

3  
2 ej.

# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
"CUAUTITLAN"



## ESTUDIO HIDRODINAMICO DE UN LECHO FLUIDIZADO

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
Ingeniero en Alimentos  
P R E S E N T A  
**GUSTAVO BENITEZ PAULIN**

Director de Tesis: DR. JOSE LUIS ARJONA R.  
CUAUTITLAN IZCALLI, EDO. DE MEX. 1989



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

## I N D I C E .

	PAG.
INTRODUCCION.	1
OBJETIVOS.	2
C A P I T U L O I	
1. GENERALIDADES.	3
1.1 ANTECEDENTES TECNICOS.	6
1.1.2 PRINCIPIOS DE FLUIDIZACION EN COLUMNA.	8
1.1.3 FLUIDIZACION CON CIRCULACION.	18
1.1.4 COMPORTAMIENTO DE UN LECHO CON CIRCULACION.	20
1.2.1 ECUACIONES PARA EL CALCULO DE $U_{mf}$ .	24
1.2.2 TRANSFERENCIA DE CALOR EN UN LECHO FLUIDIZADO.	33
C A P I T U L O II	
METODOLOGIA EXPERIMENTAL.	43
2.1 FLUIDIZACION TRADICIONAL.	43
2.2 FLUIDIZACION CON CIRCULACION.	48
2.3 TECNICAS DE CONTROL DE LA FLUIDIZACION.	50
2.4 DESCRIPCION DEL EQUIPO.	53
C A P I T U L O III	
ANALISIS DE RESULTADOS.	
3.1 LECHO TRADICIONAL.	58
3.2 CAIDA DE PRESION EN UN LECHO FLUIDIZADO.	71
3.3 VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION.	75
3.4 LECHO CON CIRCULACION.	77
3.5 ANALISIS COMPARATIVO DE TECNICAS DE FLUIDIZACION.	97

## C A P I T U L O   I V

### RESULTADOS COMPARATIVOS DE FLUIDIZACION TRADICIONAL Y CON CIRCULACION.

4.1	LECHO TRADICIONAL.	104
4.2	LECHO CON CIRCULACION.	105
	CONCLUSIONES.	107
	NOMENCLATURA.	111
	BIBLIOGRAFIA.	112

## INDICE DE FIGURAS.

FIGURA No.		PAG.
1	UNIDAD DE CATALISIS POR LECHO FLUIDIZADO.	4
2	FLUIDIZACION HETEROGENEA.	7
3	FLUIDIZACION CON FORMACION DE BURBUJAS.	7
4	CURVA IDEAL DE CAIDA DE PRESION-VELOCIDAD EN UN SISTEMA DE FLUIDIZACION.	10
5	ESQUEMA DE UN LECHO FIJO Y UNO FLUIDIZADO.	10
6	ESTADOS DE UN LECHO FLUIDIZADO.	11
7	EFFECTO DE ENTRELAZAMIENTO DE LAS PARTICULAS EN UN LECHO FLUIDIZADO.	13
8	SISTEMA DE FLUIDIZACION CON CANALIZACION.	14
9	FORMACION DE FENOMENOS DE PISTONEO EN UNA COLUMNA DE FLUIDIZACION.	16
10	FORMA GEOMETRICA DE LA PIEZA PARA UN SISTEMA CON CIRCULACION.	19
11	DIAGRAMA DE CAIDA DE PRESION A TRAVES DE UN LECHO CON CIRCULACION.	21
12	INFLUENCIA DE LA VELOCIDAD DEL GAS SOBRE EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN UN SISTEMA DE FLUIDIZACION.	36
13	TRANSFERENCIA DE CALOR DE UNA SUPERFICIE DE CALOR A UN PAQUETE DE PARTICULAS EN EL MODELO DE MICKLEY Y FAIRBANKS.	38
14	ESQUEMA DE UN SISTEMA DE FLUIDIZACION TRADICIONAL.	46
15	ESQUEMA DE UN SISTEMA DE FLUIDIZACION CON CIRCULACION.	49
16	AGITACION DE LAS PARTICULAS EN UN LECHO CON CIRCULACION.	56

## INDICE DE GRAFICAS.

GRAFICAS.		PAG.
1	Fluidización tradicional de partículas de plástico dp 2 mm.	59
2	Fluidización tradicional de partículas de plástico dp 6 mm.	62
3	Fluidización tradicional de partículas de plástico dp 8 mm.	64
4	Fluidización tradicional del chicharo variación de la velocidad mínima de fluidización en función del dp.	68
5	Variación de la velocidad mínima de fluidización en función al diámetro de la partícula *	78
6	Fluidización de partículas de plástico (dp 2 mm) en una área de circulación de 17.07%.	79
7	Fluidización de partículas de plástico (dp 6 mm) en una área de circulación de 17.07%.	81
8	Fluidización de partículas de plástico (dp 8 mm) en una área de circulación de 17.07%.	83
9	Fluidización de chicharo en una área de 17.07%.	85
10	Fluidización de partículas de plástico (dp 2 mm) en una área de circulación de 13.22%.	89
11	Fluidización de partículas de plástico (dp 6 mm) en una área de circulación de 13.22%.	91
12	Fluidización de partículas de plástico (dp 8 mm) en una área de circulación de 13.22%.	93
13	Fluidización de chicharo en una área de circulación de 13.22%.	95
*	En un Lecho Tradicional.	

INDICE DE TABLAS.

TABLAS.		PAG.
I	Propiedades físicas de las partículas de plástico.	52
II	Propiedades físicas del chicharo.	52
III	Fluidización tradicional de partículas de plástico dp 2 mm.	60
IV	Fluidización tradicional de partículas de plástico dp 6 mm.	63
V	Fluidización tradicional de partículas de plástico dp 8 mm.	65
VI	Influencia de la altura del lecho y el diámetro de las partículas en el Umf.	67
VII	Fluidización tradicional del chicharo.	69
VIII	Influencia de la altura y diámetro de las particu- las en los espacios vacíos $\xi_{mf}$	74
IX	Influencia de la altura en el comportamiento hidro- dinámico de un lecho con circulación (17.07%)	80
X	Influencia de la altura en el comportamiento hidro- dinámico de un lecho con circulación (17.07%) dp 6 mm.	82
XI	Influencia de la altura en el comportamiento hidro- dinámico de un lecho con circulación (17.07%) dp -- 8 mm.	84
XII	Influencia de la altura en el comportamiento hidro- dinámico de un lecho con circulación (17.07%) chi- charo.	86
XIII	Influencia de la altura en el comportamiento hidro- dinámico de un lecho con circulación (13.22%).	90

TABLAS.

XIV	Influencia de la altura en el comportamiento hidrodinámico de un lecho con circulación (13.22%).	92
XV	Influencia de la altura en el comportamiento hidrodinámico de un lecho con circulación (13.22%).	94
XVI	Influencia de la altura en el comportamiento hidrodinámico de un lecho con circulación (13.22%).	96
XVII	Caída de presión a través de un lecho con circulación.	98
XVIII	Velocidad máxima de un lecho fijo, relacionada a la sección equivalente (17.07%).	99
XIX	Velocidad máxima de un lecho fijo, relacionada a la sección equivalente (13.22%).	100

## R E S U M E N .

El presente trabajo tuvo como objetivo general el diseño y estudio y estudio de la fluidización tradicional y con circulación para su implementación en un proceso alimenticio.

Para cubrir con el objetivo, la experimentación se realizó en dos fases. En la primera se estudio el comportamiento hidrodinámico de un lecho, fluidizado tradicional, encontrando los parámetros más importantes que describen dicho fenómeno tales como: Velocidad mínima de fluidización  $U_{mf}$ . Espacios vacíos en la fluidización  $\zeta_{mf}$ , caída de presión  $\Delta P$ , etc. Que nos permitieron realizar la segunda fase.

En la segunda fase se trabajo en un lecho fluidizado con circulación tomando como base los parámetros encontrados en la primera parte, en esta experimentación se realizaron reducciones del área de flujo en un 13.22 y 17.07% respectivamente mejorando con ello las condiciones de fluidización, tales como, velocidad, flujo volumétrico, coeficientes de transferencia de masa y calor, etc. Esto permite que el sistema con circulación pueda ser considerado para emplearse en algunos procesos en la industria alimentaria como secado, tostado, escaldado, etc.

## INTRODUCCION.

El término de fluidización se ha empleado tradicionalmente para describir en cierto modo el transporte de sólidos con algún tipo de fluido. Se puede decir que esto ocurre cuando partículas sólidas quedan suspendidas al cruzar el fluido (aire) a través del lecho, es decir, cuando la masa del lecho se iguala con la fuerza del fluido. En ciertas condiciones normales la fluidización se realiza con gases, aunque los principios básicos de estudio se realizaron usando como fluido al agua.

Todas las investigaciones y aplicaciones fueron encaminados principalmente hacia la industria petroquímica, en donde destacan diversos procesos de carbonización, separación catalítica, gasificación, purificación de gases, etc.

Su aplicación en la industria de alimentos ha surgido para satisfacer algunas necesidades que existen en este campo relacionados con el movimiento y transporte de sólidos. Aunque debemos mencionar que este método es relativamente joven en la investigación y aplicación sobre procesos de alimentos, por lo que su desarrollo se va logrando de una forma lenta, debido principalmente a las diferentes características (químicas, físicas y físico-químicas) de los alimentos, además de otros problemas técnicos que se presentan en un sistema de fluidización (41).

Por ello, el presente trabajo va encaminado hacia el estudio de un sistema de este tipo, en el cual se analizarán las principales características y funciones del sistema hidrodinámico, con la finalidad principal de detectar las bondades técnicas de la fluidización. Para su aplicación en el tratamiento de sólidos alimentarios de forma esférica, partiendo de la base del análisis de comportamientos de flujo.

## OBJETIVOS.

Para ello en este trabajo se plantean los siguientes objetivos a alcanzar.

- 1.- Establecer los límites teóricos de aplicación de la fluidización en alimentos, en base al comportamiento hidrodinámico de sólidos esféricos.
- 2.- Definir el diseño e instalación de la unidad de fluidización experimental para la realización del estudio de comportamiento, tanto de sólidos inertes como alimentarios.
- 3.- Determinar el alcance de uso de la fluidización en el tratamiento de alimentos, tanto para su conservación como el procesamiento (escaldado, pre-enfriamiento, congelación, etc.).

## CAPITULO I

### 1.0 GENERALIDADES.

Probablemente la aplicación más antigua de la fluidización fué la purificación de agua mediante el paso de ésta a través de filtros de arena.

Ahora bien, aparentemente la primera patente que tiene alguna relación con la fluidización fué publicada en 1910 por Phillips y Bultell (28). En resumen estos inventores describen el contacto entre un gas y un catalizador en una cámara de reacción.

El primer sistema de fluidización a gran escala y con aplicación en los E.U. data alrededor de 1940 (28) y fué un catalizador craking para vapores de aceite. El proceso fué descrito por primera vez en 1943 por Murphree y colaboradores (28). Los principios básicos de flujo fueron estudiados en el Instituto Tecnológico de Massachusetts y sobre estas bases de estudio se construyó una planta piloto a gran escala para llevar a cabo las reacciones de catalización.

La unidad de catálisis consistía de dos columnas el reactor y el regenerador catalítico, comunicándose éstos por medio de un tubo (figura 1). El carbón sucio catalizado en el reactor era transportado por medio de aire al regenerador donde el carbón era quemado. El catalizador reactivado de la columna izquierda pasaba directamente a la otra columna junto con los vapores del aceite en el reactor. Esto se llevaba a cabo mediante una combinación adecuada de la fase densa del lecho fluidizado en una parte del reactor y una regeneración con la fase diluida de la fluidización que prevalece en el espacio cercano al lecho y en las líneas de transferencia catalítica.

Cabe señalar que si bien todas las investigaciones y trabajos hasta

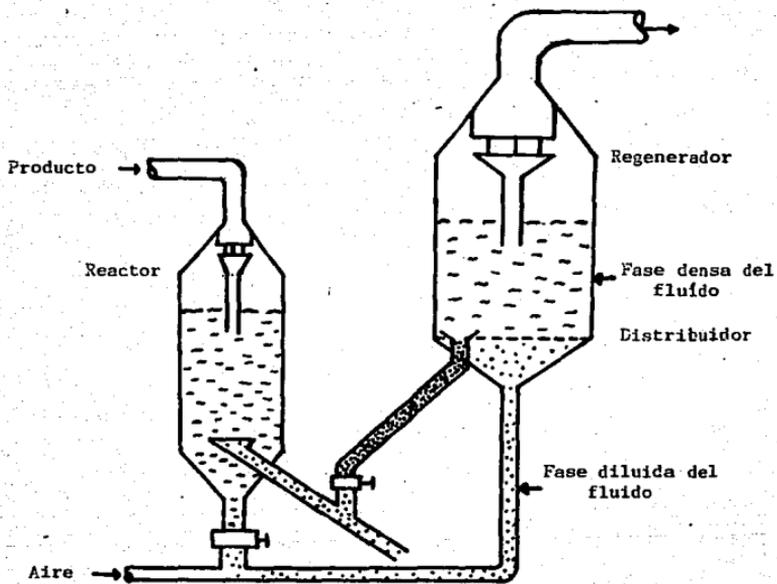


Figura 1. Unidad de catálisis por lecho fluidizado

estas fechas fueron encaminadas hacia la industria química, no fué sino hasta 1954, cuando se iniciaron los estudios e investigaciones en la industria de alimentos. Posteriormente en 1956 (28) se crea la asociación francesa para el estudio de la fluidización en la cual se presentaron y recopilaron las más importantes investigaciones sobre la fluidización en esa época.

Las primeras investigaciones que se realizaron con alimentos fueron hechas por Neel G.H.S. Smith (33) sobre el secado de gránulos de papa en un lecho fluidizado. Después fueron Fan L.T. y Swarth C. Jen 1959 (24) los que experimentaron con arroz y trigo, con el fin de comparar los resultados obtenidos con estos productos y las correlaciones usadas para partículas metálicas con diámetro pequeño. No fué sino hasta 1967 en donde Scott y Aref (39) experimentan la congelación de alimentos antes de empacarlos, dando origen al sistema I.Q.F (Individually quick Frozen), haciendo este un nuevo método en instalaciones comerciales. Las últimas investigaciones que se han hecho sobre el uso de la fluidización en alimentos son: Baxerres J.L. en 1978, sobre el escaldado de vegetales en un lecho fluidizado con circulación (3). Mc Lain, H y Mc Kain en 1979, con el tema de las características de fluidización y transporte hidráulico de papas a la francesa (30); Vázquez y Calvelo en 1980 y 1983 en modelos de tiempo de residencia en congelación de tiempo de residencia en congelación continua en lechos fluidizados (43). Baxerres J.L. sobre el secado de alimentos en un lecho fluidizado con circulación (4); Peraza Campos en 1983, con la separación de orujo de uva y deshidratación de la semilla en un secador de lecho fluidizado (34); Mario Vizcarra y otros en la deshidratación y separación de pulpa de uva en un sistema de fluidización (45).

Estos hechos son significativos de los diversos esfuerzos dedicados al estudio de este método, sin embargo los resultados obtenidos no pueden generalizarse, siendo necesario para cada caso particular

definir los límites de comportamiento para determinar la viabilidad de adaptación tecnológica en el tratamiento de alimentos con propiedades y características diversas y heterogéneas.

## 1.1 ANTECEDENTES TECNICOS.

### Características de la fluidización.

En 1948 Wilhelm y Kwauk (49) encontraron diferentes comportamientos de un lecho fluidizado continuo, según sea el fluido utilizado líquido o gas. En el primer caso se tiene una fluidización llamada "homogénea" (fluidización particular), y en el segundo caso una fluidización "heterogénea" (fluidización agregativa).

La fluidización homogénea se caracteriza por la facilidad con que las partículas son dispersas en el lecho. Encontrando un valor medio en la superficie libre ofrecida a la salida del fluido, en donde algunos investigadores (19, 44) determinan el valor de los espacios vacíos (los espacios vacíos o porosidad del lecho, se pueden definir como la distancia que hay entre una y otra partícula), siendo éste constante en el lecho. Por el contrario el valor de los espacios vacíos aumenta al incrementarse la velocidad superficial del fluido.

La fluidización heterogénea se designa como el estado en el cual las partículas se presentan como agregados y no en partículas individuales (figura 2). Este tipo de fluidización se caracteriza por la presencia de dos fases; una fase densa, en el cual el valor de los espacios vacíos ( $\epsilon$ ) es prácticamente constante y está en función de la salida de la partícula y del tamaño mínimo de la misma (21, 26); y una fase diluida que se presenta bajo la forma de burbuja,

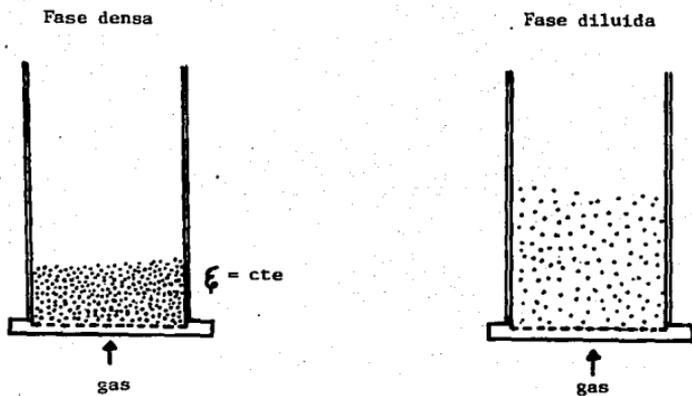


Figura 2. Fluidización heterogénea

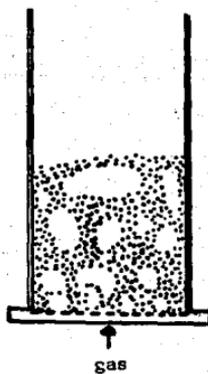


Figura 3. Fluidización con formación de burbujas

en donde la concentración de partículas es muy variable.

En la fluidización heterogénea, las burbujas aparecen en la base de la salida del distribuidor, en donde se presentan una gran cantidad de pequeñas burbujas que se distribuyen de una manera uniforme en ella. Estas van aumentando de tamaño a medida que van ascendiendo hasta reventar en la parte alta del lecho (figura 3). El ascenso de las burbujas es responsable de una intensa circulación de las partículas en el lecho (12). La velocidad de crecimiento de las burbujas depende del tamaño y densidad de las partículas: es rápida cuando estas son grandes y pesadas, y lenta cuando son pequeñas y ligeras.

#### 1.1.2 PRINCIPIOS DE FLUIDIZACIÓN EN COLUMNA.

Si un fluido cruza en forma vertical ascendente através de un lecho de partículas, la caída de presión ( $\Delta P$ ) va aumentando conforme se va incrementando la velocidad del gas hasta llegar a un valor límite  $\Delta P_{eq}$ , como se muestra en la figura 4. Para explicar esta relación entre la caída de presión y la velocidad del fluido se puede usar la ecuación de Koseny y Carman (15):

$$150 = \frac{\Delta P_{gc} D_p^2 \xi^3}{L \bar{v}_0 \mu (1-\xi)^2}$$

Donde:

$\bar{v}_0$	= Velocidad superficial del fluido	(m/seg <sup>2</sup> )
$D_p$	= Diámetro de la partícula	( m )
$L$	= Longitud de una partícula cilíndrica	( m )
$\mu$	= Viscosidad del fluido	(kg/m seg <sup>2</sup> )
$\xi$	= Factor de conversión	(kg/kg seg <sup>2</sup> )
$\xi$	= Espacios vacíos en el lecho	( - )
$\Delta P$	= Caída de presión	(kg/m <sup>2</sup> )

Las características de esta ecuación son que incluye las propiedades del fluido así como de las partículas y el valor de los espacios vacíos del lecho, aunque presenta algunas restricciones que veremos más adelante.

Cuando la velocidad del fluido alcanza un valor en el que la caída -- de presión es igual al peso sostenido de las partículas por unidad de área  $\Delta P_{eq}$ , se favorece un incremento en la velocidad teniendo como resultado un ligero movimiento de las partículas hacia arriba presentando un rearreglo de tal forma que la resistencia al fluido disminuye y los espacios vacíos en el lecho se incrementan. En un sistema ideal la caída de presión podría permanecer constante  $\Delta P_{eq}$ , (figura 4). Un nuevo aumento en la velocidad trae como resultado una expansión continua del lecho, hasta favorecer la separación física de las partículas lo que les permite moverse más libremente al igual que el fluido. (figura 5).

En este estado, el lecho es fluidizado, por lo que se podría afirmar que este punto es el de "fluidización incipiente" en donde la velocidad mínima de fluidización  $U_{mf}$ .

El comportamiento ideal descrito líneas arriba jamás se alcanzaría en la práctica, debido a que se presentan desviaciones con respecto al comportamiento ideal, esto da un buen índice de los factores que incluyen en la conducta del lecho, las principales desviaciones son las siguientes:

- A.- Como la velocidad es muy cercana a la velocidad mínima de fluidización puede ocurrir una expansión del lecho antes de que se alcance la caída de presión equivalente y con ello se puede formar una inesperada zona de transición entre las dos secciones de la curva (figura 6).

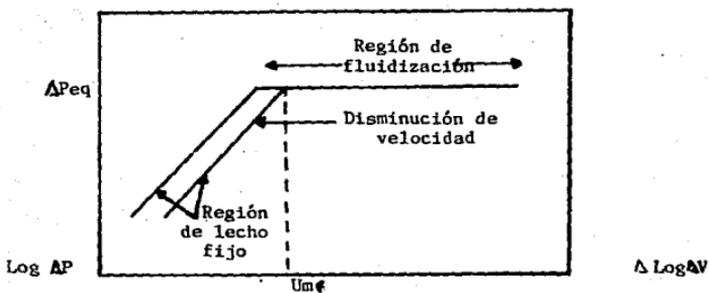


Figura 4 Curva ideal de caída de presión-velocidad en un sistema de fluidización

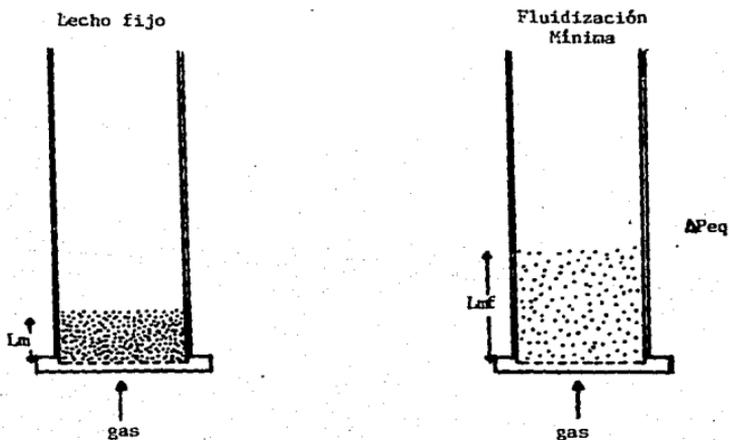
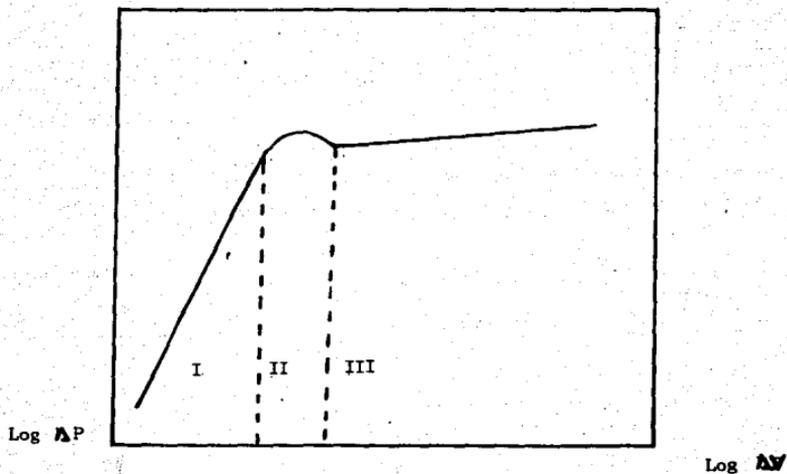


Figura 5. Esquema de un lecho fijo y uno fluidizado en una columna



- I Lecho fijo
- II Lecho de transición
- III Lecho fluidizado

Figura 6 Estados de un lecho fluidizado

- B.- Debido a la tendencia que presentan las partículas a unirse una con otra (sucede más frecuentemente en lechos con partículas de diámetro pequeño  $< 2$  mm), se tiene como resultado que las fuerzas de fricción entre las partículas sea mayor extendiéndose éstas hasta las paredes de la columna (figura 7). Así de esta manera es posible que se presente un exceso en el valor teórico de la caída de presión y la curva podría pasar directamente al punto de máxima caída de presión, exhibiendo así una pequeña "distorción" que es característica del sistema de fluidización real como se muestra en la figura 7.
- C.- La uniformidad en la estructura del lecho trae como consecuencia que el flujo de aire presente ciertas preferencias en áreas particulares, con el resultado de que en un mismo lecho puedan existir regiones de lecho fijo y fluidizado (figura 6).
- D.- La mayor parte de las partículas presentan ciertas irregularidades teniendo como resultado la formación de canales dentro del lecho. Este efecto se puede ver muy bien en la gráfica de caída de presión-flujo de aire (figura 8) en el que se muestra un sistema que presenta canalizaciones. En un lecho con tendencia a la canalización se presenta una reversibilidad entre el estado de fluidización y el lecho fijo. El segmento A-B de la figura 8 representa la relación de caída de presión para un lecho fijo. Cuando el valor del flujo continúa incrementándose la caída de presión puede ir disminuyendo ó aumentando, dependiendo de si la caída de presión mínima en el punto C ha sido alcanzada. Después del punto C casi siempre hay un restablecimiento en la presión, pero en la canalización de lechos el valor de la presión ( $\Delta P_{eq}$ ) nunca se logra com-

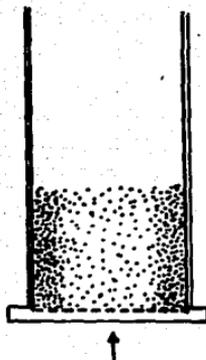
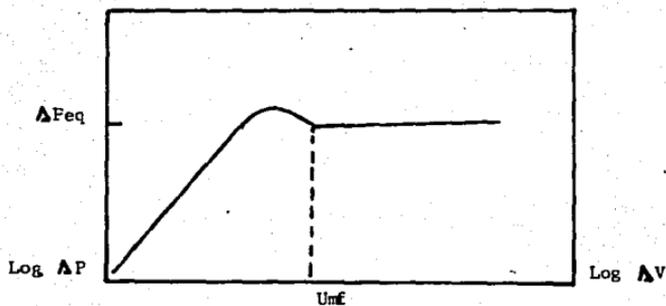
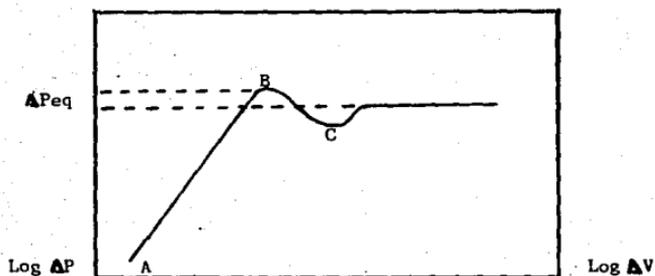


Figura 7. Efecto de entrelazamiento de las partículas en un lecho fluidizado



Curva típica de fluidización con problemas de canalización

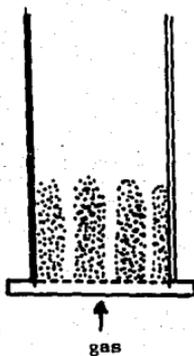


Figura 8. Sistema defluidización con canalización

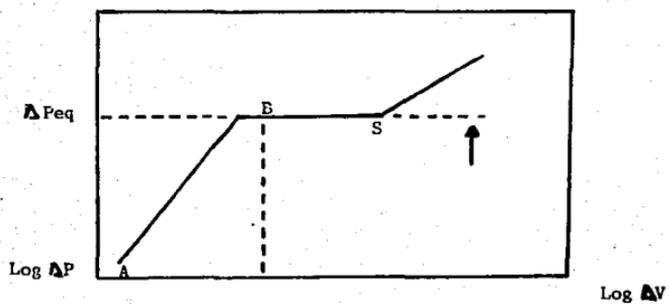
pletamente. La canalización puede estar muy influenciada por el diámetro de la columna de fluidización.

E.- Otra anomalía que se presenta muy frecuentemente en la fluidización es el pistoneo, éste se ve más afectado por el diseño del equipo; entrada, del gas y distribuidor del aire, así como por las características del sólido y fluido (velocidad del gas que debe ser lo suficientemente elevada para mantener los sólidos en movimiento, pero no tan elevada para que se formen canalizaciones o arrastre las partículas más pequeñas).

El pistoneo se describe como la formación de grandes bolsas de aire (debido a la unión de las burbujas) que adquieren el diámetro de la columna como se observa en la figura 9. Las capas de partículas que se encuentran encima de las bolsas de aire se mueven hacia arriba (al seguir pasando el fluido) en forma de pistoneo hasta alcanzar cierta altura para luego desintegrarse.

El diagrama de caída de presión-flujo de aire figura 9, representa el comportamiento de un posible pistoneo, aquí los sólidos pueden alcanzar un comportamiento ideal arriba de la curva B e inmediatamente se considera el punto de fluidización mínima. Sin embargo, la caída de presión aumenta por encima del valor calculado según el peso del lecho. Esta situación está representada el punto S y puede ser definido como el inicio del pistoneo. En una instalación a escala el fenómeno según Stewart (26) es inevitable cuando se reúnen las siguientes condiciones:

- Cuando la relación de la altura del lecho sólido en reposo y el diámetro de la columna es superior a 1.
- O cuando la velocidad aparente o inicial del gas es tal



Curva de fluidización con problemas de pistoneo

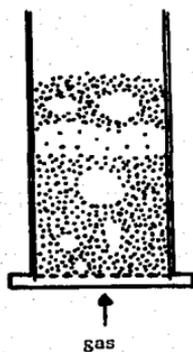


Figura 9. Formación de fenómeno de pistoneo en una columna de fluidización

se presenta con la siguiente relación (26).

$$\frac{V_o - U_{mf}}{0.35 (g D) V_L} > 0.2$$

$U_{mf}$  es la velocidad mínima de fluidización (m/seg<sup>2</sup>)  
D diámetro de la columna (m)  
 $V_o$  velocidad superficial del fluido (m/seg<sup>2</sup>)  
g aceleración de la gravedad

Cada vez que alguno de estos fenómenos se presenta, hay una degradación en la fluidización y evidentemente una influencia notable e importante en los mecanismos de transferencia de movimiento y calor entre el fluido y partícula que en gran medida limitan las aplicaciones tecnológicas de esta técnica en operaciones alimentarias.

Otro fenómeno que se presenta en un lecho fluidizado son las fluctuaciones en la caída de presión y se presentan en la mayor parte de los lechos fluidizados y éstas pueden usarse como un índice en la calidad de la fluidización (25). Las variaciones de las caídas de presión no se encuentran totalmente entendidos y estudiados debido a su complejidad y limitaciones en las técnicas disponibles.

En un estudio realizado por L.T. Fan (25) encontraron que las fluctuaciones en la caída de presión en un lecho se debía a:

- El movimiento de las burbujas que causa oscilaciones en la parte superior del lecho fluidizado. La mayoría de estas fluctuaciones en la parte baja del lecho son causadas por la formación de burbujas grandes en el centro del lecho,

debido principalmente a la coalescencia de las mismas.

- La densidad del lecho presenta un efecto significativo sobre la aptitud de las variaciones, así como el valor del flujo de aire y diseño del distribuidor.
- La amplitud de las fluctuaciones en la caída de presión está relacionada con la densidad del lecho (representada por las partículas y su peso de estas). Por lo tanto cuando se presentan pequeñas y rápidas oscilaciones se considera una buena calidad de fluidización. El fenómeno antes mencionado para casos de escalonamiento conlleva graves problemas en las unidades industriales (17).

### 1.1.3 FLUIDIZACION CON CIRCULACION

En virtud de la amplia problemática que presenta una columna tradicional, diversos investigadores (2,4) han propuesto una variante a esta técnica, denominada fluidización con circulación, misma que en su aplicación provee algunas alternativas de solución a los fenómenos antes señalados.

La base de este principio aparentemente es muy simple considerando que consiste primeramente en la reducción del área de flujo al paso del aire, a la vez que una expansión progresiva para promover los movimientos de las partículas dentro de una columna, así como para disminuir la velocidad del aire ( figura 10 ) y provocan de manera — natural el rompimiento de la formación de bolsas de aire.

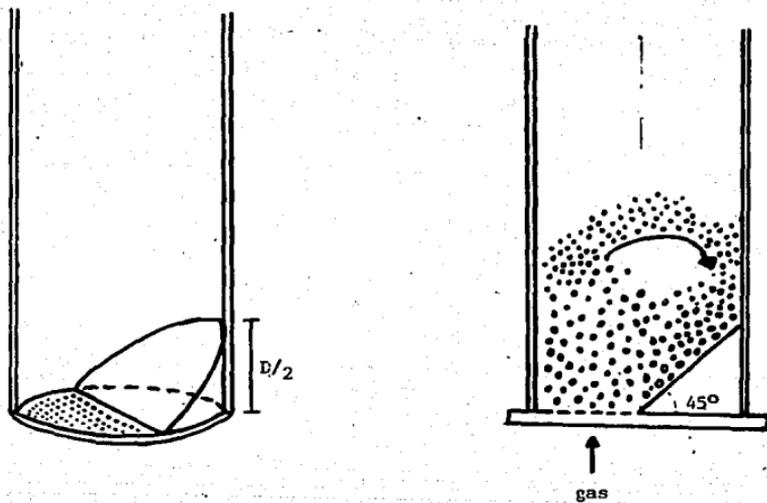


Figura 10. Forma geométrica de la pieza para un sistema con circulación

#### 1.1.4 COMPORTAMIENTO DE UN LECHO CON CIRCULACION.

A continuación vamos a explicar los diferentes comportamientos que presentan las partículas en un sistema con circulación. Así de esta manera la curva de la fig. (11) corresponde a un lecho tradicional de fluidización. La diferencia que presenta un sistema de circulación con uno tradicional es la instalación de un deflector colocado encima del distribuidor, como se puede apreciar en la figura 11.

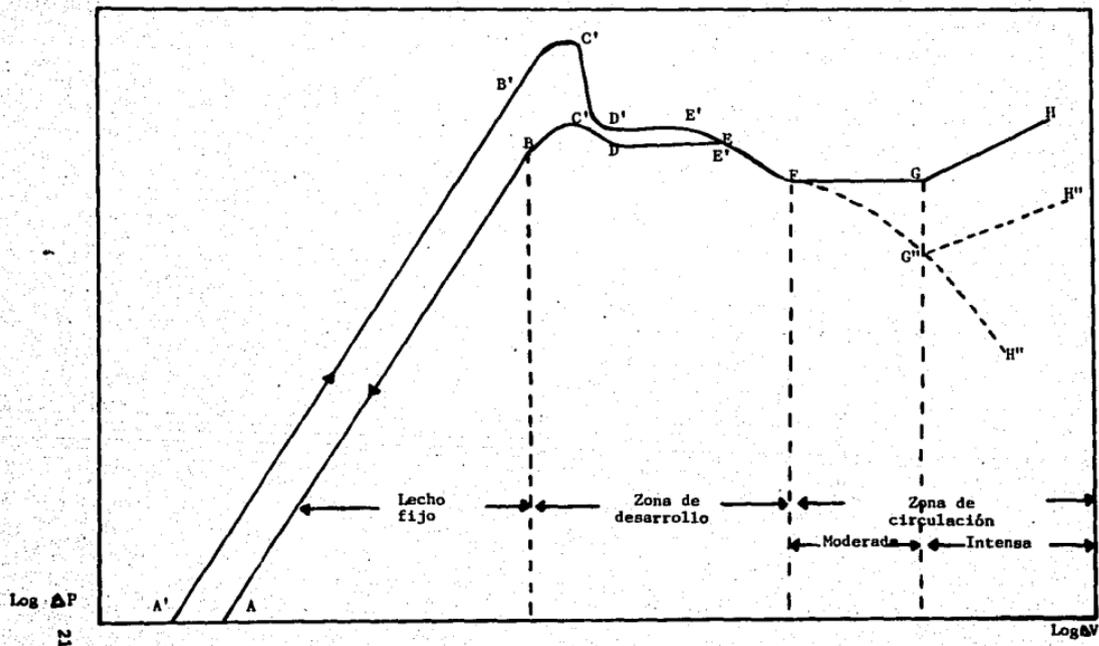
El desarrollo de la circulación de las partículas se efectúa en fases de la manera siguiente:

El segmento A,B y A'B son muy semejantes y los dos representan la región de un lecho fijo es una fluidización convencional (A,B) y con circulación (A'B'). La diferencia que existe entre ambas curvas es que en el sistema con circulación existe una mayor agitación de las partículas en el lecho, alcanzando con ello una disminución de la velocidad mínima de fluidización como se aprecia en la figura 11.

La parte BC ó B'C' hasta el punto máximo de la caída de presión, corresponde de la formación de burbujas de gas que se lleva a cabo encima del distribuidor. El incremento en la caída de presión esta en función del flujo de gas y es más despreciable en la zona anterior (región de lecho fijo) dado que las partículas se levantan en conjunto y con ello aumenta el movimiento en la sección derecha del lecho.

En el punto C ó C' las bolsas del gas estallan en la interfase superior deformando la estructura del lecho a este nivel, a continuación se tiene una disminución en la caída de presión con una eliminación progresiva de cierto número de partículas que vienen a caer en la zona menos irrigada del deflector.

Figura 11. Diagrama de caída de presión a través de un lecho con circulación



La caída de presión más importante se presenta cuando el flujo de gas se incrementa provocando la formación de un fenómeno característico debido al paso preferencial voluntario de las partículas que se forma en la base del lecho. Este punto corresponde a la ruptura de las fuerzas de cohesión interparticulares.

Las zonas D E y D'E' en las cuales la caída de presión es sensiblemente constante, corresponde a un régimen de pulsaciones del gas con un ascenso periódico de las burbujas en forma de pistón extendiéndose hasta el límite de la zona de paso preferencial.

En el punto E y E'' se encuentra el paso preferencial, así como al mismo tiempo se desarrolla la frecuencia en la formación de bolsas de aire. Aquí las partículas del lecho se elevan a cierto nivel y retornan a la parte mejor irrigada. Este fenómeno es acompañado de una disminución en la caída de presión seguido de un incremento de los espacios vacíos en la zona de paso preferencial.

El punto F en la circulación de las partículas presenta una desviación regular en el conjunto del lecho en tanto éste es suspendido por el fluido. Después de este punto, desaparece la cavitación del gas y los espacios vacíos del lecho vuelven a tomar un valor uniforme. Según la masa del producto fluidizado, se pueden presentar dos casos posibles:

CASO 1.- Para pequeñas cantidades de producto la caída de presión disminuye regularmente (en los puntos F,G',H'), presentándose las siguientes situaciones:

- El aumento de los espacios vacíos en el lecho está en función del flujo de alimentación insuficiente de materia sólida (en el caso de alimentación constante) a la base del paso preferencial.

- El reordenamiento de las partículas en la periferia de la columna es un efecto de las fuerzas centrífugas generada por el torbellino. Donde un cierto número de partículas cubren el plano inclinado reduciendo así el golpe de la masa en suspensión.

A un cierto valor del flujo (punto G), las fricciones ejercidas entre las partículas y las paredes de la columna se amplían, éste es un efecto que prácticamente mantiene estacionaria la velocidad de las partículas en función del flujo. El aumento en la caída de presión correspondiente hace que se requiera mayor cantidad de energía para compensar estas fricciones.

CASO 2.- Para cantidades mayores de producto, en una buena circulación se hacen más frecuentes los choques entre las partículas o entre partículas y paredes de la columna. Con el aumento de las fricciones, la cantidad de producto en suspensión disminuye reduciéndose con ello la influencia de las fuerzas centrífugas, los dos efectos antes mencionados equilibran parte de la caída de presión (prácticamente constane) en función del flujo.

Es importante anotar que la velocidad de las partículas tiende a alcanzar un valor máximo. En el punto G existe una altura crítica en la cual las partículas no pueden alcanzar ó cruzar, ésto constituye una acumulación de partículas formando un colchón encima del remolino, aumentando la cantidad de partículas en suspensión teniendo con ello un ligero incremento en la caída de presión, fenómeno que se suma al aporte de energía para vencer todas las fricciones existentes.

### 1.2.1 ECUACIONES PARA EL CALCULO DE $U_{mf}$ .

Contrariamente al problema que nos interesa, que es el estudio hidrodinámico de un lecho fluidizado de partículas gruesas ( $D_p > 2mm$ ). Cierta número de investigadores (9, 14, 22) estudiaron los fenómenos ocurridos en el fluido, gas ó líquido a través de un lecho fijo, despreciando los problemas eventuales debido a los efectos de las paredes. Cuando el diámetro relativo de las partículas esta en relación con el diámetro de la columna que las contiene es del orden de:

$$D_p / D > 1/10$$

La revisión bibliográfica (2) nos revela que varias expresiones son derivadas de diferentes suposiciones correlacionando varios datos experimentales con otros obtenidos anteriormente. Estas correlaciones difieren en muchos aspectos; algunas solamente se usan para valores bajos en la velocidad del fluido, otras son aplicadas solamente para valores elevados, dependiendo de la relevancia de fuerzas de fricción. Aunque la mayoría de los investigadores en lo general consideran los siguientes factores: velocidad del fluido, viscosidad y densidad del fluido, tamaño forma y superficie de las partículas.

Tomando en cuenta lo anteriormente expuesto, a continuación se presentan en orden cronológico una serie de correlaciones obtenidas y aplicadas por los investigadores para la evaluación de la caída de presión en un lecho fijo, y en los que destacan: Los supuestos del medio teórico (14), los semiteóricos (22) y el análisis dimensional (9).

Una de las primeras ecuaciones que se empleó para determinar la

caída de presión a través de un lecho fijo, fué propuesta en 1900 por Reynolds (35):

$$\frac{\Delta P}{L} = A v + B \rho_f v^2$$

Donde:

- $\Delta P$  = caída de presión a lo largo del lecho (kg/m ).  
 $\rho$  = densidad del fluido (kg/m ).  
 $v$  = velocidad lineal del fluido (m/seg).  
 $A$  y  $B$  = factores que estan en función del sistema (-).

Esta ecuación solo considera la resistencia ofrecida al movimiento del fluido en un lecho debido a la fricción de las partículas con las paredes del lecho.

No fué sino hasta 1922 en donde BLAKE (9) realizó investigaciones sobre la fluidización, basandose en los estudios hechos por Reynolds, en donde propuso una serie de grupos adimensionales en los cuales se encuentran factores que afectan la caída de presión como; el diámetro de la partícula, espacios vacios, así como las propiedades del fluido. Generando las correlaciones de:

$$\frac{\Delta P \rho_f \xi}{\rho v^2} \quad \frac{D_p}{L} \quad \frac{\xi^3}{1-\xi} \quad \frac{D_p \rho_f v}{\mu(1-\xi)}$$

Donde:

- $D_p$  = diámetro de la partícula. (m).  
 $\xi$  = espacios vacios en el lecho fijo. (-)  
 $\rho$  = densidad del fluido. (kg/m<sup>3</sup>)  
 $\mu$  = viscosidad del fluido. (kg/m seg)  
 $L$  = longitud del lecho. (m)

$$\frac{D_p \rho v}{\mu} = \text{número de Reynolds.}$$

$$\frac{\Delta P g_c}{\rho v^2} = \text{factor de fricción.}$$

En estos grupos se puede ver que el primero se reconoce como una modificación del factor de fricción y el segundo del número de Reynolds. Posteriormente Carman (15) en 1937 noto que los valores bajos de fluido obtenidos por el método propuesto por Blake conducía a la ecuación sugerida por Koseny y por ello empleo el siguiente factor;  $(1 - \epsilon)^2 / \epsilon^3$  en que se incluye el término de espacios vacíos, el cual es introducido en la relación de Koseny:

$$\frac{\Delta P g_c}{L} = \frac{R_1 (1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{\mu v}{D_p^2}$$

En esta relación su uso se limita a flujo laminar, por lo que se hizo necesario otra ecuación para flujo turbulento y esta es propuesta por Burke y Plumimer (14).

$$\frac{\Delta P g_c}{L} = \frac{R_2 (1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{\rho v}{D_p^2}$$

$R_1$  y  $R_2$  factores de corrección para flujo laminar y turbulento.

Tomando estos factores en cuenta Koseny-Carman proponen la siguiente relación para calcular la caída de presión en un lecho estacionario.

$$\frac{\Delta P g_c D_p^2 \epsilon^3}{L v_0 \mu (1 - \epsilon)^2} = 150$$

Donde:

- $V_0$  = velocidad superficial del fluido. (m/seg<sup>2</sup>)  
 $D_p$  = diámetro de la partícula. (m)  
 $L$  = longitud de una partícula cilíndrica. (m)  
 $\mu$  = viscosidad absoluta. (kg/m seg<sup>3</sup>)  
 $S_c$  = factor de conversión de la ley de Newton. (9.8067 m/kg/kg seg<sup>2</sup>)

Al igual que en las expresiones anteriores la limitante principal es que su exactitud en el cálculo de la caída de presión disminuye cuando se está en régimen turbulento ya que no toma en cuenta las fuerzas de inercia de las partículas en el lecho, así como la densidad de sólido y fluido respectivamente. Esta relación es muy importante para una fluidización continua.

Otra ecuación fué propuesta por Van Heerden (19) para calcular la caída de presión en un lecho fijo, ésta es:

$$-\Delta P = (1 - \epsilon) (\rho_s - \rho_f) L g$$

Donde:

- $\Delta P$  = caída de presión a través del lecho fijo. (kg/m<sup>2</sup>)  
 $\epsilon$  = espacios vacios en el lecho. (-)  
 $\rho$  = densidad del sólido y fluido respectivamente. (kg/m<sup>3</sup>)  
 $L$  = altura del lecho. (m)  
 $g$  = aceleración debida a la gravedad. (m/seg<sup>2</sup>)

Sobre esta fórmula Van Heerden sugiere que el término de espacios vacios debería ser eliminado, puesto que el valor máximo de los espacios vacios ( $\epsilon$ ) y el de la constane de la aceleración, son funciones particulares según la forma de la partícula. Las limita-

ciones de ecuación es que no incluye a otros parámetros importantes como lo son; diámetro de la partícula viscosidad y velocidad del fluido. Así que esta fórmula solo nos puede dar un valor teórico de la caída de presión en un lecho fijo.

Como se puede observar todas las ecuaciones anteriores van siendo el complemento una de la otra, pero ninguna cubre los aspectos más importantes del fenómeno de fluidización. Por todo ello cada vez se hacía más necesario emplear una ecuación que describiera la caída de presión a través de un lecho sin importar que tipo de fluido se empleará, ya que en la expresión se encontrarían las propiedades del fluido que afectan el comportamiento del lecho.

Así fué como Ergun (22) propuso una correlación basada sobre la teoría de Reynolds en la resistencia del fluido y de los métodos propuestos por Koseny y Carman (15) es la siguiente:

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{\nu_f V_o}{D_p^2} + 175 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \cdot \frac{\rho_f V_o^2}{D_p}$$

ó bien en su forma adimensional.

$$\lambda = \frac{\Delta P}{\frac{\rho_f V_o^2}{2} \frac{L}{D_p}} = \frac{300(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \cdot \frac{1}{Re_p} + 3.5 \frac{1-\epsilon}{\epsilon}$$

Donde:

- $\Delta P$  = caída de presión a través del lecho de partículas sólidas. (kg/m<sup>2</sup>)
- $L$  = altura del lecho. (m)
- $\epsilon$  = espacios vacíos (-)
- $V_o$  = velocidad superficial del fluido (m/seg<sup>2</sup>)

- $\rho$  = densidad del fluido. (kg/m<sup>3</sup>)  
 $D_p$  = diámetro de la partícula. (m)  
 $Re_p$  = número de Reynolds relacionado con la partícula. (-)  
 $\lambda$  = coeficiente de fricción. (-)

La ventaja que presenta la anterior expresión sobre otras es su forma más generalizada para cualquier tipo de partícula y fluido, así como de otros factores que afectan a la fluidización ya mencionados.

Cabe señalar que todas estas correlaciones han sido sometidas posteriormente a la verificación experimental por parte de los investigadores (2,4,5,7,47), sin que éstas sean adecuadamente clasificadas por ellos mismos.

Otro de los aspectos importantes para un estudio sobre fluidización es el cálculo de la velocidad mínima de fluidización, es por ello que a través de los años han sido propuestas varias expresiones para su determinación. Algunas de estas investigaciones se basan en la medición de la caída de presión a través del lecho fijo y en la relación que ésta presenta con la velocidad del fluido al cruzar el lecho.

Una de las primeras ecuaciones desarrolladas para calcular la velocidad mínima de fluidización (27) es:

$$U_{mf} = 0.005 D_p^2 (\rho_s - \rho_f) \frac{\epsilon_{mf}^3}{(1 - \epsilon_{mf}) \psi^2}$$

Donde:

- $D_p$  = diámetro de la partícula. (m)  
 $\rho$  = densidad del sólido y fluido. (kg/m<sup>3</sup>)

- $\mu$  = viscosidad del fluido. (kg/m seg<sup>2</sup>)  
 $\psi$  = factor de forma de la partícula. (-)  
 $\epsilon$  = espacios vacios en el punto de fluidización mínima (-)

Sobre esta expresión Leva, Shirai y Wen (27) señalaron que los grupos adimensionales como el de los espacios vacios en el punto mínimo de fluidización y la forma de la partícula son una función del diámetro medio de las partículas. Por tal motivo el inconveniente de la ecuación anterior es que el valor de los espacios vacios y la forma de la partícula usualmente es difícil evaluarla.

Debido a las limitaciones anteriormente expuestas Leva, Shirai y Wen desarrollaron una nueva relación omitiendo estos términos y correlacionaron varios datos experimentales para obtener la siguiente ecuación que permitiera calcular la velocidad mínima de fluidización:

$$U_{mf} = \frac{K D_p^A (\rho_s - \rho_f)^B \rho_f^C}{\mu^D}$$

Donde:

K, A, B, C y D son constantes adimensionales.

En esta ecuación las constantes van a ir variando según el fluido que se esté manejando, así como de las condiciones de fluidización. Después del desarrollo de las constantes llegaron a la siguiente expresión para el cálculo de la velocidad mínima de fluidización.

$$U_{mf} = 4.45 \times 10^5 \frac{D_p^2 (\rho_s - \rho_f) \rho_f}{\mu}$$

El inconveniente de esta ecuación es que su uso solo se restringe para partículas pequeñas y que el valor de la constante depende del fluido, por lo que el grado de confiabilidad que presenta es muy baja.

Posteriormente Koseny-Carman (19) proponen la siguiente expresión para predecir la velocidad mínima de fluidización a través de un lecho fijo:

$$U_{mf} = 0.0089 \frac{D_p^2 (\rho_s - \rho_f) g}{\mu}$$

Aquí se considera el valor de los espacios vacíos en el lecho igual a 0.4, esta ecuación es confiable para el cálculo de la velocidad mínima de fluidización pero para partículas finas y lechos poco profundos.

Con todo lo anteriormente expuesto aún son pocos los trabajos que presentan fundamentos teóricos para predecir la velocidad mínima de fluidización en partículas gruesas. Algunas correlaciones han sido propuestas para tal caso, como la de Ergun (23), la cual en su forma adimensional introduce el concepto de factor de forma;

$$(1 - \epsilon_{mf})(\rho_s - \rho_f) g = 150 \frac{(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\mu U_{mf}}{(\psi D_p)^2} + 1.75 \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}} \frac{\rho_f U_{mf}^2}{\psi D_p}$$

en su forma adimensional.

$$\frac{1.75}{\psi \epsilon_{mf}^3} \text{Re}_{mf}^2 + \frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\psi \epsilon_{mf}} \text{Re}_{mf} = \text{Ga}$$

Donde:

$\text{Re}_{mf} = \frac{\rho_f U_{mf} D_p}{\mu_f}$  - número de Reynolds relacionado a la partícula y al mínimo de fluidización.

$\text{Ga} = \frac{D_p^3 \rho_f (\rho_s - \rho_f) g}{\mu_f}$  - número de Galileo relacionado al régimen en que se encuentra el fluido de acuerdo a las propiedades del mismo.

Para cuando se presenta un régimen netamente turbulento (como en las partículas gruesas).

$$Ga = \frac{1.75}{\psi \xi m_f^3} \cdot Re_{pmf}^2$$

O bien en su forma condensada la fórmula es la siguiente.

$$Um_f = \frac{0.0059 \rho_p^2 (\rho_s - \rho_f) g}{\mu}$$

Más recientemente en 1975 Broadhurst y Becker (13) proponen una correlación un poco diferente, que en su forma adimensional es:

$$\frac{Ga}{Re_{pmf}^2} = 2.42 \times 10^5 \left( \frac{1}{Ga} \right)^{0.85} \left( \frac{\rho_p}{\rho_f} \right)^{0.13} + 37.7$$

Esta ecuación también tiene una aplicación muy general, por lo que para régimen netamente turbulento es:

$$Ga = 37.7 Re_{pmf}^2$$

Por último Bena y sus colaboradores (7,8) proponen unas modificaciones a estas dos ecuaciones, quedando ambas de la manera siguiente:

$$Re_{pmf} = \frac{0.00138 Ga}{(Ga + 19)^{0.11}}$$

$$\text{PARA } Ga \leq 1.06 \times 10^5 \quad Re_{pmf} \leq 41$$

$$Re_{pmf} = 0.03865 Ga^{0.602}$$

$$\text{PARA } 1.06 \times 10^5 < G a < 2.13 \times 10^8$$

$$41 < \text{Re}_{pmf} < 4 \times 10^3$$

Las ventajas que presentan estas correlaciones es su uso más general para el cálculo de la velocidad mínima de fluidización, ya que lo mismo se puede emplear para partículas finas como gruesas, aunque para ello es necesario conocer el régimen en que se encuentra la fluidización (láminar o turbulento). Las correlaciones de Beker, (6), Broadhurst (13) y Bena (7) pierden cierta precisión y aplicabilidad cuando los valores no se encuentran dentro de los límites arriba señalados. Además casi no se emplean para el diseño de sistemas de fluidización de partículas gruesas, para este propósito la que es más aconsejable es la de Ergun ya que no hay que olvidar que las dos anteriores ecuaciones se basan en la de Ergun.

#### 1.2.2 TRANSFERENCIA DE CALOR EN UN LECHO FLUIDIZADO.

Una de las principales características del lecho fluidizado es la uniformidad de la temperatura que se tiene en el lecho, debido a una efectiva conductividad térmica que se alcanza durante la fluidización de las partículas.

—Este mecanismo de transferencia de calor se encuentra estudiado desde 1934 por Colburn (19), en donde relaciona la distribución radial de la temperatura en el lecho y la correlación con el coeficiente de transferencia de calor en las paredes de la columna.

Para mantener una buena conducción de temperatura, se necesita remo-

ver una cantidad definida de calor por el contacto apropiado con la superficie del sólido y el fluido. El coeficiente de transferencia de calor entre el lecho y las partículas está definido por:

$$Q = A_w h_w \Delta T$$

Donde:

$Q$	= flujo de calor.	(cal/hr)
$A_w$	= área de intercambio de calor.	(m <sup>2</sup> )
$h_w$	= coeficiente de transferencia de calor.	(kcal/hr m °C)
$\Delta T$	= diferencia media de temperatura entre el lecho fluidizado y las partículas.	(°C).

El coeficiente de transferencia de calor en un lecho fluidizado con gas, presenta una compleja relación entre el gas y el sólido. Algunos factores bien podrían afectar la correlación generalizada y su desarrollo de la misma, excluyendo algunos efectos de la radiación. Las variables que pueden ser consideradas en un proceso por convección son:

- Propiedades del gas; densidad del gas ( $\rho_g$ )  
viscosidad del gas ( $\mu_g$ )  
color específico (Cpg)  
conductividad térmica (Rg)
- Propiedades del sólido; diámetro de la partícula (Dp)  
densidad ( $\rho_s$ ), esfericidad ( $\psi$ ), calor específico (Cps)  
Conductividad térmica (Rs)
- Condiciones de fluidización mínima; velocidad mínima de fluidización ( $U_{mf}$ ), espacios vacíos en el punto de fluidización mínima. ( $\epsilon_{mf}$ ).

- Condiciones de flujo; velocidad superficial del aire ( $V_0$ ).

El efecto de la velocidad del gas en el coeficiente de transferencia de calor ( $h$ ) se muestra en la figura 12, donde se ve una elevación brusca del coeficiente al inicio de la fluidización alcanzando un valor máximo rápidamente, para después disminuir su valor constantemente conforme se incrementa la velocidad del gas.

La elevación rápida del coeficiente ( $h$ ) se explica por el incremento de los sólidos en circulación, y la disminución del valor se atribuye a una baja concentración de sólidos debido a una elevada velocidad del gas al cruzar por el lecho.

Así mismo en la figura 12 se muestra el comportamiento general de este fenómeno sugiriendo que el valor de la relación  $V_0/V_{mf}$  juega un papel muy importante en las correlaciones; por lo tanto la mayoría de los investigadores experimentan solamente con muestras pequeñas en un rango de velocidades, omitiendo este factor en sus correlaciones. Tales consideraciones sobre este punto presenta más limitaciones a las correlaciones reportadas, y estas se pueden emplear para el diseño y planeación de las condiciones de operación como una aproximación de las obtenidas mediante una experimentación.

Uno de los primeros modelos fué propuesto por Mickley y Fairbanks (31) quienes trataban de describir el mecanismo de transferencia de calor en un lecho fluidizado. Como primer paso para el desarrollo de éste es necesario hacer notar el tipo de contacto de la fuente de calor del sistema fluidizado con el lecho, en sus diferentes formas como: sólido-sólido, gas-sólido y fuente de calor-gas.

Lo complicado de este modelo son los movimientos irregulares de los sólidos en el gas que impiden constantemente el contacto individual de las partículas lo cual propicia que se lleven a cabo los mecanismos de transferencia de calor por conducción y convección

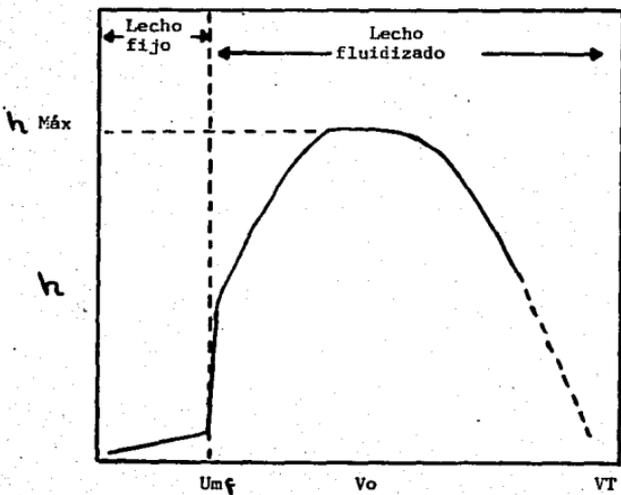


Figura 12. Influencia de la velocidad del gas sobre el coeficiente de transferencia de calor en un sistema de fluidización

desde la fuente de calor al núcleo del lecho.

Considerando estos movimientos de las partículas en la fase densa del lecho fluidizado se puede tener varios contactos con partículas cercanas al mismo tiempo, por lo tanto es la creación del modelo en el cual pequeños grupos de partículas son imaginados en un movimiento como unidades individuales a través del lecho, cuando la fase densa es removida tal grupo de partículas podría llamarse "paquete". Tales paquetes no son permanentes, pero pueden ser considerados así por algún tiempo.

En la figura 13 se representa un paquete como parte de un lecho fluidizado con una temperatura del lecho  $T_0$ . En este esquema se supone un movimiento del paquete de partículas en la fase densa del lecho, haciendo contacto con la superficie del lecho con una temperatura  $T$ . Presentándose una transferencia de calor inestable hacia el paquete de partículas cuando se lleva a cabo el contacto, considerando para propósitos analíticos que el paquete es homogéneo, en donde existe un contacto por un tiempo  $J$  con un flujo de calor por difusión hacia el paquete de:

$$Q_m = \frac{A_m}{\sqrt{\pi}} \sqrt{K_m \rho_m C J^{1/2}} (T_1 - T_0)$$

Donde:

- $Q_m$  = flujo de calor instantáneo hacia el paquete (cal/hr)
- $A_m$  = área de contacto entre el paquete con la superficie. ( $m^2$ )
- $K_m$  = conductividad térmica del paquete. (cal/hr m °C)
- $\rho_m$  = densidad del paquete. ( $kg/m^3$ )
- $C$  = capacidad calorífica del paquete. (cal/kg °C)

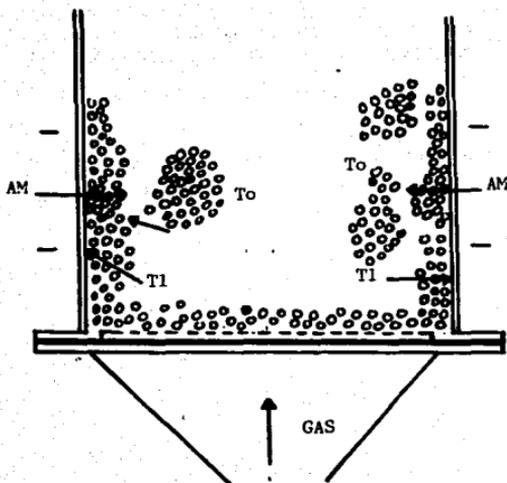


Figura 13. Transferencia de calor de una superficie de calor a un paquete de partículas en el modelo de Mickley y Fairbanks

Por lo anteriormente expuesto el coeficiente de transferencia de calor debería estar relacionado con el movimiento de partículas dentro del lecho (41), así como de las propiedades de operación del sistema. Después de relacionar ciertos términos y ecuaciones Mickley y Fairbanks llegaron a la siguiente expresión para calcular el coeficiente de transferencia de calor:

$$h = \sqrt{K_m \rho_m C S}$$

Donde S es el factor de movimiento del paquete de partículas en el lecho, este factor puede ser afectado por el tipo, tamaño y posición de la fuente de calor, además es necesario conocer el movimiento en el lecho, así como la proximidad con la superficie para relacionar analíticamente con los parámetros que determinan el movimiento del lecho las variables son; diámetro de la partícula, densidad, viscosidad y velocidad del gas, densidad del lecho, etc.

En el desarrollo de la teoría por "paquete" para la transferencia de calor en un lecho fluidizado Mickley y Fairbanks consideraron el contacto del paquete por un tiempo corto según las fluctuaciones de temperatura a las que está expuesta la superficie de intercambio de calor con una pequeña capacidad térmica.

La limitante de este modelo es su uso en las condiciones prácticas que aplican, como diámetro de las partículas, propiedades del fluido, etc y que sólo presenta cierta validez para periodos cortos de residencia de los paquetes con la superficie de calor.

Después de este modelo se presentaron otros hechos por Coulson (19), Boterill (11). Sólo que estos toman en cuenta los factores o condiciones diferentes a éste y todos llegaron a la conclusión de que el coeficiente de transferencia de calor va a depender de las condi-

ciones de fluidización y otros factores.

Todas estas investigaciones estaban relacionadas con partículas inertes (plástico, madera, acero, etc) y con los de la industria petroquímica. Por lo tanto, es muy poca la información que se tiene sobre los coeficientes de transferencia de calor en un lecho fluidizado con alimentos.

Sobre esta información no es sino hasta 1977 y 1980 donde Vázquez y Calvelo (43) cuando empiezan a aparecer trabajos para la determinación del coeficiente de transferencia de calor en un sistema gas-partícula, en donde aún existen discrepancias entre los investigadores sobre lechos poco profundos y tamaños grandes de partículas en alimentos, así como en sistemas de fluidización con circulación.

Ya en 1980 Vázquez y Calvelo (43) experimentan con alimentos (chicharos y papas a la francesa) de partículas gruesas para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor en un lecho fluidizado tradicional, basados en las correlaciones de Richardson y Zaki en 1954 (36); Beranek 1960 (10). Obteniendo ellos una correlación para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor en un lecho fluidizado y es la siguiente:

$$h = \frac{Q_o C_p D_p}{6(1 - \epsilon_{mf}) L_{mf}} \ln \left( \frac{T_s - T_1}{T_s - T_2} \right)$$

Donde:

- $h$  = coeficiente de transferencia. (K cal / Hr m<sup>2</sup> °C)
- $Q_o$  = flujo másico de aire. (Kg/m<sup>2</sup> seg)
- $C_p$  = calor específico del aire. (cal/kg °C)
- $D_p$  = diámetro efectivo de la partícula. (m)
- $\epsilon$  = espacios vacíos en la fluidización mínima (-)
- $L_{mf}$  = altura del lecho en el punto de fluidización mínima. (m)

$T_s$  = temperatura superficial de las partículas  
(es supuestamente igual a la temperatura-  
de bulbo seco del aire). (°C)

$T_1, T_2$  = temperatura de bulbo húmedo del aire den-  
tro y fuera del lecho respectivamente. (°C)

Ellos encontraron que para partículas que no presentan una forma esférica, las condiciones de fluidización cambian y el comportamiento es diferente y detectado según el coeficiente de transferencia de calor en el nuevo punto. Por lo que el efecto de la forma de la partícula sobre la fluidización realizada por Richardson y Zaki (36), en donde toman en cuenta un diámetro efectivo para considerar la influencia del tamaño y forma, además de algunos aspectos de la -- dinámica del fluido.

Algunas de las aplicaciones de estos estudios son el pre-enfriamiento y congelación de chicharos en los cuales Vázquez y Calvelo (43) encontraron que para tener una efectiva transferencia de calor en el lecho se debe presentar una buena circulación de las partículas durante la fluidización ya que esto permite un mejor intercambio de temperatura entre las partículas y el medio fluidizante.

Como podemos observar en estas ecuaciones para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor en un lecho fluidizado están basadas en el principio de transferencia de calor en estado estable. Estas ecuaciones difieren principalmente en las consideraciones que hacen hacia el comportamiento de la fluidización, por ejemplo; la ecuación de Mickley y Fairbanks sólo consideran las propiedades del lecho (sólido) para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor, así como de los movimientos que se presentan durante la fluidización y que hacen que el coeficiente cambie su valor. También esta ecuación sólo es válida para lechos poco profundos y partículas inertes.

Así la ecuación de Vázquez y Calvelo ya consideran las propiedades del fluido y el comportamiento del lecho debido a que ambos influyen

en el valor del coeficiente, que son factores muy importantes para el diseño de sistemas de fluidización con alimentos y éstos a su vez nos llevan al valor del coeficiente de transferencia de calor durante la fluidización. La desventaja de esta ecuación y de las anteriormente propuestas (10, 19, 36) es que no se pueden tomar para lechos tradicionales y con circulación, así para el estudio de Barrexes (3) la ecuación cambiaría en su estructura, ya que la expresión propuesta por Vázquez y Calvelo es para un lecho tradicional y en el estudio de un lecho con circulación se deben tomar en cuenta otros factores. Aunque se podría considerar como base para el diseño del equipo y las condiciones a manejar durante éste.

En el lecho fluidizado con circulación cambian las condiciones de experimentación pero se toman en cuenta las ecuaciones antes mencionadas para el cálculo y diseño del sistema, así de esta forma Barrex (3) propone el uso del sistema de fluidización con circulación en operaciones unitarias para alimentos como; preenfriamiento, secado, tostado y escaldado, todo ello aprovechando las ventajas que presenta el sistema de fluidización en la transferencia de calor.

## CAPITULO II

### METODOLOGIA EXPERIMENTAL.

El desarrollo de la investigación se realizó en dos etapas, con la finalidad de llevar a cabo una comparación de los métodos de fluidización a experimentar (tradicional y con circulación). Como se puede apreciar en el siguiente cuadro metodológico 1.

En ambos casos se trabajó variando los diámetros de las partículas de plástico en un intervalo de 2, 6 y 8 mm y un producto alimenticio (chicharo) que presentó un diámetro de 8.2 mm. Así también se alternó la masa del producto a fluidizar en una amplitud de 50, 100 y 150 gramos.

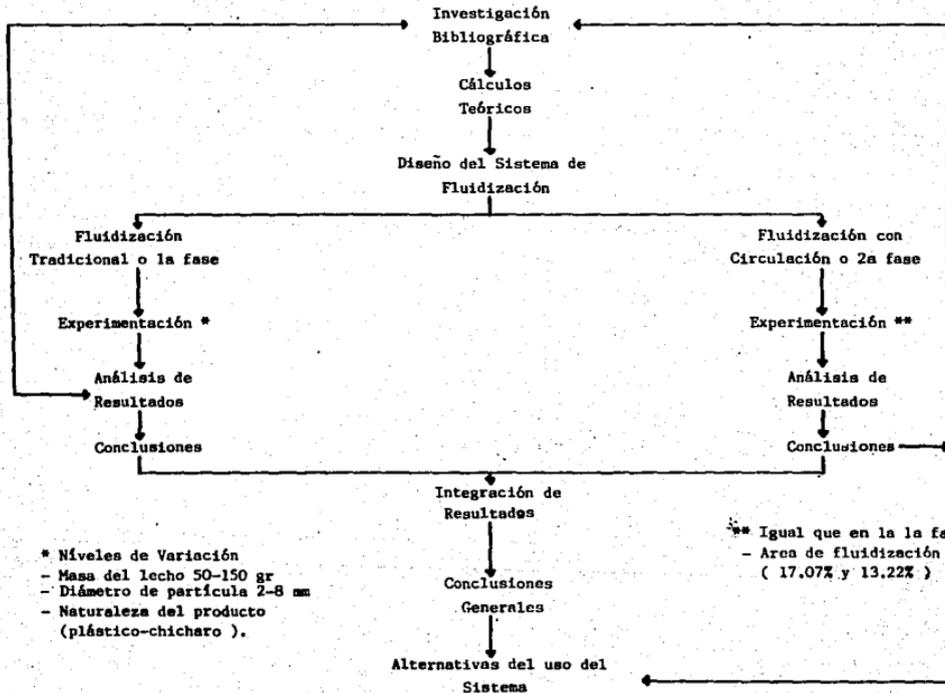
#### 2.1 FLUIDIZACION TRADICIONAL.

Con la fluidización tradicional se determinó de una forma particular la velocidad mínima de fluidización así como las condiciones que se presentan en el desarrollo de la misma. Para algunos autores; Becker (5) Rolling D (37); Ergun (20), la determinación de la velocidad mínima de fluidización es confusa o en algunos casos no fundamental.

Ya en la práctica, se puede tener una gran región de transición y por ello la velocidad de fluidización podría carecer de algún significado absoluto, resultando con ello una indeterminación de la velocidad mínima de fluidización. Por lo cual usamos los siguientes parámetros para determinar la velocidad:

- Medición de la altura del lecho durante la fluidización.

CUADRO METODOLOGICO.



- Medición de la caída de presión.

Es por ello que para la determinación de la velocidad mínima de fluidización sobreestimamos la caída de presión global a través del distribuidor, alcanzando éste cierto valor. Por lo que para propósitos prácticos la velocidad mínima de fluidización se evaluó en la intersección de las líneas de caída de presión y velocidad del fluido para las regiones de lecho fijo y fluidizado.

Una vez establecido lo anterior se procedió a elegir los parámetros que nos proporcionaron mayor información sobre el comportamiento de un lecho fluidizado tradicional. Estas mediciones fueron las siguientes:

- Altura del lecho expandido relacionado con el mínimo de fluidización,  $L_{mf}$  (m)
- Espacios vacíos del lecho en el mínimo de fluidización,  $\epsilon_{mf}$  (-)
- Velocidad mínima de fluidización,  $U_{mf}$  (m/seg).
- Flujo mínimo de fluidización,  $Q_{mf}$  (m<sup>3</sup>/Hr)
- Caída de presión a través del lecho fluidizado comparado con el valor teórico (peso por unidad de la sección recta de la columna  $\Delta P$  (kg/m<sup>2</sup>).

Para esta primera fase del estudio se empleó el sistema tradicional (figura 14) el cual presenta un distribuidor con una área libre del 22.06% al paso del flujo del gas, colocado en la base de la

- 1.- Compresor
- 2.- Válvulas de compuerta
- 3.- Sistema de bridas
- 4.- Venturi
- 5.- Distribuidor de flujo
- 6.- Columna de fluidización
- 7.- Medidores de presión

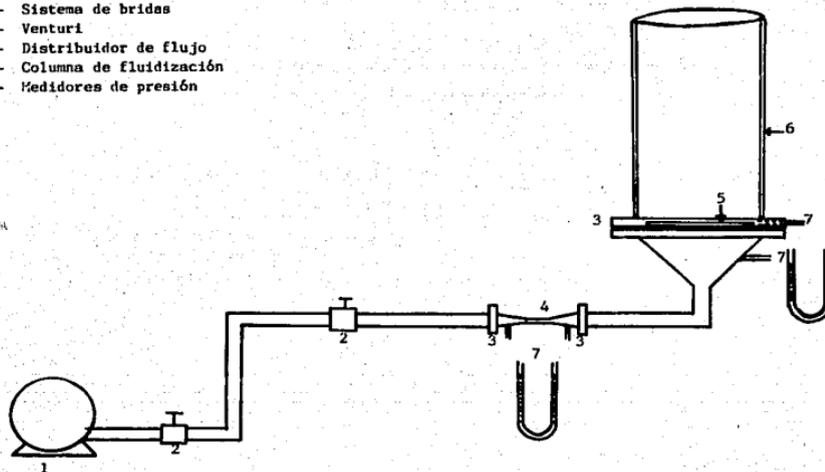


Figura 14. Esquema de un sistema de fluidización tradicional

columna de fluidización. Este es con el fin de intentar una buena calidad en la distribución del aire en el sistema.

Al finalizar esta etapa experimental se hizo un análisis cuantitativo de los resultados a inferir sobre éstos, para posteriormente comparar los con los de la segunda etapa.

## 2.2. FLUIDIZACION CON CIRCULACION.

En esta segunda parte del estudio, la fluidización con circulación se efectuó con el fin de mejorar las condiciones de la técnica, mediante un dispositivo en forma de una colocado encima del distribuidor formando un ángulo de  $45^{\circ}$  con la pared de la columna, como se muestra en las figuras 10 y 15.

Con este mecanismo se tiene una disminución del área libre al paso del aire, en nuestros ensayos se hicieron dos reducciones al área. Una de 17.07% y otra de 13.02% (figura 15) respectivamente, esto es con el objetivo de cotejar ambos resultados y seleccionar el mejor para el sistema con circulación, en base a los siguientes puntos:

Los parámetros a medir en esta fase fueron los mismos a los de primera experimentación; debido a que ello nos permite hacer una contrastación de los métodos de fluidización. Las mediciones que se realizaron son:

- Altura de lecho relacionado con el mínimo de fluidización  $L_{mf}$  (m)
- Espacios vacíos,  $\xi$  (-).
- Velocidad máxima del lecho fijo,  $*UMF$  (m/seg)
- Caída de presión a través del lecho,  $\Delta P$  (kg/m<sup>2</sup>)
- Flujo máximo de fluidización,  $Q_{MF}$  (m<sup>3</sup>/Hr)

- 1.- Compresor.
- 2.- Válvulas de Compuerta.
- 3.- Sistema de Bridas.
- 4.- Venturi.
- 5.- Distribuidor de Flujo.
- 6.- Columna de Fluidización.
- 7.- Medidores de Presión.
- 8.- Deflector para Circulación.

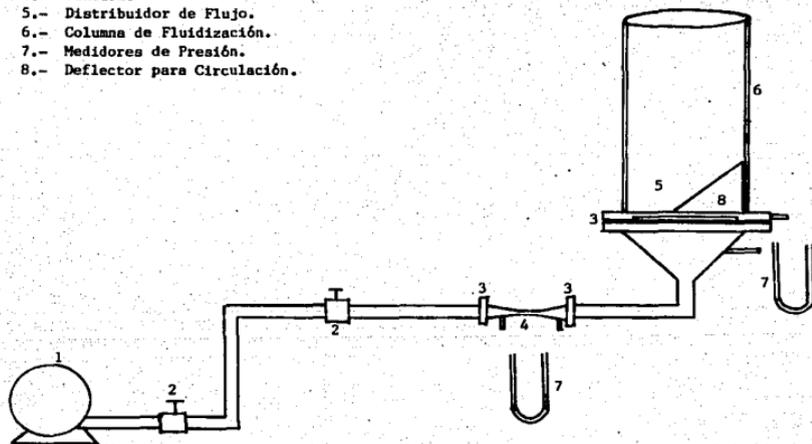


Figura 15 Esquema de un sistema de fluidización con circulación.

### 2.3 TECNICAS DE CONTROL DE LA FLUIDIZACION.

Las técnicas fueron orientadas a las propiedades físicas características de las partículas sólidas, que fueron determinadas de la manera siguiente:

- Densidad; está fué determinada con un picnómetro.
- Tamaño de la partícula; se tomó un lote de 100 partículas que representó un 70% de la masa máxima del lecho a fluidizar.
- Forma de la partícula; existen formas en las partículas que son muy complejas y difíciles para determinar su dimensión, se aplica el factor de forma ( $\Psi$ ): Sin embargo un sólo parámetro es insuficiente para caracterizar una forma geométrica según las tres direcciones en el espacio.

El factor de forma esta expresado en una relación entre la superficie de la esfera de volumen equivalente,  $S_e$ , y la superficie efectiva de la partícula  $S$ :

$$\Psi = \frac{S_e}{S}$$

Una esfera sólida presenta un volumen y una superficie externa mínima en donde el factor de forma ( $\Psi$ ) es siempre inferior o igual a la unidad. Estos tamaños son bien determinados por el método de cálculo directo, es decir por el método propuesto por Ergun (20).

Para continuar con el estudio hidrodinámico de partículas gruesas se analizó más particularmente:

- La influencia de la naturaleza de los productos, como lo son las partículas de plástico y chicharos (8.2 mm), a través de modificaciones en sus densidades.

- El efecto del diámetro de las partículas en una variación de diámetros comprendidos entre 2, 6 y 8 mm.
- El efecto de la altura del lecho, para una columna con una dimensión dada, así como de la masa del producto a fluidizar (50, 100 y 150 gra).

Nuestros experimentos se realizaron con dos tipos de productos diferentes.

- 1.- Partículas de plástico con diferentes calibres de 2, 6 y 8 mm de diámetro, con características conocidas Tabla 1

El producto alimenticio usado, en este caso el chicharo, con un diámetro de 8.2mm densidad  $1071 \text{ kg/m}^3$ , (Tabla 2).

Para calcular la velocidad mínima de fluidización de estos productos, se utilizaron las propiedades físicas del agente fluidizante, en este caso aire ( $\rho = 1.226 \text{ kg/m}^3$ ,  $\mu = 1.78 \text{ kkg/seg}$ ) (16). En el estudio del comportamiento hidrodinámico de un lecho con producto, es bueno realizar siempre una fluidización previa con el fin de obtener un espacio característico del lecho fijo, todo esto se realizó al principio de cada experimentación, y después se igualaron el valor del espacio vacío con el obtenido en la fluidización mínima. Como ya se mencionó anteriormente se midieron los cambios en la caída de presión provocadas por el aire al cruzar el lecho.

Paralelamente a estas mediciones, se determinaron los cambios en la altura del lecho fluidizado en función del valor del flujo. Es decir, para cada serie de mediciones se hizo una observación.

T A B L A I

Propiedades físicas de partículas de plástico.

$d_p \times 10^3$ ( m )	$\rho_p$ ( $\text{kg/m}^3$ )	$\psi$ ( - )
a		
2	924	1.0
6	1063	1.0
8	1250	1.0

a.- Diámetro nominal de fábrica.

T A B L A II

Propiedades físicas del chicharo.

$d_p \times 10^3$ ( m )	$\rho_p$ ( $\text{kg/m}^3$ )	$\psi$ ( - )
b		
8.2	1071	1.0

b.- Diámetro real, determinado por medición directa en un lote de 100 partículas.

visual a manera de señalar en forma particular la velocidad mínima de pistoneo, más allá de la cual aparece una burbuja de gas en el centro de lecho. Debido a este fenómeno se presentan las fluctuaciones en la caída de presión que son detectadas por un manómetro diferencial.

#### 2.4 DESCRIPCION DE EQUIPO.

Las instalaciones utilizadas están representadas en las figuras 14 (fluidización tradicional) y figura 15 (fluidización con circulación).

Describiendo por separado cada una de estas partes que consistieron de.

- Dispositivos de alimentación y medidores de flujo de aire.

El suministro del flujo de aire fué proporcionado por un compresor, con una presión máxima de trabajo de 180  $\Psi$ si, capacidad de 500  $\text{m}^3$  y una potencia de 10 Hp.

- La medición de caída de presión se realizó con manómetros diferenciales, representando, la diferencia de presión de la lectura en una escala. La colocación de estos se puede ver en la figura 14, 15, uno es para determinar la caída de presión en el venturi y el otro para medir la caída de presión a través del lecho fluidizado.
- Medidor del flujo de aire, este nos va a determinar la cantidad

de aire que circula por la unidad de fluidización por unidad de tiempo, para ello usamos un tubo de Venturi. Las características que presenta este instrumento, es la existencia de una estrangulación con entrada y salida en forma tronco-cónica de inclinación suave. Este dispositivo se colocó en forma horizontal no existen diferencias de altitud, por lo tanto no habrá producción de trabajos y la operación será adiabática.

Para determinar el diámetro de estrangulamiento (mejor conocido como diámetro de garganta) en el tubo de Venturi se empleó la siguiente ecuación.

$$G_v = \frac{C_v A}{(1 - \beta^4)^{1/2}} 2 g_c \frac{P_a - P_b}{\rho}$$

Donde:

$G_v$ =	gasto volumétrico.	(m <sup>3</sup> /hr)
$C_v$ =	coeficiente del Venturi.	(-)
$A$ =	área de estrangulamiento.	(m <sup>2</sup> )
$P_a$ =	presión de entrada.	(kg/m <sup>2</sup> )
$P_b$ =	presión de salida.	(kg/m <sup>2</sup> )
$\rho$ =	densidad del aire.	(kg/m <sup>3</sup> )
$\beta$ =	relación entre diámetros $D_b/D_a$	(-)
$D_b$ =	diámetro del estrechamiento.	(m)
$D_a$ =	diámetro de la tubería (2 1/2").	(m)

El resultado al que se llegó, después de desarrollar la ecuación fué:

$$D_b = 0.01184 \text{ m}$$

Este dispositivo va unido a la tubería de alimentación del aire mediante unas bridas. Además el Venturi cuenta con dos tomas de

presión (como se muestra en la figura 15) con el fin de medir la caída de presión a través de éste a una determinada velocidad del aire en la columna (en este caso usamos un anemómetro digital) de esta manera se calibró el venturi para su uso en el sistema de fluidización.

En cuanto al control de flujo se empleó una válvula de compuerta, así como los accesorios necesarios para su instalación y funcionamiento.

- Columna de fluidización; para todos los experimentos de fluidización se utilizó una columna o tubo "flexiglass" con un diámetro interior de 137 mm y una altura de 40 cm. La columna es montada en un sistema de bridas, que encierra al distribuidor de aire. Este último está constituido por una placa de acrílico perforada con orificios de 0.125 mm de diámetro, presentando una sección libre al paso del gas.

Para el sistema de circulación nos basamos en el propuesto por Anunsawake (2), y a continuación presentamos sus principales ventajas.

- La intensa agitación que se desarrolla da origen a un movimiento de rotación en el lecho (figura 16), lo que permite la obtención de mezclas casi perfectas de las partículas.
- Este dispositivo puede ser utilizado industrialmente en funcionamiento continuo o semi-continuo.
- Se puede disponer de etapas en serie con el fin de aumentar la eficiencia del tratamiento a realizar.

En nuestro caso para llevar a cabo la circulación del lecho se usaron dos piezas en forma de ña que obstruían un 5.7% del área libre

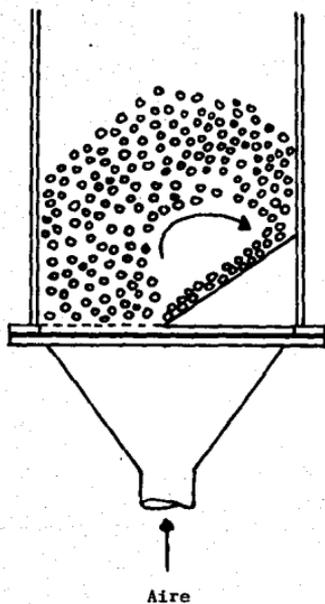


Figura 16. Agitación de las partículas con circulación

en el distribuidor (la reducción) y 10.2% del área libre (2° reducción). Este mecanismo presenta un plano inclinado de 45° y montado directamente en el distribuidor y al mismo nivel o pegada a la pared de la columna, como se muestra en la figura 16. En la práctica se hizo estos elementos de acrílico.

En cuanto a la alimentación del producto se realizó en forma intermitente para cada diámetro de partícula correspondiente.

## CAPITULO III

### ANALISIS DE RESULTADOS.

En este capítulo examinaremos, de manera consecuente con la metodología aplicada, los resultados del comportamiento hidrodinámico de un lecho fluidizado de partículas gruesas en sistemas experimentales utilizados para esta finalidad, la función de la misma en ambos métodos, haciendo resaltar tanto ventajas como desventajas técnicas, así como su factibilidad de aplicación en operaciones alimentarias a través de un análisis comparativo.

De la experimentación con partículas de plástico de diferentes calibres (2, 6 y 8 mm), obtenemos las gráficas de caída de presión a través del lecho en función de la velocidad del fluido que son trazadas en escala semi-logarítmica.

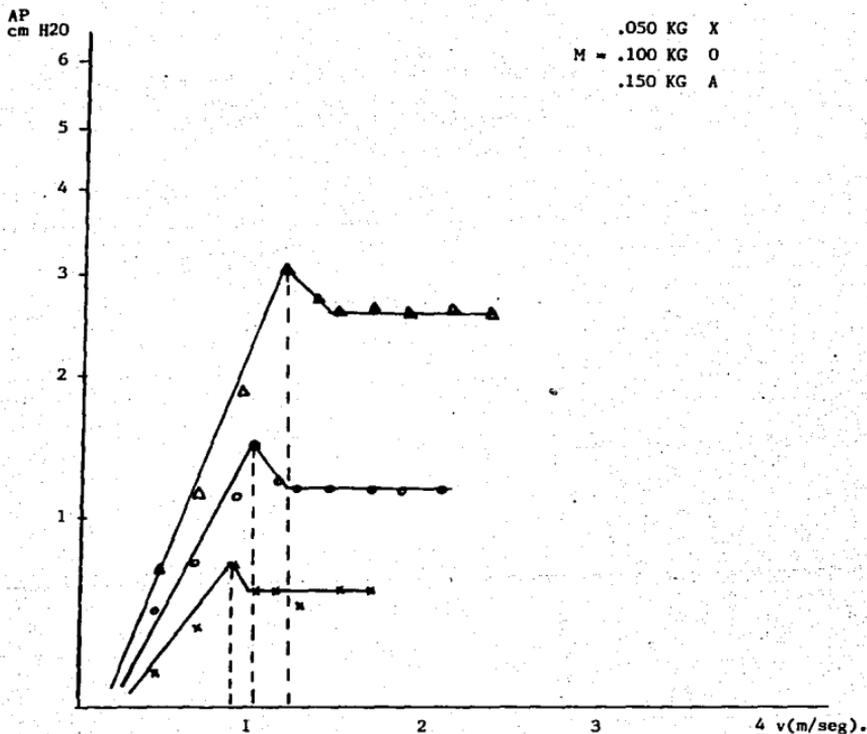
En estas gráficas cada curva corresponde a una masa de producto a fluidizar ( 50, 100 y 150 grs) donde presentan un comportamiento clásico:

- Con una parte lineal ascendente que representa a un lecho fijo.
- Un tramo lineal relacionado con la caída de presión constante en un lecho fluidizado.

La intersección de estos dos segmentos, la llamaremos velocidad mínima de fluidización.

#### 3.1 LECHO TRADICIONAL.

En la gráfica 1 correspondiente a partículas inertes de 2 mm



GRAFICA 1. Fluidización tradicional de partículas de plástico ( $d_p$  2mm) e influencia de la altura del lecho.

T A B L A III

Fluidización tradicional de partículas de plástico ( $d_p = 2 \text{ mm}$ ),  
Influencia de la altura del lecho.

$$D = 13.7 \times 10^2 \text{ m}$$

$$G_a = 2.55 \times 10^5$$

$$d_p = 2.0 \times 10^3 \text{ m}$$

COMPARATIVO DE RESULTADOS.

M	( kg )	.50	.100	.150
$Lmf \times 10^2$	( m )	1	1.2	2.5
$Lmf/D$	( - )	.07	.087	.186
$Emf$	( - )	.591	.319	.517
$Qmf$	( $\text{m}^3/\text{hr}$ )	23.14	28.09	32.49
$Umf$	( m/seg )	.8188	.9940	1.15
Repmf	( - )	106.10	128.80	149.02
$AP_{exp}$	( $\text{kg}/\text{m}^2$ )	79.9	159.8	319.76
$AP_{cal}$	( $\text{kg}/\text{m}^2$ )			
$\log AP / \log AV$		2.3	1.5	1.6
Ergun $Umf$	( m/seg )		.1161	

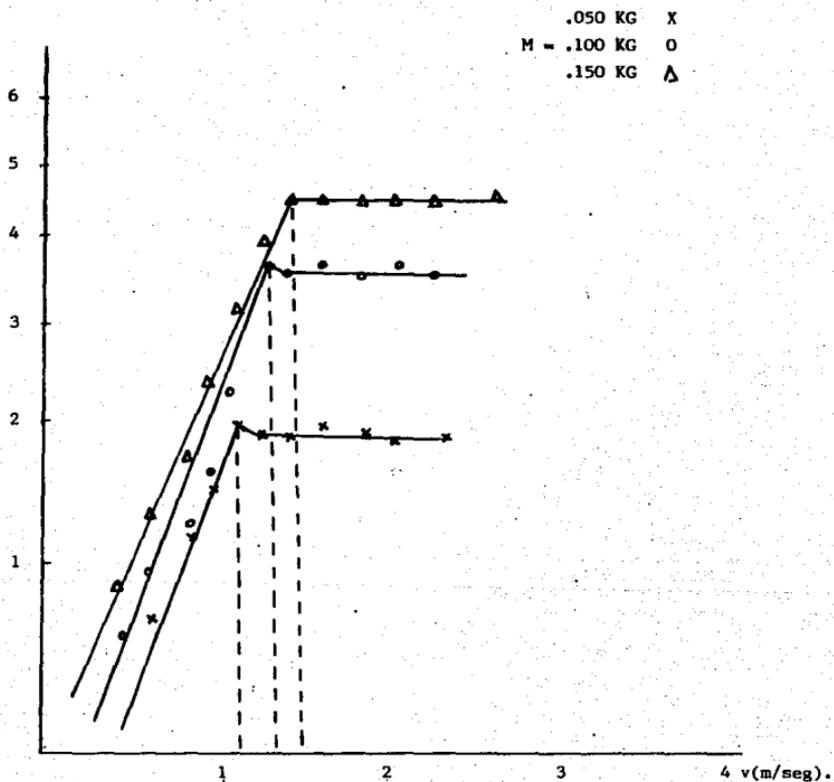
podemos observar una dependencia directa en la caída de presión en función de la velocidad del fluido al cruzar éste por el lecho, hasta alcanzar la  $U_{mf}$  en el cual la caída de presión permanece constante. Una observación importante sobre este comportamiento (forma de la curva) lo atribuimos a un posible entrelazamiento de las partículas al momento de llegar a este punto, el cual al romper esta unión es necesario mayor velocidad del fluido y al lograr esto se manifiesta el descenso posterior en la caída de presión.

En las gráficas 2 y 3 que son también de partículas inertes de 6 y 8 mm de diámetro respectivamente, la conducta del lecho cambia un poco y con ello la forma de curvas, es decir en estos esquemas ya no se presenta el descenso de la caída de presión al alcanzar la velocidad mínima de fluidización. Esto se debe a las características físicas de las partículas ya que en las de 2 mm es más fácil que se presentara este fenómeno (entrelazamiento de partículas y que estas se aproximan más en las paredes de la columna) y con ello se presente mayor oposición al flujo de aire y a la fluidización.

Ahora bien en estas gráficas es notable que conforme aumenta la masa del lecho a fluidizar es necesario una mayor velocidad del fluido aunque la forma de determinar esta variable en la columna de fluidización, no nos permitió manejar niveles más pequeños para observarla, con mayor detenimiento y las consecuencias que tiene éste sobre el comportamiento del lecho. Aunque es conocido que este hecho en la práctica es una de las desventajas de la fluidización tradicional, la cual al ir aumentando la masa es necesario una mayor velocidad del fluido y con ello gasto de energía.

Una de las variables que sí afecta directamente el comportamiento del lecho es el diámetro de la partícula, es decir que la velocidad

AP  
cm H<sub>2</sub>O



GRAFICA 2. Fluidización tradicional de partículas de plástico (dp 6mm) e influencia de la altura del lecho.

T A B L A IV

Fluidización tradicional de partículas de plástico (dp = 6mm ).  
Influencia de la altura del lecho.

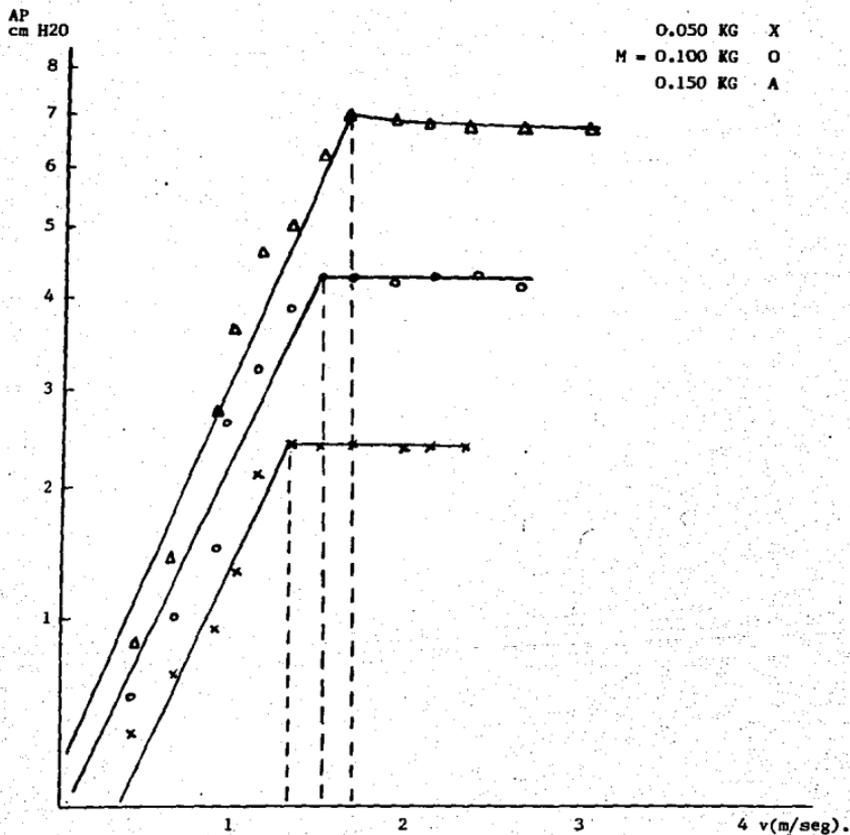
$$D = 13.7 \times 10^2 \text{ m}$$

$$d_p = 6.0 \times 10^3 \text{ m}$$

$$Ga = 7.922 \times 10^6$$

COMPARATIVO DE RESULTADOS.

M	( kg )	.50	.100	.150
LmfX10 <sup>2</sup>	( m )	.635	1.27	1.9
Lmf/D	( - )	.047	.092	.14
Emf	( - )	.4411	.4411	.439
Qmf	( m <sup>3</sup> /hr )	32.49	34.47	40.69
Umf	( m/seg )	1.15	1.22	1.44
Repmf	( - )	447.0	474.28	559.81
APerp	( kg/m <sup>2</sup> )	109.8	379.72	469.65
APcal	( kg/m <sup>2</sup> )	6.36	12.73	19.10
logAP/logAV		1.6	2	1.8
Ergun Umf	( m/seg )		1.20	



GRAFICA 3. Fluidización tradicional de partículas de plástico ( $d_p$  8mm) e influencia de la altura del lecho.

T A B L A V

Fluidización tradicional de partículas de plástico ( $d_p = 8\text{mm}$ ).  
Influencia de la altura del lecho.

$$D = 13.7 \times 10^2 \text{ m}$$

$$d_p = 8 \times 10^3 \text{ m}$$

$$G_a = 2.2087 \times 10^7$$

COMPARATIVO DE RESULTADOS.

M	( kg )	.50	.100	.150
$Lmf \times 10^2$	( m )	.635	.1.27	1.9
$Lmf/D$	( - )	.047	.095	.14
$Emf$	( - )	.475	.524	.523
$Qmf$	( $\text{m}^3/\text{hr}$ )	34.47	40.7	45.7
$Umf$	( m/seg )	1.22	1.44	1.62
$Repmf$	( - )	632.3	746.4	839.7
$APexp$	( $\text{kg}/\text{m}^2$ )	249.8	449.6	709.4
$APal$	( $\text{kg}/\text{m}^2$ )	6.36	12.73	19.10
$\log AP/\log AR$		1.8	1.8	1.8
Ergun $Umf$	( m/seg )		2.51	

del fluido es directamente proporcional al diámetro de la partícula como se observa en la gráfica 5 . Aquí podemos ver que para partículas de 6 mm se requiere de .22 m/seg de aumento en la velocidad del fluido con respecto a las partículas de 2 mm y para fluidizadas de 8 mm es necesario aumentar sólo 0.16 m/seg la velocidad en relación con las de 6 mm. Esta diferencia es menor debido a que la variación entre los diámetros también lo es. Estos efectos se pueden ver en las gráficas correspondientes, 1, 2 y 3.

Cabe aclarar que al incrementarse el diámetro de las partículas la densidad del lecho aumenta también y por ello es que sea necesaria mayor velocidad del fluido y llevar a cabo la fluidización de las partículas de 6 y 8 mm, con relación a las de 2 mm.

Los resultados obtenidos anteriormente presentan la misma tendencia que los de la bibliografía, es decir que al aumentar la masa y diámetro de partícula la velocidad de fluidización también se incrementa. Como lo podemos ver en la siguiente tabla VII

En cuanto a la caída de presión, en estas gráficas comprobamos que es una función directa de la velocidad del fluido, y que ésta se incrementa en 50 % en las partículas de 6 mm con respecto a las de 2 mm y en 21 % para las de 8 mm en relación con las de 6 mm. Aunque los incrementos de la caída de presión en cada una de las curvas va aumentando en forma sistemática para cada uno de los puntos, (aproximadamente al doble) uno con respecto al anterior esto se debe a la forma en que se fué determinando y midiendo tanto la caída de presión y la relación que presenta ésta, con la velocidad del fluido al cruzar el lecho. Este fenómeno se presentó en el sistema tradicional como en el de circulación.

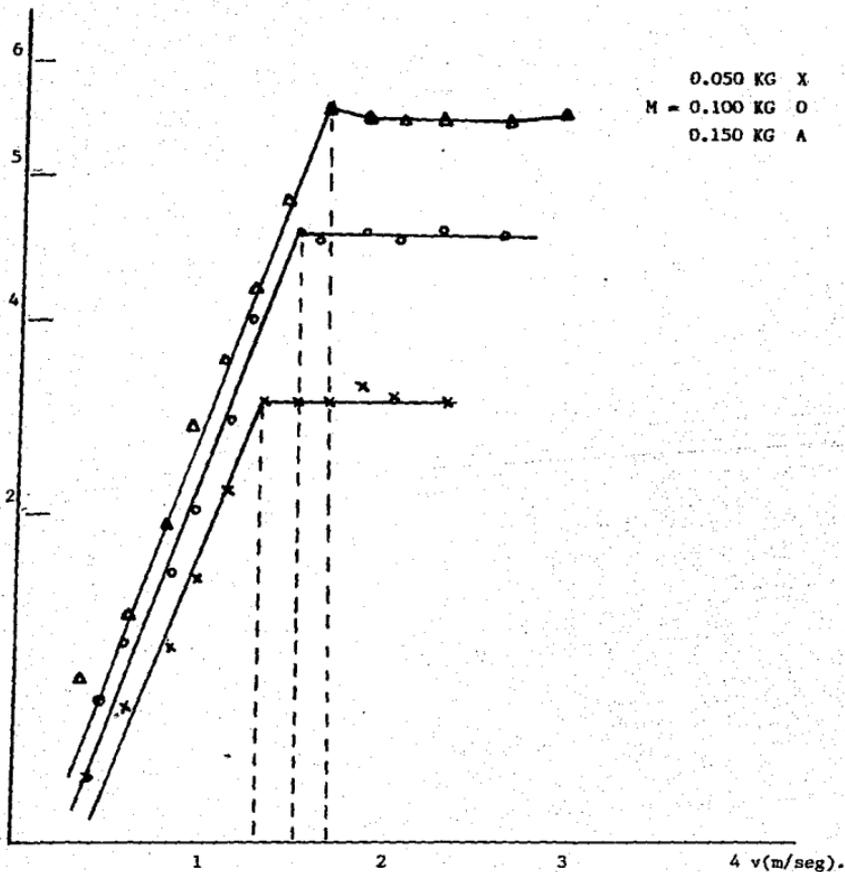
En la gráfica 4 que corresponde al comportamiento hidrodinámico del chicharo en un lecho tradicional observamos que esta presenta

T A B L A VI

VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION.

DIAMETRO DE PARTICULAS	ERGUN	ANNSAWAKE (PARTICULAS DE VIDRIO)	EXPERIMENTAL PARTICULAS DE PLÁSTICO
2 (mm)	1.90	1.60	0.9876
6 (mm)	2.21	2.07	1.27
8 (mm)	2.40	2.30	1.42
CHICHARO	1.51	1.40	1.42

$\Delta P$   
cm H<sub>2</sub>O



GRAFICA 4 Fluidización tradicional del chicharo ( $d_p$  8.2mm) influencia e de la altura del lecho.

T A B L A VII

Fluidización tradicional de chicharo ( $d_p = 8.2 \text{ mm}$ ). Influencia de la altura del lecho.

$$D = 13.7 \times 10^2 \text{ m}$$

$$d_p = 8.2 \times 10^3 \text{ m}$$

$$\rho_p = 1071.4 \text{ kg/m}^3$$

$$G_a = 2.0384 \times 10^7$$

COMPARATIVO DE RESULTADOS.

M ( kg )	.50	.100	.150
Lmf X $10^2$ ( m )	.635	1.27	1.9
Lmf/D ( - )	.014	.095	.14
Emf ( - )	.445	.445	.444
Qmf ( $\text{m}^3/\text{hr}$ )	34.47	40.7	45.78
Umf ( m/seg )	1.22	1.44	1.62
Repmf ( - )	648.19	765.0	860.7
APexp ( $\text{kg m}^2$ )	299.7	509.6	719.4
APcal ( $\text{kg m}^2$ )	6.36	12.73	19.10
Log AP/log AR	1.8	1.7	1.7
Ergun Umf ( m/seg )		2.26	

una curva clásica de fluidización, en la cual la recta del lecho fijo nos representa, la relación directa de la caída de presión a través del lecho y la velocidad del fluido al cruzar por éste. A diferencia de las otras partículas en este caso se tienen 35% de aumento en la caída de presión (punto con respecto a otro) en relación con la masa a fluidizar, aunque el incremento de la  $\Delta P$  a través del lecho es de 10% comparado con las partículas de 8 mm.

Una apreciación importante en el comportamiento hidrodinámico del chicharo es que la caída de presión aumenta 30% más en comparación con las otras partículas (2, 6 y 8 mm) en donde no guarda relación el valor de la  $\Delta P$  con la velocidad del fluido (como en las partículas inertes). Este efecto se puede deber a la reacción que presenta el producto con la humedad del aire que provoca una mayor adherencia entre partícula-partícula y partícula-columna y por ello la caída de presión a través del lecho se incrementó un poco más y por todo ello se requería de mayor energía para alcanzar la velocidad de fluidización.

Es necesario remarcar aquí que las velocidades mínimas de fluidización sufren un incremento de 0.16 m/seg al ir elevando la masa de 50 a 150 gr fluidizar, en comparación con las partículas de 6 mm ya que con las de 8 mm se obtuvieron las mismas velocidades de fluidización.

Como podemos advertir tanto en la gráfica de partículas inertes de 8 mm es muy semejante en su comportamiento y valores (Umf) al del producto alimenticio, éste podría ser normal ya que en ambos casos se manejaron diámetros similares. Ahora bien se obtienen las mismas velocidades mínimas de fluidización pero las caídas de presión obtenidas para el chicharo son 10% mayores que para las inertes. Este efecto es debido a las causas antes señaladas.

A continuación se hará un análisis detallado sobre el comportamiento hidrodinámico de un lecho fluidizado tradicional. Estos resultados son para cada diámetro de partícula y se presentan en las siguientes tablas.

### 3.2 CAIDA DE PRESION EN UN LECHO FLUIDIZADO.

Para el cálculo de  $\Delta P$  en el lecho fluidizado se empleo la ecuación propuesta por Anunsawake (2):

$$\Delta P = \frac{P}{S}$$

Donde:

P es el peso del lecho y S la sección recta de la columna.

Estos resultados nos revelaron una buena relación entre la caída de presión a través del lecho fluidizado y la velocidad del fluido al cruzar por éste, como se puede apreciar en las gráficas 2, 3 y 4 en donde se encuentra bien definida la región de lecho fijo y la fluidizada.

Ahora bien los valores experimentales de la  $\Delta P$  difieren en 125% con respecto a los valores teóricos que fueron calculados con la ecuación antes mencionada, esta diferencia que es muy notable se puede atribuir en cierta forma al sistema empleado para el suministro del aire y medición de la  $\Delta P$  (Venturi) hacia la columna de fluidización provocando por ello estas elevadas diferencias entre los valores.

Debido al fenómeno antes mencionado el cual no nos permite observar con mayor detenimiento la influencia del diámetro de la partícula sobre la caída de presión a través del lecho, es decir la debe aumentar conforme se incrementa el diámetro de la partícula con un coeficiente de proporcionalidad no mayor de uno (2). En nuestro caso es de 14.5 (2mm), 29.1 (6mm), 37.2 (8mm y 37.7) (chicharo) lo cual nos indica que no es aconsejable el sistema de suministro y medición del aire ya que ello provoca elevados valores en la  $\Delta P$  a través del lecho.

En cuanto al chicharo la proporcionalidad fué mayor 0.7 con respecto a las partículas de 8 mm, debido a las fuerzas de fricción y adhesión que hay entre partícula-partícula, partícula-columna que se ven incrementadas aún más por la humedad del aire usado en la fluidización.

Es importante recordar sobre todo que el fenómeno de la fluidización va acompañado de fluctuaciones en la  $\Delta P$  que son muy marcados por el flujo del gas y la calidad en la distribución del aire, todo ésto nos trae una serie de errores en la lectura de la  $\Delta P$  y que no corresponden al valor medio real.

Valor medio de los espacios vacíos en el lecho .

Para nosotros es de cierto interés el valor medio de los espacios vacíos en el mínimo de fluidización,  $\xi_{mf}$ , y su valores más o menos cercanos. La ecuación que se empleó para determinar este valor fué propuesta por Leva (24) y es:

$$\xi_{mf} = 1 - \frac{M}{A \cdot L_{mf}(\rho_p - \rho_f)}$$

Donde:

$M$  = masa del lecho a fluidizar.

$A$  = área de la columna de fluidización.

$L_{mf}$  = altura media del lecho fluidizado.

$\rho_p, \rho_f$  = densidad de la partícula y fluido respectivamente.

Los valores de  $\xi_{mf}$ , aparecen partículas de plástico en la tabla -- VIII.

Hay que hacer notar que en esta tabla se tiene una diferencia importante en los valores obtenidos para el diámetro de 2mm (para 50 y 150 grs) con respecto a los otros diámetros, ésto se puede deber al poco peso del lecho (y baja densidad de las partículas), ésto hacía difícil localizar la interfase superior del lecho que no siempre permanece plano y horizontal. Lo cual provocaba errores en la medición y determinación de  $\xi_{mf}$ , con todo esto obtuvimos el -- siguiente intervalo de espacios vacios en el punto de fluidización mínima.

$$\xi_{mf} = 0.319 - 0.591$$

La cual muestra una buena aproximación con los resultados reportados para partículas gruesas (2).

Para la fluidización de chicharon el valor medio aproximado de los espacios vacios es de:

$$\xi_{mf} = 0.445 \pm 0.003$$

Endonde se puede apreciar (tabla VIII) que en el producto alimenticio se observa más claramente la independencia del valor de los espacios

T A B L A VIII

Influencia de la altura del lecho y del diámetro de las partículas en el espacio vacío Emf (sistema partículas de plástico-aire).

Emf ( - )

M ( kg )	dp = 2mm	6mm	8mm
.050	.591	.441	.475
.100	.319	.441	.424
.150	.517	.439	.523
chicharo	0.445	.445	.444
$\bar{x}$ Emf		.471	

vacios con la masa del lecho, y la altura. Aunque para este caso debemos de tomar en cuenta que la masa del lecho cambiaba con el tiempo (se va deshidratando el chicharo y perdía peso), en nuestro caso este efecto se evito pesando continuamente la masa del lecho, además de que para esto nos ayudo la humedad que traía el aire usado para fluidizar evitando la total deshidratación del producto.

Por último en una comparación con las partículas de plástico no la podemos hacer basandonos en un sólo resultado. Los valores que más se asemejan a los del producto alimenticio son los obtenidos para las partículas de 6 mm existiendo una diferencia del 3% y con las de 8 mm del 13%. Aquí es necesario remarcar que para las partículas de plástico es más difícil establecer la altura del lecho, en cambio con el chicharo se consigue un mejor ordenamiento o arreglo de las partículas y con ello se hace más fácil la medición. Otro efecto que nos impide tomar en cuenta esta comparación es la diferencia de densidades en ambos casos, lo cual lo hace un parámetro más al problema.

### 3.3 VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION.

Por regla general, la velocidad mínima de fluidización  $U_{mf}$ , permanece constante en función de la masa del producto, (en nuestro caso esta regla no se cumple). Sin embargo existen dos excepciones:

- Cuando el lecho es poco denso,  $L_{mf}/D < 0.5$  es decir alrededor de  $L_{mf} < 0.5$  cm y la velocidad mínima de fluidización parece ser ligeramente superior, al menos para partículas más pequeñas (menores de 2mm) o ligeras. Estos resultados se pueden encontrar en Anunsawake 1978 (2).

Probablemente la disminución de la  $U_{mf}$  se debe a la formación remolinos (Jets) arriba del distribuidor, provocando ciertas perturbaciones en la medición de la altura y caída de presión a través del lecho.

- Para productos frescos que sufren durante la experimentación una deshidratación y como consecuencia una variación de su diámetro y masa volumétrica. Repercutiendo todo esto en la caída de presión y una indeterminación en la velocidad mínima de fluidización.

Después de revisar las posibles causas por las cuales la  $U_{mf}$  presenta variaciones, podemos decir que ésto ocurre en nuestro caso para las partículas de 2mm ya que durante la experimentación se presentaron ambos casos. Como lo podemos comprobar en la diferencia que existe entre los valores de las velocidades mínimas de fluidización experimentales y las teóricas (Ergun) debido a los fenómenos arriba mencionados.

Con respecto a los valores obtenidos para las otras partículas y chicharo la variación de la velocidad es de  $1.15 < U_{mf} < 1.62$  m/seg son del mismo orden de magnitud que los de Anunsawake (2) que trabajo con pesos y densidades mayores lo cual indicaba que nosotros deberíamos de obtener velocidades de fluidización menores.

En la semejanza de  $U_{mf}$  para partículas inertes de 8mm y el chicharo aún y cuando existen diferencias en densidades del lecho y características físicas, esto lo atribuimos al manejo de las variaciones usadas para determinar la  $U_{mf}$  en la columna de fluidización, así como los efectos de adhesión y fricción en las partículas alimenticias.

Un aspecto importante es la influencia del diámetro de las partículas el cual nos permite confirmar que la velocidad mínima de fluidización puede ser considerada en régimen turbulento como proporcional a la raíz cuadrada del diámetro de la partícula.

$$U_{mf} = A + B \sqrt{D_p} \quad A \neq 0$$

Hay que notar que la gráfica de esta función no pasa por el origen contrariamente a lo que nos pronosticaría la ecuación de Ergun para la  $U_{mf}$ . Esta variación lineal nos permite la interpolación necesaria para determinar las velocidades mínimas de fluidización de las partículas gruesas que no son utilizadas en este trabajo.

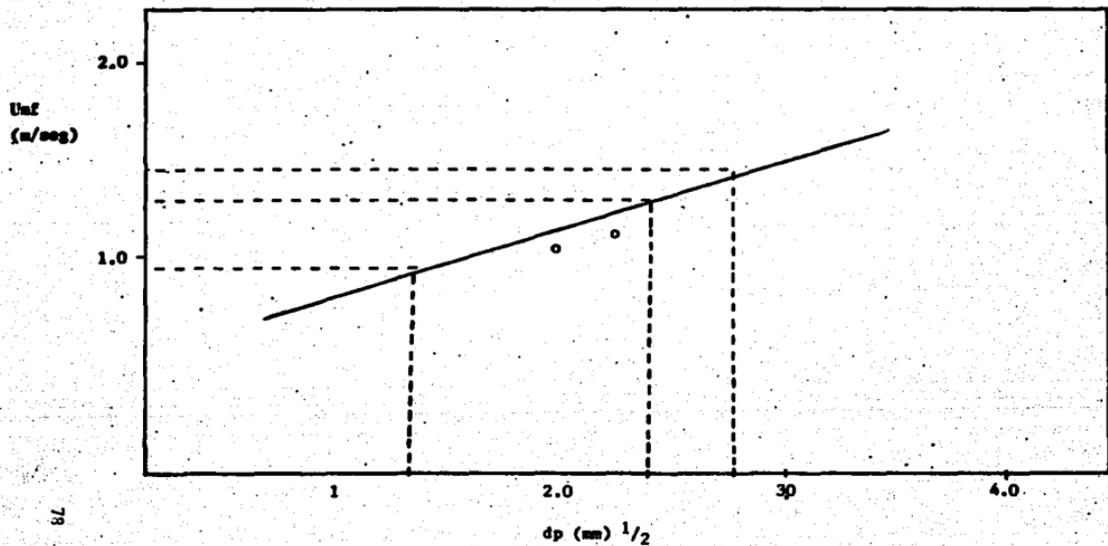
### 3.4 LECHO FLUIDIZADO CON CIRCULACION.

Considerando que la fluidización tradicional presenta ciertas limitaciones para su posible aplicación en procesos alimentarios, se procedió a experimentar en un lecho fluidizado con circulación para mejorar las condiciones que prevalecen en el lecho y con ello ver su posible adaptación a un proceso alimentario.

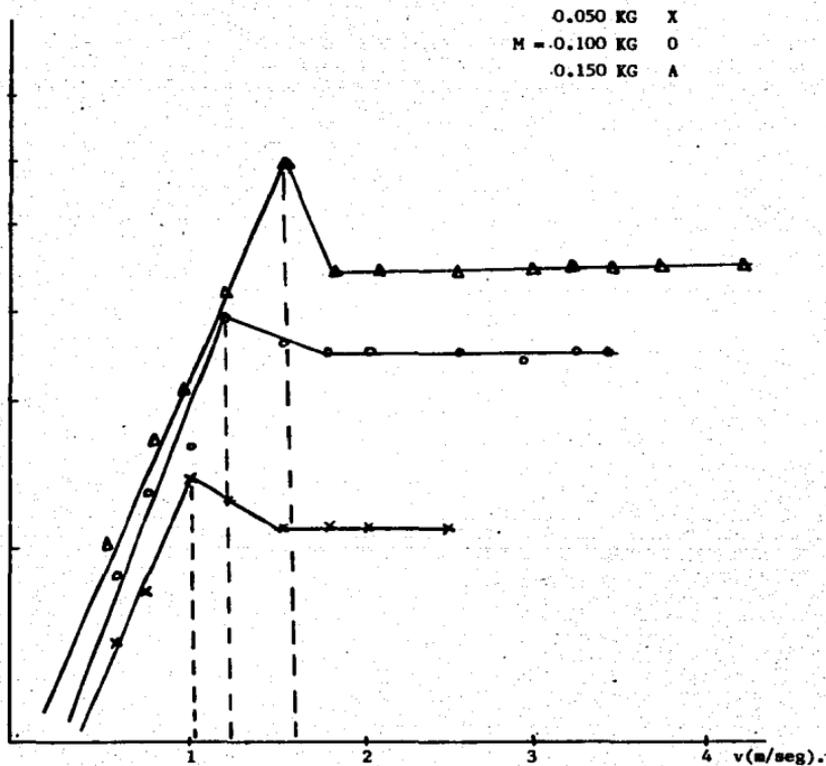
Al igual que se procedió en la etapa anterior se hizo un estudio sistemático del comportamiento hidrodinámico del lecho con circulación, en donde se tomaron sólo las mediciones que nos proporcionaron una mayor información al respecto.

El análisis de resultados se hizo en forma simultánea para las dos variaciones en el área libre de flujo 17.07% y 13.22% respectivamente.

Gráfica - 5 Variación de la velocidad mínima de fluidización en función del diámetro de las partículas para un lecho tradicional.



AP  
cm H<sub>2</sub>O



GRAFICA 6. Fluidización de partículas de plástico (  $d_p$  2 mm ) con un dispositivo de circulación ( área 17.07% ) e influencia de la altura del lecho.

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

T A B L A IX .

Influencia de la altura en el comportamiento hidrodinámico de un lecho con circulación (partículas de plástico 2mm).

$$D = 13.7 \times 10^2 \text{ m}$$

COMPARATIVO DE RESULTADOS.

M	( kg )	.050	.100	.150
$L \times 10^2$	( m )	.0635	1.27	1.22
$L_0/D$	( - )	.047	.095	.16
E	( - )	.356	.484	.448
$U_{mf}^*$	( m/seg )		.9876	
$Q_{mf}$	( $m^3/hr$ )	24.04	30.23	35.32
$Seq \times 10^3$	( $m^2$ )	8.199	10.006	11.763
$UMF^{**}$	( m/seg )	.8144	.8392	.8340
$UMF^{**}/U_{mf}$	( - )	.8246	.8497	.8444

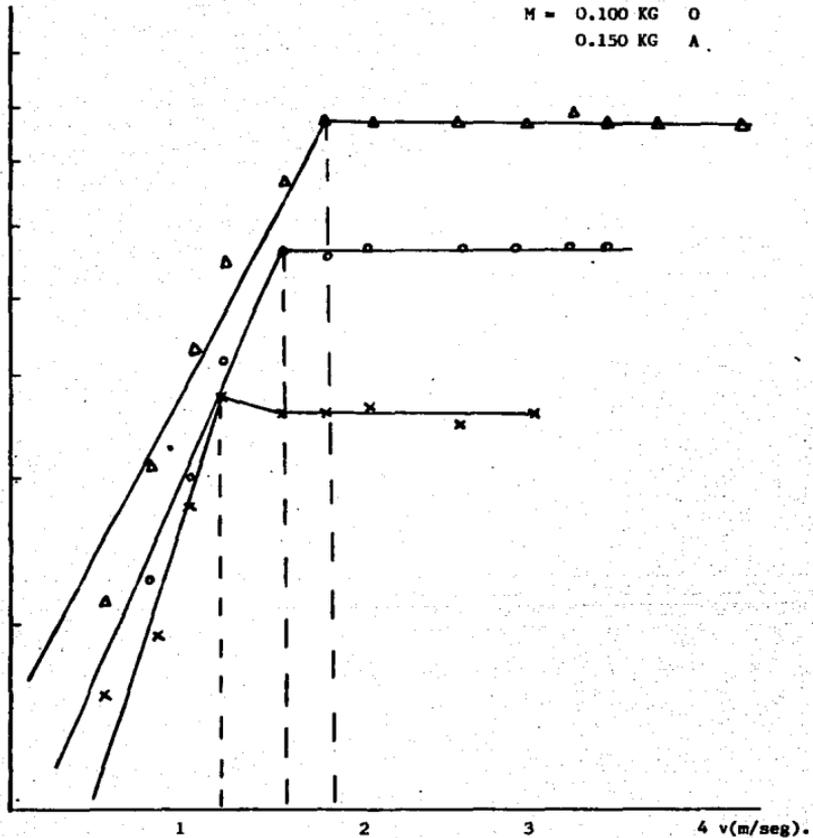
\* $U_{mf}$  Valor medio experimental obtenido en la fluidización tradicional.

$$UMF^{**} = 0.839 U_{mf}^*$$

NOTA: Valor de  $UMF^{**}$  relacionado a la velocidad mínima de fluidización en un lecho tradicional.

AP.  
cm H<sub>2</sub>O

0.050 KG X  
M = 0.100 KG O  
0.150 KG A



GRAFICA 7. Fluidización de partículas de plástico ( $d_p$  6mm) con un dispositivo de circulación (área 17.07%) influencia de la altura del lecho.

T A B L A X

Influencia de la altura en el comportamiento hidrodinámico de un lecho con circulación (  $d_p = 6\text{mm}$  ).

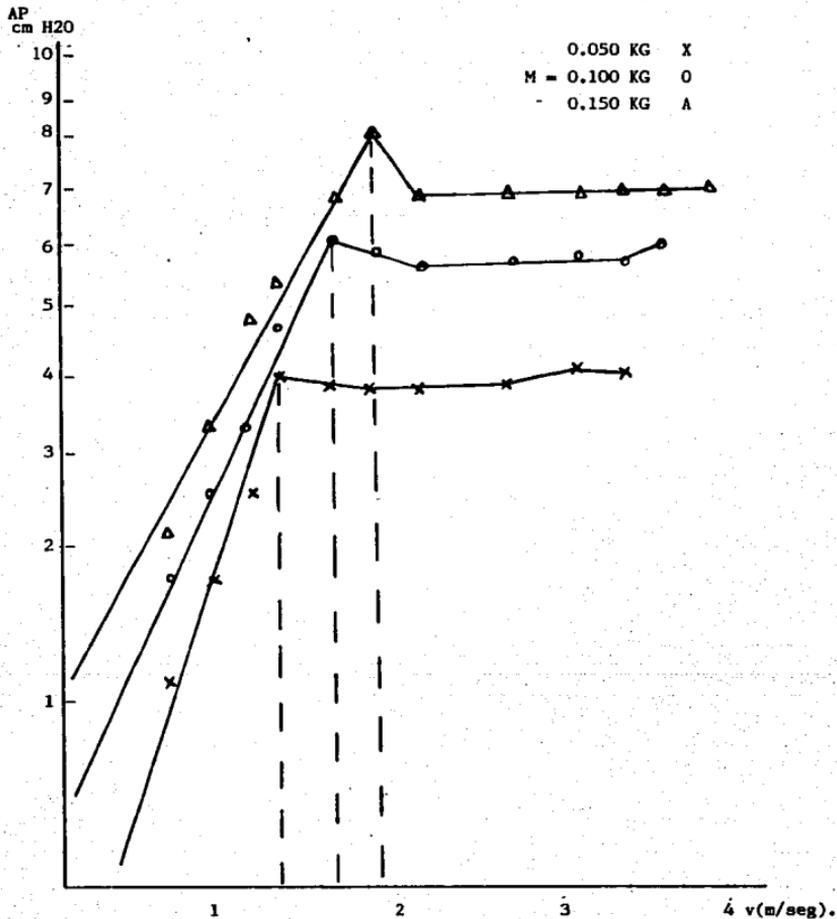
$$D = 13.7 \times 10^2 \text{m}$$

COMPARATIVO DE RESULTADOS.

M	( kg )	.050	.100	.150
$L \times 10^2$	( m )	.0635	1.5	2.54
Lo/D	( - )	.045	.109	.19
E	( - )	.563	.552	.419
Umf**	( m/seg )	1.27		
QMF	( $\text{m}^3/\text{hr.}$ )	30.23	35.32	43.23
$\text{Seq} \times 10^3$	( $\text{m}^2$ )	8.1991	18.81	14.56
Umf*	( m/seg )	1.02	.8257	.8247
UMF/Umf**	( - )	.8064	.6501	.6493

\*Umf Valor medio experimental obtenido en la fluidización tradicional.

$$\text{UMF**} = 0.701 \text{ Umf*}$$



GRAFICA 8. Fluidización de partículas de plástico ( $d_p$  8mm) con un dispositivo de circulación (área 17.07%) influencia de la altura del lecho.

T A B L A . X I

Influencia de la altura en el comportamiento hidrodinámico de un lecho con circulación (  $d_p = 8\text{mm}$  ).

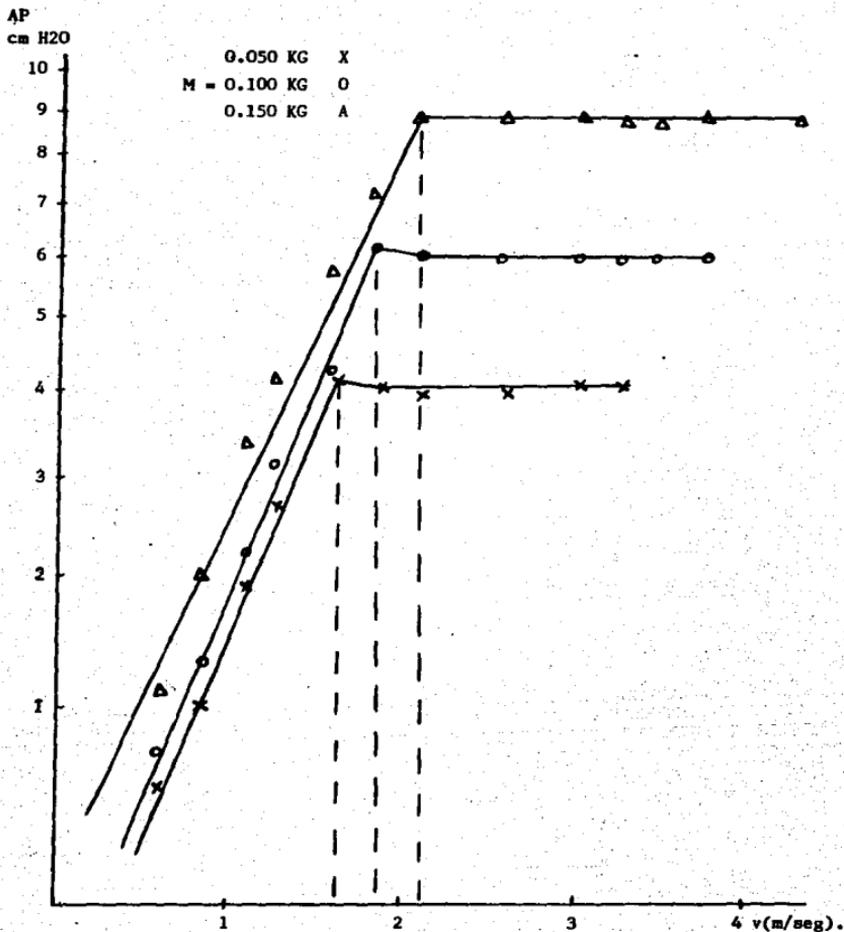
$$D = 13.7 \times 10^2 \text{m}$$

COMPARATIVO DE RESULTADOS.

M	( kg )	.050	.100	.150
$L \times 10^2$	( m )	.0635	1.27	1.9
$L_0/D$	( - )	.047	.095	.14
E	( - )	.524	.524	.523
Umf*	( m/seg )	.1370	1.42	.1370
QMF	( $\text{m}^3/\text{hr}$ )	35.32	43.23	48.88
$\text{Seq} \times 10^3$	( $\text{m}^2$ )	8.1991	10.006	10.862
UMF**	( m/seg )	1.19	1.20	1.25
UMF**/Umf*	( - )	.8380	.8450	.8802

\*Umf Valor medio experimental obtenido en la fluidización tradicional.

$$\text{UMF}^{**} = 0.8544 \text{ Umf}^*$$



GRAFICA 9. Fluidización de chicharo ( $d_p$  8.2mm) con un dispositivo de circulación (área 17.07%) influencia de la altura del lecho.

T A B L A    X I I

Influencia de la altura en el comportamiento hidrodinámico de un  
lecho con circulación ( chicharo )  $dp = 8.2mm$

$$D = 13.7 \times 10^2 m$$

COMPARATIVO DE RESULTADOS.

M	( kg )	.050	.100	.150
$L \times 10^2$	( m )	.05	1.27	1.9
Lo/D	( - )	.037	.095	.14
E	( - )	.295	.445	.524
Umf**	( m/seg )	1.42		
QMF	( m <sup>3</sup> /hr )	35.32	43.23	48.88
Seq $\times 10^3$	( m <sup>2</sup> )	8.1991	10.006	10.862
UMF**	( m/seg )	1.19	1.20	1.25
UMF**/Umf*	( - )	.8380	.8450	.8802

Umf\* Valor medio experimental obtenido en la fluidización tradicional.

$$UMF^{**} = 0.8544 \text{ Umf}^*$$

Igual que en la fluidización tradicional se gráfico la caída de presión a través del lecho en función de la velocidad de flujo del aire. Cada gráfica corresponde a un peso y diámetro de partícula a manejar, los esquemas obtenidos para la primera reducción del área son; 6, 7, 8 y 9 (chicharo).

En estas gráficas correspondientes a la la. reducción del área de flujo, observamos un comportamiento diferente al del lecho tradicional ya que en éstas se presenta un pequeño descenso en la caída de presión (excepto en la 11), antes de alcanzar la  $U_{mf}$ . Esto se puede deber a la formación de un Jet (remolino) en el lecho (como se muestra en la figura 16) antes de que se lleve a cabo la fluidización de las partículas.

Este punto o desviación de la curva también se puede deber al efecto de entrelazamiento de las partículas (como sucedió en el lecho tradicional). El fenómeno antes mencionado no nos permite realizar una visualización más precisa de lo que sucede en el lecho ya que si se disminuía la velocidad del fluido a un nivel intermedio (antes de la desviación y el punto de máxima  $\Delta P$ ) el lecho presentaba pulsaciones, lo que provocaba oscilaciones en el manómetro y no se determinaba con exactitud el valor de la  $\Delta P$  y con ello la relación de la velocidad del fluido.

Con respecto a las partículas de 6mm su conducta no fué igual a las de 2mm y 8mm, ésto se debió a que en éstas se presentó una mejor fluidización de las partículas basadas en el movimiento que se lleva a cabo en el lecho con circulación.

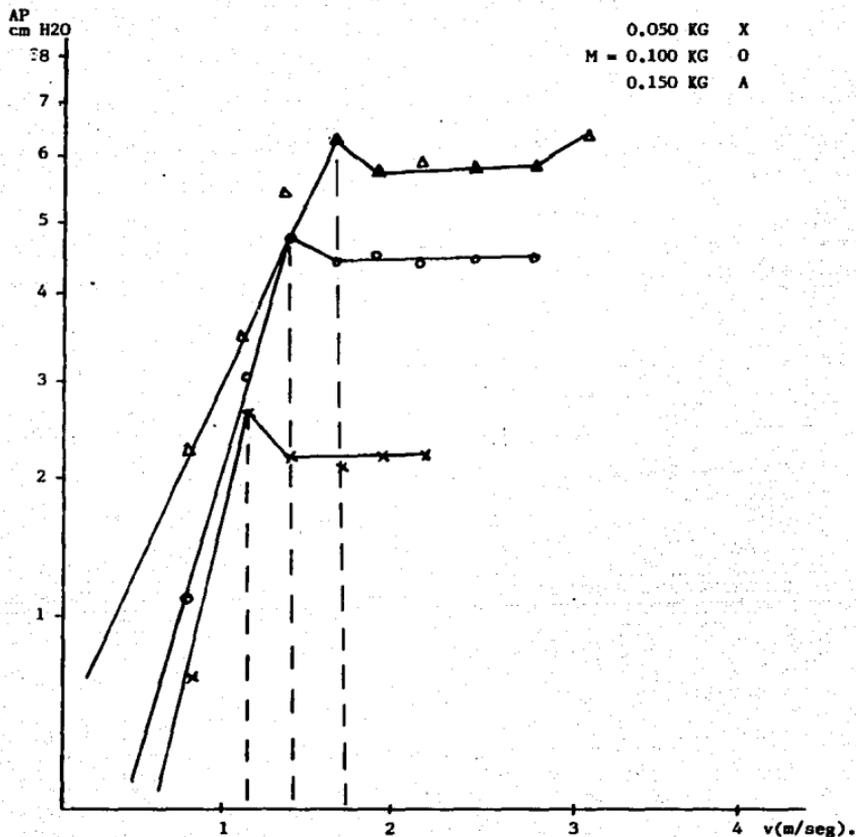
Para esta reducción de área como ya se mencionó líneas arriba se logró mejorar las condiciones de fluidización así como las velocidades mínimas de fluidización, para esta la. reducción la  $U_{mf}$  se encuentra en un valor de 0.834 m/seg  $\leftarrow U_{mf} \leftarrow 1.21$  m/seg

que comparados con los alcanzados en la primera etapa de la investigación hay un 18% de reducción en la velocidad con lo cual el tiempo de residencia de las partículas dentro del lecho es menor.

A cerca del comportamiento del producto alimenticio en esta fase no se asemejan las formas de las curvas como en la primera etapa de la experimentación, ésta se observa en la gráfica 9 (8mm) y 9 (chicharo) respectivamente. Debido a que con el chicharo se presentan más las fuerzas de adhesión y fricción entre las partículas y en las inertes esto no ocurría, aunque en su forma no se asemejaron en los valores obtenidos de  $U_{mf}$ . Esto por las causas ya mencionadas en la primera etapa de la experimentación

Ahora bien en cuanto a la velocidad mínima de fluidización alcanzada en esta etapa experimental  $0.5459 \leq U_{mf} \leq 1.01$  se logro una reducción de la misma en comparación con la 1.a y 2.a. etapa, además de que se obtuvo una mejora en el movimiento de las partículas dentro del lecho de fluidización, propiciando con ello que no hubiera zonas inactivas como se presentó en la fase anterior. Esto no es importante ya que era necesario mejorar el sistema y una forma de evaluarlo es conocer y comparar los parámetros que determinan el comportamiento del lecho. Más adelante se analizarán éstos en una forma detallada.

Después de la comparación del lecho tradicional y la primera reducción se hizo necesario realizar otra disminución del área libre al paso del flujo (como se muestra en el cuadro de la metodología experimental) 13.22%. En esta etapa se obtuvieron las gráficas correspondientes para partículas inertes 10., .11 y .12 de 2, 6 y 8 mm respectivamente. Estos esquemas presentan un comportamiento muy similar en cada caso, debido a la disminución del área y por ello es más fácil que se forme el Jet o remolino que propicia el movimiento rápido y ascendente de las partículas hasta llegar al punto de máxima caída de presión. Y una vez que se vencen estas



GRAFICA 10. Fluidización de partículas de plástico ( $d_p 2\text{mm}$ ) con un dispositivo de circulación (área 13.22) influencia de la altura del lecho.

T A B L A    X I I I

Influencia de la altura en el comportamiento hidrodinámico de un lecho con circulación (  $d_p = 2\text{mm}$  ).

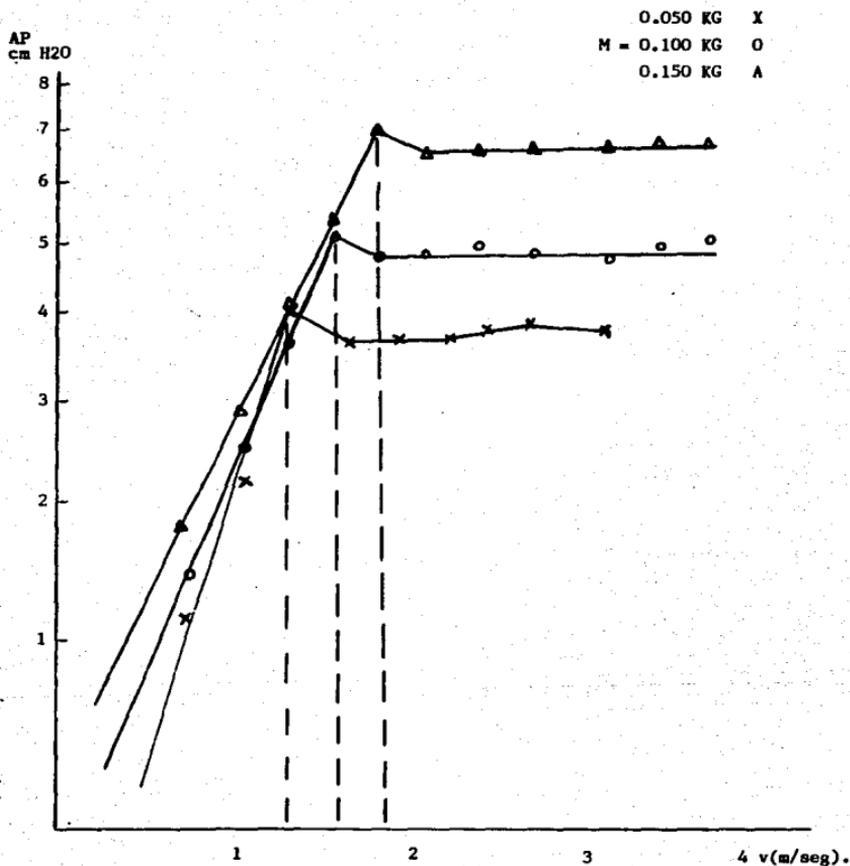
$$D = 13.7 \times 10^2 \text{m}$$

COMPARATIVO DE RESULTADOS.

M	( kg )	.050	.100	.150
$L \times 10^2$	( m )	.0635	1	1.9
$L_0/D$	( - )	.047	.072	.14
E	( - )	.648	.356	.355
Umf	( m/seg )	.9876		
QMF	( $\text{m}^3/\text{hr}$ )	20.43	29.39	36.73
$S_{eq} \times 10^3$	( $\text{m}^2$ )	10.393	14.83	13.66
UMF**	( m/seg )	.5459	.5482	.7470
UMF**/Umf	( - )	.5527	.5550	.7563

Umf\* Valor medio experimental obtenido en la fluidización tradicional.

UMF\*\* - 0.621 Umf\*



GRAFICA 11. Fluidización de partículas de plástico ( $d_p$  6mm) con un dispositivo de circulación (área 13.22%) influencia de la altura - del lecho.

T A B L A      XIV

Influencia de la altura en el comportamiento hidrodinámico de un  
lecho con circulación (  $d_p = 6 \text{ mm}$  )

$$D = 13.7 \times 10^2 \text{ m}$$

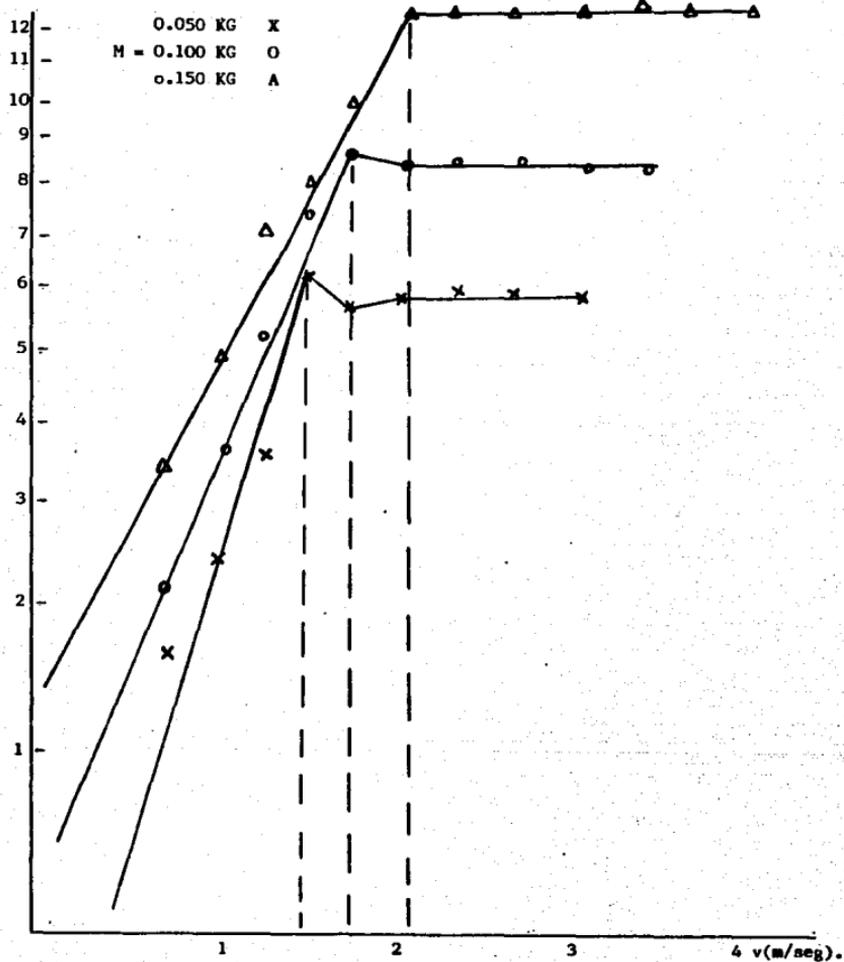
COMPARATIVO DE RESULTADOS.

M	( kg )	.050	.100	.150
$Lx 10^{-2}$	( m )	.0635	1.27	1.9
Lo/D	( - )	.047	.095	.14
E	( - )	.457	.457	.455
Umf**	( m/seg )	1.27		
QMF	( $\text{m}^3/\text{hr}$ )	29.39	36.73	44.33
$\text{Seq} \times 10^{-3}$	( $\text{m}^2$ )	10.3939	11.157	13.66
UMF*	( m/seg )	.7854	.8818	.9014
UMF*/Umf**	( m )	.6184	.6943	.7098

\*\* Umf Valor medio experimental obtenido en la fluidización tradicional.

$$\text{UMF}^* = 0.67 \text{ Umf}^*$$

AP  
cm H<sub>2</sub>O



GRAFICA 12. Fluidización de partículas de plástico ( $d_p$  8mm) con un dispositivo de circulación (área 13.22%) e influencia de la altura del lecho.

T A B L A    X V

Influencia de la altura en el comportamiento hidrodinámico de un lecho con circulación ( $d_p = 8\text{mm}$ ).

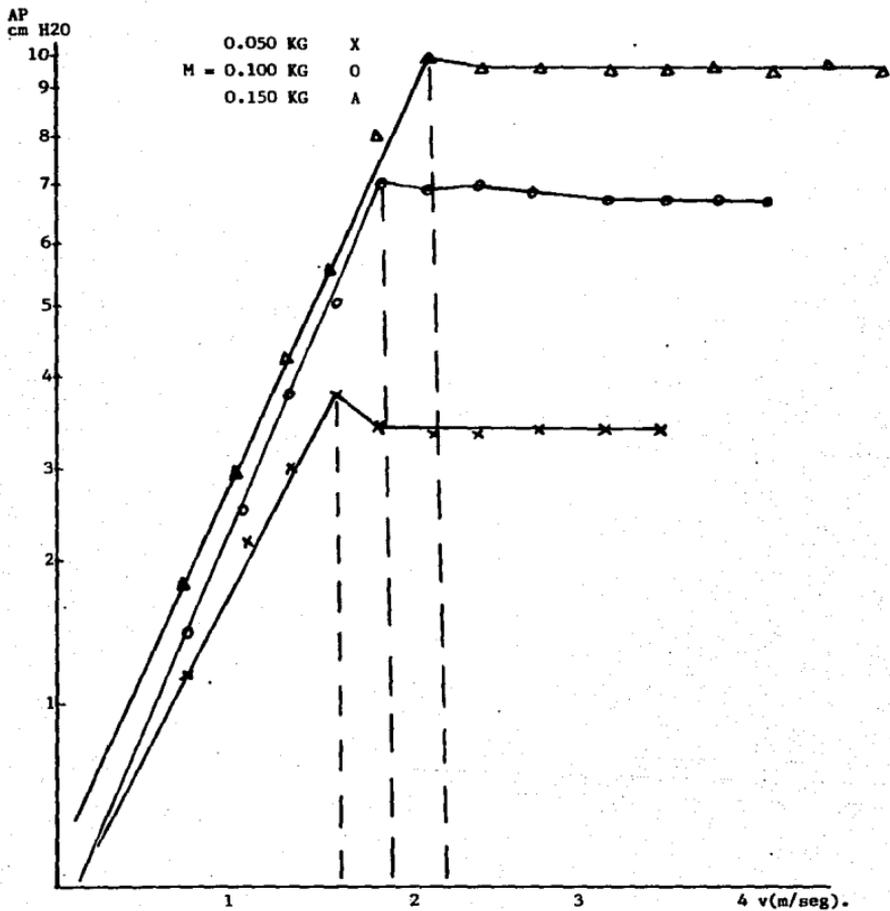
$$D = 13.7 \times 10^2 \text{m}$$

COMPARATIVO DE RESULTADOS.

M	( kg )	.050	.100	.150
$L \times 10^2$	( m )	.0635	1.27	1.9
Lo/D	( - )	.047	.095	.14
E	( - )	.524	.524	.523
Umf*	( m/seg )	1.42		
QMF	( m <sup>3</sup> /hr )	36.73	44.36	53.12
Seq x 10 <sup>3</sup>	( m <sup>2</sup> )	10.3939	11.157	13.66
UMF**	( m/seg )	.9816	1.10	1.08
UMF**/Umf*	( - )	.6912	.7746	.7607

\*Umf Valor medio experimental obtenido en la fluidización tradicional.

$$\text{umf}^{**} = 0.74 \text{Umf}^*$$



GRAFICA 13: Fluidización de chicharo ( $d_p$  8.2 mm) con un dispositivo de —  
 circulación (área 13.22%) influencia de la altura del lecho.

T A B L A XVI

Influencia de la altura en el comportamiento hidrodinámico de un lecho con circulación chicharo ( $d_p = 8.2\text{mm}$ ).

$$D = 13.7 \times 10^2 \text{m}$$

COMPARATIVO DE RESULTADOS.

M	( kg )	.050	.100	.100
$Lx 10^2$	( m )	1.27	1.5	2.1
$Lo/D$	( - )	.095	.109	.153
E	( - )	.445	.530	.496
$U_{mf}^*$	( m/seg )		1.42	
QMF	( $\text{m}^3/\text{hr}$ )	36.73	44.36	53.12
$Seq \times 10^3$	( $\text{m}^2$ )	10.9466	11.15	14.581
$U_{mf}^{**}$	( m/seg )	.9236	1.10	1.01
$U_{mf}^{**}/U_{mf}^*$	( - )	.6567	.777	.7126

$U_{mf}^*$  Valor medio experimental obtenido en la fluidización tradicional.

$$U_{mf}^{**} = 0.71 U_{mf}^*$$

fuerzas entre las partículas y se logra el equilibrio entre el peso del lecho y la velocidad del fluido se lleva a cabo la fluidización.

En cuanto a la  $U_{mf}$  se logró una disminución del 15% con respecto a la primera reducción del área (17.07%) y de un 30% a la obtenida en el lecho tradicional, no queriendo decir con esto que conforme se reduzca el área de flujo serán mejor las condiciones que se encuentran en el lecho ya que estas van a depender de otros factores como espacios vacíos, relación de altura del lecho-diámetro de la columna, etc.

Para el comportamiento del chicharo en esta parte es muy semejante a la de la partícula de 8 mm, tanto en la forma de las curvas como en sus valores de  $U_{mf}$ , aunque en los de la caída de presión sean más elevados los del chicharo, pero todo esto se atribuye al fenómeno ya mencionado en las etapas anteriores. Lo más relevante de esto es que las condiciones que prevalecen en el lecho no cambian aún tratándose de un alimento, sino que al contrario estas son mejores ya que el lecho se presentó más homogéneo, lo que permitió mayor facilidad en la evaluación de los parámetros a determinar.

### 3.5 ANALISIS COMPARATIVO DE TECNICAS DE FLUIDIZACION.

A continuación se hará un análisis más detallado de las determinaciones realizadas en las dos reducciones del sistema con circulación.

Para evaluar esta parámetro nosotros empleamos la ecuación propuesta por Anunsawake (2) debido a que teníamos lechos poco profundos en ambas reducciones de área. Los valores obtenidos con esta fórmula son presentados junto con los experimentales en la table XVII]

T A B L A XVII

Caida de presión a través de un lecho fluidizado con circulación.

COMPARATIVO DE RESULTADOS.  
REDUCCION DE AREA DE FLUJO.

Naturaleza del Material.	dp mm	M (kg)	1a. RED. ( 17% )		2a. RED. ( 13% )	
			APexp mmH2O	P/seq mmH2O	APexp mmH2O	Mg/seq mmH2O
Partículas	2	.050	8	.6	7	.5
		.100	18	.8	32	.7
		.150	33	1.3	57	1
de	6	.050	19	.6	23	.5
		.100	33	1	37	.9
		.150	58	1.3	55	1.1
Plástico	8	.050	38	.6	36	.5
		.100	58	1	53	.9
		.150	74	1.4	102	1.1
Chicharo	8.2	.050	28	.6	30	.5
		.100	42	1	52	.9
		.150	73	1.4	84	1.1

T A B L A XVIII

Velocidad máxima de un lecho fijo, relacionada a la sección equivalente ( 17% ).

COMPARATIVO DE RESULTADOS.  
EN UNA FLUIDIZACION CON CIRCULACION.

dp mm	M kg	Umf m/seg	QMF m <sup>3</sup> /hr	Seq X 10 <sup>3</sup> m <sup>2</sup>	Ū*MF m/seg	UM*F/Umf -
2	.050	.9876	24.04	8.1991	.8144	.8244
	.100		30.23	10.006	.8392	.8497
	.150		35.32	11.76	.8340	.8444
6	.050	1.27	30.23	8.1991	1.02	.8064
	.100		35.32	18.81	.8257	.6501
	.150		43.23	14.56	.8247	.64.93
8	.050	1.42	35.32	8.1991	1.19	.8380
	.100		43.23	10.006	1.20	.8450
	.150		48.88	10.862	1.25	.8802
8.2 chicharo	.050	1.42	35.32	8.1991	1.19	.8380
	.100		43.23	10.006	1.20	.8450
	.150		48.88	10.862	1.15	.8802

UMF\* = 0.81 Umf

T A B L A    X I X

Velocidad máxima de un lecho fijo, relacionado con la sección equivalente ( 13% ).

COMPARATIVO DE RESULTADOS.  
EN UNA FLUIDIZACION CON CIRCULACION.

dp mm	M kg	Umf m/seg	QMF m <sup>3</sup> /hr	Seq X 10 <sup>3</sup> m <sup>2</sup>	UM*F m/seg	UM*F/Umf -
2	.050	.9876	20.43	10.3939	.5459	.5527
	.100		29.39	14.83	.5482	.5550
	.150		36.73	13.66	.7470	.7563
6	.050	1.27	29.29	10.3939	.7854	.6184
	.100		3673	11.157	.8818	.6943
	.150		44.33	13.66	.9014	.7098
8	.050	1.42	36.73	10.3939	.9816	.6912
	.100		44.63	11.157	1.10	.7746
	.150		53.12	13.66	1.08	.7607
8.2 Chicharo	.050	1.42	36.73	10.9466	.9236	.6567
	.100		44.63	11.157	1.10	.7770
	.150		53.12	14.581	1.01	.7126

$$UM*F = .32 \text{ Umf}$$

100

100

Al analizar estos resultados observamos que la caída de presión en un lecho fluidizado no se mantiene constante en función del flujo de aire y que presenta una relación directamente proporcional con la masa del producto a fluidizar y con el diámetro de la partícula. Es importante hacer notar que este aumento en la caída de presión se puede deber a dos efectos teóricos que son:

- Al movimiento de las partículas que avanzan con una tendencia natural hacia el deflector cubriéndolo en su plano inclinado, debido principalmente a las fuerzas centrífugas.
- La pérdida de una parte de energía sirve para vencer las fuerzas de fricción entre las partículas y partículas-pared de la columna y en el caso de los chicharos las de adhesión. Estos excesos en la caída de presión por producto están representados por la parte plana de la curva ( $\Delta P_{eq}$ ) y se pueden deber a la circulación moderada que corresponde a las fuerzas requeridas para mantener en movimiento las partículas sólidas.

Aún considerando estos efectos sobre el aumento en la caída de presión para un lecho fluidizado, debemos de tomar en cuenta el efecto que tiene sobre la  $\Delta P$  el sistema de suministro (compresor) y medición del aire sobre los valores obtenidos durante la fluidización. Provocando que estos valores se incrementen más conforme se va cerrando el área de flujo la masa del lecho y el diámetro de las partículas.

Velocidad máxima en un lecho fijo.

En la determinación de la velocidad máxima del lecho fijo nos ayudamos de las gráficas, en donde el flujo máximo del aire, MF, permite la formación del lecho fijo que aumenta conforme se incrementa la masa del producto como podemos observar en las tablas XVIII y XIX.

Según estos resultados la disminución en la velocidad de fluidización se debe al incremento de la sección recta de la columna al paso del gas. Debido a este efecto se reduce la velocidad superficial media del gas a medida que asciende el flujo por el lecho.

Para la definición de la velocidad media se tiene que hacer referencia a la sección equivalente libre al paso del gas, para esta consideración nos basamos en la bibliografía (2), en la que para estos casos la velocidad máxima del lecho fijo  $U_{MF}^*$  está relacionada con la sección equivalente y se define como:

$$U_{MF}^* = \frac{Q}{S_{eq}}$$

Donde:

$$Q = \text{flujo másico del aire.} \quad (m^3/Hr)$$

$$S_{eq} = \text{sección equivalente al flujo de aire.} \quad (m^2)$$

Los resultados que aparecen en las tablas XVIII y XIX fueron calculados usando esta fórmula. En estas se hace una comparación de las velocidades de fluidización obtenidas en ambas reducciones del área de flujo (17.07% y 13.22%), con el valor medio de la velocidad mínima de fluidización  $U_{mf}$  (tradicional). De estas tablas podemos inferir que se logra disminuir la velocidad de fluidización y con ello el flujo de aire necesario para fluidizar una masa dada de producto.

En estos valores se observa que la masa a fluidizar es independiente de  $U_{MF}^*$  y no como sucedió en la tradicional, por lo que en este aspecto si se mejoró las condiciones, sin que se afecten los parámetros a determinar.

Las relaciones de la UMF\* con respecto al valor medio de la velocidad mínima de fluidización  $U_{mf}$  y está con el gasto de flujo, son:

La primera reducción.

$$UMF^* = 0.81 U_{mf}$$

La segunda reducción.

$$UMF^* = 0.32 U_{mf}$$

Con esto nos damos cuenta de que es recomendable trabajar con la segunda reducción de área.

## RESULTADOS COMPARATIVOS DE FLUIDIZACION TRADICIONAL Y CIRCULACION.

### 4.1 LECHO TRADICIONAL.

Al finalizar la primera etapa experimental de una fluidización tradicional podemos inferir que se cumplió con los objetivos trazados al inicio, es decir se logró caracterizar a la fluidización mediante la determinación y medición de los parámetros más importantes de ésta, como lo son; los espacios mínimos de fluidización, velocidad mínima de fluidización, caída de presión a través del lecho, relación de la altura del lecho y diámetro de la columna.

Mediante esta experimentación mostramos que las formas de las curvas son muy semejantes a las obtenidas para partículas finas (2mm) y por tal motivo el sistema puede ser usado tanto para partículas gruesas como para productos alimenticios (chicharo). Ya que las variables y atributos del sistema no sufren gran alteración y ello permite su estudio y aplicación a partículas gruesas.

Después de estos resultados surgió la necesidad de crear un dispositivo que permitiera la circulación del lecho y con ello mejorar las condiciones de fluidización sin que el producto a fluidizar sufra grandes alteraciones así como obtener una mejor producción al emplear lechos más densos con menor o igual gasto de energía que un lecho tradicional y las más importante que es su aplicación a un proceso alimentario.

#### 4.2 LECHO CON CIRCULACION.

Al término de la segunda etapa experimental se puede ver que el nuevo diseño de fluidización con circulación podría ser aceptablemente aplicado a partículas gruesas y con ello a un proceso alimentario. En donde podemos inferir que:

- En un aparato de fluidización tradicional y de acuerdo con la ecuación de Ergun para flujo turbulento, la caída de presión a través del lecho fijo es proporcional al cuadrado de la velocidad del gas.

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{V_g V_o}{D_p^2} + 175 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \cdot \frac{\rho_f V_o^2}{D_p}$$

- Los picos de las curvas pueden estar asociadas con la entrada del aire a una elevada velocidad en el lecho sólido, disminuyendo la amplitud del pico cuando se aumenta la altura del lecho y la densidad del mismo.
- El régimen estable del método con circulación depende de ciertos parámetros tales como el valor del flujo, profundidad del lecho, tamaño de la partícula, diámetro de la columna y tamaño del distribuidor. Para una columna con un diámetro interno de 130mm, las condiciones estables de circulación parecen ser las mismas para las partículas de plástico y para los chicharos.

$$24 \text{ m}^2/\text{Hr} > \text{Flujo de aire} < 53 \text{ m}^3/\text{Hr}$$

$$90 \text{ gr} > \text{Peso del lecho} < 150 \text{ gr}$$

Con respecto al peso del lecho podemos decir que:

- Cuando los lechos son menores de 200 g (como en nuestro caso) los espacios vacíos se incrementan demasiado no llevando una relación con los valores del flujo de aire y por ello los sólidos pueden ser llevados por el flujo fuera de la columna (valores de flujo  $\geq 53 \text{ m}^3/\text{hr}$ ).

En cuanto a los excesos de la caída de presión por producto corresponden (una parte) a la pérdida de energía requerida para poner en movimiento las partículas y vencer con ello las múltiples fuerzas de fricción existentes durante la fluidización del lecho.

## CONCLUSIONES.

Al término de este estudio hidrodinámico de partículas gruesas podemos decir que:

- 1.- La tecnología tradicional utilizada para fluidizar partículas finas es adaptada para partículas gruesas  $D_p \geq 2\text{mm}$  en un lecho convencional se presentan severas condiciones de pistoneo cuando la altura del lecho,  $L_o$ , supera cierto valor. Esto se comprueba en una columna con un diámetro de 130mm y el pistoneo es inevitable cuando la relación  $L_o/D > 0.5$  se presenta esto, es muy importante al inicio de este fenómeno y próximo al punto mínimo de fluidización.

Es por ello que la fluidización tradicional presenta un gran interés ya que nos permite determinar experimentalmente el comportamiento de las partículas en el punto de la fluidización mínima; siendo estas la velocidad mínima de fluidización  $U_{mf}$ , el valor de los espacios vacíos en el punto mínimo de fluidización  $\epsilon_{mf}$ , flujo volumétrico,  $Q_{mf}$ , relación entre el diámetro de la columna y profundidad del lecho  $L_o/D$ , etc. Las cuales nos ayudaron para compararlas con las obtenidas en la fluidización con circulación y observar que sus valores no cambian mucho, pero las condiciones que prevalecen en el lecho se mejoran.

- 2.- La fluidización con circulación difiere considerablemente de la clásica heterogénea, debido a los fenómenos que se presentan en una y otra, así como en sus propiedades. En la de circulación se tiene una fase transitoria de la masa en circulación y progresiva de las partículas sólidas al inicio de la "velocidad máxima del lecho fijo" relacionándola con la sección equivalente de la columna, este valor es aproximadamente 0.81

veces menor en la primera reducción y 0.32 veces en la segunda. Por lo tanto nosotros llegamos a la conclusión que la mejor área para trabajar en un lecho con circulación es la segunda (13.22% área libre del flujo) ya que presentó más ventajas que la primera reducción de área.

Así con este nuevo sistema de fluidización con circulación presentado en este trabajo y con los consultados (2, 3, 4) para la fluidización de partículas gruesas, vemos que este ofrece varias ventajas como; (1) la intensa agitación que tiene lugar en el interior del lecho nos proporciona una perfecta mezcla de las partículas sólidas aún y cuando estas presenten propiedades físicas muy diferentes (inertes o alimenticias), (2) permite un perfecto contacto entre el gas y las partículas sólidas con lo que los valores de los coeficientes de transferencia de calor y masa obtenidos en trabajos previos han sido muy satisfactorios (2, 3, 4, 10 y 31). (3) La uniformidad del lecho en circulación es otra ventaja que nos permitiría la utilización de este diseño en operaciones de tipo discontinuo o continuo.

Por todo lo anteriormente expuesto en este trabajo el nuevo sistema con circulación puede ser empleado en algunas operaciones de la industria alimenticia como; congelación, pre-enfriamiento, escaldado, tostado, etc.

Las aplicaciones de la fluidización sobre los procesos alimentarios han ido en aumento en los últimos 20 años debido principalmente a la necesidad de obtener una mejor en el producto procesado. Las unidades de fluidización tienden cada día a ser más usadas en la industria alimentaria, una de las primeras aplicaciones fué propuesta por Scott y Aref (39) que dieron origen al sistema I, Q, F (individually Quick Frozen) que es el más empleado hasta la fecha, este fué aplicado principalmente a la congelación y pre-enfriamiento de chicharos. Papas en rodas. Otra de las desventajas de este equipo es el espacio y la cantidad de energía que necesitan.

Así sobre este sistema se han desarrollado más equipos con la finalidad de tener una mayor versatilidad en el proceso y con ello en el alimento. Es por ello que Vázquez y Calvelo (30) ya trabajan en secado de papas a la francesa, cubos de manzana en su trabajo ellos comprueban que la única diferencia que se pueden presentar son las características del producto y que debido a esto las condiciones de fluidización van a cambiar. Según en tratamiento A que va a ser sometido el alimento. Cabe aclarar que su trabajo fué realizado en un sistema tradicional con las limitantes ya mencionadas en este trabajo.

Debido a las desventajas de la fluidización tradicional era necesario desarrollar un sistema que mejoraran las ventajas del método. Tomando en cuenta lo anteriormente expuesto Anunsawake (2), Barrex J.L. (3) proponen la fluidización con circulación para procesos como; pre-enfriamiento, congelación, secado, escaldado y tostado de alimentos condiferentes formas geométricas para terminar con esta litane.

Ahora bien el diseño de lechos continuos requiere de mayor información sobre el coeficiente de transferencia de calor en un sistema gas=sólido, así como del tiempo de residencia del producto dentro del lecho fluidizado. Esto va a depender principalmente de las propiedades físicas, químicas y físico-químicas del alimento y del proceso al cual vaya a ser sometido (30).

Es por ello que el presente trabajo da una posible solución a este problema usando un método de fluidización con circulación para partículas gruesas ( $D_p \geq 2\text{mm}$ ).

Que como ya vimos este procedimiento asegura que toda la masa o producto estará en suspensión con una rotación de la masa en forma perpendicular a la dirección del flujo de gas. Formando el torbellino que es propicio para la realización de excelentes intercambios entre el sistema gas-partícula, obteniendo con ello un tratamiento uniforme de los productos en poco tiempo (2, 4), sin que se afecten en gran medida las características físicas y alimenticias del producto, debido al corto tiempo de residencia en la columna de fluidización y las condiciones que prevalecen en éstas.

Es por todo ello la fluidización con circulación una buena técnica alternativa para procesos alimentarios en forma continua o discontinua.

## N O M E N C L A T U R A .

D	Diámetro de la columna.	m
Dp	Diámetro de la partícula sólida.	m
g	Aceleración de la gravedad.	kgm/kg seg
L	Altura del lecho.	m
Lo	Altura del lecho en reposo.	m
Lmf	Altura del lecho en el punto de fluidización mínima.	m
M	Masa de partículas sólidas en el lecho.	kg
Q	Gasto volumétrico del fluido.	m <sup>3</sup> /hr
QMF	Gasto volumétrico del lecho fijo.	m <sup>3</sup> /hr
S	Sección, recta de la columna.	m <sup>2</sup>
Seq	Sección equivalente del lecho.	m <sup>2</sup>
Umf	Velocidad mínima de fluidización.	m/seg
UMF*	Velocidad máxima en el lecho fijo.	m/seg
V	Volumen del deflector correspondiente a la altura L.	m <sup>3</sup>
Ga	número de Galileo = $Dp^3 ( - )g / 2$	-
Re	número de Reynolds $Dp V /$	-
Rep	número de Reynolds relacionado a la partícula.	-
Repmf	número de Reynolds relacionado a la velocidad mínima de fluidización.	-
$\rho, \rho_f$	Densidad de partícula y fluido.	kg/m <sup>3</sup>

## L E T R A S   G R I E G A S .

$\epsilon$	Espacios vacíos en el lecho.	-
$\epsilon_{mf}$	Espacios vacíos en la fluidización mínima.	-
$\mu$	Viscosidad dinámica del fluido.	kg/m seg

## B I B L I O G R A F I A .

- 1.- ANON.  
Food. Eng., 1962, 34 ( 11 ), 60.
- 2.- ANUNSAWAKE HAESUNGCHARERN.  
Fluidización de Partículas Gruesas. TESIS.  
Academia de Montpellier. Universidad de Ciencias y Técnicas  
de LANGUEDOC 1978.
- 3.- BAXERRES J.L.  
Tesis de Doctorado en Ingeniería U.S.T.L. 1978.  
Montpellier Francia.
- 4.- BAXERRES J.L.  
Información Chemie 1982 No. 228-230, 365.
- 5.- BECKER H.A.  
Chem. Eng. Sci., 1961, 13,245.
- 6.- BECKER H.A. And. H.R. SALLANS.  
Chem. Eng. Sci., 1960, 3, 13, 97.
- 7.- BENA J. HAVALDA I et. MATAS J.  
Collect. Czech. Chem. Commun., 1971, 36, 3563.
- 8.- BENA J. HAVALDA., BAFRNEC M. et. ILAVSKY.  
Collect. Czech. Chem. Commun., 1968, 33, 2620.
- 9.- BLAKE F.C.  
Trans. Am. Inst. Chem. Eng. 1922, 14, 415.
- 10.- BERANEK J.  
Collection Czechoslov Chem Comm 25:2319; 1960.

- 11.- BOTTERILL J.S.M.  
Chem. Eng. Progress. Sym. Series.  
Nº 62 Vol. 62; 1966.
- 12.- BOTTERILL J.S.M. et. BESSANT D.J.  
Powder Technol., 1973, 8, 213
- 13.- BROADHURST T.E. et. becker h.a.  
A. I. Ch. E. Journal 1975, 21 ( 2 ), 238.
- 14.- BURKE S.P. et. PLUMMER W. B.  
Ind. Eng. Chem. 1928. 20 ( 11 ) 1196.
- 15.- CARMAN P. C.  
Trans. Inst. Chem. Engrs, 1937, 15, 150.
- 16.- CHRISTIE J. GEANKOPLIS.  
Procesos de Transporte e Operaciones Unitarias.  
Editorial C.E.C.S.A. México, 1982 Pag. 713
- 17.- CRANFIELD R. R. et. GELDART D.  
Chem. Eng. Sci., 1974, 29, 935.
- 18.- CORNEIL D. et KATZ D.L.  
Ind. Eng. Chem., 1953, 45 ( 10 ), 2145.
- 19.- COULSON J.M.  
Chemical Engineering Pergamón International.  
Library, Vol II 1978; Pag. 248-251.
- 20.- DAVIDSON J. F. et HARRISON D.  
Fluidización, Londón: Academic Press, 1971.

- 21.- DE JONG J.A.H. et. NOMDEN J. F.  
Powder Technol., 1974, 9, 91.
- 22.- ERGUN S. et. ORNING A. A.  
Ind. Eng. Chem., 1949, 41 ( 6 ), 1179.
- 23.- ERGUN SABRI.  
Chem. Eng. Prog. 1952, 48, 2, 89.
- 24.- FAN. L. T. et. SWARTZ C. J.  
Can. J. Chem. Eng., 1959, 37, 204
- 25.- FAN. L.T. and. THO-CHING H.O.  
A.I. Ch. E. Journal 1981, 27, 3, 388
- 26.- GODARD K. E. et. RICHARDSON J. F.  
Proceeding of the tripartita Chemical Engineering  
Conference, Montreal 1968, 126.
- 27.- JOSEPH F. FRANTZ.  
Chem. Eng. Progr. Symp. Ser. Nº 62, 62, 1963.
- 28.- LEVA M.  
Fluidización , New-York, Mc Graw-Hill Book Co 1959.
- 29.- LEWIS W. K., GILLILAND E.R.  
Ind. Eng. Chem. 1949, 41, 1104.
- 30.- Mc LAIN, H y Mc KAIN.  
A.S.A.E. 1979, 22, 671
- 31.- MICKLEY. H. S. Y D. F. FAIRBANKS.  
A. I. ch. E. Journal 1, 374; 1955.

- 32.- MOTAMEDI M. et. JAMESON G. J.  
Chem. Eng. Sci., 1968, 23, 791.
- 33.- NEEL G. H. G. S. SMITH et al.  
Food Technol., 1954, 8, 5, 230.
- 34.- PERAZA CAMPOS, A. L.  
Tesis Facultad de Química U. N. A. M. 1983.
- 35.- REYNOLDS O.  
Papers on Mechanical and Physical Subjects Cambridge.  
University Press ( 1900 ):
- 36.- RICHARDSON, J.F. YZAKI.  
Trans. Inst. Chem. Eng. 32:35 1954.
- 37.- ROLLING D. MORSE.  
Ind. Eng. Chem., 1949, 41, 6, 1117.
- 38.- SCHWART C. E. et. SMITH J.M.  
Ind. Eng. Chem., 1953, 45 ( 6 ), 1209.
- 39.- SCOTT K. R., TAPE N. W., et AREFM. M.  
Food Technol., 1967, 21, ( 8 ), 1090.
- 40.- SMITH K. L. y ROPER G. H.  
Aust. J. Chem. Engrs., 1960, 4, 515.
- 41.- SQUIRES A. M.  
Chem. Eng. Prog., 1962 58 ( 4 ), 66.
- 42.- VAN. HEERDEN., A. P. P. NOBEL.  
Ind. Eng. Chem., 1958, vol. 45, 6, 1237.

- 43.- VAZQUEZ A. y A. CALVELO.  
J. Food Sci 1983, 48, 1081.
- 44.- VAZQUEZ A. y A. CALVELO.  
Journal Food Process Eng. 4:53 1980.
- 45.- VIZCARRA MARIO y otros.  
J. Food. Sci 1986, 51 1, 206.
- 46.- W. VOLK, C.A. JOHNSON, and H. H. STOTLER.  
Chem. Eng. Progr., 1962, 58, 3, 44.
- 47.- WAGSTAFF C.E. y SMITH J.M.  
Ind. Eng. Chem. 1953, 45 ( 16 ), 1209.
- 48.- WEN C. Y. et. YU Y. H.  
Chem. Eng. Progr. Symp. Ser. 1966, 62, 100.
- 49.- WILHELM R. H. et. KWAUK M.  
Chem. Eng. Progr., 1948, 44, 201.
- 50.- ZENZ F. A. et. OTHMER D.F.  
Fluidización and Fluid-Particles Systems New-York,  
Reinhold Publishing Cor, 1960.