

CAPITULO III. RESULTADOS Y ANALISIS DE RESULTADOS.

- 3.1. Análisis de experimentación preliminar.
- 3.1.1. Materia prima.
- 3.1.1.1. Densidad.
- 3.1.1.2. Diámetro de partícula.
- 3.1.1.3. Esfericidad de la partícula.
- 3.1.1.4. Determinación de la masa del lecho.
- 3.1.2. Equipo.
- 3.1.2.2. Calibración de instrumentos de medición.
- 3.1.2.3. Determinación de las características del distribuidor.
- 3.2. Estudio hidrodinámico.
- 3.2.1. Lecho fijo.
- 3.2.1.1. Altura del lecho y Em.
- 3.2.1.2. Caída de presión.
- 3.2.2. Período de transición.
- 3.2.3. Lecho fluidizado.
- 3.2.3.1. Altura del lecho (Lmf) y Emf.
- 3.2.3.2. Velocidad mínima de fluidización (Vmf).
- 3.2.3.3. Caída de presión.
- 3.2.3.4. Velocidad terminal (Vt).
- 3.3. Determinación de la masa máxima del lecho.
- 3.3.1. Criterios de escalamiento.

-CONCLUSIONES.
-BIBLIOGRAFIA.
-NOMENCLATURA.

RESUMEN.

Resumen.

La comercialización de productos hortícolas individualmente congelados, (IQF), hacia mercados internos y externos se ha venido desarrollando a gran escala en los últimos años.

De ellos, ocupa un lugar importante la brócoli, que se exporta en fresco y congelado un 90% de su producción. Sin embargo, al igual que otros productos, presenta la característica de ser una partícula gruesa (mayor 1 mm). Por otro lado, la ingeniería de fluidización se ha desarrollado principalmente bajo estudios realizados con partículas finas, pero no está comprobado si la teoría es aplicable a partículas gruesas.

En el presente trabajo se pretendió determinar experimentalmente las condiciones bajo las cuales la flor de brócoli exhibe un comportamiento hidrodinámico adecuado y la forma de cuantificar este, para el desarrollo posterior de un proyecto de congelación por fluidización, así como establecer parámetros para el escalamiento de variables en el diseño de equipos de fluidización.

Para llevar a cabo este objetivo, se utilizó brócoli fresco, en estado de madurez hortícola con inflorescencia de color verde grisáceo, la cual se clasificó en 2 rangos de diámetro aparente y se trabajó con 5 mallas diferentes, construyendo las gráficas de comportamiento hidrodinámico, determinando principalmente la velocidad mínima de fluidización y evaluando la calidad del proceso (pag.15). Posteriormente se evaluaron las condiciones

límites en las cuales se logra un buen proceso de fluidización, estableciendo criterios de escalamiento que se comprobaren en un cilindro de mayor tamaño.

Los resultados que se obtuvieron muestran la factibilidad de someter a la flor de brócoli a un proceso de fluidización tradicional. Para lo cual es necesaria una clasificación previa de rangos de diámetro aparente y la determinación del diámetro equivalente de las muestras, pues es este último el que determina las condiciones hidrodinámicas en que se desarrolla un proceso de buena calidad. Obteniéndose que para los rangos de diámetro aparente que van de 0.5 - 1.5 cm., de 1.51- 2.5 cm., y de 2.51 a 3.5 cm., que representan diámetros equivalentes de 1.1009 cm, 1.5548 cm. y 2.0632 cm respectivamente se requieren velocidades mínimas de fluidización de 4.14 m/s, 4.74 m/s y 5.4 m/s.

Dichas velocidades pueden calcularse utilizando la ecuación empírica (Ec 18) encontrada en este trabajo o bien mediante la ecuación generalizada de Ergun tomando los valores de E_{mf} de 0.9806 y de 0s reportados en la tabla XVIII.

Por último se puede decir que el criterio de escalamiento que se planteó por semejanza geométrica muestra resultados satisfactorios al ser comprobado en un cilindro de mayor tamaño (relación de 1 a 2).

I N T R O D U C C I O N .

INTRODUCCION

La fluidización, como su nombre lo indica, es una operación mediante la cual logramos que un lecho de partículas sólidas tenga un comportamiento análogo al de un fluido. Esto queda claramente ejemplificado en la figura 1, en ella observamos que cuando un objeto grande y ligero se introduce dentro del lecho flota en la superficie (fig. 1.a.) si el recipiente es inclinado la superficie del lecho permanece horizontal (fig. 1.b.); cuando dos lechos se conectan entre sí su niveles se igualan (fig. 1.d.); la diferencia de presión entre dos puntos cualesquiera del lecho es aproximadamente igual a la cabeza estática entre esos puntos (fig. 1.e.); y los sólidos brotarán en forma de jet desde un orificio ubicado al costado del recipiente fluyendo como un líquido hacia otro recipiente. (fig. 1.c.) (1)

La fluidización se logrará a través del contacto de los sólidos con un gas o con un líquido. Este método de contacto tiene un número inusual de características y, mediante la ingeniería de fluidización se desarrollan estudios que determinan las ventajas de este comportamiento y su mejor uso. (2)

Las primeras experiencias se ubican a principios de siglo (1900) en la industria química y desde entonces su uso se hizo ex-



Fig. 1 . Analogía a un fluido con partículas sólidas.

tensivo para la catalización del fraccionamiento de petróleo e hidrocarburos, en la calcinación de óxido de calcio y el tostado de minerales.

Este procedimiento de contacto de fases, ha suscitado un entusiasmo extraordinario en el terreno de la investigación científica. Numerosas aplicaciones han sido desarrolladas, pero es notable -

constatar que todas tienen en común que se manejan partículas finas.

Por el contrario, al pasar de los años, la fluidización de partículas gruesas (convencionalmente $D_p > 1$ mm. (1)) ha permanecido poco estudiada, tanto en el terreno de la investigación como en el de las aplicaciones (20,21,22,23 y 24). Pese a que la evolución actual parece dibujar la necesidad de una aplicación industrial más amplia es preciso reconocer, por condiciones de utilización muy particulares, que este proceso ha sido muy poco explotado.

De hecho en la industria procesadora de alimentos, que es el caso que nos interesa, se ha aplicado y desarrollado de manera limitada la fluidización, en los últimos 40 años. La utilización más significativa ha sido en el congelamiento de alimentos (6). Existiendo bibliografía de su utilización en secado (7), blanqueo o escaldado (8) y preenfriamiento (6).

Con respecto a la congelación, donde el mismo aire fluidizante congela al producto (9), el proceso, permite obtener un producto de alta calidad, lo que ha convertido a alimentos hortifrutícolas particulados y congelados en una de las formas más usuales de comercialización.

Por otra parte esta técnica de congelación se integra perfectamente a las cadenas de proceso continuo de las empacadoras modernas.

Los estudios que se han realizado para el perfeccionamiento de esta técnica, son cada día más importantes, ya que si se analiza las ventajas y desventajas de estos equipos, se tiende cada vez a

un balance mas favorable dado que su coeficiente de utilizaci3n se va haciendo mayor debido a la gran versatilidad que presenta esta t3cnica en cuanto a productos que pueden ser susceptibles a su uso.

El estudio que aqui se ha desarrollado s3lo abarca el comportamiento hidrodinámico de la flor de br3coli sometida a fluidizaci3n y criterios de escalamiento para el dise1o, sin embargo, esta investigaci3n apunta hacia el proceso de congelaci3n de la misma.

Las investigaciones realizadas como ya se ha mencionado se han llevado a cabo, primordialmente con particulas finas, por lo que adquiere gran inter3s el estudio de la fluidizaci3n de flor de br3coli, pues estas representan particulas de gran calibre y amorfas.

Cabe aqui mencionar que la br3coli encuentra su mayor demanda en el mercado de exportaci3n, siendo el principal pais importador Estados Unidos, que absorbe el 90% de la producci3n nacional (10) en donde se le considera un producto suntuario.

Debido a su demanda creciente, que reportan los datos de los volumenes exportados en los 3ltimos a1os, el alto rendimiento econ3mico por hect3rea en cada ciclo, tener hasta tres ciclos por a1o y de acuerdo a la politica del gobierno de captaci3n de divisas, este producto presenta un gran futuro en lo que se refiere al mercado internacional, lo cual hace inherentemente necesario estudios para el establecimiento de t3cnicas que permitan una mayor explotaci3n de dicho producto.

OBJETIVOS.

OBJETIVOS.

- Objetivo General.

Evaluar el comportamiento hidrodinámico de la flor de brócoli sometida a un proceso de fluidización tradicional, para su manejo a nivel industrial.

- Objetivos particulares.

1.- Determinar y cuantificar el efecto del diámetro de partícula y la masa del lecho sobre el comportamiento hidrodinámico de la flor de brócoli.

2.- Establecer las condiciones límites en relación a masa del lecho y diámetro de partícula, en que se lleva a cabo una fluidización de alta calidad.

3.- Desarrollar criterios de escalamiento para la fluidización tradicional de la flor de brócoli.

CAPITULO I
GENERALIDADES

GENERALIDADES.

1.1 Fluidización.

De acuerdo con S. Astrom (48) la definición científica de fluidización es : " hacer que una masa de partículas se comporte como un fluido."

La definición literal dice : "es un método que mantiene las partículas sólidas flotando en un flujo dirigido hacia arriba de un gas o un líquido."(2)

1.1.1 Antecedentes.

Leva (3) reporta que los inicios de la práctica de la fluidización se remonta al siglo XVI, donde era utilizada para la obtención de metales puros.

Sin embargo, es hasta principios del siglo XX (6) cuando la utilización de esta técnica se hace extensiva principalmente en la industria química para la catalización del fraccionamiento del petróleo e hidrocarburos, en la calcinación de óxido de calcio y el tostado de minerales.

No es sino hasta fines de la segunda guerra mundial,

que este proceso empieza a aplicarse en la industria de los alimentos, siendo en la congelación donde su uso se hizo más popular.

Actualmente numerosos estudios reportan su utilización en operaciones como secado de alimentos (7), blanqueo o escaldado (8) y preenfriamiento (6).

Entre los alimentos que con mayor frecuencia son procesados con este método se encuentran productos hortifrutícolas y granos; habiéndose desarrollado algunas experiencias en productos cárnicos y marinos.

Con respecto al nivel de producción, los lechos fluidizados en comparación con los lechos fijos, permiten, como han demostrado Reynoso y Calvelo (52), obtener porcentajes en un 20 a 30 % mayores.

En cuanto a la congelación de alimentos, se obtienen productos de alta calidad, ya que se mantiene el carácter granular del producto lo que además facilita la utilización parcial del envase y la comercialización en diversas épocas del año.

La congelación en lecho fluidizado, puede utilizarse en sólidos particulados de hasta 3 o 4 cms. de diámetro y además de las ventajas ya mencionadas, presenta las siguientes características (9):

- 1.- Permite tiempos de congelación menores por lo que es menor el tamaño del equipo para una producción dada, ocupando menos área de piso.

- 2.- Debido a la alta velocidad de congelación, existen muy pocas pérdidas de peso durante el proceso (1% en comparación con los congeladores de cinta que alcanzan valores cercanos al 3 %). También la calidad del producto (textura, color, exudado), es favorecida.
- 3.- Si los productos se humedecen superficialmente, previo a su ingreso al lecho, permite formar un glaseado que no solo mejora su aspecto y color, sino que lo protege de reacciones oxidación con el aire o eventuales contaminaciones microbianas.
- 4.- Alcanza condiciones más favorables para la posterior mecanización y automatización del flujo del producto.

En términos generales se puede decir que en este proceso los coeficientes de intercambio de calor y masa, gas-sólido son mayores comparados con otros métodos.

1.2 Tipos de fluidización.

En general se puede decir que un sólido cargado en un recipiente sujeto a la acción del peso de un fluido es susceptible de encontrarse en cualquiera de los siguientes tres estados:

- Lecho fijo.
- Lecho fluidizado.

- Transporte neumático.

dependiendo del gasto de fluido que se haga pasar a través de éstos.

Lecho fijo: el fluido pasa a través de los orificios quedando los sólidos entre sí al estar empacados (fig. 2a).

Lecho fluidizado: a mayores gastos se alcanza un punto en el que las partículas se van a encontrar suspendidas en la corriente del fluido. En este punto, las fuerzas entre las partículas y el fluido balancean el peso de éstas, el lecho se considera estar apenas fluidizado y se refiere como un lecho en condiciones mínimas de fluidización. el componente vertical de las fuerzas de compresión entre

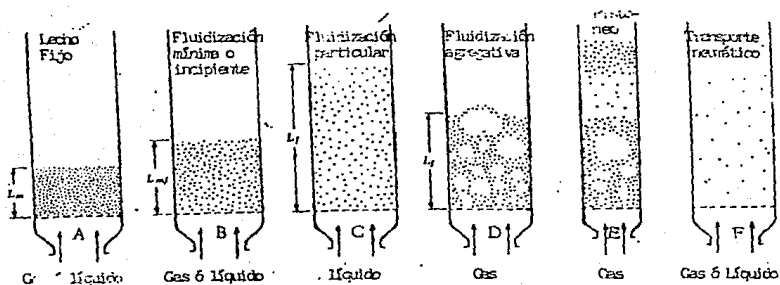


Fig. 2. Etapas de la fluidización.

las partículas adyacentes desaparece y la caída de presión a través de cualquier sección del lecho iguala, aproximadamente, el peso del fluido y de las partículas en esa sección (fig. 2b).

Transporte neumático: cuando el gasto del fluido es suficientemente elevado se aprecia un importante arrastre de sólidos, los cuales son transportados fuera del recipiente por el mismo fluido (fig. 2f).

En general el comportamiento de un lecho fluidizado depende del tamaño de partículas, la densidad de los sólidos, así como de la naturaleza del fluido.

En 1948 Wilhelm y Kwauk (21) pusieron en evidencia los diferentes comportamientos de un lecho fluidizado dependiendo si el fluido es un líquido o un gas. (11).

Cuando el fluido es un líquido, el lecho se comporta como una fase continua homogénea (fig. 2c), dando lugar a lo que se denomina fluidización particulada (9), que se caracteriza por una expansión progresiva del lecho conforme aumenta el gasto del fluido que atraviesa el lecho (12).

Cuando el fluido es un gas se produce la llamada fluidización agregativa (fig. 2d), caracterizada por la formación de burbujas de gas que ascienden a través de la fase continua constituida por las partículas fluidizadas. Al llegar a la parte superior del lecho las burbujas se rompen proyectando partículas individuales en el espacio superior. Este tipo de fluidización presenta dos fases: la fase densa en la cual el grado de vacío es prácticamente

constante en función del gasto y del mínimo de burbujeo, y la fase diluida que se presenta en forma de burbujas donde la concentración de partículas ~~es muy baja.~~

Son las burbujas las que le otorgan un carácter de inestabilidad a este tipo de fluidización y son inherentes a los fluidos gaseosos, siendo imposible evitarse en una fluidización tradicional (9).

En años recientes ha quedado demostrado que aún siendo el fluido de transporte un gas se puede tener una fluidización homogénea (13,14). Esto ocurre cerca de la velocidad mínima. La gama de velocidades que corresponde a esta fluidización está comprendida entre la velocidad mínima (límite inferior) y la velocidad mínima de burbujeo (límite superior). Este rango de velocidades, es más grande cuanto más pequeño es el diámetro de las partículas. A la inversa a medida que el diámetro de partícula aumenta este rango de velocidades disminuye hasta el grado de no detectarse.

Geldart (14), en 1967 propuso una correlación que permite calcular el diámetro límite de las partículas sobre el cual no puede haber fluidización homogénea:

$$d_{pmax.} = K \left(\frac{u_g}{\rho_s - \rho_g} \right) \quad (\text{Ec. 1})$$

en esta ecuación que no es dimensionalmente homogénea

ρ_s y ρ_g : son la densidad del sólido y del fluido respectivamente en Kgs./m³ exp 3.

ν : es la viscosidad cinemática del fluido.
 K : es una constante ($K = 1.25 \times 10 \text{ exp.5 seg./m}$)

Otros experimentos han demostrado que el número de Froude que relaciona las fuerzas de inercia (energía cinética por unidad de volumen) en contraposición a la fuerza de gravedad, refleja el comportamiento físico del lecho (53).

$$Fr = V_{mf} \exp 2 / (dp \ g) \quad (\text{Ec. 2})$$

De acuerdo con Vizcarra (12),

Si Fr es menor de 0.13	Fluidización particular.
Si Fr es mayor de 1.13	Fluidización agregativa.

y según Faust (53), si:

Fr es menor de 1	Fluidización particular.
Fr es mayor de 1	Fluidización agregativa.

El uso del número de Froude como criterio que distingue los tipos de fluidización, no está completamente verificado experimentalmente.

También la bibliografía (12) reporta los siguientes valores en función de números adimensionales, para diferenciar los tipos de fluidización.

(Fr) (Re) $(\rho_s - \rho_g / \rho_g) (Lmf/dc)$ menor de 100	13 particular.
(Fr) (Re) $(\rho_s - \rho_g / \rho_g) (Lmf/dc)$ mayor de 100	agregativa.

De tal forma que en caso de que las densidades del fluido y el sólido no sean muy diferentes, donde las partículas sean muy pequeñas y por lo tanto la velocidad de flujo sea baja, se tiene una fluidización particular. Por otro lado, en caso de que las densidades del fluido y del sólido sean muy diferentes, o las partículas sean grandes y la velocidad del flujo deba ser elevada, se tiene una fluidización agregativa. (53)

1.3 Calidad de fluidización.

Un lecho bien fluidizado se define como aquel que presenta pistoneo y acanalamientos despreciables y además posee burbujas de tamaño uniforme y controladas, y con frecuencia más o menos constante.

Aunque las propiedades de los sólidos y del fluido por sí mismas determinarían si la fluidización será continua o agregativa muchos factores influyen, en la velocidad de mezclado de los sólidos en el tamaño de la burbuja y en la extensión de la heterogeneidad en el lecho. Estos factores incluyen la geometría del lecho, la velocidad de flujo del gas, el tipo de distribuidor de gas y los acceso-

rios internos como son mallas, baffles y/o intercambiadores de calor.

La experiencia ha demostrado que los baffles y otros accesorios ubicados dentro del recipiente tales como intercambiadores de calor, incrementan sustancialmente el contacto en el lecho evitando la tendencia a coalescer de las burbujas. Existe un incremento en la caída de presión cuando se usan dichos accesorios dada por la fricción entre las partículas y la superficie de ellos, aunque prácticamente insignificante, por lo que los baffles y deflectores proveen de una forma de encontrar los requerimientos de oposición a una baja caída de presión y un buen contacto. De hecho un sistema adecuado de deflectores puede mejorar la calidad de la fluidización al grado que los distribuidores de gas que causan alta caída de presión (distribuidores con muchos orificios) no son necesarios.

Por otro lado, estudios realizados por Zenz y Othmer (18) han mostrado que la calidad de la fluidización está fuertemente influenciada por el tipo de distribuidor de gas utilizado. Para un distribuidor con pocos orificios, la densidad del lecho fluctúa considerablemente para todas las velocidades de flujo (20 a 50% del valor medio), aunque es más severo a altas velocidades. La densidad del lecho varía con la altura y la canalización del lecho puede ser severa. Para un distribuidor con muchos orificios la fluctuación en la densidad del lecho es inapreciable a bajas velocidades del aire, pero se vuelve apreciable a altas velocidades. La densidad del lecho es más uniforme, las burbujas son más pequeñas y el contacto gas-sólido es más íntimo con una menor canalización del gas. (Ver fig.3). Aunque

la utilización de este tipo de distribuidores conlleva a altas pérdidas de carga del fluido en su paso a través de ellos.

La bibliografía reporta criterios de diseño de distribuidores diversos sin especificar con claridad las condiciones del le -

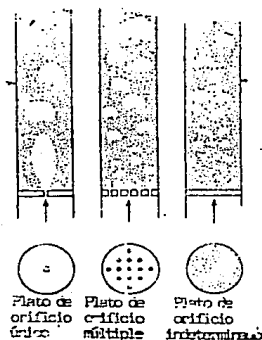


Fig. 3. Diferentes arreglos para distribuidores.

cho a que hacen referencia, así, encontramos que Agarwal y col. (19) recomienda que la caída de presión a través del distribuidor sea el 10% de la caída de presión que provoca el lecho, con un mínimo en todos los casos de aproximadamente 35 mm. de agua. Otra escuela de pensamiento afirma que la caída de presión en el distribuidor debe ser,

por lo menos, el 30 % de la caída de presión del lecho (17), pero sin sobrepasar 2 lb/pulg exp 2

La experiencia ha demostrado que una caída de presión suficiente provocada por el distribuidor, logra la igualación de las velocidades de flujo del gas a través de los orificios. Para esto es necesario que la caída de presión en el distribuidor sea considerable - mente mayor que la pérdida de carga provocada por la expansión cuando el flujo pasa de la conexión interior al recipiente. Richardson (1) - sugiere que la caída de presión provocada por el distribuidor sea 100 veces la caída de presión de expansión.

Con el fin de otorgarle el mayor grado de homogeneidad al fluido en su efecto sobre el lecho, se han desarrollado diversos tipos de distribuidores, como son los cóncavos, convexos, de doble plato perforado, de lecho empacado, etc ... Sin embargo, solamente el buen juicio y la experiencia nos dirán que modificación y combinación de tipos de distribuidor es mejor para una aplicación dada.

Los distribuidores deben ser seleccionados o diseñados con cuidado, siendo este el primer paso para un exitoso proceso de lecho fluidizado.

1.4 Características de la fluidización gas-sólido.

Dentro del proceso de la fluidización gas-sólido, se presentan fenómenos tales como el burbujeo, pistoneo y/o canalización

que repercuten en la calidad del mismo.

1.4.1 Burbujeo.

Las burbujas gaseosas nacen por debajo del lecho de sólidos, cuando la distribución del gas en el lecho es de buena calidad estas son muy numerosas, de dimensiones pequeñas y se distribuyen de manera uniforme por debajo de éste. Las burbujas suben y crecen a medida que van ascendiendo (coalescencia), para explotar en la parte superior del lecho (figs. 2d y 4).

La ascensión de las burbujas es responsable de una circulación intensa de partículas sólidas.

En un lecho fluidizado, la velocidad de ascensión de las burbujas es generalmente mayor que la velocidad del fluido en el lecho denso, la que es prácticamente constante en función del gasto, en términos de la teoría de las dos fases e igual a v_{mf} .



Fig. 4 . Ascensión de una burbuja a través del lecho.

Según esta teoría existen en el espacio de fluidización y una fase burbuja donde sólo hay burbujas libres de sólidos y una fase emulsión en la cual se hallan los sólidos y el fluido con una velocidad característica y constante en función del incremento del gasto (fig. 5).

Los estudios desarrollados acerca del comportamiento de las burbujas, son extremadamente detallados, ya que estas determinan los coeficientes de interacción, en los procesos en que esto es importante, entre el gas y los sólidos.

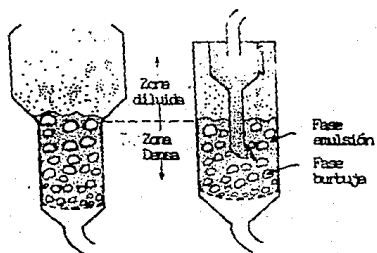


Fig. 5. Zonas y fases en la fluidización gas-sólido.

Tomando en cuenta la baja concentración de sólidos en las burbujas y pese a que una circulación de gas se establece entre las burbujas y una parte de la fase densa (nube alrededor de las burbujas), una parte del gas atraviesa directamente el lecho (by-pass) sin que haya intercambio entre las fases(11). Este fenómeno trae como consecuencia una disminución de las tasas de conversión en las reacciones químicas que se ejecutan en los intercambios gas - sólido.

La presencia de burbujas en el lecho provoca un movimiento característico de los sólidos, los que sufren un efecto de succión conforme la burbuja se aleja, acumulando cierta cantidad de los mismos en la parte inferior de la burbuja. Por otra parte, el sólido que se encuentra en la parte superior es desplazado hacia los lados (12) (fig. 4).

Reuter descubrió que el gradiente de presión longitudinal en la fase densa es mas grande en la vecindad de las burbujas que en el resto del lecho. La ascensión de las burbujas tiene pues, como consecuencia, el provocar fluctuaciones de presión al momento de su paso así como modificaciones del flujo del fluido a través del lecho

Se puede agregar que las burbujas no suben por el lecho con una distribución aleatoria en el tiempo, sino que ellas ascienden en forma de conglomerados con una frecuencia constante del orden de 2-3 HZ. Por lo tanto, la pérdida global a través del lecho está sometida a oscilaciones, con este valor de frecuencia. Fenómeno que da

problemas en la industria.

1.4.2 Pistoneo.

Las burbujas presentan tendencia a coalescer y van creciendo al momento de su ascenso. Si el lecho es espeso o las partículas no tienen libertad de movimiento y por tanto pueden formar un arco de pared a pared del recipiente, las burbujas formadas se reúnen en una sola, que presenta un tamaño que puede ser muy importante. Cuando el diámetro de una burbuja de este tipo llega a ser igual al diámetro del recipiente, el lecho del sólido situado por encima de esa burbuja se eleva en un solo bloque a manera de un pistón dando así origen al fenómeno de pistoneo.

De acuerdo con Stewart (15), en una instalación de tipo piloto, este fenómeno es inevitable si se reúnen las siguientes condiciones:

- 1.- Cuando la relación de la altura del lecho en reposo sobre el diámetro del recipiente es superior a 1 (L/D mayor de 1).
- 2.- Cuando la velocidad del gas es tal que:

$$(V_0 - V_{mf}) / (0.5)(g \text{ dc}) \exp (0.5) \text{ mayor a } 0.2$$

Donde:

V_{mf} : velocidad mínima de fluidización

dc : diámetro de la columna

g : aceleración de la gravedad.

V_0 : velocidad superficial del aire.

Cada vez que este fenómeno se manifiesta, existe una pérdida en la calidad de la agitación de las partículas sólidas y de la transferencia entre fluido y partícula. Además este comportamiento trae como consecuencia una fluctuación muy importante en la caída de presión y sobre todo un descenso brusco de las partículas que puede causar deterioro en la materia prima y/o en el equipo (16). En consecuencia se debe evitar el fenómeno de pistoneo.

El pistoneo se presenta con frecuencia en lechos que como ya se dijo, guardan una relación L/d mayor de 1, por lo que se hace imprescindible encontrar una relación óptima entre la altura del lecho y el diámetro de la columna.

1.4.3. Canalización.

La canalización es un fenómeno mediante el cual el lecho de partículas sólidas presenta un canal abierto y estable, libre de partículas de un tamaño suficiente, por el cual fluye la mayor parte del gas, provocando que aunque el lecho se haya expandido no exista fluidización.

Las causas de este fenómeno pueden ser:

1.- Después de un pistoneo, esto es, una vez que la burbuja - que promueve la ascensión de todo el lecho se rompe en su parte superior, la caída aleatoria de las partículas provoca la creación de un canal (17).

2.- O bien puede ser producido debido a una mala distribución del gas sobre el lecho existiendo zonas que presentan un mayor gasto del fluido, que tiende a abrir un canal.

La canalización debe ser evitada ya que no permite una adecuada fluidización.

1.5. Hidrodinámica de lecho fluidizado.

- 1.5.1. Lecho fijo.

Contrariamente al problema que nos interesa, la hidrodinámica de un fluido a través de un lecho fijo de partículas sólidas - gruesas, si está reportado en un gran número de publicaciones (25,26) En particular numerosos autores han estudiado el fenómeno de pérdida sufrida por un fluido, gas o líquido, en su paso a través de un lecho fijo. En general, exceptuando los efectos eventuales de pared del re-

ciente, cuando la relación entre el diámetro de las partículas y el diámetro del recipiente que las contiene es importante ($d_p/D > 1/10$), nada diferencia los fenómenos de pérdida de carga a través de lechos granulares de partículas finas y gruesas.

En el plano de la metodología seguida por los autores para elaborar las correlaciones de pérdida de carga, existen diversas - escuelas:

- Unas han tomado la vía teórica (27), semiteórica (26) y aún el análisis dimensional (25). Los valores numéricos de las constantes que intervienen en dichas correlaciones han sido determinados después de la experimentación.

- Otros se han dedicado a confrontar resultados experimentales y luego a construir correlaciones empíricas sin preocuparse de justificaciones teóricas (28,29,30).

Dichas correlaciones han sido sometidas a verificación experimental por otros investigadores, sin que sea realmente posible desautorizar a sus partidarios. Así Wagstaff y Nirmaier (31) en 1955, y Smith y Roper (32) en 1960, trazando la pérdida de carga experimental en función del valor calculado a partir de las propiedades físicas del lecho fijo concluyeron que la ecuación de Ergun (26) era entre las correlaciones existentes, aquella que daba los resultados más confiables.

Por otra parte, Schwartz y Smith (33) escogieron trabajar con las correlación de Leva (30), en tanto que Corneil y Katz (34) han preferido utilizar la de Carmen y Kozeny (29).

La elección de estas correlaciones depende tanto del sistema que se tiene como de la meta perseguida en el momento del estudio (11). Para nosotros importa sobre todo tener un conocimiento profundo de los factores que pueden tener una influencia sobre el flujo del fluido a través del lecho de partículas sólidas. En este sentido, para el estudio teórico del lecho fijo, utilizar la ecuación de Ergun tiene la ventaja de desglosar bien la influencia de los parámetros, que puede ser escrita en forma adimensional y que es de una utilización muy general (régimen laminar o turbulento).

Esta correlación escrita es la siguiente:

$$\hat{P}/L = 150(1-E_m)\exp^2(u_g V_o)/d_p \exp^2 E_m \exp^3 + 1.75(1-E_m)@g V_o \exp^2 / E_m \exp^3 d_p$$

Ec.3

y en forma adimensional

$$\hat{P}(d_p)^2 / @g V_o \exp^2 L = 300 (1-E_m)\exp^2 / Re_p E_m \exp^3 + 3.5 (1-E_m) / E_m \exp^3$$

Ec. 4

Donde los parámetros que intervienen en ambas ecuaciones

son

\hat{P} = pérdida de carga del fluido a través del lecho de partículas sólidas en mm. de agua.

L = altura del lecho en centímetros.

E_m = fracción de espacios vacíos.

@g = densidad del fluido

V_o = velocidad superficial del fluido en cms/seg

μ_g = viscosidad del fluido
 d_p = diámetro de partícula sólida
 Re = número de Reynolds referido a la partícula. $\rho g d_p v_o / \mu_g$

1.5.2. Lecho fluidizado.

Un lecho fluidizado, según el gasto de fluido que se esté utilizando, pasa por diferentes etapas, las cuales ya hemos mencionado antes. En un principio el gas se filtra por intermedio de los espacios interparticulares, estando el lecho en estado fijo, a medida que el flujo aumenta el lecho comienza a ser fluidizado, hasta desembocar en un estado en el cual las partículas son arrastradas fuera del recipiente (transporte neumático).

Así, en estas etapas reconocemos a la velocidad mínima de fluidización (V_{mf}) como aquella en la cual logramos las condiciones de fluidización propiamente tal, la velocidad de burbujeo como aquella en la cual en la superficie del lecho empezamos a ver las explosiones de burbujas con proyección aleatoria de partículas, y velocidad terminal aquella en que comienza el arrastre de partículas fuera del recipiente que las contiene.

Si experimentalmente medimos la caída de presión que sufre el fluido al atravesar el lecho, en función de la variable gasto volumétrico o velocidad del fluido, los datos así obtenidos pueden

representarse en una gráfica logaritmo vs logaritmo, dando la siguiente representación: (fig.6).

De este modo se pueden determinar experimentalmente los valores de la velocidad en sus diferentes etapas.

El inicio de la fluidización ocurre cuando se igualan las fuerzas de arrastre del fluido con movimiento ascendente al peso de las partículas constituyentes del lecho fijo haciendo que comiencen a reordenarse buscando una condición de empaquetamiento mas suelta, aunque se mantienen en contacto.

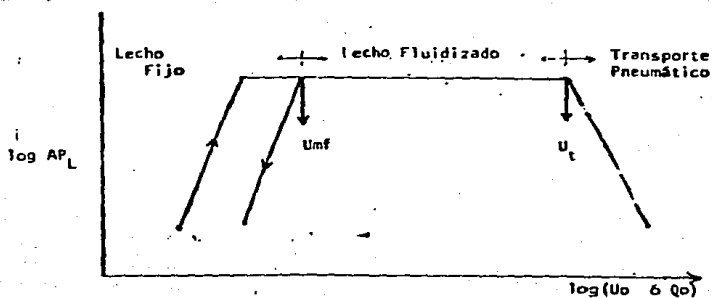


Fig. 6. Curva típica de fluidización.

Bajo esta condición, tanto la porosidad (ϵ_{mf}), como la velocidad superficial del aire (U_{mf}) se denominan de mínima fluidización(49).

En condiciones mínimas de fluidización todavía es válida la ecuación de Ergun (Ec.3).

Por otra parte haciendo un balance de fuerzas en un lecho fluidizado como el que se muestra en la figura 7

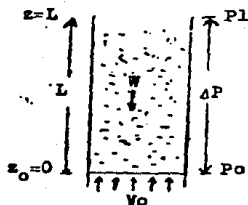


Fig. 7. Balance de fuerzas.

Considerando que el lecho fluidizado representa un cuerpo hipotético de peso W que incluye sólidos más fluido.

Y sean las presiones totales:

$$P_0 = p_0 + \theta g \cdot z_0 / g_c$$

$$P_1 = p_1 + \theta g \cdot L / g_c$$

La caída de presión que sufre el fluido al atravesar el lecho será:

$$\Delta P = P_o - P_i = (\rho_o - \rho_i) + \rho_g g (Z_o - L)$$

Balace de fuerzas:

(Peso del cuerpo hipotético) = (peso del sólido) + (peso del fluido)

$$\rho_w S L g/gc = W = (1-E_m) SL \rho_s g/gc + E_m SL \rho_g g/gc$$

Siendo la presión hidrostática:

$$p_o = p_i + \rho_w L g/gc$$

Tenemos:

$$p_o - p_i = \rho_w L g/gc = (1 - E_m) L \rho_s g/gc + E_m L \rho_g g/gc$$

Si R es la reacción del distribuidor:

(reacción) = (fuerza de presión) + (gravedad)

$$R = S (P_i - P_o) + W$$

En estado fluidizado R=0 por definición:

$$S(P_o - P_i) = W = (1 - E_m)SL \rho_s g/gc + E_m SL \rho_g g/gc$$

Por lo tanto :

$$P = P_0 - P_1 = \rho_0 - \rho_1 + \theta g \frac{g}{g_c} (Z_0 - L) \\ = (1 - E_m) L \theta s \frac{g}{g_c} + E_m L \theta g \frac{g}{g_c} - \theta g L \frac{g}{g_c} ; Z_0 = 0$$

Finalmente para condiciones mínimas de fluidización:

$$P/L_m f = P_0 - P_1/L_m f = (1 - E_m f) (\theta s - \theta g) g/g_c \quad \text{Ec. 5}$$

Como ya se dijo la ecuación de Ergun es válida en condiciones de fluidización mínima por lo que podemos igualar la ecuación 5 con la ecuación 3, quedándonos

$$(1 - E_m f) (\theta s - \theta g) g/g_c = 150 (1 - E_m f) \exp^2 u_g V_m f / 0s \, dp \exp^2 E_m f \exp^3 g_c + \\ + 1.75 (1 - E_m f) \theta g V_m f \exp^2 / g_c 0s \, dp E_m f \exp^3 \quad \text{Ec (6)}$$

De tal manera que si se multiplica ambos lados de la ecuación por $(dp \exp^3 \theta g / u_g \exp^2)$, se lleva a su forma adimensional:

$$g(\theta s - \theta g) \theta g \, dp \exp^3 / u_g \exp^2 = (1.75 / 0s \, E_m f \exp^3) (dp U_m f \theta g / u_g) \exp^2 + \\ + (150 / 0s \exp^2 E_m f \exp^3) (1 - E_m f) (dp V_m f \theta g / u_g) \\ \text{Ec (7)}$$

Ecuación que sirve para el cálculo teórico de la velocidad mínima de fluidización, y que en función del valor del

número de Reynolds (obtenido a partir de la resolución de la Ec. 7) se simplifica a las siguientes expresiones :

Si $Rep < 20$:

$$Vmf = ((s-g)g \text{ Emfexp}^3/150\mu g)(0s \text{ dp})\text{exp}^2/(1-\text{Emf}) \quad \text{Ec. 7}^*$$

Si $Rep > 1000$

$$Vmf = [((s-g) 0s \text{ dp} g \text{ Emfexp}^3/1.75 @g)\text{exp} 0.5 \quad \text{Ec. 7}^{**}$$

Estas simplificaciones dependen de las fuerzas que predominan en el sistema. Si $Rep < 20$, actúan fuerzas viscosas; si $Rep > 1000$, son determinantes las fuerzas cinéticas.

1.5 Hidrodinámica de lechos fluidizados de partículas gruesas.

En el terreno de la fluidización de partículas gruesas no existe hasta hoy mucha información. En 1971 Bena y sus colaboradores (35), señalan que existen muy pocos resultados experimentales para números de galileo superiores a $10\text{exp}.6$, donde :

$$Ga = (s-g)g \text{ dpexp}^3 g/\mu g\text{exp}^2 > 10 \text{ exp } 6.$$

Para una fluidización de partículas de cristal con aire a temperatura ambiente, existe un diámetro límite de 2 m.m. por sobre el cual prácticamente no ha habido investigación.

Para partículas gruesas o pequeñas, la fluidización dentro de una columna cilíndrica se describe en función de que la pérdida de carga es igual al peso de las partículas por unidad de sección transversal.

La ecuación generalizada de Ergun (Ec.7) al parecer permite, a través de los factores que involucra (Emf , Os y dp), su utilización para el cálculo de la velocidad mínima de fluidización, para cualquier tamaño de partícula (36).

Donde por definición:

Os = Factor de forma = (superficie de una esfera / superficie de partícula) del mismo volumen. (Ec.8).

$$0 \leq Os \leq 1$$

Emf = Fracción de espacios vacíos en condiciones de fluidización mínima

Emf = Volumen de vacío / volumen total del lecho

$$Emf = 1 - (W / @s S Lmf) \quad Ec. (9)$$

Donde:

S : Área de sección transversal del lecho

Lmf : altura del lecho en condiciones mínimas de -

fluidización.

Más recientemente, en 1975 Broadhurst y Becker (16) han propuesto una correlación un poco diferente para evaluar la velocidad mínima de fluidización, que bajo su forma adimensional tiene la siguiente expresión:

$$Ga/Re_{pmf} \exp^2 = 2.42 \times 10 \exp^5 (1/Ga) \exp^{0.85} (\rho_s/\rho_g) \exp^{0.13} 37.7 \quad Ec(10)$$

La cual es aplicable bajo las siguientes condiciones:

$$500 < (\rho_s/\rho_g) < 50000, \quad 0.01 < Re_{pmf} < 1000; \quad 1 < Ga < 10 \exp^7$$

En régimen netamente turbulento, se tiene:

$$Ga = 37.7 Re_{pmf} \exp^2 \quad Ec(10')$$

Por otra parte Bena y sus colaboradores (22,35,36) proponen dos ecuaciones para el cálculo de la velocidad mínima de fluidización (V_{mf}):

$$Re_{pmf} = 0.00138 Ga / (Ga + 19) \exp^{0.11} \quad Ec(11)$$

para:

$$Ga < 1.06 \times 10 \exp^5; \quad Re_{pmf} < 41$$

Y:

$Re_{pmf} = 0.03865 G_a \exp 0.602 \text{ ----- Ec (11')}$

Para:

$$1 \times 10^5 < G_a < 2.13 \times 10^8 ; 41 < Re_{pmf} < 4000$$

Esta última ecuación considera que la fracción de espacios vacíos (E_{mf}) permanece constante para todo lecho y es igual a 0.42.

1.5.3.1 Características propias.-

Un lecho fluidizado de partículas sólidas gruesas ofrece un comportamiento muy diferente de aquel de un lecho de partículas -- finas de semejante naturaleza. Esta diferencia es comparable a la que existe entre la fluidización heterogénea y la fluidización homogénea.

A la luz de la poca información encontrada en la literatura examinemos algunas características propias (11).

1.- Es importante subrayar en primer lugar que para fluidizar partículas gruesas, es necesario utilizar velocidades elevadas de gas, esto pese a que la influencia del diámetro de partícula en -- régimen turbulento no sea tan importante como en régimen laminar. En este sentido, tenemos que:

En términos de la ecuación de Bena, para régimen laminar :

$$V_{mf} \sim d_p \exp 0.806$$

(Ec. 12)

Y con las ecuaciones de Broadhurst y Ergun, para régimen turbulento :

$$V_{mf} \sim d_p \exp 0.5 \quad (\text{Ec. 13})$$

A título de ejemplo, para bolitas de vidrio, se pasa de una velocidad del orden de 1 cm/seg para partículas de un diámetro de 100 micras, a una velocidad del orden de 1m/seg para partículas de 2 mm de diámetro. En cambio en el trabajo experimental con diámetros superiores a 1 cm, un aumento del diámetro semejante al referido provoca un incremento necesario de velocidad despreciable.

2.- Por otra parte se ha demostrado que el intervalo de velocidades establecido entre el momento de alcanzar la velocidad mínima de fluidización y la velocidad terminal es fuertemente reducido. Entre partículas finas es común operar con números de fluidización (V_t/V_{mf}) del orden de 50 e incluso de 100. Con partículas esféricas gruesas esta relación se limita a valores inferiores a 9 (13). En la práctica dicho valor no es mayor de 2 (40).

3.- Cuando las partículas gruesas tienen tendencia a la segregación, no se puede poner en evidencia una zona de fluidización homogénea; la estructura del lecho es esencialmente heterogénea desde la génesis del mínimo de fluidización. La aptitud a la segregación se acentúa cuando se aumenta la diferencia de densidades entre la densidad del fluido (ρ_f) y la de las partículas (ρ_s) y cuando la viscosidad del fluido disminuye (41).

-Contrariamente al caso de las partículas finas, las burbujas o cavidades de gas tienen una velocidad de ascensión inferior a la velocidad del fluido en la fase densa (23), estas no tienen tamaño límite, sus dimensiones pueden por consecuencia extenderse libremente hasta el valor del diámetro de la columna de fluidización, lo que provoca la aparición del fenómeno de pistoneo, siendo más frecuente cuando la altura del lecho es más grande y el diámetro de la columna más pequeño.

Así, Cranfield y Geldart (20) observaron que el fenómeno de pistoneo en lechos de partículas de diámetro de 1.76mm, dispuestas en una altura de 30 cms. con columnas de diámetros inferiores a 20 cm. Para un lecho de una altura de un metro, el diámetro mínimo de la columna para evitar el pistoneo es de 45 cms. (44).

5.- Finalmente la agitación y la mezcla de las partículas que resulta de la ascensión de las burbujas, son netamente menos intensas en el caso de partículas gruesas. Esto parece deberse a la importancia relativa del efecto de arrastre de las burbujas que sólo representa el 10 % del máximo en el caso de las partículas gruesas, mientras que puede ser 5 veces más elevado en el caso de las partículas finas. Ahora bien, cabe recordar que el transporte de sólidos por las burbujas se efectúa por el cause de esta estela.

Para remediar estos inconvenientes, cierto número de soluciones han sido propuestas. Conviene citar en especial:

- La utilización de lechos muy poco espesos (40,45, 6,47)
- La utilización de lechos en "jets" (5).

La Primera solución presenta como mayor inconveniente el necesitar grandes gastos de gas por unidad de masa del producto fluidizado, trayendo como consecuencia un alto gasto energético.

La segunda opción, más apreciada en la industria, consiste en introducir el gas a gran velocidad, por medio de un tubo centrado en el eje y de diámetro inferior al de la columna. Las partículas son llevadas en fase diluida dentro de una chimenea central (jet) cayendo enseguida en la periferia a lo largo de las paredes de la columna en lecho denso. Sin embargo, este dispositivo presenta cierto número de inconvenientes:

- Las partículas deben ser de calibre uniforme, existiendo un valor mínimo de diámetro que debe ser respetado.

- Para obtener resultados aceptables la altura del lecho así como el diámetro de la tubería de admisión, deben ser cuidadosamente seleccionados.

- Por último y sobretodo, la calidad del intercambio gas-sólido no es excelente, debido a un importante corte en el circuito del gas dentro del jet y a la constitución de un lecho denso en el casco sin movimiento relativo de partículas entre ellas.

CAPITULO II

METODOLOGIA EXPERIMENTAL

METODOLOGIA EXPERIMENTAL.

Para cumplir con los objetivos planteados en este trabajo el desarrollo de la experimentación, se planteo en dos etapas basicamente como lo muestra el 2.1 Diagrama Experimental. La primera, que llamamos preliminar, tiene como finalidad establecer los niveles de variación en cuanto al diámetro de partícula y la masa del lecho. Asi como caracterizar la materia prima con que se trabajó, determinando las características que ésta posee y que son importantes en este estudio, como:

La densidad de la partícula . Se utilizó en los cálculos teóricos de la velocidad mínima de fluidización utilizando la ec. generalizada de Ergun, para comparar estos valores con los obtenidos experimentalmente.

El diámetro de partícula, que debido a la heterogeneidad de la materia prima, hace necesario una clasificación previa de la misma, para así además evaluar la influencia que este tiene en el proceso de fluidización.

La esfericidad de la partícula, que se determinó con el fin de utilizar dicho valor en la ec. de Ergun, para comparar los valores de V_{mf} experimentales y teóricos.

Por otra parte, dentro de esta fase experimental, se de terminarón las característiucas del equipo con el que se trabajó, se caracterizó principalmente en cuanto a los instrumentos de medición con que este cuenta, para así calibrarlos y obtener valores lo más

reales posibles.

Una vez calibrados estos instrumentos, se determinó la relación que guarda la velocidad del aire dentro de la cámara de fluidización y la velocidad de esta medida por facilidad en un punto fuera de la misma.

Para establecer las características del equipo en el que se realizó el estudio definitivo, se desarrolló una experimentación que permitió establecer las características del distribuidor de aire en cuanto a diámetro de orificio, arreglo de los mismos y fracción de área libre del mismo.

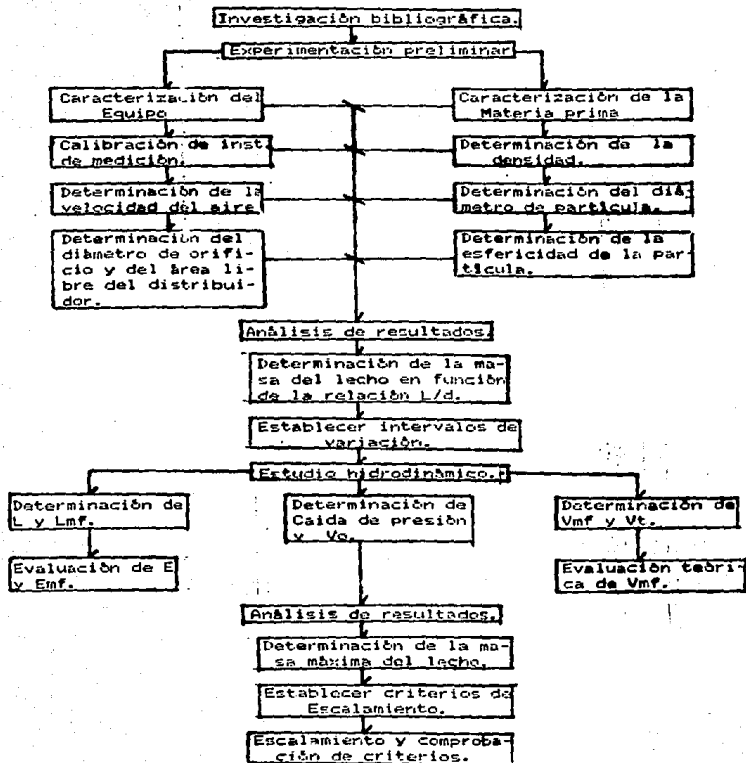
La segunda fase, consistió en llevar a cabo el estudio del comportamiento hidrodinámico de la flor de brócoli, para lo cual se determinó en esta etapa, la influencia que tiene la masa del lecho y el diámetro de partícula en la velocidad mínima de fluidización, en la fracción de espacios vacíos y en la velocidad terminal, evaluando como factor principal, la calidad del proceso.

Así mismo, se realizó la comparación del proceso de lecho fijo y lecho fluidizado teórico con el experimental.

Por otra parte con el afán de establecer los criterios de escalamiento, se determinó la masa máxima del lecho en función del diámetro equivalente (d_{eq}) con la cual se obtiene un proceso de buena calidad, y además basados en la relación L/d y en el criterio de semejanza geométrica, se establecieron los métodos y ecuaciones de escalamiento, comprobando los mismos en un equipo, que tenía una rela

ción de 1:2 en cuanto a la cámara de fluidización.

2.1 DIAGRAMA EXPERIMENTAL.



2.2 HIPOTESIS DE TRABAJO.

A continuación, se presentan las hipótesis que se plantean al desarrollar el presente estudio.

1.- Considerando que existe una relación (Ec. generalizada de Ergun) que presume predecir la velocidad mínima de fluidización (V_{mf}) teniendo como variables el diámetro de partícula y la esfericidad de la misma entre otras, y que diferentes productos hortícolas troceados de forma definida han sido sometidos ya a un proceso de fluidización, obteniéndose resultados satisfactorios, entonces, la flor de brócoli previamente troceada y clasificada en tamaños, no presentara problemas al ser sometida a la fluidización a pesar de no tener una forma definida.

2.- De acuerdo con Godard(13), el rango de velocidades de aire para partículas gruesas, en que estas se encuentran fluidizadas es muy pequeño, por lo tanto será necesario clasificar previamente la flor de brócoli, ya que no existira un punto en el cual se puedan fluidizar indistintamente todos los tamaños.

3.-Tomando en cuenta la ecuación de Ergun, se podría decir que existe un fenómeno combinado de la masa de las partículas

y su diámetro que tiene influencias en la velocidad mínima de fluidización.

4.- De acuerdo con la bibliografía, si la relación L/d , tiende a ser mayor de 1, se presentan comportamientos anómalos durante la fluidización, y si la masa de las partículas y su diámetro, tienen relación con la altura del lecho, entonces, deben de existir condiciones límite del lecho, en el cual se obtenga un proceso de calidad.

5.- Si la relación L/d , puede ser considerada como una constante en cualquier dimensión de equipo, y el criterio de semejanza geométrica se puede aplicar a procesos de fluidización, entonces se podrán plantear criterios de escalamiento de los equipos de fluidización tradicional.

2.3. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.

2.3.1. Materia prima.

Originalmente se contempló trabajar con brócoli de la variedad WALTHAM No. 29 que presenta una inflorescencia compacta de color verde grisáceo con flores pequeñas y cabezas de tamaño intermedio bien redondeadas de madurez concentrada y alta producción que es ampliamente sembrada para congelación y consumo en fresco. Sin embargo, debido a las características del brócoli de forma, compactibilidad, frescura, rugosidad de la superficie y diversidad de lugares de origen, aún para un mismo centro comercial, no se justifica la búsqueda de grupos homogéneos para la experimentación, ya que no es posible la reproductibilidad de los eventos. Precisamente este estudio aborda de lleno la problemática que en general presenta la materia prima .

De este modo la flor de brócoli fue adquirida en la Central de Abastos de la ciudad de México con la sola condición de que presentara un estado de madurez de corte determinado por la experiencia del agricultor y no más de 24 horas después de la cosecha con inflorescencia compacta y de color verde grisáceo.

2.3.1.1. Determinación de la densidad del brócoli.

Debido a la falta de datos reportados acerca de la densidad del brócoli, ésta se determinó por el método de desplazamiento de volumen utilizando aceite como fluido a desplazar.

2.3.1.2. Determinación del diámetro de partícula.

Para establecer diámetros de partícula irregulares, la literatura señala dos criterios. Uno basado en el cálculo de la medida de volumen de éstas (50) y otro a partir de las dimensiones de un cuerpo geométrico dado de forma definida semejante a la figura de la partícula (11). Dadas las características arriba referidas sobre la materia prima se optó por utilizar el primer criterio.

De esta manera el diámetro equivalente de partículas irregulares se puede definir como el diámetro de una esfera cuyo volumen es igual al promedio de una muestra de partículas dada (50).

$$d_{eq} = \left(\frac{6W}{n \rho_s} \right)^{1/3} \quad \text{Ec. (14)}$$

donde:

d_{eq} : diámetro equivalente en cms.

W : masa de partículas en grs.

n : número de partículas.

ρ_s : densidad de las partículas en grs./cm exp 3
 : número pi.

Se define otro diámetro de partícula, denominado aparente (dap), que es aquel que presenta cada flor de brócoli en su estado natural caracterizado por la dimensión del eje mayor. (figura 10).

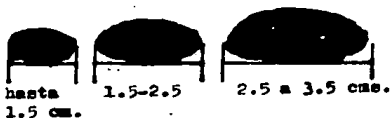


Fig.8. Diámetro aparente de la flor de brócoli.

El diámetro aparente es el que determinó los rangos en que se clasificó la flor de brócoli para el estudio hidrodinámico.

El d_{eq} de partícula así obtenido es el que se utilizó en las ecuaciones teóricas para la comparación de la V_{mf} con los valores experimentales.

2.3.1.3. Determinación de la esfericidad de la partícula.

En términos generales, los diferentes estudios realizados y de los cuales han emanado las ecuaciones teóricas para la fluidiza

ción, subrayan la importancia de la forma de las partículas. En este sentido, el factor forma está referido a la similitud que guarda la partícula con una esfera. De esta forma por definición el coeficiente de forma geométrica es igual a la relación existente entre la superficie de la partícula y la de una esfera para el mismo volumen:

$$O_s = (\text{superficie de partícula/superficie esfera})$$

para un mismo volumen

La determinación de este parámetro físico, es particularmente complejo en el caso de la flor de brócoli, pues en sus diferentes ramificaciones presenta una superficie prácticamente imposible de definir.

Por sobre esto, este factor se determinó a partir del criterio de semejanza geométrica con una media elipse cortada por los focos.

2.3.1.4. Determinación de la masa del lecho en función de la relación L/d.

Para determinar la masa del lecho, se decidió trabajar a partir de la premisa de que la bibliografía recomienda para tener una buena fluidización no exceder en la relación L/d del valor de

1, con masas que nos permitieran caer en el rango de L/d entre 0.25 y 0.75.

A partir de los resultados obtenidos hasta este punto, es como se establecieron los intervalos de variación del diámetro de partícula y de las masas del lecho para llevar a cabo el estudio hidrodinámico (pag 71).

2.3.2. Caracterización del equipo

Se trabajó con una cámara de fluidización cilíndrica de 13 cm. de diámetro y una altura de 42cm, construida en material acrílico. El aire fluidizante, se alimentó a la columna a temperatura de cuarto (20 C), por medio de un ventilador centrifugo de paletas rectas, que es accionado por un motor trifásico de 5 C.P. que dan 3500 r.p.m. Tiene una descarga de presión máxima de 30 mm de agua y un gasto volumétrico no mayor a 29 mexp3/min. Dicho equipo tiene adaptado un manómetro diferencial con agua para determinar la caída de presión del aire al atravesar el lecho y un tubo pitot para cuantificar la velocidad del aire. (fig.9, pag 57)

2.3.2.1. Calibración de instrumentos de medición.

Para evaluar la velocidad del aire se utilizó un tubo pitot, el cual se conecta a un manómetro diferencial de líquido de

densidad conocida y que cuenta con una tabla de conversi3n de lecturas.

Mediante la utilizaci3n de un anem3metro digital y uno--mec3nico se calibr3 el tubo pitot comparando los valores obtenidos en estos y al utilizar la tabla de conversi3n, estableci3ndose a partir de la curva respectiva.

2.3.2.2. Determinaci3n de la velocidad del aire.

Para conocer la velocidad de entrada del aire en la columna de fluidizaci3n se realizaron estudios de velocidad en los puntos 1 y 2 de la figura 9, con y sin distribuidor, y con y sin carga. El tubo pitot se coloc3 para una misma velocidad del aire, en los puntos 1 y 2 y asi se construy3 una curva que relaciona las velocidades en ambos puntos, esto sirvi3 para determinar la velocidad en la c3mara a partir de realizar las lecturas fuera de ella.

2.3.2.3. Determinaci3n del di3metro de orificio y el area libre del distribuidor.

Para la selecci3n de las caracteristicas del distribuidor se realiz3 una experimentaci3n previa, con el fin de obtener una buena fluidizaci3n.

La experimentación que se desarrolló para determinar el diámetro de orificio (d_{or}), se llevó a cabo utilizando distribuidores con aberturas de 1.98 mm y de 1.54mm (tamaños seleccionados en base a la literatura, [51] para partículas gruesas) dispuesto en un arreglo triangular, con una área libre del 25%

Los eventos se realizaron por triplicado utilizando 250 grs de muestra que tenían un diámetro aparente de 1.5 a 2.5 cm.

Para elegir que diámetro de orificio resultó más adecuado se tomaron en cuenta los siguientes criterios:

- El ΔP causado por el distribuidor.
- Comportamiento del lecho fluidizado.

En cuanto a la selección del área libre el distribuidor se utilizaron dos distribuidores, uno con el 25% y otro con el 37.5% de área libre, ambos con un arreglo triangular y el diámetro de orificio previamente seleccionado.

Los criterios de selección son los mismos que se utilizaron para la determinación del d_{or} .

2.3.3. Estudio hidrodinámico.

Basados en los estudios preliminares de lo que estructura el proceso de fluidización, y las variables que en él intervienen, se buscó determinar los factores a estudiar en el caso específico de la flor de brócoli para establecer de manera empírica el funciona-

miento y la influencia de éstas en el proceso.

2.3.3.1. Experimentación.

Para cada corrida experimental, debido a la heterogeneidad de la materia prima en cuanto a forma y tamaño, se estableció el deq como factor puntual. La velocidad del aire se incrementó gradualmente de manera progresiva, midiendo puntualmente a lo largo de este proceso la caída de presión del aire provocada por el lecho, así como las diferentes alturas alcanzadas por la cama.

De esta manera se obtuvo un estudio detallado del lecho fijo y del lecho fluidizado de la flor de brócoli, tomando como variables de respuesta : la altura del lecho fijo (L), la fracción de espacios vacíos del mismo (E_m), la velocidad mínima de fluidización (V_{mf}), la fracción de espacios vacíos en condiciones mínimas de fluidización (E_{mf}) y la velocidad terminal (V_t).

Las variables se clasifican como sigue:

CONSTANTES	VAR. INDEP.	VAR.DEP.
Temp aire	diam de part.	alt. lecho
hum. part.	masa de lecho.	E_m , E_{mf} .
		ΔP del lecho
		V_{mf}
		V_t .

2.3.3.2. Determinación de la altura del lecho (L y Lmf).

Esta medición se realizó a través de la observación directa, para lo cual se instaló en la pared interna de la columna de fluidización un metro que tuvo su origen a partir del distribuidor, ver fig. 9.

La evaluación de la fracción de espacios vacíos se realizó a partir de estos resultados, aplicándolos en la ec. 9.

2.3.3.3. Determinación de la caída de presión del lecho.

Para medir la caída de presión del aire a través del lecho, se utilizó un manómetro diferencial con agua, la cual se registra para cada lectura de velocidad de aire leída en el tubo pitot.

2.3.3.4. Determinación de la velocidad mínima de fluidización (Vmf) y de la velocidad terminal (Vt).

La Vmf se determinó experimentalmente cuando en el manómetro diferencial que mide la caída de presión la lectura permanece constante. Así mismo al construir la gráfica de P vs. V_o (velocidad superficial del aire), el punto de inflexión donde el P se hace constante define la Vmf .

La V_t se estableció cuando la lectura en el manómetro diferencial, después de permanecer constante, empezó a descender.

Una vez caracterizada la fluidización de la flor de brócoli, se procedió a compararla con las ecuaciones teóricas que describen el comportamiento de lecho fijo y fluidizado (fig. 18, pag 97)

2.3.4.. Determinación de la masa máxima del lecho.

Habiendo analizado los resultados obtenidos hasta este punto, se procedió a establecer los valores límites en cuanto a W y dp dentro de los cuales, se logra un proceso de buena calidad.

La experimentación consistió en aumentar progresivamente la masa de muestra para un $deq.$ conocido hasta el momento de observar una fluidización de baja calidad. Los criterios que se utilizaron para determinar la calidad del proceso fueron:

- En forma cuantitativa, la fluctuación en la lectura, que mide la pérdida de carga en el lecho, no debía presentar un rango de variación mayor al 10 % de la caída de presión esperada (teórica).

- De manera cualitativa, no se debe observar un pistoneo constante del lecho.

En esta etapa se llevaron a cabo 15 corridas experimentales, cada una por duplicado.

2.3.5. Escalamiento .

En base a los resultados obtenidos en la experimentación anterior se desarrollan criterios de escalamiento. Estos se verifican mediante el uso de un equipo de mayor tamaño.

Una vez que se tuvo clara la forma en que influye el dp en la masa máxima, y por lo tanto el L/d donde se desarrolla una buena fluidización, se planteó un criterio de escalamiento en base al principio de similitud geométrica.

Para comprobar su aplicabilidad se utilizó una columna de fluidización con un diámetro de 25.5 cms. (aproximadamente el doble del original), desarrollando cálculos para 5 deq. diferente por cada rango de dp aparente, es decir 15 corridas en total.

2.4. DESCRIPCION DEL EQUIPO.

El equipo con el cual se trabajó fue facilitado por la Universidad Iberoamericana de México (Fig 9). Dicho equipo, consta de un cuerpo principal o cámara de fluidización cilíndrica de 44 cms de diámetro por 1 m de altura, en la parte inferior de este cuerpo, existe un cono que se reduce hasta 13 cms de diámetro, el cual conecta a la tubería por la cual es alimentado el aire. En la parte superior del cono, se cuenta con un implemento que permite cambiar o bien sa-

car la cámara de fluidización, en dicho espacio, es donde se cambio la cámara por la cual se trabajo que fue de 13 cms de diámetro.

El aire se alimenta por medio de un ventilador centrifugo de paletas rectas, que es accionado por medio de un motor trifásico de 5 C.P. que da 3500 rpm, este ventilador tiene una máxima presión de descarga de 30 mm de agua, y da un gasto volumétrico no mayor a 28 mexp3/ min. La velocidad del ventilador se gradua por medio de un regulador de intensidad, que se relaciona con las r.p.m. que da y así, la velocidad del aire se fue modificando para la experimentación. El aire fluye por una tubería de 6 in de diámetro, y pasa por una serie de resistencias eléctricas, que tienen como finalidad calentar el aire fluidizante, pasando nuevamente a la tubería que llega hasta un codo que lo dirige hacia arriba, para penetrar en la cámara de fluidización.

Este equipo cuenta con un manómetro diferencial instalado en el costado derecho del mismo, para determinar la caída de presión del aire a través del lecho, una serie de manómetros con un líquido de densidad conocida, que permiten conectarse al tubo pitot para medir la velocidad del aire, y además cuenta con un registrador de temperaturas para termopares.

Las adaptaciones que se hicieron para poder tener un cilindro de fluidización de 13 cms de diámetro y 42 cms de altura, fueron la siguientes: A la salida del cono de alimentación del aire, se construyo un cuerpo de acrílico o base que tenía como finalidad tapar el exceso de área que presentaba el cono, reduciendo ésta hasta el

diámetro requerido, además, el cilindro, contaba por debajo de esta base con una tubería metálica de un diámetro de 6 in que embonaba directamente con la tubería principal, esta se insertaba a presión por medio de empaques que evitaban la fuga de aire.

En la base de la columna de acrílico, se adaptó un sistema que permitía cambiar el distribuidor, también contruido en acrílico.

Los distribuidores con que se contaba para este trabajo, tenían las siguientes características, arreglo triangular y cuadrado, para diámetros de orificio de 1.54 mm y 1.98 mm, con un área libre del 25 % y el 37.5%.

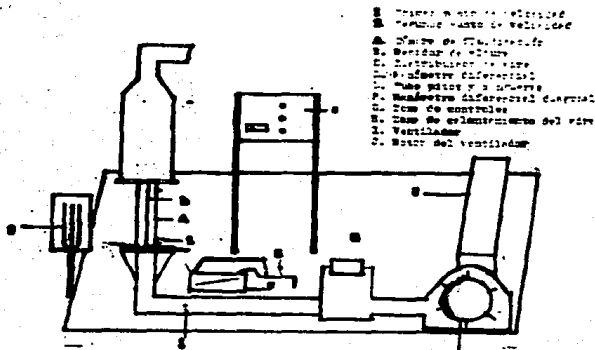


Fig. 9. Equipo de Fluidización.

2.5. METODOS DE ANALISIS DEL SISTEMA.

A continuación, se presentan los métodos que se utilizaron para tratar los resultados obtenidos durante la experimentación.

2.5.1. Comportamiento mecánico.

Con respecto a la experimentación preliminar, y en cuanto a la materia prima, los resultados obtenidos tanto de la determinación del diámetro, la densidad de la partícula, y la esfericidad de la misma, se trataron por medio de un promedio estadístico, para así fijar sus valores y sus rangos.

Por la parte de la calibración de los instrumentos de medición, se contruyó una gráfica de la presión en $Nw/mexp2$ leída de las tablas de conversión del tubo pitot, contra la velocidad del aire determinada por el anemómetro, lo cual nos daría una relación entre estos instrumentos. Para la determinación de la velocidad del aire, se contruyó una gráfica de la velocidad determinada en el punto 1 de la figura 9 contra la velocidad medida en el punto 2.

Después de reconocer la materia prima, se decidió estudiar la relación de la masa de las muestras y el diámetro de partícula con respecto a la fluidización. Para tal fin, se estableció trabajar con 3 diferentes rangos de diámetro de partícula y un intervalo de 5 masas diferentes, lo cual nos llevó a plantear el siguiente cuadro factorial:

W/dp	W1	W2	W3	W4	W5
dp1					
dp2					
dp3					

La combinación de los diferentes niveles de variación del dp y la masa del lecho (W) trajo como consecuencia la realización de 15 corridas experimentales, las cuales se desarrollarán por quintuplicado. Es decir, que esta experimentación constó de 75 eventos.

Como se mencionó ya en la experimentación, para cada una de las corridas se determina el deq por medio de la siguiente ecuación:

$$deq = (6W / n_0s) \exp 1/3$$

En cada corrida, se midió la velocidad del aire, la caída de presión en el lecho, la altura del lecho fijo y el lecho fluidi-

zado, tomándose en cuenta la obtención de la siguiente información:

Fluidización de flor de brócoli. (deq=cte)

(Ver significado de variables en Nomenclatura.)

M(grs)

Laf(cms)

Remf

$\wedge P_{cal}$ (mm agua)

$\wedge P_{cal}$ (mm agua)

$\wedge P_{cal}/\wedge P_{cal}$

pend exp

pend cal

Vmf exp (m/s)

Vmf Ergun

V trans

Vt (m/s)

Donde: $\wedge P_{cal} = W/S$

$\#Remf = (deq \cdot Vmf \cdot \#s) / ug$

pend exp. se determinó, calculandola por medio de la ecuación de Ergun para lecho fijo (ec. 3).

$$\wedge P/L = 150(1-E_m) \exp^2(ug \cdot Vo) / dp \exp^2 E_m \exp^3 + 1.75(1-E_m) \cdot g \cdot Vo \exp^2 / dp E_m \exp^3$$

Vmf Ergun. Se determinó, utilizando las ecuaciones

7 y 7":

$$g(\rho_s - \rho_g)g/\rho_c = 150(1 - E_{mf}) \exp^2 u_g V_{mf}/0s \rho \exp^2 E_{mf} \exp^3 \rho_c + \\ 1.75(1 - E_{mf}) \rho_g V_{mf} \exp^2 / \rho_c 0s \rho E_{mf} \exp^3 \quad (\text{ec.7})$$

y

si $Ra > 1000$.

$$V_{mf} = [(\rho_s - \rho_g) 0s \rho g E_{mf} \exp^3 / 1.75 \rho_g] \exp^{-0.5} \quad (\text{ec.7"})$$

De esta manera se determinaron los comportamientos correspondientes de la caída de presión (ΔP) en función de la velocidad del aire (V_0 m/s), así como de la altura del lecho en función del peso del mismo.

Por otra parte se analizó el comportamiento del efecto de las diferentes masas y el diámetro equivalente en la caída de presión a una misma velocidad, y en el caso de la fracción de espacios vacíos en condiciones de fluidización mínima, se determinaron los datos siguientes.

W (grs)	deq (cms)		
-	$deq 1$	$deq 2$	$deq 3$
x	Emf	Emf	Emf

donde:

$$Emf = 1 - W/\sum S Lmf.$$

Para finalmente obtener la influencia de las diversas variables en la velocidad mínima de fluidización (V_{mf}).

2.5.2. Método estadístico de análisis.

En este caso, se utilizó el diseño factorial de dos factores, para determinar la influencia de la masa y el diámetro de partícula sobre la velocidad mínima de fluidización y la fracción de espacios vacíos.

Se utilizó este método de análisis, ya que en este caso, no solo es importante determinar si los dos factores influyen en la respuesta sino también determinar si hay una interacción significativa entre ellos. (54) .

Así pues, el cuadro bifactorial con el que se trabajó es el que se halla en la pag 59.

Teniendo como variables de respuesta, la V_{mf} y la E_{mf} .

Estas pruebas, se basan en una comparación de las estimaciones independientes de σ^2 dadas por la división de la suma de cuadrados total de los datos en cuatro componentes. Simbólicamente la identidad de la suma de cuadrados se escribe:

$$SCT = SCA + SCB + SC(AB) + SCE.$$

Donde, SCA y SCB se llaman respectivamente suma de cuadrados para los efectos principales A y B, SC(AB) se llama suma de cuadrados de interacción para A y B y SCE es la suma de cuadrados del error. Los grados de libertad, están particionados con arreglo a la identidad:

$$abn-1 = (a-1)+(b-1) + (a-1)(b-1) + ab(n-1)$$

Al dividir cada suma de cuadrados, en el lado derecho de la identidad entre el correspondiente número de grados de libertad, se obtienen las cuatro estimaciones independientes de σ^2 :

$$\begin{aligned} s1_{\sigma^2} &= SCA/a-1, & s2_{\sigma^2} &= SCB/b-1, & s3_{\sigma^2} &= SC(AB)/(a-1)(b-1) \\ s4_{\sigma^2} &= SCE/ab(n-1). \end{aligned}$$

Por lo regular para un experimento de dos factores, con n repeticiones, los cálculos se resumen en la sig. tabla:

Análisis de varianza para el experimento de 2 factores y n replicas.

fte var	suma cuad	grd lib	cuad med	f cal.
A	SCA	a-1	s1exp2	s1exp2/sexp2
B	SCB	b-1	s2exp2	s2exp2/sexp2
AB	SC(AB)	(a-1)(b-1)	s3exp2	s3exp2/sexp2
error	SCE	ab(n-1)	sexp2	
total	SCT	abn-1		

Las hipótesis que se plantearon para cada caso son:

Para la velocidad mínima de fluidización:

H_0 : no hay diferencia entre V_{mf} y d_{eq} .

H_0' : no hay diferencia entre V_{mf} y W .

H_0'' : no hay interacción entre d_{eq} y W .

Para la fracción de espacios vacíos:

H_0 : no hay diferencia entre E_{mf} y d_{eq} .

H_0' : no hay diferencia entre E_{mf} y W .

H_0 : no hay interacción entre d_{eq} y W .

Para probar las hipótesis, se tomaron los siguientes criterios:

$f_1 > f_{\alpha 1} [a-1, ab(n-1)]$ rechazo H_0 .

$f_2 > f_{\alpha 2} [b-1, ab(n-1)]$ rechazo H_0 .

$f_3 < f_{\alpha 3} [(a-1)(b-1), ab(n-1)]$ acepto H_0 .

2.5.3. Métodos de análisis de escalamiento.

Los resultados obtenidos de la determinación de la masa máxima del lecho, nos permiten obtener una relación de ella con el diámetro equivalente, así utilizando el criterio de que la relación L/d_c es constante, establecemos una relación que nos permite predecir la L_{max} en función del diámetro equivalente.

Aseverando que la densidad empacada es contante, se determino la masa máxima que podra soportar un cilindro de x dimensiones.

Finalmente para la corroboración de este criterio de escaimiento se utilizaron los siguientes criterios prácticos:

- obtener una fluidización de buena calidad.
- y que la caída de presión del lecho no tenga una fluctuación mayor del 10%.

CAPITULO. III.

RESULTADOS Y ANALISIS DE RESULTADOS.

3.1. ANALISIS DE EXPERIMENTACION PRELIMINAR.

3.1.1. Materia prima.

3.1.1.1. Densidad.

Despues de realizadas las pruebas de desplazamiento de volúmen, por inmersión en aceite, tanto para muestras individuales como grupales, (tabla I) se sacó un promedio aritmético, obteniéndose un valor promedio de 0.94 grs/cmexp3.

Tabla. I. Densidad de la flor de Brócoli.

Peso (grs.)	Vol. (cm.exp3)	@ (grs/cm.exp3)
2.05	2.10	0.976
2.31	2.40	0.963
1.56	1.60	0.975
3.33	3.50	0.951
1.70	1.75	0.971
1.99	2.00	0.990
1.23	1.50	0.820
1.66	2.00	0.930
1.27	1.50	0.850
1.09	1.20	0.908
5.82	6.00	0.970
7.50	8.00	0.940
4.94	5.10	0.970
7.46	7.60	0.980
5.18	5.50	0.940

$$\bar{@} = \bar{X} = 0.94 \text{ gr/cmexp3}$$

3.1.1.2. Diámetro de partícula.

La tabla II muestra la distribución de diámetros aparentes que posee una muestra comercial de flor de brócoli congelada (Campbell's). De esta se infiere que estos van desde 1 cm a 3 cms con un valor promedio estadístico de 2.025 cms. En base a esto, se determinan los rangos en que se clasifica la muestra previamente a su fluidización:

dap1	de 0.5	a	1.5	cms.
dap2	de 1.51	a	2.5	cms.
dap3	de 2.51	a	3.5	cms.

Tabla.II. Promedio estadístico de diámetro aparente de brócoli comercial.

Rango: $(3.5 - 1.25)/9 = 0.25$

Tamaño inter.	frec.	X _i	X _i f	(X _i -X)	(X _i -X) ²	(X _i -X) ³
1.25- 1.50	16	1.375	22.000	-0.655	0.4225	6.760
1.50- 1.75	9	1.625	14.625	-0.405	0.1600	1.440
1.75- 2.00	11	1.875	20.625	-0.173	0.0225	0.248
2.00- 2.25	8	2.125	17.000	0.095	0.0100	0.080
2.25- 2.50	7	2.375	16.625	0.345	0.1225	0.858
2.50- 2.75	4	2.625	10.500	0.595	0.3600	1.440
2.75- 3.00	5	2.875	14.375	0.845	0.7225	3.613
3.00- 3.25	4	3.125	12.500	1.095	1.2100	4.840
3.25- 3.50	1	3.375	3.375	1.345	1.8225	1.823
Total	65		131.625			21.100

$$\text{dap} = \bar{X} = 131.625/65 = 2.025$$

$$s = 0.574$$

$$\text{Para } \alpha = 0.05$$

$$\text{dap} = 1.89 < u < 2.17 \text{ cms.}$$

3.1.1.3. Esfericidad de la partícula.

Los resultados obtenidos en el laboratorio después de la medición de 74 partículas, reportados en la tabla III, muestran valores de esfericidad que van desde 0.348 hasta 0.634, obteniéndose un promedio estadístico de 0.52.

Tabla.III. Promedio estadístico de la esfericidad de la partícula.

$$\text{Rango} = (0.681 - 0.384) / 10 = 0.0297 \sim 0.03$$

Tamaño inter.	frec.	X_i	$X_i f$	$(X_i - \bar{X})$	$(X_i - \bar{X})^2$	$(X_i - \bar{X}) f$
0.384-0.414	6	0.399	2.394	-0.116	0.013	0.078
0.414-0.444	7	0.429	3.003	-0.086	0.007	0.049
0.444-0.474	9	0.459	4.131	-0.056	0.003	0.027
0.474-0.504	11	0.489	5.379	-0.026	0.001	0.011
0.504-0.534	11	0.519	5.709	0.004	1.600	1.760
0.534-0.564	15	0.549	8.235	0.034	1.160×10^{-5}	0.017×10^{-4}
0.564-0.594	5	0.579	2.895	0.064	1.000×10^{-3}	0.020
0.594-0.624	4	0.609	2.436	0.094	0.009	0.036
0.624-0.654	2	0.639	1.278	0.124	0.015	0.030
0.654-0.684	4	0.669	2.676	0.154	0.024	0.096
Total	74		38.136			0.365

$$\bar{X} = 38.136 / 74 = 0.515 \sim 0.52$$

$$S = 0.071$$

$$\text{Para } \alpha = 0.05$$

$$\bar{X} = 0.499 = \bar{u} = 0.531$$

3.1.1.4. Determinación de la masa del lecho.

Este estudio preliminar, se llevó a cabo con el fin de establecer la cantidad de masa que permite obtener valores de L/d_c dentro de los cuales se obtiene una buena fluidización, observándose que para el rango de diámetro aparente mayor, y una masa de 375 grs ($L/d_c = 0.8645$) se obtiene un proceso de baja calidad. Por otra parte, el utilizar una masa menor a 125 grs ($L/d_c = 0.3123$) provoca un alto gasto energético, o sea, que se presenta un bajo aprovechamiento del aire fluidizante.

Es por esto que los niveles de variación escogidos son: 125, 200, 250, 300, y 375 grs.

En resumen, los intervalos de variación del diámetro aparente y los valores de las masas a estudiar son:

dap1 de 0.5 a 1.5 cms	W1 = 125 grs.
dap2 de 1.51 a 2.5 cms	W2 = 200 grs.
dap3 de 2.51 a 3.5 cms	W3 = 250 grs.
	W4 = 300 grs.
	W5 = 375 grs.

3.1.2. Equipo.

3.1.2.1. Calibración de instrumentos de medición.

Mediante la utilización de un anemómetro digital y uno mecánico, se calibró el tubo pitot comparando los valores obtenidos con estos y utilizando la tabla de conversión del tubo pitot, se estableció a partir de la figura 10. la siguiente relación:

$$\text{Log } V_0(\text{m/s}) = \text{Log } P(\text{Nw/m}^2 \times 10^2) (0.5) + 0.16 \quad (\text{ec. 15})$$

Donde:

P: Presión en $\text{Nw/m}^2 \times 10^2$.

V_0 : velocidad del aire en m/seg.

Sea P: (Lectura del manómetro diferencial) (7.69).

3.1.2.2. Determinación de la velocidad del aire.

Los resultados obtenidos de las velocidades medidas en los puntos 1 y 2 de la figura 9, nos permitieron establecer la relación que existe al cuantificar la velocidad en diferentes puntos del sistema, lo cual se puede apreciar en la figura 11. Donde se observa que estas son directamente proporcionales y presentan una correlación empírica de 1; estableciéndose así la siguiente

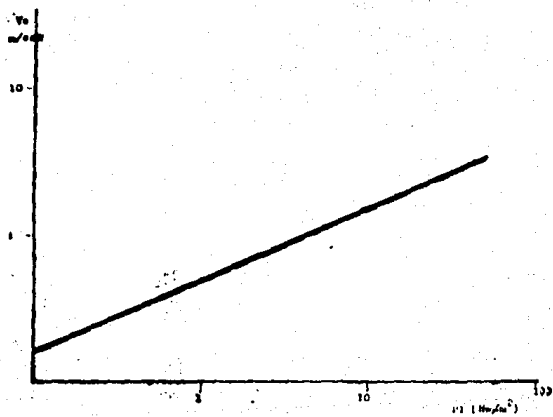


Fig. 10 Curva de Calibração.

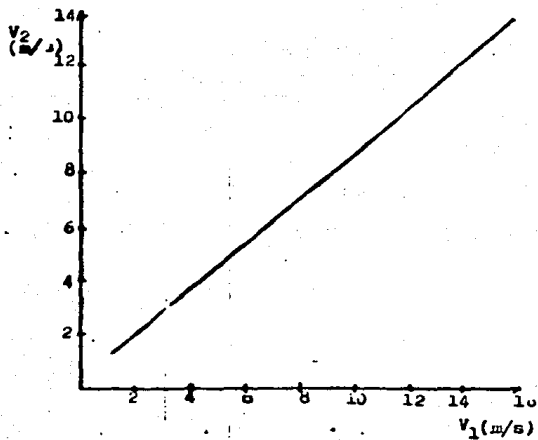


Fig.11. Velocidad en la cámara de fluidización medida en la tubería del equipo.

relación:

$$V_2 = V_1 (0.88) - 0.003969. \quad (\text{ec. } 16)$$

Esta ecuación permite conocer la velocidad del aire en la cámara, evaluando la V_1 por medio de la ecuación 15.

3.1.2.3. Determinación de las características del distribuidor.

En la tabla IV, se observa que el distribuidor con diámetro de orificio (d_{or}) de 1.54 mm presenta una caída de presión en el distribuidor 17.5% mayor al que presenta el que tiene un d_{or} de 1.98 mm en condiciones mínimas de fluidización sin que esto mejore aparentemente la calidad de fluidización, por lo que se elige trabajar con aquel que causa un menor ΔP (d_{or}=1.98mm).

Tabla IV. Caída de presión en el distribuidor.

distribuidor		
Si (área)	d _{or} .	ΔP (mm agua)
25%	1.98 mm	8.95
25%	1.54 mm	10.52

Siendo el ΔP en el distribuidor de 25% de area libre (S1) 73.5% mayor que en el de 37.5% (tabla V) sin que esto provoque una aparente mejoría en la calidad de fluidización, se decide trabajar con aquel que presenta la menor caída de presión.

Tabla. V. ΔP del distribuidor de diferentes areas.

distribuidor		ΔP (mm agua)
S1	dor	
25%	1.98 mm	8.95
37.5%	1.98 mm	2.37

Dado que en ambos casos, tanto para la determinación del area libre, como para el dor del distribuidor, no se presentan diferencias críticas en cuanto a la calidad de la fluidización, entendiéndose como homogeneidad en la distribución del aire, se optó por trabajar experimentalmente con aquel distribuidor que causa las menores caídas de presión. Por lo tanto las características del distribuidor, son las siguientes: dor = 1.98 mm, arreglo triangular, area libre del 37.5%, y construido en material acrílico.

3.2. ESTUDIO HIDRODINAMICO.

En esta sección, se analizarán los resultados obtenidos durante la experimentación definitiva, los cuales iremos analizando primero por lecho fijo, periodo de transición y lecho fluidizado.

3.2.1 Lecho fijo.

En esta parte se analizará la altura del lecho y, la caída de presión en el lecho .

3.2.1.1. Altura del lecho y Em.

La altura del lecho (L) para las diferentes masas (W) de las muestras, varía en una forma directamente proporcional. Mediante la elaboración de la gráfica L/dc vs. W (fig. 12), se identifica además que dicha relación es de tipo lineal y por medio de una regresión, se obtiene la siguiente ecuación:

$$L/dc = W 0.0023 + 0.0459 \quad (\text{ec. 17}).$$

donde:

dc. es el diámetro del cilindro en cms.

L : altura del lecho en cms.

W : masa de la muestra en grs.

Con respecto a la influencia del diámetro de partícula, se puede decir de acuerdo a los resultados, que este no tiene ningún efecto sobre la altura del lecho fijo, es por eso que la tabla VI no esta referida a ningún diámetro de partícula.

Tabla. VI. Fracción de espacios vacios de lecho fijo.

W (grs)	L(cms)	L/dc	Em
125	4.06	0.3123	0.7532
200	6.56	0.5043	0.7555
250	7.55	0.5808	0.7346
300	9.31	0.7162	0.7418
375	11.25	0.8654	0.7329

Ademas se puede ver, que el valor de la fracción de espacios vacios (Em) no varia mucho, pero es importante hacer notar el alto valor que tiene , lo que refleja la gran porosidad del lecho, que seguramente se debe a la estructura de la flor de brócoli.

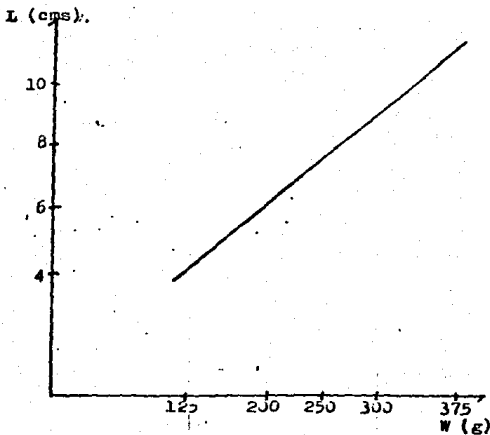


Fig.12. Altura del lecho fijo en función de la masa.

3.2.1.2. Caída de presión.

En teoría, se espera que conforme aumente la velocidad del aire, que atraviesa el lecho fijo, la caída de presión del fluido también lo haga guardando una relación directamente proporcional y de forma lineal.

En la experiencia práctica, este fenómeno ocurre, lo que se observa al graficar el ΔP vs. $\log V_0$ (figs. 13, 14 y 15) y en las pendientes experimentales mostradas en las tablas VII, VIII y IX. Aunque los valores de las pendientes muestran pequeñas y aleatorias diferencias en relación al diámetro de partícula, y a las masas del lecho, no implica que la ΔP no se vea afectada por la variación de dichas variables.

En lo que se refiere a la influencia del d_p sobre la ΔP , se observa que esta es mayor a menor diámetro para una misma velocidad de aire y una misma masa (fig. 16). Esto responde, a que un menor diámetro de partícula expone una mayor área de contacto, lo que en consecuencia incrementa las fricciones sólido - gas.

Por su parte, el aumento de la masa del lecho, trae consigo un aumento de la ΔP para un diámetro y una velocidad constantes. Sin embargo, a diferencia de la variación del d_p el incremento del ΔP no es linealmente proporcional al crecimiento de las masas, lo que se observa en el valor de las diferentes pendientes en las curvas de la figura 16, donde una mayor masa, provoca un incremento en el valor de la pendiente, de lo que se infiere que

Tabla. VII. Fluidización de flor de brócoli. (deq=1.1009 cm).

W (grs)	125	200	250	300	375
Lmf(cms)	10.54	15.41	16.98	25	18.5
Re	3050.6	3030.13	3027.2	2999.39	3037.5
^Preal mmagua	8.93	14.4	18.09	21.6	27.5
^Pcal mmagua	9.4	15.06	18.83	22.6	28.5
^Preal/^Pcal	0.95	0.95	0.96	0.96	0.95
pend exp.	1.85	1.8	1.78	1.84	1.8
pend cal.	1.974	1.977	1.978	1.977	1.97
Vmf exp (m/s)	4.16	4.15	4.13	4.09	4.15
Vmf Ergun	4.12	4.12	4.12	4.12	4.12
V trans	3.6	3.4	3.5	3.4	3.6
Vt (m/s)	5.01	4.8	4.8	4.8	5.0

Tabla.VIII.. Fluidización de flor de brócoli. (deq=1.5548 cm).

W (grs)	125	200	250	300	375.
Lmf(cms)	8.27	18.42	16.98	18.49	17.27
Re	4910	4861.42	4833.51	4914.14	4969.96
^Preal mmagua	9.12	14.65	18.36	22.06	28.22
^Pcal mmagua	9.4	15.06	18.83	22.6	28.5
^Preal/^Pcal	0.97	0.973	0.975	0.976	0.99
pend exp.	1.845	1.65	1.8	1.78	1.82
pend cal.	1.974	1.97	1.971	1.97	1.968
Vmf exp (m/s)	4.75	4.703	4.676	4.754	4.808
Vmf Ergun.	4.9	4.9	4.9	4.9	4.9
V trans	4.0	4.1	3.8	4.0	4.1
Vt (m/s)	5.62	5.4	5.5	5.32	5.3

Tabla. IX. Fluidización de flor de brócoli. (deq=2.0632 cm).

W (grs)	125	200	250	300	375
Lmf(cms)	11.0	14.18	16.83	18.07	24.23
Re	7536.05	7431	7338.53	7209.59	7525.07
^Preal mmagua	9.24	14.5	18	21.67	29.34
^Pcal mmagua	9.4	15.06	18.83	22.6	28.5
^Preal/^Pcal	0.983	0.963	0.956	0.959	1.03
pend exp.	1.79	1.82	1.9	1.85	1.87
pend cal.	1.967	1.966	1.96	1.97	1.968
Vmf exp (m/s)	5.49	5.42	5.35	5.256	5.486
Vmf Ergun (m/s)	5.64	5.64	5.64	5.64	5.64
V trans	4.6	4.8	4.7	4.8	4.8
Vt (m/s)	6.2	6.5	6.1	6.1	6.1

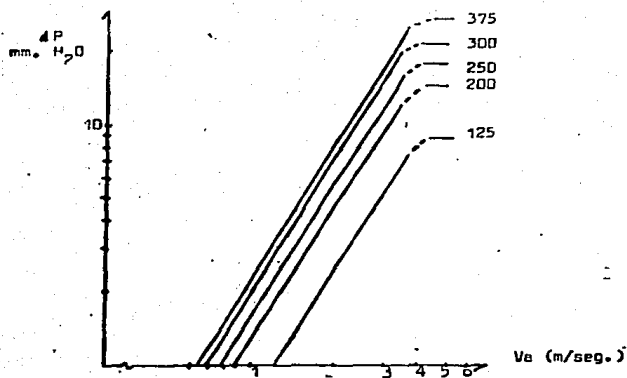


Fig. 13. Fluidización tradicional de flor de brócoli. Log. vs LOG deq constante= 1.1009 cms. Masas diferentes. (grs.)

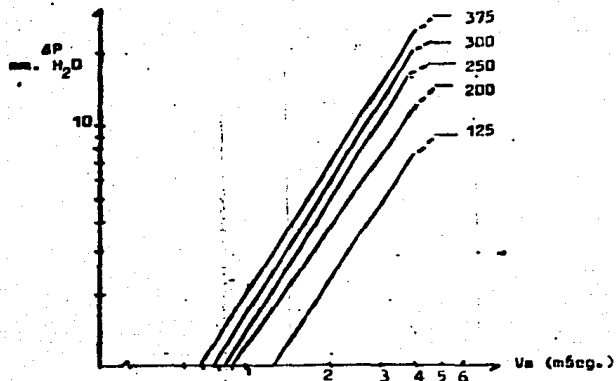


Fig. 14 Fluidización tradicional de flor de brócoli.
deq = 1.5548

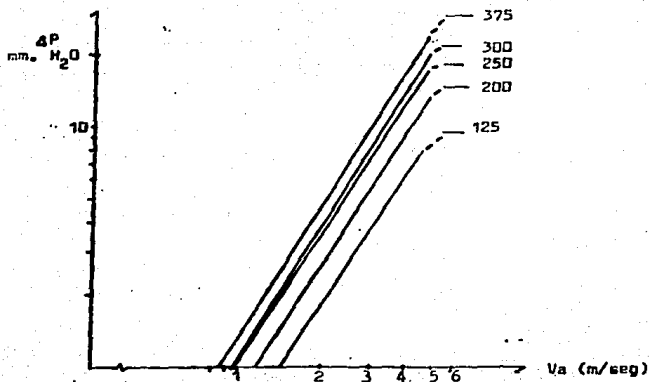


Fig.15 Fluidización tradicional de flor de brócoli.
 $d_{eq} = 2.0632$

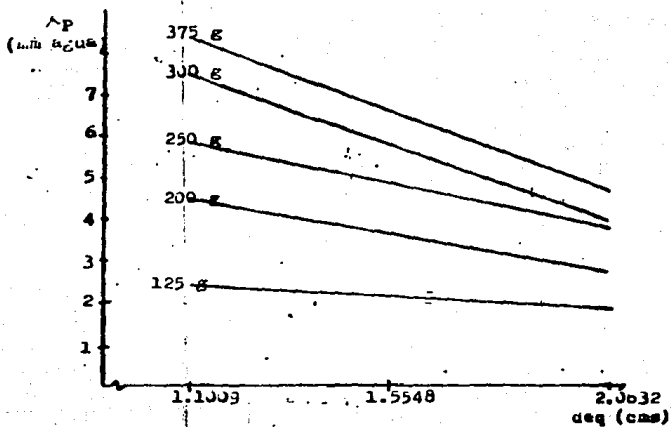


Fig. 16. Caída de presión del aire para las diferentes masas de lecho fijo, a la misma velocidad de aire en función del dq .

la eficiencia de la interacción gas-sólido es mayor.

Finalmente, se puede decir que los valores de las pendientes de las curvas experimentales que representan el comportamiento del lecho fijo, son muy similares ($\pm 10\%$) a aquellos valores calculados con la ecuación de Ergun (ec. 3), (Tablas VII, VIII y IX).

3.2.2. Período de transición.

Las figuras 13, 14 y 15, muestran un sector "puntasú" en las curvas que representa un período de transición sobre el lecho fijo y el fluidizado. En esta zona, los fenómenos que ocurren son:

- En una primera etapa, el rompimiento de la configuración del lecho fijo, a través de una expansión de este como respuesta al incremento en la V_o .
- En una segunda etapa, característica de la fluidización de la flor de brócoli, debido a la expansión del lecho sin que la muestra llegue a fluidizar, el acomodamiento de este provoca la formación de espacios interparticulares de mayor tamaño, por los que fluye la mayor parte del aire. Estas tienden a ubicarse aleatoriamente en un sector del lecho, lo que trae como consecuencia que la materia prima quede dispuesta de tal forma que se crea un canal principal (canalización). Por este comportamiento anóma-

lo del lecho, un aumento en la velocidad del aire no se refleja en un aumento en la ΔP .

En las tablas VII, VIII y IX, y las figuras 13, 14 y 15 se observa que para un mismo d_p existe un rango de V_0 en el que se presenta la zona crítica, similar para las diferentes masas. El comienzo de dicho rango varía solo en función del d_p , que se debe a que es esta variable la que determina los espacios interparticulares y por lo tanto, el grado de libertad de movimiento de las partículas.

Por otra parte, se puede establecer que la velocidad en que comienza el período de transición se presenta al 35% del valor de la velocidad mínima de fluidización (V_{mf}).

Cabe mencionar, que las canalizaciones se rompen al incrementar la velocidad del aire dando paso a la fluidización.

3.2.3. Lecho fluidizado.

Esta parte se divide también para hacer el análisis de la altura mínima de fluidización y Emf , velocidad mínima, caída de presión y velocidad terminal.

3.2.3.1. Altura del lecho (Lmf) y Emf.

Los valores de la altura del lecho en condiciones mínimas de fluidización (tablas VII, VIII, IX), presentan la tendencia de aumentar conforme aumenta la masa del lecho, siendo este incremento, aproximadamente de 8 unidades por sobre la altura original del lecho fijo. Sin embargo, como se puede apreciar en la figura 17, la medición de visual de esta variable de respuesta se dificulta por la proyección aleatoria de las partículas en la cámara de fluidización, lo que le resta objetividad a las mediciones.

Por sobre estos problemas, los promedios de las alturas alcanzadas por el lecho, se utilizan para el cálculo de la fracción de espacios vacíos (Emf), obteniéndose los datos reportados en la tabla X.

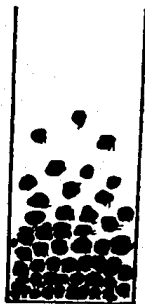
Tabla. X. Fracción de espacios vacíos en condiciones de fluidización mínima. influencia del d_p y la masa.

W (grs)		d_{eq} (cms)	
	1.1009	1.5548	2.0632
125	0.905	0.879	0.909
200	0.896	0.913	0.887
250	0.882	0.882	0.881
300	0.904	0.87	0.867
375	0.8373	0.826	0.876
Emf.med	0.8849	0.874	0.884
Emf. prom.		0.8806	

Estos valores se sometieron a un análisis bifactorial (tabla XI), para establecer si existe una relación entre ellos y

el d_p y la masa del lecho, concluyéndose que ni el d_p ni la masa del lecho, influyen en el valor obtenido de la fracción de espacios vacíos en condiciones de fluidización mínima, estableciéndose un valor promedio de $Emf = 0.8306$. (tabla XII).

Al igual que en el lecho fijo, se puede ver que este valor es muy alto, debido también probablemente a la estructura de la flor de brócoli.



l_{mf}
Se mide para la zona en que se concentra la brócoli.

fig. 17. Altura del lecho en condiciones mínimas de fluidización.

Tabla. XI . Análisis factorial del Emf.

deq (cms)	W (grs)				
	125	200	250	300	375
1.1009	0.909	0.9	0.875	0.904	0.85
	0.826	0.933	0.866	0.904	0.862
	0.909	0.882	0.913	0.895	0.886
	0.889	0.877	0.889	0.886	0.869
1.5548	0.889	0.92	0.846	0.85	0.83
	0.875	0.906	0.895	0.904	0.769
	0.875	0.855	0.905	0.88	0.85
	0.875	0.84	0.889	0.866	0.92
2.0632	0.916	0.877	0.857	0.873	0.896
	0.911	0.897	0.882	0.875	0.863
	0.9	0.912	0.9	0.87	0.869
	0.909	0.9	0.92	0.9	0.91

Ho : no hay diferencia entre Emf y deq.

Ho' : no hay diferencia entre Emf y W.

Ho'' : no hay interacción entre deq y W.

deq(cms)	W (grs)					
	125	200	250	300	375	
1.1009	3.5355	3.592	3.543	3.589	3.467	17.724
1.5548	3.514	3.521	3.535	3.5	3.419	17.489
2.0632	3.636	3.586	3.559	3.538	3.511	17.83
	10.683	10.699	10.637	10.672	10.397	53.043

SCT = 0.9173.
 SCA = 0.0028359.
 SCB = 0.004968.
 SC(AB) = 0.00073.
 SCE = 0.08319.

fte var	suma cuad	grd lib	cuad medio	f cal
deq	0.002835	2	0.0014175	0.7667
W	0.004968	4	0.001242	0.6718
inter	0.00073	8	0.13x10 ⁻⁵	0.04938
error	0.08319	45	0.0018487	

$f_1 > f_{\alpha 1}$ [a-1, ab(n-1)] rechazo H_0 .
 $f_2 > f_{\alpha 2}$ [b-1, ab(n-1)] rechazo H_0' .
 $f_3 > f_{\alpha 3}$ [(a-1)(b-1), ab(n-1)] acepto H_0'' .

De tablas para $\alpha=0.05$.

$f_{\alpha 1} = 3.2$.

$f_{\alpha 2} = 2.58$.

$f_{\alpha 3} = 2.15$.

$f_1 < f_{\alpha 1}$ por lo tanto: no hay diferencia entre deq y Emf..

$f_2 < f_{\alpha 2}$ por lo tanto: no hay diferencia entre W y Emf.

Tabla.XII.Promedio estadístico de Emf.

Rangos 0.92 - 0.812/10 = 0.0108.

tamaño inter.	frec.	Xi	Xif	(Xi - X)	(Xi - X)	(Xi-X)f
0.812 - 0.8228	1	0.8174	0.8174	0.0632	0.004	0.004
0.8228 - 0.8336	1	0.8282	0.8282	0.0524	0.0027	0.0027
0.8336 - 0.8444	1	0.839	0.839	0.0416	0.0017	0.0017
0.8444 - 0.8552	7	0.8498	5.9486	0.0308	0.0009	0.0066
0.8552 - 0.866	14	0.8606	12.0484	0.02	0.0004	0.0056
0.866 - 0.8768	8	0.8714	6.9712	0.0092	0.0001	0.0008
0.8768 - 0.8876	10	0.8822	8.822	0.0016	2.56x10 ⁻⁶	2.56x10 ⁻⁵
0.8876 - 0.8984	10	0.8930	8.93	0.0124	0.0002	0.0015
0.8984 - 0.9092	15	0.9038	13.557	0.0232	0.0005	0.0081
0.9092 - 0.92	7	0.9146	6.4020	0.034	0.0012	0.0081
total	74		65.1640			0.039

Emf = $\bar{X} = 65.1640/74 = 0.8806$. S = 0.0231.
 para $\alpha=0.05$:
 Emf = 0.8753 < u = < 0.8859.

3.2.3.2. Velocidad mínima de fluidización.

Las figuras 13, 14, 15 muestran, el comienzo de un período en el que la ΔP es constante, el punto donde este fenómeno comienza, determina la velocidad mínima de fluidización (V_{mf}).

Se puede decir que esta variable es la más importante de establecer en un estudio hidrodinámico,

Conforme al análisis de las tablas VII, VIII y IX, y las figuras 13, 14, 15, se puede inferir que la masa del lecho (W), prácticamente no afecta al valor obtenido de la V_{mf} , y en cambio el d_p sí la influye.

Para verificar esta observación, se desarrolló un análisis bifactorial (tabla XIII).

Una vez comprobado estadísticamente la influencia del d_p sobre la V_{mf} , se procedió a cuantificar esta relación. La fig. 18 muestra la dependencia lineal de la V_{mf} con el d_p . Para construir esta gráfica, se utilizan todos los valores reportados en las tablas XIV, XV y XVI, que a través de una regresión lineal se obtiene la siguiente ecuación empírica para el cálculo de la V_{mf} :

$$V_{mf} \text{ (m/s)} = 1.3042 d_p \text{ (cm)} + 2.7095 \quad (\text{ec. 18})$$

Una simple observación de las figuras de las curvas de fluidización, podría conducir al error de pensar que las peque-

Tabla.XIII.Análisis factorial para Vmf.

deq (cms)	W (grs)				
	125	200	250	300	375
1.1009	4.25	3.97	4.1	4.01	3.73
	4.15	4.18	4.35	4.4	4.35
	4.34	4.2	4.28	4.12	4.39
	4.37	4.12	3.9	4.05	3.89
	3.73	4.28	4.05	3.91	4.4
1.5548	4.9	4.695	4.59	4.76	4.71
	4.74	4.77	4.56	4.76	4.89
	4.9	4.7	4.58	4.64	4.77
	4.72	4.76	4.65	4.93	5.03
	4.49	4.59	5.0	4.68	4.64
2.0632	5.39	5.39	5.16	5.27	5.62
	5.51	5.2	5.39	5.15	5.51
	5.62	5.52	5.25	5.24	5.6
	5.5	5.62	5.42	5.3	5.4
	5.45	5.36	5.53	5.32	5.3

N= 75

n = 5.

Ho : no hay diferencia entre la velocidad y deq.

Ho': no hay diferencia entre la velocidad y W.

Ho'': no hay interacción entre deq y W.

deq (cms)	W(grs)					tot
	125	200	250	300	375	
1.1009	20.84	20.75	20.69	20.49	20.76	103.52
1.5548	23.75	23.52	23.38	23.77	24.04	118.46
2.0632	27.47	27.09	26.75	26.28	27.43	135.02
tot	72.06	71.36	70.81	70.54	72.23	356.995

SCT	=	21.8476
SCA	=	19.86.
SCB	=	0.15.
SC(AB)	=	0.1199.
SCE	=	1.7177.

fte var	sum cuad	grd lib	cuad med	f cal
deq	19.86	2	9.93	f1=346.85
W	0.15	4	0.0375	f2=1.3099
inter	0.1199	8	0.015	f3=0.524
error	1.7177	60	0.0286	

$F_1 > f_1$ [(a-1), ab(n-1)] rechazo H_0 .
 $F_2 > f_2$ [(b-1), ab(n-1)] rechazo H_0 .
 $F_3 < f_3$ [(a-1)(b-1), ab(n-1)] acepto H_0 .

para $\alpha=0.05$.

$f_1 = 3.15$ rechazo H_0 . hay diferencia entre deq y Vmf.
 $f_2 = 2.53$ acepto H_0 . no hay diferencia entre Vmf y W.
 $f_3 = 2.10$ acepto H_0 . no hay interacción entre deq y W.

Tabla.XIV.Velocidad minima de fluidización para dif. deq.

W(gms)	Vmf(m/s)	deq(cms)	W(gms)	Vmf(m/s)	deq(cms)
125	4.25	1.165	300	4.01	0.997
	4.15	1.12		4.4	1.36
	4.34	1.26		4.12	1.08
	4.37	1.27		4.05	1.01
	3.73	0.783		3.91	0.92
200	3.97	0.966	375	3.73	0.783
	4.18	1.13		4.35	1.25
	4.2	1.15		4.39	1.29
	4.12	1.08		3.89	0.905
	4.28	1.2		4.4	1.36
250	4.1	1.07			
	4.35	1.25			
	4.28	1.2			
	3.9	0.913			
	4.05	1.01			

deq = 1.0364 = < 1.1009 = < 1.1654. (cms)

Vmf prom. = 4.1408. (m/s)

Tabla. XV . Velocidad minima de fluidización para dif. deq.

W(grams)	Vmf(m/s)	deq(cms)	W(grams)	Vmf(m/s)	deq(cms)
125	4.9	1.69	300	4.76	1.58
	4.74	1.54		4.76	1.58
	4.9	1.69		4.64	1.48
	4.72	1.55		4.93	1.7
200	4.49	1.36	375	4.68	1.51
	4.695	1.52		4.71	1.53
	4.77	1.57		4.89	1.67
	4.7	1.52		4.77	1.57
	4.76	1.58		5.03	1.76
250	4.59	1.45		4.64	1.48
	4.59	1.45			
	4.56	1.42			
	4.58	1.43			
	4.65	1.49			
	5.0	1.75			

$$\text{deq} = 1.5134 = < 1.5548 = < 1.5962 . \text{ (cms)}$$

$$\text{Vmf prom.} = 4.7382. \text{ (m/s)}$$

Tabla. XVI . Velocidad minima de fluidización para dif. deq.

W(grams)	Vmf(m/s)	deq(cms)	W(grams)	Vmf(m/s)	deq(cms)
125	5.39	2.07	300	5.27	1.96
	5.51	2.14		5.15	1.87
	5.62	2.23		5.24	1.94
	5.5	2.13		5.3	1.98
200	5.45	2.09	375	5.32	2.02
	5.39	2.07		5.62	2.23
	5.2	1.91		5.51	2.14
	5.52	2.15		5.6	2.22
	5.62	2.23		5.4	2.06
250	5.36	2.01		5.32	1.98
	5.16	1.88			
	5.39	2.06			
	5.25	2.15			
	5.42	2.08			
	5.53	2.17			

$$\text{deq} = 2.0196 = < 2.0632 = < 2.1068 \text{ (cms)}$$

$$\text{Vmf prom.} = 5.4008. \text{ (m/s)}$$

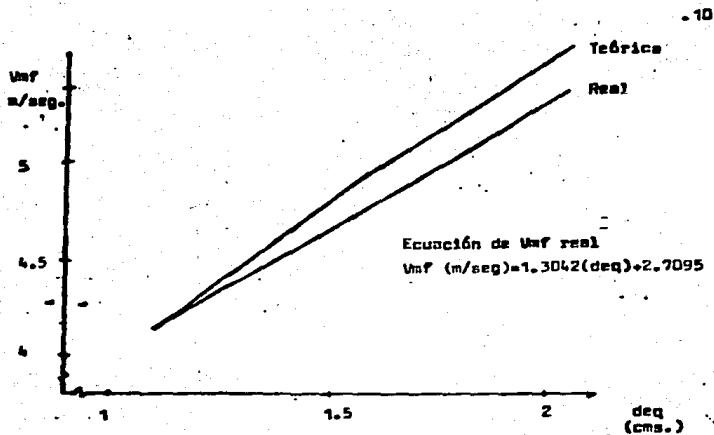


Fig 1B Variación de la velocidad mínima de fluidización en función del diámetro equivalente (d_{eq})

Las diferencias de la V_{mf} responden a las diferentes masas, sin embargo, esto se demuestra estadísticamente que no es así. Dichas diferencias responden a un efecto del diámetro de partículas debidas a la gran heterogeneidad en la distribución granulométrica de las muestras.

En la figura 18 donde los datos obtenidos con la ecuación de Ergun (7 y 7") para el cálculo de la V_{mf} (tablas VII, VIII y IX), se comparan con los valores reales, se observa que conforme aumenta el diámetro equivalente, el comportamiento teórico se aleja del real, no siendo esta diferencia mayor al 5% en su valor máximo.

Esta diferencia entre los valores teóricos y experimentales, no es muy significativa, considerando que Ergun, predice un error de hasta un $\pm 20\%$ respecto a los valores reales.

Partiendo de la base de que la ecuación de Ergun introduce factores como la Emf , dp y esfericidad, se ha discutido sobre cual de estas variables podría influir en el error antes referido, se ha descartado la posibilidad de que sea el deq debido a su relación lineal con la V_{mf} en los valores reales, también se ha descartado que sea el Emf el que determine la diferencia, puesto que este como se observa en la tabla X no influye en el comportamiento hidrodinámico, por lo tanto, debe ser la esfericidad ($0s$) el valor determinante.

Cabe mencionar que los valores utilizados para el cálculo teórico de la V_{mf} con la ecuación de Ergun son los presentados en la siguiente tabla (XVII):

Tabla XVII. Constantes físicas de la materia prima y del aire.

Materia prima			aire(39).
$d_p(\text{cm})$	$\rho_s(\text{g/cm}^3)$	ϕ_s	
1.1009	0.94	0.52	$T C = 20$
1.5348	0.94	0.52	$\rho_g = 1.21 \times 10^{-3}$
2.0632	0.94	0.52	$\mu_g = 1.82 \times 10^{-4}$

ρ_g en grs/cm^3 .

μ_g en grs/cm seg.

Donde se puede observar que el valor de la $\phi_s = 0.52$ fue utilizado para los diferentes diámetros de partícula. Dicho valor (obtenido experimentalmente por semejanza geométrica) solo es aplicable para el menor diámetro equivalente.

Considerando que el parámetro esfericidad es en la práctica muy difícil de evaluar, debido a las características estructurales de la materia prima en la que se observa que, a medida que el diámetro de partícula crece, se alejan más de una forma esférica.

ca y que la ecuación de Ergun predice con parcial exactitud la V_{mf} , los valores de la esfericidad representativos de cada diámetro de partícula aparente (d_{ap}) con las que el cálculo teórica es prácticamente igual al real, se muestran en la tabla XVIII.

El comportamiento lineal de la figura 18 obtenido con los datos reales, conducen a la suposición de que el efecto de la esfericidad, el Emf y el dp como variables de la hidrodinámica, se hallan integrados en el concepto de deq , por lo que este criterio se dibuja como importante en el estudio de partículas gruesas con formas irregulares.

Por último, cabe señalar, que el deq incluye en su cálculo la masa de la muestra, la cual por tratarse de un producto vivo sufre una pérdida fisiológica de peso (pérdida de agua), cuya incidencia en el cálculo empírico de la V_{mf} (ec. 13) puede representar un error de $\pm 2\%$.

3.2.3.3. Caída de presión (ΔP).

En teoría la ΔP máxima que puede sufrir el aire a través del lecho, es igual a la relación W/S . Se calcula así la ΔP teórica y se compara con los valores reales, ambos reportados en la tablas VII, VIII y IX. En este sentido se observa que la ΔP real es aproximadamente igual a $0.97 \Delta P$ teórica, lo cual se debe prin

deq (cm)	Emf	ϕ Est.un
1.1009	0.8806	0.244
1.5548	0.8806	0.487
1.0632	0.8806	0.476

Tabla XVIII
 Valores de variables para
 una adecuada utilización
 de la ecuación de Ergun,
 en el cálculo de Wef.

principalmente a la sensibilidad del instrumento de medición.

3.2.3.4. Velocidad terminal (V_t).

La velocidad terminal como variable de la fluidización de la flor de brócoli, esta determinada principalmente por lo azaroso que pueda resultar la granulometría de una muestra de materia prima dada, de hecho es el porcentaje de partículas más pequeñas el que la determina. En terminos generales, se puede decir que la velocidad mínima de fluidización representa un 90% de la velocidad terminal.

De acuerdo con el análisis global de los valores de la V_{mf} real y la V_t , puede establecerse que para garantizar que la flor de brócoli se encuentre fluidizada conociendose solamente el d_{ap} , se recomienda que la velocidad de fluidización (V_f) sea:

$$V_f = 1.1 (V_{mf}).$$

(ec. 19).

3.3. Determinación de la masa máxima del lecho.

Los resultados de la determinación de la masa máxima, se hallan reportados en la tabla XIX, los que reflejan la importancia del d_p con respecto a las condiciones límites (W_{max}) en que se desarrolla una buena fluidización.

La relación que guardan estas variables, se muestra en la figura 19 a partir de la cual se establece la siguiente ecuación:

$$W_{max} = - \text{deq} (190.46) + 713.23 \quad (\text{ec. } 20)$$

Donde:

W_{max} = masa máxima en grs.

deq = diámetro equivalente en cms.

Tabla. XIX. Masa máxima para los diferentes deq .

$\text{deq}(\text{cms})$	$W_{mx}(\text{gr})$	$\text{deq}(\text{cms})$	$W_{mx}(\text{gr})$	$\text{deq}(\text{cms})$	$W_{mx}(\text{gr})$
1.65	400	1.63	390	2.14	310
1.12	500	1.45	430	1.91	350
1.27	470	1.58	410	1.87	358
1.03	520	1.48	430	2.01	330
0.92	540	1.76	380	1.94	340
0.905	545	1.43	440	1.98	337
1.15	500	1.52	420	2.22	290
1.01	520	1.75	380	2.07	320
1.2	485	1.36	450	2.09	320
1.3	470	1.5	428	2.1	310

$d_c = 13 \text{ cms.}$

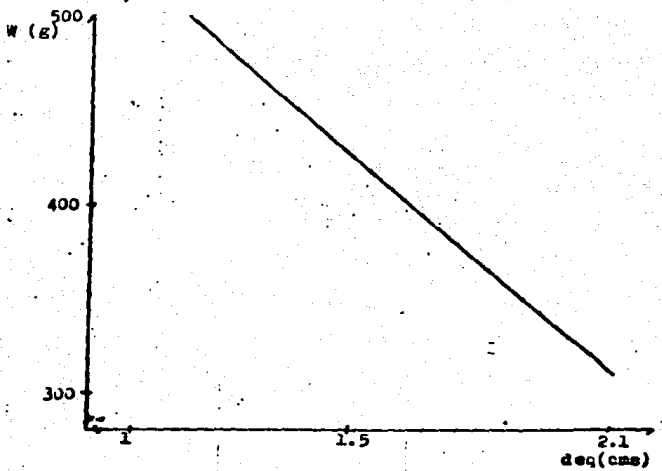


Fig. 19. Masa máxima del lecho en función del deg .

El hecho de que a menor diámetro, la masa fluidizaba sea mayor, lleva a pensar en que existe un diámetro máximo a manejar para que el proceso resulte rentable o bien para mantener una buena productividad.

3.3.1. Criterios de escalamiento.

En base a los resultados en las fases de experimentación anteriores, se propone utilizar el siguiente procedimiento para escalar.

La relación empírica entre la altura del lecho fijo y la masa de la muestra (ec. 21)

$$L = W (0.03) + 0.5973 \quad (\text{ec. 21})$$

Para obtener la altura máxima, se sustituye la ec. 20 en la ec. 21, quedando:

$$L_{\max} = -5.7135 \text{ deq} + 21.9947 \quad (\text{ec. 22})$$

El criterio utilizado para escalar es la relación L/dc , la cual debe ser constante para geometrías similares, donde para un diámetro de columna de 13 cms, la ec. 22 queda:

$$L_{max}/dc = - 0.4395 \text{ deq} + 1.6919 \quad (\text{ec. 23})$$

De esta manera se puede calcular la L_{max} , conociendo el diámetro del cilindro y el deq de la partícula.

Por último, para conocer la masa máxima que representa dicha L_{max} , se utilizó el criterio de que la densidad empacada es constante, de tal manera que:

$$\theta_{emp.} = 0.12 = W1/Vo11 = W2/Vo12. \quad (\text{ec. 24})$$

por lo tanto:

$$W2 = 0.12 (Vo12) \quad (\text{ec. 25})$$

Donde:

$$Vo12 = 2 \text{ rexp2 } L_{max}.$$

sea:

$$r = \text{radio del cilindro.}$$

Para corroborar este criterio de escalamiento, se utilizó un cilindro de 25.5 cms de diámetro, en el cual de acuerdo al cálculo de W_{max} y L_{max} , (tabla XX) con las ecuaciones antes citadas, se procedió a realizar la corrida de fluidización. Observándose un proceso de buena calidad de acuerdo con los criterios ya

señalados, que son que la caída de presión del aire no tenga una fluctuación mayor del 10% y se observe cualitativamente una adecuada fluidización.

Tabla. XX . Alturas y masas máximas para una columna de $d_c = 25.5$ cms.

deq(cms)	Lmx(cm)	Wmx(gr)	Pteo (mm de agua)	Preal	%fluct
1.2	29.69	3639	71	63	5.3
0.95	32.5	3983.5	78	72	3.6
1.05	31.4	3948.6	75.4	71.5	6.8
0.99	32.05	3928.4	76.9	73	2.4
1.1	30.82	3777.6	73.9	67	7.9
1.48	26.56	3255.5	63.7	56	4.1
1.53	25.99	3185.6	62.4	60	3.8
1.6	25.21	3089.9	60.5	56	7
1.57	25.55	3131.7	61.3	56	8.7
1.5	26.35	3227.3	63.2	59	10.5
2.1	19.6	2402.4	47	44	6.9
1.98	20.95	2567.83	50.3	45	5.8
2.14	19.16	2348.4	45.9	43	9.4
2.03	20.39	2499.2	48.9	45	6.9
1.94	21.4	2623	51.4	48	11

Lmx, Wmx y P teo, son calculados previamente.

P real es la medición obtenida durante la experimentación.

%fluct. es la fluctuación de la Preal durante la exp.

CONCLUSIONS

Conclusiones.-

- Por medio de este estudio, se demuestra que la fluidización tradicional utilizando flor de brócoli puede llevarse a cabo aunque no presente un comportamiento ideal en cuanto a la calidad.

Se observa la presencia de canales (canalización) y la poca homogeneidad en la distribución de las partículas durante la fluidización. Para evitar estos problemas, se puede utilizar un sistema de fluidización en circulación o bien utilizar cámaras con agitación.

- Debido a la gran heterogeneidad que presenta la materia prima, es necesario realizar una clasificación de tamaños de partículas antes de llevar a cabo la fluidización, ya que en caso contrario prácticamente no existiría un rango de velocidades en que se diera la fluidización.

- El rango de velocidades en el cual se fluidiza la flor de brócoli es pequeño, debido principalmente a la gran heterogeneidad en la granulometría de la muestra.

- La ecuación de Ergun, describe con bastante exactitud el período de lecho fijo que se presenta durante la experimenta -

ción.

- La ecuación generalizada de Ergun para lecho fluidizado presenta una diferencia en promedio del 5% con respecto a los valores experimentales obtenidos para la V_{mf} . Pudiendo subsanar esta diferencia utilizando los valores de esfericidad (ϕ_z) reportados en la tabla XV, en la ecuación de Ergun. Considerando que Ergun predice un 20% de diferencia entre su cálculo y la velocidad real, esta desviación es insignificante, por lo que se puede utilizar una esfericidad promedio para la flor de brócoli de 0.52 para cálculos teóricos de la V_{mf} .

- Para utilizar la ecuación teórica de Ergun, para conocer la V_{mf} se recomienda utilizar el valor de E_{mf} de 0.9906.

- La utilización del criterio de diámetro equivalente (d_{eq}) al presentar una relación lineal con la velocidad mínima de fluidización pareciera absorber el efecto causado por las diferentes variables que pudieran afectar al proceso de fluidización, tales como: E_{mf} , esfericidad y diámetro de partícula. Por lo que se puede concluir que este parámetro es sumamente útil en el estudio de la fluidización de partículas gruesas de forma no definida.

- El diámetro equivalente de las partículas, se calcula para la materia prima en fresco, sin que la pérdida de agua que

sufre este material durante el proceso, afecte a la V_{mf} .

- Existe un valor de masa máxima de muestra con el cual se obtiene una buena fluidización determinado por el deq. Efecto que se utiliza para el cálculo de escalamiento.

- Los criterios utilizados para escalar, son:

- La relación L/d_c , es constante para los diferentes tamaños de columna.

- La densidad empacada es constante para las diferentes columnas e igual a 0.12.

BIBLIOGRAFIA.

Bibliografía.

- 1.- Kunni & Levenspiel. 1969. Fluidization Engineering. ed. Robert E. Krieger. U.S.A.
- 2.- Persson Per-Oskar. 1967. "Fluidizing technique in food freezing". ASHRAE Journal. 9.42.
- 3.- Leva M. 1959. Fluidization. ed. Mc Graw-Hill book Co Ltd. Toronto.
- 4.- Zenz & Othmer. 1960. Fluidization and fluid particles systems. Reinhold Press. N. York.
- 5.- Davidson, J.F. Harrison, D. 1963. Fluidized particles. Cambridge Univ. Press. London.
- 6.- Scott, K.R. Tape, N.W. 1967. "Pilot plant unit for fluidized-bed freezing and drying. Food tech. 21(8).
- 7.- Boizán, J.M.A. Ivanovich, Z.V. 1986. Secado fluidizado de productos alimenticios. ed. Oriente. Cuba.
- 8.- Mitchel, P.S. et al. 1968. "Fluidized-bed blanching of green peas for processing". Food tech. 22. 717.
- 9.- Calvelo, A. 1983. "Congelación de productos hortícolas en lecho fluidizado". CIDCA. La plata Argentina
- 10.- Anuarios estadísticos. S.P.P.
- 11.- Anunswake, H. 1978. Fluidización de partículas gruesas y estudio hidrodinámico de un lecho fluidizado a circulación. Tesis realizada en la Univ. de Ciencias y Técnicas de Languedoc. Francia.
- 12.- Vizcarra, M.G. "Comportamiento de un lecho fluidizado". Curso. "Tópicos selectos en el secado de alimentos". U.A.M. unidad Iztapalapa. México.
- 13.- Godard, K.E. Richardson, J.F. 1968. "Proceedings of the tripartite Chemical Engineering. Conference Montreal. pp. 126.
- 14.- De Jong, J.A.H. Nomden, E.F. 1974. Powder technology 9. 91.

- 15.- Stewart.
- 16.- Broadhurst, T.E. Becker, H.A. 1975. A.I.C.H.E. Jour 21 (2).238.
- 17.- Perry, R.H. Chilton, C.H. 1982. Manual del ingeniero quimico. Sa.ed. Mc Graw-Hill. N. York.
- 18.- Melvine et al. 1971. "A new concept in blanching I.O.B." Food tech. 25 (7) 684.
- 19.- Agarwal, W.L. Davis, Jr. King, D.T. 1962. "Chemical Engineering Progr. 58. 85.
- 20.- Cranfield, R.R. Geldart, D. 1974. Chem. Eng. Sci. 29
- 21.- Wilhem, R.H. Kwauk, M. 1948. Chem Eng Progr. 44. 201
- 22.- Bena, J. et al. 1968. Collect. Czech. Chem. Commun. 33. 2833.
- 23.- Geldart, D. Cranfield, R.R. 1972. Chem. Eng. Jour. 3
- 24.- Burgeois, P. grenier, P. 1968. Can. J. Chem. Eng. 46
- 25.- Blake, F.C. 1922. Trans. Am. Inst. Chem. Eng. 14.415
- 26.- Ergun, S. Orning, A.A. 1949. Ind.Eng. Chem. 41(6)1179
- 27.- Burke, S.P. Plummer, W.B. 1928. Ind. Eng. Chem. 20 (11) 1196.
- 28.- Chilton, T.H. Coulbourn, A.P. 1931. Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 26. 178.
- 29.- Carman, P.C. 1937. Trans. Inst. Chem. Engrs. 26.178.
- 30.- Leva, M. et al. 1951. U.S. Bureau of mines. bulletin 504. 59.
- 31.- Wagstaff, J.B. Nirmaier, E.A. 1955. Ind. Eng. Chem. 47 (6) 1129.
- 32.- Smith, K.L. Roper, G.H. 1960. Aust. J. Chem. Engrs. 4. 515.
- 33.- Schwart, C.L. Smith, J.M. 1953. Ind. Eng. Chem.45(6)
- 34.- Corneil, D. Katz, D.L. 1953. Ind.Eng.Chem.45(10)2145

- 35.- Bana, J. Havalda, I. Matas, J. 1971. Collect. Czech Chem. Commun. 36. 3563.
- 36.- Wen, C.Y. Yu, Y.H. 1966. Chem. Eng. Progr. Symp. Ser. 62. 100.
- 37.- Vazquez, A. Calvelo, A. 1983. "Modeling of residence times in continuous fluidized-bed freezers". Jour. Food Sci. 48 (4) 1081.
- 38.- Bana, et al. 1968. Collect. Czech. Chem. Commun 33. 2620.
- 39.- Geankoplis, C.J. 1978. Principios de operaciones unitarias. CECOSA. México.
- 40.- Squires, A.M. 1962. Chem. Eng. Progr. 58(4) 66
- 41.- Morse, R.D. 1949. Ind. Eng. Chem. 41 (6) 1117.
- 42.- Michelis, Calvelo, A. 1985. "Production rate optimization in continuous bed freezers". Journal of Food Sci. 50. 669.
- 43.- Marin, M. Rios, G.M. Gibert, H. 1985. "Use of time-temperature data during fluidized bed freezing to determine frozen food properties". J. Food Proc. Eng 7 (4) 253.
- 44.- Werther, J. 1973. 75th. National meeting of the A.I.C.H.E. Detroit. Mich.
- 45.- Gibert, H. Baxerres, J.L. 1976. Brevet Anuar. No.76. 34. 846.
- 46.- Mendoza, Vernon. Vizcarra, M.G. "Determinación de curvas de secado de granos de maíz por fluidización Tecnol. Alim. vol. 20. No. 2. 20.
- 47.- DeGroot, W.H. 1967. Proc. Intern. Symp. on fluidization. Eindhoven. Netherland Univ. Press. Amsterdam 566.
- 48.- Fikiin, A.G. 1969. "Congélation de fruits et de légumes par fluidisation". Frozen Foods. Inst. Int. du froid. Budapest.
- 49.- Vazquez, A. Calvelo, A. 1980. "Gas-particle heat transfer in fluidized pea beds". J. food Proces. Eng. 4 (1) 53.

- 50.- Mascheroni, R.H. Calvelo, A. 1982. "A simplified model for freezing time calculations in foods". Jour Food Sci. 47. 1201.
- 51.- Vazquez, A. Calvelo, A. 1983. "Gas-particle heat transfer coefficient for the fluidization of different shaped foods". J. Food Sci. 48 (1) 114.
- 52.- Reynoso, O. Calvelo, A. 1985. "Comparison between fixed and fluidized bed continuous pea freezers". Revue Internationale du froid. 8 (2) 109.
- 53.- Foust. 1967. Operaciones Unitarias. México CECSA.
- 54.- Walpole. 1985 Estadística para ingenieros. 1a. ed. México. Interamericana.

NOMENCLATURA.

Nomenclatura.

dap: diámetro aparente de la partícula. (cms).
 dc : diámetro de la columna de fluidización (cms).
 deq: diámetro equivalente de la partícula (cms).
 dp : diámetro de la partícula (cms).
 Em: fracción de espacios vacíos del lecho fijo.
 Emf: fracción de espacios vacíos en cond. mínimas de fluidización.
 exp: elevado a.
 Fr : número de Froude. $Vo \exp^2 / dp \ g$.
 g : aceleración de la gravedad 981 cm/s \exp^2 .
 Ga : número de Galileo. $@g(@s-@g)dp \ exp^3 \ g / \mu g \ exp^2$.
 L : altura del lecho fijo. (cms).
 Lmf: altura del lecho en condiciones mínimas de fluidización.
 P : Presión del aire en $Nw/m \ exp^2$.
 pag: en la página.
 pand exp: pendiente de Vo vs ΔP de datos experimentales lecho fijo
 pand cal: esta se obtiene con ecuaciones teóricas.
 ΔP : caída de presión del lecho. mm de agua.
 ΔP real: es aquella medida con manómetro diferencial
 ΔP cal : es aquella calculada por ecuación teórica.
 Re. : número de Reynolds referido a la partícula. $dp \ @g \ Vo / \mu g$.
 S : área de sección transversal del lecho. (cm \exp^2).
 T : temperatura del aire. grados Celsius.
 μg : viscosidad del aire. (g/cm s).
 Vf : velocidad de fluidización. (m/s).
 Vmf : velocidad mínima de fluidización (m/s).
 Vmf exp : velocidad mínima de fluidización experimental.
 Vo : velocidad superficial del aire. (m/s).
 Vol 1 : volumen del lecho para columna de referencia (cms \exp^3).
 Vol 2 : volumen del lecho de la columna mayor. $2L \ exp^2$.
 V trans: velocidad en que comienza periodo de transición.
 Vt : velocidad terminal. (m/s).
 V1 : velocidad del aire en la columna de fluidización. (m/s).
 V2 : velocidad del aire en la tubería del equipo. (m/s).
 W : masa de la muestra. (grs).
 W1 : masa de la muestra para columna de referencia. (grs).
 W2 : masa de la muestra en el cilindro de mayor tamaño (grs).

letras griegas.

@g : densidad del aire. (g/cm \exp^3).
 @s : densidad de la partícula. (g/cm \exp^3).
 @e : esfericidad de la partícula.