

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



"CONSTRUCCION DE UN LECHO FLUIDIZADO
EXPERIMENTAL:
ESTUDIO DEL EFECTO DE LAS VARIABLES DE OPERACION
SOBRE SU COMPORTAMIENTO"

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

MARIO GONZALO VIZCARRA MENDOZA

1974



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

1974. Tesis
1974. 1974
PLUNA M.T. 350 302 304
PROC. _____



LA MOLINA

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: ING. ENRIQUE GARCIA LOPEZ. _____

V O C A L: DR. MARTIN HERNANDEZ LUNA. _____

SECRETARIO: DR. ENRICO MARTINEZ SAENZ. _____

1er. SUPLENTE: ING. FERNANDO MALDONADO M. _____

2o. SUPLENTE: ING. LEOPOLDO RODRIGUEZ _____

LUGAR DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

Laboratorio de Ingeniería Química, Fac. de Química.

NOMBRE DEL SUSTENTANTE:

Mario Gonzalo Vizcarra Mendoza.

NOMBRE DEL ASESOR DEL TEMA:

DR. Enrico Martinez Saenz.

A mi Padre: Quien ha sabido estimularme y de quien tanto apoyo he recibido durante todos mis estudios.

A mi Madre: Con profundo cariño y admiración.

A mis Hermanos: Federico T., Mélida, Ana Luisa, María Angela y Beatriz.

Al Dr. Enrico Martínez S. en reconocimiento a la amistad que siempre me ha brindado y al interés que mostró durante el desarrollo de este - trabajo de investigación.

Quiero hacer patente mi reconocimiento al "Grupo de Catálisis" y en especial al Dr. Martín Hernández Luna, por la labor desarrollada en el Laboratorio de Catálisis de esta Facultad.

I N D I C E

	pag
RESUMEN	I
NOMENCLATURA	III
INDICE DE TABLAS	VI
INDICE DE FIGURAS	VII
INTRODUCCION	1
CAPITULO I.- GENERALIDADES SOBRE FLUIDIZACION	
Definición.	5
Explicación al Fenómeno de la Fluidi- zación.	5
Características del Lecho Fluidizado.	6
Comentarios sobre Algunos Estudios Realizados.	7
Enfoque del Trabajo Desarrollado	10
CAPITULO II.- ASPECTOS TEORICOS SOBRE FLUIDIZACION	
Esfericidad de las Partículas.	12
Fracción de Vacío del Lecho.	12
Velocidad de Fluidización Mínima.	13
Velocidad Terminal.	13
CAPITULO III.- APARATOS Y MATERIALES	
1.- Catalizador.	15
2.- Gases.	15
3.- Equipo Experimental.	15
a.- Línea de Aire y Aparatos de Medición.	17
b.- Plato Distribuidor.	17
c.- Lecho Fluidizado.	18
d.- Sistema de Recolección de Polvos.	19
CAPITULO IV.- PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL	
Determinación de la Distribución del Tamaño de Partícula.	21
Operación del Reactor.	21
CAPITULO V.- PRESENTACION Y DISCUSION DE RESULTADOS	
PRESENTACION DE RESULTADOS.	24
1.- Cálculo de la Velocidad Superficial	24
2.- Cálculo de la Caída de Presión a través del Lecho.	26
3.- Cálculo de la Caída de Presión an- tes del Plato Distribuidor.	27

4.- Cálculo de la Caída de Presión a través del Plato Distribuidor.	27
5.- Expansión del Lecho.	27
6.- Determinación de la Fracción de Vacío.	28
7.- Gráficas ΔP_{Lr} vs. V_s .	28
8.- Gráficas de Caída de Presión vs. Velocidad Superficial Normalizada.	28
DISCUSION DE RESULTADOS.	41
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	45
APENDICE "A".	
Cálculos Representativos.	47
APENDICE "B".	
Datos Primarios y Datos Calculados para Diferentes L/D.	53
APENDICE "C".	
Distribución del Tamaño de Partícula.	65
BIBLIOGRAFIA	69

R E S U M E N

El estudio llevado a cabo sobre un reactor de lecho fluidizado, se enfocó fundamentalmente hacia el comportamiento dinámico del reactor, variando el gasto de aire con el fin de cubrir un determinado rango que nos permitiera establecer los puntos en los cuales alcanzamos a fluidizar una cantidad apropiada de catalizador.

Dichas variaciones en el gasto de aire fueron manejadas para diferentes relaciones L/D, lo que nos permitió conocer las variaciones de los parámetros de diseño y, mediante gráficas, poder establecer un camino lógico, que nos permitiera determinar la cantidad óptima de catalizador para ser fluidizada en un reactor de un diámetro determinado.

Así mismo, un aspecto en el que se hizo incapié debido su enorme importancia, fué el del diseño de un plato distribuidor adecuado, ya que, dependiendo de sus características podremos alcanzar las condiciones de fluidización eliminando al máximo el burbujeo y acanalamiento del gas, ya que estos dos aspectos reducen el área de contacto entre el gas (reactivo) y el sólido (catalizador) empobreciendo el rendimiento de la reacción. Para poder lograr llegar al diseño definitivo del plato distribuidor nos basamos primordialmente en la observación visual del fenómeno y en los criterios establecidos en la literatura.

Para adoptar el diseño definitivo de nuestro plato distribuidor, se hicieron pruebas con diferentes arreglos, por medio de la siguiente secuencia:

- 1.- Con una malla de acero inoxidable (325 mesh).
- 2.- Con dos mallas de acero inoxidable superpuestas (325 mesh).
- 3.- Con un cilindro de acero galvanizado de 5.08 cms de diámetro por 5.08 cms de longitud, empleando las dos mallas antes descritas a manera de tapas.
- 4.- Con el mismo sistema del punto 3, pero llenando el volumen del cilindro con:
 - a.- Perlitas de vidrio.
 - b.- Tubitos de vidrio.
 - c.- Arena de mar.

De esta forma, llegamos al diseño definitivo el cual se describe ampliamente al analizar el equipo experimental.

Los resultados obtenidos al término del presente trabajo, indican la enorme importancia que tiene la experimentación a nivel laboratorio, ya que nos permite tener una base sólida para poder empezar el "escalamiento" para llegar a nivel planta piloto.

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

- A_t : Area transversal del reactor (cm²).
 C_d : Factor de fricción.
 D : Diámetro del reactor (cm).
 \bar{d}_p : Diámetro promedio de partícula (cm).
 g : Aceleración de la gravedad (cm/seg²).
 g_c : Factor de conversión (gr-cm/ $\bar{g}r$ -seg²).
 h : Altura entre columnas del manómetro de Hg (cm).
 h_L : Altura entre columnas del manómetro de H₂O (cm).
 L : Altura del lecho fijo (cm)
 L_{fm} : Altura del lecho en fluidización mínima (cm).
 L_f : Altura del lecho fluidizado (cm).
 P_o : Presión de operación (mm Hg).
 P_1 : Presión medida antes del plato distribuidor (mm Hg).
 P_2 : Presión medida después del plato distribuidor (mm Hg).
 ΔP : Caída de presión antes del plato distribuidor (mm Hg).
 ΔP_d : Caída de presión a través del plato distribuidor (mm Hg).
 ΔP_L : Caída de presión NO corregida a través del lecho (mm Hg).
 ΔP_{dfm} : Caída de presión a través del plato distribuidor en fluidización mínima (mm Hg).
 ΔP_{Lf} : Caída de presión a través del lecho fluidizado ((mm Hg).
 ΔP_{Lfm} : Caída de presión a través del lecho en fluidización mínima (mm Hg).
 ΔP_{Lr} : Caída de presión a través del lecho. Corregida (mm Hg).

- Q_0 : Gasto de aire a través del rotámetro (cm³/min).
 Q_1 : Gasto de aire a través del punto 1 (cm³/min).
 Q_2 : Gasto de aire a través del punto 2 (cm³/min).
 Re_p : Número de Reynolds.
 S_g : Area superficial del catalizador (cm²/gr muestra).
 V_{cat} : Volúmen de catalizador (cm³).
 V_f : Velocidad de fluidización (cm/seg).
 V_{fm} : Velocidad de fluidización mínima (cm/seg).
 V_g : Volúmen de poros (cm³/gr muestra).
 V_s : Velocidad superficial del gas a través del reactor (cm/seg).
 V_t : Volúmen total (cm³).
 v_t : Velocidad terminal (cm/seg).
 V_v : Volúmen vacío del lecho (cm³).
 V_1 : Velocidad del gas en el punto 1 (cm/seg).
 V_2 : Velocidad del gas en el punto 2 (cm/seg).
 W_c : Peso de catalizador empleado en cada relación L/D. (gr).
- ϵ : Fracción de vacío
 ϵ_m : Fracción de vacío del lecho fijo.
 ϵ_{fm} : Fracción de vacío del lecho en fluidización mínima.
 ϵ_f : Fracción de vacío del lecho fluidizado.
 ϵ_p : Fracción de vacío de la partícula.
 δ_s : Esfericidad de la partícula.

ρ_a : Densidad aparente del catalizador (gr/cm³).

ρ_g : Densidad del gas (gr/cm³).

ρ_s : Densidad del sólido (gr/cm³).

π : 3.1416.....

μ : Viscosidad del gas (gr/cm-seg).

INDICE DE TABLAS

	pag.
TABLA I.- Resultados Obtenidos a Partir de los Datos del Apéndice "B".	25
TABLA B.I.- Datos Primarios, $L/D=10$ (corrida típica)	53
TABLA B.II.- Datos Calculados, $L/D=10$ (corrida típica)	54
TABLA B.III.- Datos Primarios, $L/D=2.5$	55
TABLA B.IV.- Datos Calculados, $L/D=2.5$	56
TABLA B.V.- Datos Primarios, $L/D=5$	57
TABLA B.VI.- Datos Calculados, $L/D=5$	58
TABLA B.VII.- Datos Primarios, $L/D=15$	59
TABLA B.VIII.- Datos Calculados, $L/D=15$	60
TABLA B.IX.- Datos Calculados para Establecer la Gráfica de Caída de Presión vs. Velocidad Superfi- cial Normalizada.	61
TABLA X.- Datos Calculados para Establecer la Gráfica de Caída de Presión vs. Velocidad Superficial Normalizada.	62
TABLA XI.- Datos Calculados para Establecer la Gráfica de Caída de Presión vs. Velocidad Superficial Normalizada.	63
TABLA XII.- Datos Calculados para Establecer la Gráfica de Caída de Presión vs. Velocidad Superfi- cial Normalizada.	64
TABLA C.I.- Series de Mallas.	67
TABLA C.II.- Distribución del Tamaño de Sólidos No Uniformes.	68

INDICE DE FIGURAS

	pag
FIG. I.- Zonas y Fases de un Lecho Fluidizado.	11
FIG. II.- Principales Características del Movimiento de Sólidos y el Flujo de Gas según se Visualiza en el Modelo de Lecho "BURBUJEANTE".	11
FIG. III.- Diagrama de Flujo Empleado en el Estudio del Sistema Reactor de Lecho Fluidizado.	16
FIG. IV.- Reactor de Lecho Fluidizado.	20
FIG. 1.- Caída de Presión vs. Velocidad Superficial L/D = 2.5	30
FIG. 2.- Caída de Presión vs. Velocidad Superficial L/D = 5	31
FIG. 3.- Caída de Presión vs. Velocidad Superficial L/D = 10	32
FIG. 4.- Caída de Presión vs. Velocidad Superficial L/D = 15	33
FIG. 5.- Caída de Presión vs. Velocidad Superficial Normalizada. L/D = 2.5	34
FIG. 6.- Caída de Presión vs. Velocidad Superficial Normalizada. L/D = 5	35
FIG. 7.- Caída de Presión vs. Velocidad Superficial Normalizada. L/D = 10	36
FIG. 8.- Caída de Presión vs. Velocidad Superficial Normalizada. L/D = 15	37
FIG. 9.- V_{fm} , V_f vs. L/D.	38
FIG. 10.- ΔP_{dfm} , ΔP_{Lf} , ΔP_{Lfm} vs. L/D.	39
FIG. 11.- L_f , L_{fm} vs. L/D.	40
FIG. A.1.- Localización de los Puntos en que se Determinó la Presión que nos Sirven para Correger Velocidades.	48
FIG. A.2.- Curva de Calibración para aire S.T.P. Rotámetro 448-225.	51
FIG. A.3.- Curva de Calibración para aire S.T.P. Rotámetro FP-1/4-16-G-5/84.	52
FIG. C.1.- Distribución del Tamaño de Partícula.	66

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

Dentro del campo de los reactores químicos, existen diversos diseños que se utilizan en casos particulares dependiendo de las características de la reacción, de los reactivos por manejar y del catalizador utilizado. Uno de dichos diseños es el reactor de lecho fluidizado, el cual ha venido a solucionar diversos problemas que se presentan en un lecho fijo y que para ciertas reacciones provocan bajas en rendimiento y deterioro del catalizador.

Su aplicación industrial no va mas allá de las cuatro décadas anteriores y durante este lapso de tiempo, la técnica referente a ésta operación ha evolucionado vertiginosamente, sobre todo en su aplicación a la industria del petróleo, teniendo su principal empleo en lo referente a reacciones de Cracking y Reforming.

Entre los numerosos problemas que vino a solucionar la fluidización, se pueden citar a grandes rasgos, los siguientes Control de Temperatura.- Las reacciones exotérmicas, así como las endotérmicas, pueden ser fácilmente controladas en estos equipos debido a los altos coeficientes de transferencia de calor, con lo cual, se puede mantener uniforme la temperatura a lo largo de todo el lecho.

Envenenamiento del Catalizador.- Reacciones del tipo Cracking y Reforming, presentan el grave problema de que depositan mucho carbón sobre el catalizador al efectuar la reacción, propiciando con esto la reducción de la concentración de centros activos del

catalizador y por consiguiente sobreviene la desactivación del mismo, mermando los rendimientos de la reacción, ya que disminuye la conversión a productos. Con sistemas fluidizados se logra remediar esto, por medio de un sistema regenerador, el cual se acopla al reactor, integrando de esta manera una operación continua en la que constantemente estamos recirculando el catalizador entre el lecho y el regenerador. obviamente, reacciones de este tipo, las cuales por sus características envenenan constantemente al catalizador, si fueran llevadas a cabo en reactores de lecho fijo, provocarían constantes paros durante períodos relativamente cortos de operación, con el fin de descargar el catalizador envenenado y cargar una muestra nueva o regenerada, con las consiguientes restricciones a la economía del proceso.

Entre los problemas que se pueden presentar en un sistema de lecho fluidizado, pueden citarse los siguientes:

Sistema de Contacto.- La dificultad de poder establecer un modelo de flujo del fluido, el cual presenta desviaciones del flujo pistón y el "bypass" de los sólidos (catalizador) por medio de las burbujas, presentan un sistema de contacto no muy eficiente recrudesciéndose este problema cuando hay necesidad de grandes cantidades de conversión del reactivo (fluido).

Mezclado de Sólidos.- El rápido mezclado de sólidos en el lecho con la consiguiente distribución del tamaño de partículas, conduce a tiempos de residencia de los sólidos en el reactor no uniformes, por lo que en operaciones continuas, dará una producción no uniforme y bajas conversiones.

Por otro lado la resistencia a la abrasión de los sólidos y la erosión del recipiente, son problemas que continuamente se toman en cuenta.

En reacciones no catalíticas, gas-sólido, en las que el sólido reacciona con el gas para dar productos, la uniformidad que se alcanza en la temperatura y la mayor área de contacto que proporciona un lecho fluidizado, hace que estas reacciones se lleven a cabo en este tipo de reactores.

Con relación al problema de secado, la uniformidad de la temperatura alcanzada en los reactores de lecho fluidizado, vuelve a ser de primordial importancia para que sea seleccionado un aparato de este tipo, sobretodo con relación a materiales en los que su temperatura de fusión, por ejemplo, presenta un grave problema al producirse aumentos de temperatura a lo largo del lecho.

En fin, los reactores de lecho fluidizado, a medida que la tecnología avanza, seguirán desarrollandose y perfeccionandose en su funcionamiento, ya que existen en todo el mundo científicos investigadores, dedicados al estudio de los fenómenos de la fluidización, puesto que es un campo que presenta grandes atractivos para la investigación tecnológica.

En nuestro caso particular, es la intención de este trabajo, diseñar y construir un reactor de lecho fluidizado experimental, así como evaluar su comportamiento con respecto al flujo de gases y sólidos dentro del mismo, con el objeto de poder establecer las condiciones de operación para el estudio de sistemas reaccionantes.

Se decidió construir el reactor con material transparente y con suficiente instrumentación para permitir la observación del fenómeno y la determinación cualitativa y cuantitativa de los patrones de flujo en función de las variables de operación, como flujo de gases, relación altura a diámetro del lecho, características del plato distribuidor y distribución del tamaño de partícula en la muestra por fluidizar, etc.

C A P I T U L O I

GENERALIDADES SOBRE FLUIDIZACION

DEFINICION.-

La fluidización es la operación por medio de la cual, una carga determinada de partículas sólidas de tamaño pequeño, alcanza un estado de movimiento similar al de un líquido en ebullición al ponerse en contacto con un fluido.

EXPLICACION AL FENOMENO DE LA FLUIDIZACION.-

La fluidización se alcanza a través del siguiente mecanismo: Al inicio de la operación el lecho se encuentra totalmente en reposo y el paso de la corriente de fluido es a través de los espacios vacíos entre partículas. Aumentando la velocidad del fluido, llegaremos a un punto en que las fuerzas de fricción y fluido se igualan al peso de las partículas, la componente vertical de la fuerza de compresión entre las partículas adyacentes desaparece y la caída de presión a través de cualquier sección del lecho se hace aproximadamente igual al peso del fluido y las partículas en esa sección. Es en este punto donde se alcanzan las condiciones de fluidización mínima. A velocidades mayores, el movimiento del lecho se hace más heterogéneo, apareciendo burbujas y acanalamientos por donde se transporta el gas y a medida que se aumenta la velocidad, la agitación será mas violenta y el movimiento de los sólidos más vigoroso. En este punto hemos alcanzado las condiciones de fluidización. Por último, a velocidades mucho más elevadas, encontraremos el transporte neumático.

Así, a grandes rasgos, se pueden definir tres formas de comportamiento al operar un lecho fluidizado: a) LECHO FIJO, b) LECHO FLUIDIZADO y c) TRANSPORTE NEUMÁTICO. La zona que se localiza entre el lecho fijo y el fluidizado, es la correspondiente a la fluidización incipiente y es aquí donde se encuentra la velocidad de fluidización mínima. La zona comprendida entre el lecho fluidizado y el transporte neumático, es la que se denomina zona de iniciación del arrastre de sólidos y es aquí donde se localiza la velocidad terminal.

CARACTERISTICAS DEL LECHO FLUIDIZADO.-

Un lecho fluidizado en sí, presenta las siguientes zonas: a) ZONA DENSA, la cual se encuentra limitada en la parte inferior por el plato distribuidor y en la parte superior por el perfil del lecho y b) ZONA DILUIDA, la cual se localiza arriba del perfil antes mencionado y es una región en que las partículas adquieren velocidades mas altas que la velocidad terminal por lo que frecuentemente son arrastradas fuera del reactor por el fluido.

En la zona densa se nota la formación de burbujas y se puede observar cómo en la parte inferior las burbujas son pequeñas y a medida que van elevándose a través del lecho se hacen mayores o coalescen entre sí explotando al llegar al límite de esta zona. Otro fenómeno que es perfectamente observable es el acanalamiento del gas.

Dichas burbujas y acanalamientos reducen el área de contacto entre sólido y fluido con consecuente efecto negativo so-

bre las reacciones que se llevan a cabo dentro del reactor. Es en esta zona donde se encuentran dos fases como una consecuencia de los fenómenos antes descritos: a) Fase Emulsión, en la cual se localizan los sólidos y fluido en movimiento continuo y b) Fase Burbuja.

Las zonas y fases antes descritas, se muestran en la figura I.

Otros aspectos que se presentan en los lechos fluidizados son los relacionados con el mezclado de sólidos, distribución de los sólidos a lo largo del lecho, fenómenos de transferencia de calor y masa y algunas otras características íntimamente relacionadas con las anteriormente expuestas.

COMENTARIOS SOBRE ALGUNOS ESTUDIOS REALIZADOS.

Como es lógico suponer, uno de los aspectos más importantes dentro del estudio del lecho fluidizado, es el de desarrollar técnicas para evitar al máximo la formación de burbujas y el acanalamiento. Entre los estudios que se han publicado, los cuales en las últimas décadas se han incrementado mucho a pesar de lo joven de esta tecnología, se pueden citar los siguientes:

Leva (9) y Kunii & Levenspiel (8) han publicado respectivamente libros dedicados exclusivamente al estudio de lechos fluidizados.

Con relación al mezclado de sólidos, han aparecido innu-

merables publicaciones, entre las que destaca el trabajo de Tailby y Cocquerel (3) en el cual se estudia el efecto de la relación longitud - diámetro del lecho fluidizado, la velocidad de flujo del gas y la velocidad de los sólidos a través del sistema. Utilizando técnicas "estímulo-respuesta", los autores determinaron la distribución de tiempo de residencia de sólidos en función de la relación L/D, obteniéndose así, el grado de desviación del comportamiento con respecto a mezclado perfecto (segregación) y con respecto a flujo pistón (retención), observándose que ha medida que aumenta la relación L/D, disminuye la retención, mientras que a L/D constante, aumentando la velocidad, disminuye la segregación.

Analizando el contacto sólido-gas, los estudios que han sido presentados son amplios y los autores divergen en sus puntos de vista con respecto al problema, por ejemplo, la publicación presentada por Laneau (6) desarrolla el problema basándose en la evaluación de variables tales como: velocidad y densidad del gas por medio de probetas capacitores, obteniéndose datos con los cuales evalúa los parámetros de contacto sólido-gas (distribución de sólidos entre las fases burbuja y emulsión, volúmenes relativos de dichas fases, flujo relativo de gas a través de las fases, etc). Thomas y Hoekstra (5) propusieron un método de contacto para gases y vapores con sólidos, cuyas sugerencias son las siguientes: El catalizador o sólido debe ser utilizado en forma de polvo (aprox. de 40 a 100 micras de diámetro), el catalizador debe ser empleado y regenerado en el mismo recipiente y además es recomendable estu-

diar la posibilidad de incluir baffles dentro del reactor ya que esto ayuda a una mejor área de contacto entre el sólido y el gas,

Otro problema que los investigadores tratan constantemente es el referente a la formación de burbujas dentro del lecho fluidizado y no dudamos que en la actualidad los logros dentro de este campo hayan permitido tener herramientas más confiables para analizar los patrones de flujo del lecho; relacionado con esto, se encuentra el trabajo presentado por Chiba, Terashima y Kobayashi (2) en el que establecen un método para estimar fácilmente la distribución del tamaño de burbujas como una función de la altura en lechos fluidizados con gas, contribución de gran relevancia, ya que el funcionamiento de un lecho fluidizado es función directa del diámetro de la burbuja en el lecho. Tomita y Adachi (1) también presentaron una publicación relacionada con lo anterior, en la que estudiaron el efecto del diámetro del lecho sobre el comportamiento de las burbujas en el lecho fluidizado gas-sólido y demuestran experimentalmente el efecto del 'escalamiento' sobre el comportamiento de las burbujas, enfocandolo hacia una región de escala intermedia.

Con el fin de proporcionar una teoría sobre el comportamiento de un lecho fluidizado, Kunii y Levenspiel (4) propusieron un modelo de lecho "burbujeante", el cual describe el lecho fluidizado como un conjunto de burbujas de tamaño uniforme, cada una rodeada por una nube, las cuales dejan una estela debido a su movimiento ascendente a través del lecho. Este modelo propone como parámetro fundamental, el tamaño efectivo de la burbuja y todos los

flujos internos e intercambios en el lecho se derivan de dichos parámetros; un diagrama representativo de tal lecho "burbujeante" es el de la fig. II.

ENFOQUE DEL TRABAJO DESARROLLADO.-

Por lo que respecta al presente estudio, la atención se dirige principalmente al acondicionamiento de un lecho fluidizado experimental, con miras a ser utilizado tanto en estudios del comportamiento del lecho en sí, como a estudios de reacciones y operaciones de secado, a partir de los cuales se puedan obtener datos útiles para el escalamiento a unidades comerciales. Por lo tanto, nuestro trabajo se enfoca directamente al estudio del efecto de las variables fundamentales (velocidad del gas, relación altura-diámetro, del lecho, características del plato distribuidor, etc) sobre el comportamiento general de nuestro lecho fluidizado experimental.

Un enfoque de aplicación inmediata que se le puede hacer al reactor de lecho fluidizado construido para la realización de esta tesis, es la programación de una serie de prácticas para complementar el material didáctico de la materia Ingeniería Química VIII del actual programa para ingeniero químico que se imparte en la facultad de Química de la Universidad Nacional Autónoma de México; la cual está relacionada con reactores catalíticos.

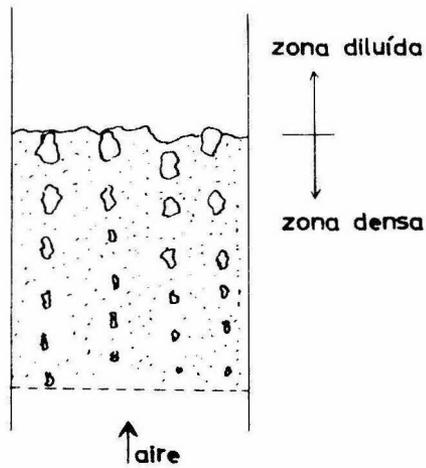


FIG.I.- Zonas y fases de un Lecho Fluidizado.

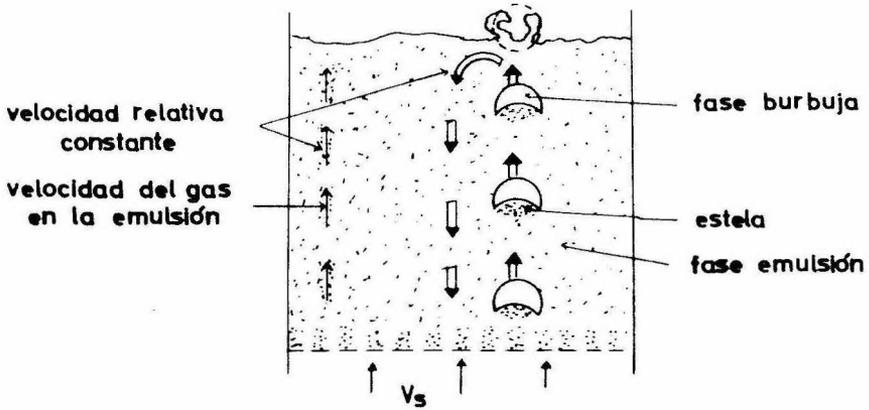


FIG.II.- Principales características del movimiento de sólidos y el flujo de gas según se visualiza en el modelo de lecho "burbujeante" (4).

C A P I T U L O I I

ASPECTOS TEORICOS SOBRE FLUIDIZACION

Con el objeto de poder establecer comparaciones entre nuestros resultados experimentales con los resultados que existen en la literatura, así como el de tener una base a partir de la cual podamos desarrollar los cálculos que se describan más adelante, hemos revisado los siguientes aspectos teóricos, así como también haremos un análisis detallado del material experimental utilizado.

ESFERICIDAD DE LAS PARTICULAS.-

La esfericidad de las partículas es una manera de conocer aproximadamente que tan esférica es una partícula y se define de la siguiente manera:

$$\phi_s = \left(\frac{\text{superficie de la esfera}}{\text{superficie de la partícula}} \right) \text{ igual } \frac{\text{volumen}}{\text{volumen}} \dots\dots (1)$$

De aquí que, para una partícula esférica, $\phi_s = 1$.

La manera como determinamos la esfericidad de la muestra con la cual trabajamos, fué por medio de la relación establecida por Brown et al.

FRACCION DE VACIO DEL LECHO.-

La fracción de vacío del lecho, es una medida del porcentaje en volúmen vacío del lecho y se define como:

$$\epsilon = \frac{V_v}{V_t} \dots\dots\dots (2)$$

La fracción de vacío se determinó para las siguientes etapas que se distinguen durante la fluidización:

- a) Fracción de vacío en lecho fijo
- b) Fracción de vacío en fluidización mínima
- c) Fracción de vacío en lecho fluidizado

Como es obvio suponer, la fracción de vacío del lecho va a variar directamente con la altura que alcance el lecho al expandirse.

VELOCIDAD DE FLUIDIZACION MINIMA.-

La velocidad de fluidización mínima se alcanza en el momento en que la fuerza cortante debida al movimiento ascendente del gas se iguala al peso de las partículas que inicialmente se encuentran en reposo. Existen varias formas empíricas para determinarla de una manera aproximada, las cuales presentan ciertas alteraciones según el tamaño de la partícula. Como el tamaño de partícula con el que trabajamos puede considerarse pequeño, la ecuación correspondiente será:

$$v_{fm} = \frac{(\rho_s d_p)^2}{150} \cdot \frac{\rho_s - \rho_g}{\mu} \cdot g \cdot \left(\frac{\epsilon_{fm}^3}{1 - \epsilon_{fm}} \right) \dots\dots (3)$$

VELOCIDAD TERMINAL.-

Se puede considerar como el límite superior del rango de operación y se manifiesta en el momento en que las partículas de tamaño menor empiezan a ser arrastradas fuera del reactor. El cálculo de la velocidad terminal se basa en la mecánica de fluidos y se determina de la siguiente manera:

$$v_t = \frac{4 g \bar{d}_p (\rho_s - \rho_g)^{1/2}}{3 \rho_g C_d} \dots\dots\dots (4)$$

El factor de fricción C_d , puede ser calculado a través de la siguiente ecuación:

$$C_d R_{ep}^2 = \frac{4 g \bar{d}_p \rho_g (\rho_s - \rho_g)}{3 \mu^2} \dots\dots (5) \quad 7$$

conociendo el factor de fricción antes definido y ρ_s , por medio de la Fig. 8 del capítulo 3 del libro de Kunii & Levenspiel (8), podremos calcular el R_{ep} (Reynolds modificado) en función de la velocidad terminal y de esta forma conoceremos v_t .

C A P I T U L O I I I

APARATOS Y MATERIALES

1.- CATALIZADOR.-

El catalizador empleado durante el estudio experimental fué un polvo para Cracking catalítico en lechos fluidizados, de la compañía Davison Chemicals, cuyas especificaciones son las siguientes:

XZ 25, 36% de Al_2O_3

$\epsilon_p = 0.50$

$S_g = 340 \text{ m}^2/\text{gr. muestra}$

$V_g = 0.60 \text{ cm}^3/\text{gr. muestra}$

$\phi_s = 1$

$\bar{d}_p = 0.0069 \text{ cms.}$

2.- GASES.-

El gas que se utilizó para fluidizar el lecho, fué aire proveniente de un compresora, cuyo rango de operación es de 4 a 6 Kg./cm²., la cual se encuentra instalada en el Laboratorio de la Facultad de Química.

3.- EQUIPO EXPERIMENTAL.-

Nuestro equipo experimental consta de cuatro partes perfectamente definidas, según se ilustra en la fig.III, mismas que se describen a continuación: a) línea de aire y aparatos de medición, b) plato distribuidor, c) lecho fluidizado y d) sistema de recolección de polvos.

- A: Reducciones de campana.
- C: Ciclones.
- D: Recolector de polvos.
- F: Rotámetro.
- M: Manómetro de mercurio.
- N: Manómetro de agua.
- P: Regulador de presión.
- R: Reactor.

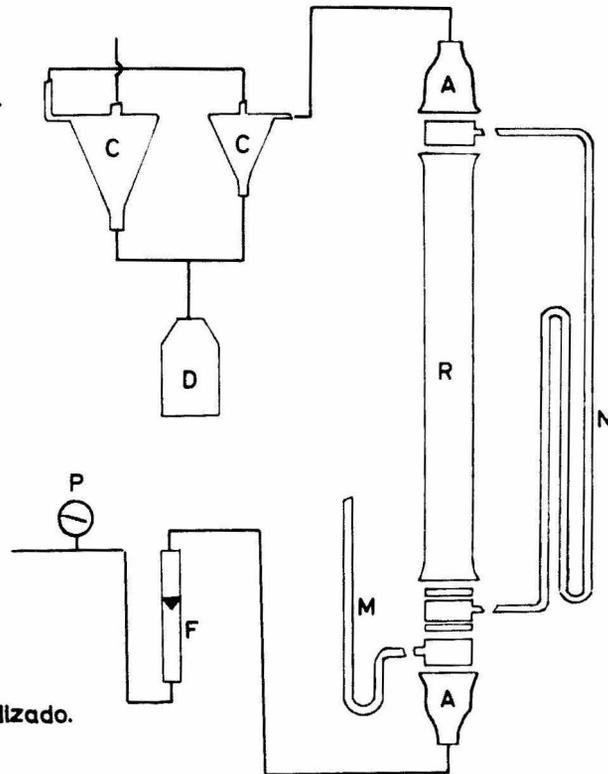


Fig.III.- Diagrama de flujo empleado en el estudio del sistema reactor de lecho fluidizado.

a) Línea de aire y Aparatos de medición.- El aire se su ministra al reactor por medio de una compresora, a través de una tubería de acero galvanizado de 1.905 cms de diámetro nominal y un tramo de tubería de cobre de 1.27 cms de diámetro nominal. Sobre la línea de aire se encuentra conectado un manómetro METRON (tipo superior acero inoxidable) con escala de 0 a 11 Kg/cm² con bourdon de acero inoxidable y salida de 1.905 cms de diámetro, el cual nos dá el rango de operación de la compresora. Esta salida se encuentra conectada inmediatamente a un regulador de presión AGA TMN-540 con rango de presión en el medidor de salida de 0 a 4 Kg/cm² cuya función es la de mantener la presión de operación cons['] tante en 2 kg/cm².

Para conocer el gasto de aire que está pasando al reactor, se instaló un rotámetro para cada necesidad de gasto. De acuerdo a estos requerimientos, utilizamos dos rotámetros, cuyas especificaciones son las siguientes:

a.1.- Rotámetro 448-225, Lab-Crest-Century. Capacidad:
0 a 2880 cm³/min a 1 atmósfera de presión.

a.2.- Rotámetro FP-1/4-16-G-5/84, Fisher Porter. Capaci
dad: 0 a 14,000 cm³/min a 1 atmósfera de presión.

con los cuales pudimos cubrir el rango de operación que nos interesaba tener.

b) Plato Distribuidor. Indudablemente el plato distribuidor es la parte esencial del reactor, ya que en función de sus características podremos alcanzar cierto grado de fluidización en

que la formación de burbujas y canalamientos, sea mayor o menor.

Después de varios intentos para obtener un plato distribuidor óptimo, llegamos al diseño definitivo, el cual consiste de:

- b.1.- Un cilindro de acero galvanizado de 5.08 cms de diámetro por 5.08 cms de longitud.
- b.2.- Dos tapas en la parte superior e inferior respectivamente, que consisten de papel filtro y malla de acero inoxidable, 127 perforaciones/cm² (325 mesh) de tejido sencillo.
- b.3.- 160 gramos de arena de mar, la cual ocupa el volumen correspondiente al cilindro.

En la línea que une al rotámetro con la entrada al plato distribuidor, se localiza una salida que se conecta al manómetro con Hg., el cual nos permitirá conocer la presión a la que llega el aire al reactor. Dicho manómetro es un tubo de vidrio en "U" de 0.635 cms de diámetro.

c) Lecho Fluidizado.- La siguiente parte a analizar es la que constituye el reactor propiamente dicho, el cual está integrado por:

- c.1.- Dos cilindros de acero galvanizado de 5.08 cms de diámetro por 5.08 cms de longitud, localizados en la parte superior e inferior del reactor. Estos tienen una salida lateral la cual sirve para conectar el sistema al manómetro que mide la caída de presión en el lecho.

c.2.- Un tubo de vidrio Q.V.F. de 5.08 cms de diámetro nominal por 135 cms de longitud. En esta parte se encuentra localizado el lecho fluidizado durante la operación.

c.3.- Tanto en la parte inferior como en la parte superior del reactor, se localizaron reducciones de campana, de vidrio Q.V.F. de 5.08/2.54 cms.

c.4.- Dos juegos de bridas con sus respectivos juegos de tornillos sirvieron para unir las reducciones y cilindros al tubo de vidrio; logrando así integrar totalmente el reactor.

c.5.- Un manómetro de vidrio con agua, el cual se une al reactor por medio de las salidas laterales de los cilindros de acero antes especificados y nos dará lecturas de la caída de presión a través del lecho.

d) Sistema de Recolección de Polvos.- Este sistema consta propiamente de:

d.1.- Dos Erlenmeyer de 500 y 1000 ml. de capacidad respectivamente, con entradas tangencial, los cuales se encuentran intercomunicados como se muestra en la fig.III, a manera de "ciclones".

d.2.- Un matrás balón de 500 ml. de capacidad, en el cual se almacenan los sólidos arrastrados.

Las uniones entre el rotámetro y el reactor, así como

Las que comunican a los manómetros y ciclones, se hicieron por medio de mangueras de plástico de pared dura de 0.635 cms de diámetro.

En la fig. IV, se ilustra el equipo con el cual se llevaron a cabo las corridas experimentales, el cual se encuentra instalado en el laboratorio de Catálisis de la Fac. de Química.

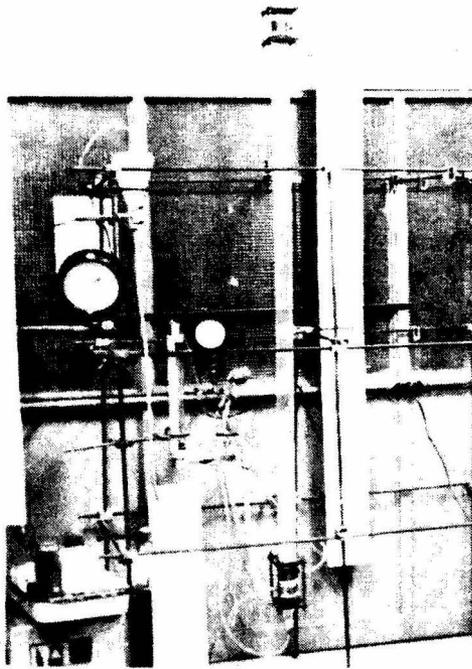


FIG. IV.- REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO.

C A P I T U L O I V

PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

DETERMINACION DE LA DISTRIBUICION DEL TAMAÑO DE PARTICULA.-

Antes de hacer cualquier corrida con el reactor, es indispensable determinar la distribución del tamaño de partícula de la muestra de sólidos con los que vamos a desarrollar nuestro trabajo. Para determinar el diámetro promedio de las partículas, la técnica seguida es la siguiente:

- a) Pesamos una muestra representativa del catalizador con el que vamos a trabajar.
- b) Seleccionamos un número determinado de tamices, de acuerdo al número de perforaciones/cm² que tengan.
- c) Vaciamos la muestra previamente pesada y colocamos el conjunto de tamices en un vibrador mecánico. Las vibraciones van a ocasionar que las partículas de igual tamaño se agrupen en cada tamiz y de esta manera tendremos cantidades determinadas de material sólido para cada tamaño de la perforación en la malla.
- d) El tiempo empleado en esta operación fué de 30 minutos.

El tratamiento estadístico que se le hace a estos datos está explicado en el Apéndice 'C'.

OPERACION DEL REACTOR.-

Una vez que hemos determinado la no existencia de fugas

en nuestro sistema, así como también hemos verificado que el reactor está perfectamente vertical, pesamos la cantidad de sólidos que vamos a necesitar para obtener la relación L/D deseada (durante nuestro estudio, se analizaron cuatro diferentes relaciones L/D: 2.5, 5, 10 y 15). Una vez pesada la muestra, se carga al reactor por la parte superior del mismo, procurando darle golpes a la columna para así provocar un mejor asentamiento del sólido.

Ya que se ha cumplido con lo que pudieramos llamar la operación previa al arranque, nos introducimos de lleno al proceso experimental, el cual sigue la siguiente secuencia:

- a) Arranque de la compresora, para lo cual debemos verificar que todas las válvulas de nuestra línea se encuentren perfectamente abiertas.
- b) Una vez que se ha alcanzado la presión de 4 a 6 Kg/cm² (rango en el que trabaja la compresora); se establece la presión de operación del lecho (2 kg/cm²) por medio del regulador de presiones. Se escogió esta presión de operación, debido a que fué más fácil controlar la presión del aire a esta lectura del manómetro.
- c) Se deja pasar el aire a través del rotámetro, aumentando progresivamente el gasto de este, de acuerdo a la escala de cada rotámetro.
- d) A cada lectura en el rotámetro, se deben tomar las mediciones correspondientes de las diferencias de altura en las ramas de los manómetros, así como medir también la altura que alcanzó el lecho en su proceso

de expansión debido al paso del aire.

- e) Una vez que hemos cubierto determinado rango de gastos de aire y que hemos comprobado visualmente que el lecho está fluidizado, iniciamos la corrida en retroceso, disminuyendo el gasto en el mismo intervalo de operación. Durante esta corrida el mecanismo de control es exactamente igual al antes explicado.
- f) El siguiente paso es el cambiar el rotámetro con el fin de ampliar el rango de lecturas.

Estas corridas, para cada caso en particular se repiten un promedio de cinco a ocho veces, con el fin de comprobar la reproducibilidad de las lecturas que se realizaron.

CAPITULO V

PRESENTACION Y DISCUSION DE RESULTADOS

PRESENTACION DE RESULTADOS.-

Los resultados que fueron obtenidos por medio de la operación de nuestro reactor de lecho fluidizado, pueden presentarse de acuerdo a los diferentes estados por los que atraviesa la operación de fluidización, es decir, los resultados que presentamos son los correspondientes a: lecho fijo, fluidización mínima y lecho fluidizado y son los que se muestran en la tabla I.

Con estos valores presentados en la tabla I, totalmente calculados a partir de los datos experimentales obtenidos durante las corridas, hemos desarrollado un estudio analítico comparándolos con los resultados teóricos que reportan en la literatura. Dichos resultados teóricos son tratados en la parte referente a discusión de resultados.

Tomando la relación $L/D = 10$, como una corrida típica, a continuación ejemplificaremos los métodos de cálculo empleados para llegar a los resultados antes señalados, en la inteligencia de que el mismo procedimiento de cálculo se aplicó para las relaciones L/D que hemos estudiado y cuyos resultados (tablas) son presentados en el apéndice 'B'.

1) Cálculo de la Velocidad Superficial.- Esta velocidad es la que se refiere a la velocidad del aire a través del reactor y se modifica para cada condición de operación por medio de las diferencias de presiones.

L/D	2.5	5	10	15
ϵ_m	0.34	0.37	0.34	0.31
ϵ_{fm}	0.43	0.45	0.44	0.44
ϵ_f	0.49	0.56	0.56	0.58
Δ^P_{Lfm}	6.00	11.57	24.40	36.50
Δ^P_{dfm}	2.70	3.90	3.21	2.26
Δ^P_{Lf}	4.60	10.56	22.49	34.12
V_{fm}	0.19	0.35	0.57	0.80
V_f	0.23	0.42	0.71	0.93
L_{fm}	14.50	30.00	60.00	90.00
L_f	16.00	36.00	76.00	120.00
W_c	162.50	318.70	672.00	1005.60

TABLA I.- Resultados obtenidos a partir de los datos del Apéndice 'B'

Así, de acuerdo con las curvas de calibración de cada rotámetro, obtenemos el gasto de aire correspondiente a cada lectura, en cm³/min, los cuales al ser divididos por el área transversal del tubo (reactor), nos da la velocidad en cm/seg. Obviamente se necesitaran hacer uso del análisis adimensional para mantener la congruencia con las unidades.

Tomando en cuenta las presiones existentes en:

a.- Rotámetro (P_0)

b.- Antes del plato distribuidor (P_1)

c.- Arriba del plato distribuidor (P_2)

Se harán las correcciones por presión de la siguiente manera:

$$\frac{P_0}{P_1} \cdot v_0 = v_1 \dots\dots\dots (6)$$

$$\frac{P_1}{P_2} \cdot v_1 = v_2 \dots\dots\dots (7)$$

2) Cálculo de la Caída de Presión a través del Lecho.-

Para determinar estas caídas de presión, nos hemos basado en la teoría de los manómetros, misma que se fundamenta en la siguiente ecuación:

$$\Delta P_L = \frac{\rho}{\rho_c} \cdot h_L \cdot (\rho_{H_2O} - \rho_{aire}) \dots\dots (8)$$

De aquí que, conociendo las densidades del agua y el aire

así como la diferencia de alturas de las dos ramas del manómetro de agua, podremos calcular la caída de presión que tenemos a través del lecho.

3) Cálculo de la Caída de Presión antes del Plato Distribuidor.- Para conocer esta caída de presión, instalamos un manómetro de mercurio el cual detecta diferentes caídas de presión que tenemos al variar el gasto de alimentación de aire al reactor. La ecuación por medio de la cual se hace el cálculo, es la siguiente:

$$\Delta P = \frac{\rho}{\rho_c} \cdot h \cdot (\rho_{Hg} - \rho_{aire}) \quad \dots\dots (9)$$

4) Cálculo de la Caída de Presión a través del Plato Distribuidor.- Debido a que la conexión inferior que une al manómetro de agua no se encuentra exactamente al mismo nivel en que se inicia el lecho, tuvimos que hacer una corrección a nuestra ΔP_L para así obtener una ΔP_{Lr} , misma que se calculó de la siguiente manera:

$$\Delta P_{Lr} = \Delta P_L + (\Delta P_L / L \cdot 2.5) \quad \dots\dots (10)$$

Por lo tanto, nuestra caída de presión a través del plato distribuidor se calcula:

$$\Delta P_d = \Delta P - \Delta P_{Lr} \quad \dots\dots (11)$$

5) Expansión del Lecho.- La expansión del lecho a lo largo de la corrida, se midió con una cinta métrica, notándose que en la zona de fluidización incipiente, el levantamiento del lecho

era brusco y que luego, después de alcanzar una cierta estabilidad se empezaba a expandir gradualmente a medida que aumentábamos el gasto de aire.

6) Determinación de la Fracción de vacío.- Esta se determinó por medio de la ecuación (2) haciéndose los siguientes cálculos matemáticos:

$$V_t = (\pi / 4) D^2 L \dots\dots\dots (12)$$

$$V_{cat.} = W_c / \rho_a \dots\dots\dots (13)$$

$$V_v = V_t - V_{cat} \dots\dots\dots (14)$$

7) Gráficas ΔP_{Lr} vs. V_s .- Con los datos obtenidos durante la experimentación y calculados de la forma antes explicada se han podido construir este tipo de gráficas de gran utilidad, ya que definen perfectamente los rangos de operación en los que vamos a encontrar la zona correspondiente a la fluidización. Además es un medio bastante confiable para determinar la velocidad de fluidización mínima, la región de lecho fijo, la región de fluidización y la de transporte neumático.

8) Gráficas de caída de presión a través del lecho vs. velocidad superficial normalizadas.- Esta gráfica nos dá un criterio aproximado para determinar el tipo de fluidización que hemos alcanzado, es decir, si nos encontramos con acanalamientos o burbujeo excesivos en el lecho.

Los datos primarios así como los calculados para los diferentes valores de L/D se muestran en las tablas B.I a B.XII del Apéndice 'B'.

Así mismo, en el Apéndice 'A' incluimos cálculos representativos a manera de ilustración .

Antes de empezar la discusión de resultados, es conveniente que observemos las gráficas que a continuación presentamos las cuales fueron obtenidas a partir de los datos que antes hemos mencionado.

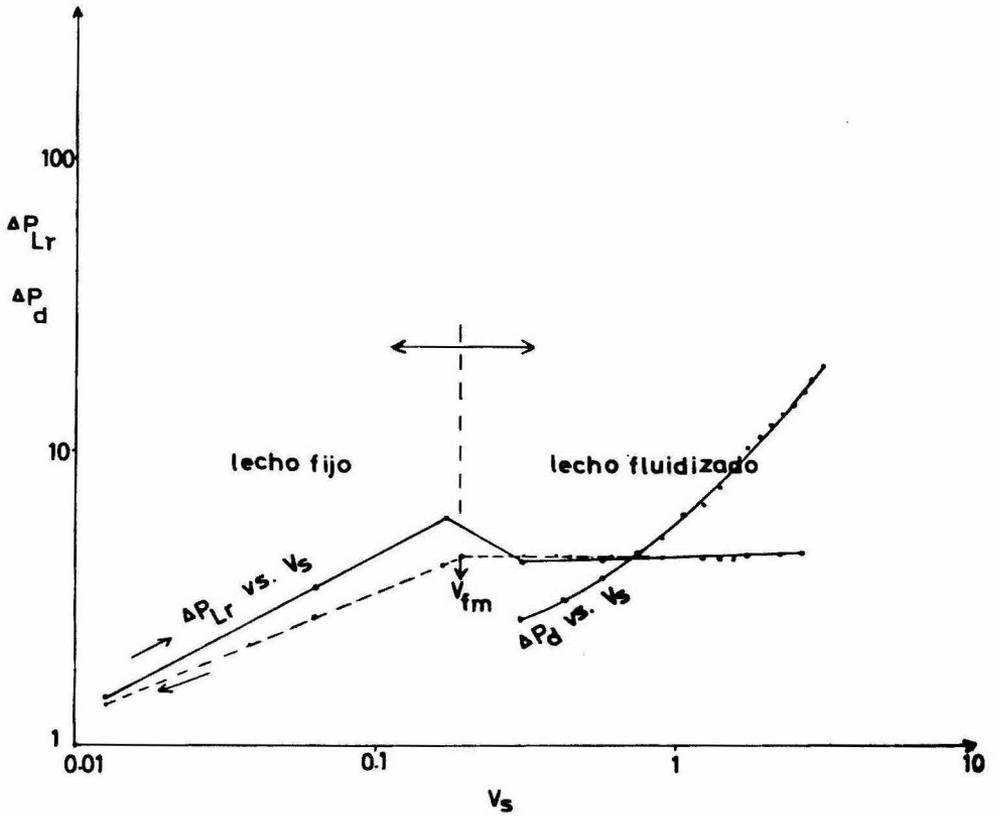


Fig.1.- Calda de presión vs. velocidad superficial. $L/D=2.5$

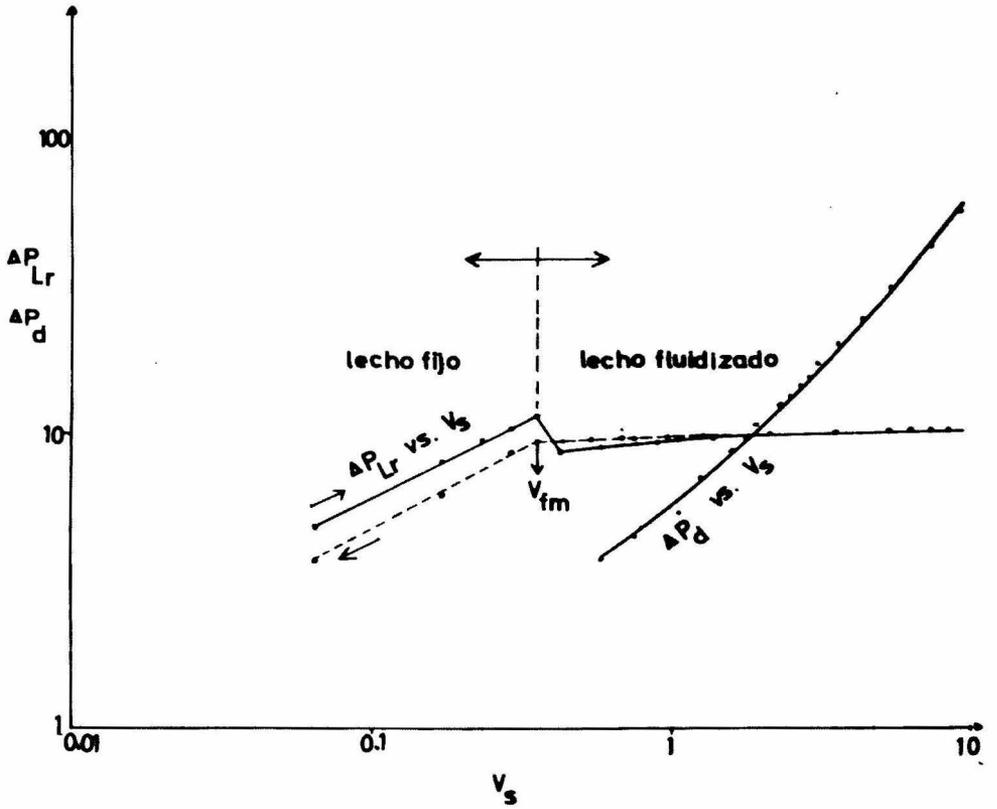


Fig.2.-Caida de presión vs. velocidad superficial. $L/D=5$.

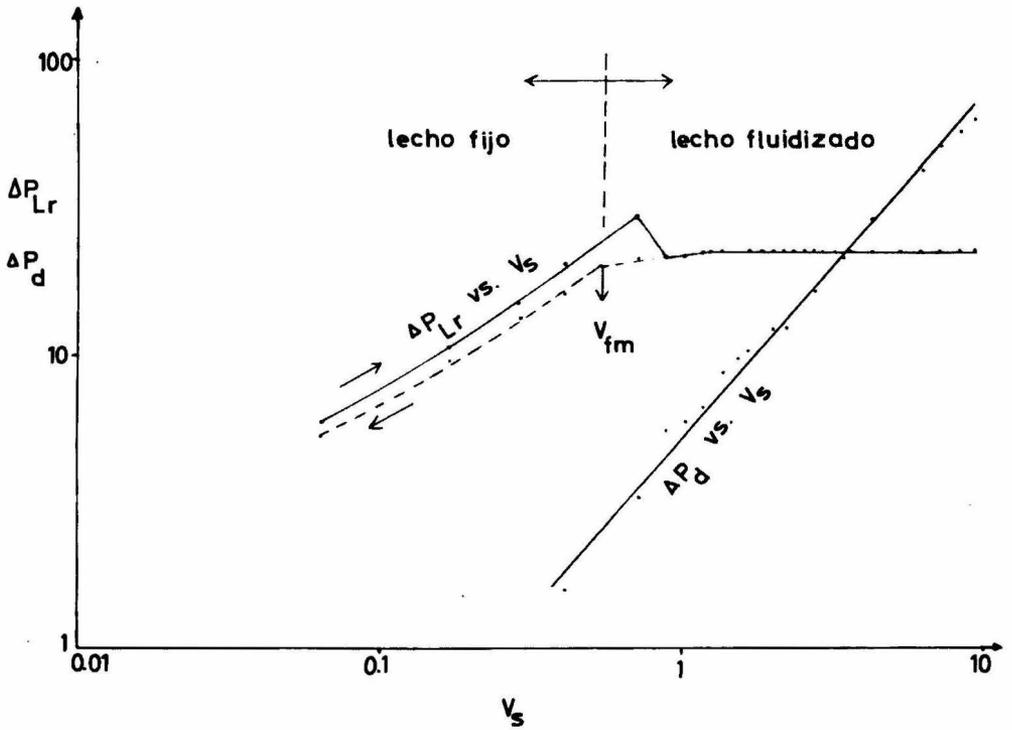


Fig.3- Caída de presión vs. velocidad superficial. $L/D=10$

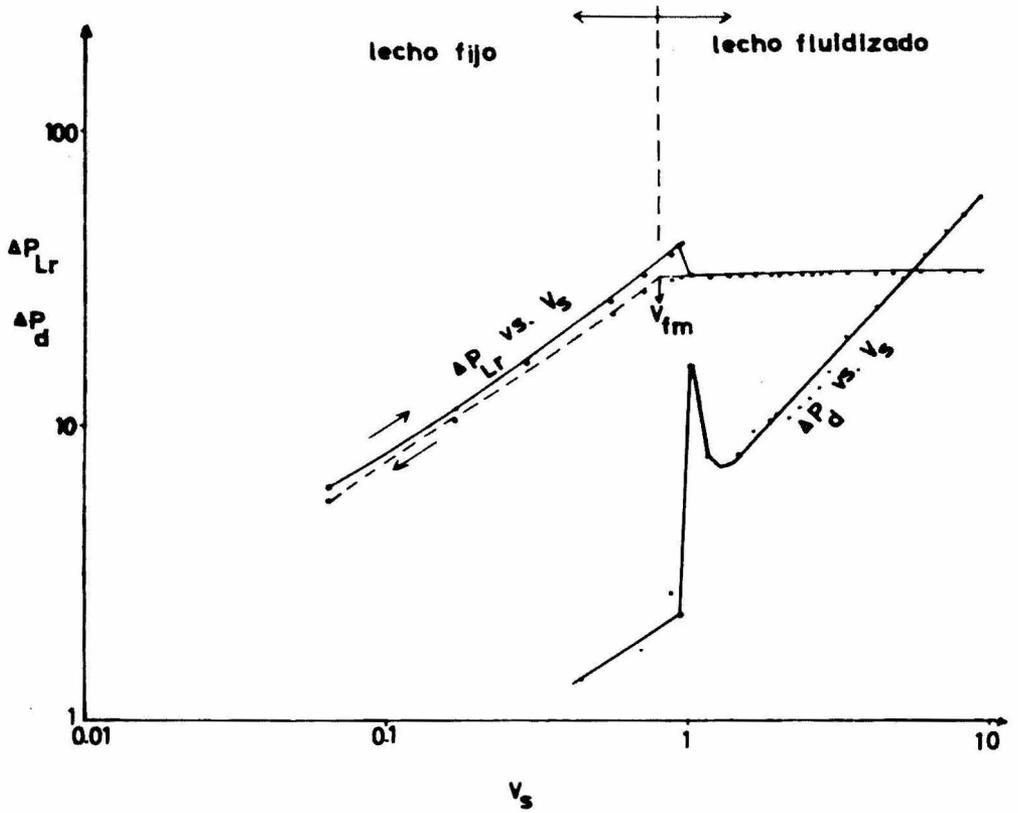


Fig.4.-Caida de presion vs. velocidad superficial. $L/D = 15$.

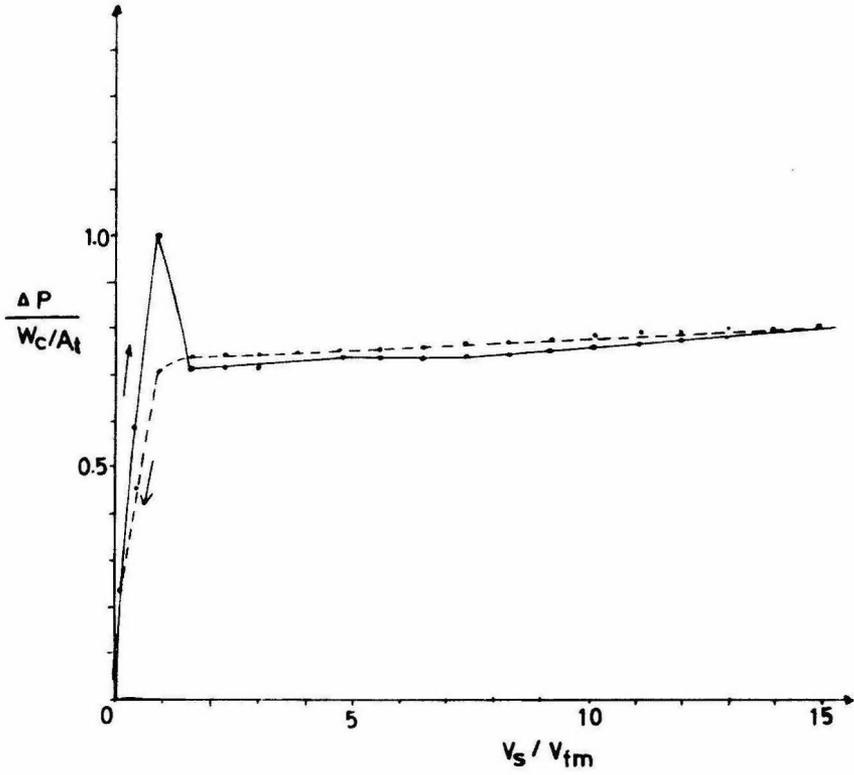


Fig.5.-Caida de presion vs. velocidad superficial normalizada. $L/D=2.5$

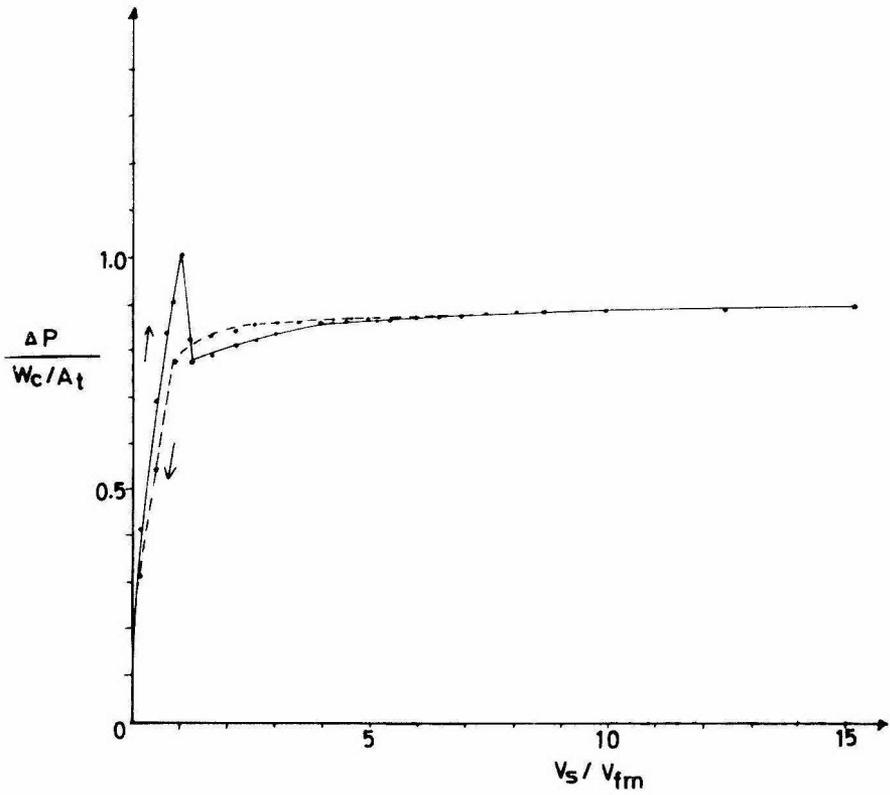


Fig.6.-Caída de presión vs. velocidad superficial normalizada. $L/D = 5$.

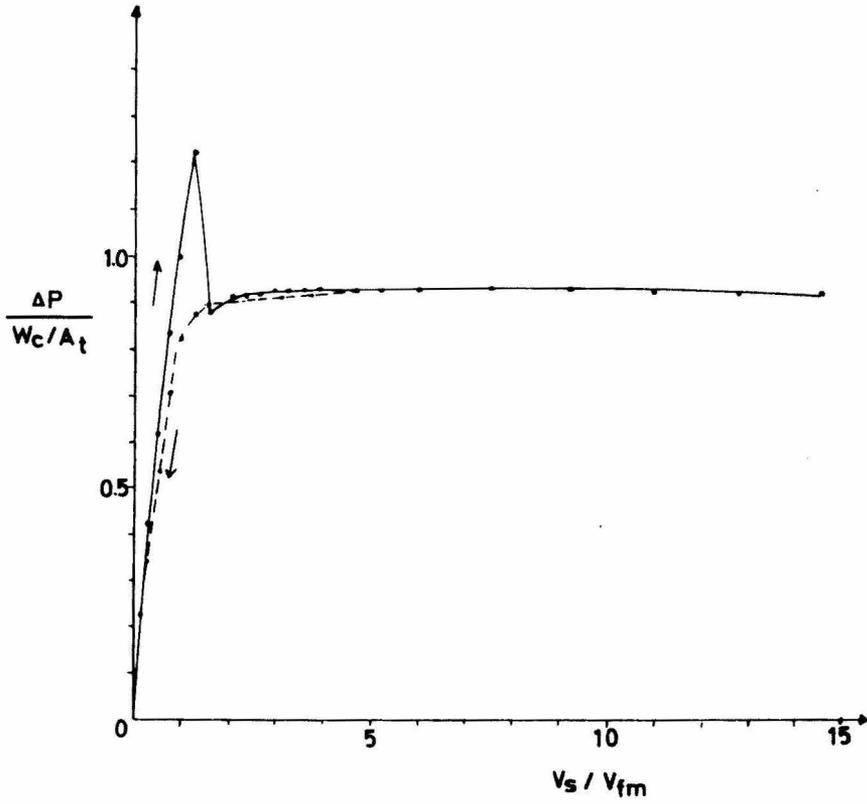


Fig.7.-Caida de presion vs. velocidad superficial normalizada. $L/D = 10$

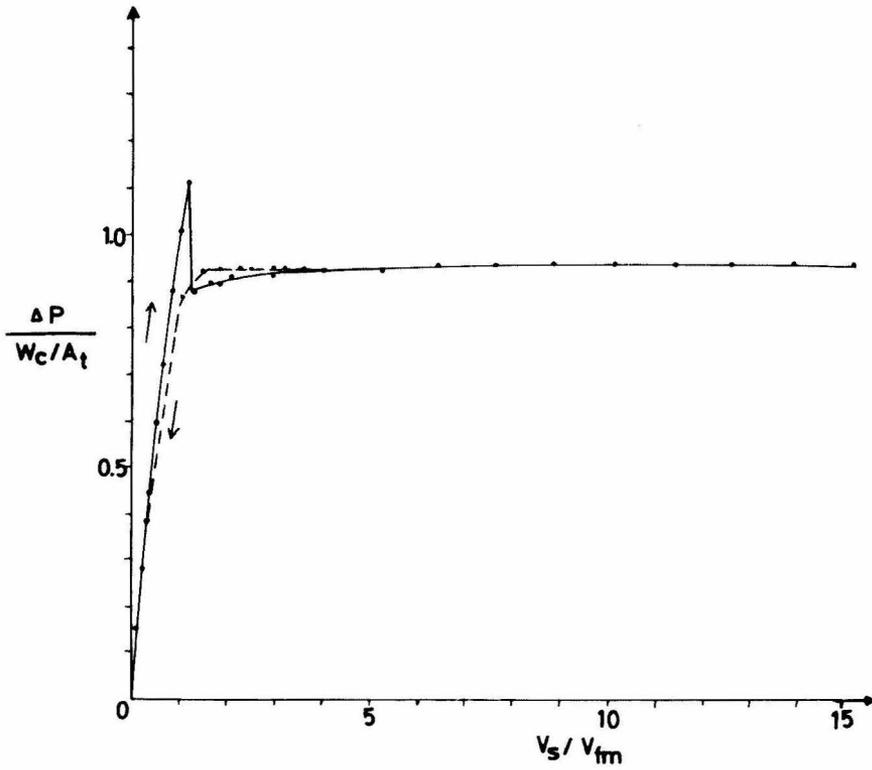


Fig.8.-Caida de presion vs. velocidad superficial normalizada. $L/D = 15$.

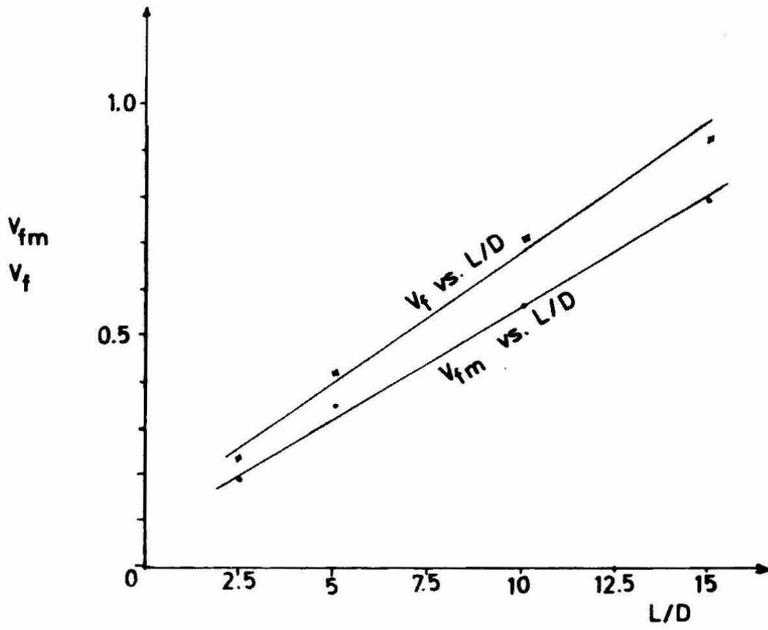


Fig.9.- V_{fm} , V_f vs. L/D.

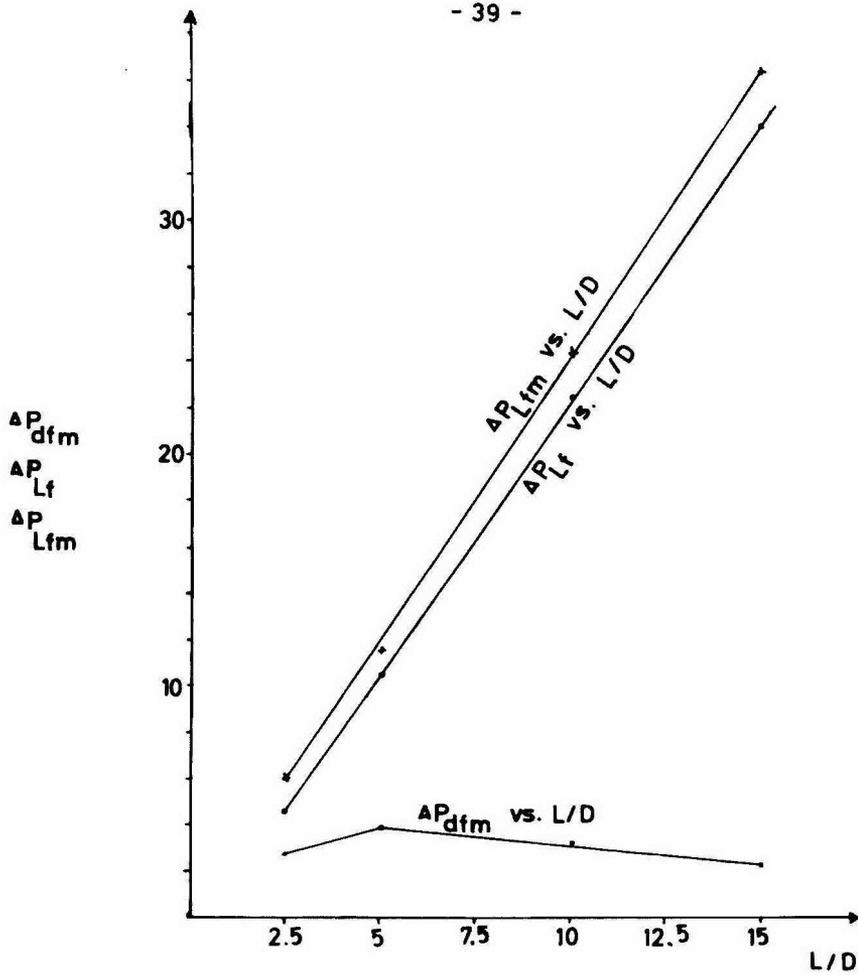


Fig. 10.- ΔP_{dfm} , ΔP_{Lf} , ΔP_{Lfm} vs. L/D.

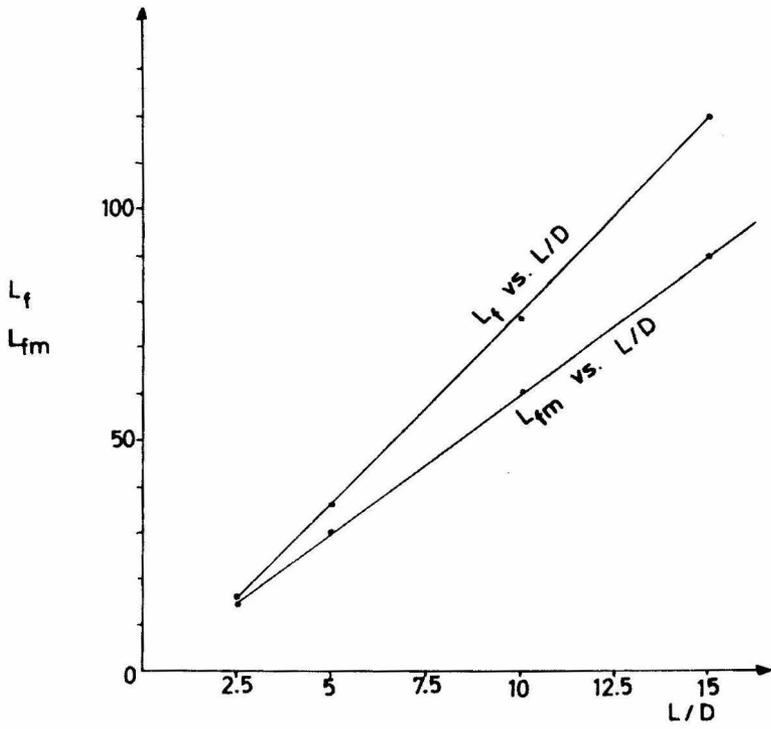


Fig.11.- L_f, L_{fm} vs. L/D .

DISCUSION DE RESULTADOS.-

El análisis de resultados así como los comentarios pertinentes para cada caso en particular, se ha basado en la observación de las figuras 1 a 11, obtenidas a partir de los datos del Apéndice 'B'

En las figuras 1 a 4, presentamos gráficas de caída de presión a través del lecho contra la velocidad superficial del gas dentro del reactor. Vemos que a diferentes relaciones L/D, la caída de presión máxima aumenta conforme L/D aumenta y esto es lógico desde el punto de vista de que a mayor carga de catalizador que se pretende fluidizar, mayor es la resistencia que presenta la carga a fluidizarse y esto se traduce en un aumento en la caída de presión a través del lecho

Analizando detenidamente dichas gráficas, podremos darnos cuenta que durante un cierto rango de velocidad superficial, el lecho no se expande y es lo que corresponde a la región de lecho fijo, la relación entre caída de presión y velocidad superficial se mantiene prácticamente lineal y esto es debido a que las partículas no se mueven y que los espacios vacíos (fracción de vacío del lecho) permanecen constantes. Al aumentar V_g , llegaremos a la región que corresponde a fluidización incipiente en que hay un aumento súbito en la caída de presión (ΔP_L) debido a que la fuerza que ejerce el fluido vence a la fuerza estática presentada por el lecho y es en este punto donde se alcanza la velocidad de fluidización mínima .

Ya en la región de fluidización, la caída de presión a través del lecho mantiene un cierto rango de variabilidad constante y es cuando la distribución de las partículas se ha homogenizado en las diferentes regiones del reactor, es decir, las partículas más ligeras (menor tamaño) se localizan en la parte superior del lecho y las más pesadas (mayor tamaño) se encuentran en la parte inferior del lecho.

En base a lo anteriormente dicho, resulta lógico pensar que la velocidad de fluidización mínima aumenta con el aumento de la relación L/D.

Aunque en la gráfica no presentamos la región correspondiente al arrastre, es obvio que al ir aumentando V_s , llegaremos al punto en que se pierde el perfil de la parte superior del lecho y es cuando estaremos llegando al límite impuesto por la velocidad terminal y empezará el arrastre de sólidos, alcanzando las condiciones de transporte neumático.

Este tipo de gráficas fueron comparadas con las presentadas en la literatura por Kunii & Levenspiel (8), obteniéndose resultados semejantes.

Respecto a las figuras 5 a 8, en las que graficamos caídas de presión contra velocidad superficial normalizadas, al compararlas con los criterios presentados por Kunii & Levenspiel sobre el comportamiento cualitativo de lechos fluidizados (8), podemos observar que en nuestro caso existen indicios de acanalamiento en el lecho, dado el máximo que presentan las curvas en la vecindad de $V_s/V_{fm} = 1$.

Lo anterior pudo comprobarse también por observación visual durante el experimento.

Con respecto a las figuras 9, 10 y 11, podemos hacer dos clases de observaciones, unas de caracter general y otras de caracter particular.

En general podemos decir que dichas gráficas son de gran utilidad para el "escalamiento" de lechos fluidizados, puesto que partiendo del criterio general sugerido por Kunii & Levenspiel en el capítulo 3 de su texto (8) con respecto a la caída de presión recomendable en el plato distribuidor, podemos seleccionar las condiciones de diseño y operación de un lecho fluidizado a mayor escala.

Por ejemplo, si tomamos como base que $\Delta P_d \text{ min} = (0.1 \Delta P_L \text{ max})$, a partir de la fig. 11 obtenemos que nuestro lecho fluidizado deberá operarse con una relación $L/D = 12.5$ para obtener condiciones adecuadas de fluidización.

Así mismo, por medio de las figuras 9 y 10 podemos determinar, para la L/D seleccionada, las caídas de presión así como los valores de V_f y V_{fm} que pueden esperarse durante la operación de dicho lecho fluidizado.

Con los parámetros anteriores, podemos recurrir a las ecuaciones de diseño en la literatura para diseñar el lecho fluidizado a mayor escala, calcular el compresor que se requerirá para el manejo de los gases, etc.

En particular en la figura 9, podemos observar que exis

te una relación lineal entre L/D y V_f , V_{fm} ; lo cual era de esperarse a partir del análisis correspondiente a las figs. 1 a 4. Esto nos permite pensar nuevamente en la posibilidad de establecer una correlación que nos permita "escalar" de nivel laboratorio a nivel planta piloto.

En la figura 10, la relación ΔP_{dfm} , ΔP_{Lf} , ΔP_{Lfm} con L/D , nuevamente presenta un comportamiento lineal para los dos primeros casos y presenta un máximo en la curva de ΔP_{dfm} vs. L/D ; lo cual nos plantea dos aspectos: por un lado, la fracción de vacío del lecho fluidizado en sus diferentes etapas, prácticamente se mantiene constante y guarda cierta relación entre fluidización mínima y fluidización para los diferentes L/D ; y por otro lado la caída de presión a través del plato distribuidor varía muy poco al aumentar la relación L/D por encima del valor de 2.5.

Por último la relación entre la expansión del lecho para diferentes L/D , fig. 11, es función directa de la resistencia que presenta el lecho al paso del fluido y aumenta gradualmente a medida que aumentamos la velocidad de flujo a través del mismo.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Como conclusiones a este trabajo podemos citar las siguientes, así como también haremos algunas recomendaciones que hemos juzgado importantes:

- 1.- El diseño adecuado del plato distribuidor, en función de las características de la carga de catalizador que se pretende fluidizar y, especialmente de las dimensiones del aparato; es un aspecto modular que requiere más que de fundamentos teóricos, de experimentación.
- 2.- El diámetro del reactor es un parámetro también muy importante, el cual debe seleccionarse tomando en cuenta la relación L/D adecuada en función de los criterios ya establecidos en nuestra discusión de resultados; debido a que la influencia de las paredes del tubo sobre el comportamiento dinámico del sistema es muy importante.
- 3.- Durante la corrida experimental de un lecho fluidizado es muy importante controlar perfectamente la presión de operación, así como también el ir variando cuidadosamente los gastos, teniendo en cuenta que mientras menor sea el rango de variabilidad, mejores serán los resultados y mayor confiabilidad tendremos en ellos.
- 4.- El manejo de gráficas como las de las figs. 9, 10,

y 11, resulta ser de mucha utilidad cuando se trata de diseñar un sistema de lecho fluidizado, ya que nos permite relacionar los parámetros de diseño adecuadamente, de acuerdo a nuestras necesidades.

- 5.- Antes del inicio de una corrida, es sumamente importante que verifiquemos dos cosas: a) la verticalidad del Reactor y b) que no existan fugas en las conexiones del mismo.
- 6.- Por lo que respecta a la proyección que puede tener este trabajo, se puede decir que, el reactor de lecho fluidizado, tal como se diseñó, constituye una buena base para la realización de estudios posteriores, en los cuales podemos incluir también, estudios con sistemas reaccionantes, así mismo, el aparato puede tener una amplia versatilidad con respecto a su aprovechamiento con fines didácticos para la materia de Ingeniería Química VIII del actual programa de estudios de la carrera de Ingeniería Química que ofrece la Facultad de Química de la Universidad Nacional Autónoma de México.

A P E N D I C E "A"

CALCULOS REPRESENTATIVOS.-

Basándonos en la corrida típica: $L/D = 10$, para ejemplificar los cálculos llevados a cabo durante el desarrollo de la tesis y cuyos resultados se presentan en las tablas que comprenden el Apéndice "B", procederemos a su explicación:

Corrección por Presiones de la Velocidad Superficial.-

En la fig. A.1, se muestran los puntos en los cuales aplicamos las correcciones por presión.

Considerando que las caídas de presión hasta antes del plato distribuidor son despreciables, es decir la misma presión de operación de 2 Kg/cm² se mantiene hasta el punto P₁, la primera corrección que debemos hacer es la siguiente: Los gastos del rotámetro están calibrados a una presión P₀ = 760 mm H_g a la que corresponden los datos de las figs. A.2 y A.3, por lo que debemos de corregir para una presión de 2 Kg/cm² de la siguiente manera:

$$P_0 \cdot Q_0 = P_1 \cdot Q_1 \dots\dots\dots (A.1)$$

o sea

$$Q_1 = \frac{P_0}{P_1} \cdot Q_0 \dots\dots\dots (A.1')$$

$$P_0 = 760 \text{ mm H}_g$$

$$P_1 = 585 \text{ mm H}_g + 2 \text{ Kg/cm}^2 \left(\frac{735 \text{ mm H}_g}{1 \text{ Kg/cm}^2} \right) = 2056.2 \text{ mm H}_g$$

$$Q_0 = 60 \text{ cm}^3/\text{min. (gasto correspondiente a la 2}^a \text{ lectura del rotámetro 448-225. fig. A.2)}$$

sustituyendo estos datos en la ecuación A.1', obtendremos:

$$Q_1 = \frac{760}{2056.2} (60) = 22.2 \text{ cm}^3/\text{min}$$

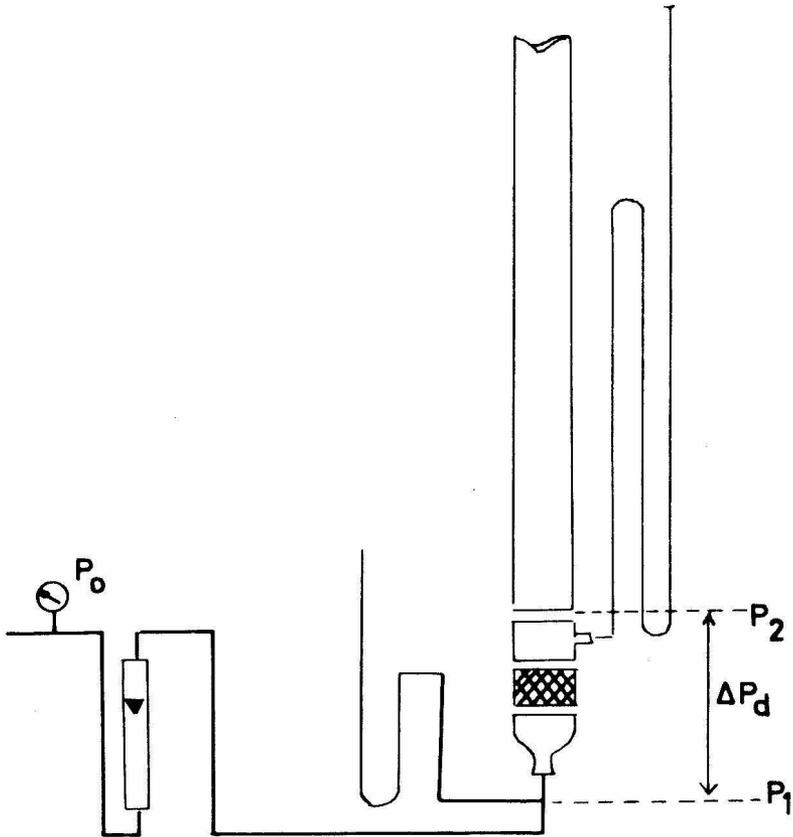


FIG.A.1.- Localización de los puntos en que se determinó la presión que nos sirven para corregir velocidades.

La siguiente corrección es la correspondiente al punto marcado por la presión P_2 . Aplicando el mismo criterio tenemos que:

$$Q_2 = \frac{P_1}{P_2} \cdot Q_1 \dots\dots\dots (A.1'')$$

$$P_2 = 585 \text{ mm Hg} + \Delta P_{Lr} = 585 + 4.41 = 589.41 \text{ mm Hg}$$

sustituyendo en A.1'', obtenemos que:

$$Q_2 = \frac{2056.2}{589.41} (22.2) = 77.45 \text{ cm}^3/\text{min}$$

Ahora bien, dividiendo este gasto por la sección transversal del reactor, podremos conocer la velocidad superficial del gas a través del reactor:

$$A_t = \frac{\pi}{4} D^2 = 0.785 (5.08)^2 = 20.27 \text{ cm}^2.$$

por lo tanto:

$$v_g = \frac{Q_2}{A_t} = \frac{77.45 \text{ cm}^3/\text{min}}{20.27 \text{ cm}^2} \quad (1 \text{ min}/60 \text{ seg}) = \\ = 0.064 \text{ cm}/\text{seg}.$$

Cálculo de la Fracción de Vacío.- Este cálculo se hizo utilizando la ecuación 2 y aunque ejemplificaremos el cálculo correspondiente a fracción de vacío del lecho en su estado de reposo (fijo) es de suponerse que el criterio es general para los otros diferentes estados que se presentan durante la operación.

De la ecuación 12:

$$V_t = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot L = (0.785)(25.8)(50) = \\ = 1012.9 \text{ cm}^3$$

$$\text{donde } D^2 = (5.08)^2 = 25.8 \text{ cm}^2$$

$$L = 50 \text{ cm}.$$

De la ecuación 13:

$$V_{\text{cat}} = \frac{W_c}{\rho_a} = \frac{672 \text{ gr}}{0.998} = 673.34 \text{ cm}^3$$

De la ecuación 14:

$$V_v = V_t - V_{\text{cat}} = 1012.9 - 673.34 = 339.56 \text{ cm}^3$$

Por lo tanto, de la ecuación 2:

$$\epsilon_m = \frac{V_v}{V_t} = \frac{339.56}{1012.9} = 0.34$$

Cálculo de la Caída de Presión a través del Lecho,-

Por medio de la ecuación 8 y empleando los datos primarios correspondientes (Apéndice "B"), el procedimiento de cálculo fué el siguiente:

$$h_L = 7.5$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} - \rho_{\text{aire}} = 1 \text{ gr/cm}^3$$

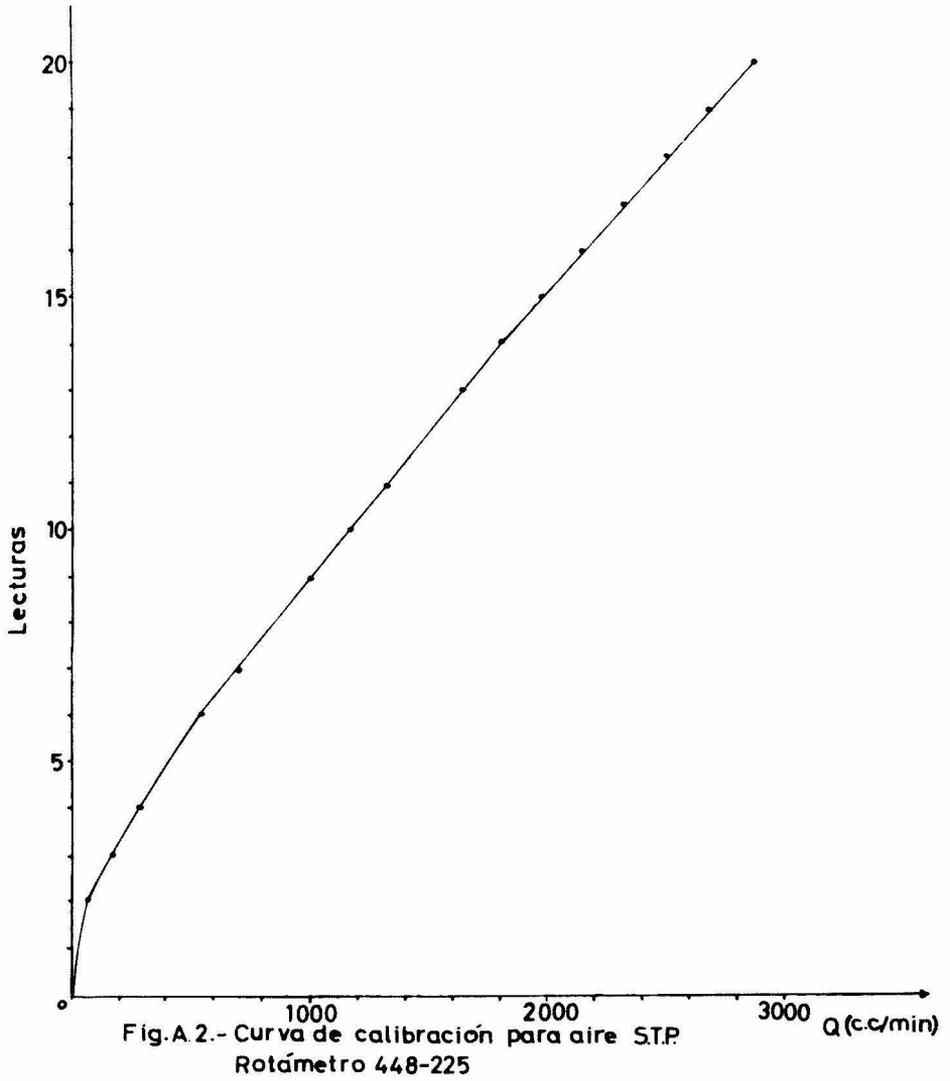
$$g/g_c = 1 \bar{g}/g_r$$

sustituyendo en la ecuación 8, obtenemos la caída de presión a través del lecho:

$$\Delta P_L = (7.5)(1)(1) = 7.5 \bar{g}/\text{cm}^2$$

$$\Delta P_L = 0.0075 \bar{kg}/\text{cm}^2 \left(\frac{735 \text{ mm H}_g}{1 \bar{kg}/\text{cm}^2} \right) = 5.52 \text{ mm H}_g$$

Aplicando las ecuaciones correspondientes, se pudieron calcular las caídas de presión correspondientes a las diferentes partes del reactor.



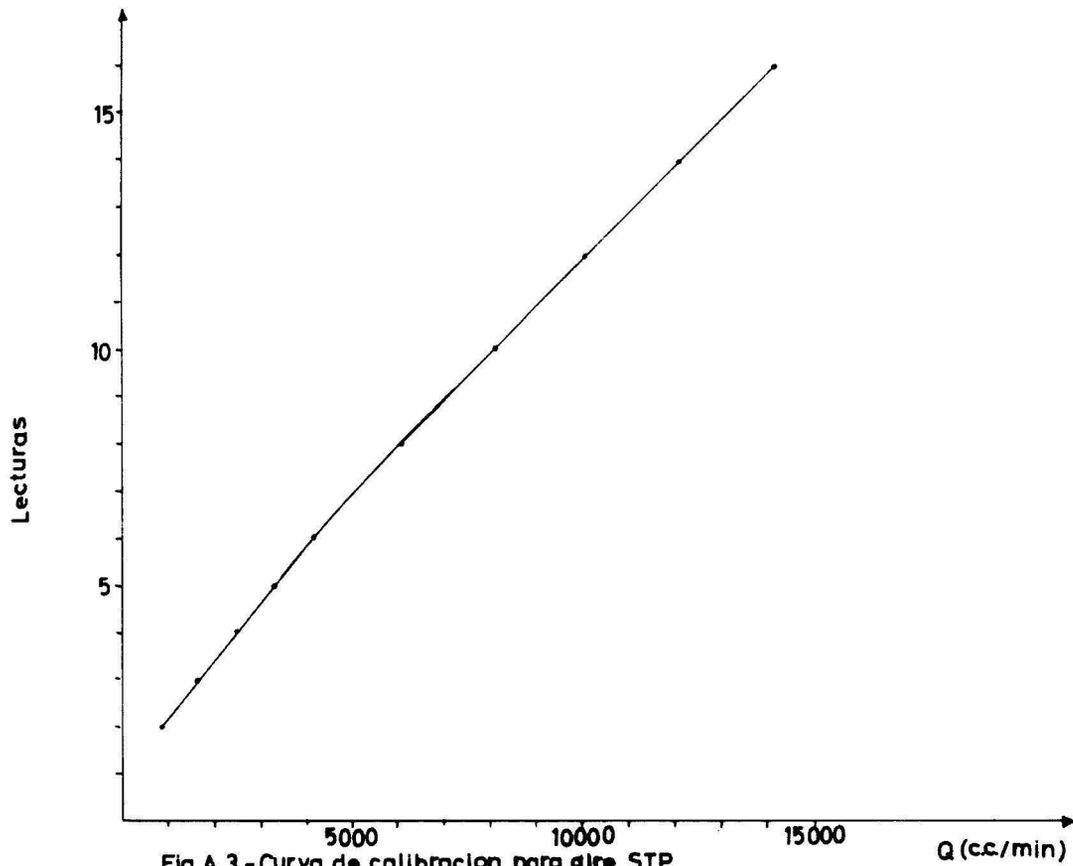


Fig.A.3.-Curva de calibracion para aire S.T.P.
Rotametro FP-1/4-16-G-5/84.

A P E N D I C E "B"

DATOS PRIMARIOS Y DATOS CALCULADOS PARA DIFERENTES L/D

Nota: La flecha hacia abajo indica que las mediciones de gasto de aire van aumentando y lo contrario se indica con la flecha hacia arriba.

TABLA B.I.- Datos Primarios, L/D = 10 (corrida típica).

Lectura (rot)	Gasto (cm ³ /seg)	h_L (cm H ₂ O)	h (cm Hg)	L (cms)
Lecturas del rotámetro 448-225 Lab-Crest-Century				
2	60	7.5	7.0	50.0
3	160	13.4	12.4	50.0
4	280	19.5	17.1	50.0
5	400	26.3	22.3	50.0
6	540	31.5	26.1	50.5
7	700	38.4	27.9	50.5
8	850	28.1	28.5	64.0
9	1000	28.5	28.6	66.0
10	1160	28.7 ↓	↑ 28.9	67.0 ↓
11	1320	29.3 ↓	↑ 28.9	68.0 ↓
12	1480	29.3 ↓	29.0	68.0 ↓
13	1640	29.5	29.3	68.0
14	1800	29.5	29.3	68.0
15	1980	29.5	29.5	68.5
16	2140	29.5	29.5	68.5
17	2320	29.5	29.5	68.5
18	2500	29.4	29.5	68.5
19	2680	29.4	29.5	68.5
20	2880	29.5	29.5	68.5

Lecturas del rotámetro FP-1/4-16-G-5/84 Fisher-Porter

1	100	19.5	1.7	50.0
2	880	27.8	2.8	64.5
3	1640	28.4	3.3	66.5
4	2480	29.5	3.9	67.5
5	3320	29.5	4.5	68.5
6	4150	29.5	5.2	69.0
7	5100	29.6	5.9	70.0
8	6050	29.6	6.5	71.0
9	7050	29.6	7.3	72.0
10	8050	29.6	8.0	73.5
11	9050	29.5	8.7	74.5
12	10000	29.5	9.5	75.0
13	11080	29.5	10.3	75.0
14	12000	29.5	11.0	76.0
15	13090	29.5	11.8	76.0
16	14100	29.5	12.5	76.0

TABLA B.II.- Datos calculados, L/D = 10 (corrida típica)

Lectura (rot)	Veloc. lineal (cm/seg)	V_s (cm/seg)	ΔP_L (mm Hg)	ΔP (mm Hg)	ΔP_{Lr} (mm Hg)	ΔP_d (mmHg)		
Lecturas del rotámetro 443-225 Lab-Crest-Century.								
2	0.0183	0.064	5.52	5.15	5.97	5.80	5.37	-
3	0.0437	0.170	9.86	9.12	9.96	10.35	9.52	-
4	0.0852	0.290	14.34	12.58	14.94	15.05	13.13	-
5	0.1217	0.410	19.35	16.40	21.91	20.32	17.10	1.59
6	0.1643	0.550	23.17	19.20	26.89	24.32	20.00	2.57
7	0.2130	0.710	28.25	20.52	32.86	29.65	21.34	3.21
8	0.2586	0.880	20.67	20.96	26.89	21.46	21.76	5.43
9	0.3042	1.030	20.96	21.04	27.38	21.99	21.82	5.99
10	0.3530	1.190	21.11	21.26	28.88	22.34	22.05	6.54
11	0.4016	1.360	21.55	21.26	30.87	22.34	22.05	8.53
12	0.4506	1.520	21.55	21.53	31.87	22.34	22.12	9.53
13	0.4989	1.690	21.70	21.55	32.86	22.49	22.34	10.37
14	0.5476	1.850	21.70	21.55	32.86	22.49	22.34	10.37
15	0.6023	2.030	21.70	21.70	34.86	22.49	22.50	12.37
16	0.6510	2.200	21.70	21.70	34.86	22.49	22.49	12.37
17	0.7058	2.380	21.70	21.70	36.85	22.49	22.49	14.36
18	0.7605	2.570	21.62	21.70	37.85	22.41	22.49	15.44
19	0.8153	2.750	21.62	21.70	38.84	22.41	22.49	16.43
20	0.8762	2.960	21.70	21.70	40.83	22.41	22.49	18.42
Lecturas del rotámetro FF-1/4-16-G-5/34 Fisher-Porter								
1	0.0304	0.100	14.34	16.93	15.06	1.87		
2	0.2677	0.310	20.45	27.88	21.23	6.60		
3	0.4990	1.630	20.89	32.86	21.67	11.19		
4	0.7545	2.550	21.70	38.34	22.50	16.34		
5	1.0100	3.410	21.70	44.32	22.49	22.33		
6	1.2625	4.270	21.77	51.30	22.56	29.24		
7	1.5515	5.240	21.77	58.76	22.54	36.22		
8	1.8405	6.220	21.77	64.74	22.53	42.21		
9	2.1448	7.250	21.77	72.70	22.52	50.18		
10	2.4500	8.280	21.77	79.63	22.51	57.17		
11	2.7532	9.300	21.70	86.55	22.43	64.22		
12	3.0422	10.280	21.70	94.52	22.42	72.20		
13	3.3703	11.390	21.70	102.53	22.42	80.10		
14	3.6507	12.340	21.70	109.56	22.41	87.15		
15	3.9823	13.460	21.70	117.53	22.41	95.12		
16	4.3000	14.530	21.70	124.50	22.41	102.09		

TABLA B.III.- Datos primarios, L/D = 2.5 *

Lectura (rot)	Gasto ($\frac{cm^3}{seg}$)	h_L (cm H ₂ O)	h (cm Hg)	L (cms)		
Lecturas del rotámetro 448-225 Lab-Crest-Century						
1	30	1.6	1.6	0.1	12.5	14.0
2	60	3.9	3.1	0.3	12.5	14.0
3	160	6.8	4.8	0.5	12.5	14.25
4	280	4.9	5.1	0.7	14.0	14.5
5	400	4.9	5.1	0.75	14.25	14.5
6	540	4.9	5.1	0.8	14.5	14.5
7	700	5.1	5.1	0.9	14.5	15.0
8	850	5.1	5.2	0.95	14.5	15.0
9	1000	5.1	5.2	1.05	14.5	15.0
10	1160	5.1 ↓	↑ 5.2	1.1	15.0	↑ 15.0
11	1320	5.1 ↓	↑ 5.3	1.2	15.0 ↓	↑ 15.0
12	1480	5.1	5.3	1.5	15.0	15.0
13	1640	5.2	5.3	1.5	15.0	15.0
14	1800	5.3	5.4	1.6	15.0	15.0
15	1980	5.3	5.4	1.7	15.0	15.0
16	2140	5.4	5.5	1.8	15.5	15.0
17	2320	5.5	5.5	1.9	15.5	15.5
18	2500	5.5	5.6	2.1	15.5	15.5
19	2680	5.6	5.6	2.3	15.5	16.0
20	2880	5.6	5.6	2.5	16.0	16.0

* No fué necesario utilizar el rotámetro FP-1/4-16-G-5/84, ya que pudimos cubrir el rango de operación requerido con el anterior.

TABLA B.IV.- Datos Calculados, $L/D = 2.5$ *

Lectura (rot)	Veloc. lineal (cm/seg)	V_s (cm/seg)	ΔP_L (mm Hg)		ΔI (mm Hg)	ΔP_{Lr} (mm Hg)		ΔP_d (mm Hg)
Lecturas del rotámetro 448-225 Lab-Crest-Century								
1	0.0036	0.0127	1.18	1.18	0.99	1.42	1.39	-
2	0.0183	0.0640	2.87	2.30	2.99	3.44	2.71	-
3	0.0487	0.1700	5.00	3.53	4.99	6.00	4.15	-
4	0.0852	0.3000	3.60	3.75	6.97	4.24	4.39	2.73
5	0.1217	0.4200	3.60	3.75	7.47	4.23	4.39	3.20
6	0.1643	0.5700	3.60	3.75	7.97	4.22	4.39	3.75
7	0.2130	0.7400	3.75	3.75	8.96	4.40	4.37	4.56
8	0.2586	0.9000	3.75	3.82	9.46	4.40	4.46	5.06
9	0.3042	1.0600	3.75	3.82	10.46	4.40	4.46	6.06
10	0.3530	1.2300	3.75	3.90	10.96	4.37	4.46	6.59
11	0.4016	1.4000	3.75	3.90	11.95	4.37	4.55	7.58
12	0.4506	1.5700	3.82	3.90	14.94	4.37	4.55	10.57
13	0.4989	1.7400	3.90	3.97	14.94	4.46	4.55	10.48
14	0.5476	1.9100	3.97	3.97	15.94	4.55	4.63	11.39
15	0.6023	2.1000	3.97	4.05	16.93	4.55	4.63	12.38
16	0.6510	2.2700	4.05	4.05	17.93	4.61	4.72	13.32
17	0.7058	2.4600	4.05	4.12	18.92	4.70	4.70	14.22
18	0.7605	2.6500	4.12	4.12	20.92	4.70	4.78	16.22
19	0.8153	2.8400	4.12	4.12	22.91	4.78	4.76	18.13
20	0.8762	3.0600	4.12	4.12	24.90	4.76	4.76	20.14

* No fué necesario utilizar el rotámetro RP-1/4-16-G-5/84, ya que pudimos cubrir el rango de operación requerido con el anterior.

TABLE F.V.- Datos primarios, I/D - 5 .

Lec- tura (rot)	Gasto ($\frac{cm^3}{seg}$)	h_L (cm H ₂ O)		h (cm Hg)	L (cms)	
2	60	6.0	4.6	0.5	25	27
3	160	10.0	7.9	0.8	25	27
3.5	220	11.9	-	-	-	-
4	280	13.0	11.2	1.1	25	28
4.5	340	14.3	-	-	-	-
5	400	11.2	12.0	1.3	28.5	29
6	540	11.5	12.0	1.3	28.5	29
7	700	11.8	12.2	1.4	30	30
8	850	12.0	12.4	1.5	30	30
9	1000	12.2	12.4	1.5	30	30
10	1160	12.4	12.5	1.7	30	30
11	1320	12.4	12.5	1.9	31	30
12	1480	12.6	12.6	1.9	31	30
13	1640	12.6	12.6	2.0	31	30.5
14	1800	12.6	12.6	2.1	31	30.5
15	1980	12.6	12.7	2.2	31	30.5
16	2140	12.6	12.7	2.3	31	31
17	2320	12.6	12.8	2.4	31	31
18	2500	12.8	12.8	2.5	31	31
19	2680	12.8	12.9	2.6	31	31
20	2880	13.0	13.0	2.8	31	31

Lecturas del rotámetro 443-225 Lab-Crest-Century

1	100	9.7	0.9	25
2	880	12.2	1.6	25
3	1640	12.6	2.0	25
4	2480	12.8	2.5	25
5	3320	12.9	3.1	32
6	4150	12.9	3.6	32
7	5100	13.0	4.3	32.5
8	6050	13.2	4.9	33.5
9	7050	13.2	5.6	34
10	8050	13.3	6.3	34
11	9050	13.3	6.9	34.5
12	10000	13.1	7.6	34.5
13	11080	13.1	8.3	35
14	12000	12.9	9.1	35
15	13090	12.9	9.8	36
16	14100	12.9	10.7	36

Lecturas del rotámetro PP-1/4-16-G-5/64 Fisher-Porter

TABLA B.VI.- Datos calculados, L/D = 5

Lectura (rot)	Veloc. lineal (cm/seg)	V_s (cm/seg)	ΔP_L (mm Hg)	ΔP (mm Hg)	ΔP_{Lr} (mm Hg)	ΔP_d (mm Hg)
Lecturas del rotámetro 443-225 Lab-Crest-Century						
2	0.0183	0.064	4.41	3.38	4.98	4.85
3	0.0487	0.170	7.35	5.81	7.96	8.08
3.5	0.0670	0.230	8.75	-	-	9.63
4	0.0852	0.290	9.56	9.24	10.96	10.52
4.5	0.1034	0.350	10.52	-	-	11.57
5	0.1217	0.420	8.24	8.82	12.95	8.96
6	0.1643	0.570	8.46	8.82	12.95	9.20
7	0.2130	0.740	8.68	8.97	13.94	9.40
8	0.2586	0.890	8.83	9.12	14.94	9.56
9	0.3042	1.050	8.97	9.12	14.94	9.72
10	0.3530	1.220	9.12	9.19	16.93	9.88
11	0.4016	1.380	9.12	9.19	18.92	9.85
12	0.4502	1.550	9.27	9.27	18.92	10.01
13	0.4989	1.720	9.27	9.27	19.92	10.01
14	0.5476	1.890	9.27	9.27	20.91	10.01
15	0.6023	2.080	9.27	9.34	20.91	10.01
16	0.6510	2.250	9.27	9.34	22.90	10.01
17	0.7058	2.430	9.27	9.42	23.90	10.01
18	0.7605	2.620	9.42	9.42	24.90	10.18
19	0.8153	2.810	9.42	9.49	25.90	10.18
20	0.8762	3.020	9.56	9.56	27.88	10.18
Lecturas del rotámetro FP-1/4-16-G-5/84 Fisher-Porter						
1	0.0304	0.100	7.14	8.96	7.85	1.11
2	0.2677	0.920	8.97	15.93	9.86	6.07
3	0.4990	1.720	9.27	19.92	10.19	9.73
4	0.7545	2.600	9.42	24.90	10.36	14.54
5	1.0100	3.480	9.49	30.87	10.23	20.64
6	1.2625	4.350	9.49	35.85	10.23	25.62
7	1.5515	5.350	9.56	42.82	10.29	32.53
8	1.8405	6.350	9.71	48.80	10.43	38.37
9	2.1443	7.400	9.71	55.77	10.42	45.35
10	2.4500	8.450	9.78	62.74	10.50	52.24
11	2.7532	9.500	9.71	68.72	10.41	58.31
12	3.0422	10.500	9.63	75.70	10.32	65.38
13	3.3703	11.630	9.63	82.66	10.31	72.35
14	3.6507	12.590	9.49	90.63	10.16	80.47
15	3.9323	13.740	9.49	97.61	10.15	87.46
16	4.3000	14.830	9.49	106.57	10.15	96.42

TABLA N.VII.- Datos primarios, L/D = 15

Lectura (rot)	Gasto ($\frac{cm^3}{seg}$)	h_L (cm H_2O)		h (cm Hg)	L (cms)	
2	60	8.0	7.3	0.5	75	80
3	160	14.5	13.6	1.0	75	81
4	280	21.2	19.9	1.5	75	83
5	400	28.4	26.1	2.2	75	85
6	540	34.6	31.8	2.7	75	87.5
7	700	42.3	38.0	3.4	75	88
8	850	50.1	42.3	4.1	75	90
8.5	930	53.6	42.5	-	-	-
9	1000	42.4	42.9	4.8	85	90
10	1160	43.0	43.5	4.0	99	95
11	1320	43.2	44.9	4.0	100	95
12	1480	43.4	44.9	4.1	100	97
13	1640	43.8	44.9	4.3	100	97
14	1800	44.8	44.9	4.4	100	99
15	1980	44.8	44.8	4.5	100	99
16	2140	44.99	44.9	4.5	100	100
17	2320	44.9	44.9	4.6	100	100
18	2500	45.0	45.0	4.7	100	100
19	2680	44.9	44.9	4.8	101	101
20	2880	44.9	44.9	5.0	101	101

Lecturas del rotámetro 448-225 Lab-Crest-Century

1	100	20.8	1.6	75
2	380	55.2	2.5	77
3	1640	44.9	4.5	101
4	2480	45.0	5.0	101.5
5	3320	45.0	5.5	101.5
6	4150	45.0	6.1	102.5
7	5100	45.3	6.7	104
8	6050	45.3	7.3	105
9	7050	45.3	8.1	107.5
10	8050	45.3	8.7	109
11	9050	45.3	9.5	110
12	10000	45.1	10.3	112
13	11080	45.0	11.0	115
14	12000	44.9	12.9	116
15	13020	44.8	12.9	118
16	14100	44.8	13.6	120

lecturas del rotámetro PF-1/4-16-G-5/84 Fisher-Porter

TABLA B.VIII.- Datos calculados, L/D = 15

Lectura (rot)	Veloc. lineal (cm/seg)	V _s (cm/seg)	Δ P _L (mm Hg)	Δ P (mm Hg)	Δ P _{Lr} (mm Hg)	Δ P _d (mm Hg)
Lecturas del rotámetro 448-225 Lab-Crest-Century						
2	0.0183	0.063	5.88	5.37	4.98	6.07
3	0.0487	0.170	10.66	10.00	9.96	11.01
4	0.0852	0.290	15.60	14.64	14.94	15.12
5	0.1217	0.410	20.90	19.20	22.90	21.60
6	0.1643	0.550	25.45	23.40	26.89	26.30
7	0.2130	0.710	31.11	27.95	33.86	32.15
8	0.2586	0.850	36.85	31.11	40.83	38.08
8.5	0.2830	0.930	39.43	31.26	-	40.74
9	0.3042	1.010	31.19	31.55	47.80	32.11
10	0.3530	1.170	31.63	32.00	39.94	32.43
11	0.4016	1.330	31.78	33.03	39.84	32.57
12	0.4502	1.490	31.92	33.03	40.83	32.72
13	0.4989	1.660	32.22	33.03	42.82	33.02
14	0.5476	1.820	32.95	33.03	43.83	33.77
15	0.6023	2.000	32.95	32.95	44.82	33.77
16	0.6510	2.160	33.03	33.03	44.82	33.85
17	0.7058	2.340	33.03	33.03	45.81	33.85
18	0.7605	2.520	33.10	33.10	46.81	33.93
19	0.8153	2.710	33.03	33.03	47.80	33.85
20	0.8762	2.910	33.03	33.03	48.80	33.85

Lecturas del rotámetro FP-1/4-16-G-5/84 Fisher-Porter

1	0.0304	0.10	15.30	15.93	15.81	-
2	0.2677	0.87	40.60	24.90	41.90	-
3	0.4990	1.66	33.03	41.32	34.12	10.70
4	0.7545	2.50	33.10	49.80	33.91	15.89
5	1.0100	3.35	33.10	54.78	33.91	20.97
6	1.2525	4.19	33.10	60.75	33.91	26.84
7	1.5515	5.15	33.32	66.73	34.12	32.61
8	1.8405	6.11	33.32	72.70	34.11	38.59
9	2.1448	7.12	33.32	79.57	34.10	46.57
10	2.4500	8.13	33.32	86.65	34.08	52.57
11	2.7532	9.14	33.32	94.51	34.08	60.55
12	3.0422	10.10	33.17	102.53	34.07	68.67
13	3.3703	11.19	33.10	109.56	33.91	75.74
14	3.6507	12.12	33.03	123.43	33.92	94.74
15	3.9823	13.22	32.95	128.48	33.65	94.74
16	4.3000	14.27	32.95	135.45	33.63	101.82

TABLA B.IX.- Datos calculados para establecer la gráfica de Caída de Presión vs. Velocidad Superficial Normalizada. $L/D = 2.5$

Lecturas (rot)	$P / \frac{W_c}{A_t}$	V_s / V_{fm}
Lecturas del rotámetro 448-225 Lab-Crest-Century		
1	0.240	0.235
2	0.583	0.459
3	1.017	0.703
4	0.719	0.744
5	0.717	0.744
6	0.715	0.744
7	0.746	0.741
8	0.746	0.756
9	0.746	0.756
10	0.741	0.756
11	0.741	0.771
12	0.741	0.771
13	0.756	0.771
14	0.771	0.785
15	0.771	0.785
16	0.781	0.800
17	0.797	0.797
18	0.797	0.810
19	0.810	0.807
20	0.807	0.807

TABLE B.X.- Datos calculados para establecer la gráfica de Caída de Presión vs. Velocidad Superficial normalizada. $L/D = 5$

Lecturas (rot)	$F/\frac{w_c}{A_t}$	V_s/V_{fm}
Lecturas del rotámetro FP-225 Lab-Crest-Century		
2	0.419	0.319
3	0.692	0.548
3.5	0.832	-
4	0.909	0.776
4.5	1.000	-
5	0.774	0.828
6	0.795	0.828
7	0.812	0.832
8	0.826	0.854
9	0.840	0.854
10	0.854	0.860
11	0.851	0.860
12	0.865	0.868
13	0.865	0.866
14	0.865	0.866
15	0.865	0.873
16	0.865	0.872
17	0.865	0.879
18	0.880	0.879
19	0.880	0.886
20	0.880	0.893
Lectura del rotámetro FP-1/4-16-G-5/84 Fisher-Porter		
1	0.672	0.285
2	0.852	2.628
3	0.891	4.914
4	0.895	7.128
5	0.984	9.842
6	0.884	12.428
7	0.889	15.235
8	0.901	18.142
9	0.900	21.142
10	0.907	24.142
11	0.900	27.142
12	0.892	30.000
13	0.891	33.228
14	0.878	35.971
15	0.877	39.257
16	0.877	42.771

TABLA B.XI.- Datos calculados para establecer la gráfica de Caída de presión vs. Velocidad Superficial Normalizada. $L/D = 10$

Lecturas (rot)	$P / \frac{W_c}{A_t}$		V_s/V_{fm}
Lecturas del rotámetro 448-225 Lab-Crest-Century			
2	0.237	0.220	0.112
3	0.424	0.390	0.298
4	0.617	0.538	0.508
5	0.833	0.701	0.719
6	0.997	0.820	0.964
7	1.215	0.874	1.240
8	0.879	0.892	1.540
3.5	0.897	0.894	1.800
9	0.915	0.904	2.080
10	0.915	0.904	2.380
11	0.915	0.906	2.660
12	0.922	0.915	2.960
13	0.922	0.915	3.240
14	0.922	0.922	3.560
15	0.922	0.922	3.850
16	0.922	0.922	4.170
17	0.918	0.922	4.500
18	0.918	0.922	4.820
19	0.918	0.922	5.190
20	0.918	0.922	5.190
Lecturas rotámetro FP-1/4-16-G-5/84 Fisher-Porter			
1	0.617		0.175
2	0.872		1.596
3	0.888		2.947
4	0.922		4.473
5	0.922		5.982
6	0.924		7.491
7	0.924		9.192
8	0.923		10.912
9	0.923		12.719
10	0.922		14.526
11	0.919		16.315
12	0.919		18.035
13	0.919		19.782
14	0.918		21.649
15	0.918		23.614
16	0.918		25.491

TABLA B.XII.- Datos calculados para establecer la gráfica de Caída de Presión vs. Velocidad Superficial Normalizada. $L/D = 15$

Lecturas (rot)	$P/\frac{\rho_c}{A_t}$		V_s/V_{fm}
Lecturas rotámetro 448-225 Lab-Crest-Century			
2	0.166	0.151	0.073
3	0.301	0.282	0.212
4	0.441	0.413	0.362
5	0.591	0.541	0.512
6	0.720	0.659	0.687
7	0.880	0.737	0.880
8	1.043	0.876	1.060
8.5	1.116	0.880	1.160
9	0.879	0.888	1.260
10	0.888	0.399	1.460
11	0.892	0.928	1.660
12	0.896	0.928	1.860
13	0.904	0.928	2.070
14	0.925	0.927	2.270
15	0.925	0.925	2.500
16	0.927	0.927	2.700
17	0.929	0.927	2.920
18	0.927	0.929	3.150
19	0.927	0.934	3.380
20	0.927	0.934	3.630
Lecturas del rotámetro FP-1/4-16-G-5/84 Fisher-Porter			
1	0.433		0.125
2	1.140		1.087
3	0.934		2.075
4	0.929		3.125
5	0.929		4.197
6	0.929		5.237
7	0.934		6.437
8	0.934		7.637
9	0.934		8.900
10	0.933		10.162
11	0.929		11.425
12	0.929		12.625
13	0.924		13.987
14	0.924		15.150
15	0.922		16.505
16	0.921		17.537

A P E N D I C E "C"

DISTRIBUCION DEL TAMAÑO DE PARTICULA.-

Aspecto Teórico.- El método estadístico para determinar la distribución del tamaño de partículas de una muestra representativa, es el que a continuación describiremos:

Definamos P como la fracción en peso de partículas de diámetro menor que d_p y sea $p d(d_p)$ la fracción en peso de partículas de tamaño entre d_p y $d_p + d(d_p)$.

Para una distribución no uniforme del tamaño de partículas, la relación entre P y p para cualquier d_{pi} dado, es la que sigue:

$$p_i = \left(\frac{\Delta P}{\Delta d_p} \right)_i \quad \delta \quad P_i = \sum^i (p \Delta d_p)_i = \sum^i x_i$$

donde x_i es la fracción de material con tamaño correspondiente al intervalo i.

Dicha relación entre P y p es la representada en la figura C.1 .

Ahora definamos la superficie específica promedio de la siguiente manera:

$$\bar{a}' = \sum^i a'_i (p \Delta d_p)_i = \frac{6}{\rho_s} \sum^i \frac{(p \Delta d_p)_i}{d_{pi}} = \frac{6}{\rho_s} \sum^i \left(\frac{x}{d_p} \right)_i$$

Como también la superficie específica puede definirse de la siguiente manera:

$$\bar{a}' = \frac{6}{\rho_s \bar{d}_p}$$

entonces, podemos conocer el diámetro promedio de la siguiente ecuación:

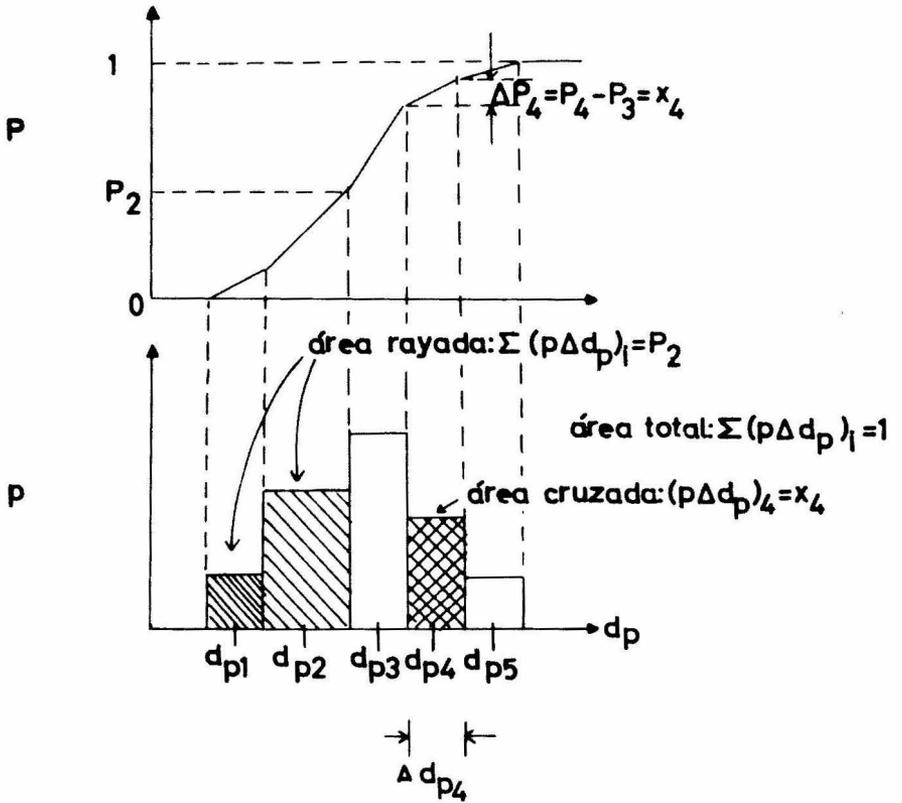


FIG.C.1.- Distribución del tamaño de partícula.

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum (p_i d_{pi}) / d_{pi}} = \frac{1}{\sum (x/d_p)_i}$$

Es de esta manera como hemos determinado el diámetro promedio del catalizador empleado durante las corridas que llevamos a cabo para cubrir la fase experimental de la tesis.

A continuación detallamos los cálculos que se hicieron para determinar el diámetro promedio.

Para determinar el peso de la muestra representativa se utilizó una balanza analítica, obteniéndose un peso igual a 60.2 gr. En la literatura (10) encontramos datos para conocer el tamaño de abertura para las diferentes mallas empleadas en el cribado. Estos datos se encuentran en la tabla C.I

TABLA C.I.- Series de mallas.

Nº malla	abertura malla (cm)	Peso acumulado (gr)
35	0.0420	0
100	0.0149	1.7
200	0.0074	22.4
270	0.0053	47.6
400	0.0037	60.2

En la tabla C.II, se encuentran tabulados los datos que que se obtuvieron al seguir el procedimiento de cálculo antes descrito.

TABLA C.II.- Distribución del Tamaño de Sólidos NO uniformes

Diámetro menor a d_p (cm)	Rango Δd_p	d_{pi} (diámetro promedio) (cm)	x_i (frac. peso)	x_i/d_{pi}
0.0420	0.0420-0.0149	0.02845	(1.7-0)/60.2-0.0282	0.991
0.0149	0.0149-0.0074	0.01115	0.3438	30.834
0.0074	0.0074-0.0053	0.00635	0.4186	65.921
0.0053	0.0053-0.0037	0.00450	0.2093	46.511
0.0037				
				$\sum (x_i/d_{pi}) = 144.257$

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum (x_i/d_{pi})} = \frac{1}{144.257} = 0.0069 \text{ cms.}$$

Fué de esta manera como se determinó el diámetro promedio del catalizador empleado durante las corridas.

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

- (1) Tomita, M., Adachi, T., " The Effect of Bed Diameter on the Behavior of Bubbles in Gas-Solid Fluidized Beds ", Journal of Chemical Engineering of Japan, Vol. 6, N^o 2, 1973.
- (2) Chiba, T., Terashima, K., Kobayashi, H., " Bubble Growth in Gas Fluidized Beds ", Journal of Chemical Engineering of Japan, Vol. 6, N^o 1, 1973.
- (3) Tailby, B.R., Cocquerel, M.A.T., " Some Studies of Solids Mixing in Fluidized Beds ", Trans. Inst. Chem. Engrs., Vol. 39, 1961.
- (4) Kunii, D., Levenspiel, O., " Bubbling Beds Model ", I. & E.C. Fundamentals, Vol. 7, N^o 3, August, 1968.
- (5) Thomas, C.L., Hoekstra, J., " Fluidized Fixed Bed ", I. & E. Chemistry, Vol. 37, 332-334, April 1945.
- (6) Lanneau, K.P., " Gas-Solids Contacting in Fluidized Beds ", Trans. Inst. Chem. Engrs., Vol. 38, 1960.
- (7) Mii, T., Yoshida, K., Kunii, D., " Temperature-Effects on the Characteristics of Fluidized Beds ", Journal of Chemical Engineering of Japan, Vol. 6, N^o 1, 1973.
- (8) Kunii, D., Levenspiel, O., " FLUIDIZATION ENGINEERING " John Wiley & Sons, Inc. New York, London, Sydney, Toronto.
- (9) Leva, M., " FLUIDIZATION ", McGraw Hill Book Co. New York, 1959.

- (10) Perry, J.H., " Chemical Engineers' Handbook "
Cuarta Edición, McGraw Hill, 1963.