

# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Química



## OBTENCION EXPERIMENTAL DE LOS PARAMETROS DE DISEÑO DE UN LECHO FLUIDIZADO

T E S I S

Que para obtener el título de  
INGENIERO QUIMICO  
p r e s e n t a  
JUAN RUIZ MANRIQUEZ

México, D. F.

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.



RESIL  
1974  
FECHA  
PROC. M.T. 290



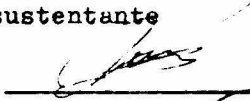
QUIMICA

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA

PRESIDENTE Luis Gálvez Cruz  
VOCAL Rudi P. Stivalet Corral  
SECRETARIO Virgilio González Pozo  
1er. SUPLENTE Antonio Valiente Barderas  
2do. SUPLENTE Carlos Medrano Delgado

Sitio donde se desarrolló el tema: Instituto Nacional de  
Energía Nuclear.


Nombre completo y firma del sustentante

JUAN RUIZ MANRIQUEZ 

Nombre completo y firma del asesor del tema

M. en C. LUIS GALVEZ CRUZ 

Nombre completo y firma del supervisor Técnico

Ing. Quím. VIRGILIO GONZALEZ POZO 

314

AGRADEZCO AL INSTITUTO NACIONAL DE ENERGIA  
NUCLEAR LA AYUDA PRESTADA DURANTE EL DESA -  
RROLLO E IMPRESION DE ESTE TRABAJO.

Agradezco su colaboracion y valiosa ayuda  
para la realizaci3n de este trabajo.

M.en C. Luis Gálvez Cruz

Ing. Q. Virgilio González Pozo

Ing. Q. Jorge R. Argandoña

Q. y Lic. Carlos Medrano D.

DEDICATORIAS

A mis padres:

Francisco Ruiz González

María Manriquez de Ruiz

Quienes con cariño, bondad y abnegación sin medir esfuerzo y ayuda hicieron posible la realización de esta meta.

A mis hermanos:

Tere

Carmela

Francisco

Vicente

Miguel

Coco

Pita

Por su apoyo moral.

A mi novia:

Olivia Beltrán Juárez

Por su ternura, comprensión y estímulo que unido a su cooperación se debe el desarrollo de esta tesis.

JUAN

Al maestro:

Ing. Q. Othón Canales Valverde

Mi reconocimiento y más sincero agradecimiento.

Al amigo:

Ing. Q. Rudi P. Stivalet Corral

Mi más sincero agradecimiento.





	Página
2.7.1.2.3.- Precipitación con urea.	23
2.7.1.3.- Precipitación con peróxido de hidrógeno.	23
2.7.1.4.- Obtención de trióxido de uranio ( $UO_3$ )	23
2.7.1.4.1.- Obtención de trióxido de uranio a partir de ácido peroxiuránico.	23
2.7.1.4.2.- Obtención de trióxido de uranio a partir de diuranato de amonio.	24
2.8.- Obtención de dióxido de uranio.	24
2.9.- Obtención de tetrafluoruro de uranio.	25
2.10.- Obtención de hexafluoruro.	25
2.11.- Separación isotópica.	25
2.11.1.- Métodos de separación.	26
2.12.- Reconversión del hexafluoruro de uranio enriquecido.	26
2.13.- Sinterización.	26
2.14.- Encamisado.	27
CAPITULO III.- INFORMACION TECNICA.	28
3.1.- Descripción del proceso.	28
3.2.- Número de Reynolds corregido.	29
3.2.1.- Diámetro medio de partícula.	29
3.3.- Obtención de la porosidad por medio indirecto cuando el número de Reynolds es menor o igual a 10.	30
3.3.1.- Cuando el número de Reynolds corregido sea superior a 10.	32
3.3.2.- Obtención de la porosidad cuando el número de Reynolds modificado es mayor de 10.	33
3.4.- Caída de presión total, caída de presión debida al plato distribuidor y caída de presión debida al material.	34
3.4.1.- Caída de presión teórica.	34
3.5.- Velocidad mínima de fluidización	34
3.6.- Velocidad de fluidización total, expansión de la cama y altura de lecho fijo.	35
3.7.- Factor de fricción modificado.	35
3.7.1.- Formación de canales y pistones.	36
3.8.- Influencia de la vibración de la fluidización.	36
3.9.- Parte experimental.	37

	Página
3.9.1.- Velocidad de Reacción	39
3.9.1.1.- Velocidad de reacción determi- nada por Carl W. Kuhlman.	39
3.9.2.- Velocidad de la reducción de trió- xido de uranio a dióxido de uranio en atmósfera de hidrogeno.	42
3.9.3.- Comparación de la velocidad de reac- ción en reducción con hidrógeno de trióxido de uranio de diferente pro- cedencia.	43
3.9.4.- Información técnica adicional.	44
CAPITULO IV.- EQUIPO EXPERIMENTAL.	46
4.1.- Material empleado.	46
4.2.- Descripción del equipo.	46
4.3.- Operación del equipo.	48
CAPITULO V.- DATOS EXPERIMENTALES.	59
5.1.- Muestra del material.	59
5.2.- Constante de la placa porosa	63
5.2.2.- Operación del equipo.	65
5.3.- Caída de presión debida a la muestra del material.	66
5.3.1.- Caída de presión teórica.	66
5.3.2.- Velocidad mínima de fluidización.	71
5.4.- Velocidad de fluidización total.	71
CAPITULO VI.- CONSTANTES DE FLUIDIZACION.	134
6.1.- Determinación de la variación de la velocidad mínima de fluidización con el diámetro medio de partícula en $UO_3$	135
6.1.1.- Lecho suelto.	135
6.1.2.- Lecho empacado.	136
6.1.3.- Lecho flojo más vibración vertical.	137
6.1.4.- Lecho flojo más vibración horizontal	137
6.2.- Comparación grafica de velocidad mini- ma de fluidización.	143
6.2.1.- Material $UO_3$ .	143
6.3.- Determinación <sup>3</sup> de la variación de la velocidad mínima de fluidización con el diámetro medio de partícula. Mate- rial $UO_2$ .	147
6.3.1.- Lecho suelto.	147
6.3.2.- Lecho empacado.	148
6.3.3.- Lecho flojo más vibración vertical.	149
6.3.4.- Lecho flojo más vibración horizontal	150

	Página
6.4.- Comparación gráfica de velocidad mínima de fluidización. Material $UO_2$	155
6.5.- Velocidad de fluidización total <sup>2</sup> y su relación con el diámetro medio de partícula.	159
6.5.1.- Ajuste por mínimos cuadrados de velocidad de fluidización total en función de diámetro medio de partícula tomando de base la ecuación potencial. Material $UO_3$ .	159
6.5.2.- Ajuste por mínimos cuadrados de velocidad de fluidización total en función de diámetro medio de partícula tomando de base la ecuación potencial. Material $UO_2$ .	166
6.6.- Determinación indirecta <sup>2</sup> de la porosidad del lecho, densidad aparente y densidad real.	172
6.6.1.1.- Material $UO_3$ . Tamaño medio de partícula 0.0629 cm.	173
6.6.1.2.- Tamaño medio de partícula 0.0398cm.	174
6.6.1.3.- Tamaño medio de partícula 0.0326cm.	175
6.6.1.4.- Tamaño medio de partícula 0.0255cm.	175
6.6.1.5.- Tamaño medio de partícula 0.0201cm.	176
6.6.1.6.- Tamaño medio de partícula 0.0160cm.	177
6.6.1.7.- Tamaño medio de partícula 0.0132cm.	177
6.6.1.8.- Tamaño medio de partícula 0.0111cm.	178
6.6.2.- Determinación indirecta de la porosidad del lecho, densidad aparente y densidad real. Material $UO_2$ .	179
6.6.2.1.- Tamaño medio de partícula 0.0629cm.	179
6.6.2.2.- Tamaño medio de partícula 0.0398cm.	180
6.6.2.3.- Tamaño medio de partícula 0.0326cm.	181
6.6.2.4.- Tamaño medio de partícula 0.0255cm.	183
6.6.2.5.- Tamaño medio de partícula 0.0201cm.	184
6.6.2.6.- Tamaño medio de partícula 0.0160cm.	185
6.6.2.7.- Tamaño medio de partícula 0.0132cm.	185
6.6.2.8.- Tamaño medio de partícula 0.0087cm	186
6.7.- Resultados de las diversas variables en el punto de iniciación de la fluidización.	187
6.7.1.- Resultado de diversas variables en el punto de iniciación de la fluidización. Tabla de valores.	192
6.7.2.- Tabla de valores en el punto de fluidización total.	195

	Página
CAPITULO VII.- DISEÑO DE UN REACTOR EXPERIMENTAL DE LECHO FLUIDIZADO.	200
7.1.- Datos de diseño.	200
7.2.- Determinación de la conversión por etapa.	201
7.2.1.2.- Mezcla que sale de la primera etapa para alimentar a la etapa intermedia, volumen de mezcla.	202
7.2.2.1.- Determinación del tiempo de residencia y conversión en la segunda etapa.	203
7.2.2.2.- Mezcla que sale de la segunda etapa para alimentar la etapa inferior, volumen de la mezcla.	203
7.2.3.- Determinación del tiempo de residencia y la conversión de la etapa inferior. Resumen de resultados de conversión.	204
7.3.- Determinación de la altura del tubo de derrame.	205
7.4.- Cálculo de caída de presión.	207
7.4.1.- Etapa superior y etapa intermedia.	209
7.4.2.- Etapa intermedia y etapa inferior.	210
7.4.3.- Etapa inferior y cámara de alimentación de gases.	211
7.5.- Sistema de alimentación y dosificación de trióxido de uranio.	216
7.6.- Sistema de descarga y recolección del producto. (UO <sub>2</sub> )	218
7.7.- Sistema de calentamiento.	218
7.8.- Control de fluidización del material.	221
7.9.- Alimentación de gases.	221
7.10.- Salida de gases.	221
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	223
BIBLIOGRAFIA.	226

## R E S U M E N

Este trabajo tiene como fin contribuir en modesta parte al conocimiento y posible desarrollo de reactores químicos de lecho fluidizado (sólido-gas) para la obtención de dióxido de uranio, tetrafluoruro de uranio y hexafluoruro de uranio.

Es un estudio comparativo de las variables de fluidización del trióxido y dióxido de uranio cuando se produce una vibración horizontal o vertical en el lecho, para determinar las ventajas, desventajas y su justificación en el diseño de un reactor continuo de lecho fluidizado. Las variables más importantes que se estudian son las siguientes: Porosidad, velocidad mínima de fluidización, velocidad de fluidización total, esfericidad y factor de fricción.

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

El descubrimiento de la fisión nuclear anunciado por Hahn y Strassmann en enero de 1939 inició la era del desarrollo de la energía atómica. Desafortunadamente el mundo conoció primero las terribles consecuencias con su aplicación bélica, y posteriormente el desarrollo de la energía nuclear con fines pacíficos con objeto de satisfacer las necesidades de la humanidad.

Enrico Fermi en 1942 demostró que no solo era posible obtener una reacción de fisión en cadena automantenida sino que ésta podía regularse . El primer reactor nuclear fué conocido con el nombre de pila atómica debido a la forma de colocar bloques de grafito y lingotes de uranio; este reactor comenzo a trabajar ese mismo año.<sup>22</sup>

Podríamos tratar de definir un reactor nuclear como un sistema adecuado que sirve para iniciar y regular una reacción de fisión en cadena. Podemos hacer una separación de acuerdo a los servicios proporcionados por los reactores.

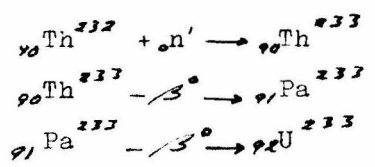
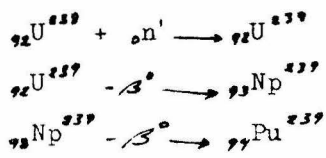
a) Reactores de investigación.- Estos reactores son para experimentos científicos, **adiestramiento de futuros operadores**; aún en éstos podemos separar reactores para pruebas de materiales útiles en blindajes y construcción de otros reactores.<sup>23</sup>

b) Reactores de producción de isótopos.- El producto principal es el plutonio 239 que se obtiene de bombardear con neutrones térmicos el uranio 238.

c) Reactores de potencia.- El aprovechamiento del calor desprendido por la fisión del combustible nuclear puede ser utilizado en generar energía eléctrica, propulsión marina, calefacción y procesos industriales.

Una reacción de fisión se inicia cuando una partícula subatómica llamada neutrón choca con el núcleo de ciertos elementos y provoca la división de estos átomos en productos de fisión o fragmentos radioactivos, una cantidad de calor y dos o tres neutrones. Si estos últimos rompen otros átomos y su relación de neutrones producidos entre neutrones consumidos es igual o mayor a la unidad podemos decir que es una reacción autosostenida.

Un átomo físil natural es el uranio en el isótopo 235, pero hay unos átomos físil artificiales como son el uranio 233 y el plutonio 239; éstos provienen del torio 232 y del uranio 238 respectivamente. A éstos elementos Th (232) y U (238) se les conoce como átomos fértiles.<sup>5</sup>



Los componentes básicos de un reactor nuclear son los siguientes:<sup>33</sup> un núcleo de combustible nuclear, el moderador, el regulador, un medio de extracción del calor generado y un blindaje de protección contra radiaciones.

El moderador.- Su objeto es disminuir la velocidad de los neutrones para convertir los neutrones rápidos a neutrones térmicos que son absorbidos fácilmente para la fisión. Comúnmente se usa como moderador el agua pesada, agua natural, grafito, berilio y algunos compuestos orgánicos.

Sistema de control.<sup>11</sup>- Este en realidad consta de dos sistemas acoplados; una parte para regular la reacción en cadena y otra de seguridad para suspender la reacción en caso de emergencia. Generalmente se usan sustancias que poseen altos coeficientes de absorción neutrónica, como el boro y el cadmio.

Sistema de enfriamiento.<sup>12</sup>- Entre los líquidos se usa principalmente como refrigerante el agua ordinaria, el agua pesada y algunos compuestos orgánicos, entre los gases podemos citar el aire, el helio, el bióxido de carbono y por último algunos metales en estado líquido como sodio y litio. Algunos reactores usan el refrigerante además como moderador, mientras que en otros van separados.

Los reactores usados en investigación funcionan por lo regular a temperaturas bajas menores de  $94^{\circ}\text{C}$  mientras que los de potencia y los de propulsión marina funcionan a temperaturas relativamente altas superiores a  $270^{\circ}\text{C}$  para facilitar la conversión de calor a energía eléctrica o a fuerza motriz.

Combustible nuclear.<sup>13</sup>- El ingrediente esencial del combustible de un reactor es el material fisionable es decir, una sustancia que se fisione o desintegre fácilmente al ser bombardeada con neutrones lentos. La única sustancia que en su estado natural es fácilmente fisionada por neutrones térmicos es el uranio 235; como habíamos visto anteriormente hay unos elementos que se consideran fértiles y que se pueden convertir en físiiles al absorber un neutrón.

El combustible de un reactor consiste en una mezcla de materiales fisionables y materiales fértiles.

Durante la operación del reactor, según se va irradiando el combustible los átomos de material fisionable se



consumen gradualmente, pero al mismo tiempo el material fértil produce nuevos átomos fisionables.

La proporción de átomos físiles consumidos a los nuevos átomos físiles formados a partir de los átomos fértilles depende del diseño del reactor, en un reactor reproductor es posible lograr una pequeña ganancia neta de material fisionable, debe indicarse no obstante que aunque el reactor reproductor produce más material fisionable del que consume, el proceso de reproducción es simplemente un medio de convertir el material fértil en material fisionable.

El porcentaje de átomos fisionables en la mezcla del combustible es un factor de mucha importancia ya que afecta al tamaño físico del reactor; cuanto más rico es en átomos fisionables el combustible más compacto será el reactor. Algunos reactores se abastecen con uranio natural cuyo contenido de material fisionable es de 0.71 %, este contenido de elementos físiles varía para los distintos reactores. Los usados en propulsión marina llegan a un 90% o más de materiales físiles.

Otro aspecto muy importante del combustible es la parte química. Podemos tenerlo en forma de uranio metálico, óxido de uranio y carburo de uranio.

El ciclo abarca desde la extracción de los minerales (uranio y torio) de los yacimientos naturales para la fabricación de combustibles nucleares, su utilización en los reactores, el reprocesamiento de los combustibles quemados hasta el aprovechamiento de los materiales físiles y fértilles que se separan en este proceso para la fabricación de nuevos elementos combustibles.

Este ciclo de combustibles es básico para un mejor aprovechamiento de la energía nuclear y el buen uso de los recursos naturales no renovables.

Las diferentes alternativas que presentan las etapas

necesarias para la extracción del uranio de los yacimientos depende tanto de las características físicas del terreno, la ubicación, la composición química tanto de las sales uraníferas como de los diferentes compuestos a los que están en forma física unidos, la concentración de uranio, el volumen del yacimiento y de los recursos económicos y técnicos.

En la primera etapa (beneficio) el objetivo es extraer la mayor cantidad de uranio posible a bajo costo.

En la segunda etapa (refinación) es la eliminación de impurezas de las sales de uranio en solución, la precipitación y la reducción a dióxido de uranio.

Una tercera etapa en donde se presentan dos alternativas dependiendo del uso que se le va a dar al  $UO_2$ .

a) Obtención de combustibles cerámicos de uranio natural, el  $UO_2$  debe tener determinadas características para la formación de una buena pastilla.

b) Fluoración.- Para los reactores que consumen combustible de uranio enriquecido un camino a seguir es obteniendo el tetrafluoruro de uranio  $UF_4$  haciendo reaccionar el dióxido de uranio  $UO_2$  con ácido fluorhídrico, después convertir el  $UF_4$  a hexafluoruro de uranio  $UF_6$  para enviarlo a las plantas de enriquecimiento, el hexafluoruro de uranio rico en material fértil se reconvierte a  $UO_2$  para la fabricación del combustible y las colas de enriquecimiento o hexafluoruro empobrecido puede servir de manto de un reactor rápido de cría, previa reconversión.

En el caso de reactores que consumen combustible de uranio metálico a partir del tetrafluoruro de uranio por medio de una calciotermita o magnesiotermita se obtiene el lingote que pasa a la fabricación del combustible.

La cuarta etapa es el reprocesamiento de los combustibles, es la separación del material útil de los productos de fisión, al combustible ya gastado se le da un período de "enfriamiento" es decir, un tiempo para que baje la actividad antes de procesar y recuperar los materiales físicos y fértiles que serán útiles en nuevos elementos combustibles.

La aplicación de los reactores de lecho fluidizado sería en substitución de los reactores de lecho fijo, lecho móvil y bandejas deslizantes.

La variedad de estos reactores es difícil de describir en un solo modelo, por lo que refiriéndonos exclusivamente a algunos de los reactores utilizados en la conversión del trióxido de uranio  $UO_3$  que reacciona con hidrógeno para obtener el dióxido de uranio  $UO_2$ .

Reactor de lecho fijo.- Este reactor puede ser de forma cilíndrica o de prisma con un sistema de calentamiento por medio de resistencias eléctricas alrededor, en un extremo del reactor tiene una tapa que se fija por medio de una brida para facilitar los movimientos de entrada de la materia prima y la extracción del producto, en la tapa tiene un conector con un tubo flexible para la entrada del hidrógeno, del otro extremo tiene una conexión con un tubo flexible para la salida de los gases residuales, la alimentación y la salida de los gases pueden invertirse. Los inconvenientes principales se presentan en este reactor como tiempos muertos de carga, descarga, calentamiento y enfriamiento, la velocidad de reacción es lenta debido a que el hidrógeno circula por la parte superior de la muestra, otro problema son las diferentes temperaturas sobre los tres ejes de coordenadas que originan muestras de dióxido de uranio de diferentes actividades y conversión.

Reactores de bandejas deslizantes.- Su base son unas bandejas que sirven de vehículo al material en proceso arrastradas por una guía dentro del reactor el cual tiene un sistema de calentamiento por medio de resistencias eléctricas alrededor, este reactor en continuo y por lo tanto sus dimensiones son mayores que los reactores de lecho móvil o de lecho fluidizado, tienen también el problema de diferentes temperaturas sobre dos ejes de coordenadas ya que debido al movimiento de las bandejas se eliminan las diferencias de temperatura en el sentido del movimiento, la dificultad en la entrada y la salida de las bandejas de un sello para el mejor aprovechamiento del hidrógeno conduce a unas grandes dimensiones del reactor.

Reactor de lecho móvil.- Este reactor como su nombre lo indica es un avance del anterior ya que en lugar de bandejas deslizantes consta de un gusano helicoidal dentro de un reactor tubular cubierto por un sistema de calentamiento (resistencias eléctricas). Este reactor es continuo y no presenta el problema de zonas de diferentes temperaturas evitando diferentes actividades y conversión del producto. La dificultad la presentan los sellos para gases.

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

A	= Area (cm <sup>3</sup> )
Cv	= Constante de Venturi
D	= Diámetro de una esfera referido a una malla (cm)
Da.	= Diámetro del tubo (cm)
Db	= Diámetro del orificio (cm)
$\bar{D}_p$	= Diámetro medio de partícula (cm)
$\bar{D}_{pi}$	= Diámetro medio de partícula (ft)
$\bar{D}_{pt}$	= Diámetro medio de partícula en mezcla de tamaños de partículas
E;	= Porosidad (adimensional)
F	= Fracción no reducida de UO <sub>3</sub> (%)
Fi	= Fracción no reducida a la entrada de una etapa (%)
Ff	= Fracción no reducida a la salida de una etapa (%)
$F\frac{1}{2}$	= Conversión media de una etapa referida a la fracción no reducida de UO <sub>3</sub> (%)
fm	= factor de fricción modificado
Gc	= Constante de gravitación universal ( $\frac{lb-masa-ft}{lb-fuerza-seg^2}$ )
gc	= constante gravitacional ( $\frac{lb-masa-ft}{lb-fuerza-seg^2}$ )
Ge	= Masa velocidad ( $\frac{lb}{ft^2}$ )
H	= altura (cm)
Hf	= altura del material que no está en movimiento (cm)
Hr	= altura inicial del material dentro del reactor (cm)
K'	= constante de velocidad específica de reacción (min <sup>-1</sup> )
L	= altura del material
Le	= altura del material (cm)
L.E.	= lecho empacado o compactado
Lr.	= altura del material (cm)
L.S.	= lecho flojo
L.V.H.	= lecho vibración horizontal

L.V.V.	= lecho flojo más vibración vertical
M	= peso de la muestra (g)
Pa-Pb	= caída de presión (g/cm <sup>2</sup> )
Re	= número de Reynolds (adimensional)
Rec	= número de Reynolds corregido (adimensional)
S	= Area (cm <sup>2</sup> )
u <sub>o</sub>	= velocidad lineal del fluido (cm/seg)
V	= volumen en litros
Vf	= velocidad lineal del aire (cm/seg)
Vmf	= velocidad lineal del aire (cm/seg)
Vfi	= velocidad lineal del aire (ft/seg)
Vmfi	= velocidad lineal de aire (ft/seg)
w	= peso de la muestra (g)
w <sub>s</sub>	= flujo másico (g/seg)
$\beta$	= relación de diámetros (adimensional)
$\beta^*$	= partícula Beta
$\Delta P$	= caída de presión (lb/ft <sup>2</sup> )
$\Delta P_g$	= caída de presión debida al material (g/cm <sup>2</sup> )
$\Delta P_p$	= caída de presión debida al plato distribuidor (g/cm <sup>2</sup> )
$\Delta P_t$	= caída de presión (lectura manométrica) (g/cm <sup>2</sup> )
$\Delta P_{te}$	= caída de presión teórica (g/cm <sup>2</sup> )
$\phi$	= esfericidad (adimensional)
$\rho_a$	= densidad aparente (g/cm <sup>3</sup> )
$\rho_a$	= densidad aparente (lb/ft <sup>3</sup> )
$\rho_s$	= densidad real (g/cm <sup>3</sup> )
$\rho_s$	= densidad del sólido (lb/ft <sup>3</sup> )
$\rho_f$	= densidad del fluido (g/cm <sup>3</sup> )
$\rho_f$	= densidad del fluido (lb/ft <sup>3</sup> )
$\mu$	= viscosidad (lb/h-ft)
$\gamma$	= radiación
$\cdot n'$	= neutrón
$\theta$	= tiempo

## CAPITULO I

### O B J E T I V O S

Este trabajo tiene como objeto contribuir en pequeña parte al conocimiento y posible desarrollo en México de reactores químicos de lecho fluidizado (sólido-gas), que podrían substituir con ventaja en algunos procesos a los reactores estáticos o de lecho fijo y a los reactores de lecho móvil.

Puede tener importancia para el Instituto Nacional de Energía Nuclear la aplicación de reactores continuos de lecho fluidizado en la reducción de trióxido de uranio ( $UO_3$ ) a dióxido de uranio ( $UO_2$ ), en la obtención del tetrafluoruro de uranio  $UF_4$  haciéndolo reaccionar con ácido fluorhídrico (HF) al dióxido de uranio, y en la fabricación de hexafluoruro de uranio  $UF_6$ .

Algunas ventajas de los reactores químicos de lecho fluidizado.<sup>3</sup>

1.- Debido a la intensa agitación que se produce durante la fluidización, la temperatura y la distribución de sólidos es más homogénea que en un reactor de lecho estático tipo intermitente.

2.- En un lecho fluidizado el tamaño de las partículas es más pequeño que en un lecho intermitente; la resistencia a la difusión a través de las partículas es menor en un lecho fluidizado, lo cual puede acelerar muchas reacciones químicas heterogéneas cuando controla la difusión.

3.- La fluidización permite la fácil adición de sólidos y su retirada del lecho esta es una ventaja o diferencia muy importante sobre el reactor intermitente o estáti-

co, especialmente cuando se complican pérdidas de actividad. Esta propiedad del sistema fluidizado es responsable de la comodidad con la cual se lleva a cabo la operación continua.

4.- En un lecho fluidizado debido, a la separación de las partículas en la alimentación, es más rápido el calentamiento que en los demás reactores.

5.- El producto que sale de un reactor de lecho fluidizado da más facilidades para su enfriamiento.

6.- La fluidización elimina la formación de bolas de catalizador, artículo muy importante en el costo de muchos procesos.

7.- El producto obtenido en un lecho fluidizado es más homogéneo debido a la temperatura y concentración del fluido (reactivo).

#### DESVENTAJAS

1.- El equipo de un lecho fluidizado será más costoso que el de un lecho fijo.

2.- El movimiento de los sólidos a veces requiere una mayor velocidad en el fluido lo que implica colocar una serie de lechos para el aprovechamiento del fluido si es que este es un reactivo, o si es solo un vehículo aumentará el costo de bombeo; en casos cuando unicamente el sólido es un catalizador en el que reaccionan dos fluidos también aumentará la serie de etapas hasta tener la conversión requerida.

3. - Dependiendo de la dureza de los sólidos en movimiento en el lecho fluidizado aquellos pueden sufrir una molienda que en algunos casos como catalizadores con portador poroso, se tienen pérdidas por arrastre al salir junto con los productos o con los desechos.



4.- Aunque en el reactor de lecho fluidizado la temperatura es homogénea, (no tiene variaciones en los tres ejes de coordenadas como los demás reactores) es más difícil controlar una temperatura determinada sobre todo cuando la reacción es en varios pasos en donde hay productos intermedios con diferentes calores de reacción.

5.- El movimiento de los sólidos en un lecho fluidizado depende basicamente de un valor experimental sobre un tamaño medio de partícula; en caso que este valor sea bajo sin llegar a la fluidización en la base, habrá diferentes tiempos de residencia para los diversos tamaños de partícula y por lo tanto habrá diferente conversión; en algunos casos un exceso de conversión puede dañar el producto.

6.- El caso contrario cuando la velocidad del fluido es demasiado alta con respecto a el tamaño medio de partícula sea muy amplia puede ocurrir que la velocidad de fluidización de las partículas gruesas este dentro de la velocidad de arrastre del material fino, ocasionando pérdidas o gastos de recuperación y mayor equipo de control para evitar paros costosos.

7.- El trabajo de un lecho fluidizado requiere que los lotes por procesar sean grandes para que al establecerse el régimen permanente se aproveche al máximo.

CAPITULO II  
GENERALIDADES SOBRE EL PROCESO DE COMBUSTIBLES  
NUCLEARES

2.1. EXPLORACION DE YACIMIENTOS URANIFEROS.<sup>23</sup>

El uranio se encuentra ampliamente distribuido en la naturaleza la mayoría puede considerarse acumulado en la parte superior de la litósfera de preferencia en las rocas ácida o félsicas. Considerando como un todo la corteza terrestre es de 0.0003 % el contenido de uranio; la concentración del mismo en el agua de mar se considera aproximadamente un gramo por cada 100 toneladas.

2.1.1. MINERALES PRINCIPALES.<sup>24</sup>- El uranio nunca se encuentra en estado metálico libre, generalmente se halla en forma de sales, de preferencia acompañado de otros metales .

2.1.1.1. MINERALES PRIMARIOS.- Llamados así por el carácter reducido del uranio, y son los siguientes:

- Uranita..... Oxido cristalino de uranio.
- Pechblenda..... Oxido amorfo de uranio
- Davidita..... Oxido de titanio y de los metales de tierras raras y de uranio

Los otros minerales de este grupo son los óxidos complejos de uranio, columbio, tantalio y titanio tales como la betafita, la euxenta y smarskita los cuales no podemos considerar como fuente importante de uranio porque se encuentran en bajas concentraciones y parte de ellos son refractarios, lo cual aumenta el costo de proceso de beneficio.

2.1.2.1. MINERALES SECUNDARIOS.- Estos se han formado mediante la acción de factores naturales sobre los prima-

rios formando sales dobles como vanadatos etc. El uranio se encuentra en estado oxidado.

Carnotita..... Vanadato de potasio y uranio.

Tyuyamunita..... Vanadato de calcio y de uranio.

Torbernita y Meta-Torbernita.... Fosfatos hidratados de cobre y uranio.

Autunita y Meta-Autunita..... Fosfatos hidratados de calcio y uranio.

Uranofano..... Silicato hidratado de calcio y uranio

Schroesckingerita.... Sulfato complejo, hidratado, carbonato y fluoruro de calcio, sodio y uranio.

La fuente industrial más abundante para la obtención del uranio es la pechblenda, la davidita y la carnotita; la primera es un óxido amorfo impuro de uranio cuyas impurezas principales son sílice, torio, tierras raras, compuestos de metales como plomo, hierro, calcio, magnesio, manganeso, bismuto; su color es negro azulado con brillo metálico. La uraninita es un mineral similar a la pechblenda. Siguen en orden de importancia la davidita que es un óxido de titanio, uranio, hierro y tierras raras; sus principales impurezas son mica, cuarzo, calcita, feldespato, y ortoclasa su color varía del negro al café oscuro y con brillo que va de vítreo a submetálico, la carnotita, vanadato de uranio y de potasio cuyas impurezas principales son sales de hierro, molibdeno y vanadato de calcio y magnesio; su color va del amarillo al amarillo verdoso, raras veces aparece en coloraciones café o negruscas.

2.1.3. EXPLORACION:<sup>4</sup> Esta se puede efectuar sobre zonas en que con anterioridad se ha encontrado uranio o en áreas que tienen similitud en cuanto a estructuras rocosas, donde se ha explotado ya sea en el interior o en países extranjeros, en lugares mineros que tengan explotación .

### 2.1.3.1. PRINCIPALES ZONAS CON PERSPECTIVAS URANIFERAS.

Las vertientes de la Sierra Madre Occidental tienen estructuras geológicas altamente favorables para contener uranio y una exploración programada nos indicaría la reserva posible, su ley por zona y su tonelaje aproximado.

En la mesa del Norte y la Sierra Madre Oriental existen conformaciones rocosas similares a los yacimientos de Colorado, E.U.A.; la región noroeste de la planicie del Golfo, ésta tiene la formación Jackson clásica de la carnotita y de otros minerales secundarios de uranio económicamente explotables.

2.1.3.2. ALTIPLANICIE CENTRAL."- En esta región quedan incluidas varias localidades mexicanas del estado de Chihuahua en donde ya se han encontrado depósitos de uranio, la Sierra de Gómez cuyo yacimiento de tyuyamunita y la Sierra chica de Gómez la de Aldama y Valle de Oaxaca al noroeste, norte y noroeste de la ciudad de Oaxaca presentan sedimentos jurásicos con gran semejanza con los de la mesa de Colorado en los Estados Unidos de Norteamérica, siendo esta región una de las de mayor producción comercial de uranio de esa nación. La Sierra de Chiapas ofrece condiciones geológicas muy favorables por la presencia de depósitos de minerales radiactivos.

2.1.3.3. EXPLORACION TERRESTRE."- El instrumento principal para detectar materiales radiactivos son los contadores Geiger Müller, llamados generalmente contadores Geiger y los cintilómetros.

Hay dos métodos principales que se denominan método de Cuenca y método de Cuadrícula.

2.1.3.3.1. METODO DE CUENCA.- Este se desarrolla llevando un compañero ladera arriba y otro ladera abajo por eso recibe el nombre de método de cuenca ya que permite ir cubriendo las cuencas de alimentación de los diferentes arroyos que existen en el terreno.

2.1.3.3.2. METODO DE CUADRICULA.- Este método como su nombre lo indica se trata de hacer una cuadrícula sobre el terreno el cual después se construirá una gráfica para iniciar ya una exploración más estricta recurriendo a muestreos a diferentes profundidades y haciendo uso del análisis químico si los datos primarios lo justifican.

2.1.3.4. EXPLORACION AEREA.<sup>a</sup>- Los instrumentos que se usan en esta exploración son casi exclusivamente cintilómetros provistos de un cristal de yoduro de sodio que contiene inclusiones de talio metálico siendo de mayor tamaño y precisión que los usados en la exploración terrestre; también se han usado contadores Geiger Muller de alta sensibilidad, los cintilómetros tienen una adaptación registradora que va imprimiendo las lecturas a lo largo del recorrido del avión; junto con el aparato detector van los instrumentos necesarios para localizar la posición del avión con respecto a la posición del terreno, las fotografías tomadas suministrarán los datos indispensables. Las unidades usadas son aviones con alta estabilidad para efectuar vuelos a baja altura, así como capacidad de carga para transportar equipo y personal de vuelo con la máxima seguridad.

El helicóptero ha sido usado con mucho éxito por la facilidad de vuelo en dicho tipo de exploración, la exploración aérea marca el indicio de las zonas a explorar con mayor rigor ya que esta detección se hace a un mínimo de altura, por ejemplo una lectura a 170 metros sobre el terre-

no equivale más o menos a un milésimo de la lectura te -  
rrestre.

## 2.2. EXPLOTACION<sup>21</sup>.-

El objeto principal de la explotación de un mineral es la parte económica, la obtención del mismo a un bajo costo que pueda competir en el mercado internacional; **ésta depende** principalmente de la ley, tipo del mineral, su tonelaje, del proceso requerido para su purificación que justifique una planta de procesamiento que en ocasiones puede estar cercana a los yacimientos.

2.2.1. CARACTER DEL DEPOSITO.- Tamaño, forma, echado o inclinación, proporción entre el mineral y el material no útil, facilidad de separación, condiciones de la pared que rodea al yacimiento como dureza y tipo de material que respalda el depósito.

2.2.2. CARACTER DEL MINERAL.- Su valor por tonelada, se requiere una extracción parcial o completa de los valores.

Posibilidad de trabajar como subproducto o subproductos el uranio y otros minerales.

En caso de explotación de uranio para justificar una planta de tratamiento de minerales según estadísticas internacionales, se puede procesar uranio con una ley y un tonelaje mínimo como  $U_3O_8$  que pueden ser de 1.5 Kg/Ton y 400 toneladas **respectivamente**.

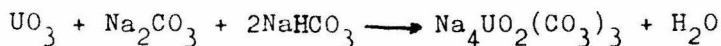
## 2.3. LIXIVIACION.

Es la solubilización de las sales de uranio. Se usan dos tipos de lixiviación: ácida o alcalina, haciendo primeramente la selección del mineral ya sea por medio de métodos de flotación, sedimentación, etc.

Si el uranio se encuentra en forma tetravalente se

usan oxidantes para pasar a su forma hexavalente el uranio antes de lixiviarlo.

2.3.1. LIXIVIACION ALCALINA.- En la lixiviación alcalina se usan como agentes solubilizantes el carbonato y el bicarbonato de sodio, mediante temperatura. Esta lixiviación es usada cuando la cantidad de calizas en la roca encajonante es alta, lo cual si se usa la lixiviación estática o ácida aumentaría mucho el costo.



2.3.2. LIXIVIACION ACIDA.- En este tipo se emplea ácido sulfúrico cuando el contenido de calizas es bajo. Este proceso a últimas fechas se ha usado directamente en el yacimiento, haciendo vertederos de concreto o madera lo cual disminuye los costos por extracción del mineral.



2.3.3. LIXIVIACION ALCALINA VENTAJAS Y DESVENTAJAS.-

Ventajas:

- 1o. Las propiedades no corrosivas que facilitan su manejo.
- 2o. La solución de carbonato de sodio tiende a disolver los minerales uraníferos específicamente dejando la ganga inatacada.
- 3o. Uranio de pureza aceptable, puede ser precipitado directamente del licor de digestión.
- 4o. La solución de carbonato es barata y fácilmente regenerable.

DESVENTAJAS:

- 1o. Algunos minerales de uranio no se disuelven des -

pués del calentamiento que tiende a producir uranatos insolubles.

20. Se necesita una molienda muy fina del mineral para promover una buena separación.

30. Algunas veces los materiales de la ganga son atacados, lo que produce un consumo relativamente alto del licor de lixiviación.

Los arsenatos, los carbonatos, molibdatos, sulfatos, vanadatos se disuelven fácilmente en el carbonato siempre y cuando el uranio esté en forma hexavalente.

#### 2.4. CONCENTRACION DEL URANIO.

Por razón de costos no se puede precipitar el uranio de la solución que sale de la lixiviación ácida. En este caso lo más adecuado es el uso de solventes orgánicos selectivos como el fosfato de tributilo (TBP), el uso de algunas alquil-aminas, ácidos alquil-fosfóricos y resinas de intercambio iónico.

#### 2.5. SEPARACION DEL URANIO.

Existen diversos métodos para recuperar el uranio uno de ellos es la precipitación de diuranato de sodio o calcio, la solución pasa a precipitación del uranio ya sea con lechada de cal o con hidróxido de sodio que precipitan el diuranato de sodio o el diuranato de calcio. Estos precipitados deben contener un 50 % como  $U_3O_8$ .

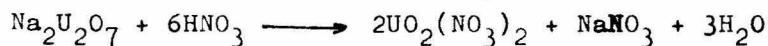
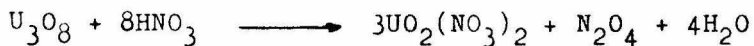


En México hasta hace poco las impurezas principales eran molibdeno y vanadio además en cantidades menores titanio, níquel, zinc, cobre, hierro y empieza a encontrarse fósforo.

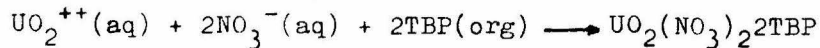


## 2.6. PURIFICACION DEL CONCENTRADO.

El concentrado se lleva a disolver con ácido nítrico en solución a temperatura elevada para obtener el nitrato de uranilo; hay dos pasos a seguir en su purificación; el primero es el uso de columnas de pulso usando fósforo de tributilo (TBP) como solvente selectivo y el segundo es el mezclador sedimentador que ha desplazado a las columnas pulsadoras por su bajo costo y facilidad de operación. A la salida de éstos dos procesos se obtiene una solución de nitrato de uranilo de pureza nuclear.



2.6.1. SOLVENTES ORGANICOS.- En este proceso se ponen en contacto dos soluciones, una orgánica y otra acuosa. Mediante la extracción y reextracción podemos eliminar todas las impurezas o casi todas las que acompañan en solución al uranio, haciendo uso de las columnas de pulso o del mezclador sedimentador. En la extracción su objeto es retener únicamente el uranio en el líquido orgánico dejando en la fase acuosa las impurezas. A este solvente ya cargado es necesario darle un lavado recirculándose el líquido acuoso al primer paso de extracción. El solvente cargado de uranio y ya lavado pasa a la etapa en donde recuperamos el uranio al poner en contacto con agua desmineralizada, pasando el uranio de la fase orgánica a la fase acuosa.



## 2.7. OBTENCION DE TRIOXIDO DE URANIO Y DIOXIDO DE URANIO.

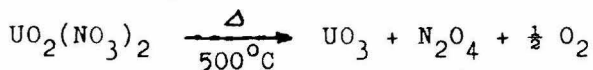
Hay dos opciones para procesar la solución de nitrato de uranilo libre de impurezas.

1o. La denitración en un pulverizador de espumas, se obtiene el trióxido de uranio en partículas esféricas, usando de preferencia para su reducción en reactores de lecho fluidizado.

2o. La precipitación de diuranato de amonio por medio de amoniaco o con hidróxido de amonio, el cual se seca a temperatura de 250°C obteniéndose el trióxido de uranio. Hay varios tipos de reactores para hacer la reducción a dióxido de uranio; los cuatro principales son: Reactor de lecho fluidizado (tema de este trabajo), reactor de lecho móvil, reactor de lecho fijo y reactor de bandejas deslizantes.

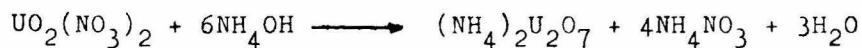
2.7.1. DESNITRACION.- Este proceso consta de dos etapas:

Evaporación de la solución de nitrato de uranilo en un evaporador obteniéndose la sal hexahidratada; y la segunda es la desnitración a una temperatura de 500°C a 600°C. El producto es trióxido de uranio.



2.7.1.2. OBTENCION DE DIURANATO DE AMONIO.- Este se puede obtener haciendo la precipitación con hidróxido de amonio, gas amoníaco o con urea.

2.7.1.2.1. PRECIPITACION CON HIDROXIDO DE AMONIO.- La solución de nitrato de uranilo se precipita con hidróxido de amonio. Aquí empieza realmente la parte del proceso que define las características de la partícula de dióxido de uranio. Es muy importante el control de pH y de la temperatura ya que estos definen la forma y reactividad del polvo en las etapas posteriores.

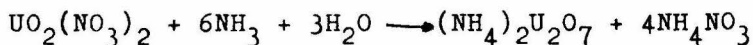
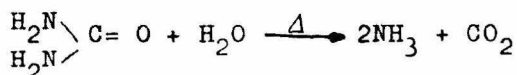


2.7.1.2.2. PRECIPITACION CON AMONIACO GASEOSO.- Si en la solución de nitrato de uranilo se burbujea gas amoníaco se precipita el diuranato de amonio.

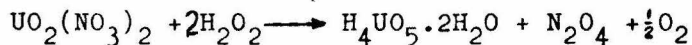


2.7.1.2.3. PRECIPITACION CON UREA.- En algunos países se empleaba para obtención de diuranato de amonio un kilogramo de urea por uno de uranio en solución, se ajusta el pH entre dos y tres; la solución se hierve durante dos horas con lo cual precipita el diuranato de amonio.

En realidad se esta aprovechando la descomposición de la urea por el calor produciendo amoníaco, el cual precipita el uranio como diuranato de amonio.

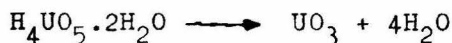


2.7.1.3. PRECIPITACION CON PEROXIDO DE HIDROGENO?- En otros países se usa este proceso donde la solución de nitrato de uranilo ya purificado se precipita con agua oxigenada al 18 %. Tiene una gran ventaja por su selectividad de manera que además de la purificación del solvente, cualquier impureza que haya escapado a éste tiende a permanecer en solución, aunque este proceso aumenta mucho el costo del combustible.



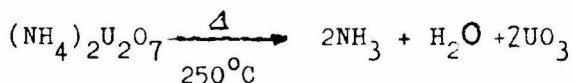
2.7.1.4. OBTENCION DE TRIOXIDO DE URANIO ( $\text{UO}_3$ )

2.7.1.4.1. OBTENCION DE TRIOXIDO DE URANIO A PARTIR DE ACIDO PEROXIURANICO.<sup>3</sup>



2.7.1.4.2. OBTENCION DE TRIOXIDO DE URANIO A PARTIR DE DIURANATO DE AMONIO.- Calentando 250°C

el diuranato de amonio se obtiene el trióxido de uranio (UO<sub>3</sub>) de color anaranjado; este trióxido de uranio hidratado es más activo que el que se obtiene por desnitración.

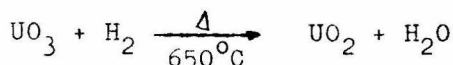


2.8. OBTENCION DE DIOXIDO DE URANIO

El dióxido de uranio se obtiene a partir del trióxido de uranio por reducción en caliente. Se puede obtener U<sub>3</sub>O<sub>8</sub> como producto intermedio calcinando a una temperatura de 400°C a 500°C con una corriente de aire el cual es de un color verde cemento. En la formación de estos octóxidos se conserva un alto valor de la superficie específica. La reducción del octóxido puede llevarse a cabo en caliente a 650°C. En el horno de lecho fijo el hidrógeno pasa por la superficie del material, la reacción es lenta sobre todo si la altura del lecho es considerable, se presenta también la dificultad de controlar la temperatura ya que se forman zonas de diferentes temperaturas sobre los tres ejes de coordenadas; esto repercute en el producto que se obtiene que será de mayor o menor reactividad dependiendo de la temperatura que correspondió a la zona donde estaba ese polvo.

Otra forma es usar un reactor de lecho móvil; en este tamaño del equipo y las precauciones en los sellos de gases es la mayor dificultad teniendo muchas ventajas con respecto al anterior, ya que éste es continuo y por lo tanto se elimina el tiempo muerto de carga y descarga; tiene la ventaja de poder controlar en mejor forma las ca-

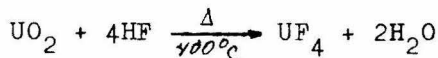
racterísticas de la partícula, que son básicas para una buena pastilla de combustible nuclear. Sin embargo, se puede decir que un reactor de este tipo es lento si lo comparamos con un reactor de lecho fluidizado, aunque como se dijo anteriormente en el reactor de lecho móvil la seguridad de obtener una partícula de características sin terizables es un hecho, mientras que en el reactor de lecho fluidizado sería necesario un estudio.



#### 2.9. OBTENCION DE TETRAFLUORURO DE URANIO.

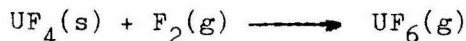
Este se obtiene teniendo de materia prima el dióxido de uranio y como reactivo el ácido fluorhídrico.

La reacción se puede llevar a cabo en un reactor de lecho fluidizado, un reactor de lecho móvil, un reactor de lecho fijo o en un reactor de bandejas deslizantes.



#### 2.10. OBTENCION DE HEXAFLUORURO.

El hexafluoruro de uranio se obtiene a partir del tetrafluoruro de uranio que reacciona con el gas flúor ( $\text{F}_2$ ).



El hexafluoruro de uranio se obtiene en forma gaseosa el cual se puede licuar.

#### 2.11. SEPARACION ISOTOPICA.

El uranio 235 es el único elemento natural físil, su concentración en el combustible nuclear depende del tipo de reactor y de su aplicación. El reactor llamado de cría consume combustible de uranio natural cuyo contenido del isótopo uranio 235 es de 0.71%, en reactores de propulsión como los empleados en los submarinos consumen un com-

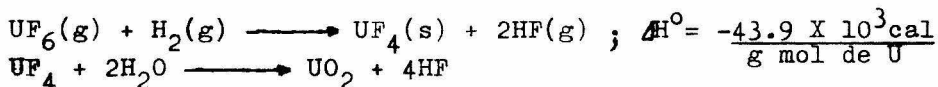
bustible nuclear que llega a tener 90% y aún más de enriquecimiento del isótopo uranio 235.

2.11.1. METODOS DE SEPARACION.- Hay varios métodos de separación isotópica; el principal es el de difusión gaseosa y se basa en la diferencia del volumen molecular de los hexafluoruros del uranio 235 y uranio 238.

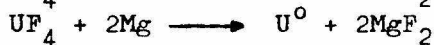
La separación isotópica por medio de resinas de intercambio iónico está en estudio a nivel de laboratorio no se ha llevado a escala industrial, en las mismas condiciones se encuentra la separación isotópica por medio de ultracentrífugas.

2.12. RECONVERSION DEL HEXAFLUORURO DE URANIO ENRIQUECIDO.

A partir del hexafluoruro de uranio enriquecido es necesario obtener el dióxido de uranio para reactores que consumen combustibles cerámicos.



También se puede obtener el uranio metálico por medio de una calcioterminia o magnesioterminia.



2.13. SINTERIZACION.

El dióxido de uranio debe tener determinadas características para la formación de una buena pastilla de combustible nuclear como son: densidad, superficie específica, resistencia mecánica, etc.

La sinterización consiste en un aglutinamiento es decir, una unión por soldadura del área de contacto y creci-

miento de esta área entre dos o más partículas metálicas y que se producen a una temperatura inferior al punto de fusión del metal. Suele realizarse bajo compresión en hornos de atmósfera controlada para evitar la oxidación. Los factores principales que controlan esta operación metalúrgica son: la temperatura, el tiempo y la atmósfera del horno. La sinterización se manifiesta como un aumento en la resistencia mecánica, una mejor conductividad eléctrica entre los conductores de la misma y un aumento de su densidad. Algunas veces la temperatura de sinterización es superior al punto de fusión de algún constituyente del compactado en la aleación formada durante el proceso.

#### 2.14. ENCAMISADO.

Esta es la sección de acabado del combustible nuclear.

Material del encamisado.- Algunas de las propiedades del material empleado en encamisado son: valor alto de la temperatura de fusión sin cambio de fase, una alta conductividad térmica, un bajo valor de absorción de neutrones, alta resistencia mecánica (soporte del combustible), resistencia a la corrosión (contacto con el enfriador) y alta resistencia a la radiación nuclear.

Se pueden citar algunos materiales empleados en el encamisado como son: el acero inoxidable, el pirografito, el aluminio, el zirconio y sus aleaciones.

## CAPITULO III

### INFORMACION TECNICA.

#### 3.1. DESCRIPCION DEL PROCESO.

La fluidización es la operación mediante la cual un lecho de sólidos finos se transforma en un estado semejante al de un fluido por medio del contacto con un gas o un líquido. Existen dos categorías de lechos fluidizados:

- a) Sólidos fluidizados en un medio líquido.
- b) Sólidos fluidizados en un medio gaseoso.

En nuestro estudio trataremos únicamente del segundo tipo de fluidización.

Si pasamos un gas por un lecho de partículas sólidas y medimos la presión del gas al entrar y al salir de aquél, habrá una caída de presión correspondiente a la obstrucción que ocasionan las partículas al paso del gas; si aumentamos la velocidad del gas llegará a un valor en el cual es posible mover la partícula hasta dar la impresión de que es un líquido en ebullición. Según la teoría de Max Leva "cuando sometemos un lecho de sólidos al paso de un gas, aumentando la velocidad de éste primero habrá una expansión del lecho. Para nosotros es muy importante saber la relación que existe, /se usa el término porosidad que no es otra cosa que el volumen de los huecos que hay en el lecho dividido entre el volumen total (volumen vacío más volumen del sólido). Tenemos haciendo uso de ésta una ecuación que nos liga la caída de presión.



$$\Delta P_e = L_e (1-E) (\rho_s - \rho_f)$$

$$\Delta P_e = \text{caída de presión (lb/ft}^2\text{)}$$

$L_e$  = altura del lecho en el reactor (ft)

$E$  = porosidad o fracción hueca (adimensional)

$\rho_s$  = densidad del sólido (lb/ft<sup>3</sup>)

$\rho_f$  = densidad del fluido (lb/ft<sup>3</sup>)

Si esta relación (1-E) la multiplicamos por el volumen total nos dará el volumen del material. Podemos determinarla cuando hacemos dos o más determinaciones con el mismo material en condiciones diferentes; por ejemplo fluidizando las partículas en un lecho empaclado o compactado y otra determinación con el lecho flojo, en forma in directa con los datos anteriores podemos obtener la porosidad del lecho.

$$1-E = 1 - \frac{\text{Volumen vacío}}{\text{Volumen total}} = \frac{\text{Vol.vacío} + \text{Vol.del material} - \text{Vol vacío}}{\text{Vol.vacío} + \text{Vol.del material}}$$

### 3.2. NUMERO DE REYNOLDS CORREGIDO.<sup>13</sup>

Para la deducción de la porosidad del lecho se toma en cuenta el número de Reynolds corregido.

$$\text{Rec} = \frac{G_e \bar{D}_p}{\mu}$$

Rec = número de Reynolds corregido (adimensional)

$G_e$  = masa velocidad del fluido (gas) (lb/h-ft<sup>2</sup>)

$\bar{D}_p$  = diámetro medio de partícula (sólido) (ft)

$\mu$  = viscosidad del fluido (lb/h-ft)

3.2.1. DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA<sup>13</sup>.- El diámetro medio de partícula se obtiene por medio de un análisis de mallas consecutivas, es decir  $\bar{D}_p = (D_1 \times D_2)^{\frac{1}{2}}$  donde  $D_1$  y  $D_2$  son los diámetros de una esfera que pasaría por las dos mallas de selección del material.

Cuando en una mezcla tenemos:

$$\bar{D}_{pt} = \frac{\bar{D}_{p_1} (M_1) + \bar{D}_{p_2} (M_2) + \dots + \bar{D}_{p_n} (M_n)}{M_1 + M_2 + \dots + M_n}$$

donde  $M_1$  y  $M_2$  hasta  $M_n$  es la masa correspondiente de cada uno de los diámetros medios.

3.2.1.1. CAIDA DE PRESION.<sup>12</sup> Para calcular la caída de presión cuando el valor del número de Reynolds corregido es menor o igual a 10, podemos usar la siguiente ecuación.

$$\frac{\Delta P}{L} = 200 \frac{\mu u_e (1-E)^2}{\phi \bar{D}_p E^3 G_c}$$

$\mu$  = viscosidad del fluido (gas) (lb/seg-ft)

$u_e$  = velocidad lineal del fluido (ft/seg)

$\phi$  = esfericidad de la partícula (adimensional)

$E$  = porosidad (adimensional)

$\bar{D}_p$  = diámetro medio de partícula (ft)

$G_c$  = aceleración de la gravedad ( $\frac{lb \text{ masa-ft}}{lb \text{ fuerza-sec}^2}$ )

### 3.3. OBTENCION DE LA POROSIDAD POR MEDIO INDIRECTO CUANDO EL NUMERO DE REYNOLDS ES MENOR O IGUAL A 10.

Si es la misma cantidad de material en el mismo lecho fluidizado, pero tenemos una compactación diferente del lecho de material, obtenemos al paso del fluido una altura de lecho diferente; si los dividimos tendremos la relación que existe entre caídas de presión y alturas con la porosidad del lecho.

La porosidad del lecho también la obtenemos si conocemos el volumen del material sin los espacios vacíos entre partículas. Por definición, porosidad es el volumen

vacío dividido entre el volumen total aparente, éste es la suma del volumen vacío más el volumen de las partículas del material, los índices 1 y 2 corresponden a dos arreglos diferentes del lecho.

$$\frac{\Delta P_1}{L_1} = \frac{200 \mu u_o (1-E)^2}{\phi \bar{D}_p E_1^3 Gc}$$

$$\frac{\Delta P_2}{L_2} = \frac{200 \mu u_o (1-E)^2}{\phi \bar{D}_p E_2^3 Gc}$$

En estas condiciones si hacemos una determinación empacando el material y otra con el material flojo vamos a tomar datos sobre una misma velocidad lineal del fluido. El reactor debe tener las paredes paralelas en forma vertical, es decir puede ser un cilindro.

Tenemos:

$$\frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} \frac{L_2}{L_1} = \frac{(1-E_1)^2 E_2^3}{(1-E_2)^2 E_1^3}$$

$$\left[ \frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} \frac{L_2}{L_1} \right]^{1/2} = \frac{(1-E_1)^{3/2} E_2}{(1-E_2)^{3/2} E_1}$$

En cualquier momento nuestro volumen del material será igual.

$$(1-E_1) L_1 S = (1-E_2) L_2 S ; (1-E_1) L_1 = (1-E_2) L_2$$

donde S es el área interior de la base del reactor.

$$(1-E_2) = \frac{L_1}{L_2} (1-E_1) ; E_2 = 1 - (1-E_1) \frac{L_1}{L_2}$$

SUBSTITUYENDO

$$\left[ \frac{\Delta P_1 L_2}{\Delta P_2 L_1} \right]^{1/3} = \frac{(1-E_1)^{1/3} (1 - (1-E_1) L_1/L_2)}{(1-E_1)^{1/3} (L_1/L_2) E_1} = \frac{1 - (L_1/L_2) + (L_1/L_2) E_1}{(L_1/L_2) E_1}$$

$$\left[ \frac{\Delta P_1 L_2}{\Delta P_2 L_1} \right]^{1/3} \left[ \frac{L_1}{L_2} \right] E_1 = 1 - (L_1/L_2) + (L_1/L_2) E_1$$

$$(\Delta P_1 L_1 / \Delta P_2 L_2)^{1/3} E_1 - (L_1/L_2) E_1 = 1 - (L_1/L_2)$$

$$E_1 = (1 - (L_1/L_2)) / (((\Delta P_1 L_1) / (\Delta P_2 L_2))^{1/3} - (L_1/L_2))$$

Válida cuando el número de Reynolds corregido es menor o igual a 10

### 3.3.1. CUANDO EL NUMERO DE REYNOLDS CORREGIDO SEA SUPERIOR A 10

Tenemos:

$$\frac{\Delta P}{L} = 2 \frac{f_m G_e^2 (1-E)^{3-n}}{D_p \phi^{3-n} G_c \rho_f E^3}$$

$\Delta P$  = caída de presión debida al paso del fluido a través del material (lb/ft<sup>2</sup>)

$L$  = altura de la cama (ft)

$G_e$  = masa velocidad del fluido (lb/seg-ft<sup>2</sup>)

$f_m$  = factor de fricción modificado (adimensional)

$D_p$  = diámetro medio de partícula (ft)

$\phi$  = esfericidad de la partícula (adimensional)

$G_c$  = aceleración de la gravedad ( $\frac{\text{lb masa-ft}}{\text{lb fuerza-seg}^2}$ )

$\rho_f$  = densidad del fluido (lb/ft<sup>3</sup>)

$E$  = porosidad del lecho (adimensional)

3.3.2. OBTENCION DE LA POROSIDAD CUANDO EL NUMERO DE REYNOLDS MODIFICADO ES MAYOR DE 10.

$$\frac{\frac{\Delta P_1}{L_1}}{\frac{\Delta P_2}{L_2}} = \frac{2 \frac{f_m G_e^2 (1-\epsilon_1)^{3-n}}{\bar{D}_p \phi^{3-n} \rho_c \mu \epsilon_1^3}}{2 \frac{f_m G_e^2 (1-\epsilon_2)^{3-n}}{\bar{D}_p \phi^{3-n} \rho_c \mu \epsilon_2^3}} = \frac{(1-\epsilon_1)^{3-n} \epsilon_2^3}{(1-\epsilon_2)^{3-n} \epsilon_1^3}$$

$$\left( \frac{\Delta P_1 L_2}{\Delta P_2 L_1} \right)^{\frac{1}{3}} = \frac{(1-\epsilon_1)^{\frac{2-n}{3}} \epsilon_2}{(1-\epsilon_2)^{\frac{2-n}{3}} \epsilon_1} ; \quad (1-\epsilon_2) = \frac{L_1}{L_2} (1-\epsilon_1)$$

$$\left( \frac{\Delta P_1 L_2}{\Delta P_2 L_1} \right)^{\frac{1}{3}} = \frac{(1-\epsilon_1)^{\frac{2-n}{3}} \left[ 1 - \frac{L_1}{L_2} (1-\epsilon_1) \right]}{\left[ (1-\epsilon_1) \frac{L_1}{L_2} \right]^{\frac{2-n}{3}} \epsilon_1} = \frac{1 - \frac{L_1}{L_2} + \frac{L_1}{L_2} \epsilon_1}{\left( \frac{L_1}{L_2} \right)^{\frac{2-n}{3}} \epsilon_1}$$

$$\left( \frac{\Delta P_1 L_2}{\Delta P_2 L_1} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{L_1}{L_2} \right)^{\frac{2-n}{3}} \epsilon_1 - \frac{L_1}{L_2} \epsilon_1 = 1 - \frac{L_1}{L_2}$$

$$\epsilon_1 \left[ \left( \frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{L_1}{L_2} \right)^{\frac{2-n}{3}} - \frac{L_1}{L_2} \right] = 1 - \frac{L_1}{L_2}$$

$$\epsilon_1 = \frac{1 - \frac{L_1}{L_2}}{\left( \frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{L_1}{L_2} \right)^{\frac{2-n}{3}} - \frac{L_1}{L_2}}$$

Válida cuando  $Re_c > 10$ .

3.4. CAIDA DE PRESION TOTAL, CAIDA DE PRESION DEBIDA AL PLATO DISTRIBUIDOR Y CAIDA DE PRESION DEBIDA AL MATERIAL.'3

$\Delta P_{to}$  es la caída de presión total en la determinación con material dentro del lecho y ésta es la suma de la caída de presión originada por la placa distribuidora de gas debido a la resistencia que opone al paso del aire  $\Delta P_p$  más la resistencia que oponen las partículas del material que se esta probando la cual la abreviaremos como  $\Delta P_g$ .

3.4.1. CAIDA DE PRESION TEORICA.- La caída de presión teórica  $\Delta P_{te}$  la obtenemos dividiendo el peso de la muestra del material que se va a fluidizar entre el área interior de la base del reactor, o en otras palabras es la presión que ejerce la muestra sobre la placa distribuidora en gramos por centímetro cuadrado.

3.5. VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION.

Determinación de la velocidad mínima de fluidización. Si construimos una gráfica de la velocidad lineal del aire con la caída de presión debida a la obstrucción del material ( $\Delta P_g$ ), primero se va incrementando  $\Delta P_g$  pero llega a un valor de la velocidad lineal del fluido a partir de cual  $\Delta P_g$  tiende a permanecer constante e igual a la caída de presión teórica. Si se aumenta la velocidad del gas llega a un valor  $u_r$  llamado velocidad de arrastre de las partículas donde  $\Delta P_g$  va disminuyendo debido a pérdida de material por arrastre.

Si en la gráfica anterior trazamos el valor de la caída de presión teórica, buscamos el punto de cruce entre ésta y la parte ascendente del  $\Delta P_g$  con el origen

trazamos una recta. El punto de cruce de estas dos rectas nos da el valor de la velocidad mínima de fluidización ( $V_{mf}$ ) (Figs. Nos. 9 al 68)

### 3.6. VELOCIDAD DE FLUIDIZACION TOTAL, EXPANSION DE LA CAMA Y ALTURA DE LECHO FIJO.<sup>13</sup>

Con el lecho cargado del material que se va a fluidizar, se tomó la lectura del material en el reactor y se empezó a pasar el aire a través del lecho. Primero hay una expansión, es decir un aumento en el volumen aparente del material y por lo tanto un incremento en la altura del material dentro del reactor. Se continuo aumentando el flujo del aire que puede empezar un movimiento del material en la superficie del mismo; en este caso es conveniente tomar la altura de lecho fijo ( $H_f$ ) la cual si se construye una gráfica contra la velocidad lineal del aire y se extrapola se puede tener un valor aproximado de la velocidad de fluidización total. O bien se puede observar la placa distribuidora del aire cuando en toda la circunferencia de ella haya un movimiento homogéneo, se tomara el dato de velocidad lineal del aire como una aproximación de la velocidad de fluidización total ( $V_f$ ). A esta se puede definir como la velocidad que tiene el gas en el momento en que todo el material del lecho esta en movimiento. (ver figuras 5,6,7,8 y 69)

### 3.7. FACTOR DE FRICCIÓN MODIFICADO.

Es posible construir una gráfica de la fricción en el tubo del reactor y en el material con respecto al número de Reynolds corregido. Esta fricción esta ligada con la esfericidad de la partícula. Si se toma de un solo lote los diferentes tamaños de partícula que conserven su esfericidad igual se podría construir una gráfica.

$$\frac{\phi^{3-n}}{f_m} = \frac{2 L G_c^2 (1-E)^{3-n}}{\Delta P D_p G_c \rho_f E^3}$$

- $\phi$  = esfericidad de la partícula  
 $G_c$  = constante gravitacional  
 $f_m$  = coeficiente de fricción modificado.

3.7.1. FORMACION DE CANALES Y PISTONES.- El fluido al pasar a través del material sólido busca la menor resistencia. Se deja el flujo de aire constante un período de tiempo cuando se inicia la expansión del lecho se favorece la formación de canales (Fig 7). La tendencia a formar canales o pistones depende de la densidad del material, la forma o esfericidad y el diámetro medio de partícula, el trióxido de uranio ( $UO_3$ ) y el dióxido de uranio ( $UO_2$ ) en un diámetro medio de partículas de 200 a 630 micras hubo una marcada tendencia en este intervalo a formar canales.

En el material fino del trióxido de uranio y del dióxido de uranio se presentó la formación de pistones en este fenómeno el material se levanta como si fuera un pistón

En una representación gráfica de la caída de presión del material contra la velocidad lineal del aire. La formación de pistones nos da valores que exceden la caída de presión teórica y al romper el pistón baja el valor de la caída de presión debida al material. En caso de formación de canales en ningún momento se iguala a la caída de presión teórica la caída de presión en el material.

### 3.8. INFLUENCIA DE LA VIBRACION DE LA FLUIDIZACION.

Como se puede observar se empleó la vibración para romper los pistones y cerrar los canales. Las gráficas



cas de la 9 a la 68 de caída de presión del material contra la velocidad lineal del aire, observaremos que se conserva con las vibraciones una tendencia del  $\Delta P_g$  a formar una recta después de la velocidad mínima de fluidización.

Quando el material tiende a formar canales, con la vibración horizontal se obtuvieron mejores resultados, esto se presentó para tamaño medio de partícula de 28 mallas a 80 mallas con un diámetro medio de 0.629 a 0.201 mm. Cuando la partícula del material es más fino su tendencia es a formar pistones; en estos casos una ligera mejoría de la vibración vertical sobre la horizontal es apenas perceptible.

Como consecuencia en una mezcla de material de diferentes tamaños de partícula lo mejor sería la vibración vertical ya que con esta se obtienen buenos resultados cuando su tendencia sea a formar pistones y en caso de formación de canales, los cierra con buenos resultados.

### 3.9. PARTE EXPERIMENTAL.

En este trabajo se calcularon las variables de fluidización que son:

Porosidad, velocidad mínima de fluidización, velocidad de fluidización total, esfericidad de la partícula y factor de fricción modificado.

En estas variables se calcularon para el trióxido de uranio entre las mallas -28 + 150 y para el dióxido de uranio entre las mallas -35 + 200. En la velocidad de fluidización total se puede tener un valor aproximado se extrapola la altura del lecho fijo con respecto a la velocidad lineal del aire; cuando la velocidad del aire es suficiente se puede ver el movimiento en la placa, éste se toma como  $V_f$ , por margen de seguridad ya que esta determinación es una constante mecánica exclusivamente y

en el reactor metálico se va a emplear calor y se va a estar efectuando una reacción química que es la reducción del trióxido de uranio a dióxido de uranio. se usa 1.2 del valor obtenido de Vf debido a la proximidad entre los pesos moleculares del aire y el nitrógeno que se usó como vehículo para la reducción **mezclado** con el hidrógeno.

✓ **DIMENSIONES.**- El diseño se va a hacer con las siguientes bases:

Un reactor experimental continuo de lecho fluidizado con tres etapas, se usará placa de acero inoxidable sinterizada de 10 micras en la distribución del gas. En la salida de los gases se usarán dos filtros los cuales se purgarán en forma alternativa para evitar la salida del material o la obstrucción de la salida de los gases.

La alimentación del gas será por la parte inferior del reactor común para las tres etapas; se alimentará una mezcla de nitrógeno e hidrógeno, se dispondrá un manómetro para medir la caída de presión entre etapa y etapa, el flujo de los gases será medido por un medidor de orificio y regulado por una válvula de aguja, las resistencias eléctricas serán las unidades calefactoras controladas en forma individual por indicadores de temperatura, el termopozo se procurará que quede en la parte media de la altura que ocupa el polvo ya en fluidización.

La altura del material entre las etapas será la de los tubos de derrame del polvo y ésta dependerá del grado de conversión que sea conveniente.

El diámetro de los tubos de derrame para un reactor experimental será de 18.1 mm. de diámetro interior para evitar el empaque de éstos, la alimentación se hará 3.5 cm abajo del nivel de derrame.

### 3.9.1. VELOCIDAD DE REACCION.

#### 3.9.1.1. VELOCIDAD DE REACCION DETERMINADA POR CARL W. KUHLMAN.<sup>12</sup>

El 8 de septiembre de 1949 hizo un estudio para la Mallinckrodt Chemical Works sobre reducción de trióxido de uranio a dióxido de uranio con amoníaco a varias temperaturas empleando un gran exceso de amoníaco, calculando la energía de activación tomando un juego de cada dos temperaturas. El decaimiento de descomposición del amoníaco en el aparato empleado, no fue determinado como la diferencia entre las velocidades de reacción, puede ser simplemente explicada en términos de la presión parcial de hidrógeno, suponiendo hidrógeno y no amoníaco ya que el agente reductor efectivo es el hidrógeno. Se efectuaron cuatro corridas a 450, 499, 534 y 600°C (figura 1-A)

Las constantes obtenidas son:

TEMPERATURA (°C)	K' (min <sup>-1</sup> )
600	0.28
534	0.069
499	0.019
450	0.004

$-\frac{dF}{d\theta} = K'F$ , siendo F la fracción no reducida de trióxido de uranio ( $UO_3$ ). Se calcularon las constantes de Arrhenius.

$$\frac{K'_1}{K'_2} = \frac{0.280}{0.069} = \frac{Ae^{-\frac{E}{(1.99)(873)}}}{Ae^{-\frac{E}{(1.99)(807)}}} ; 1.4006 = (E/1.99)((1/807)-(1/873))$$

$$\frac{K'_1}{K'_2} = \frac{0.019}{0.004} = \frac{Ae^{-\frac{E}{(1.99)(772)}}}{Ae^{-\frac{E}{(1.99)(723)}}} ; 1.5581 = (E/1.99)((1/723)-(1/772))$$

$$\frac{K'_1}{K'_3} = \frac{0.280}{0.019} = \frac{Ae^{-\frac{E}{(1.99)(873)}}}{Ae^{-\frac{E}{(1.99)(772)}}} ; 2.6903 = (E/1.99)((1/772)-(1/873))$$

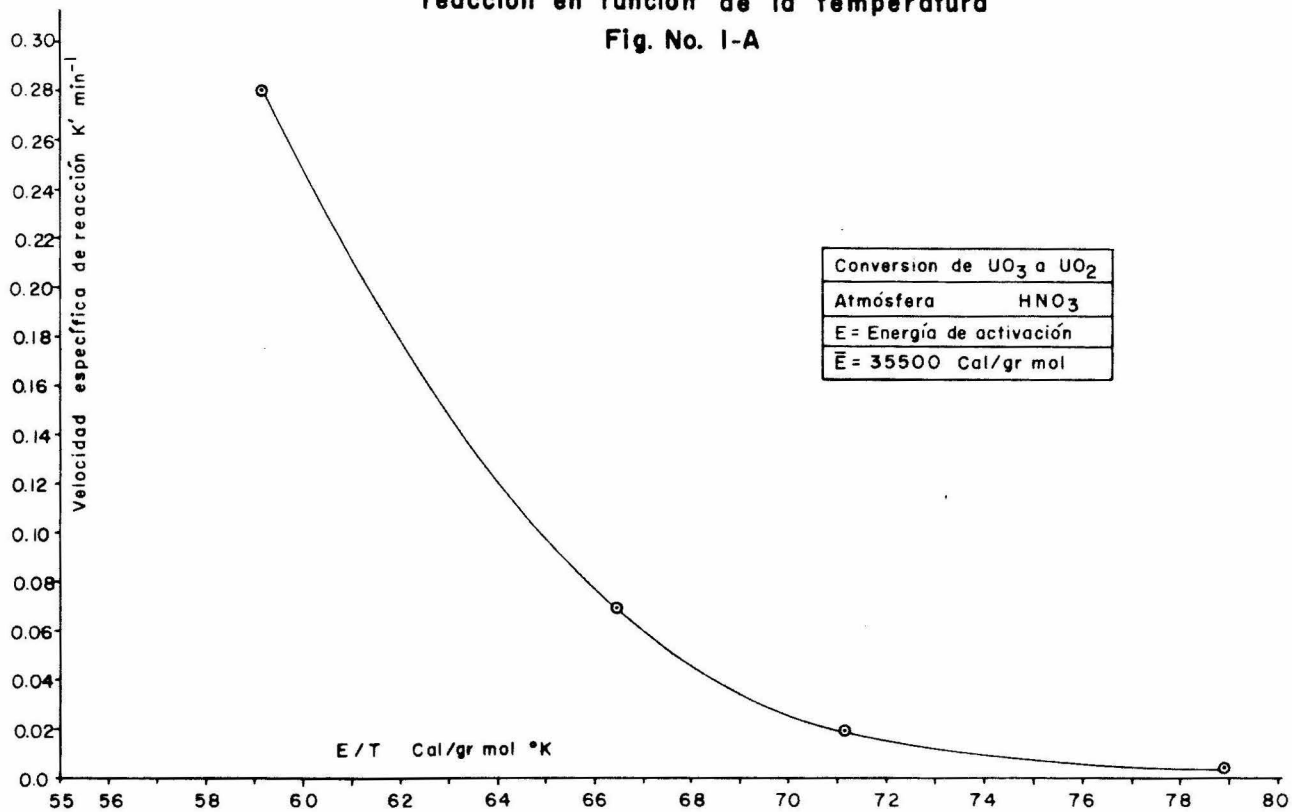
$$\frac{K'_1}{K'_4} = \frac{0.280}{0.004} = \frac{Ae^{-\frac{E}{(1.99)(873)}}}{Ae^{-\frac{E}{(1.99)(723)}}} ; 4.2484 = (E/1.99)((1/723)-(1/873))$$

$$\frac{K'_2}{K'_3} = \frac{0.069}{0.019} = \frac{Ae^{-\frac{E}{(1.99)(807)}}}{Ae^{-\frac{E}{(1.99)(772)}}} ; 1.2896 = (E/1.99)((1/772)-(1/807))$$

$$\frac{K'_2}{K'_4} = \frac{0.069}{0.004} = \frac{Ae^{-\frac{E}{(1.99)(807)}}}{Ae^{-\frac{E}{(1.99)(723)}}} ; 2.8478 = (E/1.99)((1/723)-(1/807))$$

Constante específica de la velocidad de  
reacción en función de la temperatura

Fig. No. 1-A



$E_{1-2} = 29753.414$	$A_{1-2} = 7675686.299$
$E_{3-4} = 35319.973$	$A_{3-4} = 183415892.7$
$E_{1-3} = 35724.991$	$A_{1-3} = 238743990.0$
$E_{1-4} = 35575.375$	$A_{1-4} = 219043610.8$
$E_{2-3} = 45682.896$	$A_{2-3} = 155939173600.0$
$E_{2-4} = 39363.795$	$A_{2-4} = 3048383434.0$

Calculamos la velocidad específica de reacción ( $K'$ ) para una temperatura de  $650^{\circ}\text{C}$ , con cada juego de las constantes de Arrhenius."

$E_{1-2}$ , $A_{1-2}$	$K'_{1-2} = 0.708078$
$E_{3-4}$ , $A_{3-4}$	$K'_{3-4} = 0.816991$
$E_{1-3}$ , $A_{1-3}$	$K'_{1-3} = 0.852999$
$E_{1-4}$ , $A_{1-4}$	$K'_{1-4} = .849029$
$E_{2-3}$ , $A_{2-3}$	$K'_{2-3} = 2.463076$
$E_{2-4}$ , $A_{2-4}$	$K'_{2-4} = 1.502138$

### 3.9.2. VELOCIDAD DE LA REDUCCION DE TRIOXIDO DE URANIO A DIOXIDO DE URANIO EN ATMOSFERA DE HIDROGENO.<sup>12</sup>

Este autor determino en otro estudio la velocidad de reacción de la reducción de trióxido de uranio a dióxido de uranio en atmósfera de hidrógeno. Hizo la determinación a cinco temperaturas 400,450,468,485 y  $500^{\circ}\text{C}$

La velocidad de reacción como la pérdida de la fracción no reducida entre el tiempo.

$$-\frac{dF}{dt} = K'F$$

F = Fracción no reducida de  $\text{UO}_3$ .

TEMPERATURA (°C)	K' (min <sup>-1</sup> )
400	5.13 X 10 <sup>-3</sup>
450	30.00 X 10 <sup>-3</sup>
468	55.70 X 10 <sup>-3</sup>
485	97.50 X 10 <sup>-3</sup>

Log K' = $\frac{E}{2.303 RT} + C$	E = 35000 Cal
	C = -13.87

3.9.3. COMPARACION DE LA VELOCIDAD DE REAC--  
 CION EN REDUCCION CON HIDROGENO DE TRIO  
 XIDOS DE URANIO DE DIFERENTE PROCEDEN  
 CIA.- Hay otro estudio de velocidad de

reacción por el mismo autor. Fueron adaptados por Kuhlman; en éste la velocidad de reacción con hidrógeno y la aparente energía de activación fueron determinados en trióxidos de uranio producidos en Mallinckrodt, Harshaw y Handford sobre pulpa caliente, masa mezclada y mezcla fría hidratada, en el intervalo de temperatura de 450 a 540°C.

La velocidad de reacción específica para el hidratado fué más consistente, mayor que aquella correspondiente al trióxido no hidratado, el rango de mejoramiento a partir del 28 % para Mallinckrodt a 140 % para materiales de Harshaw, un incremento en la energía de activación se encontró en hidratación para Harshaw y Handford en pulpa caliente hidratada, muestra que los otros hidratantes no mostraron cambios significativos cuando se compararon las muestras correspondientes hidratadas.

Este estudio se hizo en una termobalanza, ésta es una adaptación en una balanza analítica en la cual un cambio de peso activa una celda fotoeléctrica, la cual

transmitía el cambio a un potenciómetro graficador, uno de los brazos de esta balanza iría a la navecilla de platino de 60 mallas con una muestra en el interior del reactor de reducción; esto facilita el paso del hidrógeno por la parte inferior y circula alrededor de la muestra. El peso de la muestra fué de un gramo y se mantuvo hasta que la pérdida de peso fue de 0.2 mg.

ORIGEN DE LA MUESTRA	ENERGIA DE ACTIVACION APARENTE CAL/MOL
UO <sub>3</sub> NO HIDRATADO	
Mallinckrodt	42,307
Harshaw	36,200
Handford	31,935
Pulpa caliente de UO <sub>3</sub> hidratada	
Mallinckrodt	42,085
Harshaw	45,906
Handford	37,163
Masa mezclada de UO <sub>3</sub> hidratada	
Harshaw	37,014
Mezcla fría de UO <sub>3</sub> hidratada	
Harshaw	38,003

3.9.4.- INFORMACION TECNICA ADICIONAL.- Según pruebas hechas en escala laboratorio en el Instituto Nacional de Energía Nuclear, el dióxido de uranio obtenido con los mejores resultados fué la muestra clave UO<sub>2</sub>-1072 que se obtuvo mediante cinco horas en reducción a 650°C en atmósfera de hidrógeno y dos horas de estabilización a 500°C en atmósfera de CO<sub>2</sub>. El diseño lo haremos con relación a este experimento.



TEMPERATURA					
ORIGEN DE LA MUESTRA UO <sub>3</sub> NO HIDRATADO.	K(min <sup>-1</sup> )	Mejora- miento por hi- drata- ción %	K(min <sup>-1</sup> )	Mejora- miento por hi- drata- ción %	%
Mallinekrodt	0.083		0.228		259
Harshaw	0.050		0.144		188
Handford	0.043		0.110		156
Hidratados de UO <sub>3</sub> pulpa caliente					
Mallinekrodt	0.106	28	0.398	34	275
Harshaw	0.086	72	0.320	122	272
Handford	0.067	56	0.210	90	213
Hidratados de UO <sub>3</sub> masa mezclada					
Harshaw	0.083	66	0.280	94	237
Hidratados de UO <sub>3</sub> mezcla fría					
Harshaw	0.111	122	0.345	140	211

## CAPITULO IV

### EQUIPO EXPERIMENTAL

#### 4.1. MATERIAL EMPLEADO.

Una "T" de vidrio en la parte recta tiene 35 cm de longitud por 10 cm de diámetro interior y el tubo perpendicular tiene 6.0 cm de longitud por 2.5 cm de diámetro interior, una placa sinterizada de acero inoxidable con porosidad de 10 micras, un tubo de 10 cm de longitud por 10 cm de diámetro interior, bridas de 8 tornillos (figs. 5,6,7 y 8), cinco rotámetros de diferentes gastos, una válvula reguladora de presión con su manómetro de carátula, un filtro de vaso, válvulas de control (figs.3 y 4-A), un agitador de laboratorio (usado como vibrador fig 4-B), un recipiente metálico con un filtro de lona de viscosa de cinco micras de porosidad, manómetros con sus escalas, estructura de ángulo de 90°, dos sifones (fig 2), material que se va a fluidizar. Se necesitan los siguientes servicios, energía eléctrica y aire comprimido.

#### 4.2. DESCRIPCION DEL EQUIPO.

El tubo "T" de vidrio va unido al tubo corto de 10 cm de longitud por medio de un juego de bridas, llevando entre los dos tubos la placa sinterizada de acero inoxidable sellada por medio de juntas de asbesto y teflón. La tapa inferior o sea la del tubo de 10 cm de longitud sella con la placa metálica por medio de una brida y una junta de hule. Esta placa tiene dos tubos de tres milímetros de diámetro nominal uno de ellos en forma de "U" en el interior del tubo de vidrio regresando en forma vertical al centro de la placa (fig 4-B), evitando que la en-

trada del aire al golpear contra la placa sinterizada facilita el movimiento de algunas áreas, otro tubo llega al centro de la placa para tomar la presión (figs. 5,6,7 y 8)

La parte superior del tubo en "T" tiene una placa con una brida y una junta de hule, esta placa tiene un tubo que llega al centro terminado en codo, el cual se emplea para tomar la presión; su medida es de 3 mm. nominal. Otro tubo de 12.7 mm nominal sale del centro de la placa y esta conectado a una manguera de plástico que a su vez se conecta al recipiente que tiene el filtro de viscosa de cinco micras. Por seguridad, en la salida del filtro se colocan dos trampas con solución nítrica.

La alimentación del aire que viene de la compresora lo pasamos primero por un filtro de vaso, luego a una válvula reguladora de presión y sale la línea a una serie de rotámetros, los cuales fueron calibrados por el método de la burbuja. Los rotámetros tienen una manguera con la terminación en un conector lo cual facilita el cambio.

Como vemos en la figura 4-B unicamente podemos tener dos rotámetros conectados al mismo tiempo.

En la "T" usamos otra brida con una placa metálica y un tapón de hule (figs. 5,6,7,8), ésta nos sirve para introducir y extraer el material que se estudiará. Un agitador de laboratorio se usó en forma provisional como vibrador (fig. 5). Dicho agitador se sujetó con dos prensas a la base del ángulo dexión a donde estaba sujeta la placa inferior del lecho fluidizado; estas prensas nos permitían girar el vibrador a modo de producir una vibración horizontal o vertical según se necesitara.

El material empleado fue trióxido de uranio de malla 20,29,35,40,50,60,80,100 120. El dióxido fué de ma-

lla 20,35,40,50,60,80,100,120,150 200. El estudio de cada muestra se llevó a cabo con la secuencia siguiente: lecho flojo, lecho empacado, lecho flojo más vibración vertical y lecho flojo más vibración horizontal.

Con los resultados de las caídas de presión contra la velocidad lineal del aire se construyó una gráfica para comparar la influencia de la vibración (fig. 9 a 71)

#### 4.3. OPERACION DEL EQUIPO

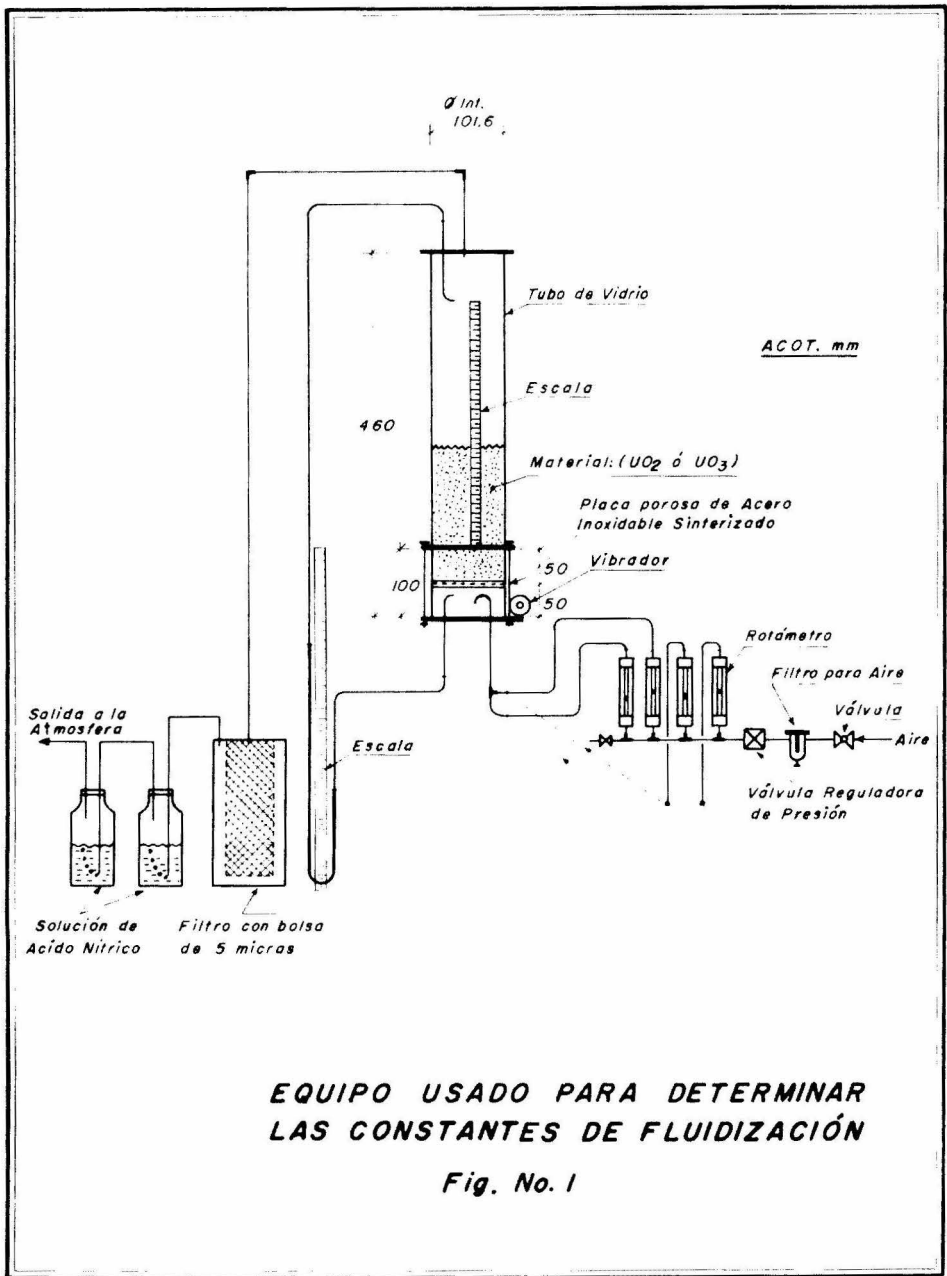
Se prueba que el equipo no tenga fugas con agua y detergente, estando vacío el reactor y pasando aire a presión de 2 a 2.5 kg/cm<sup>2</sup>.

Si no hay fugas, primero se saca la constante de placa que es la caída de presión que origina la obstrucción de la placa sinterizada al paso del aire. Dependiendo del material y del tamaño de partícula, se seleccionan los rotámetros necesarios.

Se quita la tapa del tubo en la "T" para introducir la muestra que previamente ha sido pesada. Se fija con la brida la tapa y se opera el equipo pasando una corriente de aire; se deja que fluidice un poco el material luego se cierran los rotámetros en forma lenta para que nos quede flojo el material dentro del reactor. Siguiendo la secuencia de la constante de placa se van tomando las lecturas de caída de presión en los manómetros, altura de material y altura de lecho fijo, en escala frontal (figs. 6,7 y 8) esta secuencia se repite golpeando el lecho del reactor con el material en su interior para que haya un acomodamiento de partículas y la altura del material baje en el interior del reactor (Fig 5). Esta secuencia la nombraremos lecho empacado. Terminada ésta, se conecta el vibrador en la posición horizontal o vertical,

según el caso. Se debe tener cuidado y anotar en las determinaciones el orden de ellas ya que en caso de arrastre de material para obtener la caída de presión teórica, se reparte esa pérdida acorde al orden seguido.

Figura No. 2 muestra el equipo experimental completa Al lado izquierdo tiene los manómetros colocados sobre una escala graduada. La tabla tiene un ángulo dexión para nivelarla, el recipiente a la derecha tiene en su interior el filtro de lona de cinco micras. Al fondo se ve los garrafones de protección, y sobre la estructura de ángulo dexión el lecho fluidizado y el equipo de control.



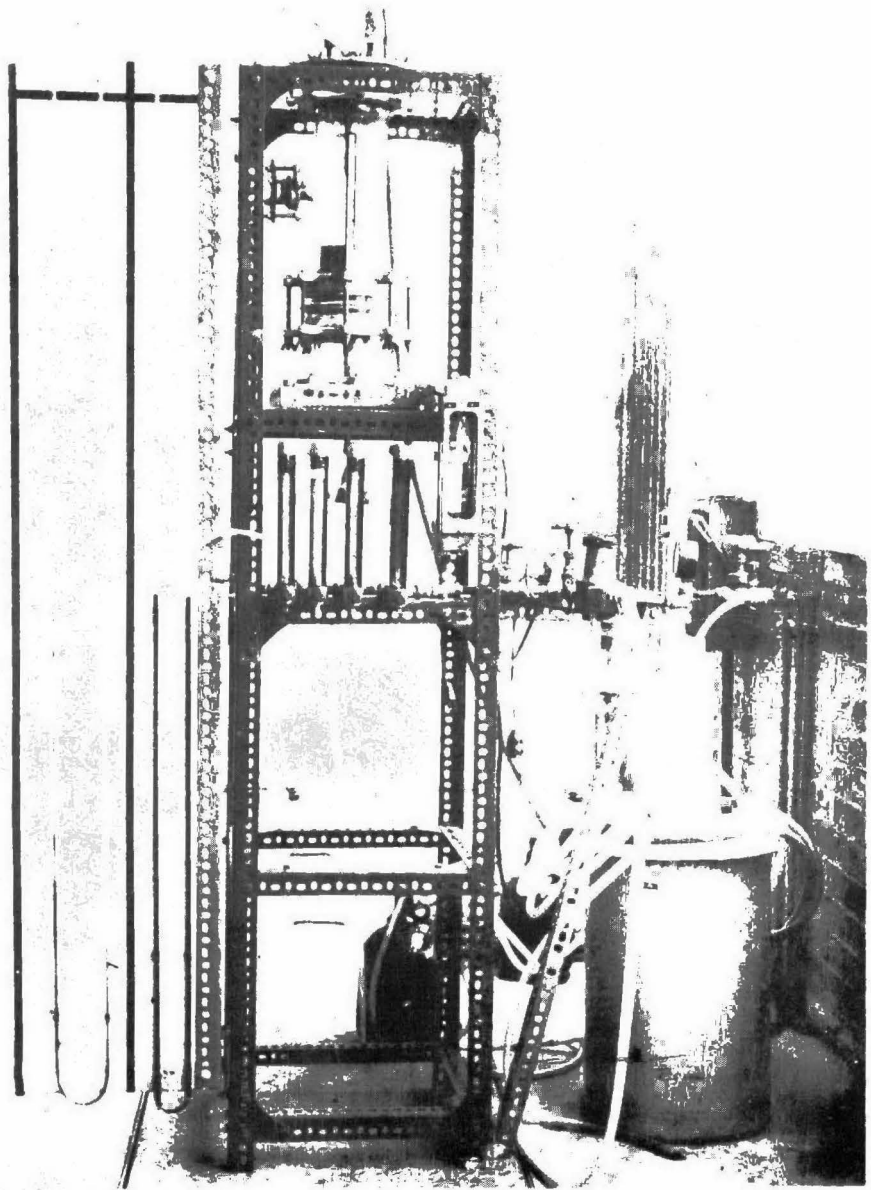


fig. 2

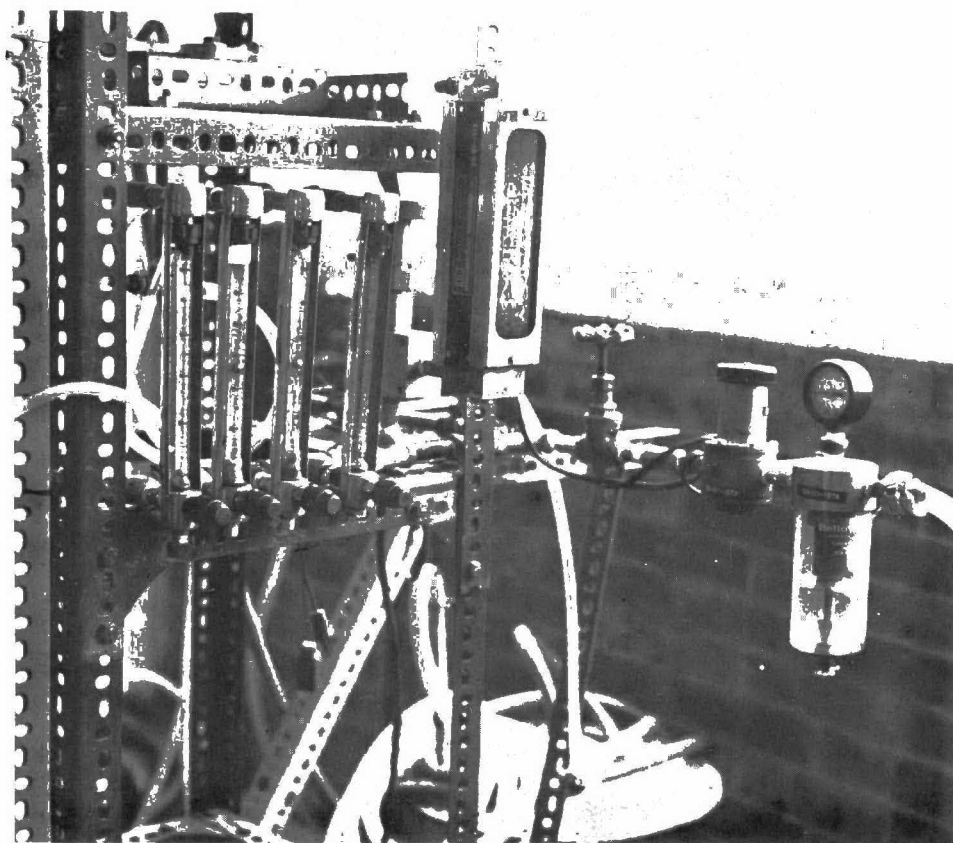


Figura No. 3 muestra un detalle de la alimentación del aire. A la derecha tenemos la línea de alimentación que viene de la compresora, pasa por un filtro de vaso, luego una válvula reguladora de presión y de aquí a una válvula de globo que alimenta la línea de rotámetros.



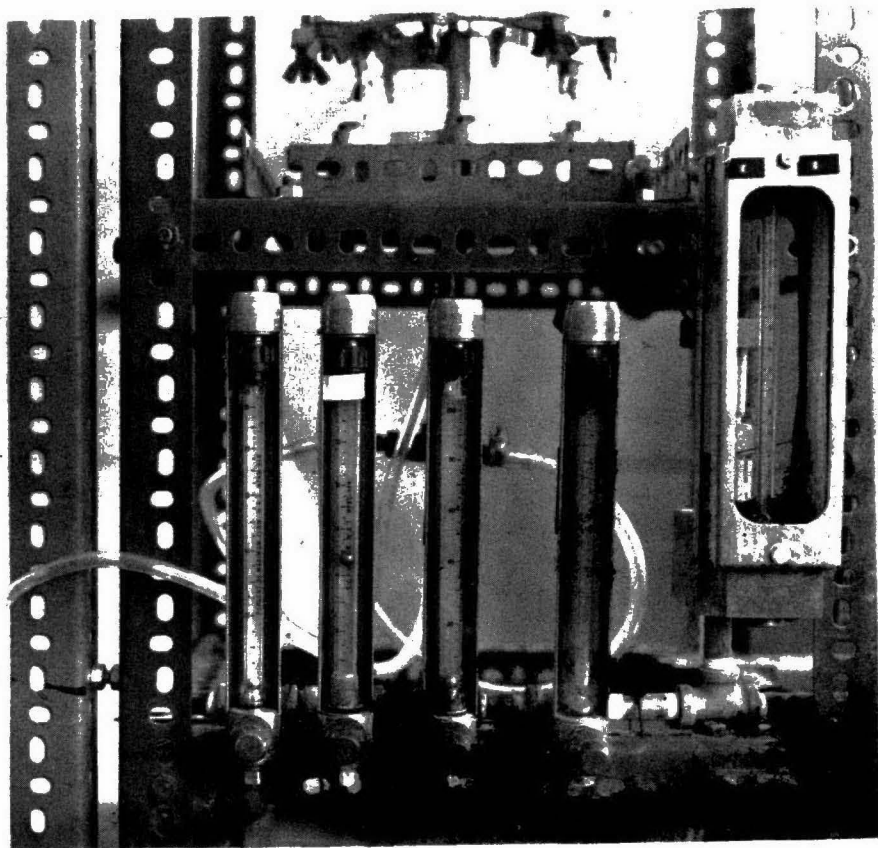


Figura No. 4-A alimentación de los rotámetros en orden, de izquierda a derecha el rotámetro D,A,B,C y E; se aprecia también en el lado izquierdo entre los dos ángulos de xión un tornillo con los que se nivela la escala para los manómetros de tubo en "U"

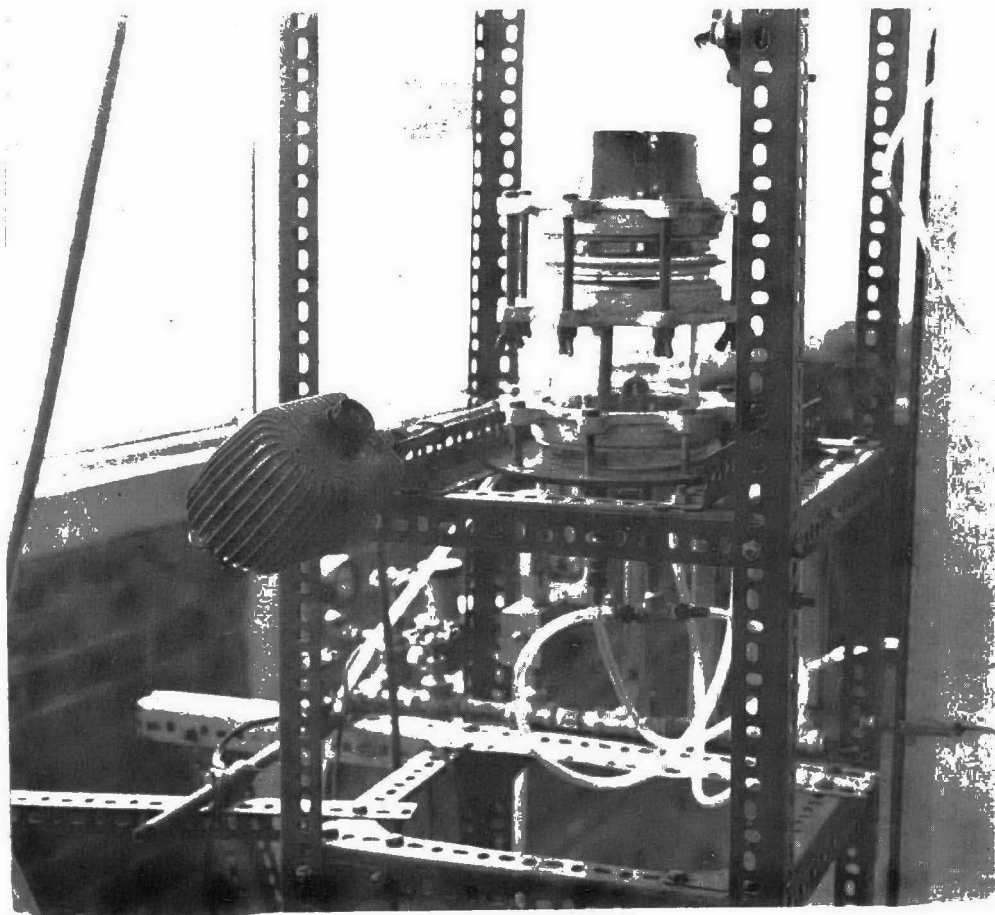


Figura 4-B es en la parte posterior del equipo donde tenemos el agitador de laboratorio que se usó como vibrador, al lado izquierdo el tubo doblado en "U", dentro del tubo se halla la alimentación, abajo de la placa se puede ver los conectores en la "T" de tubo metálico de 3 mm nominal, el conector de la izquierda es la toma de presión inferior.

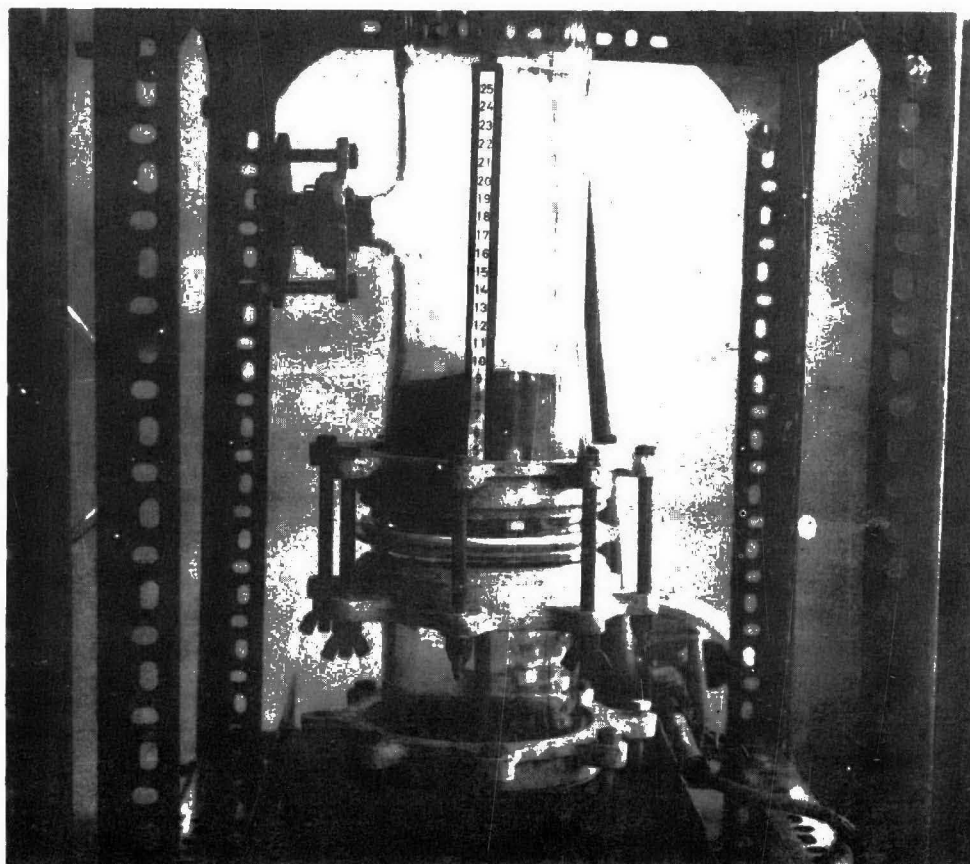


Fig. No. 5 aquí se ve la parte inferior de la placa que tapa el tubo de 10 cm de longitud, la muestra de  $UO_2$  en el interior del reactor se puede leer una altura de cama de 8.4 cm aproximadamente, no hay paso de fluido a través del material..

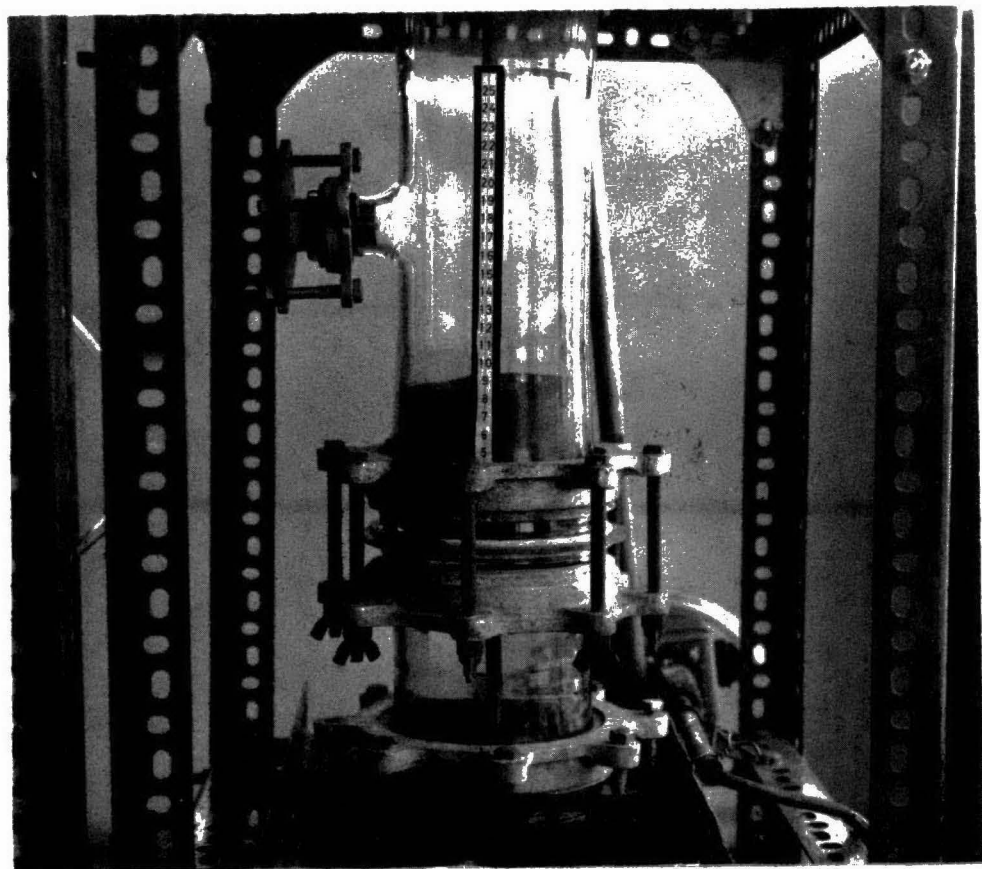


Fig. No. 6 vemos la brida que une la "T" con el tubo en cuyo interior está la placa sinterizada de acero inoxidable , el material en el interior es la misma muestra de  $UO_2$  con paso de aire, se puede hacer una lectura ue 9.7 cm aproximadamente de altura del lecho expandido.

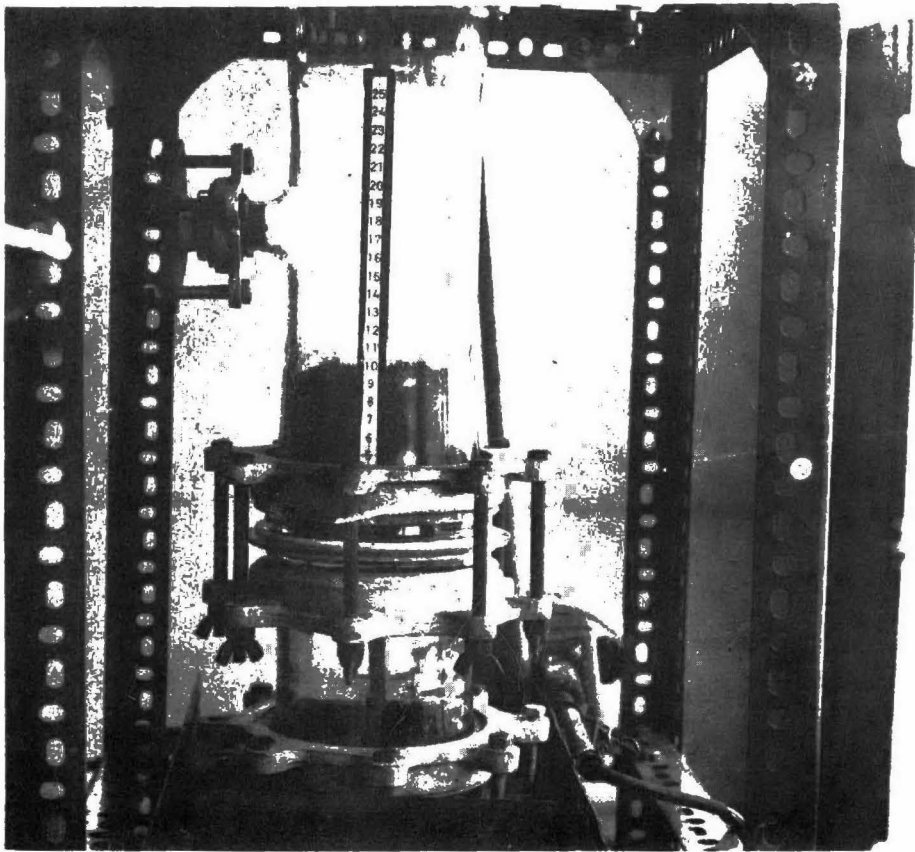


Figura No. 7 se aprecia la formación de un canal del lado izquierdo, y el descenso del lecho a 9.2 cm aproximadamente.

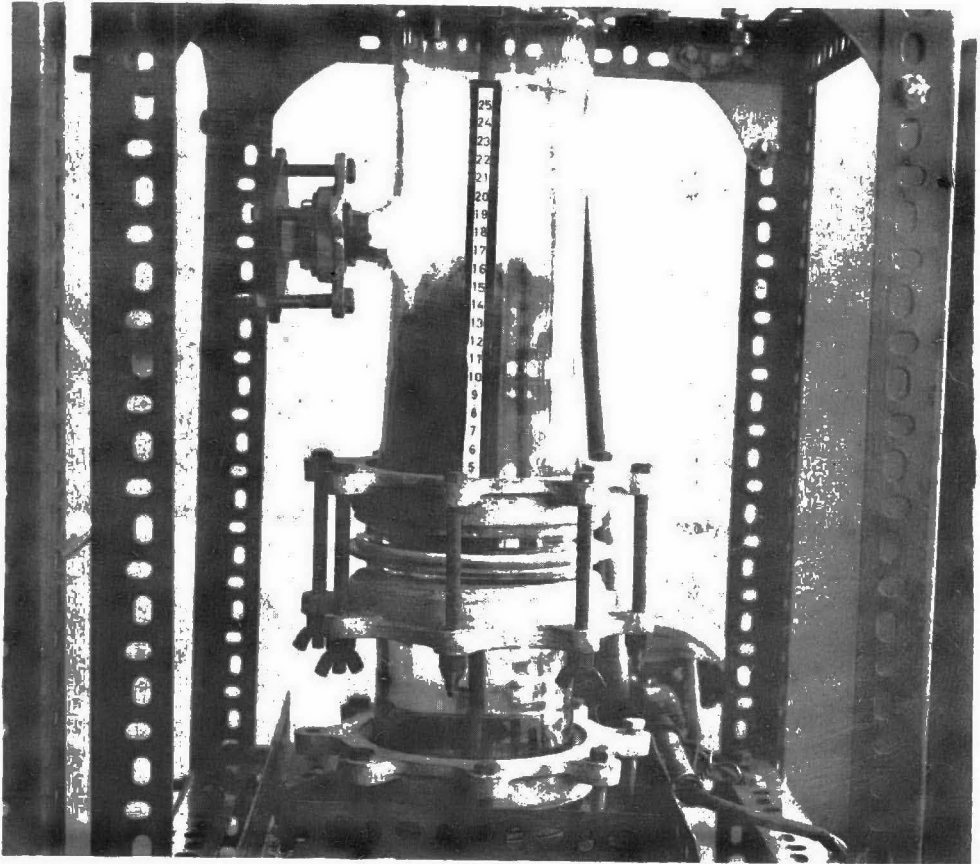


Figura No. 8 fotografía del mismo material en fluidización.

## CAPITULO V

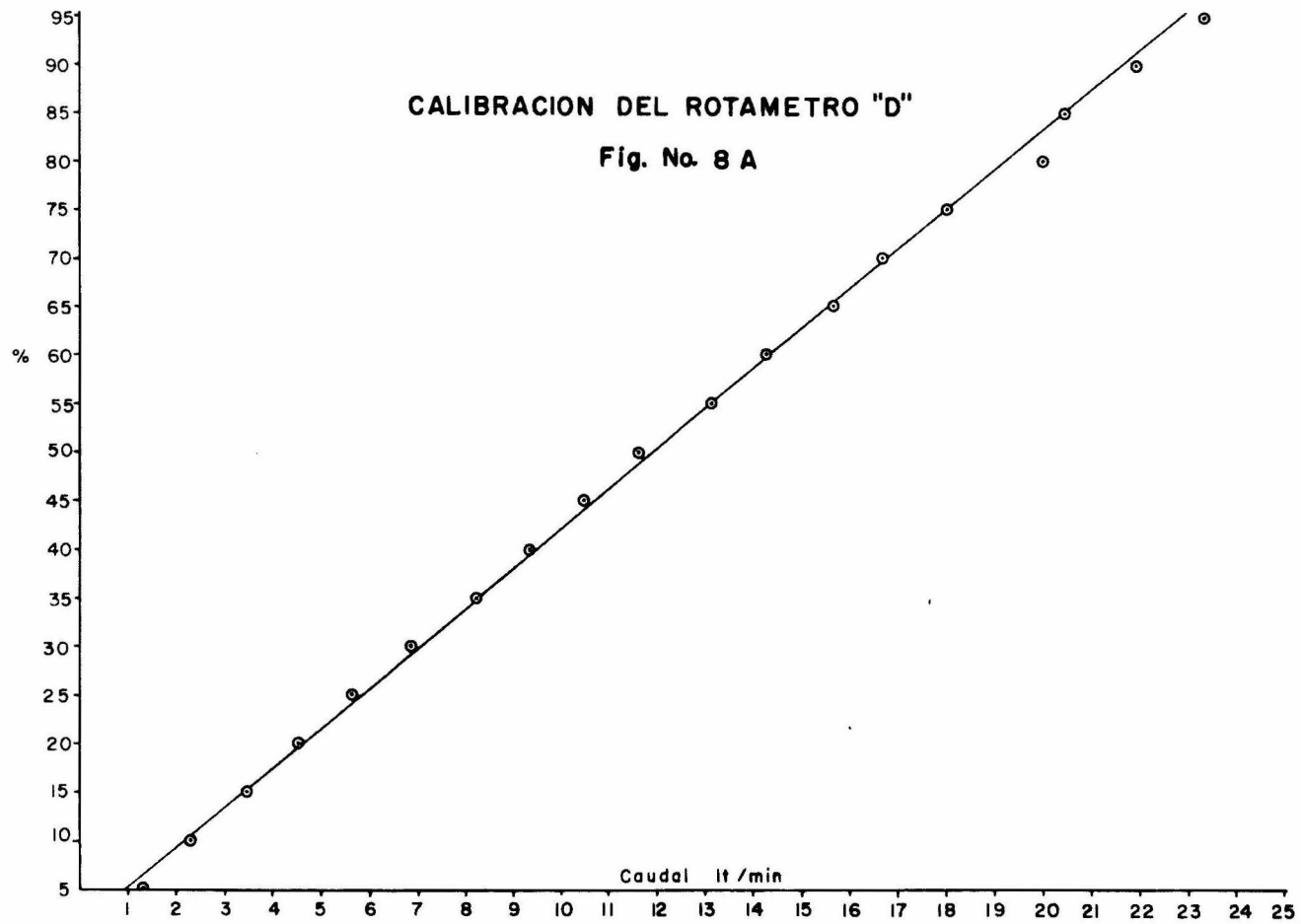
### DATOS EXPERIMENTALES

#### 5.1. MUESTRA DEL MATERIAL.

El peso del material que entra a la columna de fluidización no es constante, ya que depende de su densidad, por ejemplo tenemos para trióxido de uranio cuya densidad es baja un tamaño de partícula de -28 a + 35 mallas, el peso que se introdujo a la columna de fluidización fue de 1082.7 g en comparación con el tamaño de partícula de -120 a + 150 mallas su peso fue de 684.3 g, ya que era necesario que el material en fluidización quedara abajo de la "T" de la columna de fluidización para que en su movimiento tuviera una área constante en forma vertical.

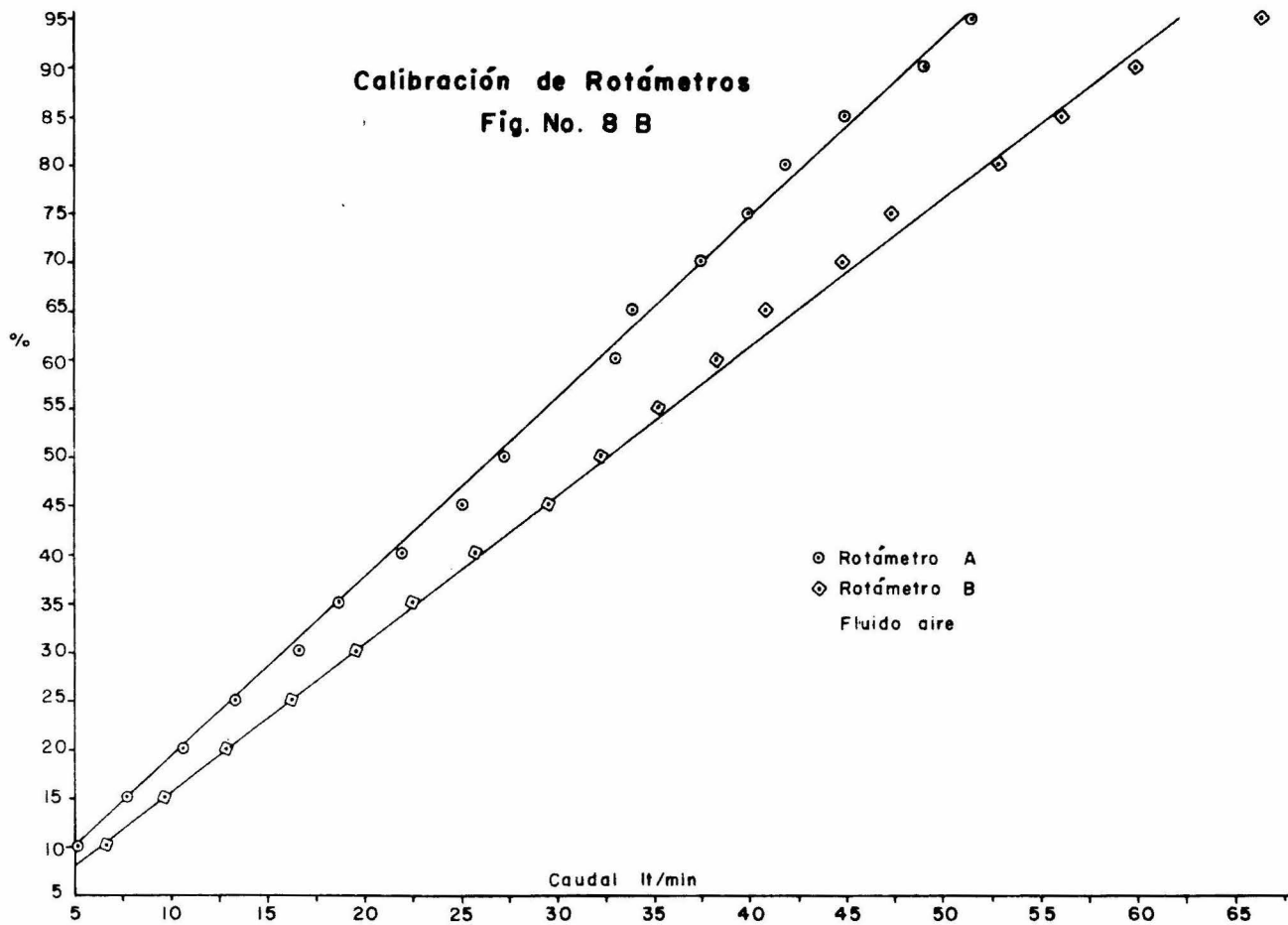
%	<u>ROTANETRO A</u>	<u>ROTANETRO B</u>	<u>ROTANETRO D</u>
5	-----	-----	1291 ml/min
10	5143 ml/min	6628 ml/min	2307 ml/min
15	7693 ml/min	9675 ml/min	3453 ml/min
20	10584 ml/min	12740 ml/min	4510 ml/min
25	13235 ml/min	16200 ml/min	5633 ml/min
30	16363 ml/min	19580 ml/min	6857 ml/min
35	18947 ml/min	22500 ml/min	8219 ml/min
40	21951 ml/min	25700 ml/min	9326 ml/min
45	25000 ml/min	29520 ml/min	10465 ml/min
50	27272 ml/min	32250 ml/min	11612 ml/min
55	30000 ml/min	35250 ml/min	13138 ml/min
60	33000 ml/min	38250 ml/min	14285 ml/min
65	33960 ml/min	40850 ml/min	15652 ml/min
70	37500 ml/min	44900 ml/min	16666 ml/min
75	40000 ml/min	47350 ml/min	18000 ml/min
80	41860 ml/min	52950 ml/min	20000 ml/min
85	45000 ml/min	56200 ml/min	20450 ml/min
90	40000 ml/min	60000 ml/min	21951 ml/min
95	51480 ml/min	66600 ml/min	23376 ml/min
100	-----	-----	25000 ml/min

(figuras Nos. 3,4-A, 5-A, 6-B y 3C)



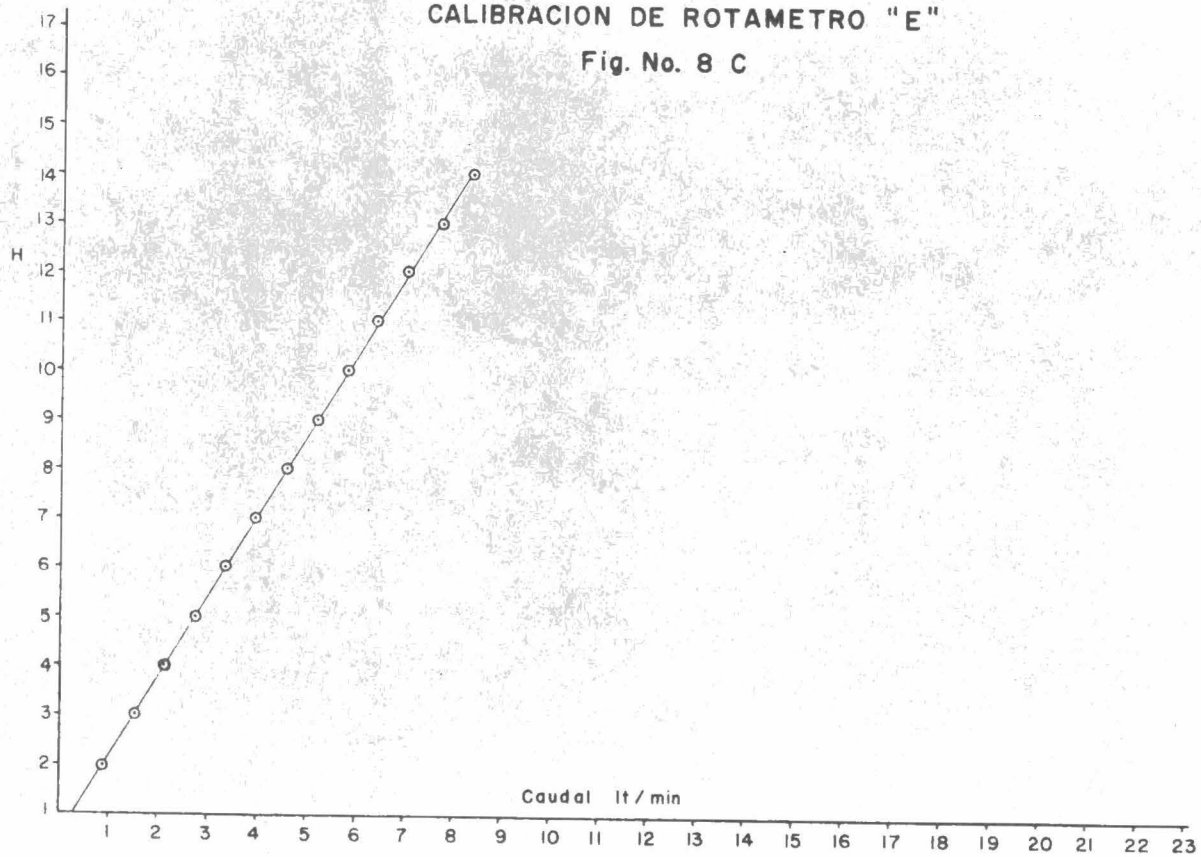


Calibración de Rotámetros  
Fig. No. 8 B



# CALIBRACION DE ROTAMETRO "E"

Fig. No. 8 C



H	NOTA. LETRO E
1	315.7 ml/min
2	979.2 ml/min
3	1510.0 ml/min
4	2124.1 ml/min
5	2762.4 ml/min
6	3351.9 ml/min
7	3960.9 ml/min
8	4628.4 ml/min
9	5193.5 ml/min
10	5822.0 ml/min
11	6431.0 ml/min
12	7020.5 ml/min
13	7741.6 ml/min
14	8379.8 ml/min

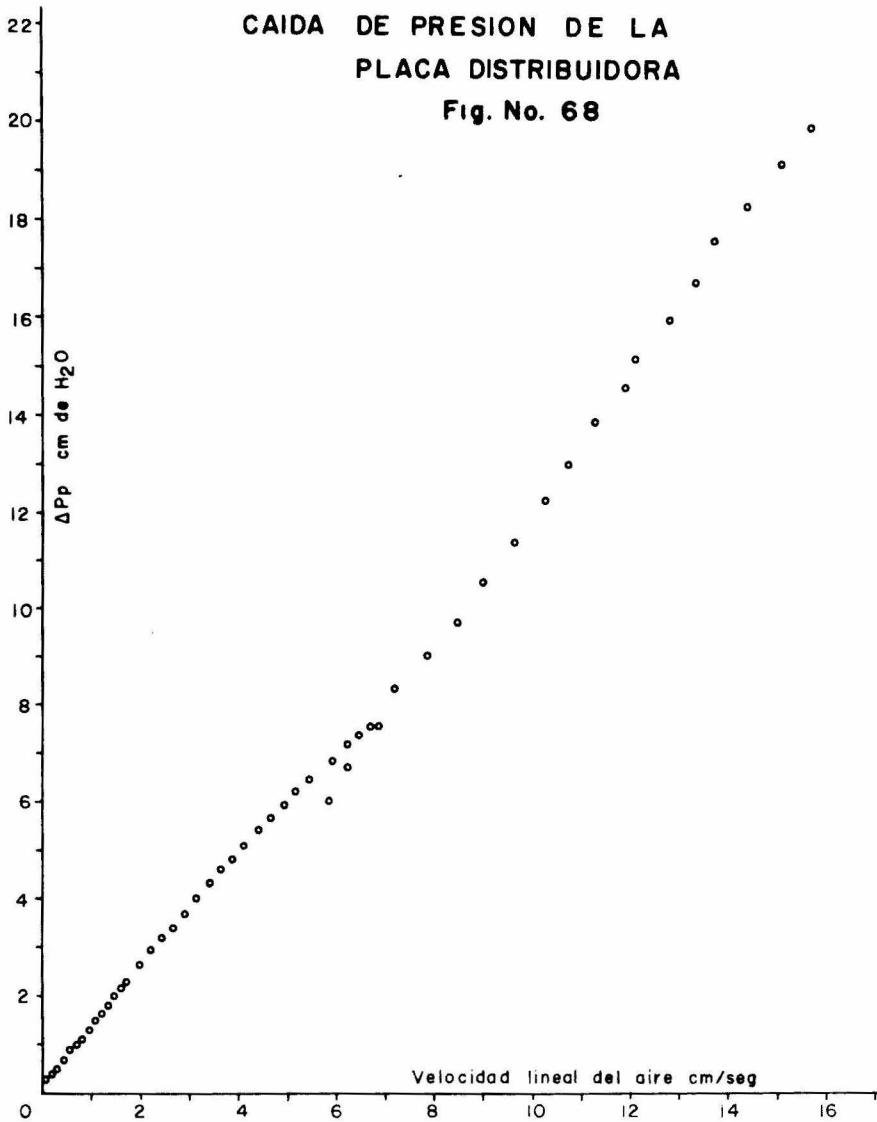
## 5.2. CONSTANTE DE LA PLACA POROSA.

Primero se saca la constante de placa que es la caída de presión por la obstrucción de la placa sinterizada al paso del aire (figura No. 68)

5.2.1. CARGA DE LA COLUMNA.- La muestra del material pesado previamente se coloca en el interior del lecho quitando la brida que se encuentra en la "T" de la columna. Se hace por facilidad de manejo, ya que tiene dos tapones de caucho, el que va en el interior lleva un alambre central con el cual se puede meter o sacar con unas pinzas de punta, el otro va en la boca de la "T" y es oprimido por una placa de fierro con la brida de cuatro tornillos. Todos estos movimientos se efectúan conservando las condiciones de seguridad radiológicas: el uso de mascarillas contra polvos radiactivos y guantes.

La columna con la muestra del material se coloca otra vez en la estructura y se sujeta con los dos tornillos largos de sostén que van desde la brida a través de la placa inferior hasta el ángulo dextión donde se fija con doble tuerca.

CAIDA DE PRESION DE LA  
PLACA DISTRIBUIDORA  
Fig. No. 68



Se conecta la manguera que sale de la parte superior del lecho al filtro de lona asegurándola con una abrazadera; enseguida se conectan los manómetros; los rotámetros se van cambiando de acuerdo al orden seguido en las determinaciones de la constante de placa.

**5.2.2. OPERACION DE EQUIPO.-** Se pasa una corriente de aire para que fluidice el material, a fin de que el lecho al bajar en forma lenta quede la superficie en forma horizontal, lo que nos permite leer la altura de la muestra en la columna.

Esta determinación se llama lecho suelto o lecho flojo. Se abren las válvulas de los rotámetros acorde a la secuencia de la constante de placa tomando los siguientes datos: la altura del material dentro del lecho, la cual irá aumentando al expandir la cama por el paso del aire en las partículas aún en fluidización.

Altura del lecho fijo, la fluidización o sea el movimiento de partículas empieza de la parte superior a la inferior, si se toman esos datos se puede obtener la velocidad total de fluidización.

Estos valores se van tomando en forma simultánea con el flujo de los rotámetros.

Segunda determinación.- Sin sacar la muestra de la columna golpeándola exclusivamente para favorecer un acomodo de partículas (lecho empacado); en estas condiciones la altura del material dentro del reactor será menor. Se sigue la rutina anterior para la obtención de los datos en igual forma para el lecho flojo más vibración, en éste depende de la posición en que se colocó el vibrador haciendo la determinación con vibración horizontal y luego con vibración vertical.

Se pesa la muestra al sacarla de la columna. En caso de pérdida de material por arrastre, la distribución en forma equitativa a cada una de las experiencias en el orden en que se efectuaron. Esta información es necesaria para la obtención de la caída de presión teórica. Como ilustración de las tablas de valores se muestra la de un solo tamaño de partícula en sus cuatro variantes ya que las demás son semejantes a ésta con diferentes datos.

### 5.3. CAIDA DE PRESION DEBIDA A LA MUESTRA DEL MATE - RIAL.

La diferencia de lecturas de los manómetros con la columna del reactor cargada de material de muestra  $\Delta P_t$ , es la suma de la caída de presión de la placa porosa  $\Delta P_p$  más la caída de presión ocasionada por la obstrucción de la muestra al paso del aire.

Si se observa  $\Delta P_g$  con respecto a la velocidad lineal del fluido hay un ascenso y luego una tendencia a seguir un valor constante (ver figuras 9 a la 63) hasta llegar a un valor de la velocidad llamado de arrastre en donde la caída de presión debida a la muestra va bajando con el aumento de la velocidad, pero es debido a la pérdida de material.

5.3.1.- CAIDA DE PRESION TEORICA.- Es el peso del material dividido entre el área interior de la base de la columna de vidrio, es decir la presión que ejerce el material sobre la placa porosa. De aquí la importancia cuando hay pérdida por arrastre de la muestra, de distribuirla en el orden en que se efectuaron las experimentaciones.

Material  $VO_2$   
 Condiciones:  $\mu$  = 150 + 200 mallas  
 Tamaño de partícula

$H_T = 9.3$  cm.

"E"	Kct "D"	Kst "A"	$\mu$ cm. / seg	$\Delta P_p$ Parea cm. de $H_2O$	$\Delta P_t$ Total cm. de $H_2O$	$\Delta P$ material de. de. de. de. cm. de $H_2O$	$\Delta H$ cm.	Hf. cm.
1	-	-	0.0648	0.30	0.70	0.40		
2	-	-	0.2010	0.40	2.30	1.90		
3	-	-	0.3100	0.50	3.80	3.30		
4	-	-	0.4360	0.70	5.20	4.50		
5	-	-	0.5670	0.90	6.65	5.75		
6	-	-	0.6880	1.00	8.25	7.25		
7	-	-	0.8130	1.10	9.75	8.65		
8	-	-	0.9500	1.30	11.35	10.05		
9	-	-	1.0660	1.50	13.15	11.65		
10	-	-	1.1950	1.65	14.30	12.65		
11	-	-	1.3200	1.80	16.05	14.25		
12	-	-	1.4410	2.00	17.25	15.25		
13	-	-	1.5890	2.15	18.85	16.70		*
14	-	-	1.7200	2.30	18.80	16.50	0.3	
14	5	-	1.9851	2.65	18.80	16.15	0.6	
14	10	-	2.1936	2.95	19.30	16.35	0.7	
14	15	-	2.4287	3.20	19.80	16.60	0.9	
14	20	-	2.6459	3.40	20.35	16.95	1.0	
14	25	-	2.8763	3.70	20.80	17.10	1.1	
14	30	-	3.1274	4.00	21.40	17.40	1.2	
14	35	-	3.4070	4.30	21.80	17.50	1.3	
14	40	-	3.6342	4.60	21.95	17.35	1.4	* area
14	45	-	3.8680	4.80	22.40	17.60	1.5	
14	50	-	4.1029	5.10	22.60	17.50	1.6	
14	55	-	4.4167	5.40	23.00	17.60	1.7	
14	60	-	4.6522	5.65	23.20	17.55	1.7	
14	65	-	4.9326	5.90	23.55	17.65	1.7	
14	70	-	5.1909	6.20	23.75	17.55	1.7	
14	75	-	5.4145	6.45	24.05	17.60	1.7	
14	80	-	5.8250	6.70	24.25	17.55	1.7	
14	85	-	5.9183	6.85	24.45	17.60	1.7	
-	100	10	6.1875	6.70	24.50	17.80	1.8	
14	90	-	6.2253	7.15	24.65	17.50	1.8	
14	95	-	6.4576	7.35	24.85	17.50	1.8	
-	100	15	6.7087	7.50	25.20	17.70	1.8	
14	100	-	6.8513	7.55	25.20	17.65	1.8	
-	100	20	7.3037	8.30	25.90	17.60	1.8	
-	100	25	7.8447	9.00	26.70	17.70	1.9	
-	100	30	8.4898	9.70	27.60	17.90	1.9	
-	100	35	9.0202	10.50	28.45	17.95	2.0	=H
-	100	40	9.6368	11.35	28.75	17.40	2.1	
-	100	45	10.2626	12.20	29.35	17.15	2.3	
-	100	50	10.7244	12.95	29.90	16.95	2.4	
-	100	55	11.2889	13.80	30.30	16.50	2.4	
-	100	60	11.9046	14.50	31.05	16.55	2.4	
-	100	65	12.1001	15.10	32.20	17.10	2.4	
-	100	70	12.8283	15.90	33.50	17.60	2.4	
-	100	75	13.3414	16.65	33.05	16.45	2.5	
-	100	80	13.7232	17.50	33.70	16.20	2.5	
-	100	85	14.4088	18.20	34.30	16.10	2.5	

Material UO<sub>2</sub>

Condiciones de tamaño de partícula: Pecho empacado - 150 + 200 mallas

$\eta = 7.8 \times 10^{-4}$

Ret "E"	Ret "D"	Ret "A"	de em. / seg	$\Delta P$ pnea em. de H <sub>2</sub> O	$\Delta P$ Total em. de H <sub>2</sub> O	$\Delta P$ material $\Delta P_1 - \Delta P_2$ em. de H <sub>2</sub> O	$\Delta H$ em.	Hf em.
1	-	-	0.0648	0.50	1.70	1.70		
2	-	-	0.2010	0.50	3.90	3.50		
3	-	-	0.3100	0.50	6.70	6.20		
4	-	-	0.4360	0.70	9.10	8.40		
5	-	-	0.5670	0.90	11.75	10.85		
6	-	-	0.6880	1.00	13.25	12.25		*
7	-	-	0.8130	1.10	14.70	13.60	0.10	
8	-	-	0.9500	1.30	16.55	15.25	0.10	
9	-	-	1.0660	1.50	16.75	15.25	0.15	
10	-	-	1.1950	1.65	17.25	15.60	0.20	
11	-	-	1.3200	1.80	18.30	16.50	0.30	
12	-	-	1.4410	2.00	19.00	17.00	0.30	
13	-	-	1.5890	2.15	20.05	17.90	0.90	
14	-	-	1.7200	2.30	17.60	15.30	0.70	
14	5	-	1.9851	2.65	18.35	15.70	0.30	
14	10	-	2.1936	2.95	18.90	15.45	0.90	
14	15	-	2.4282	3.20	19.55	16.35	1.10	
14	20	-	2.6459	3.40	20.05	16.65	1.30	
14	25	-	2.8763	3.70	20.65	16.95	1.40	
14	30	-	3.1274	4.00	20.90	16.90	1.60	
14	35	-	3.4070	4.30	21.20	16.90	1.70	
14	40	-	3.6372	4.60	21.50	16.90	1.80	
14	45	-	3.8680	4.80	21.70	16.90	1.80	
14	50	-	4.1029	5.10	22.15	17.05	1.90	
14	55	-	4.4162	5.40	22.35	16.95	2.00	
14	60	-	4.6522	5.65	22.55	16.90	2.00	
14	65	-	4.9326	5.90	22.70	16.80	2.10	
14	70	-	5.1409	6.20	23.20	17.00	2.20	
14	75	-	5.4145	6.45	23.45	17.00	2.20	
14	80	-	5.8250	6.70	23.55	16.85	2.20	
-	100	10	5.9183	6.85	23.75	16.90	2.30	
-	100	10	6.1875	6.70	23.55	16.85	2.30	
14	90	-	6.2253	7.15	23.90	16.75	2.30	
14	95	-	6.4576	7.35	24.05	16.70	2.40	2.40
-	100	15	6.7087	7.50	24.15	16.65	2.40	
14	100	-	6.8513	7.55	24.25	16.70	2.40	
-	100	20	7.3037	8.30	24.85	16.55	2.40	
-	100	25	7.8447	9.00	25.65	16.65	2.40	
-	100	30	8.4878	9.70	26.30	16.60	2.40	
-	100	35	9.0202	10.50	27.15	16.65	2.50	
-	100	40	9.6368	11.35	28.00	16.65	2.50	
-	100	45	10.2626	12.20	28.60	16.40	2.50	
-	100	50	10.7244	12.95	29.40	16.45	2.50	
-	100	55	11.2899	13.80	30.05	16.25	2.50	
-	100	60	11.9046	14.50	30.70	16.20	2.50	
-	100	65	12.1001	15.10	31.20	16.10	2.50	
-	100	70	12.5223	15.90	31.90	16.00	2.70	
-	100	75	13.3414	16.65	32.70	16.05	2.70	
-	100	80	13.7232	17.50	33.35	15.85	2.70	
-	100	85	14.4088	18.20	34.20	16.00	2.80	



Material UO<sub>2</sub>  
 Condiciones Techo Hojo mas vibración vertical  
 Tamaño de partícula - 150 + 200 mallas

H<sub>2</sub> = 9.0 cm.

Rot "E"	Rot "D"	Rot "A"	α <sub>0</sub> cm. 1 seg	ΔP <sub>1</sub> placa cm. de H <sub>2</sub> O	ΔP <sub>1</sub> Total cm. de H <sub>2</sub> O	ΔP <sub>1</sub> material ΔP <sub>1</sub> - ΔP <sub>1</sub> - ΔP <sub>1</sub> cm. de H <sub>2</sub> O	ΔH cm.	H <sub>2</sub> cm.
1	-	-	0.0648	0.50	1.00	0.70		
2	-	-	0.2010	0.40	2.55	2.15		
3	-	-	0.3100	0.50	4.25	3.75		
4	-	-	0.4360	0.70	6.10	5.40		
5	-	-	0.5670	0.90	7.70	6.80		
6	-	-	0.6880	1.00	9.55	8.55		
7	-	-	0.8130	1.10	11.40	10.30		
8	-	-	0.9500	1.30	13.15	11.85		
9	-	-	1.0660	1.50	14.85	13.35		
10	-	-	1.1950	1.65	16.30	14.65		
11	-	-	1.3200	1.80	17.20	15.40		
12	-	-	1.4410	2.00	18.15	16.15	0.3	
13	-	-	1.5340	2.15	18.25	16.10	0.5	
14	-	-	1.7200	2.30	18.70	16.40	0.5	
14	5	-	1.9851	2.65	19.00	16.35	0.7	
14	10	-	2.1936	2.95	19.50	16.55	0.8	
14	15	-	2.4282	3.20	19.95	16.75	0.9	
14	20	-	2.6459	3.40	20.40	17.00	1.1	
14	25	-	2.8763	3.70	20.80	17.10	1.2	
14	30	-	3.1274	4.00	21.10	17.10	1.3	
14	35	-	3.4070	4.30	21.50	17.20	1.4	
14	40	-	3.6342	4.60	21.65	17.05	1.6	
14	45	-	3.8880	4.80	21.95	17.15	1.7	
14	50	-	4.1029	5.10	22.20	17.10	1.7	
14	55	-	4.4167	5.40	22.45	17.05	1.8	
14	60	-	4.6522	5.65	22.70	17.05	1.8	
14	65	-	4.8326	5.90	23.00	17.10	1.8	
14	70	-	5.1409	6.20	23.20	17.00	1.8	
14	75	-	5.4145	6.45	23.40	16.85	1.9	
14	80	-	5.8250	6.70	23.60	16.80	1.9	
14	85	-	5.9183	6.85	23.85	17.00	1.9	
-	100	10	6.1825	6.70	23.85	17.25	1.9	
14	90	-	6.2253	7.15	24.15	17.00	1.9	
14	95	-	6.4526	7.35	24.50	17.15	2.0	
-	100	15	6.7087	7.50	24.55	17.05	2.0	= V4
14	100	-	6.8513	7.55	24.50	16.95	2.0	
-	100	20	7.3037	8.30	25.20	16.90	2.0	
-	100	25	7.8447	9.00	25.70	16.80	2.1	
-	100	30	8.4898	9.70	26.60	16.80	2.1	
-	100	35	9.0202	10.50	27.35	16.85	2.1	
-	100	40	9.6368	11.35	28.30	16.95	2.1	
-	100	45	10.2626	12.20	29.10	16.40	2.2	
-	100	50	10.7244	12.95	29.70	16.75	2.2	
-	100	55	11.2889	13.80	30.50	16.70	2.2	
-	100	60	11.9046	14.50	31.25	16.75	2.2	
-	100	65	12.1001	15.10	32.10	17.00	2.2	
-	100	70	12.8283	15.40	32.70	16.50	2.2	
-	100	75	13.3414	16.65	33.35	16.40	2.2	
-	100	80	13.7232	17.50	34.00	16.55	2.4	
-	100	85	14.4088	18.20	34.80	16.60	2.4	

Material  $CO_2$   
 Condensáveis Peche flojo más vibración horizontal  
 Tamaño de partícula -150 + 200 mallas

Rot "E"	Rot "D"	Rot "A"	$M_0$ cm. / seg	$\Delta P$ placa cm. de $H_2O$	$\Delta P$ Total cm. de $H_2O$	$\Delta P$ material $\Delta P = \Delta P - \Delta P_{placa}$ cm. de $H_2O$	$H_0 = 9.0$ cm. $\Delta H$ cm.	$H_f$ cm.
1	-	-	0.0648	0.30	0.80	0.50		
2	-	-	0.2010	0.40	1.40	1.00		
3	-	-	0.3100	0.50	4.10	3.60		
4	-	-	0.4360	0.70	5.80	5.10		
5	-	-	0.5670	0.90	7.65	6.75		
6	-	-	0.6880	1.00	9.46	8.40		
7	-	-	0.8130	1.10	11.20	10.10		
8	-	-	0.9500	1.30	12.95	11.65		
9	-	-	1.0660	1.50	14.90	13.90		
10	-	-	1.1950	1.65	16.55	14.90		
11	-	-	1.3200	1.80	17.90	16.10	0.1	
12	-	-	1.4410	2.00	18.70	16.70	0.2	
13	-	-	1.5890	2.15	18.95	16.80	0.2	
14	-	-	1.7200	2.30	18.60	16.30	0.4	
14	5	-	1.9851	2.65	19.00	16.35	0.7	
14	10	-	2.1936	2.85	19.60	16.65	0.8	
14	15	-	2.4282	3.20	20.00	16.80	1.0	
14	20	-	2.6559	3.40	20.40	17.00	1.1	
14	25	-	2.8763	3.70	20.90	17.20	1.2	
14	30	-	3.1274	4.00	21.25	17.25	1.3	
14	35	-	3.4070	4.30	21.50	17.20	1.4	
14	40	-	3.6392	4.60	21.75	17.15	1.5	
14	45	-	3.8680	4.80	22.05	17.25	1.6	
14	50	-	4.1029	5.10	22.30	17.20	1.7	
14	55	-	4.4167	5.40	22.50	17.10	1.7	
14	60	-	4.6522	5.65	22.75	17.10	1.7	
14	65	-	4.9326	5.90	22.95	17.05	1.8	
14	70	-	5.1409	6.20	23.30	17.10	1.8	
14	75	-	5.4145	6.45	23.50	17.05	1.8	
14	80	-	5.8250	6.70	23.70	17.00	1.8	
14	85	-	5.9183	6.85	23.95	17.10	1.8	
-	100	10	6.1875	6.70	23.95	17.25	1.9	
14	90	-	6.2253	7.15	24.15	17.00	1.9	
14	95	-	6.4576	7.35	24.35	17.00	1.9	
-	100	15	6.7087	7.50	24.65	17.15	1.9	
14	100	-	6.8513	7.55	24.55	17.00	2.0	
-	100	20	7.3037	8.30	25.15	16.85	2.0	≈ 14
-	100	25	7.8447	9.00	25.90	16.90	2.1	
-	100	30	8.4898	9.70	26.80	17.10	2.2	
-	100	35	9.0202	10.50	27.40	16.90	2.2	
-	100	40	9.6368	11.35	28.35	17.00	2.3	
-	100	45	10.2626	12.20	28.85	16.65	2.4	
-	100	50	10.7244	12.95	29.75	16.80	2.4	
-	100	55	11.2889	13.80	30.90	16.60	2.4	
-	100	60	11.9046	14.50	31.05	16.55	2.4	
-	100	65	12.1001	15.10	31.85	16.75	2.5	
-	100	70	12.8283	15.90	32.35	16.45	2.5	
-	100	75	13.3414	16.65	33.10	16.45	2.5	
-	100	80	13.7232	17.50	33.85	16.35	2.5	
-	100	85	14.4088	18.20	34.50	16.30	2.5	

5.3.2. VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION.<sup>3</sup> En la figura  $\Delta P_g$  contra la velocidad lineal del aire en cm/seg trazamos la caída de presión teórica, se puede determinar la velocidad mínima de fluidización.

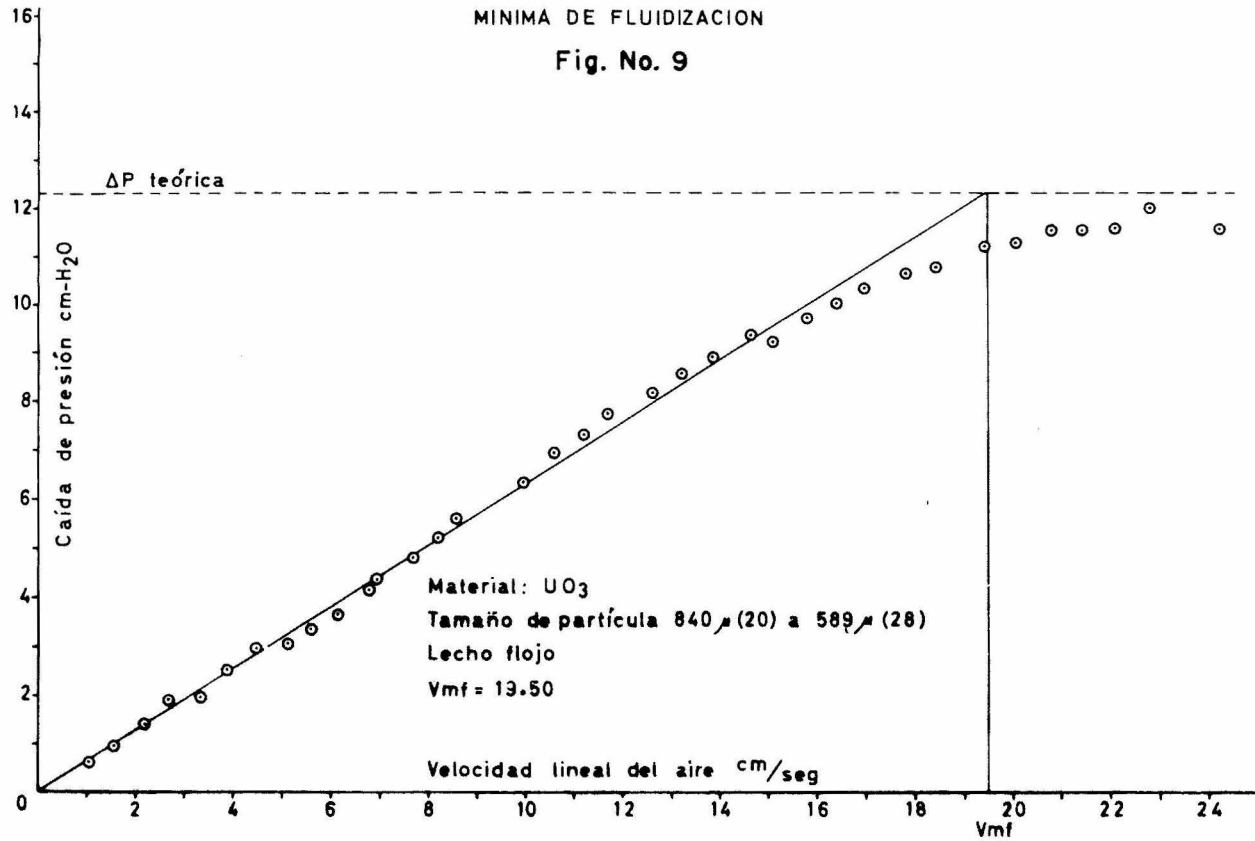
Se unen por medio de una recta los valores ascendentes de la caída de presión debida al material a partir del origen, es decir cuando la velocidad "u" es igual a 0, en el punto de cruce de esta recta con la caída de presión teórica se obtiene el valor de la velocidad mínima de fluidización. (fig 9 a la 68)

#### 5.4. VELOCIDAD DE FLUIDIZACION TOTAL.

(El movimiento del material dentro de la columna del lecho fluidizado empieza de la parte superior a la inferior conforme aumenta la velocidad lineal del fluido, si se toma la altura del lecho fijo o altura del material estático, es decir sin movimiento construyendo una gráfica con este valor con sus respectivas velocidades lineales, se extrapola esta curva hasta cruzar el eje de las abscisas en este punto es la velocidad total de fluidización (figura 69). Es posible obtener un valor aproximado en forma práctica de la velocidad de fluidización total observando el movimiento del material en la placa distribuidora, el material cuando comienza a fluidizar en la base lo hace por secciones observándose el movimiento del material en un segmento de la circunferencia de la base del reactor. Cuando en la placa exista un movimiento uniforme, el valor estará entre la última y la penúltima lectura de la velocidad lineal del fluido.

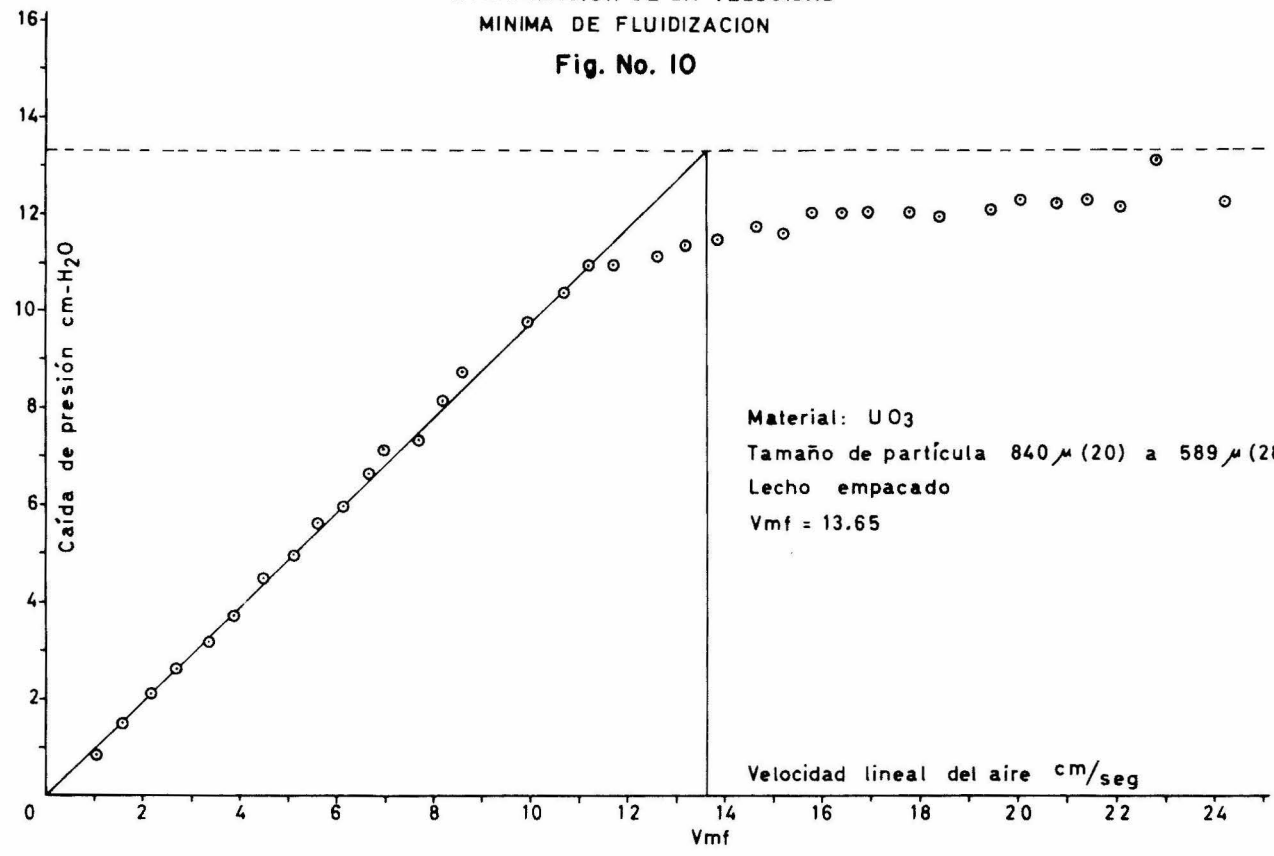
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 9



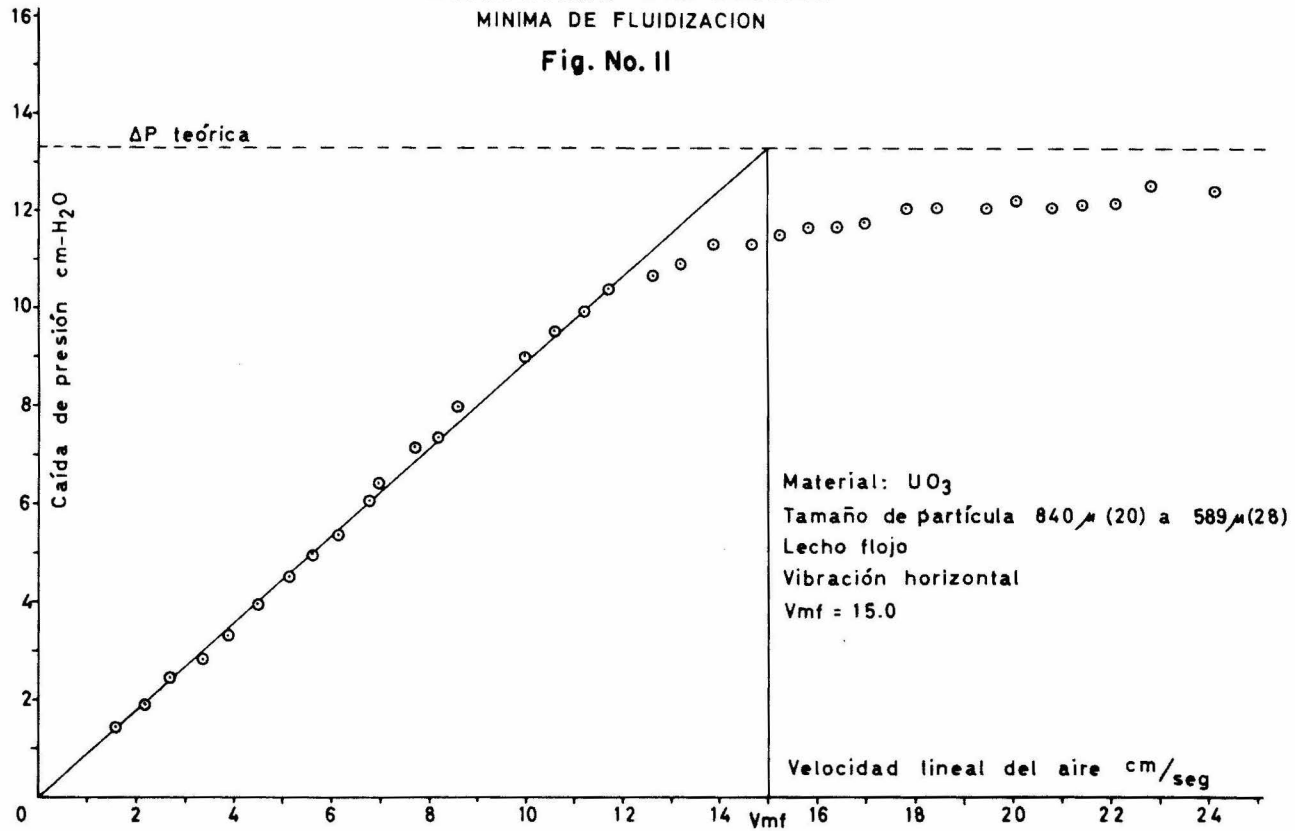
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 10



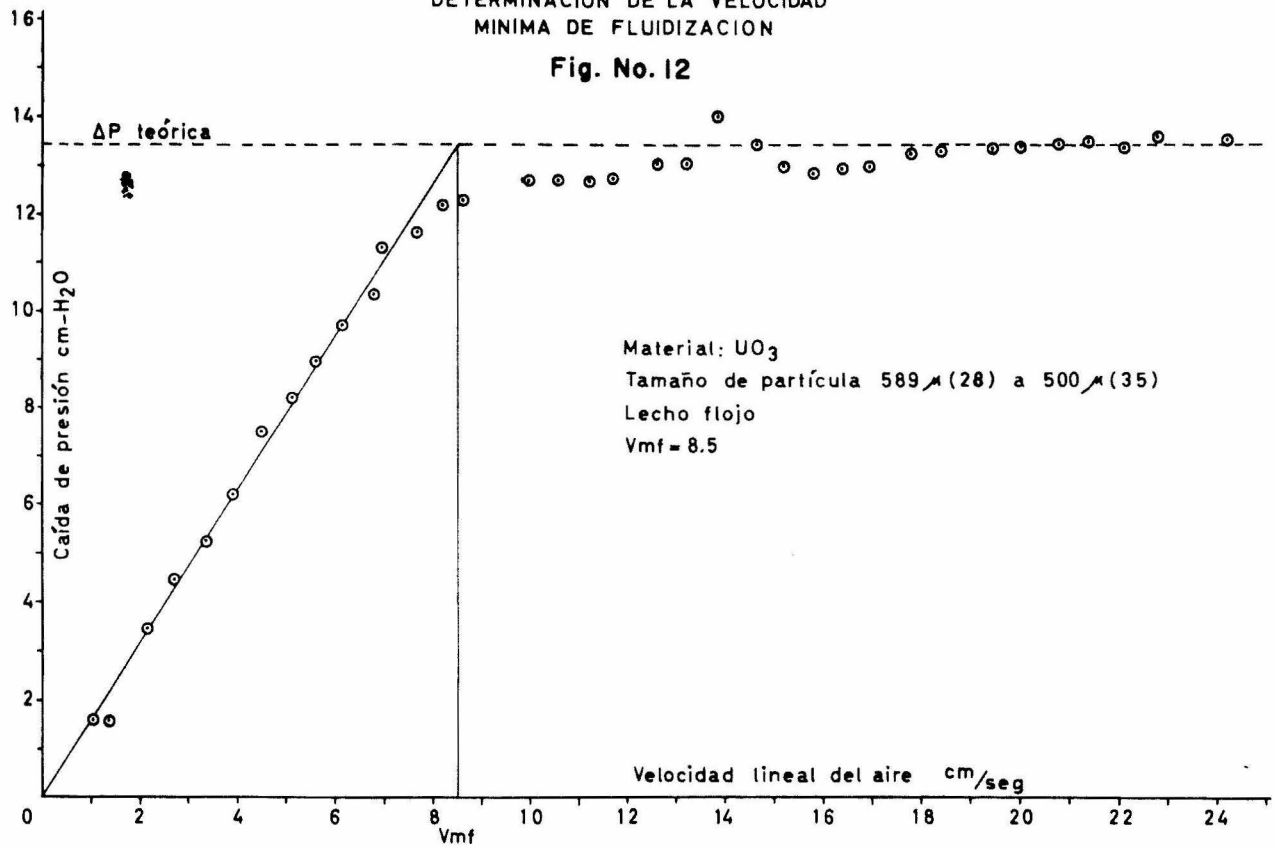
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. II



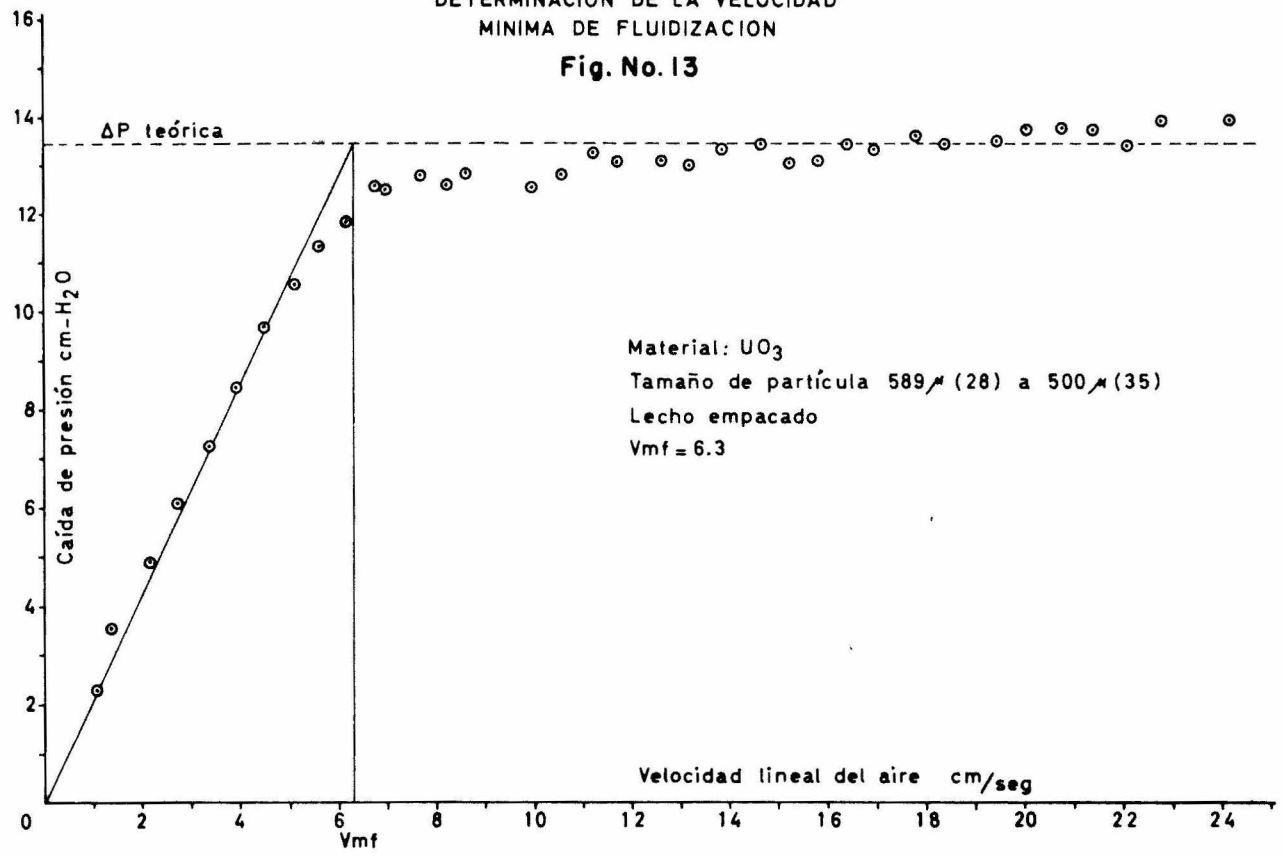
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 12



DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

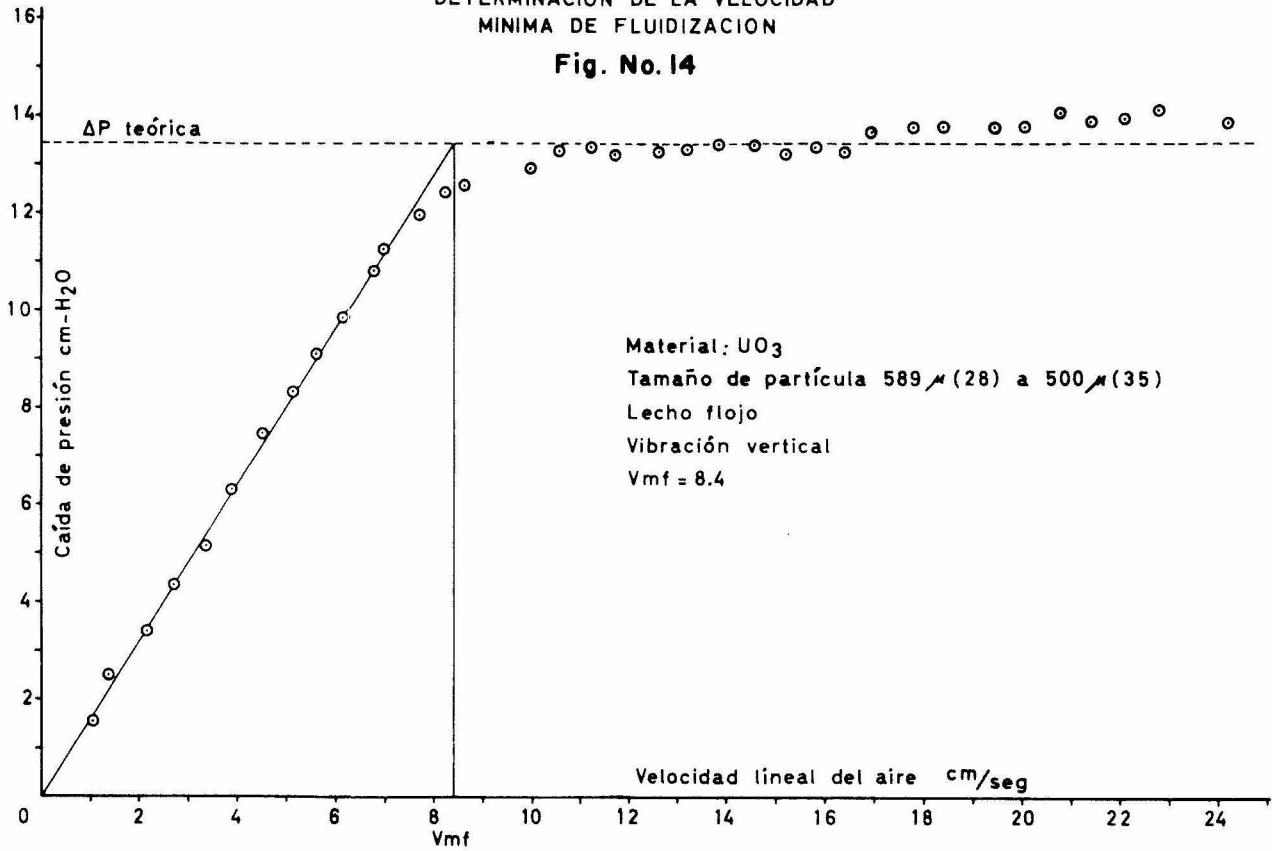
Fig. No. 13





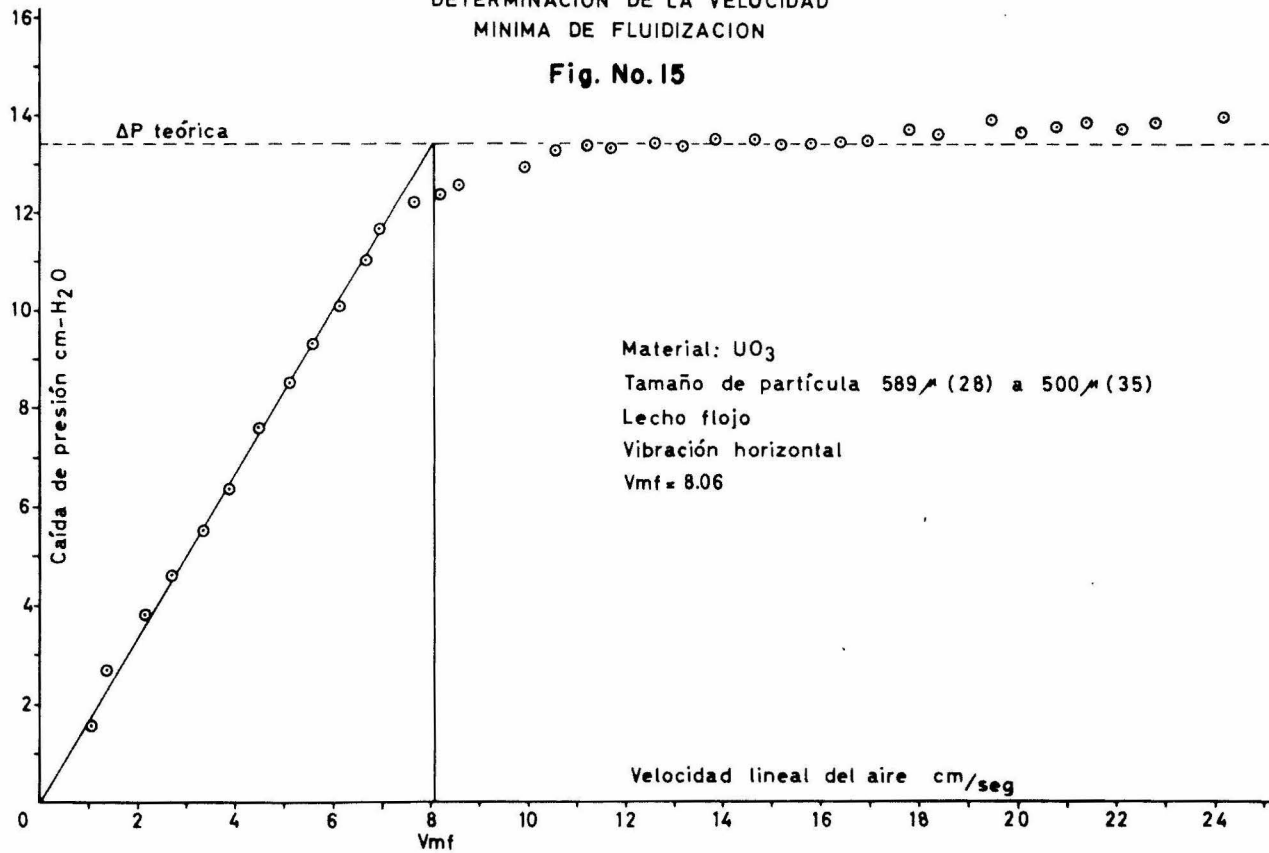
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 14

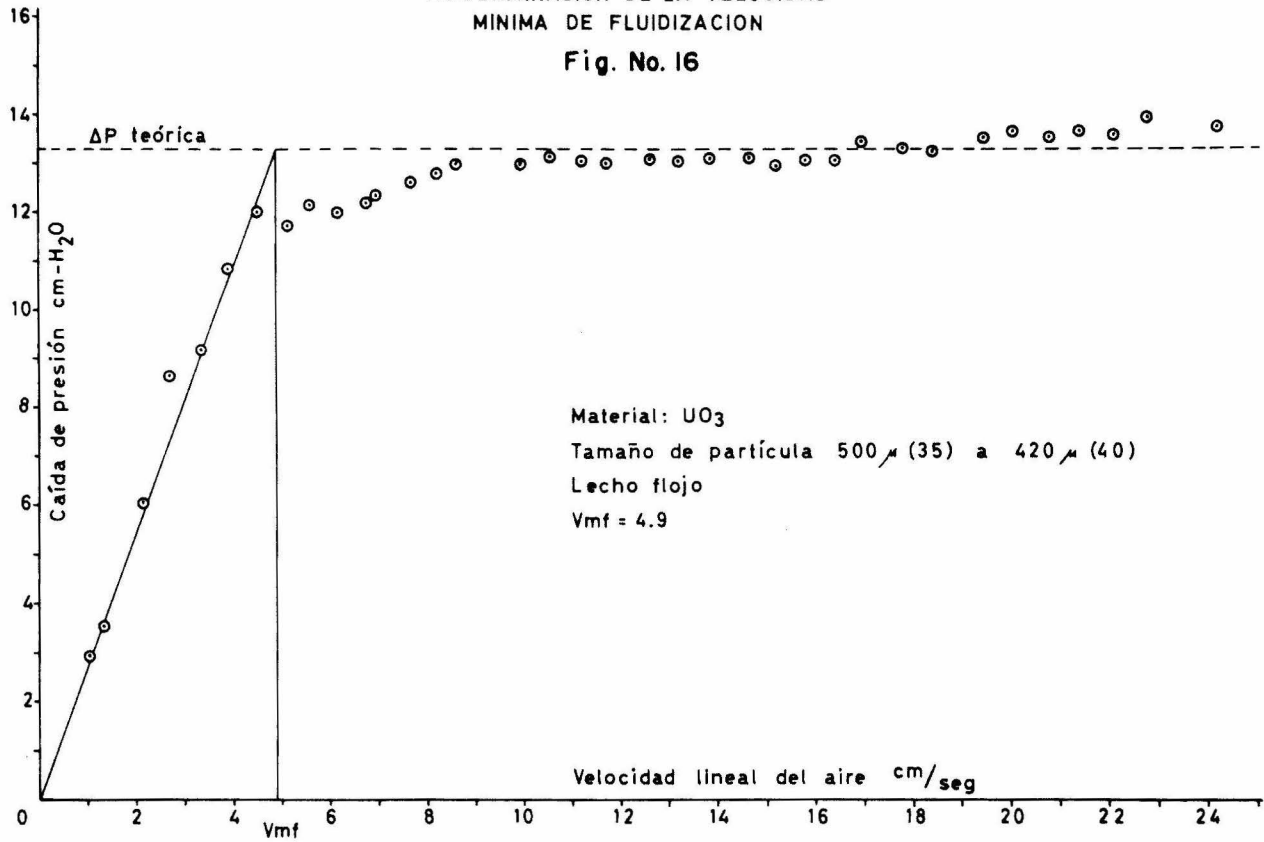


DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No.15

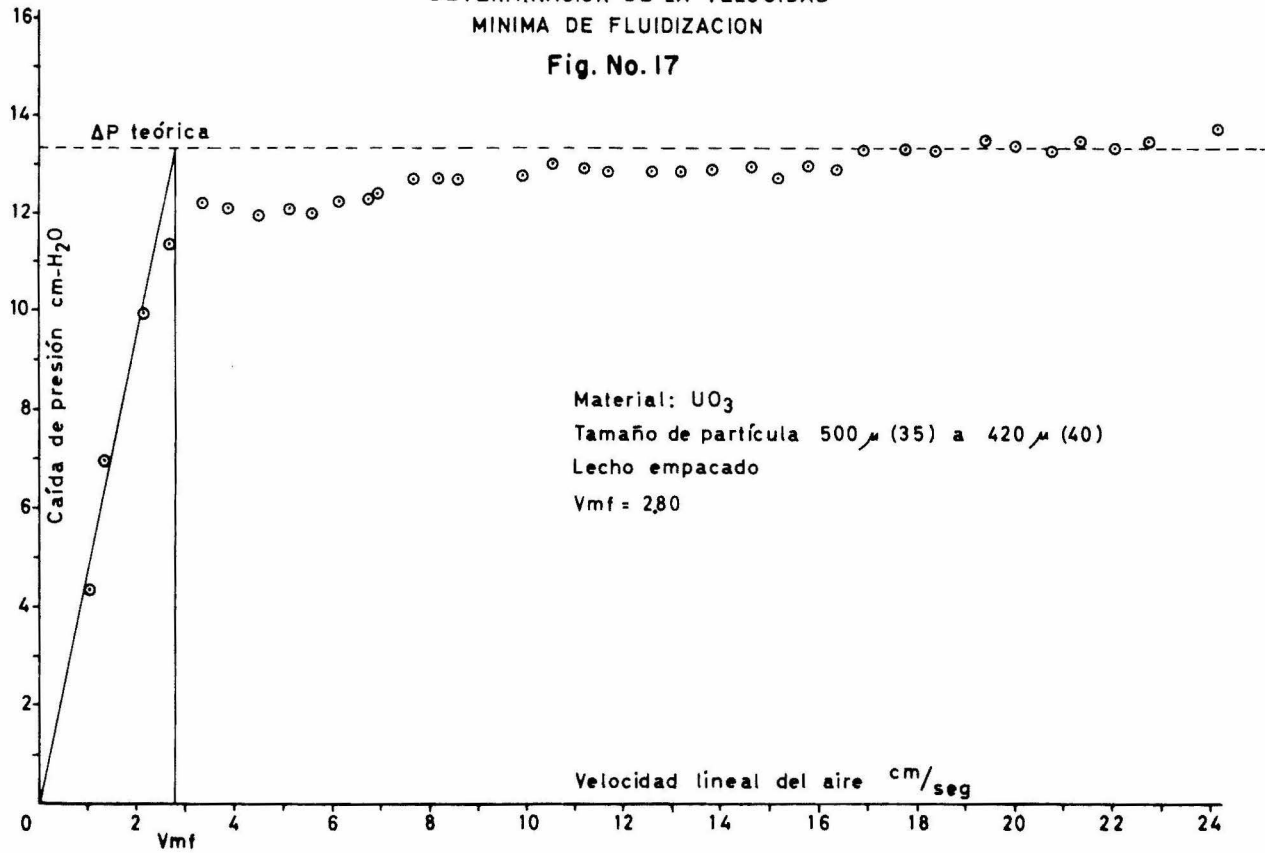


DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION  
Fig. No. 16



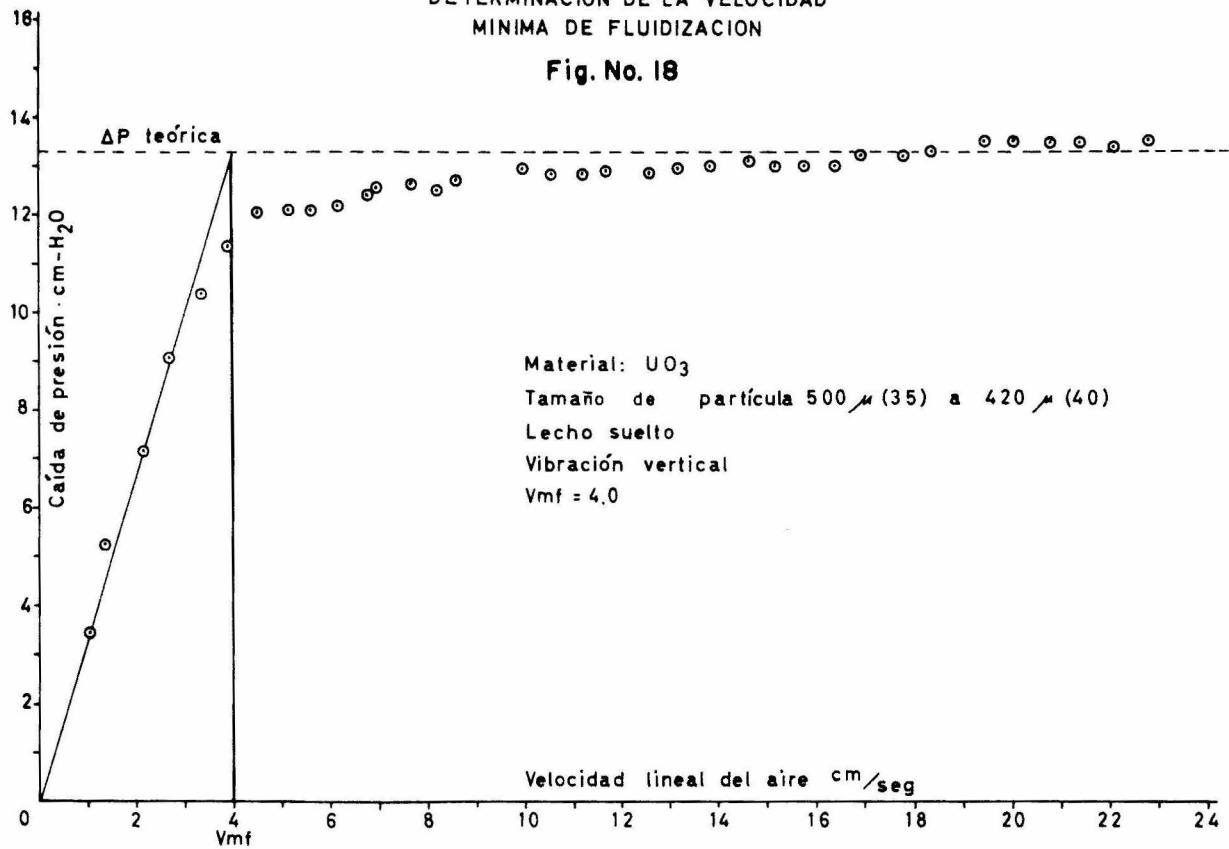
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 17



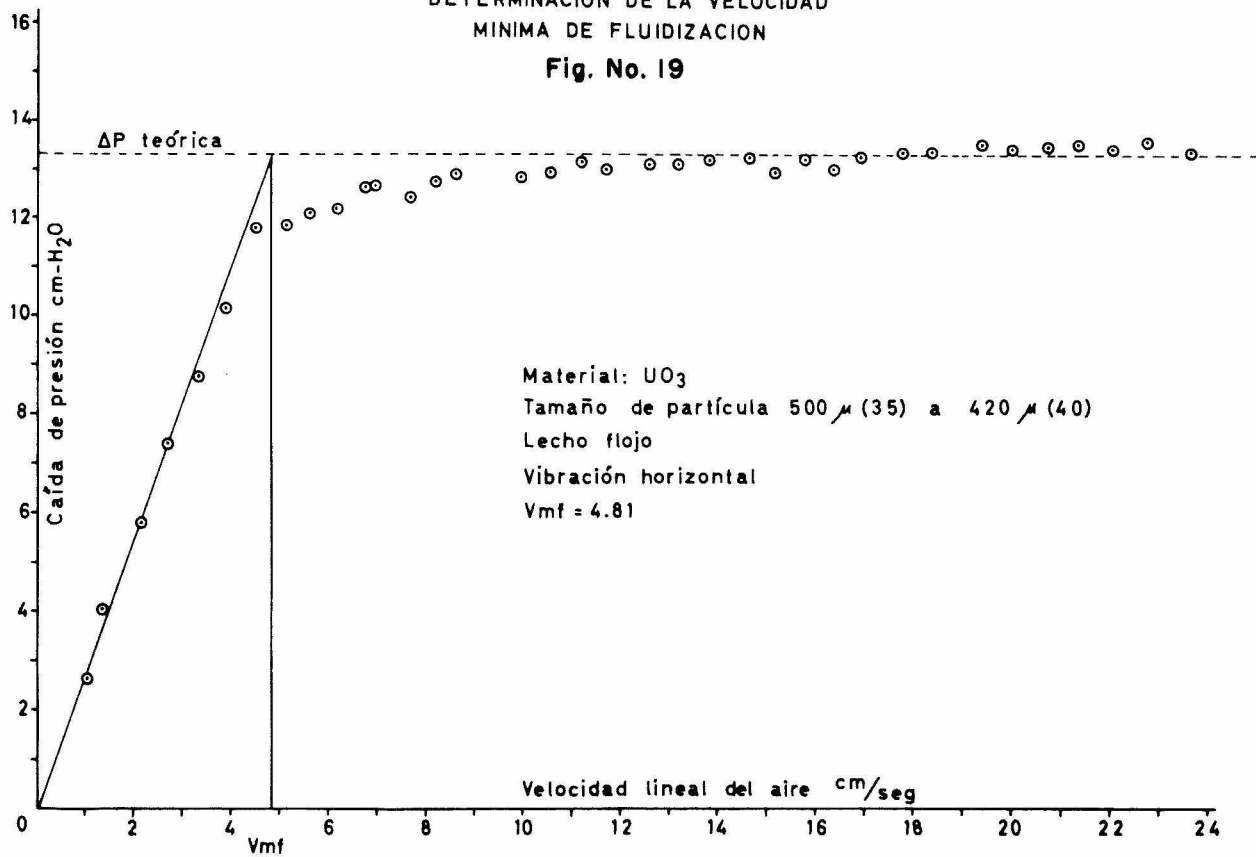
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 18



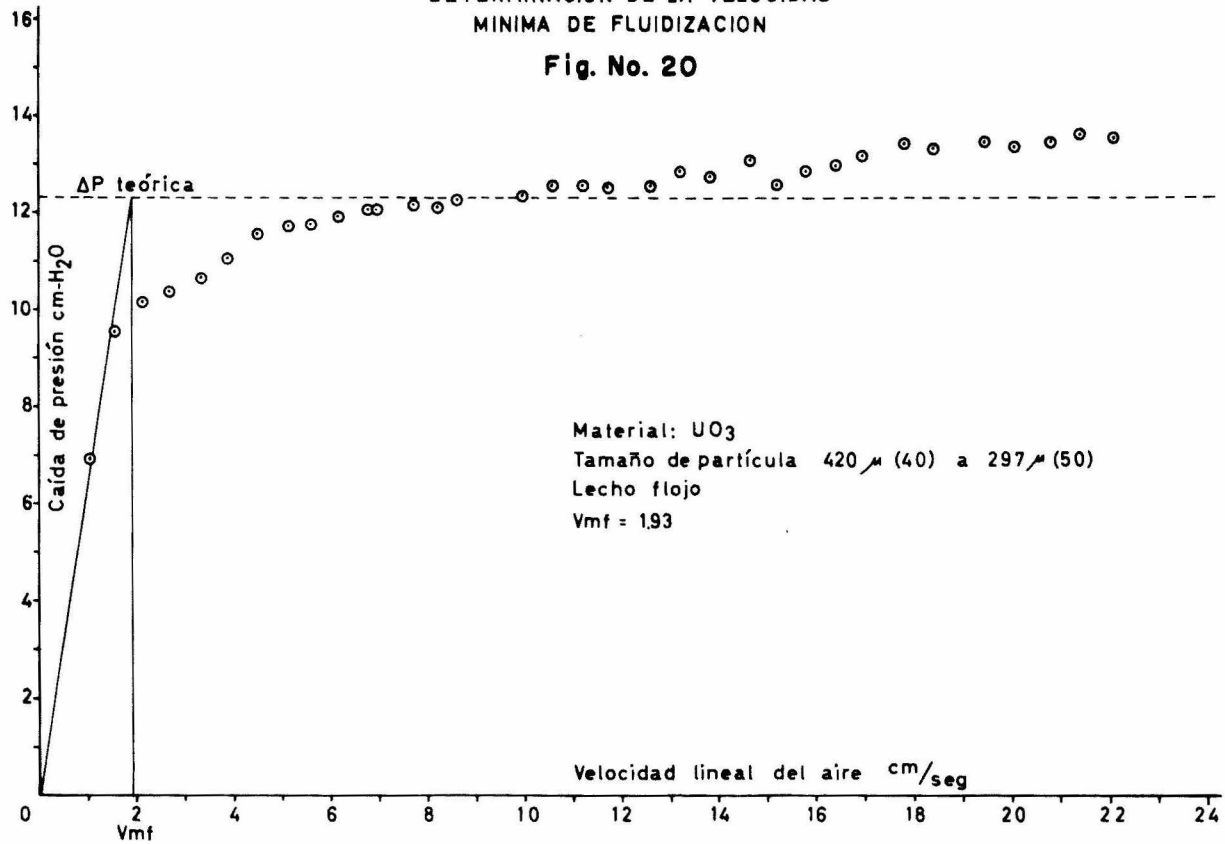
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 19



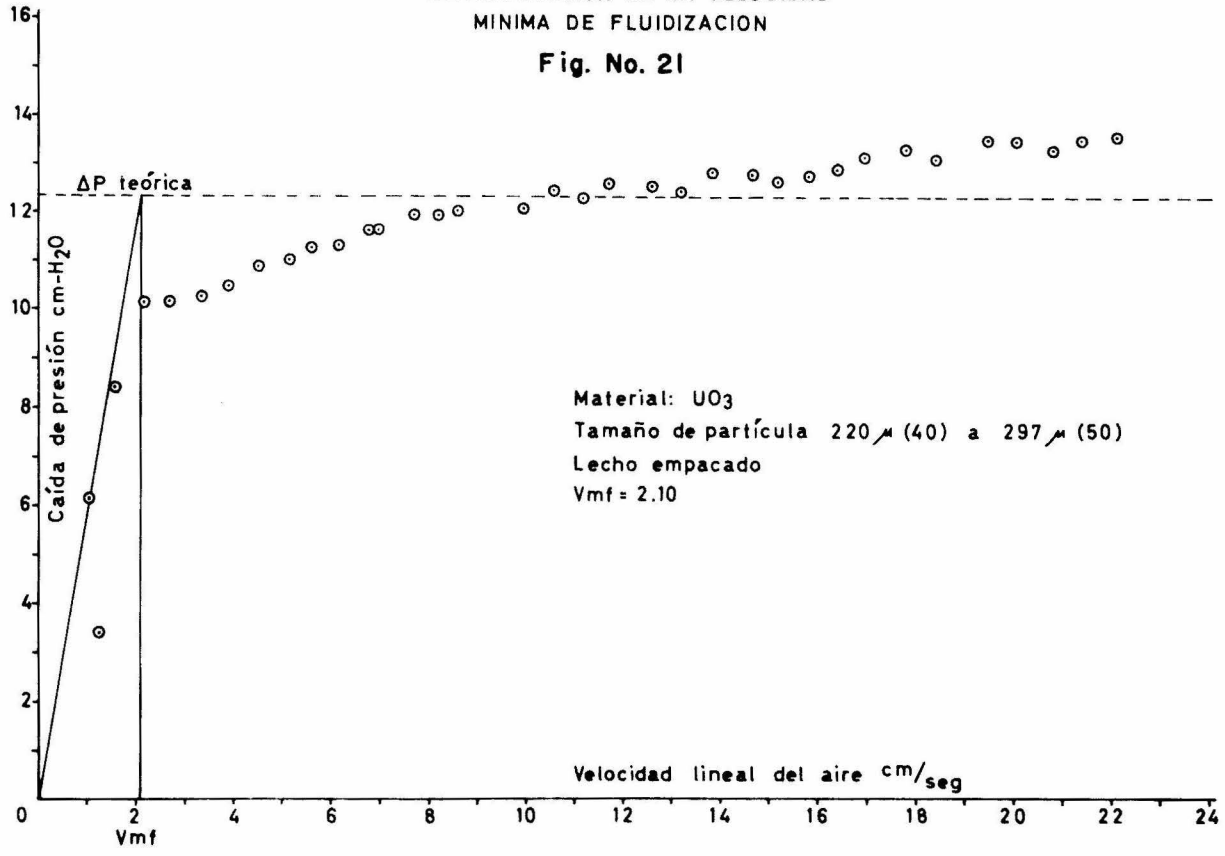
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 20



DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

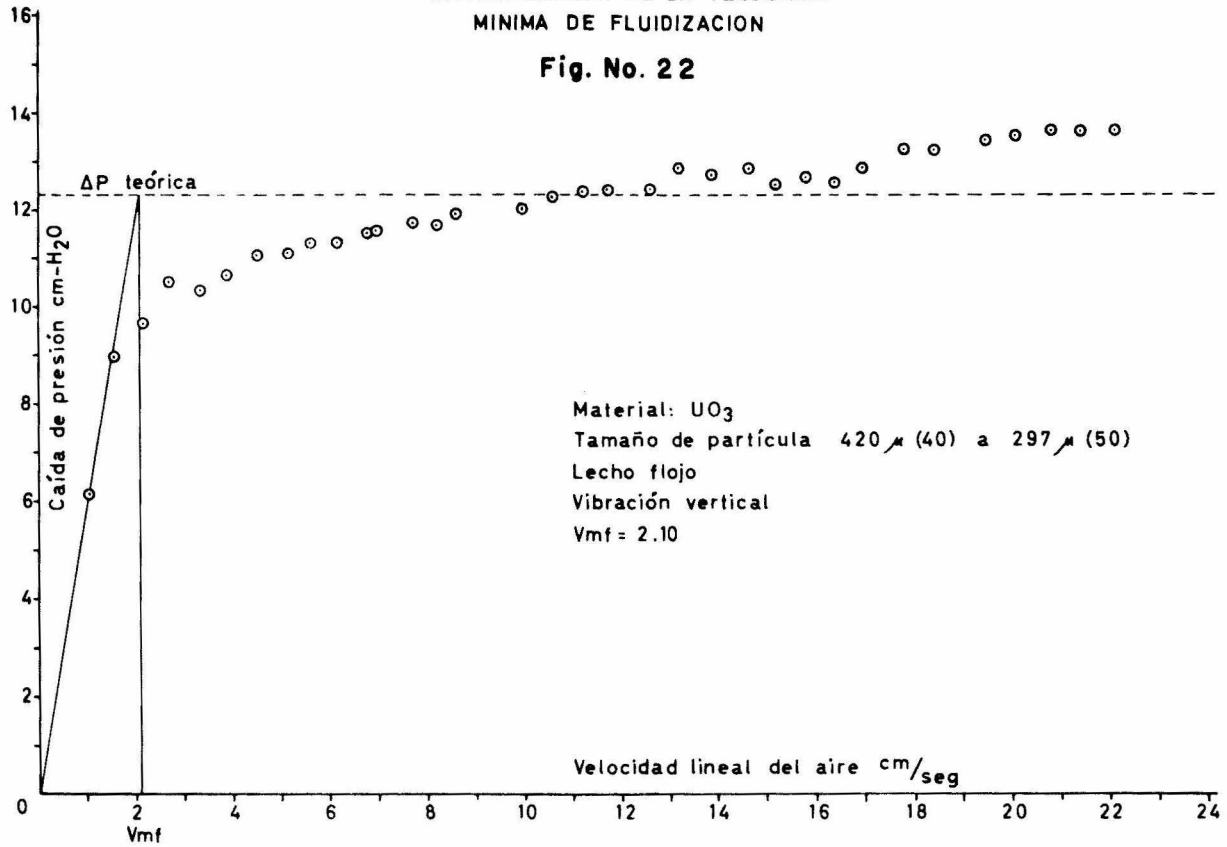
Fig. No. 21





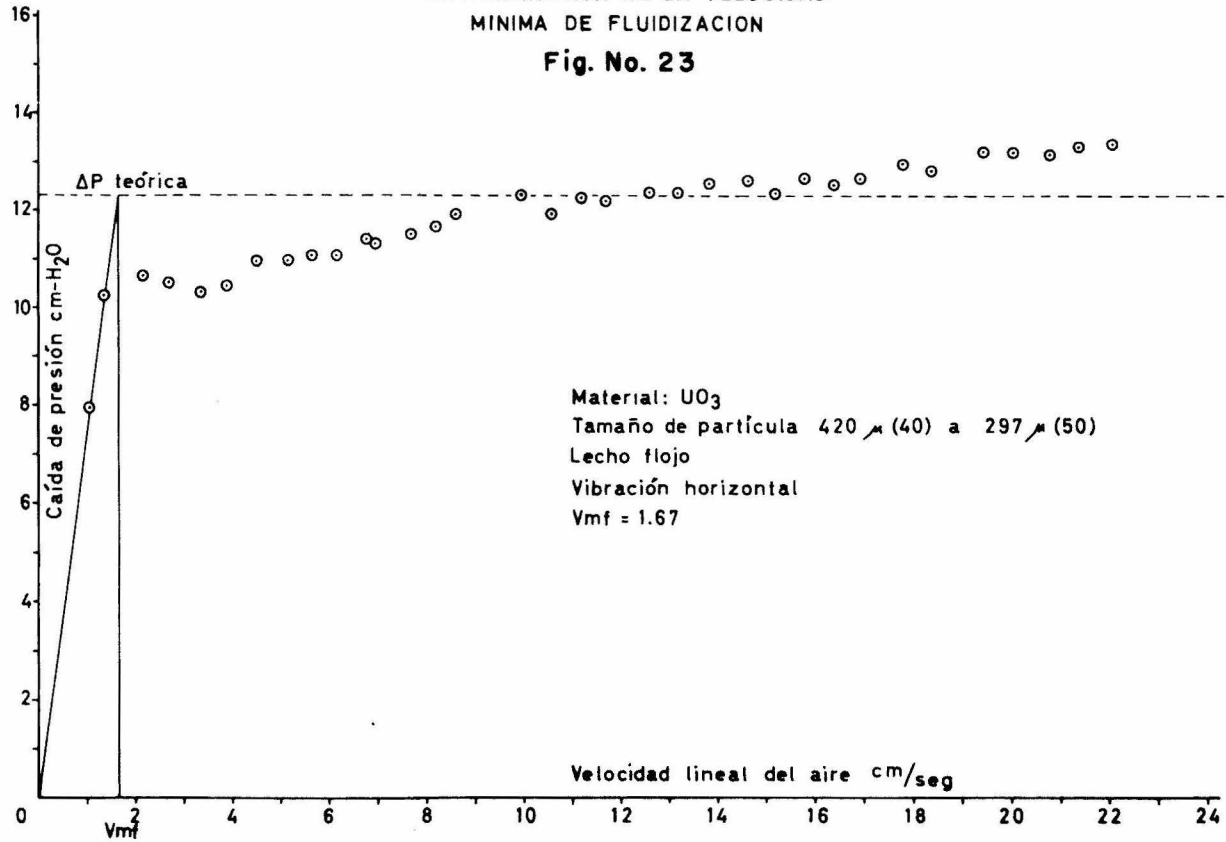
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 22



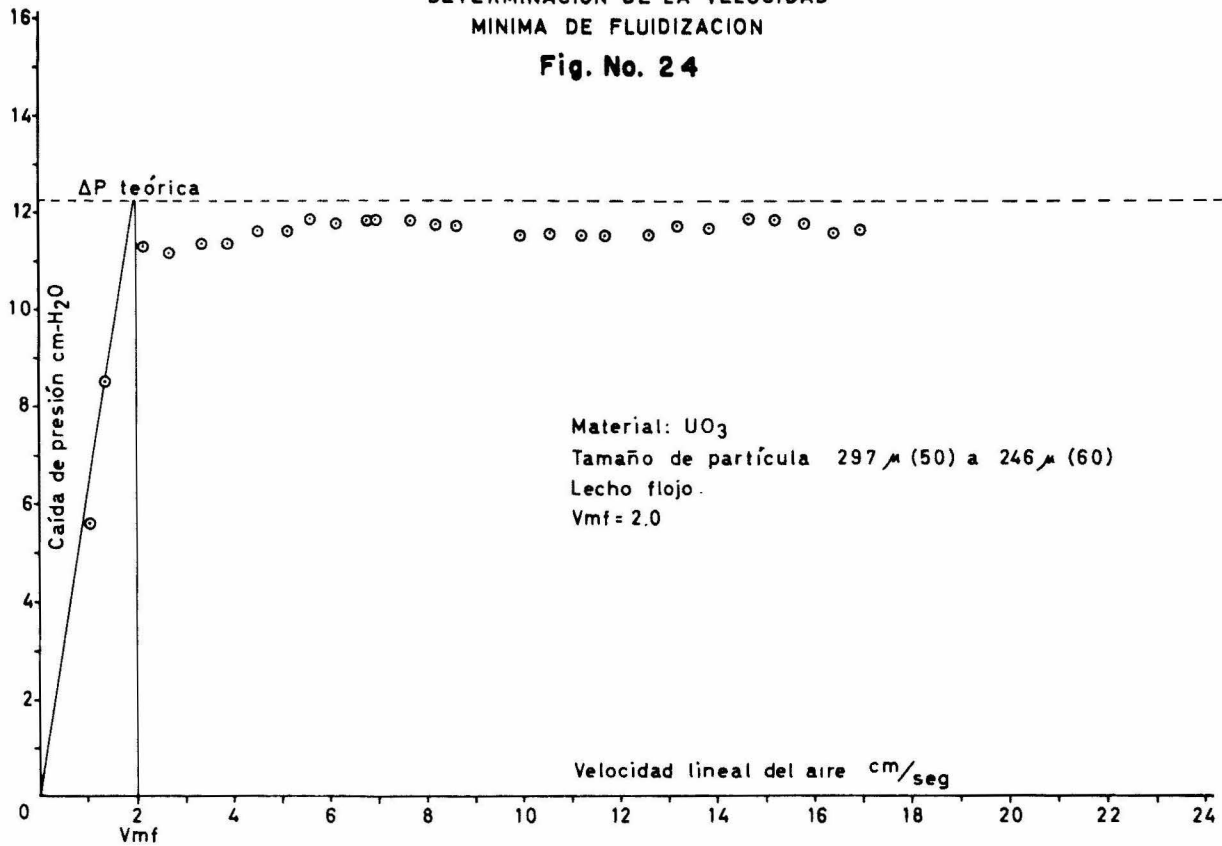
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 23



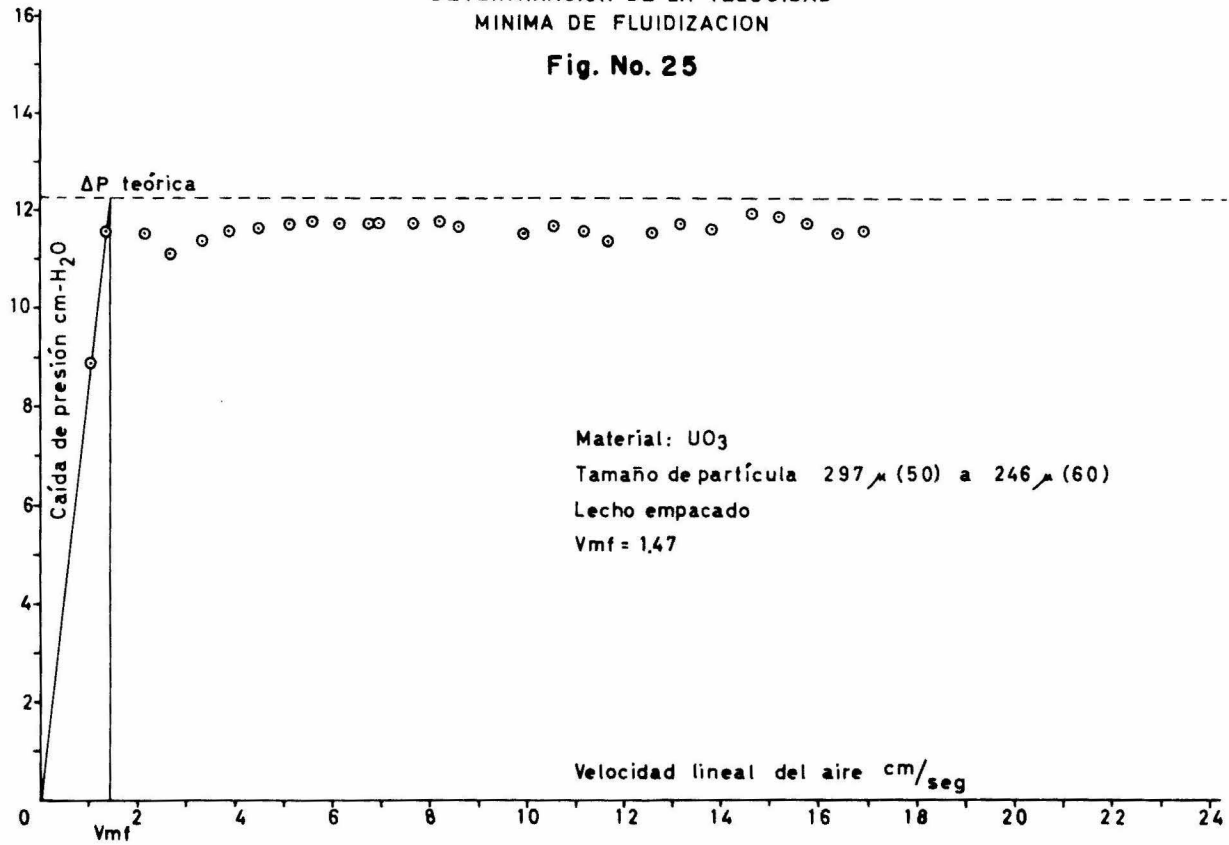
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 24



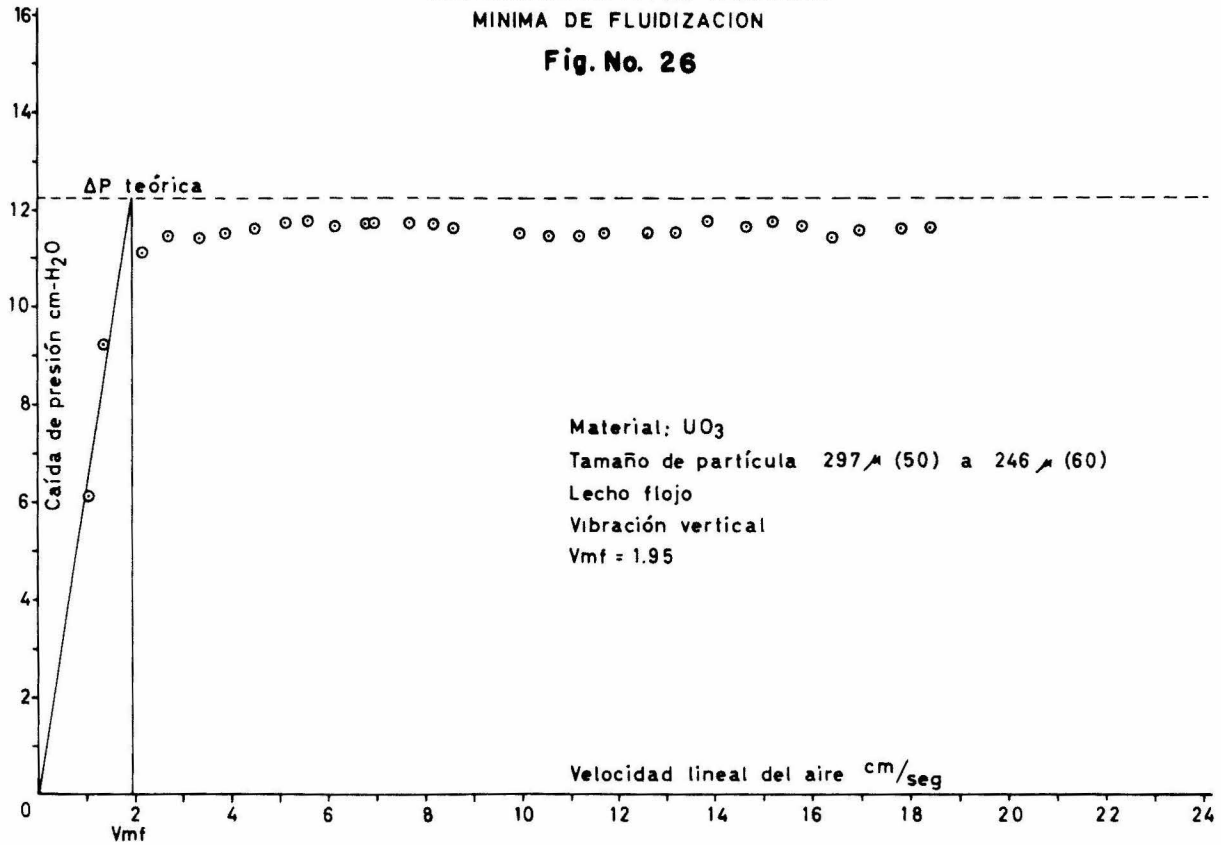
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 25



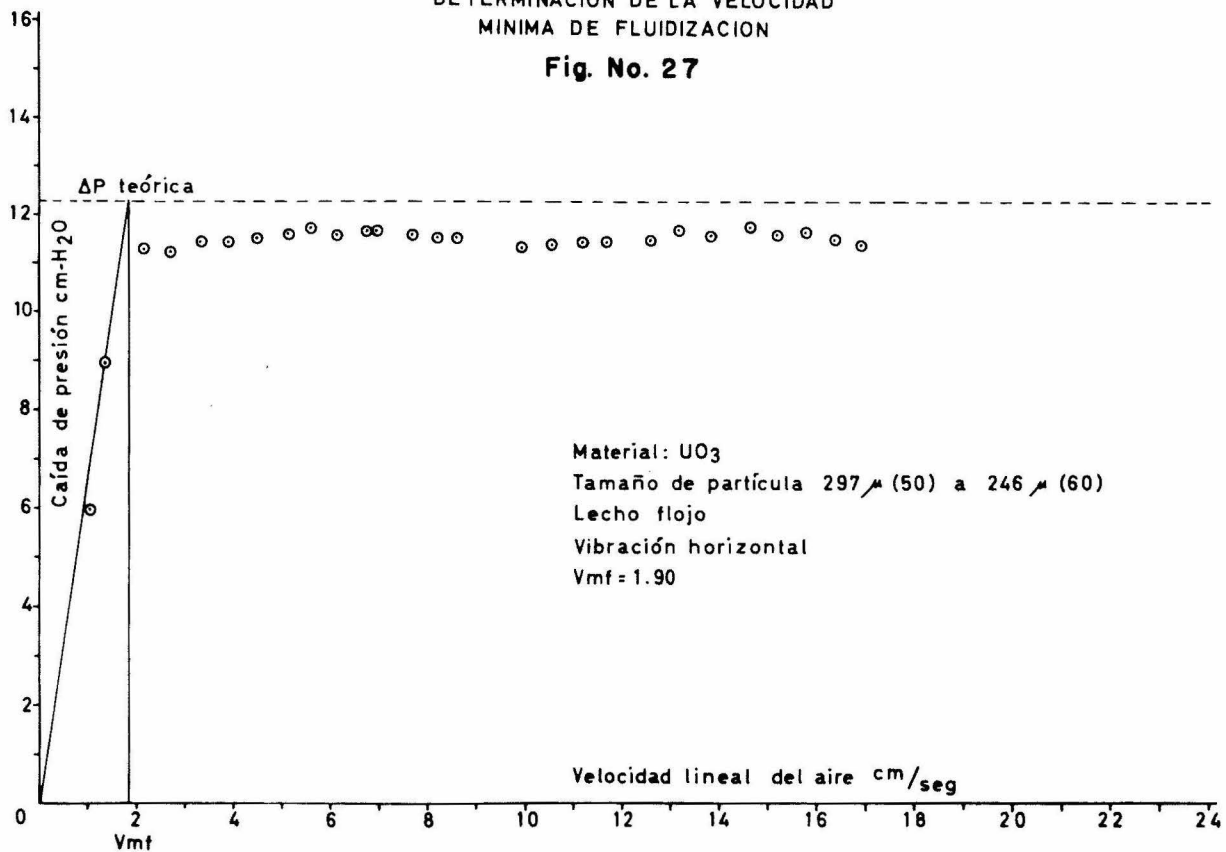
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 26



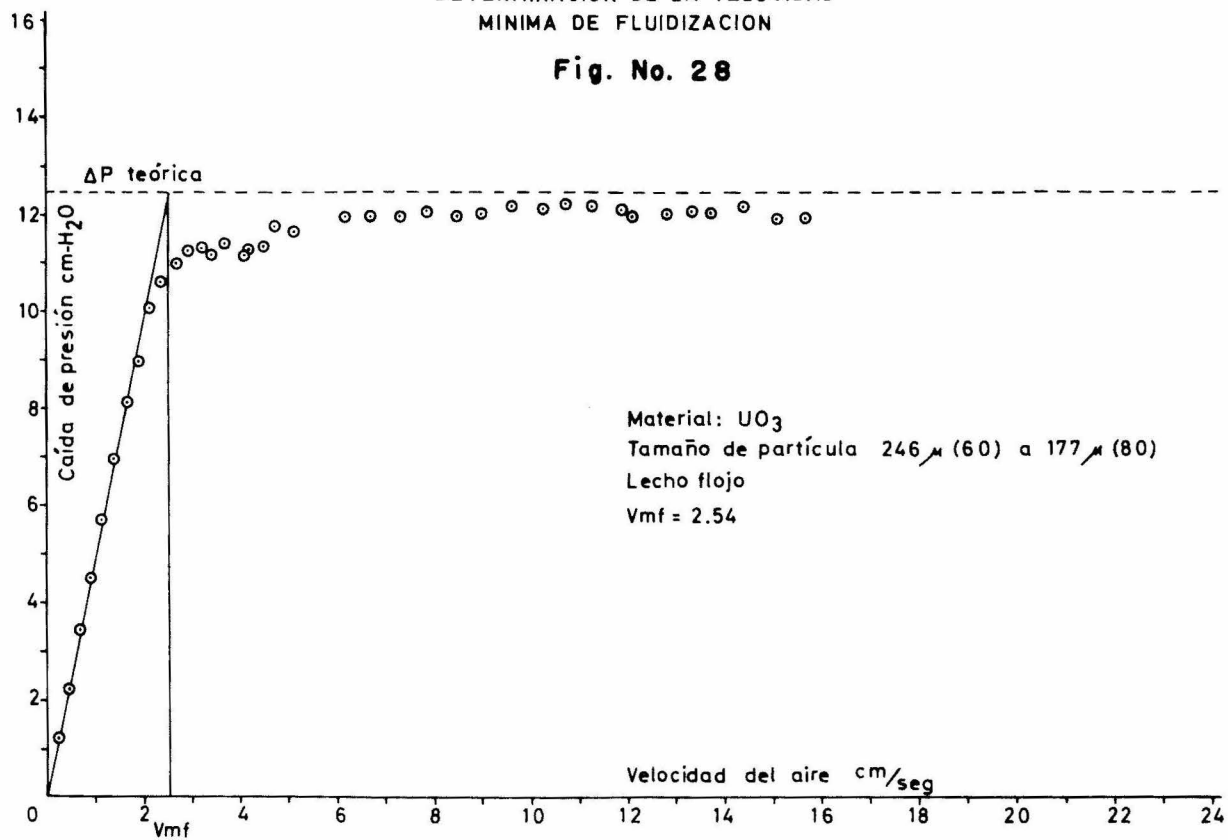
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 27



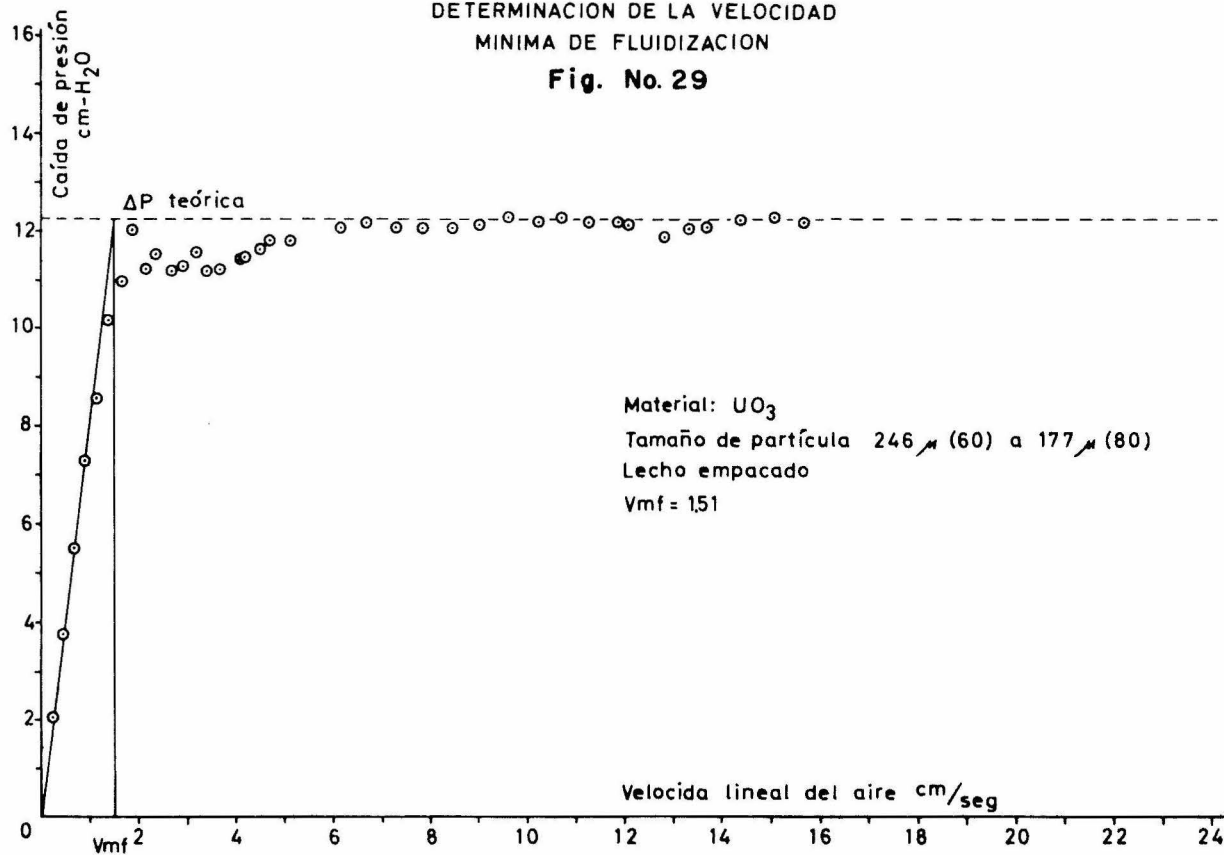
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 28



DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

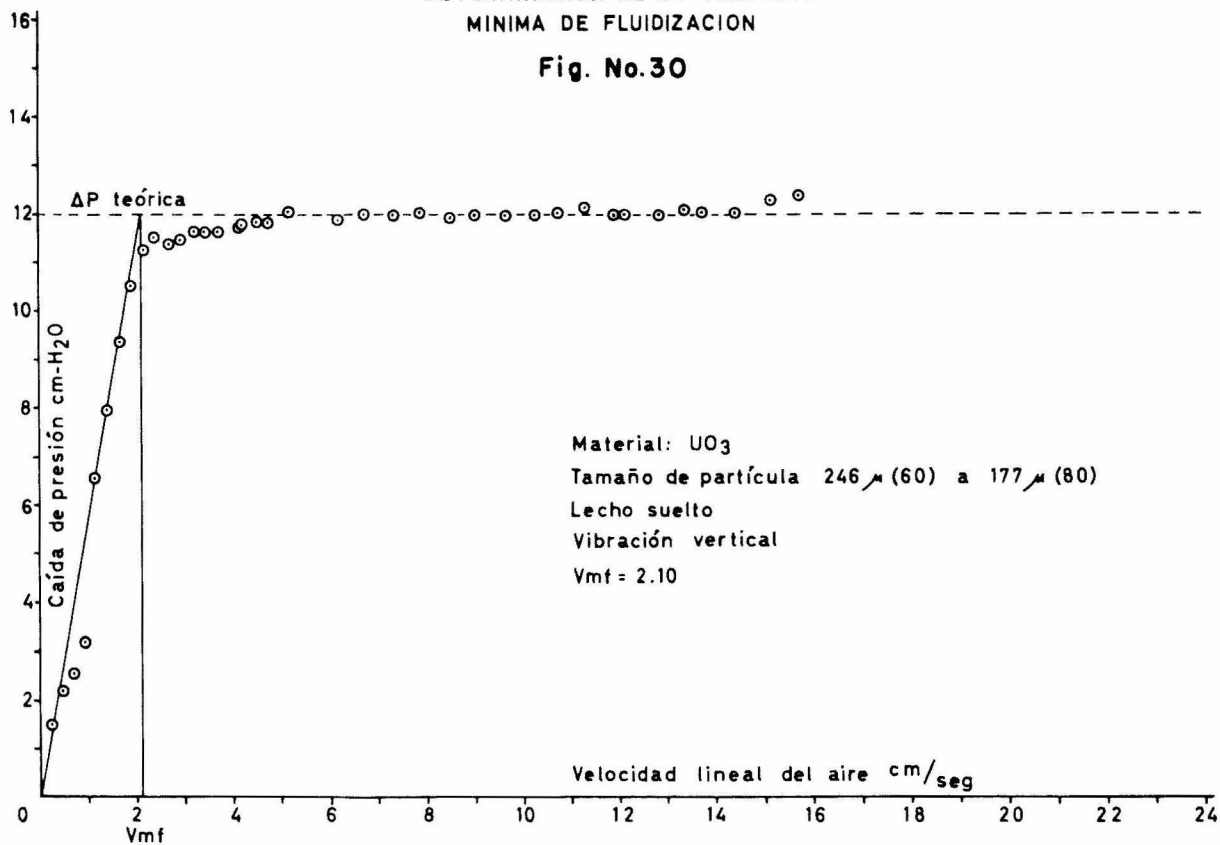
Fig. No. 29





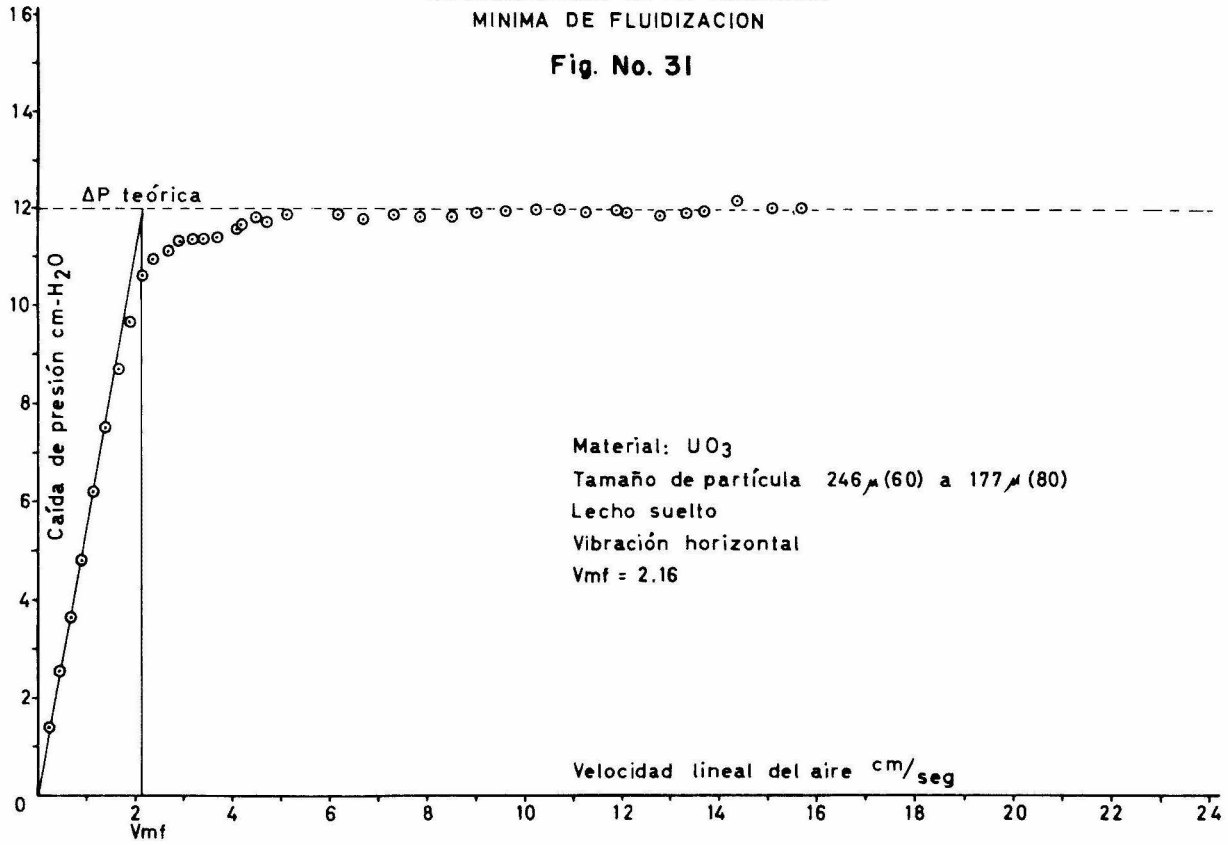
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No.30



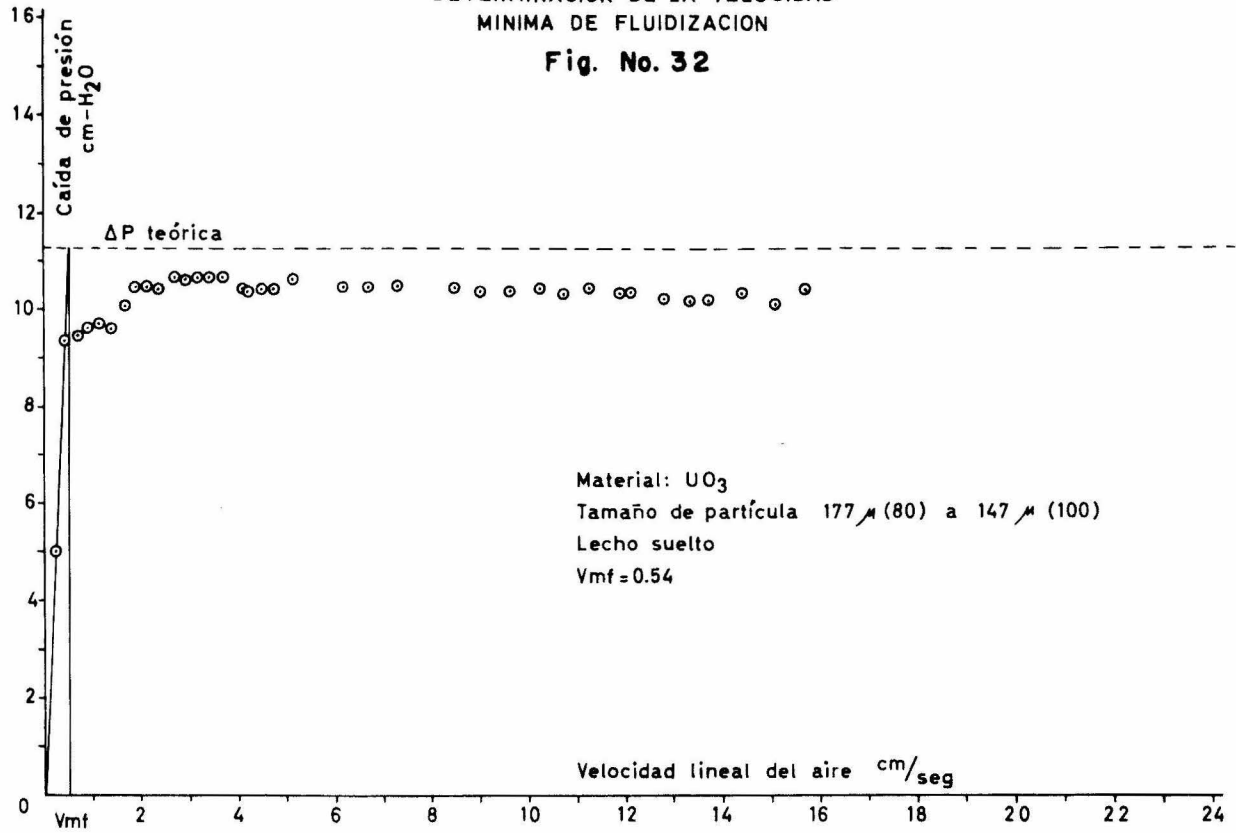
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 31



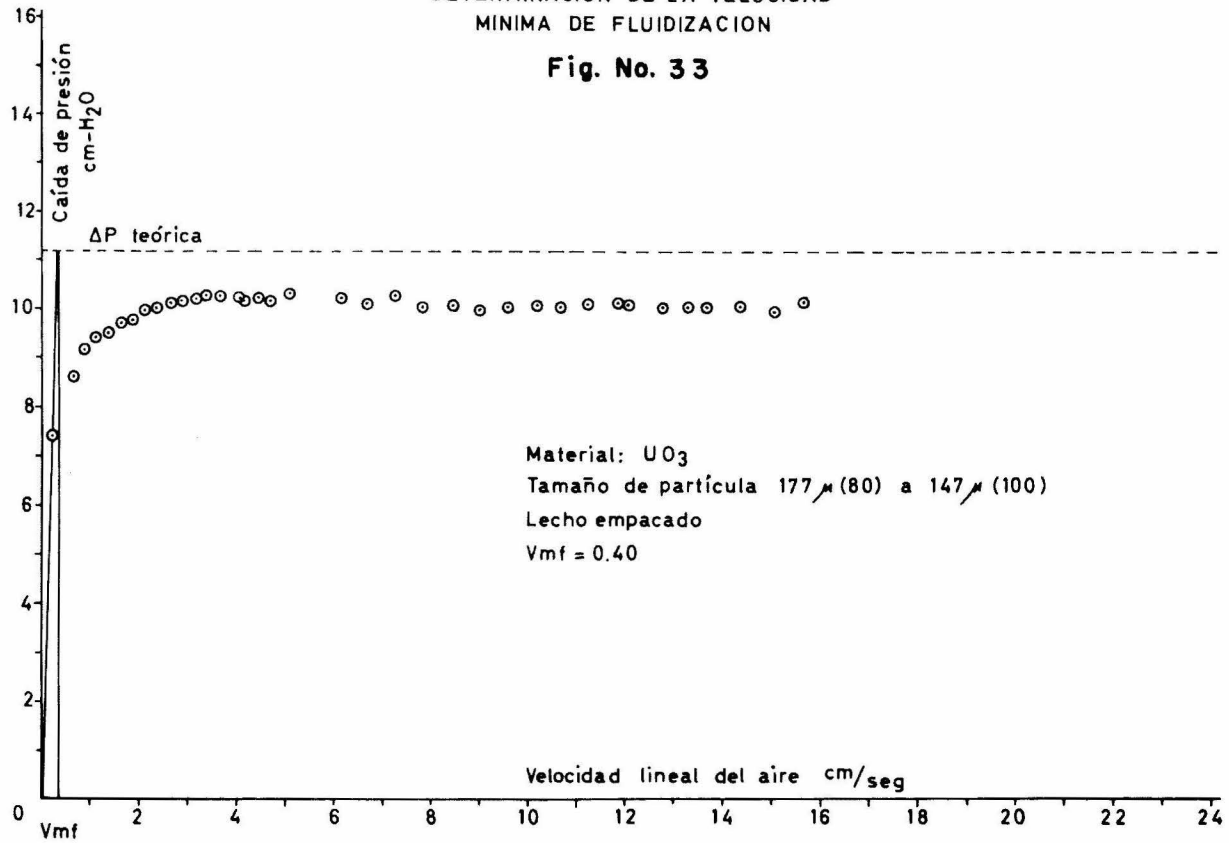
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 32



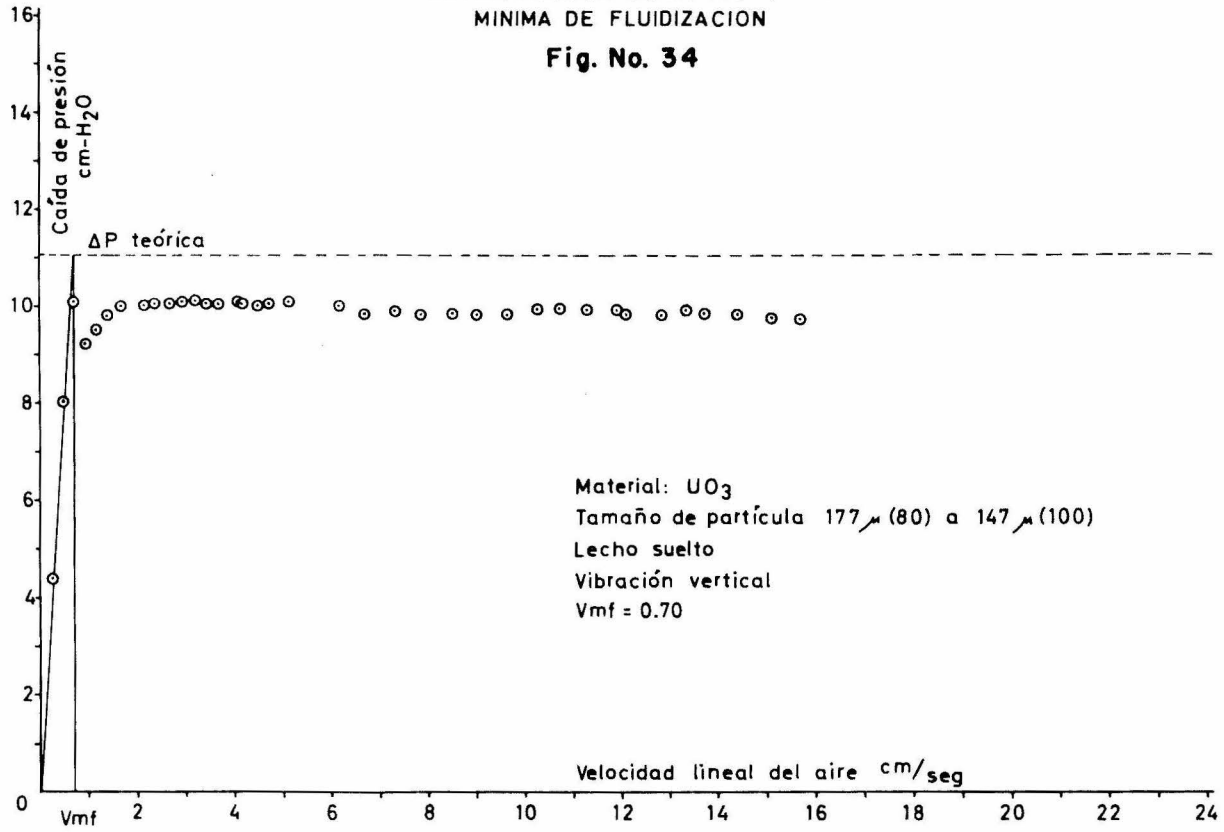
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 33



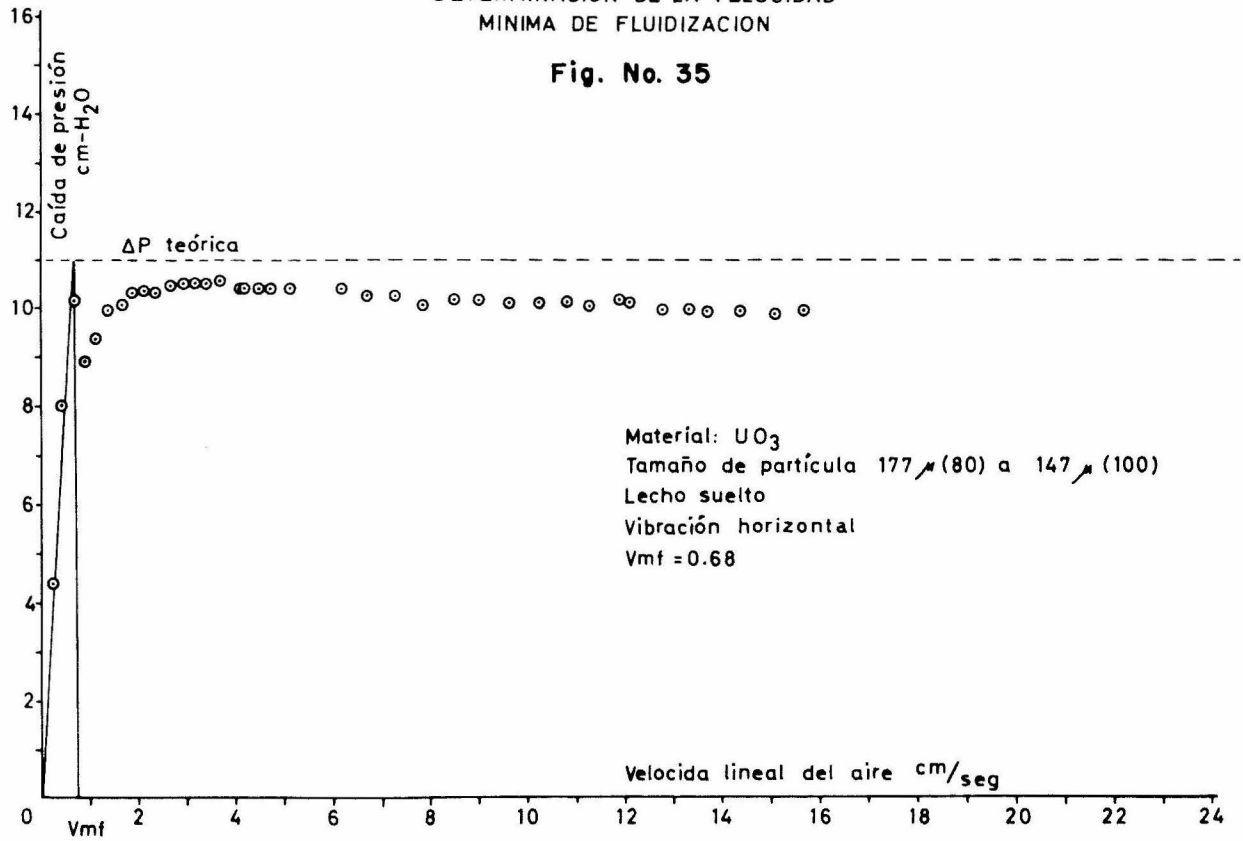
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 34



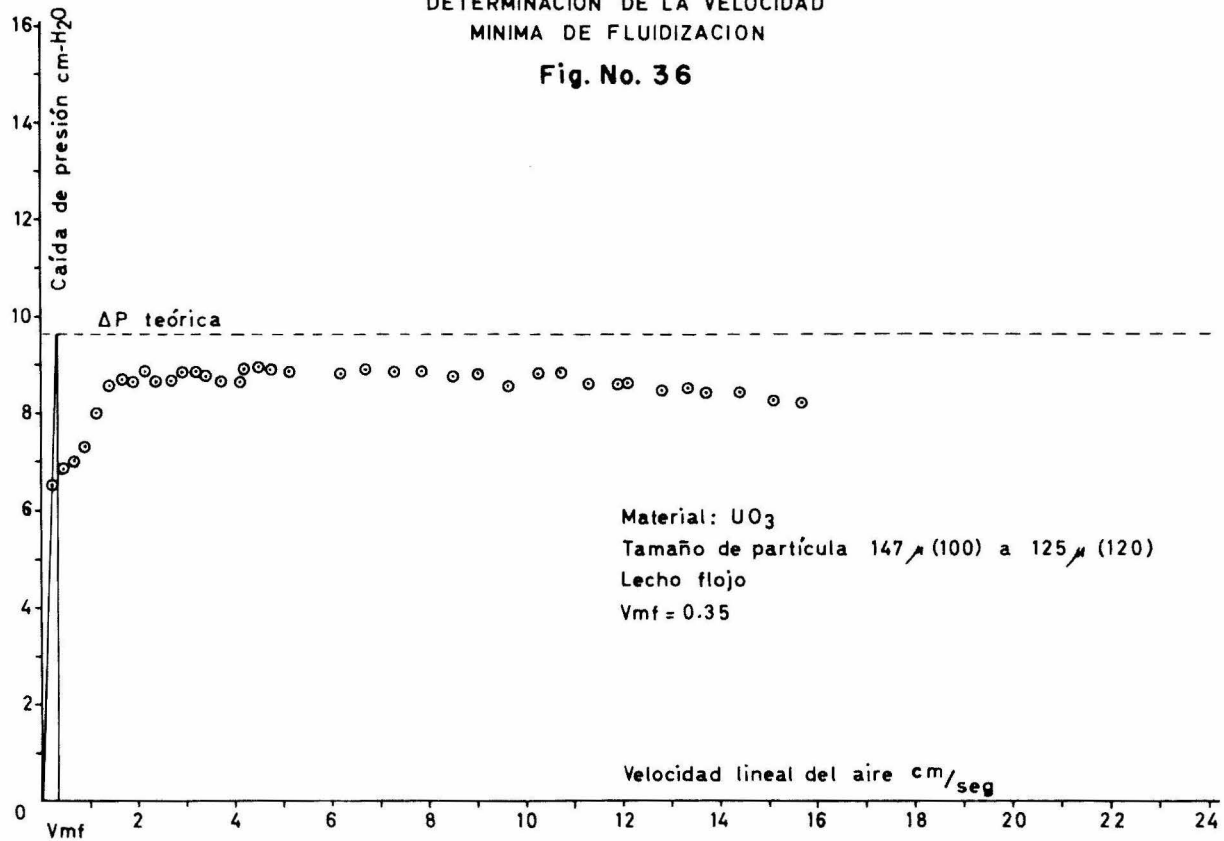
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 35



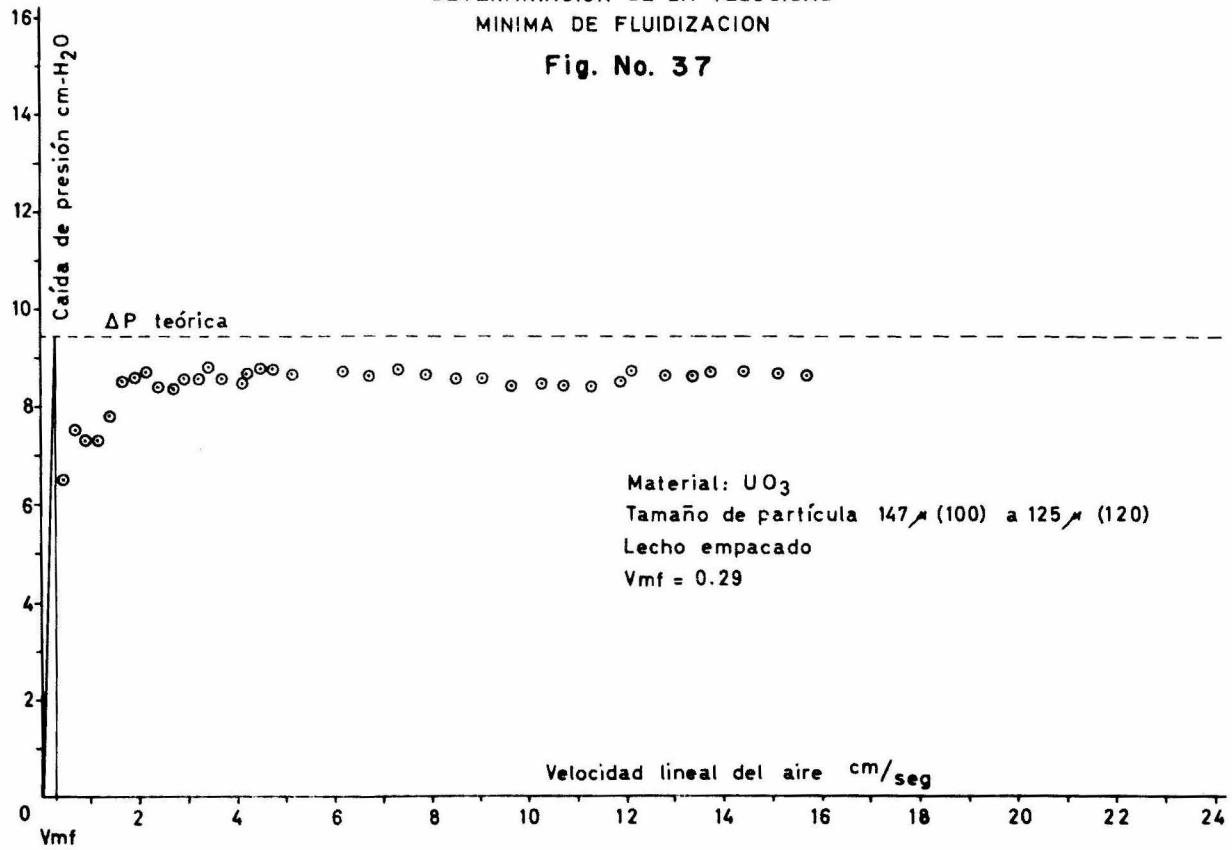
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 36



DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

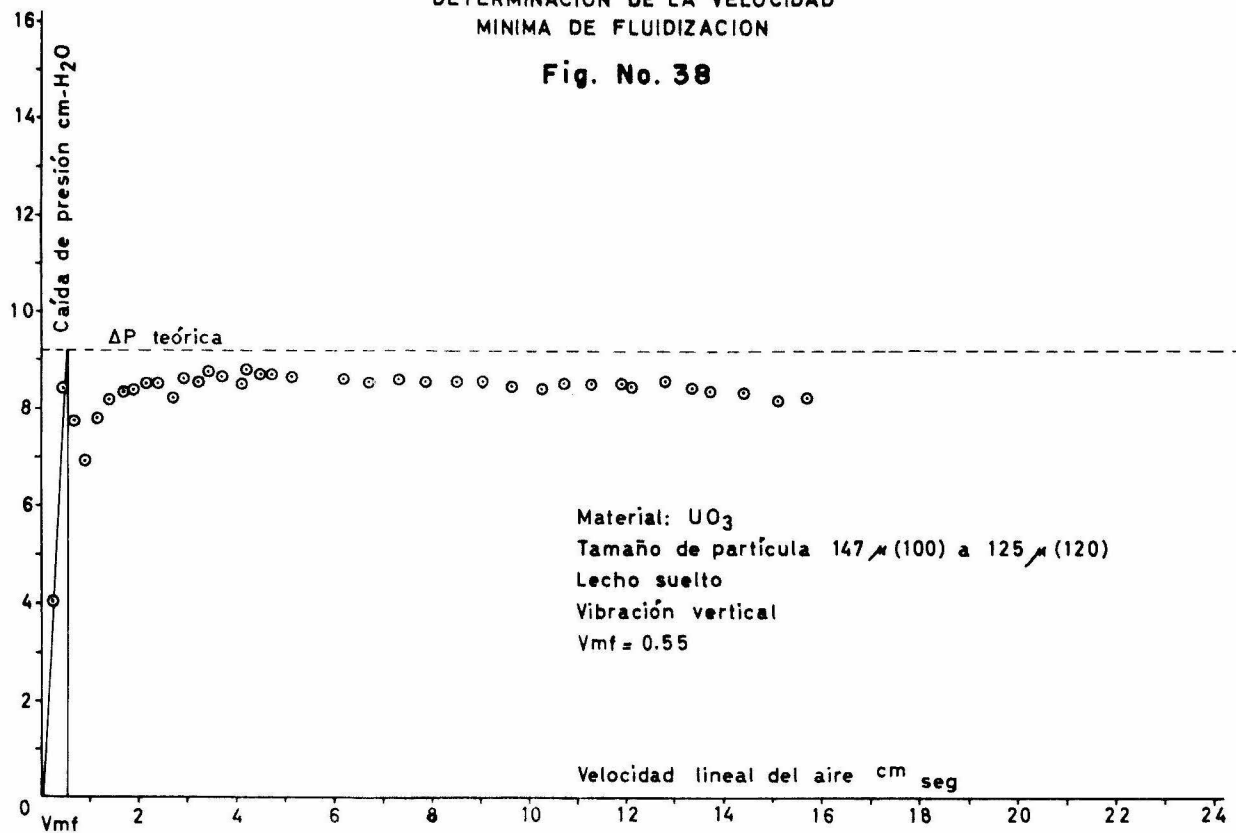
Fig. No. 37





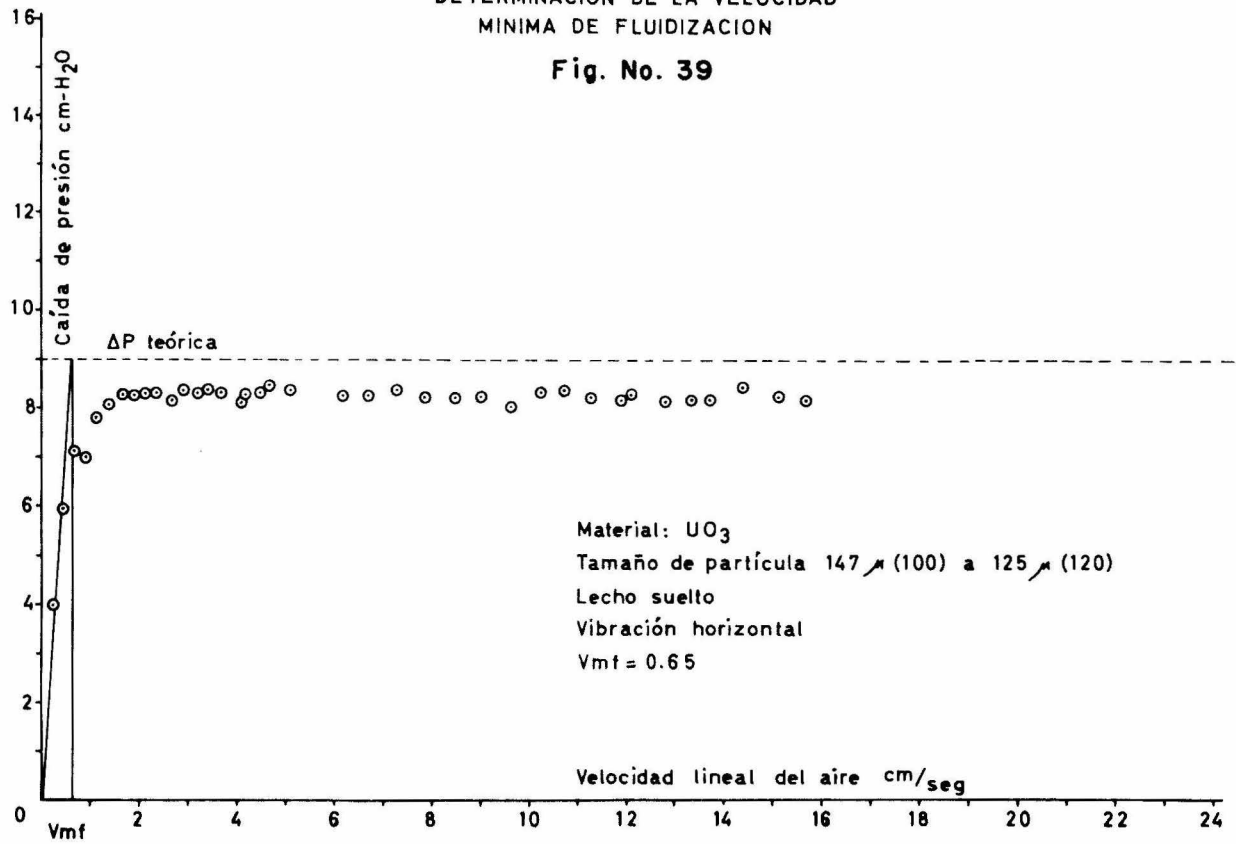
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 38



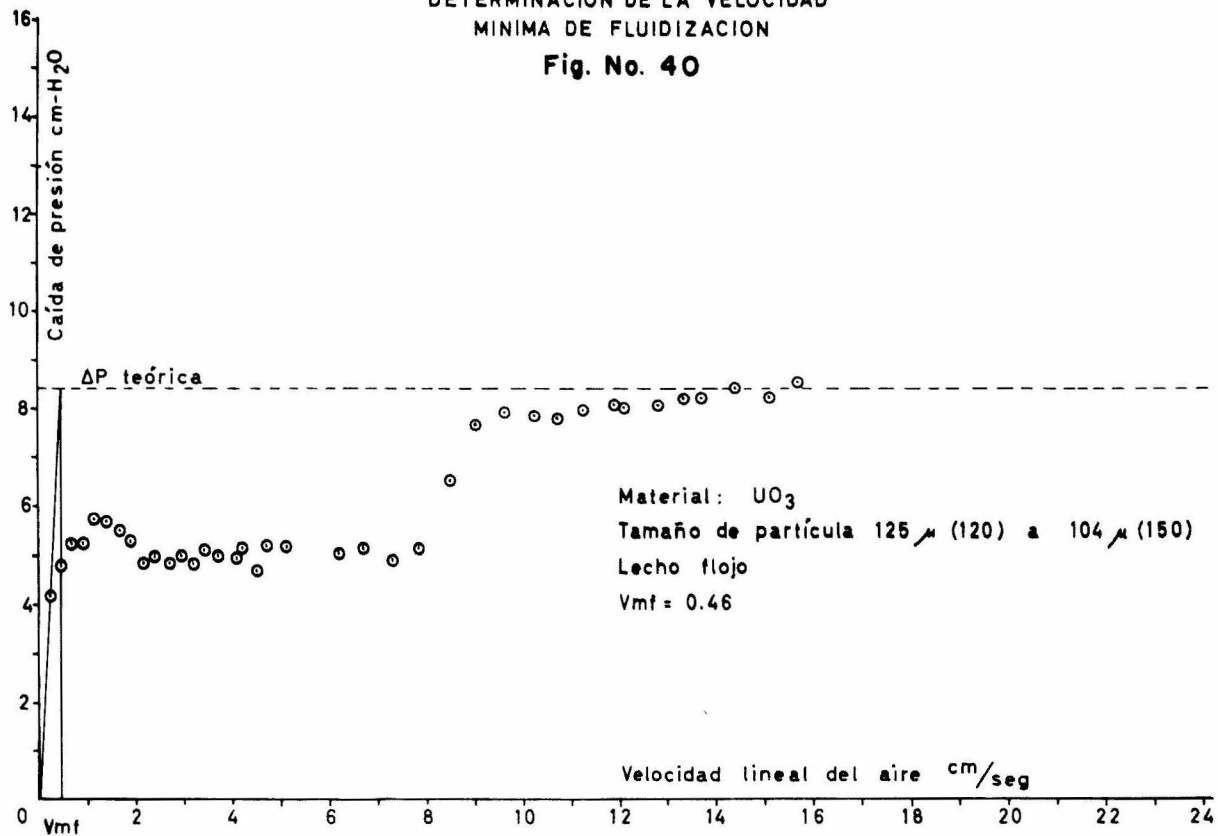
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 39



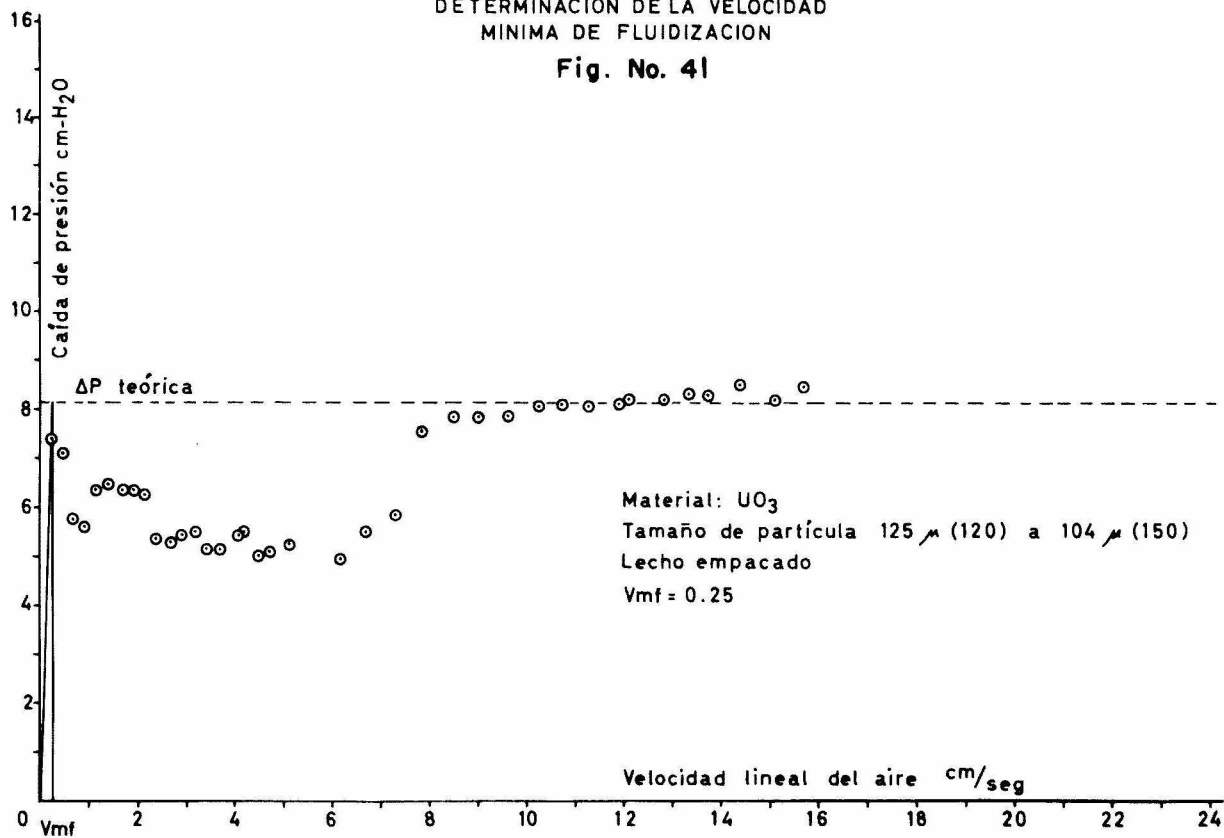
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 40



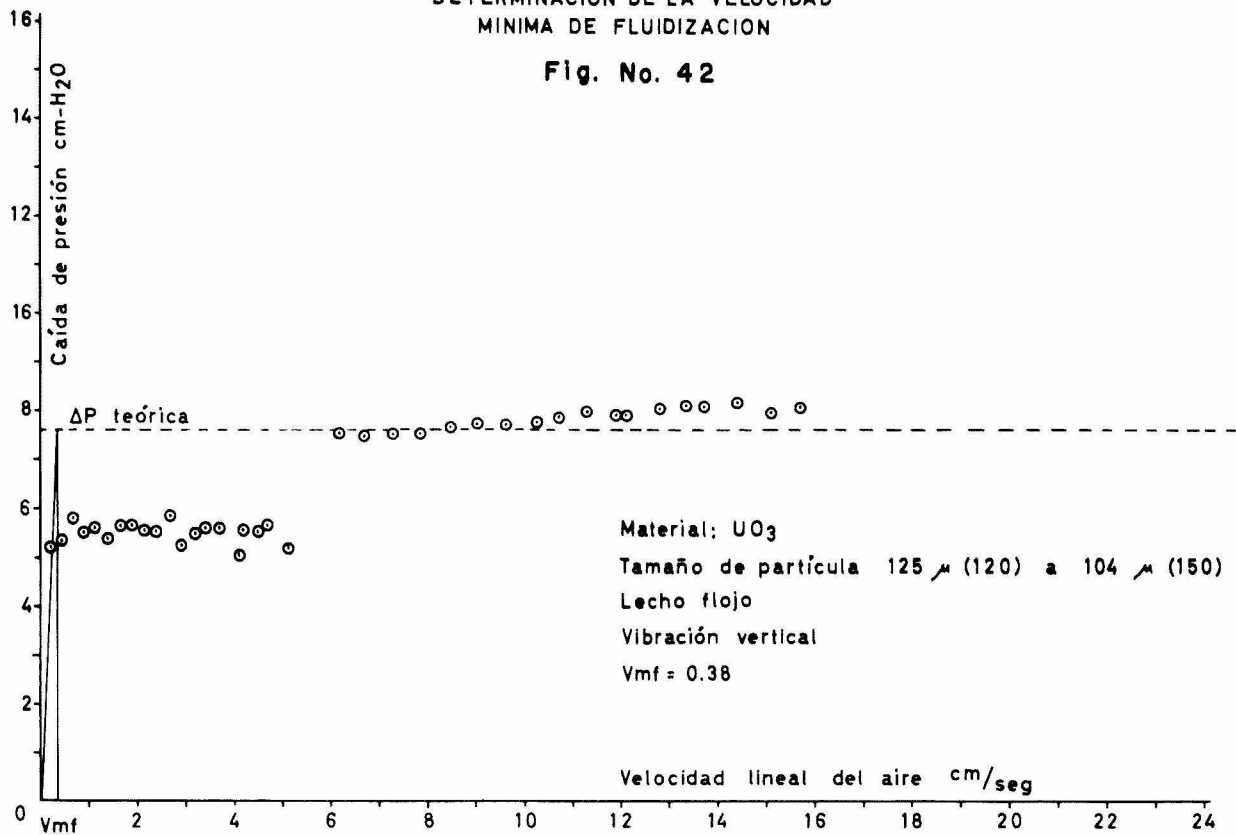
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 41



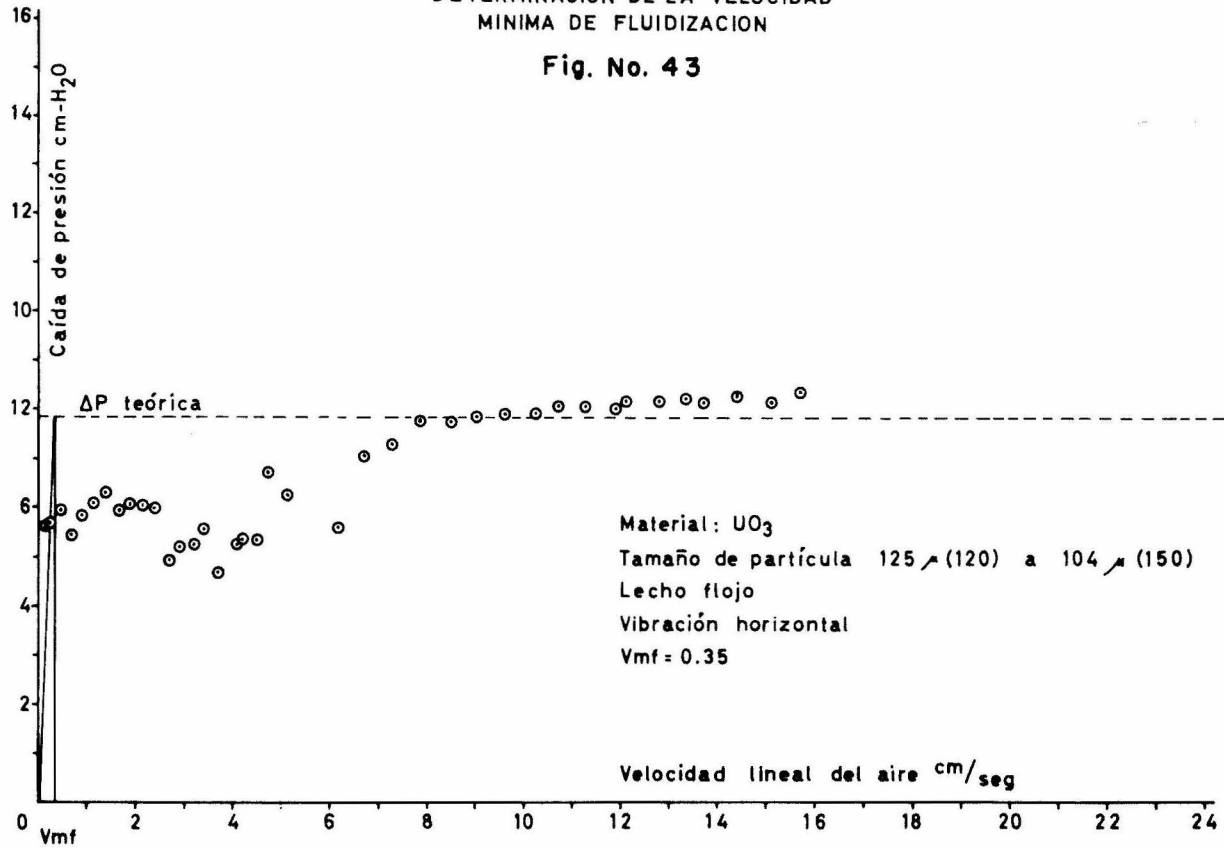
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 42



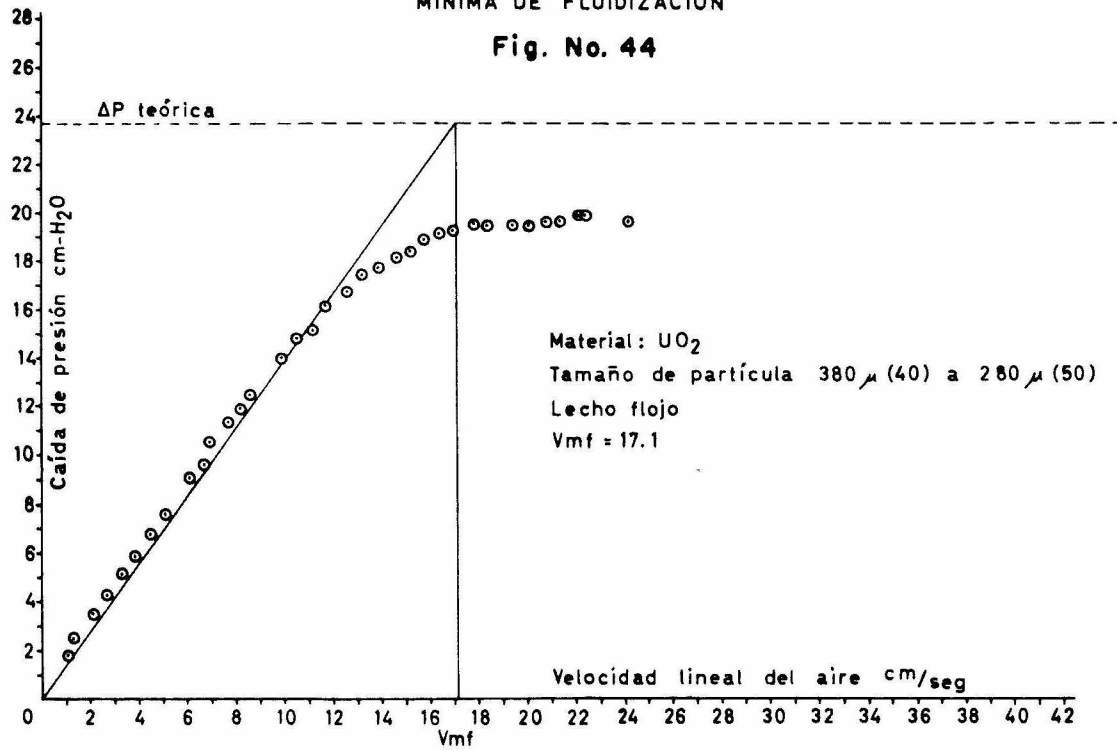
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 43



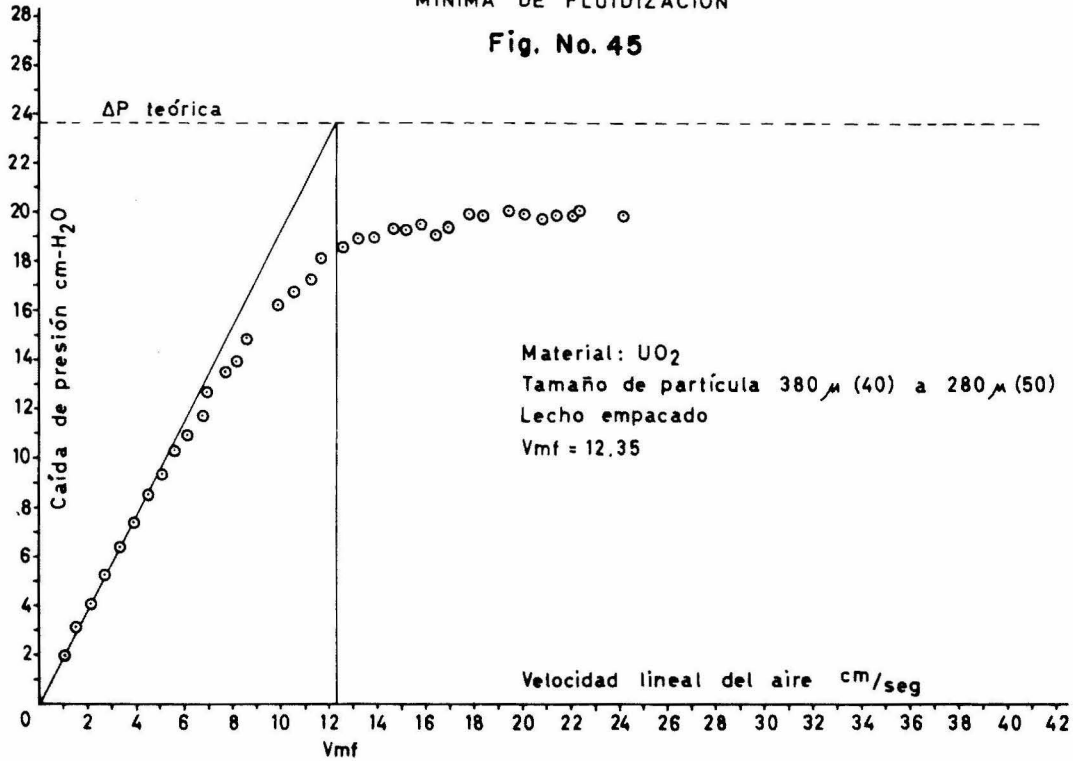
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 44



DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

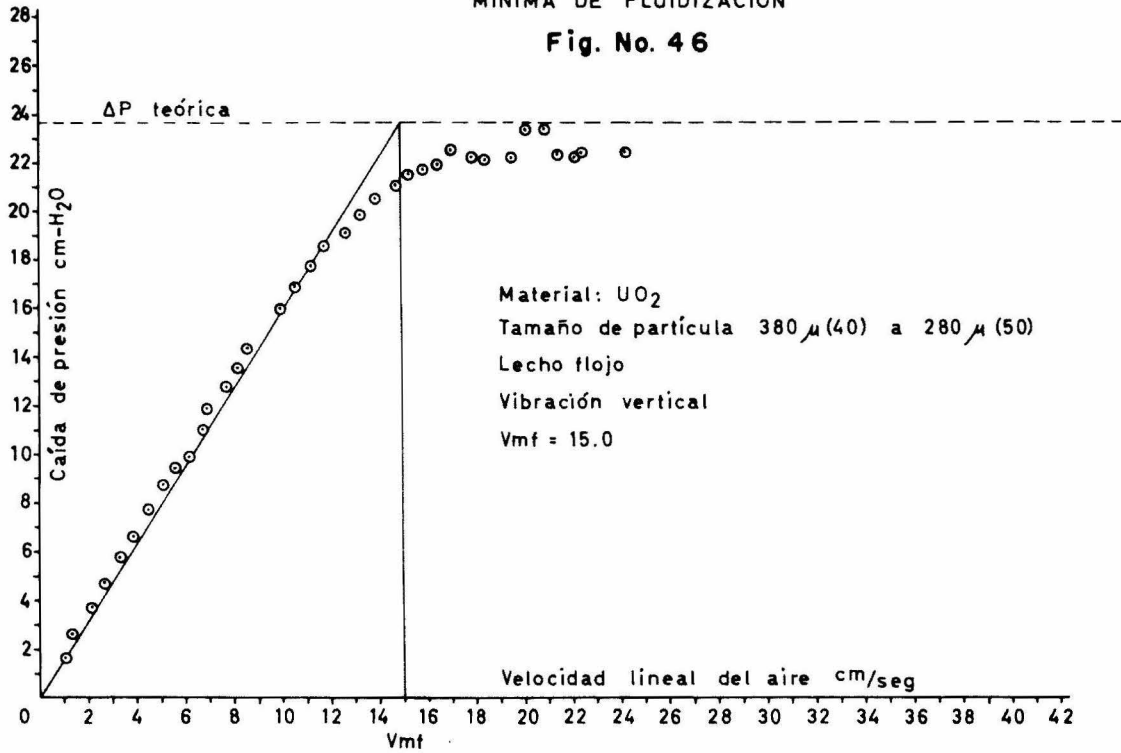
Fig. No. 45





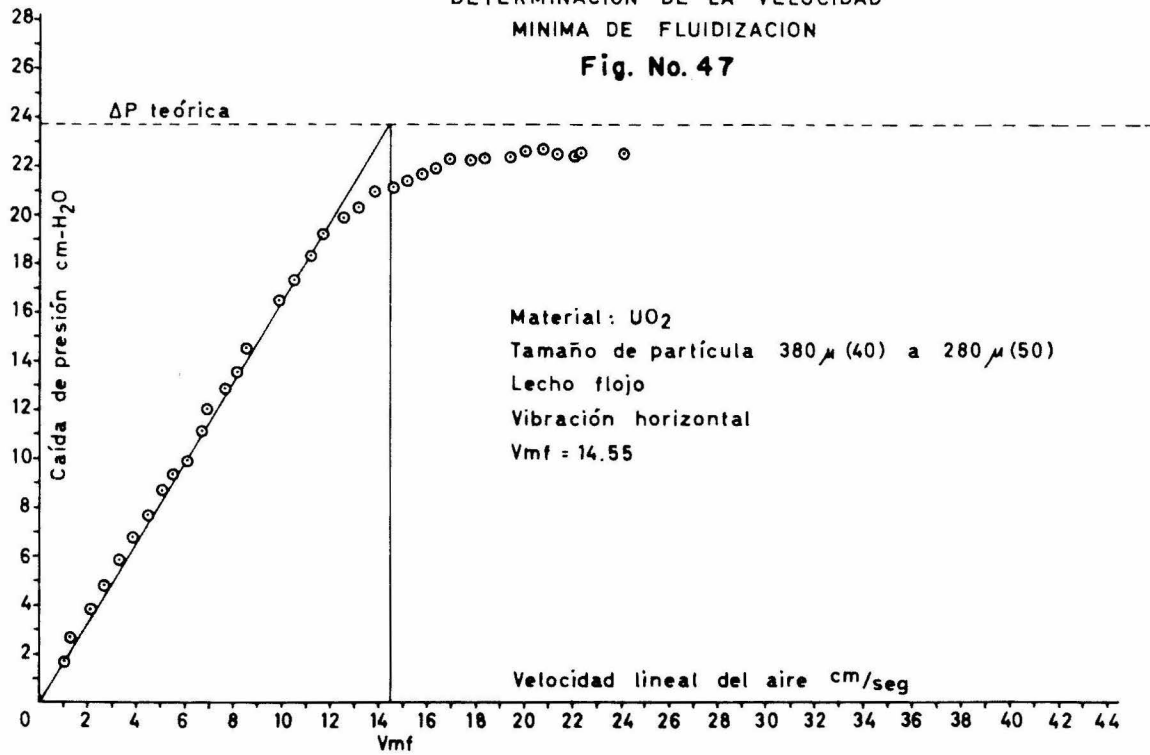
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

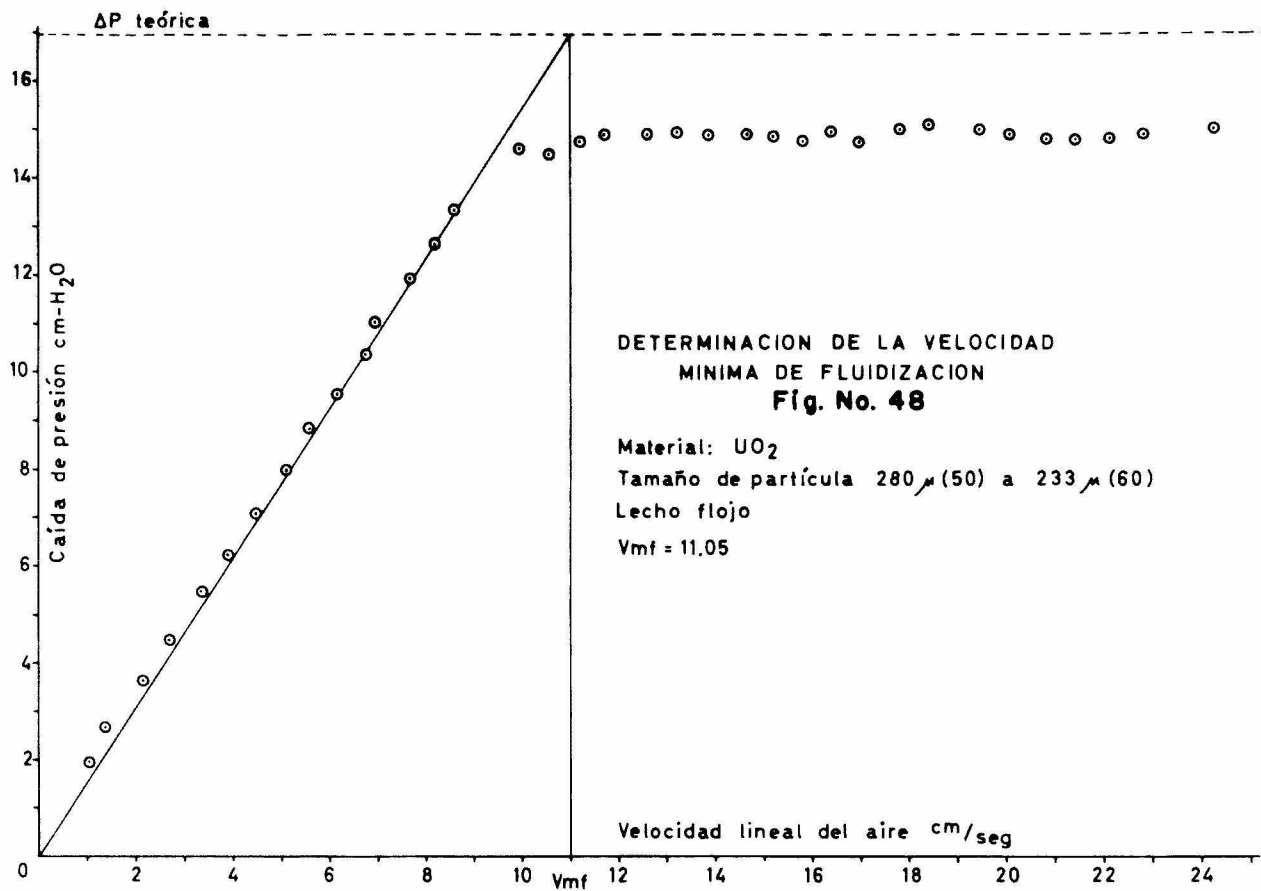
Fig. No. 46

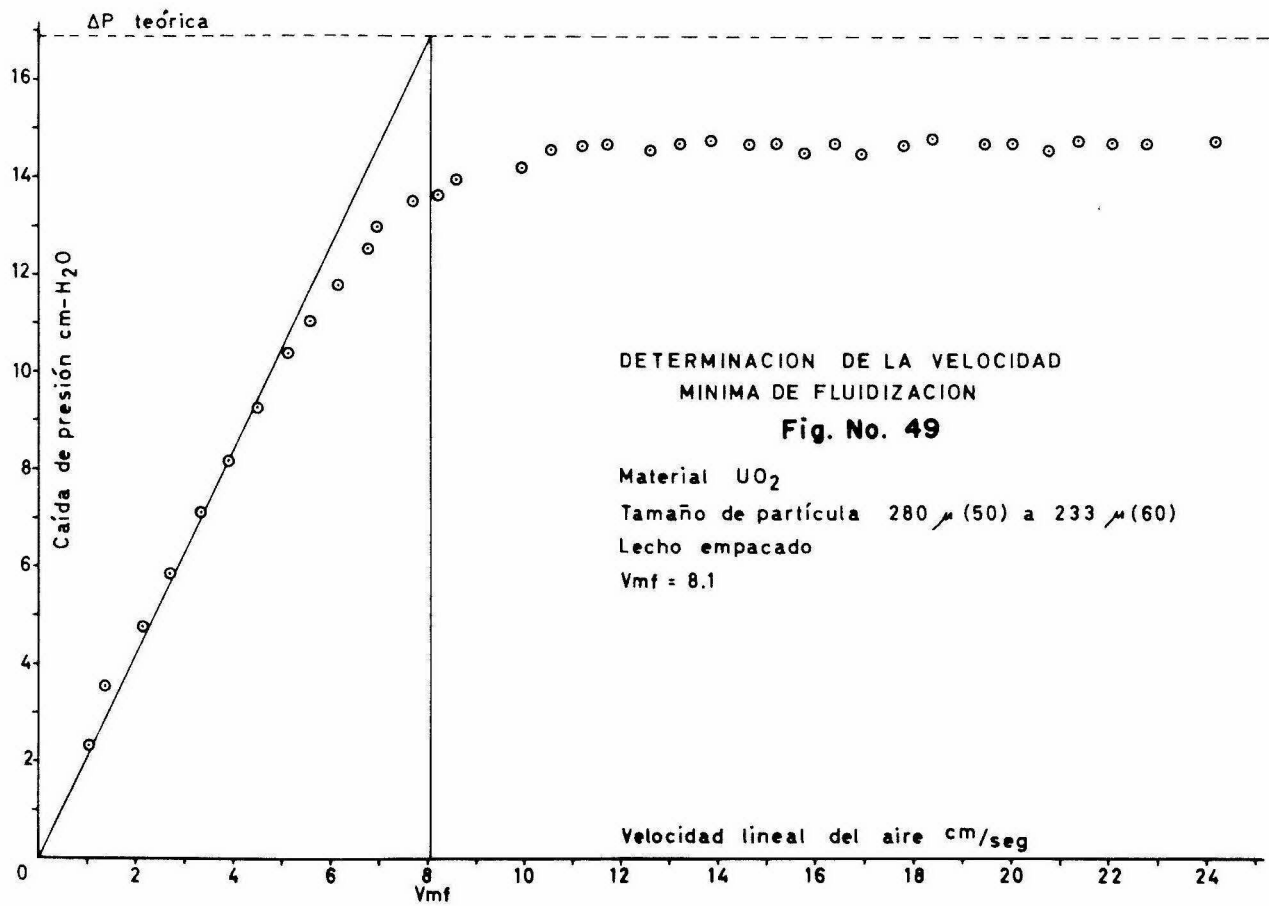


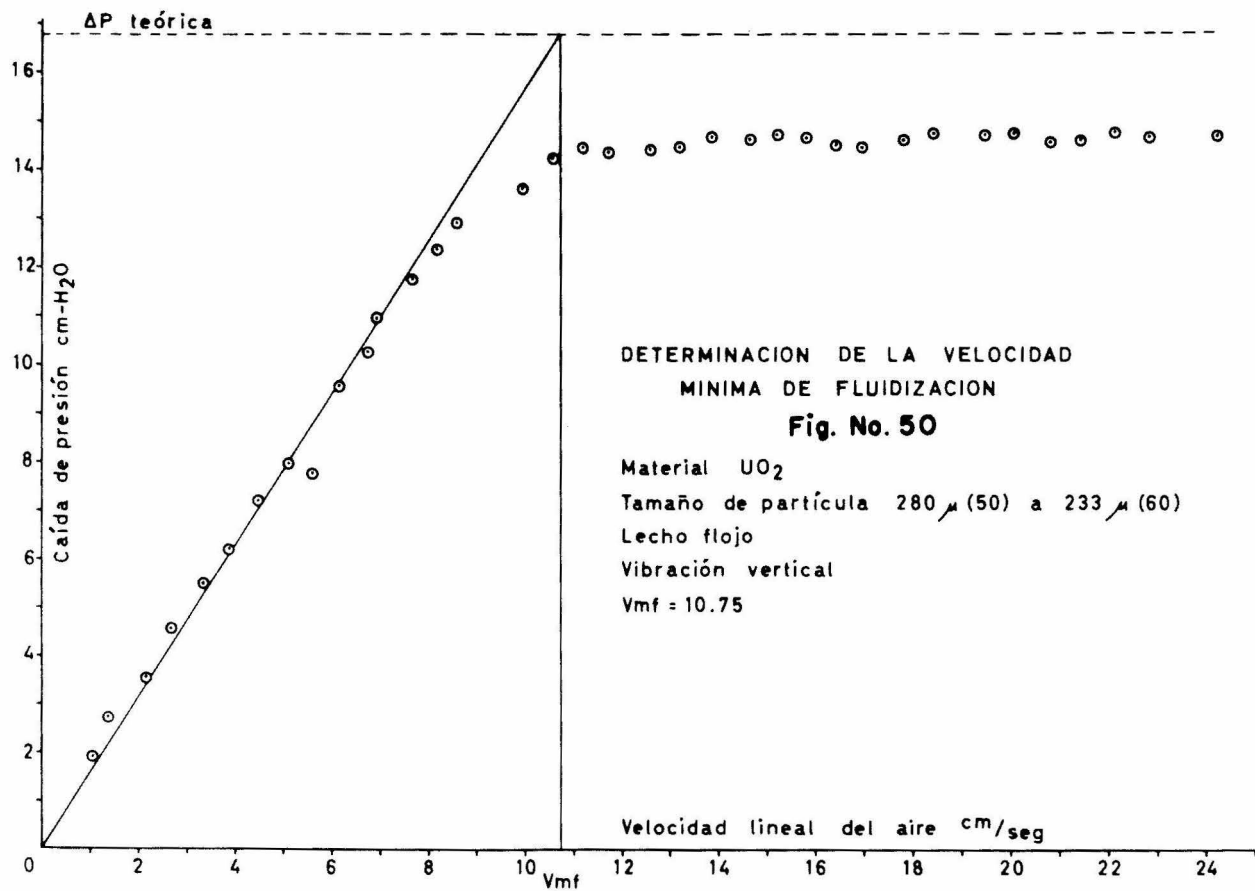
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

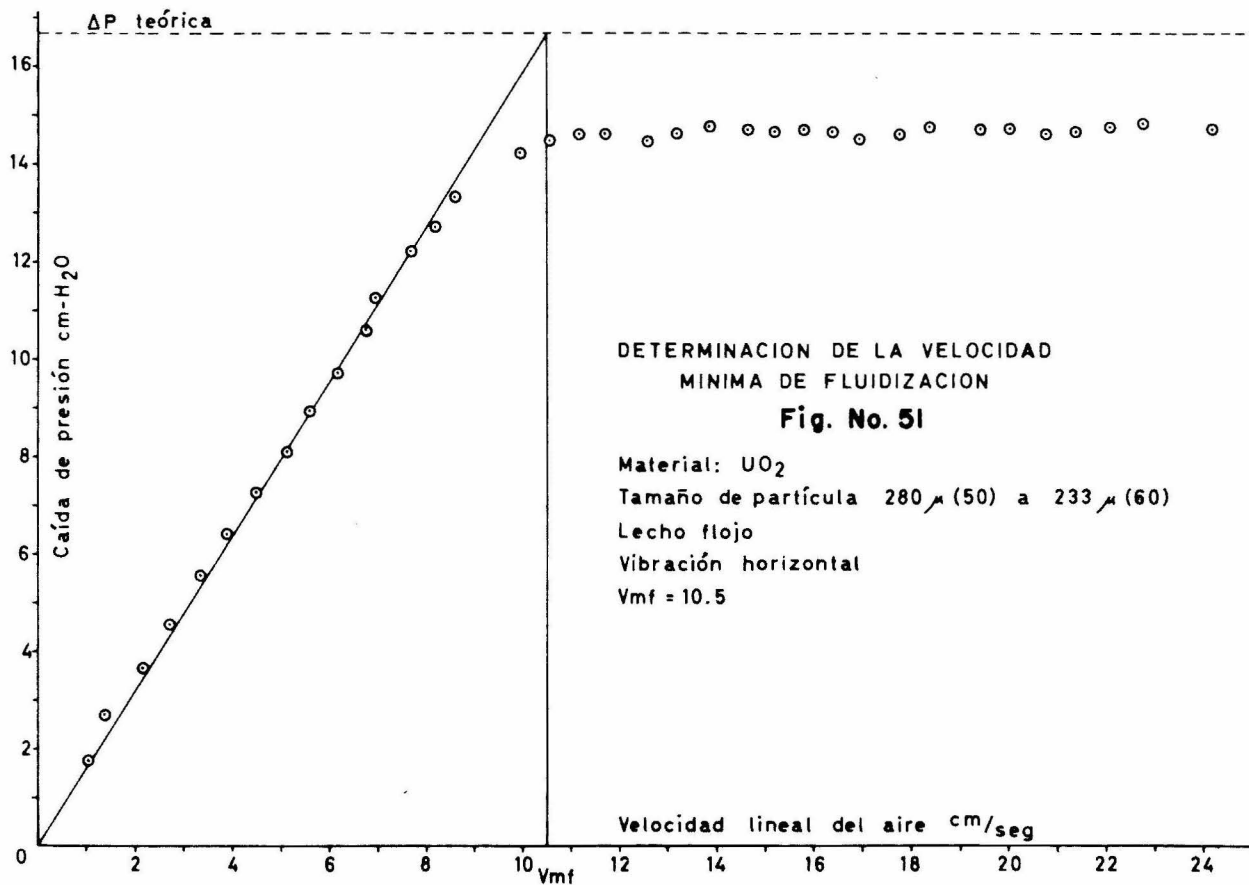
Fig. No. 47

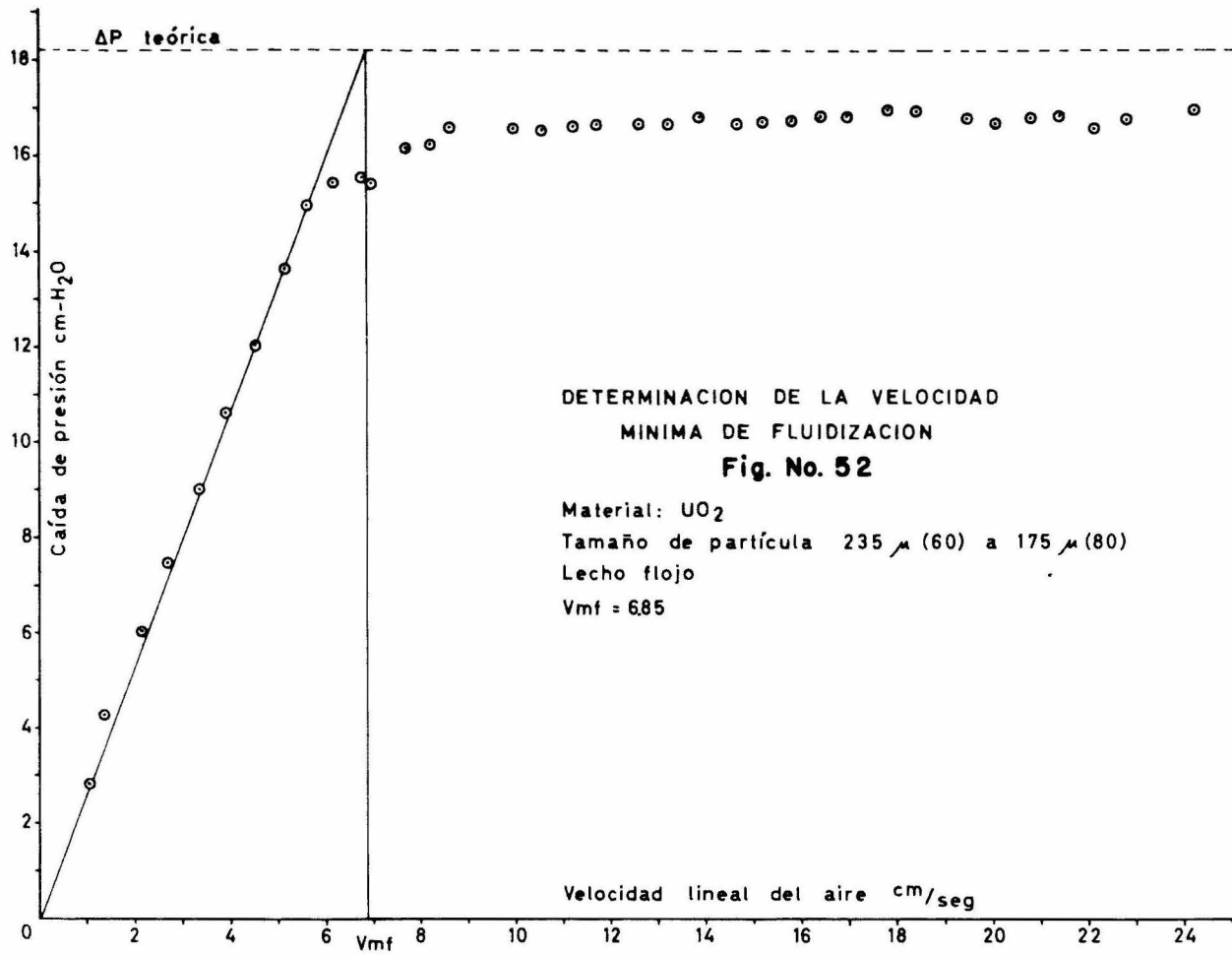


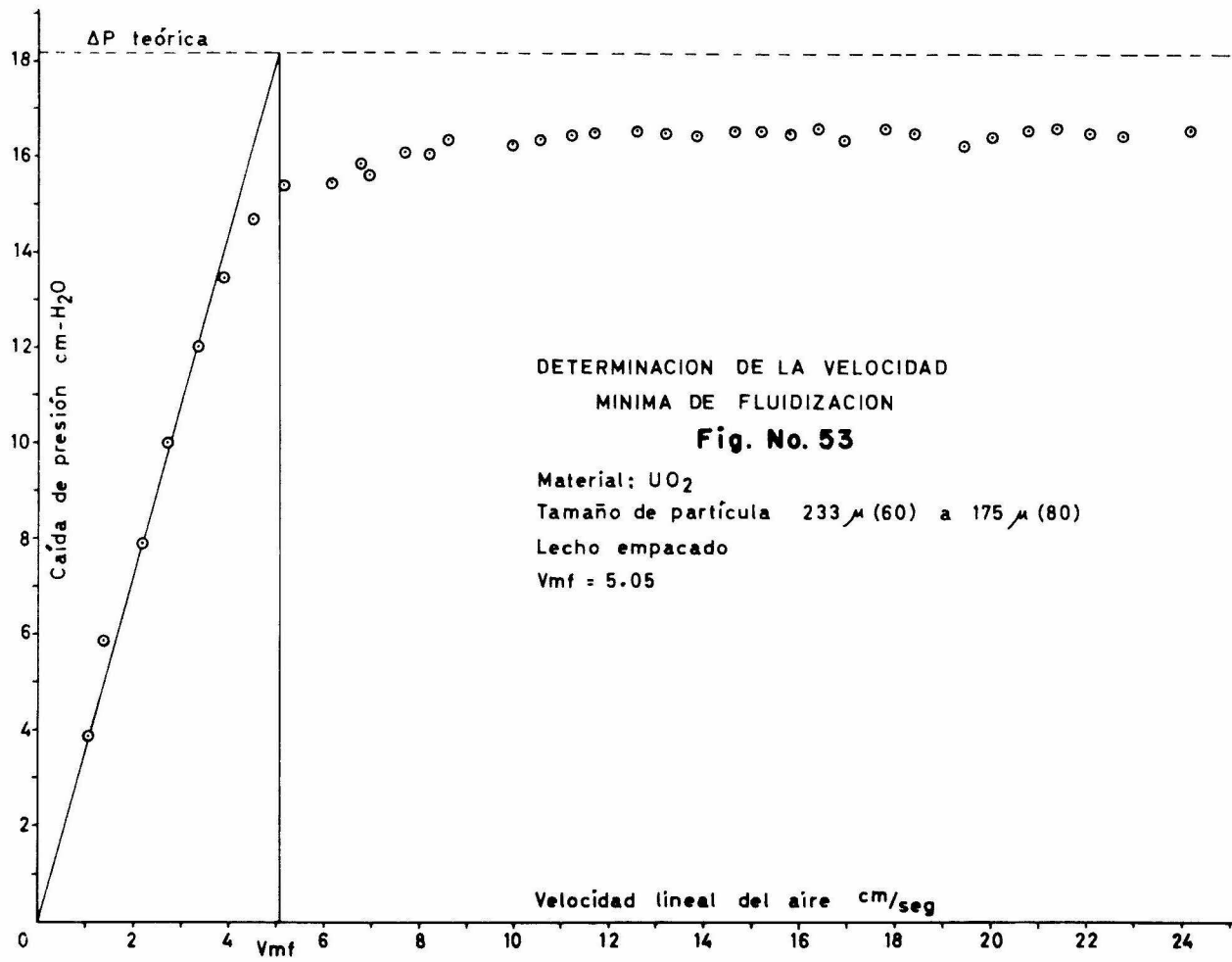




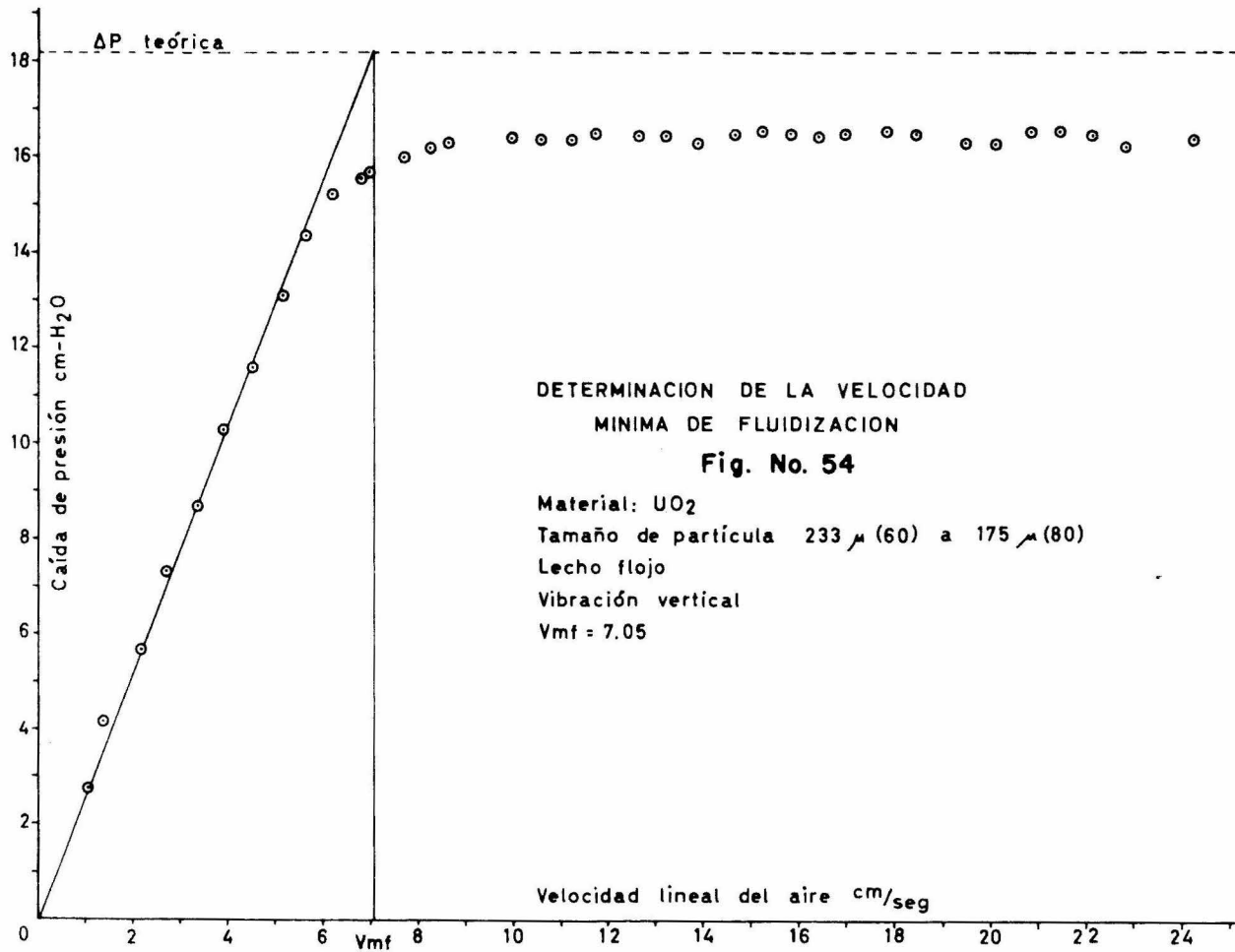


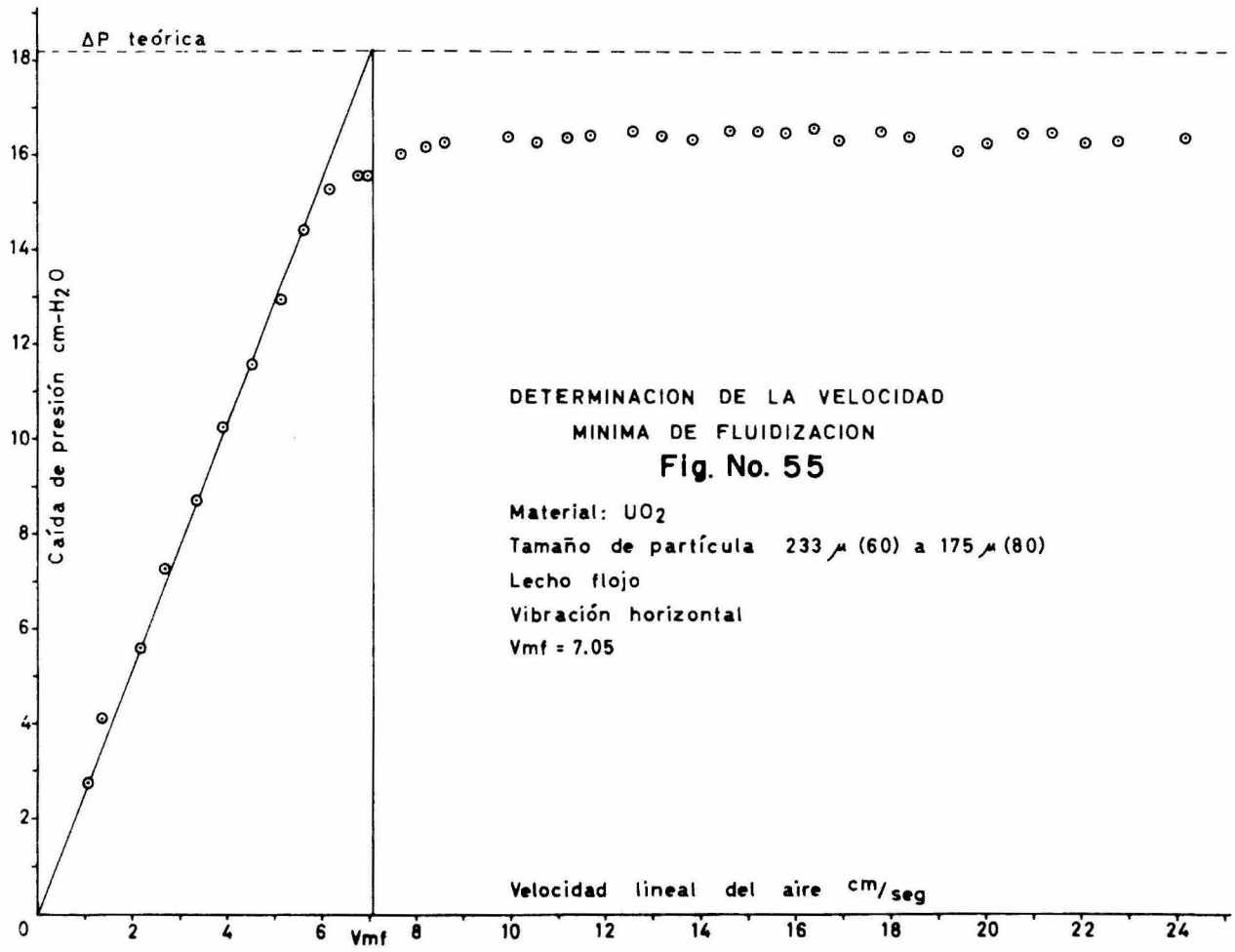


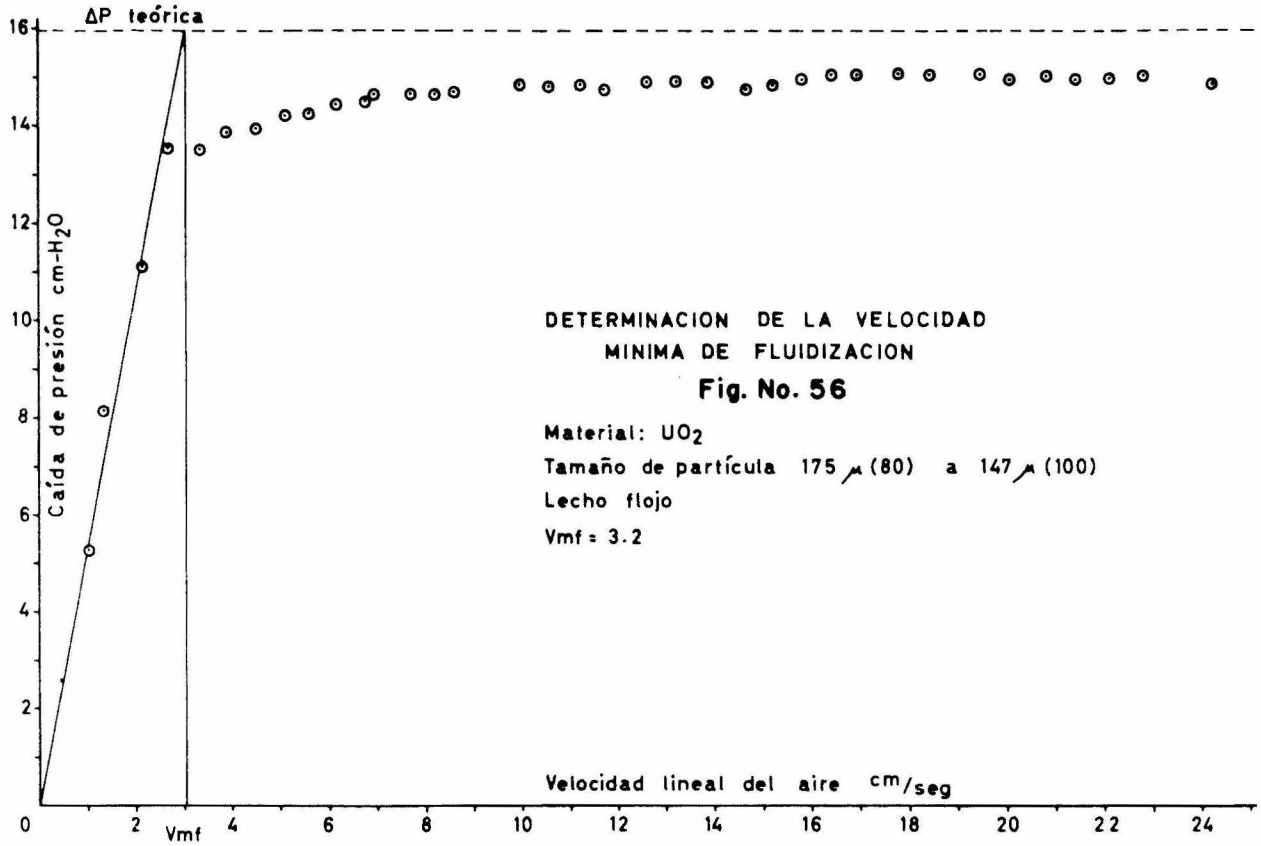








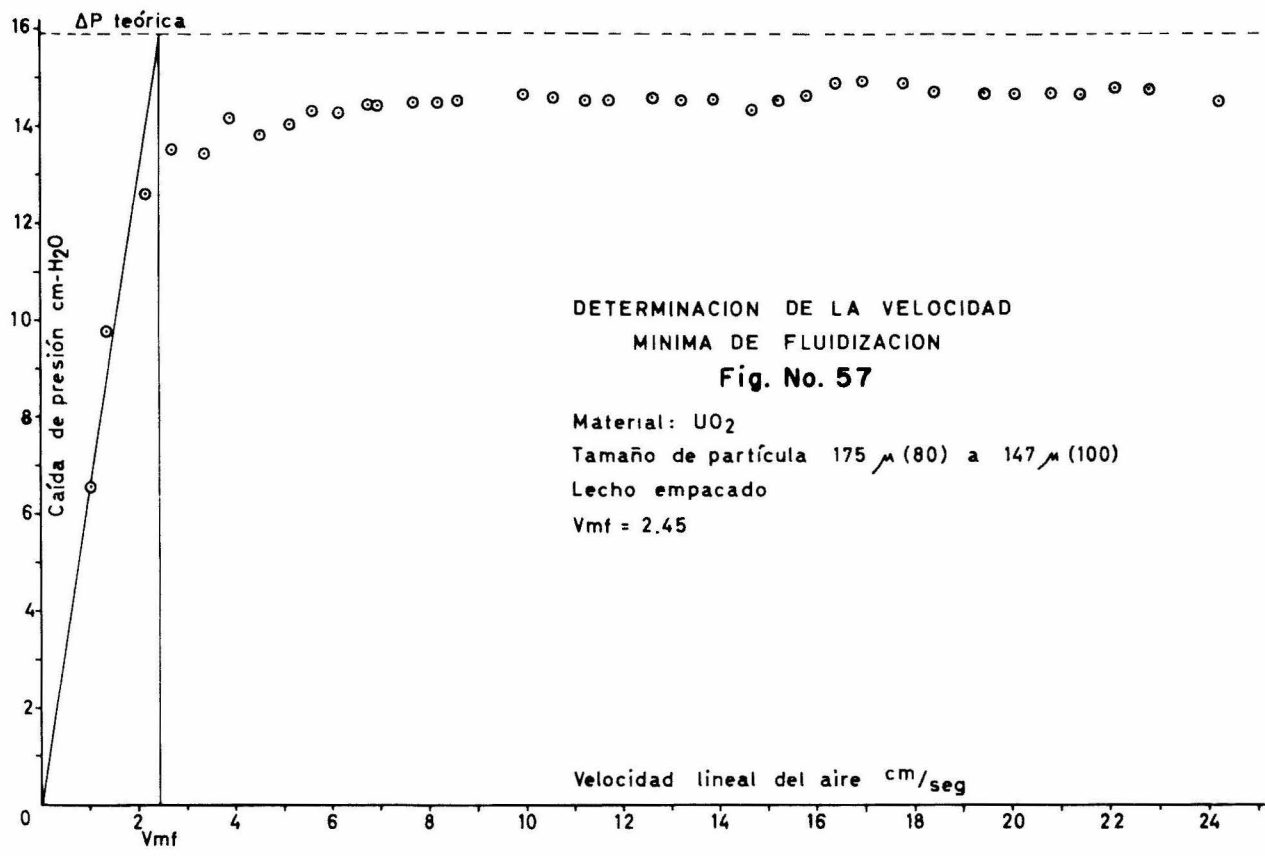


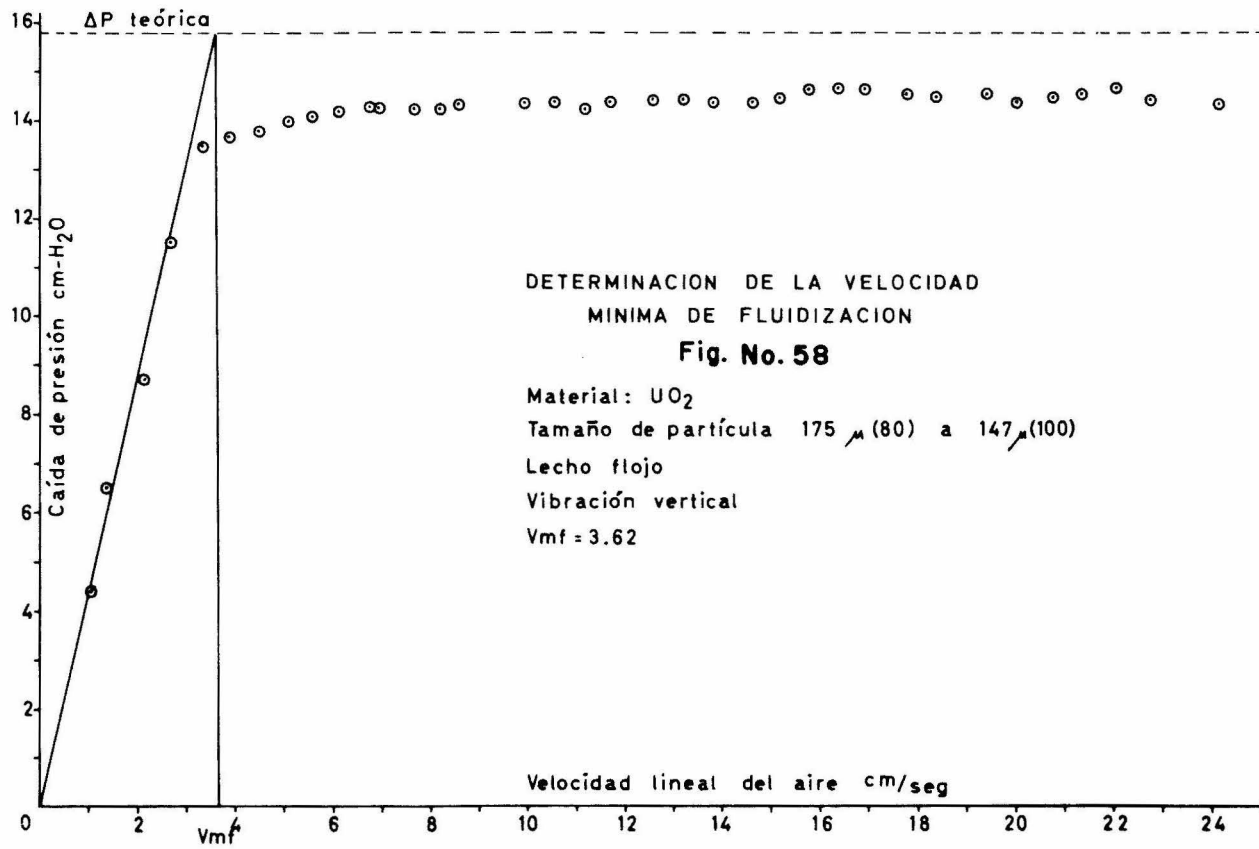


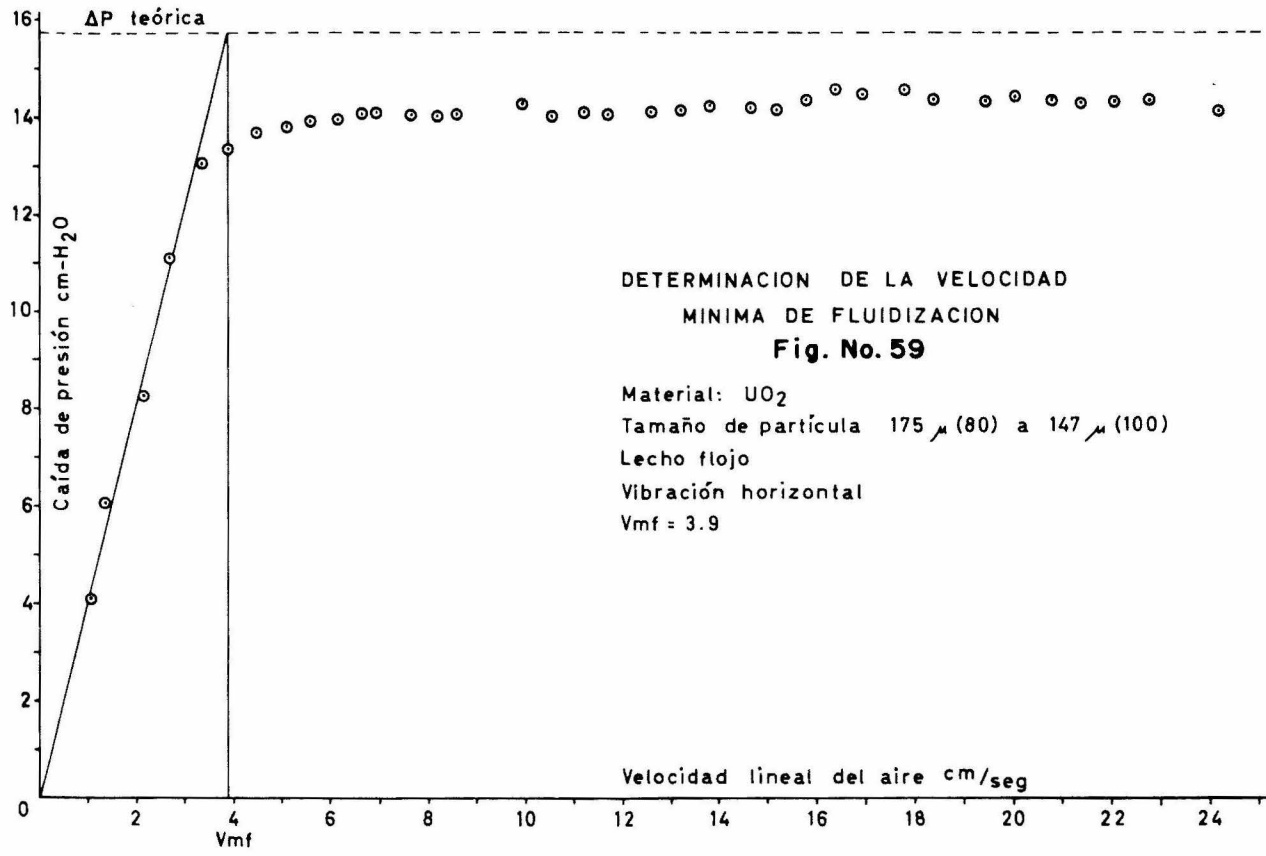
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
 MINIMA DE FLUIDIZACION

**Fig. No. 56**

Material: UO<sub>2</sub>  
 Tamaño de partícula 175 μ (80) a 147 μ (100)  
 Lecho flojo  
 Vmf = 3.2



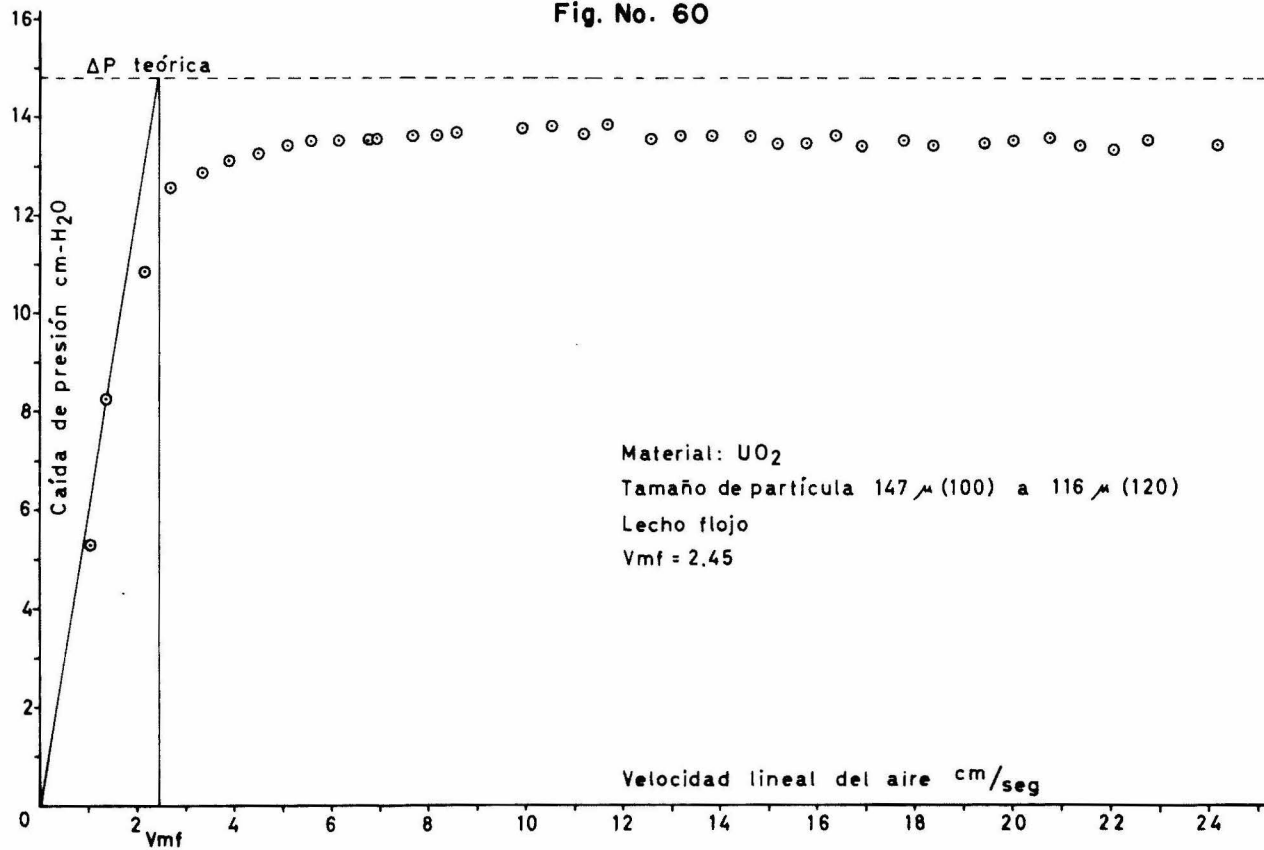




DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
 MINIMA DE FLUIDIZACION  
**Fig. No. 59**

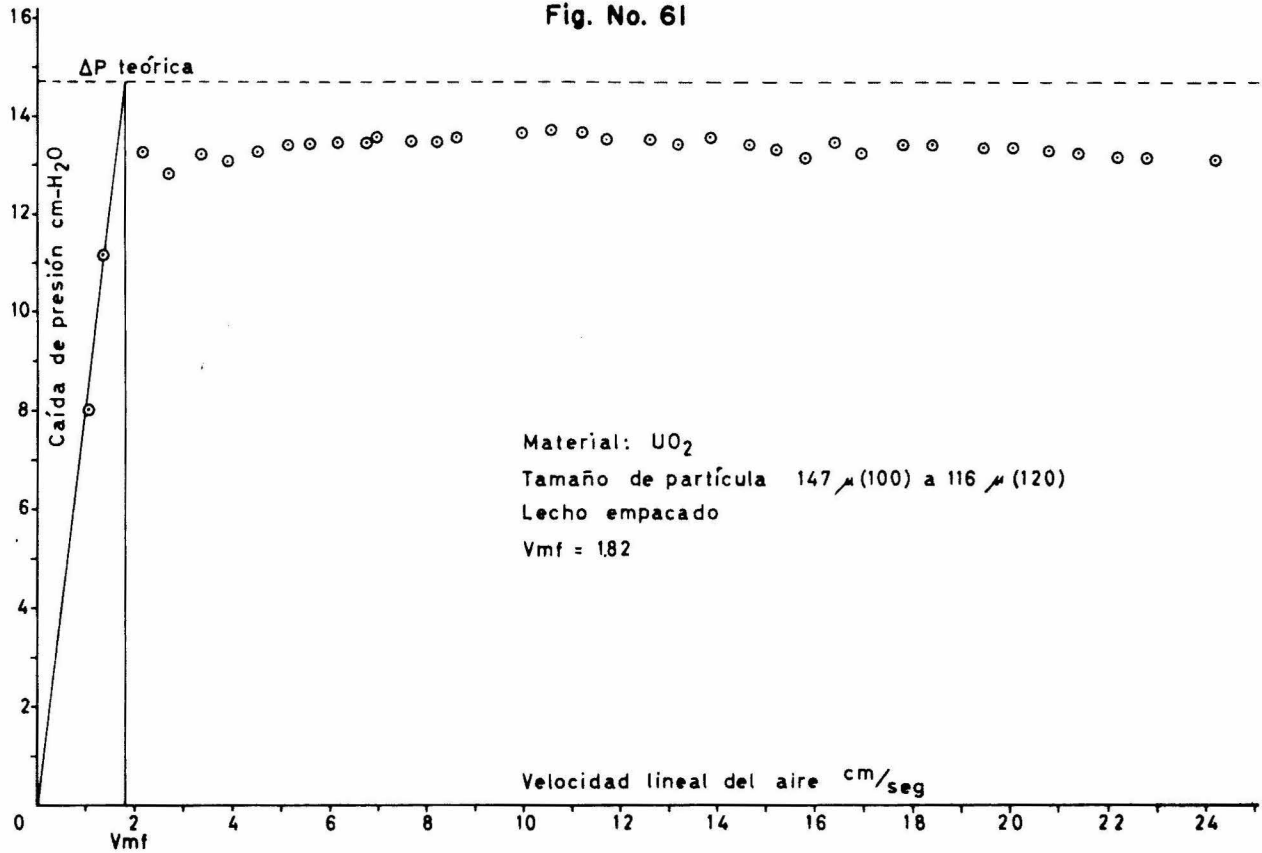
Material: UO<sub>2</sub>  
 Tamaño de partícula 175 μ (80) a 147 μ (100)  
 Lecho flojo  
 Vibración horizontal  
 Vmf = 3.9

DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION  
Fig. No. 60



DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

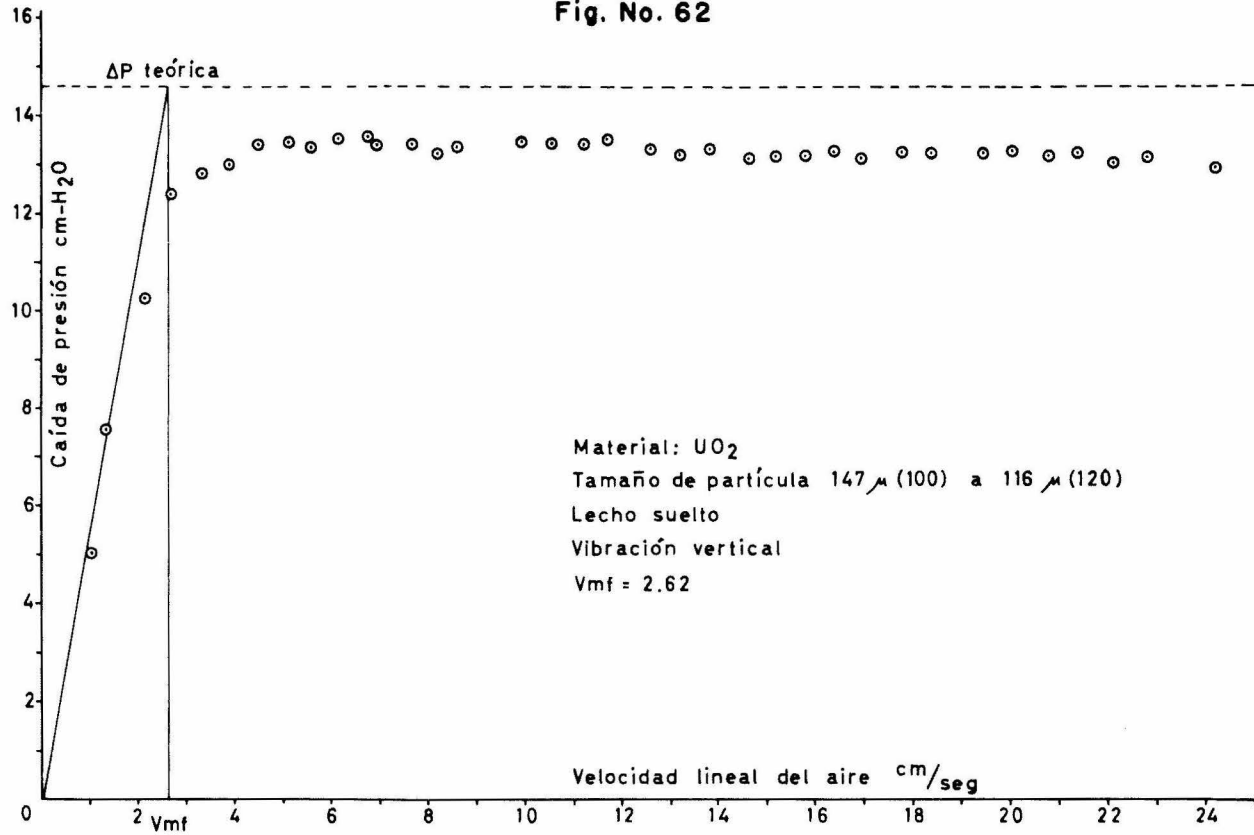
Fig. No. 61





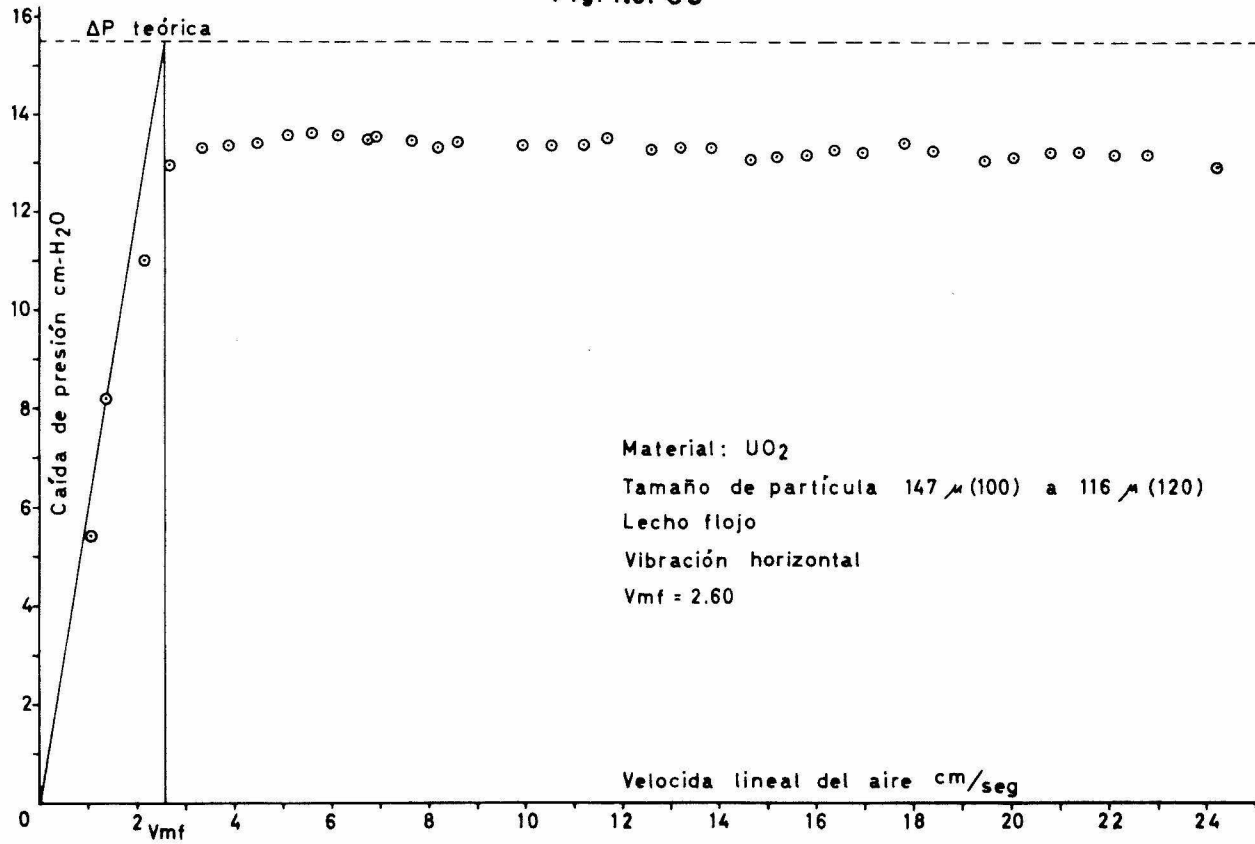
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 62



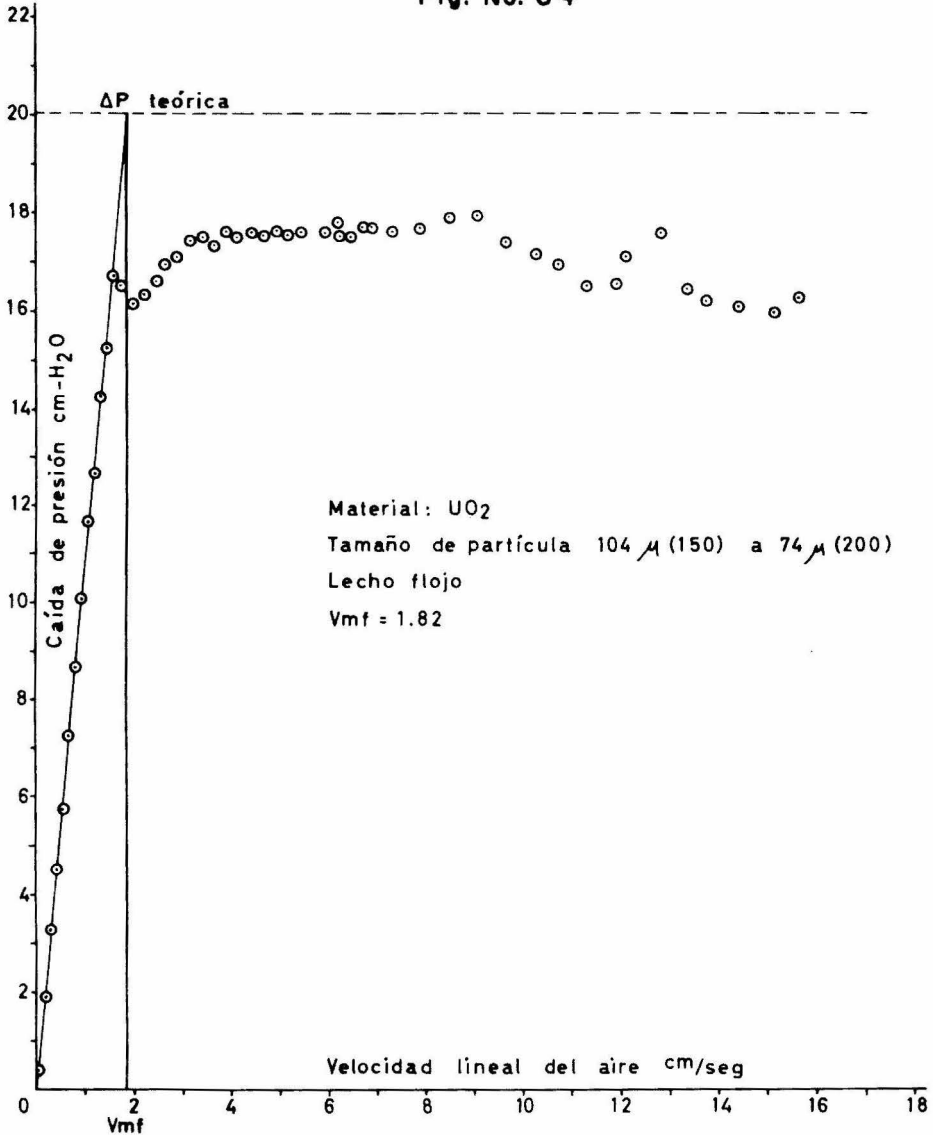
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MÍNIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 63

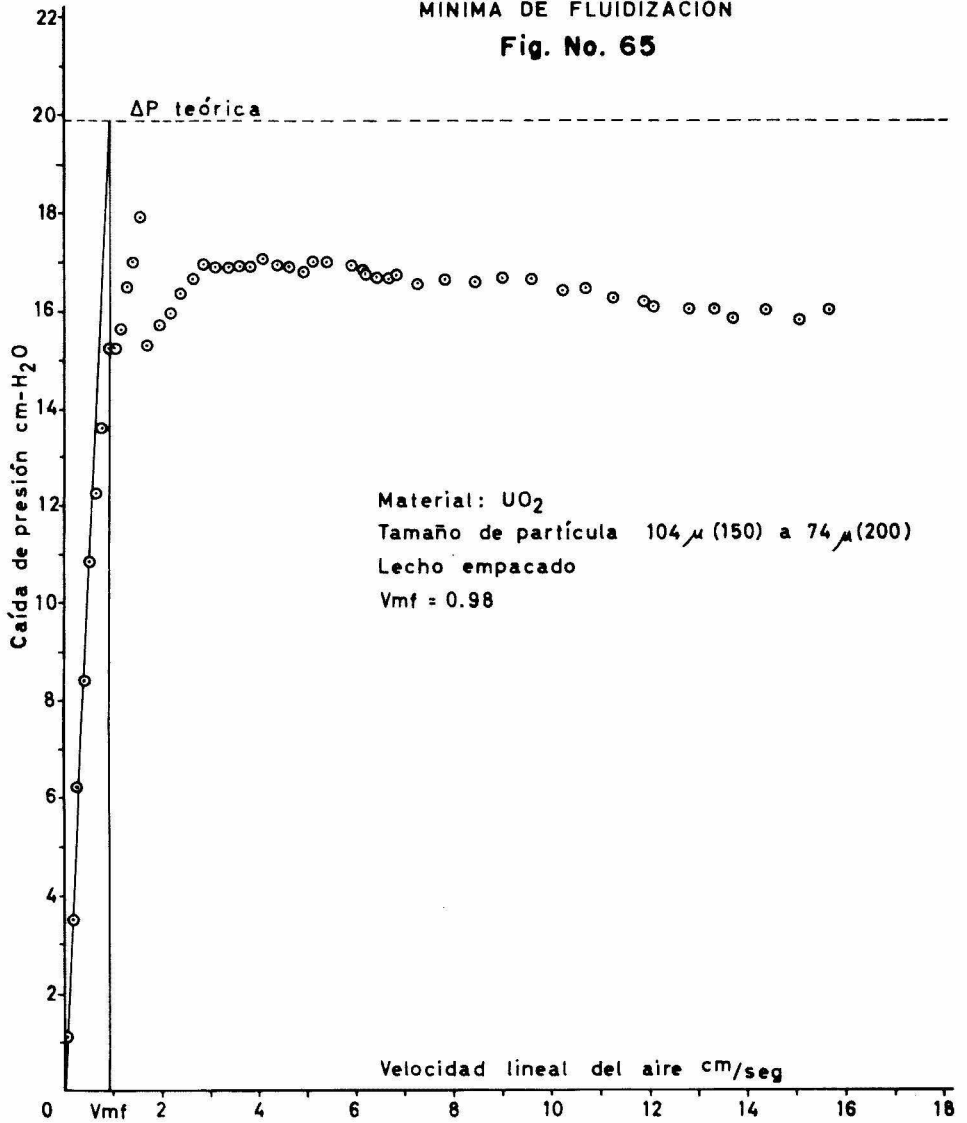


DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 64

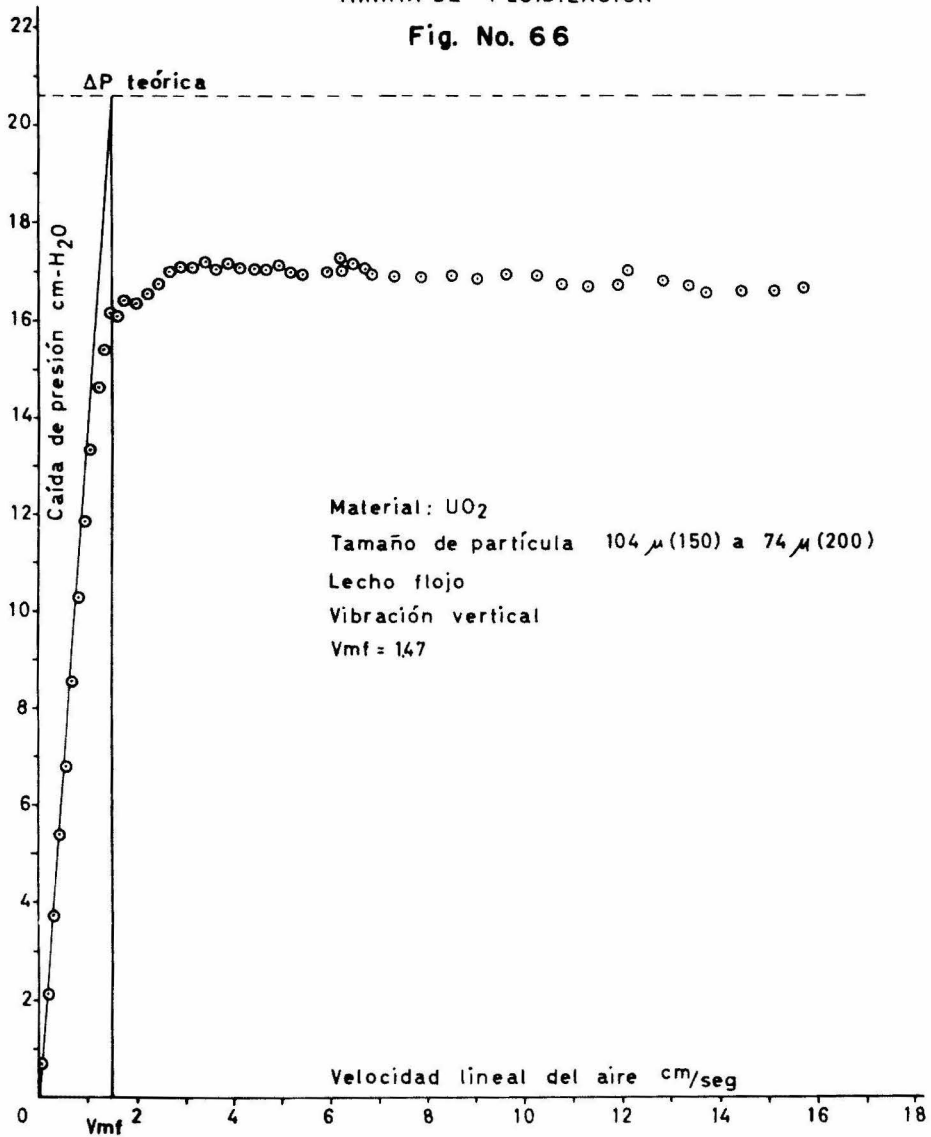


DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION  
Fig. No. 65



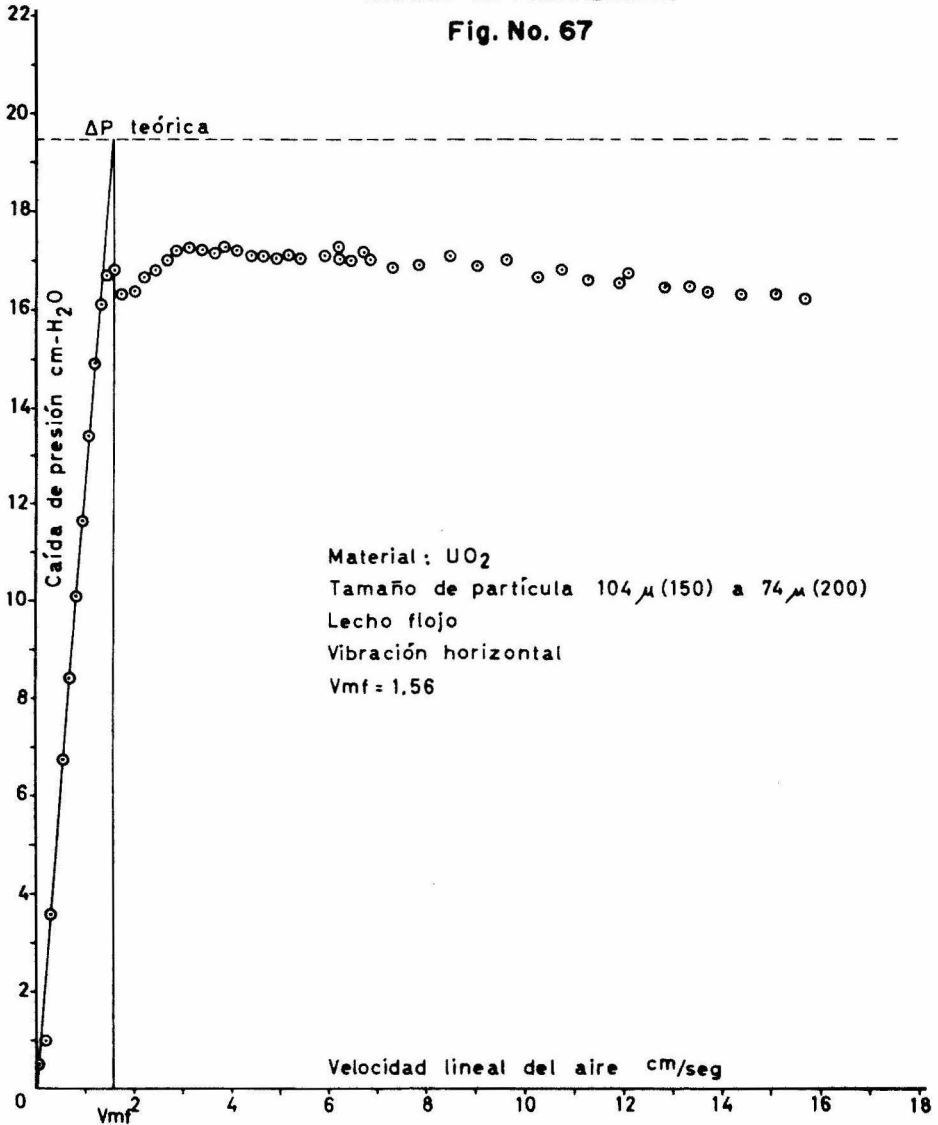
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 66



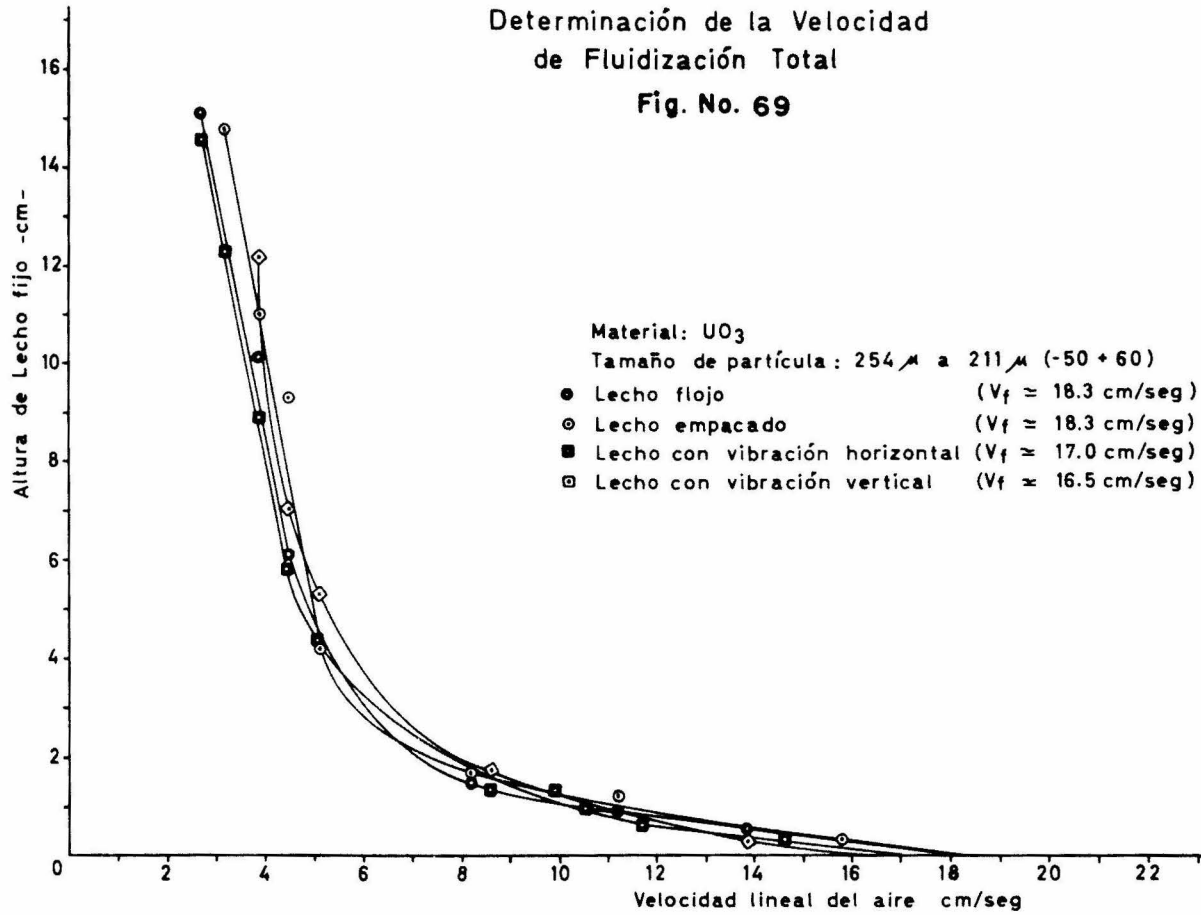
DETERMINACION DE LA VELOCIDAD  
MINIMA DE FLUIDIZACION

Fig. No. 67



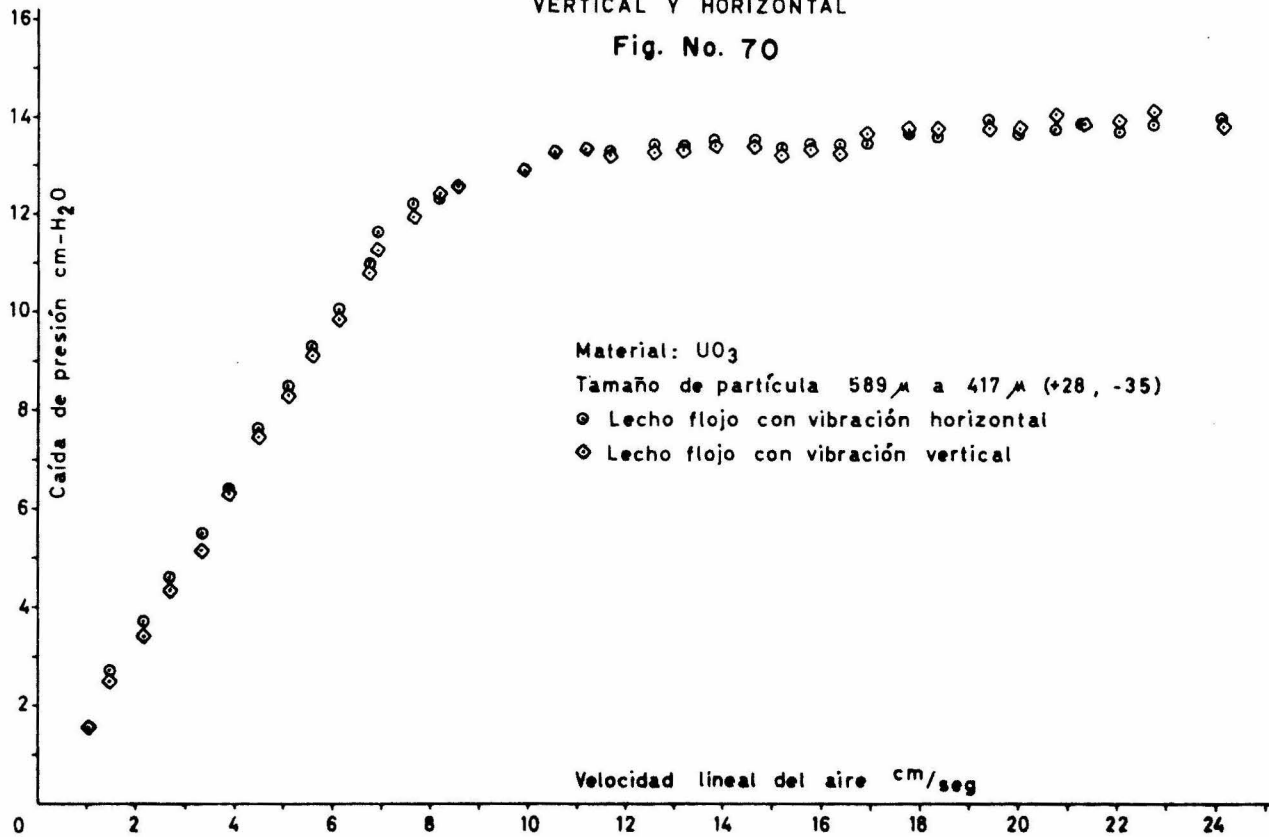
Determinación de la Velocidad  
de Fluidización Total

Fig. No. 69



COMPARACION DE LA VIBRACION  
VERTICAL Y HORIZONTAL

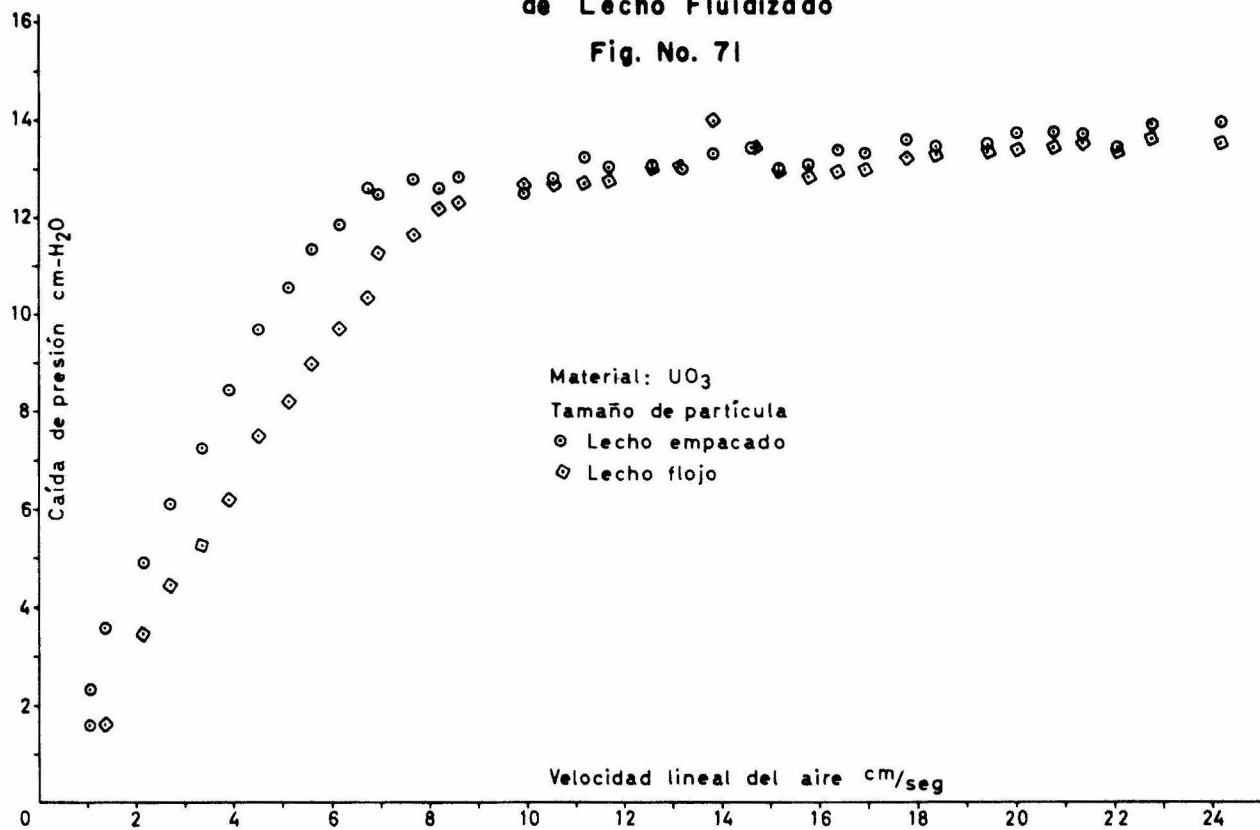
Fig. No. 70





Comparación de dos arreglos diferentes  
de Lecho Fluidizado

Fig. No. 71



CAPITULO VI  
CONSTANTES DE FLUIDIZACION

Con los valores de la velocidad mínima de fluidización y el diámetro medio de partícula, mediante un programa de computación que desarrolla un análisis de correlación aplicando la técnica de mínimos cuadrados para las siguientes ecuaciones: lineal, cuadrática, exponencial logarítmica, potencial, geométrica y lineal recíproca, posteriormente hace el análisis de variancia correspondiente para definir la ecuación que mejor se ajusta a los datos experimentales.)

Para simplificar representaremos la velocidad mínima de fluidización como  $V_{mf}$ .

Determinación con el lecho flojo se representará como L.S.

Determinación con el lecho empacado L.E.

Determinación de lecho flojo más vibración vertical L.V.V.

Determinación de lecho flojo más vibración horizontal L.V.H.

Unicamente se usará la ecuación obtenida junto con el coeficiente de correlación y el error, omitiendo los valores intermedios.

Correlación matemática de  $\bar{D}_p$  (diámetro medio de partícula) con  $V_{mf}$  en trióxido de uranio.

$$\bar{D}_p = (D_1 \cdot D_2)^{\frac{1}{2}}$$

$\bar{D}_p$  = diámetro medio de partícula en cm.

$D_1$  y  $D_2$  son los diámetros de una esfera que pasaría por la abertura de dos mallas consecutivas, tanto la que retiene el material como la que pudo pasar por el mismo.

6.1. DETERMINACION DE LA VARIACION DE LA VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION CON EL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA EN  $UO_3$

<u><math>\bar{D}_p</math> diámetro medio de partícula cm.</u>	<u><math>Vmf_1</math> cm/seg Lecho flojo</u>	<u><math>Vmf_2</math> cm/seg L.E.</u>
0.070045	19.50	13.65
0.062391	8.50	6.30
0.039817	4.90	2.80
0.032618	1.93	2.10
0.025540	2.00	1.47
0.016039	0.54	0.40
0.013262	0.35	0.29
0.011154	0.46	0.25

<u><math>Vmf_3</math> cm/seg L.V.V.</u>	<u><math>Vmf_4</math> cm/seg L.V.H.</u>
---	15.00
8.40	8.06
4.00	4.81
2.10	1.67
1.95	1.90
0.70	0.68
0.55	0.65
0.38	0.35

6.1.1. DETERMINACION DE LA VARIACION DE LA VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION CON EL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA EN  $UO_3$  CONDICIONES LECHO SUELTO.

Para la determinación del lecho flojo o lecho suelto L.S.

Ecuación lineal  $Vmf_1 = 267.0574 \bar{D}_p - 4.2678$

Ecuación cuadrática (figura No. 72)

$Vmf_1 = 5753.4236 (\bar{D}_p)^2 - 195.4409 \bar{D}_p + 2.28637$

Ecuación exponencial  $Vmf_1 = 0.2342 63.5703 \bar{D}_p$

Ecuación logarítmica  $Vmf_1 = 7.75 \text{ Log } \bar{D}_p + 32.6742$

Ecuación potencial (Figura No. 76)

$$Vmf_1 = 3388.6742 (\bar{D}_p)^{2.0704}$$

Ec. geométrica  $Vmf_1 = (0.2342)(40573063 \times 10^{20}) \bar{D}_p$

Ecuación lineal recíproca  $Vmf_1 = 11.8683 - \frac{0.1609}{\bar{D}_p}$

	<u>ERROR</u>	<u>COEFICIENTE DE CORRELACION</u>
Ec. Lineal	2.7786	0.9063
Ec. Cuadrática	2.0765	0.9563
Ec. Exponencial	1.6839	0.9742
Ec. Logarítmica	3.8028	0.8157
Ec. Potencial	2.3750	0.9087
Ec. Geométrica	1.8190	0.9742
Ec. L. Recíproca	4.7316	0.6443

6.1.2. DETERMINACION DE LA VARIACION DE LA VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION CON EL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA EN  $UO_3$ . LECHO EMPACADO.

Relación matemática de diámetro medio de partícula y velocidad mínima de fluidización para lecho empacado.

Ec. Lineal  $Vmf_2 = 188.3485 \bar{D}_p - 2.9696$

Ec. Cuadrática (figura No. 72)

$$Vmf_2 = 3981.5595 (\bar{D}_p)^2 - 131.6796 \bar{D}_p + 1.5660$$

Ec. Exponencial  $Vmf_2 = (0.1693)^{63.7808} \bar{D}_p$

Ec. Logarítmica  $Vmf_2 = 5.4826 (\log \bar{D}_p) + 23.0753$

Ec. Potencial (figura 77)

$$Vmf_2 = 2794.6965 (\bar{D}_p)^{2.1051}$$

Ec. Geométrica  $Vmf_2 = (0.1693) (50077208 \times 10^{20}) \bar{D}_p$

Ec. L. Recíproca  $Vmf_2 = 8.4508 - \frac{0.1144}{\bar{D}_p}$

	<u>ERROR</u>	<u>COEFICIENTE DE CORRELACION</u>
Ec. Lineal	1.8569	0.9147
Ec. Cuadrática	1.3319	0.9633
Ec. Exponencial	1.2077	0.9554
Ec. Logarítmica	2.5923	0.8257
Ec. Potencial	1.4288	0.9385
Ec. Geométrica	1.3047	0.9754
Ec. L. Recíproca	3.2541	0.7061

6.1.3. DETERMINACION DE LA VARIACION DE LA VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION CON EL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA EN  $UO_3$ . LECHO FLOJO MAS VIBRACION VERTICAL.

Relación de diámetro medio de partícula con respecto a la velocidad mínima para lecho con vibración vertical

$$\text{Ec. Lineal } Vmf_3 = 136.7036 \bar{D}_p - 1.1716$$

Ec. Cuadrática (figura No. 73)

$$Vmf_3 = 1866.353 (\bar{D}_p)^2 + 19.2350 \bar{D}_p - 0.3129$$

Ecuación potencial (figura No. 78)

$$Vmf_3 = 1146.877 (\bar{D}_p)^{1.7794}$$

	<u>ERROR</u>	<u>COEFICIENTE DE CORRELACION</u>
Ec. Lineal	0.7738	0.9610
Ec. Cuadrática	0.2604	0.9962

6.1.4. DETERMINACION DE LA VARIACION DE LA VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION CON EL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA EN  $UO_3$  LECHO FLOJO MAS VIBRACION HORIZONTAL.

Relación del diámetro medio de partícula con la velocidad mínima de fluidización para lecho con vibración horizontal.

$$\text{Ecuación Lineal } Vmf_4 = 215.1129 \bar{D}_p - 3.1433$$

Ecuación cuadrática (figura No. 73 )

$$Vmf_4 = 3815.1376 (\bar{D}_p)^2 - 91.5386 \bar{D}_p + 1.2028$$

Ecuación exponencial  $Vmf_4 = (0.2893)^{57.4999 \bar{D}_p}$

Ecuación logarítmica  $Vmf_4 = 26.8055 + 6.3182 (\log \bar{D}_p)$

Ecuación potencial (figura No. 79)

$$Vmf_4 = (1707.6749) (\bar{D}_p)^{1.8777}$$

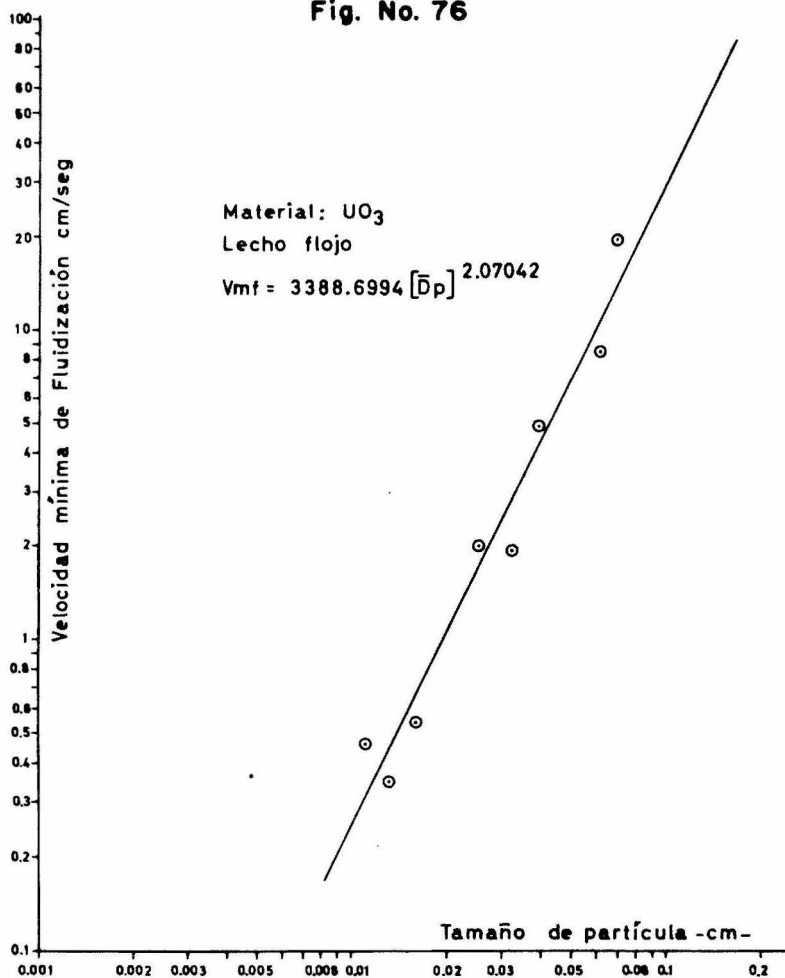
Ecuación geométrica  $Vmf_4 = (0.2893)(9373 \times 10^{20}) \bar{D}_p$

Ecuación lineal recíproca  $Vmf_4 = 9.9905 - \frac{0.1327}{\bar{D}_p}$

	<u>ERROR</u>	<u>COEFICIENTE DE CORRELACION</u>
Ec. Lineal	1.7740	0.9380
Ec. Cuadrática	1.2676	0.9733
Ec. Exponencial	1.2880	0.9764
Ec. Logarítmica	2.6597	0.8543
Ec. Potencial	1.4675	0.9463
Ec. Geométrica	1.3913	0.9764
Ec. L. Recíproca	3.4679	0.7354

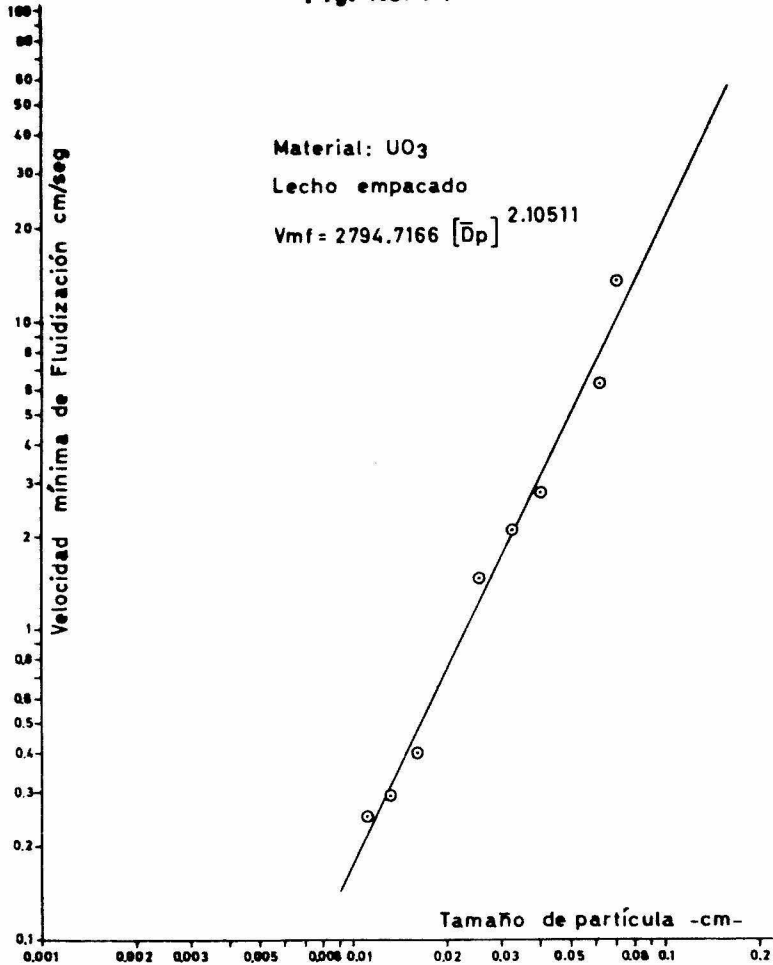
VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION EN  
FUNCION DEL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

Fig. No. 76



VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION EN  
FUNCION DE DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

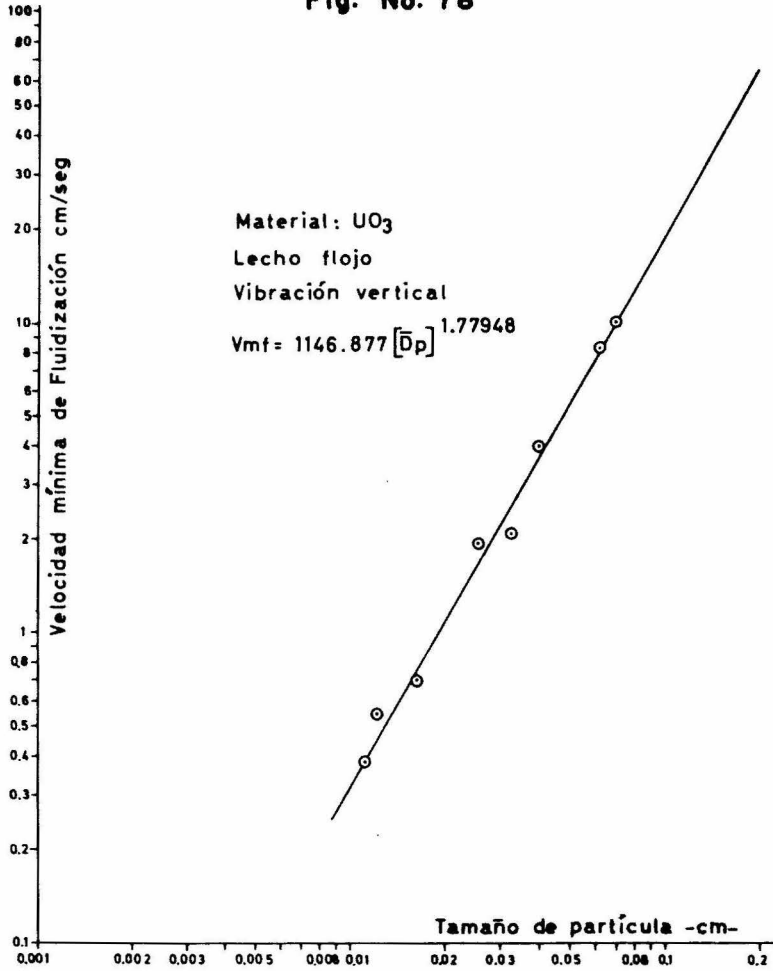
Fig. No. 77





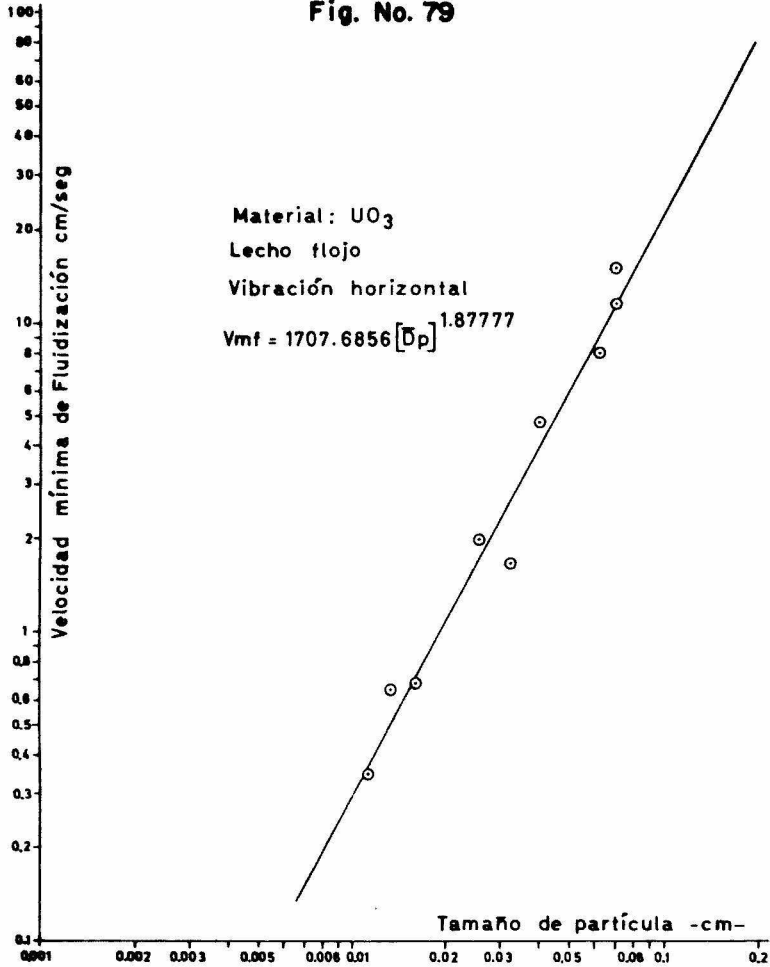
VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION EN  
FUNCION DEL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

Fig. No. 78



VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION EN  
FUNCION DEL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

Fig. No. 79



6.2. COMPARACION GRAFICA DE VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION.

6.2.1. MATERIAL  $UO_3$

$V_{mf}$  = Velocidad mínima de fluidización en cm/seg (aire)

$\bar{D}_p$  = Diámetro medio de partícula en cm.

El índice 1 es para lecho suelto

El índice 2 es para lecho empacado

El índice 3 es para lecho flojo más vibración vertical

El índice 4 es para lecho flojo más vibración horizontal.

Ecuaciones:

$$V_{mf_1} = 5753.4236 \bar{D}_p^2 - 195.4408 \bar{D}_p + 2.2863$$

$$V_{mf_2} = 3981.5595 \bar{D}_p^2 - 131.6796 \bar{D}_p + 1.5660$$

$$V_{mf_3} = 1866.353 \bar{D}_p^2 + 19.235 \bar{D}_p - 0.0312$$

$$V_{mf_4} = 3815.1376 \bar{D}_p^2 - 91.5386 \bar{D}_p + 1.2028$$

$\bar{D}_p$	$\bar{D}_p^2$	$A_1 \bar{D}_p^2$	$B_1 \bar{D}_p$	$A_2 \bar{D}_p^2$
0.070045	$4.9063 \times 10^{-3}$	28.2262	13.6895	19.5347
0.062391	$3.8926 \times 10^{-3}$	22.3923	12.1936	15.4787
0.039817	$1.5853 \times 10^{-3}$	9.1191	7.7818	6.3123
0.032618	$1.0639 \times 10^{-3}$	6.1158	6.3748	4.2361
0.025540	$6.5229 \times 10^{-4}$	3.7529	4.9915	2.5971
0.016039	$2.5724 \times 10^{-4}$	1.4797	3.1346	1.0242
0.013262	$1.7588 \times 10^{-4}$	1.0114	2.5919	0.7002
0.011154	$1.2441 \times 10^{-4}$	0.7157	2.1799	0.4953
$B_2 \bar{D}_p$	$A_3 \bar{D}_p^2$	$B_3 \bar{D}_p$	$A_4 \bar{D}_p^2$	$B_4 \bar{D}_p$
9.2235	9.1568	1.3473	18.7182	6.4118
8.2156	7.2649	1.2000	14.8508	5.7111
5.2430	2.9589	0.7658	6.0485	3.6447
4.2951	1.9856	0.6274	4.0589	2.9858
3.3630	1.2174	0.4912	2.4885	2.3378
2.1120	0.4801	0.3085	0.9814	1.4681
1.7463	0.3282	0.2550	0.6710	1.2139
1.4687	0.2312	0.2145	0.4746	1.0210

Vmf <sub>1</sub>	Vmf <sub>2</sub>	Vmf <sub>3</sub>	Vmf <sub>4</sub>
16.8231	11.8773	10.4729	13.5091
12.4850	8.8491	8.4337	10.3424
3.6237	2.6353	3.6934	3.6065
2.0274	1.5070	2.5817	2.2759
1.0478	0.8001	1.6773	1.3540
0.6315	0.4782	0.7573	0.7160
0.7059	0.5200	0.5520	0.6598
0.8221	0.5926	0.4154	0.6564

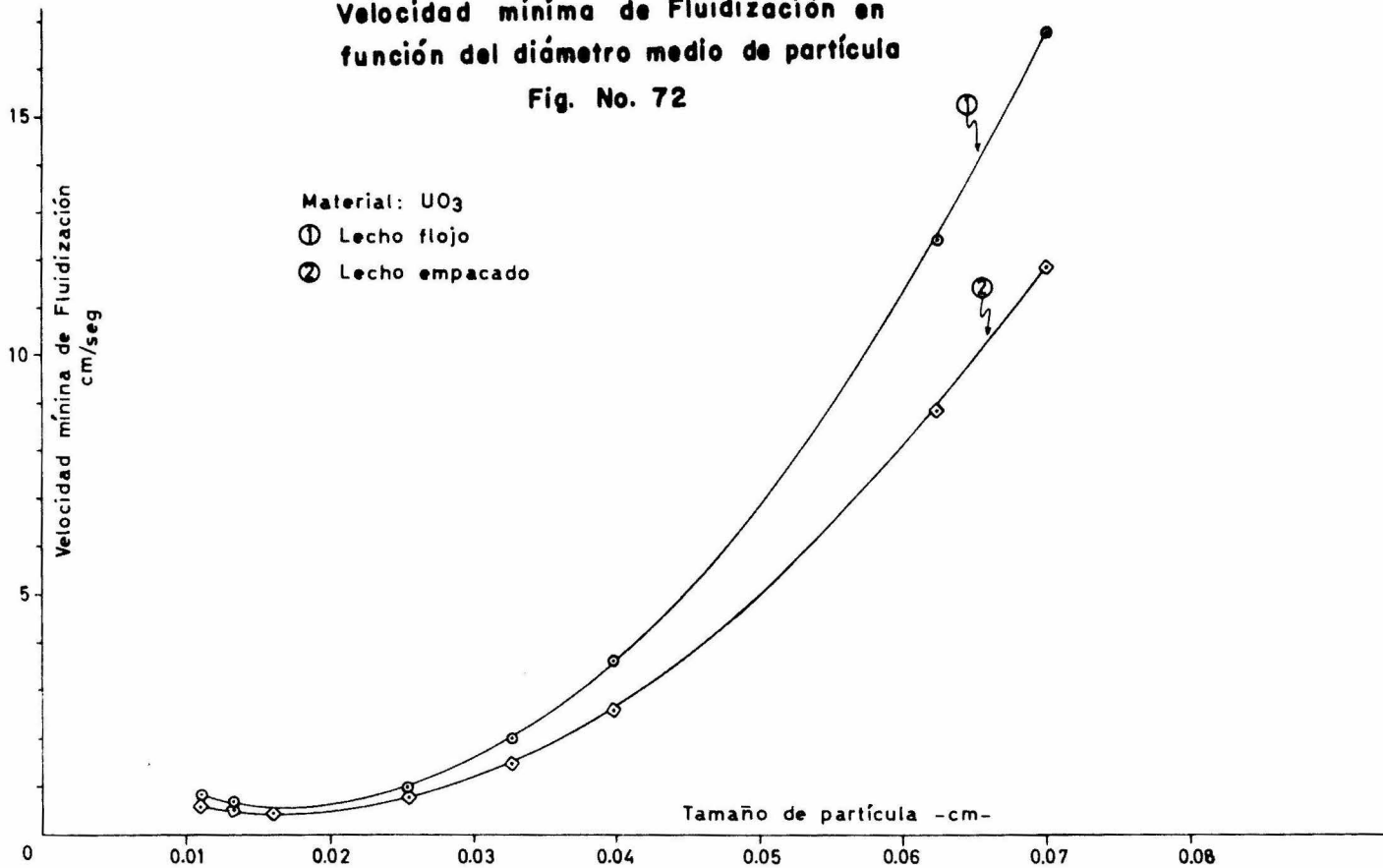
Velocidad mínima de Fluidización en  
función del diámetro medio de partícula

Fig. No. 72

Material:  $UO_3$

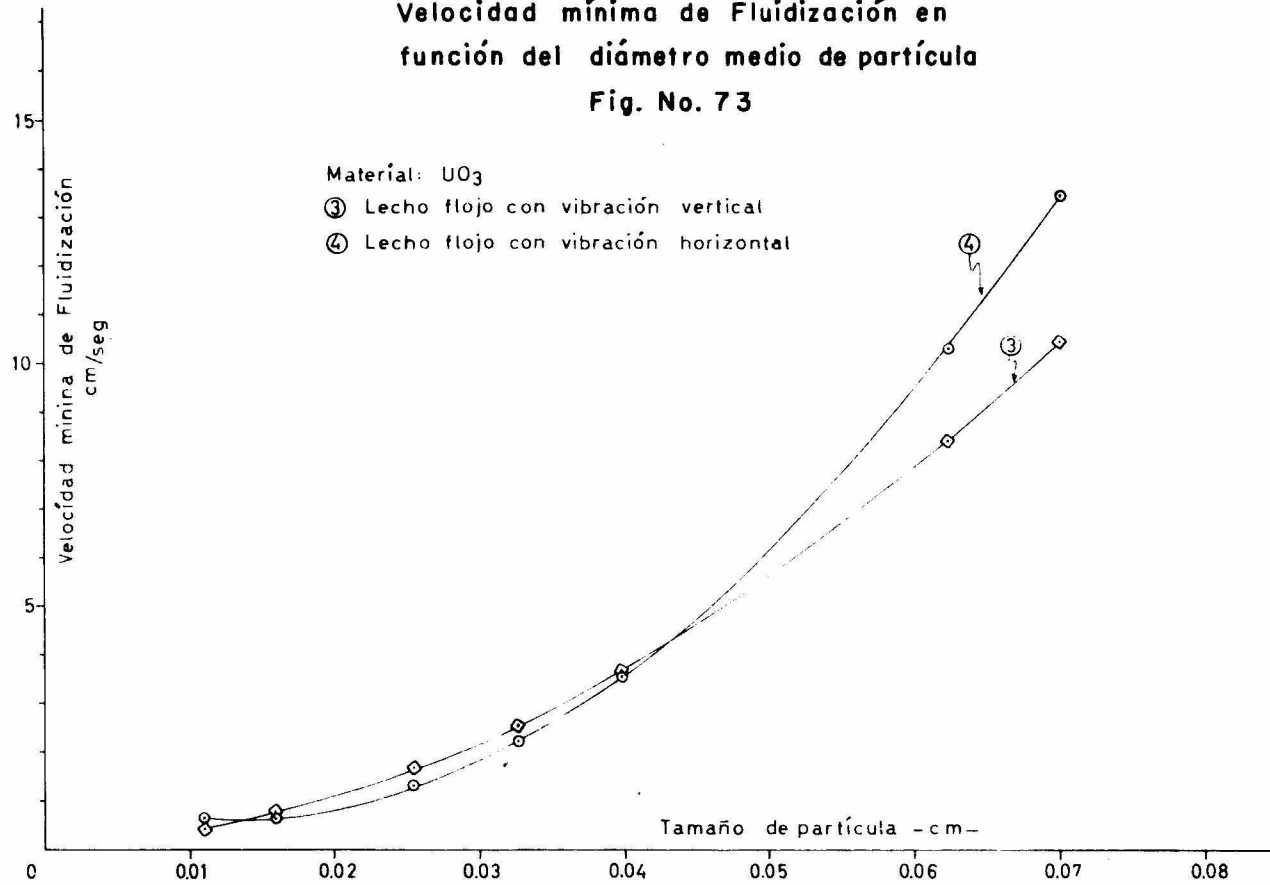
① Lecho flojo

② Lecho empacado



Velocidad mínima de Fluidización en  
función del diámetro medio de partícula

Fig. No. 73



6.3. DETERMINACION DE LA VARIACION DE LA VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION CON EL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA. MATERIAL  $UO_2$

$V_{mf1}$  para lecho suelto L.S.

$V_{mf2}$  para lecho empacado L.E.

$V_{mf3}$  para lecho flojo más vibración vertical L.V.V.

$V_{mf4}$  para lecho flojo más vibración horizontal L.V.H.

$\bar{D}_p$ diámetro medio de partícula en cm	$V_{mf1}$ cm/seg Lecho flojo	$V_{mf2}$ cm/seg Lecho empacado
0.032618	17.20	12.35
0.025540	11.05	8.10
0.020192	6.85	5.05
0.016039	3.20	2.45
0.013262	2.45	1.82
0.008773	1.82	0.98

$V_{mf3}$ cm/seg L.V.V.	$V_{mf4}$ cm/seg L.V.H.
15.00	14.55
10.75	10.50
7.05	7.05
3.62	3.90
2.62	2.90
1.47	1.56

6.3.1. DETERMINACION DE LA VARIACION DE LA VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION CON EL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA EN  $UO_2$  LECHO FLOJO

Relación de la velocidad mínima de fluidización en función del diámetro medio de partícula lecho flojo.

Ec. Lineal  $V_{mf1} = 677.4179 \bar{D}_p - 6.0662$

Ec. Cuadrática (figura 74)

$V_{mf1} = 18386.061 (\bar{D}_p)^2 - 88.4570 \bar{D}_p + 0.7229$

- Ec. Exponencial  $Vmf_1 = (0.0719)^{101.3189} \bar{D}_p$   
 Ec. Logarítmica  $Vmf_1 = 54.0987 + 11.6654 (\log \bar{D}_p)$   
 Ec. Potencial (figura 80)  
 $Vmf_1 = 8494.3575 (\bar{D}_p)^{1.8383}$   
 Ec. Geométrica  $Vmf_1 = 0.7198 (17.0141 \times 10^{26}) \bar{D}_p$   
 Ec. L. Recíproca  $Vmf_1 = 17.1370 - \frac{0.1627}{\bar{D}_p}$

	<u>ERROR</u>	<u>COEFICIENTE DE CORRELACION</u>
Ec. Lineal	1.2893	0.9766
Ec. Cuadrática	0.6386	0.9954
Ec. Exponencial	1.4449	0.9775
Ec. Logarítmica	2.4154	0.9155
Ec. Potencial	0.9683	0.9837
Ec. Geométrica	3.3117	0.8450
Ec. L. Recíproca	3.4705	0.8161

6.3.2. DETERMINACION DE LA VARIACION DE LA VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION CON EL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA EN  $UO_2$  LECHO EMPACADO.

Relación de la velocidad mínima de fluidización en función de diámetro medio de partícula para lecho empacado.

- Ec. Lineal  $Vmf_2 = 498.825 \bar{D}_p - 4.5542$   
 Ec. Cuadrática (figura No. 74)  
 $Vmf_2 = 11011.293 (\bar{D}_p)^2 + 40.1547 \bar{D}_p - 0.4879$   
 Ec. Exponencial  $Vmf_2 = (0.4357)^{108.945} \bar{D}_p$   
 Ec. Logarítmica  $Vmf_2 = 40.0402 + 8.6622 (\log \bar{D}_p)$   
 Ec. Potencial (figura 81)  
 $Vmf_2 = 12358.566 (\bar{D}_p)^{2.0191}$   
 Ec. Geométrica  $Vmf_2 = (0.4357) (1.7014 \times 10^{28}) \bar{D}_p$   
 Ec. L. Recíproca  $Vmf_2 = 12.6709 - \frac{0.1220}{\bar{D}_p}$



	<u>ERROR</u>	<u>COEFICIENTE DE CORRELACION</u>
Ec. Lineal	0.7771	0.9841
Ec. Cuadrática	0.3949	0.9967
Ec. Exponencial	1.4599	0.9641
Ec. Logarítmica	1.6091	0.9303
Ec. Potencial	0.3918	0.9957
Ec. Geométrica	3.3231	0.7494
Ec. L. Recíproca	2.3957	0.8378

6.3.3. DETERMINACION DE LA VARIACION DE LA VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION CON EL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA EN  $UO_2$  LECHO FLOJO MAS VIBRACION VERTICAL.

Relación de la velocidad mínima de fluidización en función del diámetro medio de partícula para lecho flojo más vibración vertical.

Ec. Lineal  $Vmf_3 = 602.28948 \bar{D}_p - 4.9351$

Ec. Cuadrática (figura 75)

$Vmf_3 = 8085.3298 (\bar{D}_p)^2 + 265.5042 \bar{D}_p - 1.9495$

Ec. Exponencial  $Vmf_3 = (0.7176)^{100.1610 \bar{D}_p}$

Ec. Logarítmica  $Vmf_3 = 49.3990 + 10.5804 (\log \bar{D}_p)$

Ec. Potencial (figura 82)

$Vmf_3 = 9317.1778 (\bar{D}_p)^{1.8675}$

Ec. Geométrica  $Vmf_3 = (0.7177)(1.7014 \times 10^{28}) \bar{D}_p$

Ec. L. Recíproca  $Vmf_3 = 16.0736 - \frac{0.1507}{\bar{D}_p}$

	<u>ERROR</u>	<u>COEFICIENTE DE CORRELACION</u>
Ec. Lineal	0.7579	0.9896
Ec. Cuadrática	0.6284	0.9942
Ec. Exponencial	1.9786	0.9555
Ec. Logarítmica	1.7029	0.9463
Ec. Potencial	0.6249	0.9930
Ec. Geométrica	2.7135	0.8814
Ec. L. Recíproca	2.6717	0.8619

6.3.4. DETERMINACION DE LA VARIACION DE LA VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION CON EL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA EN  $UO_2$  . LECHO FLOJO MAS VIBRACION HORIZONTAL.

Relación de la velocidad mínima de fluidización en función del diámetro medio de partícula para lecho flojo más vibración horizontal.

Ec. Lineal  $Vmf_4 = 577.6020 \bar{D}_p - 4.5144$

Ec. Cuadrática (figura 75)

$Vmf_4 = 6710.1969 (\bar{D}_p)^2 + 298.1021 \bar{D}_p - 2.0366$

Ec. Exponencial  $Vmf_4 = (0.7802)^{96.4745 \bar{D}_p}$

Ec. Logarítmica  $Vmf_4 = 47.7062 + 10.1750 (\log \bar{D}_p)$

Ec. Potencial (figura 83)

$Vmf_4 = 7201.1492 (\bar{D}_p)^{1.8006}$

Ec. Geométrica  $Vmf_4 = (0.7802) (1.7014 \times 10^{28})^{\bar{D}_p}$

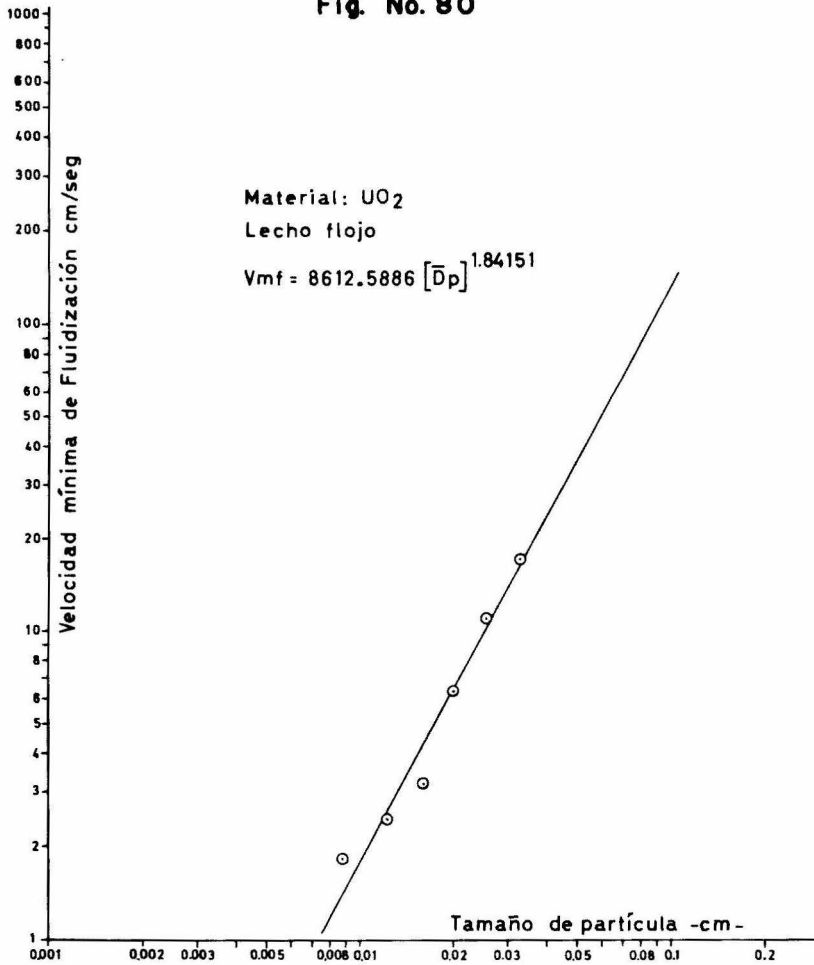
Ec. L. Recíproca  $Vmf_4 = 15.6848 - \frac{0.1453}{\bar{D}_p}$

	<u>ERROR</u>	<u>COEFICIENTE DE CORRELACION</u>
Ec. Lineal	0.6577	0.9914
Ec. Cuadrática	0.5642	0.9949
Ec. Exponencial	1.8644	0.9565
Ec. Logarítmica	1.5634	0.9507
Ec. Potencial	0.5718	0.9937
Ec. Geométrica	2.0435	0.9316
Ec. L. Recíproca	2.4998	0.8685

Para su representación gráfica se eligió el modelo cuadrático de los ocho análisis, observando el coeficiente de correlación y el error, tenemos mayor aproximación en siete casos del modelo cuadrático.

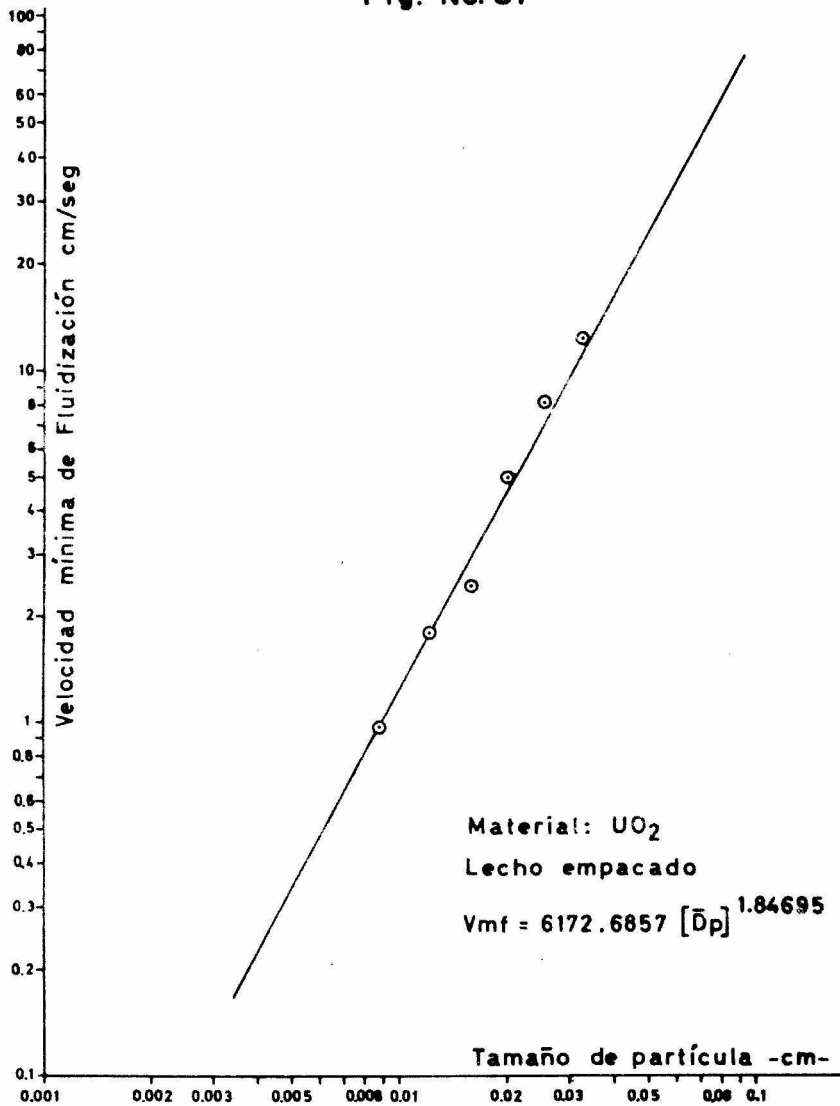
VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION EN  
FUNCION DE DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

Fig. No. 80



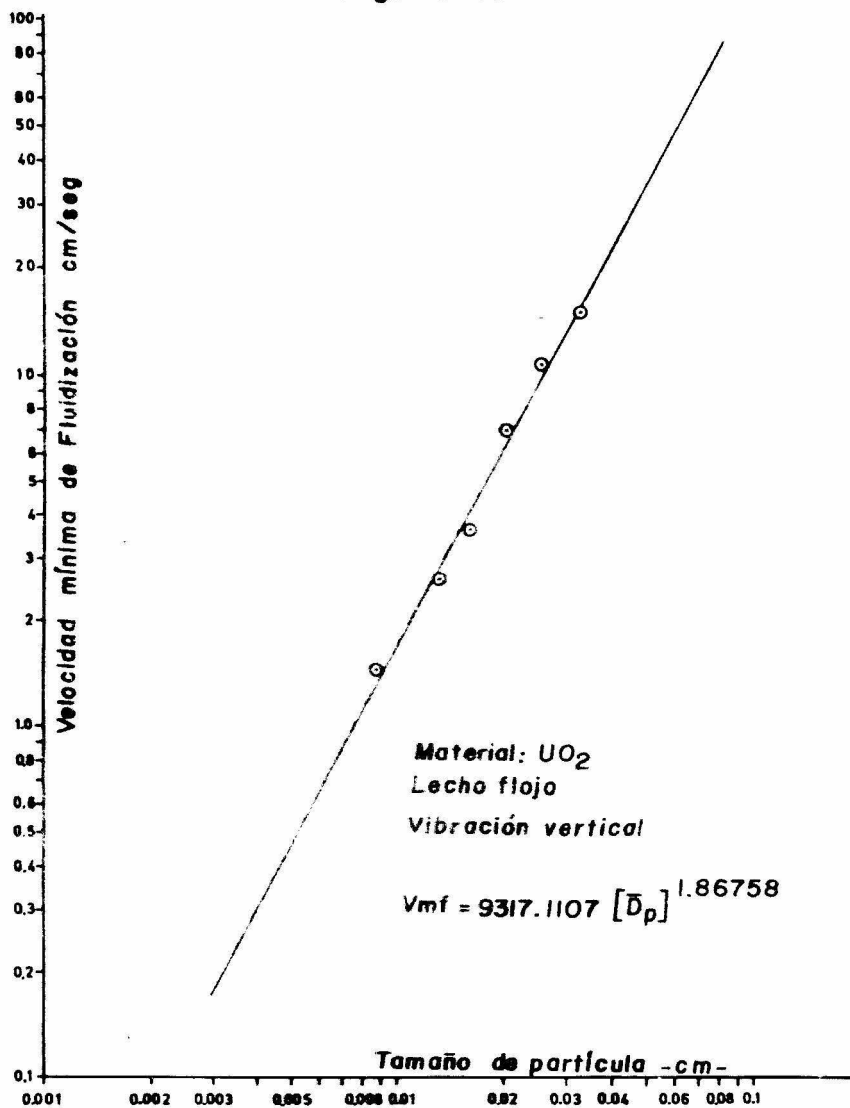
VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION EN  
FUNCION DEL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

Fig. No. 81



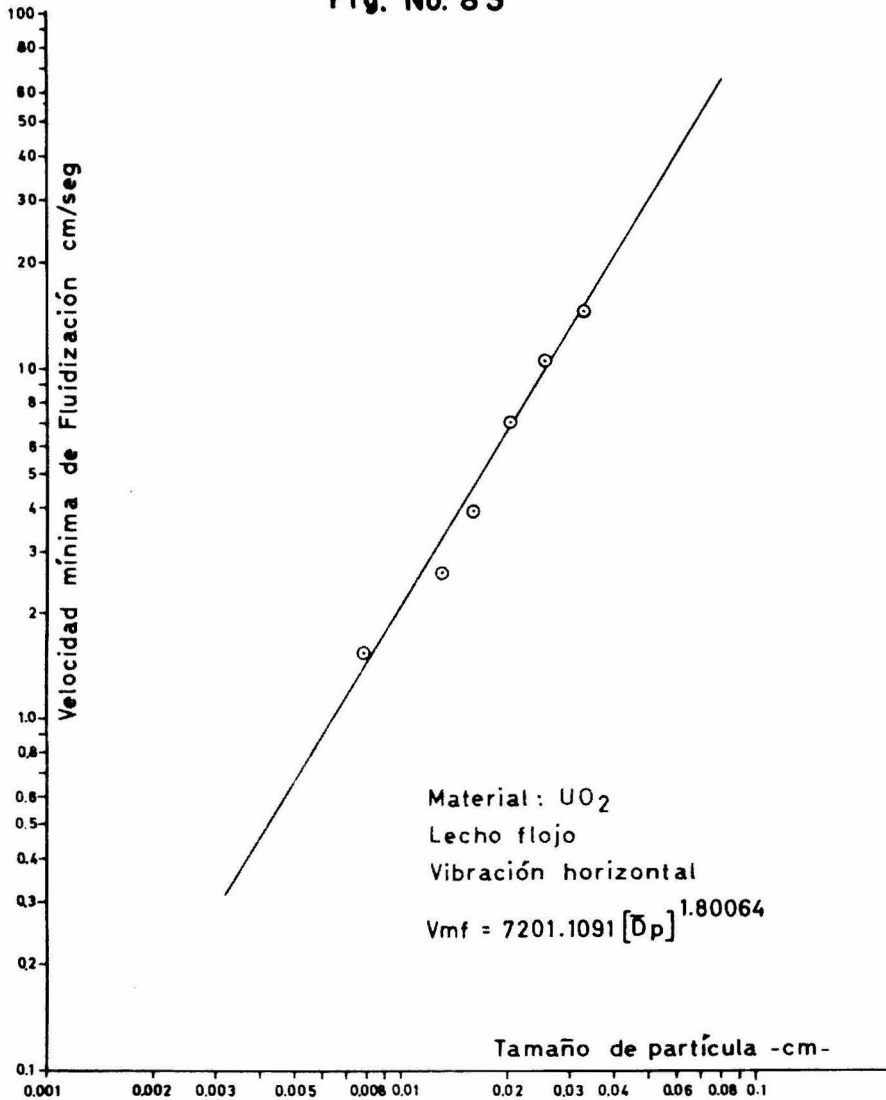
VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION EN  
FUNCION DEL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

Fig. No. 82



VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION EN  
FUNCION DE DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

Fig. No. 83



6.4. COMPARACION GRAFICA DE VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION. MATERIAL  $UO_2$

Vmf = Velocidad mínima de fluidización en cm/seg (aire)

$\bar{D}_p$  = Diámetro medio de partícula en cm.

El índice 1 es para lecho suelto

El índice 2 es para lecho empacado

El índice 3 es para lecho flojo más vibración vertical

El índice 4 es para lecho flojo más vibración horizontal

Ecuaciones:

$$Vmf_1 = 18386.061 \bar{D}_p^2 - 88.4570 \bar{D}_p + 0.7229$$

$$Vmf_2 = 11011.293 \bar{D}_p^2 + 40.1547 \bar{D}_p - 0.4879$$

$$Vmf_3 = 8085.3298 \bar{D}_p^2 + 265.504 \bar{D}_p - 1.9495$$

$$Vmf_4 = 6710.1969 \bar{D}_p^2 + 298.1021 \bar{D}_p - 2.0366$$

$\bar{D}_p$	$\bar{D}_p^2$	$A_1 \bar{D}_p^2$	$B_1 \bar{D}_p$
0.032618	10.6393 X 10 <sup>-4</sup>	19.5614	2.8852
0.025540	6.5229 X 10 <sup>-4</sup>	11.9930	2.2591
0.020192	4.0771 X 10 <sup>-4</sup>	7.4961	1.7859
0.016039	2.5724 X 10 <sup>-4</sup>	4.7296	1.4187
0.013262	1.7588 X 10 <sup>-4</sup>	3.2337	1.1731
0.008773	0.7696 X 10 <sup>-4</sup>	1.4149	0.7760

$A_2 \bar{D}_p^2$	$B_2 \bar{D}_p$	$A_3 \bar{D}_p^2$	$B_3 \bar{D}_p$	$A_4 \bar{D}_p^2$
11.7152	1.3097	8.6579	8.5947	7.1391
7.1825	1.0255	6.7808	5.2716	4.3769
4.4894	0.8108	5.3604	3.2907	2.7358
2.8325	0.6440	4.2586	2.0779	1.7261
11.9366	0.5325	3.5205	1.4149	1.1801
0.8474	0.3522	2.3292	0.6222	0.5164

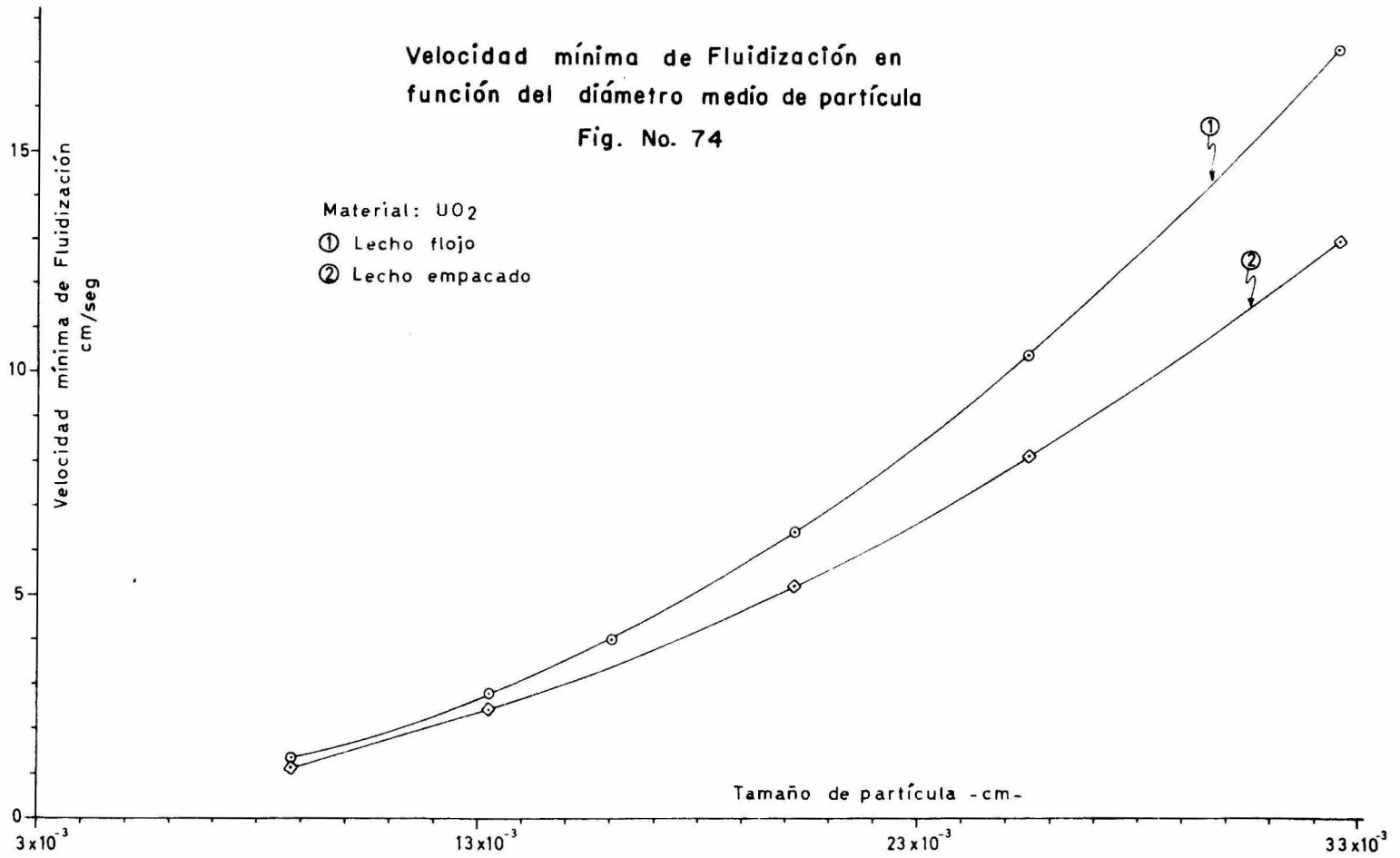
$B_4 \bar{D}_p$
9.7234
7.6134
6.0192
4.7812
3.9534
2.6152

$Vmf_1$	$Vmf_2$	$Vmf_3$	$Vmf_4$
17.3991	12.9762	15.3031	14.8258
10.4569	8.1593	10.1029	9.9536
6.4332	5.2514	6.7016	6.7183
4.0339	3.4277	4.3870	4.4706
2.7836	2.4202	2.9859	3.0968
1.3619	1.1509	1.0019	1.0949



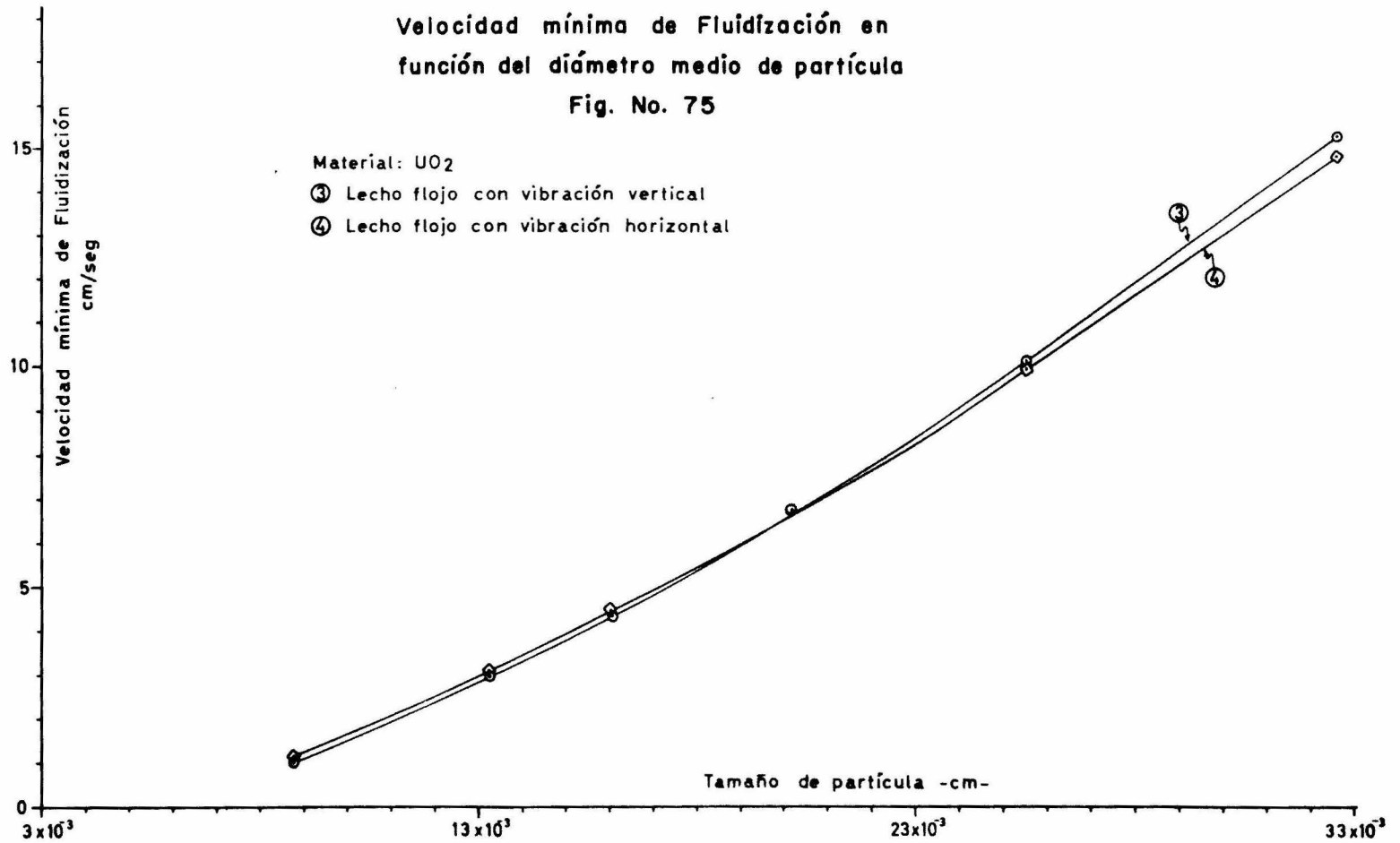
Velocidad mínima de Fluidización en  
función del diámetro medio de partícula

Fig. No. 74



Velocidad mínima de Fluidización en  
función del diámetro medio de partícula

Fig. No. 75



## 6.5. VELOCIDAD DE FLUIDIZACION TOTAL Y SU RELACION CON EL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA.

Entre los datos experimentales se encuentra la altura de lecho fijo. El movimiento de las partículas del material por la acción del gas es descendente; comienza en la superficie del lecho y con el aumento de la velocidad lineal de gas fluidiza gradualmente la parte inferior del material donde está la placa de acero inoxidable sinterizada. Si se construye una gráfica la altura de la porción del lecho que permanece fija con su correspondiente velocidad lineal del aire, trazando una curva continua sobre estos puntos se extrapola hasta cruzar el punto en que la altura de lecho fijo o inmóvil es = 0, se encontrará el valor de la velocidad de fluidización total, es decir el punto en que todo el material del lecho esta en movimiento (figura 69). También se puede obtener un valor aproximado de la velocidad de fluidización total en forma visual cuando se observa un movimiento homogéneo de partículas en la base del lecho (figura 8).

Se toma como base una ecuación potencial en la cual si se obtienen los logaritmos resultará una recta que se ajusta por mínimos cuadrados.

### 6.5.1. AJUSTE POR MINIMOS CUADRADOS DE VELOCIDAD DE FLUIDIZACION TOTAL EN FUNCION DE DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA TOMANDO DE BASE LA ECUACION POTENCIAL. MATERIAL $UO_3$ .

$\bar{D}_p$	$\log \bar{D}_p = X$	$X^2$	$Vf_1$	$Vf_2$
0.062991	-1.2007	1.4417	24.20	22.50
0.039317	-1.3993	1.9598	20.50	20.50
0.032618	-1.4865	2.2098	17.70	17.70
0.025540	-1.5927	2.5369	18.30	18.30
0.020192	-1.6948	2.8724	15.70	15.35
0.016039	-1.7948	3.2213	13.24	13.34
0.013262	-1.8773	3.5245	10.72	10.72
0.011154	-1.9525	3.8125	10.26	9.63
$X = 12.9995$		$X^2 = 21.5792$		

$Vf_3$	$Vf_4$	$Y_1 = \log Vf_1$	$Y_2 = \log Vf_2$
24.20	24.20	1.3838	1.3521
20.80	21.00	1.3117	1.3117
16.50	17.00	1.2479	1.2479
18.30	16.50	1.2624	1.2624
15.00	14.25	1.1958	1.1861
13.34	13.34	1.1251	1.1251
10.72	10.72	1.0319	1.0319
9.02	9.02	1.0112	0.9839
		$Y_1 = 9.5685$	$Y_2 = 9.4997$

$Y_3 = \log Vf_3$	$Y_4 = \log Vf_4$	$Xy_1$	$Xy_2$
1.3838	1.3838	-1.6615	-1.6235
1.3180	1.3222	-1.8363	-1.8363
1.2174	1.2304	-1.8551	-1.8551
1.2304	1.2174	-2.0268	-2.0108
1.1760	1.1538	-2.0194	-2.0102
1.1251	1.1251	-1.9340	-2.0194
1.0301	1.0301	-1.9745	-1.9211
0.9552	0.9552		
$Y_3 = 9.4364$	$Y_4 = 9.4183$	$Xy_1 = -15.3188$	$Xy_2 = -15.2109$

$Xy_3$	$Xy_4$	$m_1$	$I_1$
-1.6615	-1.6615	$m_1 = 0.5036$	$I_1 = 2.0145$
-1.8451	-1.8510	$m_2 = 0.4953$	$I_2 = 1.9924$
-1.8098	-1.8291	$m_3 = 0.5386$	$I_3 = 2.0547$
-1.9598	-1.9391	$m_4 = 0.5471$	$I_4 = 2.0663$
-1.9932	-1.9555		
-1.9340	-1.9340		
-1.8651	-1.8651		
$Xy_3 = -15.0883$	$Xy_4 = -15.0550$		

MATERIAL  $UO_3$

Lecho suelto L.S. (figura 84)

$$\log Vf_1 = 0.5036 \log \bar{D}_p + 2.0145$$

$$Vf_1 = 103.4021 (\bar{D}_p)^{0.5036}$$

Lecho empacado L.E. (figura 85)

$$\log Vf_2 = 0.4953 \log \bar{D}_p + 1.9924$$

$$Vf_2 = 98.2748 (\bar{D}_p)^{0.4953}$$

Lecho flojo más vibración vertical L.V.V. (figura 86)

$$\log Vf_3 = 0.5386 \log \bar{D}_p + 2.0547$$

$$Vf_3 = 113.4457 (\bar{D}_p)^{0.5386}$$

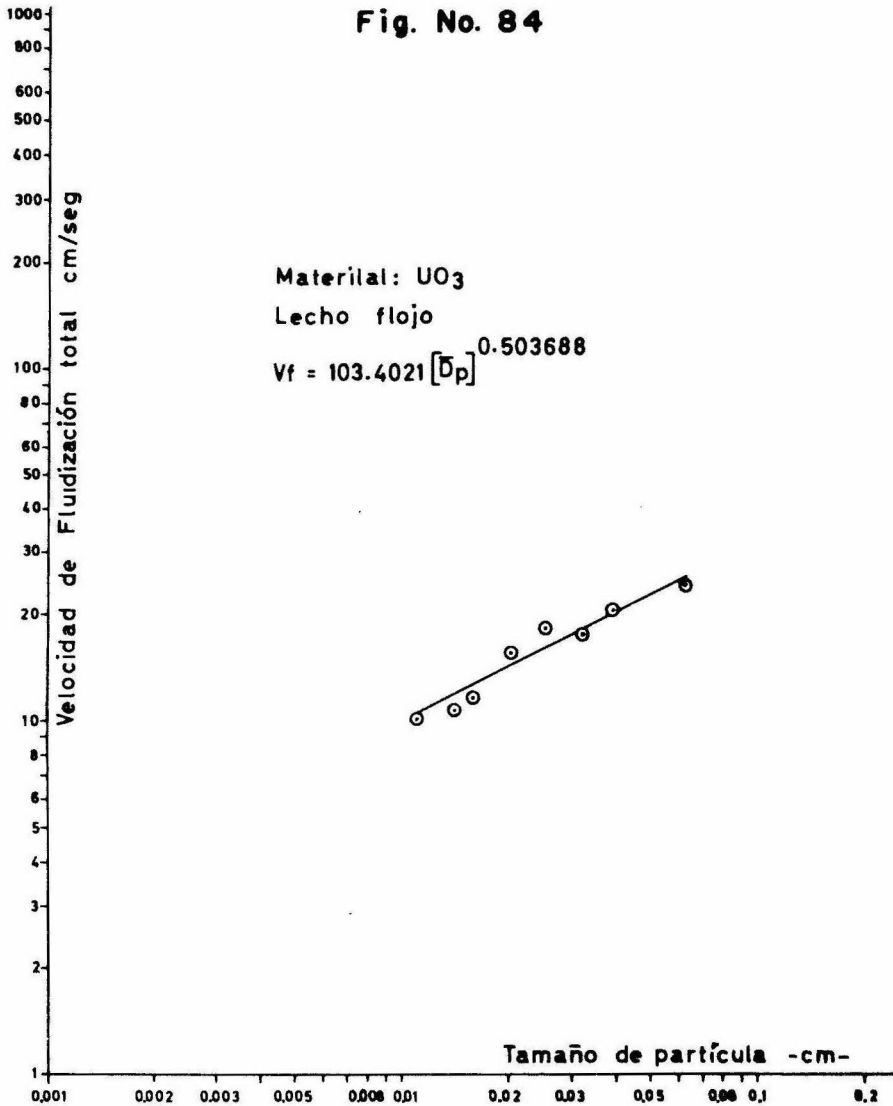
Lecho flojo más vibración horizontal L.V.H. (figura 87)

$$\log Vf_4 = 0.5471 \log \bar{D}_p + 2.0663$$

$$Vf_4 = 116.4990 (\bar{D}_p)^{0.5471}$$

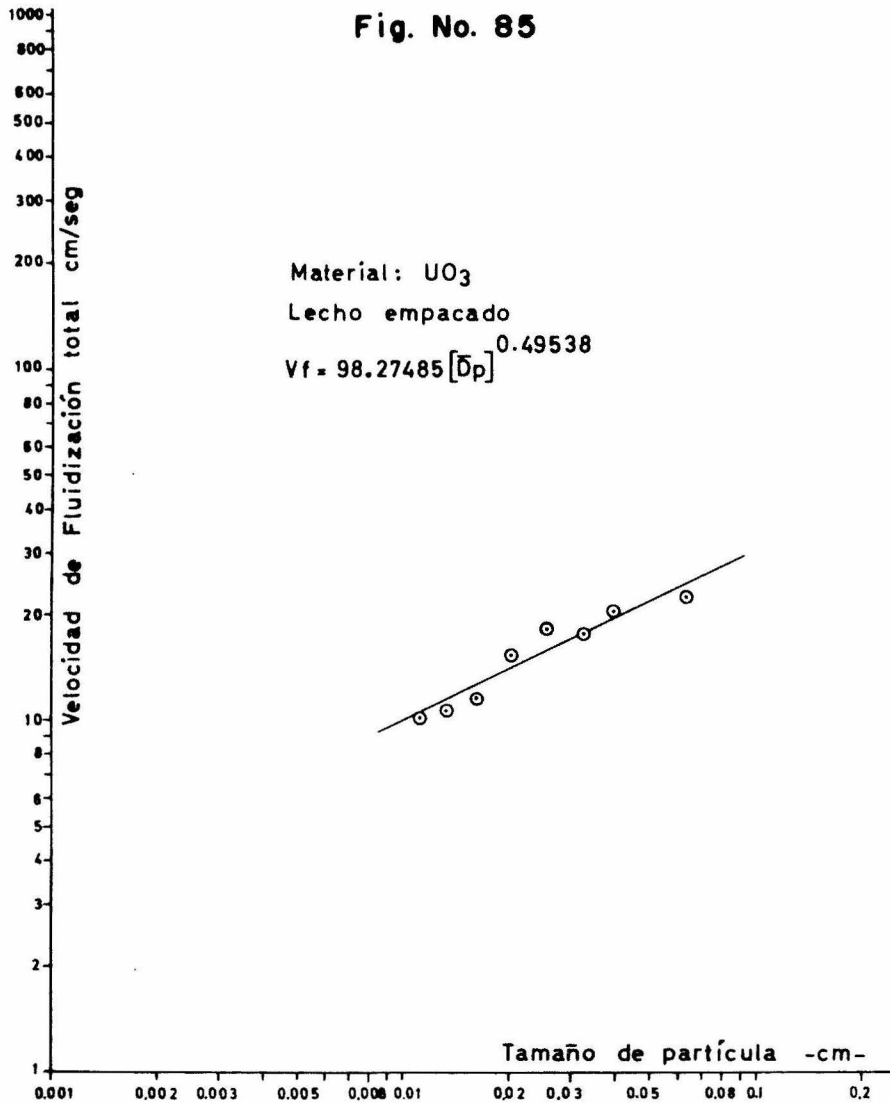
VELOCIDAD DE FLUIDIZACION TOTAL EN  
FUNCION DEL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

Fig. No. 84



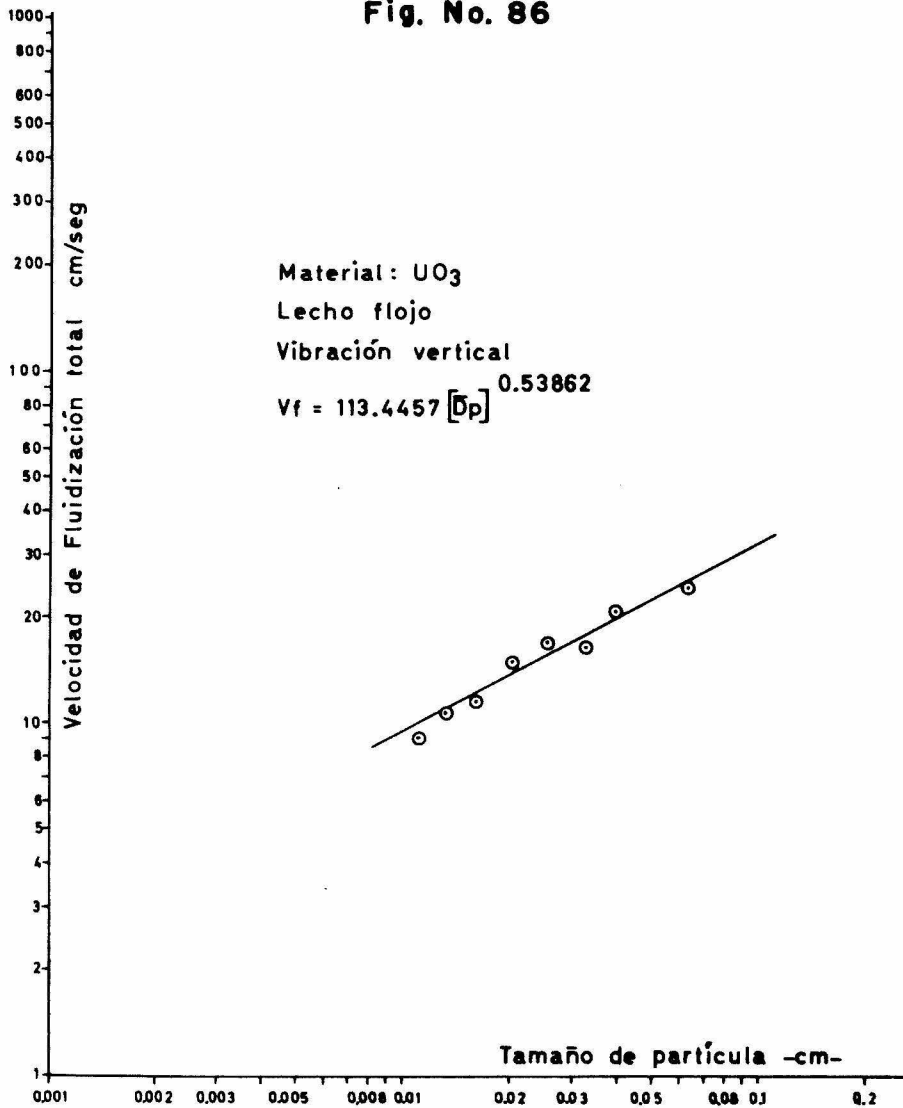
VELOCIDAD DE FLUIDIZACION TOTAL EN  
FUNCION DEL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

Fig. No. 85



VELOCIDAD DE FLUIDIZACION TOTAL EN  
FUNCION DEL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

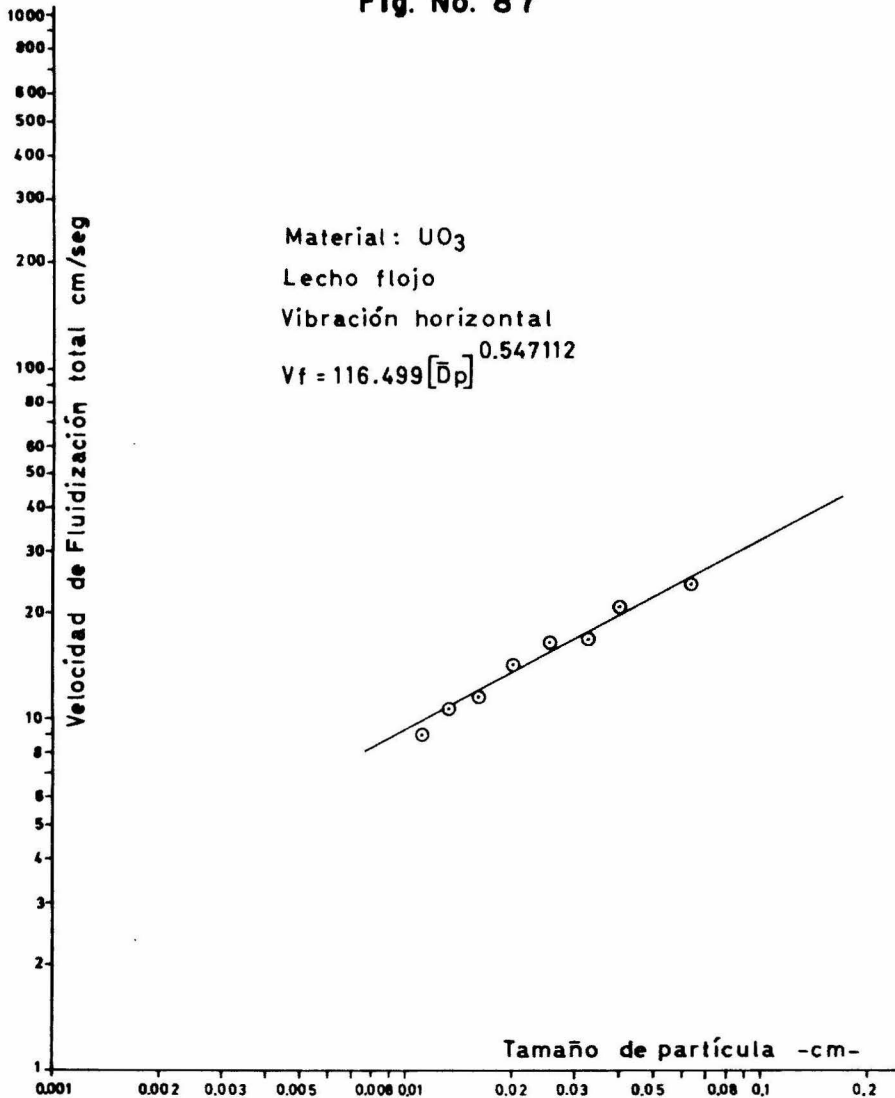
Fig. No. 86





VELOCIDAD DE FLUIDIZACION TOTAL EN  
FUNCION DEL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

Fig. No. 87



6.5.2. AJUSTE POR MINIMOS CUADRADOS DE VELOCIDAD DE FLUIDIZACION TOTAL EN FUNCION DE DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA TOMANDO DE BASE LA ECUACION POTENCIAL. MATERIAL  $UO_2$

$\bar{D}_p$	$\text{Log } \bar{D}_p = X$	$X^2$	$Vf_1$	$Vf_2$
0.020192	-1.6948	2.8724	19.00	17.40
0.016039	-1.7948	3.2213	15.80	14.64
0.013262	-1.8773	3.5245	10.55	10.55
0.008773	-2.0568	4.2305	9.02	6.45
$Vf_3$	$Vf_4$			
16.70	16.25			
9.60	15.80			
10.55	10.55			
6.70	7.30	$Ex = 7.4238$	$Ex^2 = 13.8490$	

$\text{Log } Vf_1=y_1$	$\text{Log } Vf_2=y_2$	$\text{Log } Vf_3=y_3$	$\text{Log } Vf_4=y_4$
1.2787	1.2405	1.2227	1.2108
1.1986	1.1655	0.9822	1.1986
1.0232	1.0232	1.0232	1.0232
0.9552	0.8100	0.8266	0.8635
$Ey_1 = 4.4558$	$Ey_2 = 4.2394$	$Ey_3 = 4.0548$	$Ey_4 = 4.2963$
$Xy_1$	$Xy_2$	$Xy_3$	$Xy_4$
-2.1672	-2.1025	-2.0722	-2.0521
-2.1513	-2.0119	-1.7330	-2.1513
-1.9210	-1.9210	-1.9210	-1.9210
-1.9647	-1.6661	-1.7002	-1.7761
$Exy_1 = 8.2044$	$Exy_2 = 7.7816$	$Exy_3 = 3.4566$	$Exy_4 = 7.9007$

$m_1 = 8.9297$	$I_1 = 2.8395$	$Ey = m Ex + n I$
$m_2 = 1.2271$	$I_2 = 3.3374$	$Exy = m Ex^2 = ExI$
$m_3 = 0.9803$	$I_3 = 2.8331$	
$m_4 = 1.0357$	$I_4 = 2.9963$	

MATERIAL  $UO_2$

Lecho suelto L.S. (figura 88)

$$\text{Log } Vf_1 = 0.9297 \log \bar{D}_p + 2.8395$$

$$Vf_1 = 691.1612 (\bar{D}_p)^{0.9297}$$

Lecho empacado L.E. (figura 89)

$$\text{Log } Vf_2 = 1.2271 \log \bar{D}_p + 3.3374$$

$$Vf_2 = 2175.1534 (\bar{D}_p)^{1.2271}$$

Lecho flojo más vibración vertical L.V.V. (figura 90)

$$\text{Log } Vf_3 = 0.9803 \log \bar{D}_p + 2.8331$$

$$Vf_3 = 681.0739 (\bar{D}_p)^{0.9803}$$

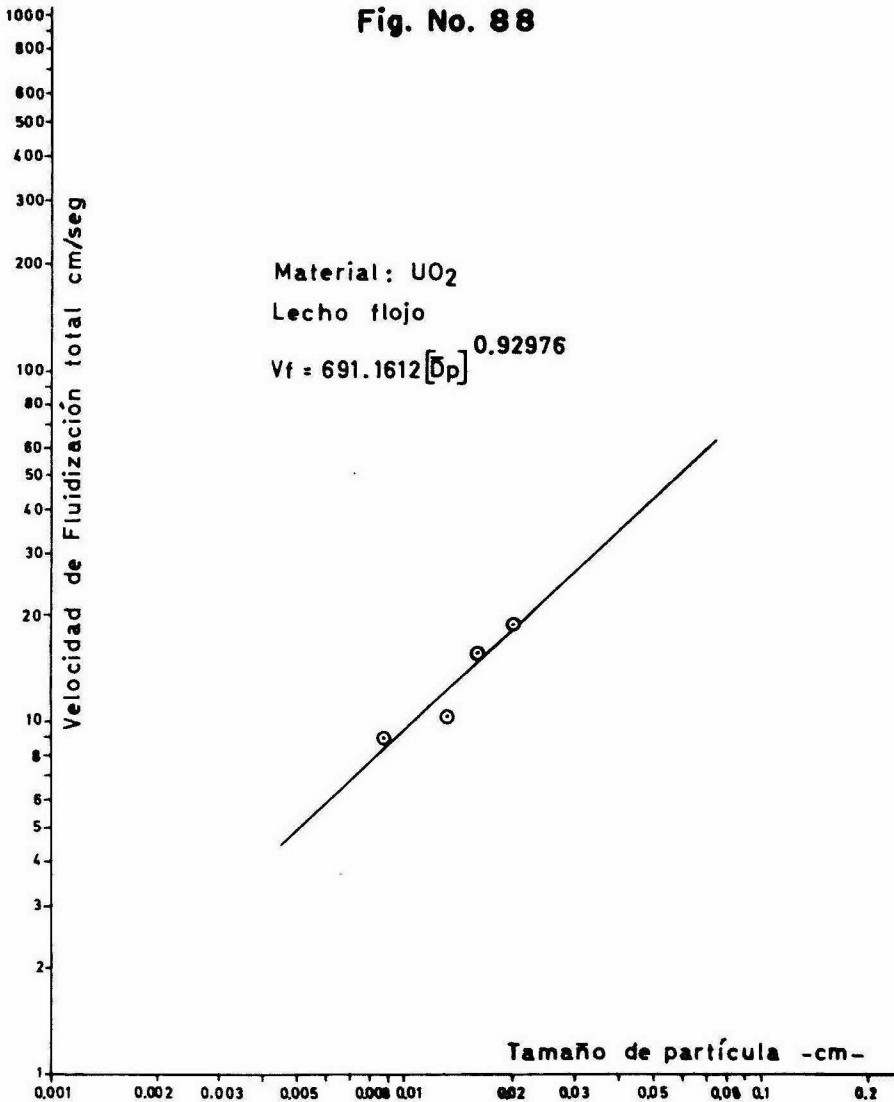
Lecho flojo más vibración horizontal L.V.H. (figura 91)

$$\text{Log } Vf_4 = 1.0357 \log \bar{D}_p + 2.9963$$

$$Vf_4 = 991.6678 (\bar{D}_p)^{1.0357}$$

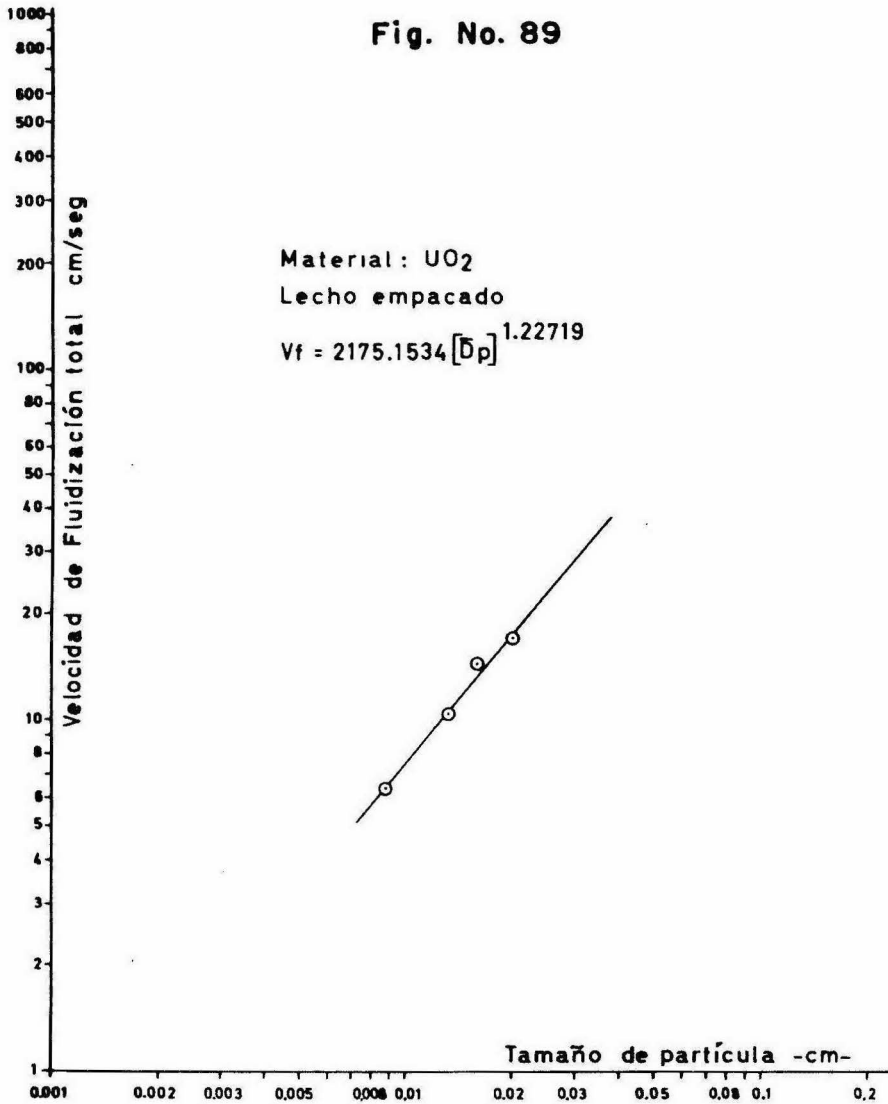
VELOCIDAD DE FLUIDIZACION TOTAL EN  
FUNCION DEL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

Fig. No. 88



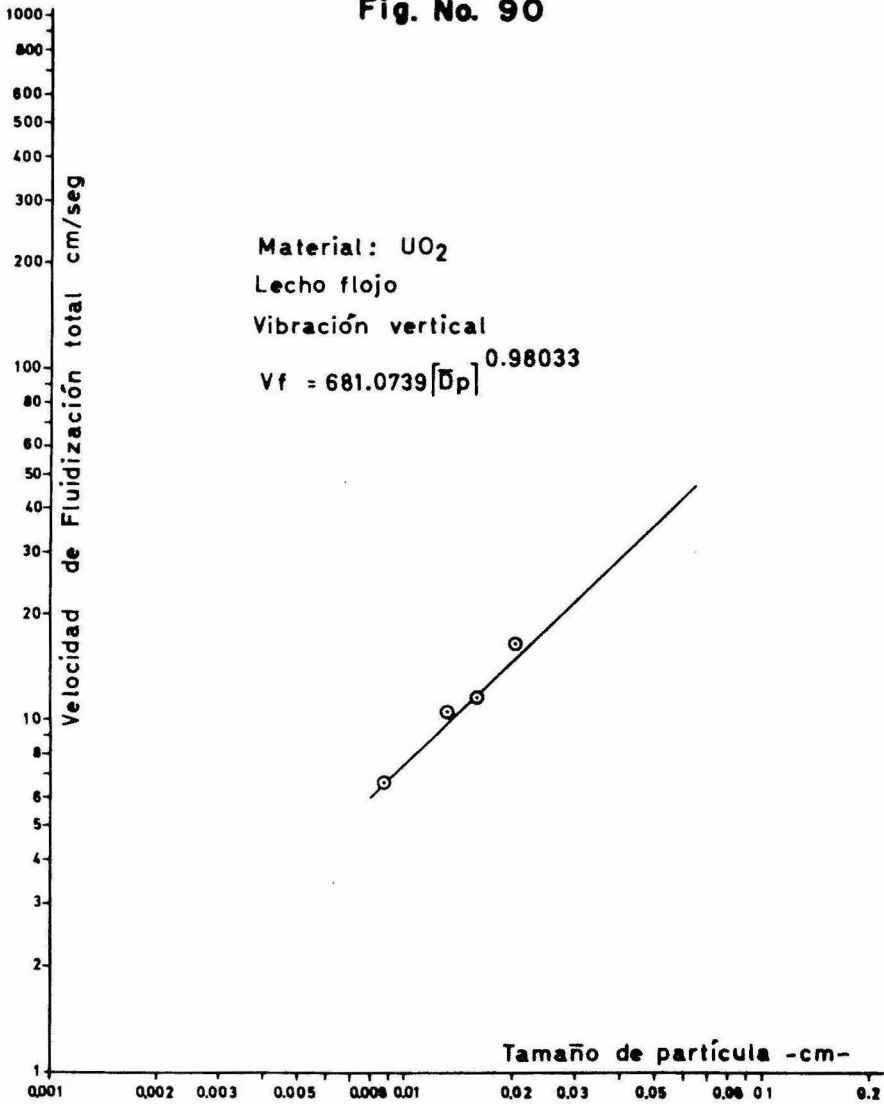
VELOCIDAD DE FLUIDIZACION TOTAL EN  
FUNCION DEL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

Fig. No. 89



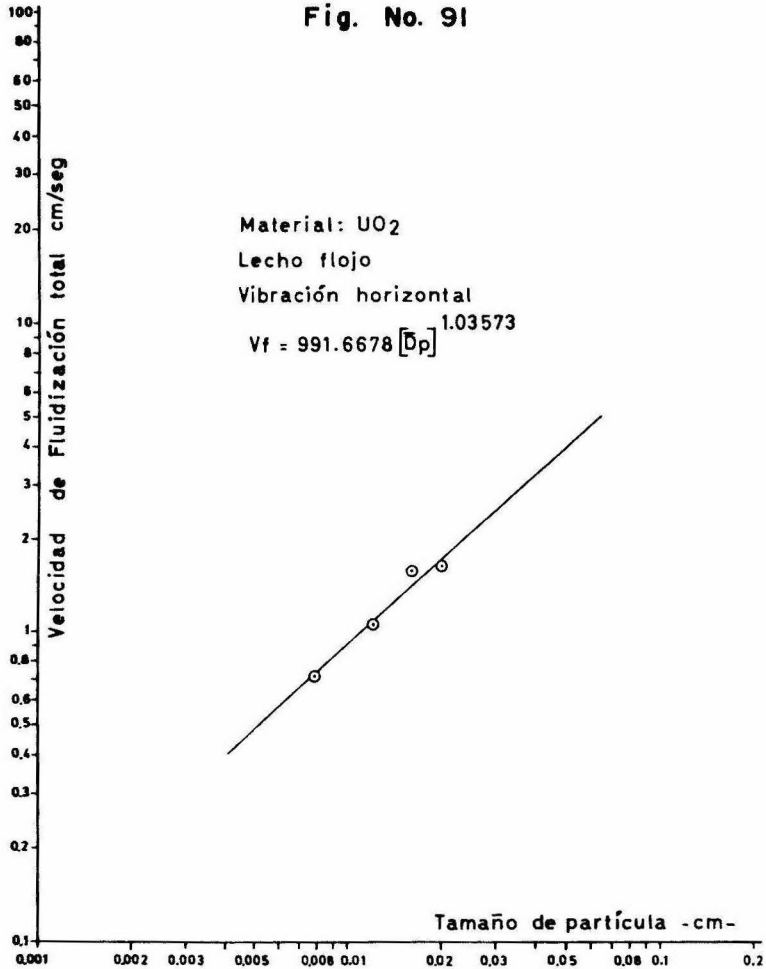
VELOCIDAD DE FLUIDIZACION TOTAL EN  
FUNCION DEL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

Fig. No. 90



VELOCIDAD DE FLUIDIZACIÓN TOTAL EN  
FUNCION DEL DIAMETRO MEDIO DE PARTICULA

Fig. No. 91



6.6. ✓ DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL.

El objeto de determinar la porosidad del lecho es obtener la altura del material en fluidización dentro del reactor y por lo tanto la altura de los tubos de derrame ( $H_1, H_2, H_3$ ) (Figura 92).

La densidad aparente y la densidad real se necesitan para determinar el mínimo de altura total de las etapas ( $H_1 + \Delta H_1, H_2 + \Delta H_2, H_3 + \Delta H_3$ ) (figura 92)

Se observa la caída de presión y la altura del mismo material con cada valor lineal del fluido en dos arreglos diferentes: empacado y flojo.

$\Delta P_g$  = caída de presión debida al paso del aire a través del material en cm. de agua.

L = altura del material dentro del lecho en cm.

Como la fórmula para la porosidad (medio indirecto) queda una relación de unidades  $\Delta P_1 / \Delta P_2$  y  $L_1 / L_2$  se pueden usar las unidades del sistema C.G.S.

En la obtención de la masa velocidad es necesario el uso de unidades inglesas debido a la formación que se obtiene en forma gráfica.

P = 530 mm Hg                      T = 20°C

Densidad del fluido

$$\rho_{f.s.} = \frac{28.8 \text{ lb/mol}}{359 \text{ ft}^3/\text{mol}} = 0.0803 \text{ lb/ft}^3$$

En las condiciones de laboratorio

$$\rho_r = \frac{(0.0803 \text{ lb/ft}^3)(32.3 \text{ lb/in}^2)(459.72^\circ\text{R})}{(14.7 \text{ lb/in}^2)(527.72^\circ\text{R})} = 0.1537 \text{ lb/ft}^3$$



Tomando los datos experimentales de caída de presión  $\Delta P_g$  (obstrucción del material) y altura de la muestra en el reactor "L", en dos arreglos diferentes del material, para un mismo valor de velocidad lineal del aire. El índice 1 es para los datos obtenidos con el lecho flojo  $\Delta P_1$ ,  $L_1$ , el índice 2 para lecho empacado  $\Delta P_2$ ,  $L_2$ .

6.6.1.1. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL EN  $UO_3$ . TAMAÑO MEDIO DE PARTICULA 0.0629 cm.

$\Delta P_1/\Delta P_2$	$\Delta P_1/\Delta P_2$	$L_1/L_2$	$L_1/L_2$
1.6 / 2.3	0.6956	15.3/14.1	1.0851
1.6 / 3.55	0.4507	15.3/14.1	1.0851
3.45 / 4.9	0.7040	15.3/14.1	1.0851
4.45 / 6.1	0.7295	15.3/14.1	1.0851
5.25 / 7.25	0.7241	15.3/14.1	1.0851
6.2 / 8.45	0.7337	15.3/14.1	1.0851
7.5 / 9.7	0.7331	15.3/14.3	1.0699
8.2 / 10.55	0.7772	15.3/14.4	1.0625
8.95 / 11.34	0.7885	15.3/14.4	1.0625
9.7 / 11.85	0.8185	15.3/14.5	1.0551
10.35 / 12.6	0.8214	15.3/14.6	1.0479

$G \frac{lb}{h-ft^2}$	$Rec = \frac{G \bar{D}_p}{\mu} \left[ \frac{\Delta P_1 L_1}{\Delta P_2 L_2} \right]^{1/3}$	$\left[ \frac{\Delta P_1 L_1}{\Delta P_2 L_2} \right]^{1/3} - \frac{L_1}{L_2}$	
24.5249	1.1161	0.9105	-0.1745
37.8242	1.6694	0.7878	-0.2972
48.4129	2.2968	0.9141	-0.1709
60.5390	2.8721	0.9250	-0.1600
74.8424	3.5507	0.9227	-0.1623
86.6666	4.1117	0.9293	-0.1557
100.4074	4.7636	0.9387	-0.1311
114.3540	5.4253	0.9388	-0.1242
124.7373	5.9179	0.9427	-0.1197
137.2248	6.5104	0.9523	-0.1028
150.9473	7.1614	0.9512	-0.0955

E	1-E	$\rho_s$	
0.4874	0.5125	1.7003	
0.2873	0.7136	1.2211	
0.4979	0.5020	1.7557	w = 1082.7 g de UO <sub>3</sub>
0.5317	0.4682	1.8611	Area = 81.2 cm <sup>2</sup>
0.5242	0.4757	1.8319	$\rho_a = \frac{\text{Peso } 1082.7 \text{ g}}{\text{Vol } (81.2)(15.3)}$
0.5463	0.4536	1.9208	
0.5330	0.4669	1.8664	
0.5028	0.4971	1.7528	
0.5218	0.4781	1.8224	
0.5365	0.4634	1.8803	$\rho_a = 0.8714 \text{ g/cm}^3$
0.4949	0.5040	1.7288	
$\bar{E} = 0.5146$	$(1-\bar{E}) = 0.4853$	$\bar{\rho}_s = 1.7954 \text{ g/cm}^3$	

6.6.1.2. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. MATERIAL UO<sub>3</sub>. TAMAÑO MEDIO DE PARTICULA 0.0398 cm.

$\Delta P_1/\Delta P_2$	$\Delta P_1/\Delta P_2$	$L_1/L_2$	$L_1/L_2$
2.95/ 4.35	0.6781	15.3/13.2	1.1590
3.55/ 6.95	0.5107	15.3/13.2	1.1590
6.50/ 9.55	0.6080	15.3/13.2	1.1590
8.65/11.35	0.7621	15.3/13.5	1.1333
9.20/12.20	0.7540	15.3/13.9	1.1007
$G \frac{1b}{h-Ft^2}$	Rec	$\left[ \frac{\Delta P L_1}{\Delta P_2 L_2} \right]^{1/3}$	$\left[ \frac{\Delta P L_1}{\Delta P_2 L_2} \right]^{1/3} - \frac{L_1}{L_2}$
23.5249	0.7043	0.9228	-0.2362
35.1890	1.0506	0.8396	-0.3193
48.4129	1.4454	0.9114	-0.2476
60.5390	1.8074	0.9523	-0.1809
74.8424	2.2345	0.9393	-0.1609

E	1-E	$\rho_s$	
0.6735	0.3224	2.6488	$\rho_a = 0.8647 \text{ g/cm}^3$
0.4980	0.5019	1.7228	$w = 1074.3 \text{ g}$
0.6424	0.3575	2.4184	$L = 15.3 \text{ cm}^2$
0.7366	0.2633	3.2839	$A = 81.2 \text{ cm}^2$
0.6258	0.3741	2.3114	
$\bar{E} = 0.6353$	$(1-\bar{E}) = 0.3646$	$\bar{\rho}_s = 2.3712 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$	

6.6.1.3. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL, MATERIAL  $\text{UO}_3$ . TAMAÑO MEDIO DE PARTICULA 0.0326 cm

No hay suficientes datos en la determinación de la caída de presión debida al material, cuando la altura de la muestra para dos arreglos diferentes (lecho flojo y lecho empacado) se igualan.

6.6.1.4. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. MATERIAL  $\text{UO}_3$ . TAMAÑO MEDIO DE PARTICULA 0.0255 cm

$\Delta P_1/\Delta P_2$	$\Delta P_1/\Delta P_2$	$L_1/L_2$	$L_1/L_2$
5.6/ 8.85	0.6327	14.2/12.8	1.1093
8.5/11.55	0.7359	14.2/13.0	1.0923
$G \frac{H}{k-H^2}$	$\text{Rec} = \frac{G \bar{D}_p}{\mu}$	$\left[ \frac{A \rho L_1}{\Delta P_2 L_2} \right]^{1/3}$	$\left[ \frac{A \rho L_1}{\Delta P_2 L_2} \right]^{1/3} - \frac{L_1}{L_2}$
23.5249	0.4525	0.8887	-0.2206
35.1890	0.6769	0.9298	-0.1624

E	1-E	$\rho_s$	
0.4957	0.5042	1.7224	$\rho_a = 0.8685 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$
0.5680	0.4319	2.0108	$w = 1014 \text{ g}$
			$A = 81.2 \text{ cm}^2$
			$L = 14.2 \text{ cm}$

6.6.1.5. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. MATERIAL  $UO_3$ . TAMAÑO MEDIO DE PARTICULA 0.0201 cm

$\Delta P_1/\Delta P_2$	$\Delta P_1/\Delta P_2$	L1/L2	L1/L2
1.25/ 2.05	0.6097	14.2/12.8	1.1093
2.25/ 3.75	0.6000	14.2/12.8	1.1093
3.45/ 5.50	0.6272	14.2/12.8	1.1093
4.50/ 7.30	0.6164	14.2/12.8	1.1093
5.70/ 8.55	0.6666	14.2/12.8	1.1093
6.95/10.15	0.6847	14.2/12.8	1.1093
8.10/10.95	0.7397	14.2/13.3	1.0676
8.95/12.00	0.7458	14.2/13.3	1.0676

$G \frac{L_1}{h - L_1}$	$Rec = \frac{G D_p}{\mu}$	$\left[ \frac{\Delta P L_1}{\Delta P L_2} \right]^{1/2}$	$\left[ \frac{\Delta P L_1}{\Delta P L_2} \right]^{1/2} - \frac{L_1}{L_2}$
5.9052	0.0898	0.8778	-0.2315
10.5525	0.1604	0.8731	-0.2362
15.7945	0.2402	0.8661	-0.2232
20.6340	0.3138	0.8810	-0.2283
25.7662	0.3918	0.9043	-0.2050
31.3650	0.4770	0.9124	-0.1969
37.5950	0.5717	0.9243	-0.1433
42.6586	0.6487	0.9268	-0.1407

E	1-E	$\beta_s$	$\rho_a = 0.0879 \frac{g}{cm^3}$
0.4723	0.5276	1.6667	
0.4629	0.5370	1.6375	
0.4899	0.5100	1.7243	$w = 1014 g$
0.4789	0.5210	1.6878	$A = 81.2 cm^2$
0.5334	0.4665	1.8848	$L_1 = 14.2 cm$
0.5553	0.4446	1.9778	
0.4721	0.5278	1.6660	
0.4806	0.5193	1.6933	
$E = 0.4932$	$(1-E) = 0.5067$	$\beta_s = 1.7353$	

6.6.1.6. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. MATERIAL  $UO_3$ . TAMAÑO MEDIO DE PARTICULA 0. 0160 cm

$\Delta P_1/\Delta P_2$	$\Delta P_1/\Delta P_2$	L1/L2	L1/L2
5.0/7.4	0.6756	13.0/11.5	1.1304
$\left[\frac{\Delta P_1}{\Delta P_2}\right]^{1/3}$	$\left[\frac{\Delta P_1}{\Delta P_2}\right]^{1/3} - \frac{L_1}{L_2}$	$\epsilon$	$1 - \epsilon$
0.9141	-0.2163	0.6029	0.3970

$\rho_s$   
2.1830

$\rho_a = 0.8668 \text{ g/cm}^3$   
w = 915 g  
 $L_1 = 13 \text{ cm}$

6.6.1.7. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. TAMAÑO MEDIO DE PARTICULA 0.0132 cm MATERIAL  $UO_3$

$\Delta P_1/\Delta P_2$	$\Delta P_1/\Delta P_2$	L1/L2	L1/L2
6.5/8.1	0.8024	11.6/10.0	1.160
$\left[\frac{\Delta P_1}{\Delta P_2}\right]^{1/3}$	$\left[\frac{\Delta P_1}{\Delta P_2}\right]^{1/3} - \frac{L_1}{L_2}$	$\rho_s$	$\epsilon$ $1 - \epsilon$
0.9764	-0.1835	6.4610	0.8716      0.1283

$\rho_a = 0.8304 \text{ g/cm}^3$   
w = 783.2 g  
L = 11.6 cm

6.6.1.8. . DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. MATERIAL  $UO_3$ . TAMAÑO MEDIO DE PARTICULA 0.0111 cm.

$\Delta P_1/\Delta P_2$	$\Delta P_1/\Delta P_2$	$L_1/L_2$	$L_1/L_2$
4.2/7.4	0.5675	11.3/9.5	1.1894
$\left[\frac{\Delta P_1 L_1}{\Delta P_2 L_2}\right]^{1/3}$	$\epsilon$	$\rho_a$	$\rho_s$
0.8772	0.6068	0.7457	1.8969

6.6.2. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. MATERIAL  $UO_2$

6.6.2.1. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. MATERIAL  $UO_2$ . TAMAÑO MEDIO DE PARTICULA 0.0629 cm.

$\Delta P_1/\Delta P_2$	$\Delta P_1/\Delta P_2$	L1/L2	L1/L2
2.35/ 3.25	0.7230	10.9/10.0	1.09
2.9 / 4.30	0.6744	10.9/10.0	1.09
3.75/ 5.40	0.6944	10.9/10.0	1.09
4.30/ 6.30	0.6825	10.9/10.0	1.09
5.05/ 7.35	0.6870	10.9/10.0	1.09
5.85/ 8.50	0.6882	10.9/10.0	1.09
6.50/ 9.40	0.6914	10.9/10.0	1.09
7.25/10.30	0.7038	10.9/10.0	1.09
7.95/11.10	0.7162	10.9/10.0	1.09
8.55/12.0	0.7066	10.9/10.0	1.09
9.25/12.70	0.7283	10.9/10.0	1.09

$G \frac{lb}{h-ft^2}$	$Rec = \frac{G D_p}{\mu}$	$\left[ \frac{\Delta P_1 L_1}{\Delta P_2 L_2} \right]^{1/3}$	$\left[ \frac{\Delta P_1 L_1}{\Delta P_2 L_2} \right]^{1/3} \frac{-L1}{L2}$
23.5249	1.1161	0.9237	0.1662
35.1890	1.6694	0.9025	0.1874
48.4129	2.2968	0.9113	0.1786
60.5390	2.8721	0.9061	0.1838
74.8424	3.5507	0.9081	0.1818
86.6666	4.1117	0.9086	0.1813
100.4074	4.7636	0.9100	0.1799
114.3540	5.4253	0.9154	0.1745
124.7373	4.9179	0.9207	0.1692
137.2248	6.5104	0.9156	0.1733
150.9473	7.1614	0.9259	0.1640

$$E = \frac{1 - \frac{L_1}{L_2}}{\left[ \frac{\Delta P L_1}{\Delta P L_2} \right]^{\frac{1}{3}} - \frac{L_1}{L_2}} \quad \rho_s$$

0.5412	4.8115
0.4800	4.2451
0.5037	4.4485
0.4894	4.3236
0.4948	4.3695
0.4962	4.3816
0.5001	4.4162
0.5156	4.5574
0.5318	4.7151
0.5191	4.5907
0.5486	4.8902

$$w = 1953.7 \text{ g}$$

$$L = 10.9 \text{ cm}$$

$$A = 81.2 \text{ cm}^2$$

$$\rho_a = 2.2073 \text{ g/cm}^3$$

$$E = 0.5110 \quad \bar{\rho}_s = 4.5114 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

6.6.2.2. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. MATERIAL  $\text{UO}_2$ . TAMANO MEDIO DE PARTICULA 0.0398 cm

$\Delta P_1/\Delta P_2$	$\Delta P_1/\Delta P_2$	L1/L2	L1/L2
4.8/9.10	0.5274	10.8/9.9	1.0909
7.65/14.45	0.5294	10.8/9.9	1.0909
8.20/17.00	0.5262	10.8/9.9	1.0909
12.75/19.45	0.6555	10.8/9.9	1.0909
14.20/21.45	0.6620	10.8/9.9	1.0909
15.15/22.65	0.6688	10.8/10.0	1.0800
15.95/22.45	0.7104	10.8/10.1	1.0693
$G \frac{\text{lb}}{\text{h-ft}}$	$\text{Rec} = \frac{\bar{G} D_p}{\mu}$	$\left[ \frac{\Delta P L_1}{\Delta P L_2} \right]^{\frac{1}{3}}$	$\varepsilon$
23.5249	0.7023	0.8317	0.3507
35.1890	1.0506	0.8327	0.3521
48.4129	1.4454	0.8073	0.3205
60.5390	1.8074	0.8686	0.4090
74.8424	2.2345	0.8971	0.4692
86.6666	2.5875	0.8972	0.4378
100.4074	2.9978	0.9124	0.4418



$$\rho_s \frac{g}{cm^3}$$

3.5137  
3.5229  
3.3575  
3.8604  
4.2982  
4.0576  
4.0872

$$w = 2000.5 \text{ g}$$

$$L = 10.8 \text{ cm}$$

$$A = 81.2 \text{ cm}^2$$

$$\rho_a = 2.2811 \text{ g/cm}^3$$

6.6.2.3. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. MATERIAL  $UO_2$ . TAMAÑO MEDIO DE PARTICULA 0.0326 cm

$\Delta P_1/\Delta P_2$	$\Delta P_1/\Delta P_2$	L1/L2	L1/L2
1.80/ 1.95	0.9230	10.9/10.6	1.0283
2.55/ 3.15	0.8095	10.9/10.5	1.0380
3.50/ 4.10	0.8536	10.9/10.5	1.0380
4.30/ 5.25	0.8190	10.9/10.5	1.0380
5.15/ 6.35	0.8110	10.9/10.5	1.0380
5.90/ 7.40	0.7972	10.9/10.5	1.0380
6.80/ 8.55	0.7953	10.9/10.5	1.0380
7.60/ 9.35	0.8128	10.9/10.5	1.0380
9.05/10.95	0.8264	10.9/10.5	1.0380
9.60/11.70	0.8275	10.9/10.5	1.0380
10.55/12.60	0.8373	10.9/10.5	1.0380
11.35/13.50	0.8407	10.9/10.5	1.0380
11.95/13.95	0.8566	10.9/10.5	1.0380
12.45/14.85	0.8383	10.9/10.5	1.0380
14.00/16.20	0.8641	10.9/10.55	1.0331
14.80/16.70	0.8862	10.9/10.55	1.0331
15.15/17.30	0.8757	10.9/10.55	1.0331
16.15/18.10	0.8922	10.9/10.60	1.0283
16.75/18.70	0.9005	10.9/10.60	1.0283
17.40/18.90	0.9206	10.9/10.60	1.0283

$$\left[ \frac{\Delta P L_1}{\Delta P L_2} \right]^{1/3}$$

0.9736  
0.9319  
0.9486  
0.9356  
0.9325  
0.9272  
0.9265  
0.9332  
0.9384  
0.9388  
0.9425  
0.9438  
0.9497  
0.9429  
0.9525  
0.9605  
0.9567  
0.9627  
0.9656  
0.9728

$$G \frac{\text{lb}}{\text{h-ft}^2}$$

23.5249  
35.1890  
48.4129  
60.5390  
74.8424  
86.6666  
100.4074  
114.3540  
124.7337  
137.2248  
150.9473  
155.3476  
171.5310  
182.9664  
191.4744  
221.7919  
235.7202  
249.7492  
261.0016  
281.0364

$$\text{Re} = \frac{G D_p}{\mu}$$

0.5779  
0.8644  
1.1893  
1.4872  
1.8386  
2.1291  
2.4667  
2.8093  
3.0643  
3.3712  
3.7083  
3.8164  
4.2140  
4.4949  
4.7039  
5.4487  
5.7909  
6.1356  
6.4120  
6.9042

$$\left[ \frac{\Delta P L_1}{\Delta P L_2} \right]^{1/3} - \frac{L_1}{L_2}$$

-0.0546  
-0.1061  
-0.0894  
-0.1024  
-0.1055  
-0.1108  
-0.1115  
-0.1048  
-0.0996  
-0.0992  
-0.0955  
-0.0942  
-0.0883  
-0.0805  
-0.0806  
-0.0726  
-0.0764  
-0.0655  
-0.0626  
-0.0554

E

0.5180  
0.3590  
0.4257  
0.3717  
0.3609  
0.3437  
0.3413  
0.3633  
0.3823  
0.3839  
0.3986  
0.4040  
0.4310  
0.3916  
0.4112  
0.4567  
0.4339  
0.4315  
0.4519  
0.5100

1-E

0.4919  
0.6409  
0.5542  
0.6282  
0.6390  
0.6562  
0.6586  
0.6366  
0.6175  
0.6160  
0.6013  
0.5959  
0.5689  
0.6083  
0.5887  
0.5492  
0.5660  
0.5684  
0.5480  
0.4899

$$\beta_s = \frac{\rho_a}{1-E}$$

4.5434  
3.4160  
3.8132  
3.4854  
3.4265  
3.4365  
3.3114  
3.4393  
3.5448  
3.5541  
3.6410  
3.6743  
3.8488  
3.5992  
3.6193  
4.0304  
3.8683  
3.8517  
3.9953  
4.4690

$$\rho_a = 2.1896 \text{ g/cm}^3$$

$$L = 10.9 \text{ cm}$$

$$A = 81.2 \text{ cm}^2$$

$$w = 1938 \text{ g}$$

$$E = 0.4085$$

6.6.2.4. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. MATERIAL UO<sub>2</sub>. TAMAÑO MEDIO DE PARTÍCULA 0.0255 cm.

$\Delta P_1/\Delta P_2$	$L_1/L_2$	$\Delta P_1/\Delta P_2$	LL/L2
1.90/ 2.30	7.2/6.7	0.8260	1.0746
2.65/ 3.50	7.2/6.7	0.7571	1.0746
3.60/ 4.75	7.2/6.7	0.7578	1.0746
4.45/ 5.85	7.2/6.7	0.7606	1.0746
5.45/ 7.10	7.2/6.7	0.7676	1.0746
6.20/ 8.15	7.2/6.7	0.7607	1.0746
7.05/ 9.25	7.2/6.7	0.7621	1.0746
7.95/10.35	7.2/6.7	0.7681	1.0746
8.80/11.00	7.2/6.7	0.0800	1.0746
9.50/11.75	7.2/6.8	0.8085	1.0588
10.35/12.20	7.2/6.8	0.8028	1.0588
11.00/12.95	7.2/6.9	0.8494	1.0434
11.90/13.45	7.2/6.9	0.8847	1.0434
12.60/13.60	7.2/7.0	0.9264	1.0285

$G \frac{lb}{h-ft^2}$	Rec	$\left[ \frac{JPL_1}{\Delta P_2 L_2} \right]^{1/2}$	E
23.5249	0.4525	0.9610	0.6572
35.1890	0.6769	0.9335	0.5290
48.4129	0.9312	0.9338	0.5302
60.5390	1.1645	0.9350	0.5345
74.8424	1.4396	0.9378	0.5455
86.6666	1.6671	0.9350	0.5346
100.4074	1.9914	0.9356	0.5368
114.3540	2.1997	0.9380	0.5464
124.7373	2.3994	0.9508	0.6029
137.2248	2.6396	0.9495	0.5381
150.9473	2.9036	0.9472	0.5273
155.3476	2.9882	0.9605	0.5245
171.5310	3.2995	0.9737	0.6233
182.9664	3.5195	0.9840	0.6419

$$\bar{E} = 0.5623$$

1-E	$\rho_s$ g/cm <sup>3</sup>
0.3427	6.8868
0.4709	5.0119
0.4697	5.0243
0.4654	5.0712
0.4544	5.1945
0.4653	5.0721
0.4631	5.0967
0.4535	5.2040
0.3970	5.9449
0.4618	5.1108
0.4726	4.4939
0.4754	4.9641
0.3766	6.2662

$$\begin{aligned} \rho_a &= 2.3604 \text{ g/cm}^3 \\ L &= 7.2 \text{ cm} \\ A &= 81.2 \text{ cm}^2 \\ w &= 1380 \text{ g} \end{aligned}$$

6.6.2.5. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. MATERIAL UO<sub>2</sub>. TAMAÑO MEDIO DE PARTICULA 0.0201 cm

$\Delta P_1/\Delta P_2$	$\Delta P_1/\Delta P_2$	L1/L2	L1/L2
2.80/ 3.85	0.7272	8.3/7.6	1.0921
4.25/ 5.85	0.7264	8.3/7.6	1.0921
6.00/ 7.90	0.7594	8.3/7.6	1.0921
7.45/10.00	0.7450	8.3/7.6	1.0921
9.00/12.00	0.7500	8.3/7.6	1.0921

$\left[ \frac{\Delta P L_1}{\Delta P_2 L_2} \right]^{1/3}$	$\left[ \frac{\Delta P L_1}{\Delta P_2 L_2} \right]^{1/3} - \frac{L_1}{L_2}$	E	1-E
0.9260	-0.1660	0.5548	0.4451
0.9257	-0.1663	0.5537	0.4462
0.9395	-0.1525	0.6038	0.3961
0.9335	-0.1585	0.5809	0.4190
0.9356	-0.1564	0.5885	0.4113

$$E = 0.5763 \quad (1-\bar{E}) = 0.4236$$

$\rho_s$	
4.9426	L= 8.3 cm
4.9304	A= 81.2 cm <sup>2</sup>
5.5542	w= 1483 g
5.2506	$\rho_a = 2.23 \text{ g./cm}^3$
5.3494	
$\bar{\rho}_s = 5.2054 \text{ g/cm}^3$	

6.6.2.6. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. MATERIAL  $UO_2$ . TAMAÑO MEDIO DE PARTICULA 0.0160 cm

$JP_1/\Delta P_2$	L1/L2	L1/L2	$G \frac{lb}{h-ft^2}$
5.25/ 6.55	8.1/7.4	1.0945	25.5249
8.15/ 9.75	8.1/7.5	1.0800	35.1890
11.10/12.60	8.1/7.7	1.0919	48.4129
Rec	$\frac{\Delta P_1 L_1}{\Delta P_2 L_2}$	$\left[\frac{\Delta P_1 L_1}{\Delta P_2 L_2}\right]^{1/3}$	$\left[\frac{\Delta P_1 L_1}{\Delta P_2 L_2}\right]^{1/3} - \frac{L_1}{L_2}$
0.2841	0.8773	0.9573	-0.1372
0.4250	0.9027	0.9664	-0.1135
0.5848	0.9267	0.9749	-0.0769
E	1-E	$\rho_s \text{ g/cm}^3$	
0.6890	0.3109	6.3327	$\rho_a = 1.9689 \text{ g/cm}^3$
0.7047	0.2952	6.6678	$w = 1295.5 \text{ g}$
0.6746	0.3253	6.0519	$L = 8.1 \text{ cm}$
			$A = 81.2 \text{ cm}^2$

$\bar{E} = 0.6894$

6.6.2.7. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. MATERIAL  $UO_2$ . TAMAÑO MEDIO DE PARTICULA 0.0132 cm

$G \frac{lb}{h-ft^2}$	Rec	$\Delta P_1/\Delta P_2$	L1/L2
23.5249	0.2349	5.30/ 8.00	7.1/6.3
35.1890	0.3513	8.25/11.15	7.1/6.4
48.4129	0.4124	10.85/13.25	7.1/6.6
L1/L2	$\frac{\Delta P_1 L_1}{\Delta P_2 L_2}$	$\left[\frac{\Delta P_1 L_1}{\Delta P_2 L_2}\right]^{1/3}$	$\left[\frac{\Delta P_1 L_1}{\Delta P_2 L_2}\right]^{1/3} - \frac{L_1}{L_2}$
1.1269	0.7349	0.9024	-0.2245
1.1093	0.8208	0.9363	-0.1730
1.0757	0.8809	0.9586	-0.1171

E	1-E	$\rho_s$ g/cm <sup>3</sup>	
0.5655	0.4344	4.8056	$\rho_a = 2.0878$ g/cm <sup>3</sup>
0.6319	0.3680	5.6733	L = 7.1 cm
0.6466	0.3533	5.9095	w = 1203.7 g
$\bar{E} = 0.6147$	(1- $\bar{E}$ ) = 0.3852		A = 81.2 cm <sup>2</sup>

6.6.2.8. DETERMINACION INDIRECTA DE LA POROSIDAD DEL LECHO, DENSIDAD APARENTE Y DENSIDAD REAL. MATERIAL UO<sub>2</sub>. TAMAÑO MEDIO DE PARTICULA 0.0087 cm.

$\Delta P_1/\Delta P_2$	L1/L2	$\left[\frac{\Delta P_1}{\Delta P_2}\right]^{1/3}$	L1/L2
0.4/ 1.1	9.3/7.8	0.7137	1.1923
1.9/ 3.5	9.3/7.8	0.8157	1.1923
3.3/ 6.2	9.3/7.8	0.8104	1.1923
4.5/ 8.4	9.3/7.8	0.8121	1.1923
5.75/10.85	9.3/7.8	0.8092	1.1923
8.65/13.60	9.3/7.9	0.8599	1.1772
10.05/15.25	9.3/7.9	0.8702	1.1772

$\left[\frac{\Delta P_1 L_1}{\Delta P_2 L_2}\right]^{1/3}$	$\left[\frac{\Delta P_1 L_1}{\Delta P_2 L_2}\right]^{1/3} \cdot \frac{L_1}{L_2}$	$\epsilon = \frac{1 - \frac{L_1}{L_2}}{\left[\frac{\Delta P_1 L_1}{\Delta P_2 L_2}\right]^{1/3} \cdot \frac{L_1}{L_2}}$	1-E
0.7568	-0.4354	0.4416	0.5583
0.8650	-0.3272	0.5875	0.4124
0.8593	-0.3329	0.5775	0.4224
0.8612	-0.3311	0.5808	0.4191
0.8581	-0.3341	0.5754	0.4245
0.8902	-0.3020	0.6367	0.3632
0.9080	-0.2691	0.6583	0.3416
0.9188	-0.2583	0.6859	0.3140

$\rho_s$   $\bar{E} = 0.6146$  (1- $\bar{E}$ ) = 0.3853

3.8263	
5.1803	$\rho_a = 2.1365$ g/cm <sup>3</sup>
5.0576	w = 1613.4 g
5.0967	L = 9.3 cm
5.0321	A = 81.2 cm <sup>2</sup>
5.8314	
6.2542	
6.8029	$\bar{\rho}_s = 5.5441$

6.7. RESULTADOS DE LAS DIVERSAS VARIABLES EN EL PUNTO DE INICIACION DE LA FLUIDIZACION.<sup>13</sup>

El paso de un fluido por un conductor libre, es decir sin sólidos en arrastre y con una área constante a lo largo del conductor.

$$\frac{\Delta P}{L} \propto \frac{\rho_f \mu_o^2}{2 g_c r h} \left( \frac{4 r h \mu_o \rho_f}{\mu} \right)^{n-2} = \frac{k}{g_c} \frac{\mu^{2-n} \mu_o^n}{\rho_f} D_t^{n-3}$$

$\Delta P$  = caída de presión (lb/ft<sup>2</sup>)

$L$  = altura (ft)

$G_c$  = constante gravitacional ( $\frac{\text{lb masa-ft}}{\text{lb fuerza-seg}^2}$ )

$\mu_o$  = velocidad lineal del fluido (ft/seg)

$D_t$  = diámetro del conductor (ft)

$r h$  = radio hidráulico

$\rho_f$  = densidad del fluido (lb/ft<sup>3</sup>)

$n$  = variable exponencial es función del número de Reynolds y su valor para un régimen laminar es igual a 1.0, en un régimen turbulento toma valores mayor o igual a 1.0 hasta valores menores o iguales a 2.0

$\mu$  = viscosidad del fluido (lb/ft-seg)

REGIMEN LAMINAR

Ley de Hagen-Poiseuille

$$\Delta P = 32 \frac{\mu \mu_o L}{D_t^2 g_c} \quad (1)$$

$$\frac{\Delta P g_c D_t}{2 L \rho_f \mu_o^2} = k \left( \frac{D_t \mu_o \rho_f}{\mu} \right)^{-1} = f$$

SUBSTITUYENDO 1 en 2

$$f = \frac{32 \frac{\mu \mu_0 L}{Dt^2} g_c Dt}{2L \rho \mu_0^2} = 16 \frac{\mu}{Dt \mu_0 \rho}$$

El factor de fricción es función del número de Reynolds.

Flujo a través de un material dentro del conductor.

El flujo del fluido antes de llegar a la placa de distribución lleva una velocidad y tiene una área vacía  $S$  y es igual el flujo volumétrico en las dos secciones.

$$\mu_0 S = \mu_2 S E \quad ; \quad \mu_2 = \frac{\mu_0}{E \cos \theta} \quad ; \quad \theta = \text{ángulo de desviación.}$$

Camino recorrido

$$dLe = \frac{dL}{\cos \theta}$$

Por definición el diámetro hidráulico

$$Dh = 4 \frac{S'}{P}$$

$S'$  = área equivalente

$P$  = perímetro mojado

$E$  = porosidad del lecho

$$S' = E S$$

Perímetro mojado

Tomando un valor  $m$  igual al número de partículas por pie cuadrado.

$$\text{Volumen de una partícula} = \frac{1}{6} \pi D^3$$

El volumen de sólidos dividido entre el volumen total es igual a  $1-E$

$$m = \frac{1-E}{\frac{1}{6} \pi D_p^3} = 6 \frac{(1-E)}{\pi D_p^3}$$



Perímetro mojado.

$$P = D_p^2 \pi m S$$

$$Dh = \frac{2 E D_p}{3(1-E)}$$

SUBSTITUYENDO  $\mu_s$ ,  $L_s$ ,  $Dh$  en ecuación ①

$$\Delta P = \frac{32 \mu \left( \frac{\mu_0}{E \cos \theta} \right) \left( \frac{L}{\cos \theta} \right)}{g_c \left( \frac{2 E D_p}{3(1-E)} \right)^2} = \frac{32}{(\cos \theta)^2} \cdot \frac{9}{4} \cdot \frac{\mu \mu_0 L}{g_c} \cdot \frac{(1-E)^2}{E^3} \quad \text{③}$$

Para diferentes ángulos

En estas consideraciones no se tomo en cuenta la forma de las partículas y es necesario introducir este factor de forma llamado esfericidad.

$$D_p = \frac{6 V}{A \phi}$$

$$D_p \phi = \frac{6 V}{A}$$

SUBSTITUYENDO EN 3

$$\Delta P = \frac{72}{(\cos \theta)^2} \cdot \frac{\mu L \mu_0 (1-E)^2}{D_p^2 \phi g_c E^3}$$

En el punto de la iniciación de la fluidización por investigación de Carman, Lewis y el U.S. Bureau of Mines en el ángulo de  $45^\circ$  la constante  $\left( \frac{72}{(\cos \theta)^2} \right)$  dió valores de 144,180 y 200 dentro de un regimen laminar siendo probado el valor de 200 con mejores resultados en este punto de iniciación de la fluidización, se puede obtener el factor de fricción modificado en forma indirecta

$$f_m = \frac{\Delta P D_p \phi^2 g_c E^3}{2 \mu_0^2 L \rho_f (1-E)^2} = 100 \left( \frac{\bar{D}_p \mu_0 \rho_f}{\mu} \right)^{-1.0}$$

Conocido el factor de fricción  $f_m$  se puede conocer el valor del factor de forma  $\phi$  (esfericidad).

REGIMEN TURBULENTO<sup>13</sup>

$$f_m = \frac{\Delta P D_h g_c}{2 L \epsilon \rho \mu \epsilon} = f [Re]$$

SUBSTITUYENDO  $\mu \epsilon$ ,  $L \epsilon$ ,  $D_h$  y  $\bar{D}_p \phi$

$$Re_k = \frac{D_h \mu \epsilon \rho \epsilon}{\mu} = k' \frac{D_p \mu_0 \rho \epsilon}{(1-\epsilon) \mu}$$

$$f_m = \frac{\Delta P D_p \phi^{3-n} g_c \epsilon^3 \rho \epsilon}{2 L G^2 (1-\epsilon)^{2-n}}$$

Conocidas las otras variables se puede obtener el valor del factor de fricción en el punto de fluidización total.

ESFERICIDAD.- Este es un factor de forma adimensional y varía de 0.0 a 1.0, el valor de la unidad es hipotético ya que se trataría de un material que tendría la forma de una esfera perfecta, sin embargo este factor nos permite detectar la influencia de la vibración (horizontal y vertical) en la fluidización.

Dentro del intervalo de tamaño de partícula (0.0629cm - 0.0087 cm) se ve en la tabla 6.7.1. para valores de diámetro medio de partícula mayores (dentro del rango experimentado) una mejoría notable en la vibración horizontal (valor más alto de esfericidad) y en las partículas de diámetro medio más pequeño la mejora se aprecia cuando el lecho trabajo con vibración vertical (alto valor de esfericidad)

El hecho de que siendo el mismo material tenga valores diferentes en esfericidad indica la influencia de la vibración o del arreglo de cama, cuando el factor de forma es más alto quiere decir que la fluidización fue más homogénea.

En la tabla 6.7.1. es un condensado de valores de las variables en el punto de iniciación de la fluidización. Todas están en unidades inglesas.

$V_{mf}$	(ft/seg)	velocidad lineal del fluido
$G$	(lb/h-ft <sup>2</sup> )	masa velocidad
$Rec$	(adimensional)	número de Reynolds corregido
$f_m$	(adimensional)	factor de fricción modificado
$L$	(ft)	altura del material dentro del reactor
$\rho_a$	(lb/ft <sup>3</sup> )	densidad aparente
$\rho_s$	(lb/ft <sup>3</sup> )	densidad real
$E$	(adimensional)	porosidad o relación de volumen hueco
$\phi$	(adimensional)	esfericidad o factor de forma
$\bar{D}_p$	(ft)	diámetro promedio de partícula
$\Delta P_o$	(lb/ft <sup>2</sup> )	caída de presión debida al material

En la tabla 6.7.2. el valor de las variables en el punto de fluidización total.

$V_f$	(ft/seg)	velocidad lineal del fluido
$n$	(exponencial)	varía con el número de Reynolds



6.7.1 Resultados de diversas variables en el punto de iniciación de la fluidización.

MATERIAL		UO <sub>3</sub>				UO <sub>2</sub>			
$\bar{D}_p$	Variables	L.S.	L.E.	L.V.V.	L.V.H.	L.S.	L.E.	L.V.V.	L.V.H.
8.379 x 10 <sup>-4</sup>	Vmf	0.0656	0.0482	0.0639	0.0623				
	G	11.5235	8.4697	11.2354	10.9473				
	Re <sub>c</sub>	0.2216	0.1629	0.2161	0.2105				
	f <sub>m</sub>	451.1248	613.7752	462.6921	474.8682				
	L	0.4658	0.4560	0.4527	0.4560				
	ΔP	21.8956	23.5531	21.6910	21.2817				
	P <sub>a</sub>	54.1745	55.3438	55.7448	55.3438				
	P <sub>p</sub>	115.7304	115.7304	115.7304	115.7304				
	(1-Emf)	0.4681	0.4782	0.4816	0.4782				
	Emf	0.5318	0.5217	0.5183	0.5217				
6.624 x 10 <sup>-4</sup>	φ	0.8294	0.7132	0.8677	0.8530				
	Vmf					0.2247	0.1656	0.2312	0.2312
	G					39.4680	29.0968	40.6204	40.6204
	Re <sub>c</sub>					0.6002	0.4425	0.6177	0.6177
	f <sub>m</sub>					166.6010	225.9835	161.8747	161.8747
	L					0.2821	0.2591	0.2788	0.2821
	ΔP					31.4110	31.2064	31.9226	32.1067
	P <sub>a</sub>					132.7396	144.5013	134.5012	131.7396
	P <sub>p</sub>					324.6761	324.6761	324.6761	324.6761
	(1-Emf)					0.4088	0.4450	0.4136	0.4088
5.262 x 10 <sup>-4</sup>	Emf					0.5911	0.5549	0.5863	0.5911
	φ					0.9403		0.9626	0.9436
	Vmf	0.0177	0.0131	0.0229	0.0223	0.1049	0.0803	0.1187	0.1279
	G	3.1113	2.3047	3.9643	3.9179	18.4376	14.1163	20.8575	22.4708
	Re <sub>c</sub>	0.0375	0.0278	0.0478	0.0473	0.2227	0.1705	0.2519	0.2714
	f <sub>m</sub>	2660.5815	3591.7851	2088.1189	2112.8148	448.9731	586.4139	396.8823	368.3882
	L	0.4498	0.3828	0.4140	0.4137	0.2723	0.2526	0.2591	0.2591
	ΔP	19.2763	18.9284	20.5041	20.0539	27.6048	26.7454	27.9118	27.3184
	P <sub>a</sub>	51.2644	59.6993	54.2314	54.7183	111.3969	119.3689	115.6565	114.9662
	P <sub>p</sub>	136.1600	134.9695	132.5886	133.6230	297.7658	296.0095	294.2531	292.4967
(1-Emf)	0.3765	0.4423	0.4090	0.4093	0.3741	0.4022	0.3930	0.3930	
	Emf	0.6234	0.5576	0.5909	0.5906	0.6258	0.5967	0.6069	0.6069
	φ	0.4554	0.4927		0.8810	0.7122	0.7061	0.8086	0.8480

6.7.1 Resultados de diversas variables en el punto de iniciación de la fluidización

MATERIAL		UO <sub>3</sub>				UO <sub>2</sub>				
$\bar{D}_p$	Variables	L.S.	L.E.	L.V.V.	L.V.H.	L.S.	L.E.	L.V.V.	L.V.H.	
$4.351 \times 10^{-4}$	$V_{mf}$	0.0114	0.0095	0.0180	0.0213	0.0803	0.0597	0.0859	0.0853	
	G	2.0186	1.6709	3.1689	3.7451	14.1163	10.4864	15.0958	14.9805	
	R <sub>cc</sub>	0.0231	0.0166	0.0316	0.0374	0.1410	0.1047	0.1507	0.1496	
	f <sub>m</sub>	4564.4433	5091.5695	3159.1912	2673.1618	709.2061	954.7006	662.1890	668.2904	
	L	0.3877	0.3290	0.3631	0.3549	0.2329	0.2099	0.2280	0.2559	
	$\Delta P$	13.6694	16.1659	17.1481	13.9149	23.0415	25.3743	24.3512	25.7018	
	$\rho_a$	50.8315	58.5859	51.8884	51.8308	130.2245	144.4678	144.4678	118.5371	
	$\rho_s$					338.0157	338.0157	337.0639	338.0139	
	(1-E <sub>mf</sub> )					0.3852	0.4273	0.3935	0.3506	
	E <sub>mf</sub>					0.6147	0.5726	0.6064	0.6493	
	$\phi$					0.8077	0.8473	0.8376	0.6920	
	$3.659 \times 10^{-4}$	$V_{mf}$	0.0150	0.0082	0.0124	0.0114				
		G	2.6504	1.4404	2.1894	2.0166				
R <sub>cc</sub>		0.0222	0.0121	0.0183	0.0169					
f <sub>m</sub>		4491.1665	8263.7463	5436.6752	5902.6760					
L		0.3707	0.3412	0.3280	0.3412					
$\Delta P$		9.7404	11.0092	10.7841	11.8686					
$\rho_a$		46.5162	50.5416	52.5633	50.5416					
$\rho_s$		118.3184	118.3184	118.3184	118.3184					
(1-E <sub>mf</sub> )		0.3931	0.4271	0.4442	0.4271					
E <sub>mf</sub>		0.6068	0.5728	0.5557	0.5728					
$\phi$		0.8395	0.6617	0.8796	0.7540					
$2.878 \times 10^{-4}$		$V_{mf}$					0.0597	0.0321	0.0482	0.0511
		G					10.4864	5.6465	8.4697	8.9883
	R <sub>cc</sub>					0.0692	0.0373	0.0559	0.0593	
	f <sub>m</sub>					1443.2052	2680.2383	1786.8255	1683.7395	
	L					0.3123	0.2608	0.3001	0.3031	
	$\Delta P$					33.4982	31.2064	33.0276	34.2554	
	$\rho_a$					133.2576	158.8841	137.6995	137.6995	
	$\rho_s$					353.9785	352.4483	351.5617	355.0197	
	(1-E <sub>mf</sub> )					0.3764	0.4508	0.3916	0.3878	
	E <sub>mf</sub>					0.6235	0.5491	0.6083	0.6121	
	$\phi$					0.9661	0.9724	0.9256	0.9230	

6.7.2 RESULTADOS DE DIVERSAS VARIABLES EN EL PUNTO DE FLUIDIZACION TOTAL

MATERIAL		UO <sub>3</sub>				UO <sub>2</sub>				
$\bar{D}_p$	Variables	L.S.	L.E.	L.V.V.	L.V.H.	L.S.	L.E.	L.V.V.	L.V.H.	
$2.066 \times 10^3$	Vf	0.7939	0.7381	0.7939	0.7939					
	L	0.5971	0.6069	0.6069	0.6003					
	I-E	0.4080	0.4014	0.4014	0.4058					
	$\Delta P$	26.3652	27.1464	26.9512	27.1464					
	E	0.5919	0.5985	0.5985	0.5941					
	G	539.3046	501.4195	539.3046	539.3046					
	Rec	25.4732	23.6837	25.4732	25.4732					
	$\phi$	0.7313	0.7044	0.3865	0.8008					
	A	111.9871	111.9871	111.9871	111.9871					
	n	1.27	1.27	1.27	1.27					
	$x_{in}$	2.3172	2.4692	0.7504	2.5876					
	$1.306 \times 10^3$	Vf	0.6725	0.6725	0.6824	0.6889				
		L	0.6102	0.6266	0.6774	0.5872				
		I-E	0.2999	0.2921	0.3170	0.3117				
$\Delta P$		27.244	26.756	26.2676	26.2676					
E		0.7000	0.7078	0.6829	0.6882					
G		456.8489	456.8489	463.5345	467.9916					
Rec		13.6399	13.6399	13.8595	13.9726					
$\phi$		0.4777	0.4466	0.5226	0.5266					
A		147.9000	147.9000	147.9000	147.9000					
n		1.05	1.05	1.05	1.05					
$x_{in}$		2.4796	2.2652	2.4392	2.5248					
$1.070 \times 10^3$		Vf	0.5807	0.5807	0.5413	0.5577				
		L	0.5741	0.5347	0.5118	0.5150				
		I-E	0.3798	0.4078	0.4261	0.4233				
	$\Delta P$	25.9748	25.4864	25.095	24.7052					
	E	0.6201	0.5921	0.5738	0.5766					
	G	394.4500	394.4500	367.7077	378.8503					
	Rec	9.6476	9.6476	8.9935	9.2660					
	$\phi$	0.8294	0.7132	0.8677	0.8530					
	A	115.6357	115.5571	115.5571	115.5571					
	n	43.9227	47.1243	49.2389	48.9251					
	$x_{in}$	70.126	24.446	39.7944	51.8584					

6.7.2. RESULTADOS DE DIVERSAS VARIABLES EN EL PUNTO DE FLUIDIFICACION TOTAL

MATERIAL	UO <sub>3</sub>				UO <sub>2</sub>			
	L.S.	L.E.	L.V.V.	L.V.H.	L.S.	L.E.	L.V.V.	L.V.H.
$\bar{D}_p$								
$8.379 \times 10^{-9}$								
Vf	0.6003	0.6003	0.5577	0.5413				
L	0.5610	0.5675	0.5610	0.5610				
1-E	0.3887	0.3842	0.3910	0.3887				
$\Delta P$	5.6637	5.6392	5.6637	5.4516				
E	0.6112	0.6157	0.6089	0.6112				
G	407.8212	407.8212	370.8503	367.7077				
Rec	7.8101	7.8101	7.2553	7.0419				
$\phi$								
$\beta$	115.7304	115.7304	115.7304	115.7304				
$\beta_a$	44.9869	44.4668	45.2516	44.9869				
$\chi_m$								
$6.624 \times 10^{-9}$								
Vf	0.5150	0.5036	0.4921	0.4675	0.6233	0.5708	0.5479	0.5331
L	0.5479	0.5511	0.5511	0.5479	0.3116	0.3182	0.3116	0.3116
1-E	0.4308	0.4283	0.4283	0.4308	0.3701	0.3624	0.3701	0.3701
$\Delta P$	5.8101	5.9810	5.9810	5.9322	32.492	32.2244	31.736	32.0292
E	0.5691	0.5716	0.5716	0.5691	0.6298	0.6375	0.6298	0.6298
G	349.8794	342.0795	334.2797	317.5657	423.4209	387.7644	372.1647	362.1363
Rec	5.7500	5.6226	5.4944	5.2196	6.9595	6.3735	6.1171	5.9522
$\phi$					0.9403		0.9626	0.9436
$\beta$					324.6761	324.6761	324.6761	324.6761
$\beta_a$					120.1643	117.6860	120.1643	120.1643
$\chi_m$					94.3852		139.0224	128.6876
$5.262 \times 10^{-9}$								
Vf	0.4376	0.4376	0.4376	0.4376	0.5183	0.4803	0.4330	0.5183
L	0.5544	0.5544	0.5440	0.5479	0.3215	0.3182	0.3149	0.3116
1-E	0.3054	0.3054	0.3109	0.3090	0.3168	0.3201	0.3234	0.3268
$\Delta P$	19.8228	19.53	19.3344	19.432	29.1972	27.9276	28.1232	28.0252
E	0.6945	0.6945	0.6890	0.6909	0.6931	0.6798	0.6765	0.6731
G	297.2861	297.2861	297.2861	297.2861	352.1079	326.2570	294.1661	352.1079
Rec	3.5753	3.5753	3.5753	3.5753	4.2347	3.9238	3.5378	4.2347
$\phi$	0.4554	0.4927		0.8810	0.7122	0.7061	0.8086	0.8880
$\beta$	136.1600	134.9695	132.5886	133.6769	297.7858	296.0095	294.2531	292.4967
$\beta_a$	41.5879	41.2243	41.3173	41.3173	94.3163	94.7567	95.1757	95.6035
$\chi_m$	24.0708	27.752		85.876	94.2292	226.5292	159.4852	118.914

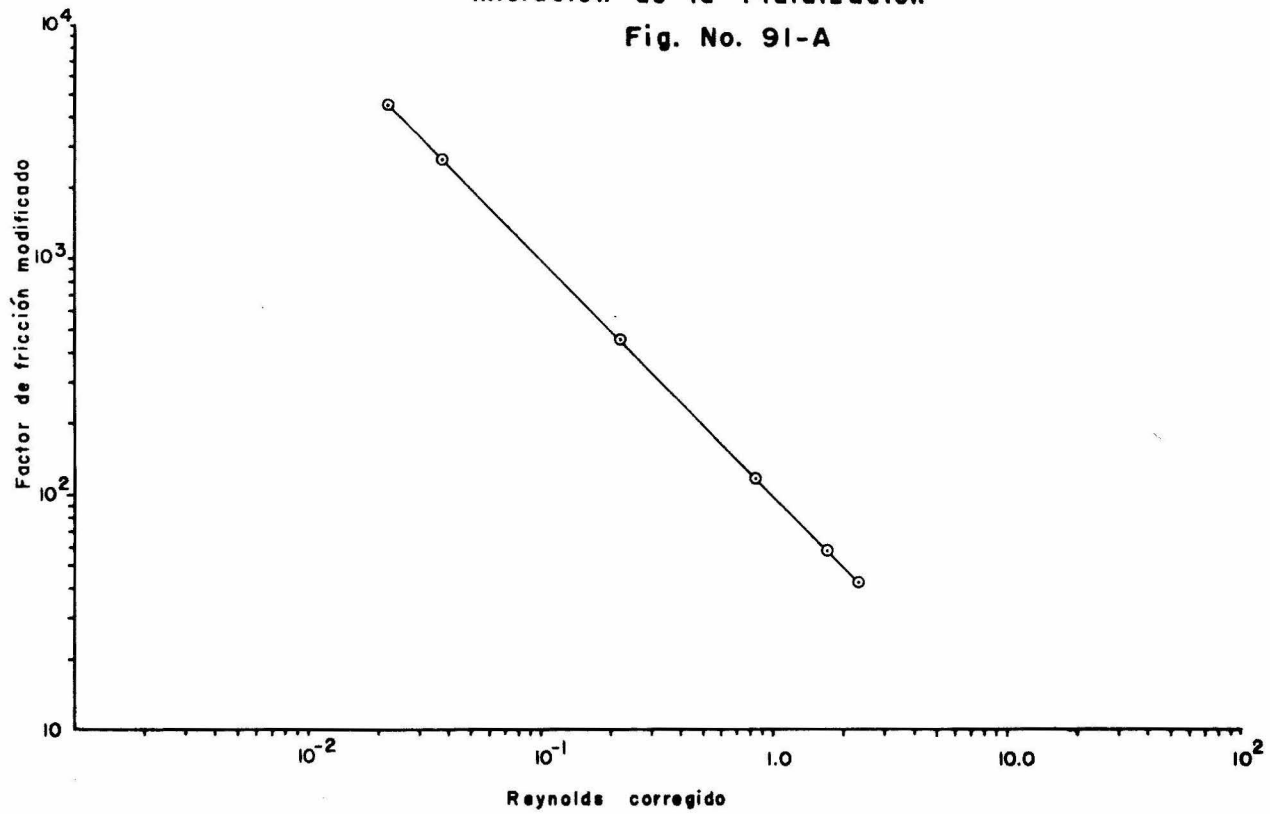


6.7.2 RESULTADOS DE DIVERSAS VARIABLES EN EL PUNTO DE FLUIDIZACION TOTAL

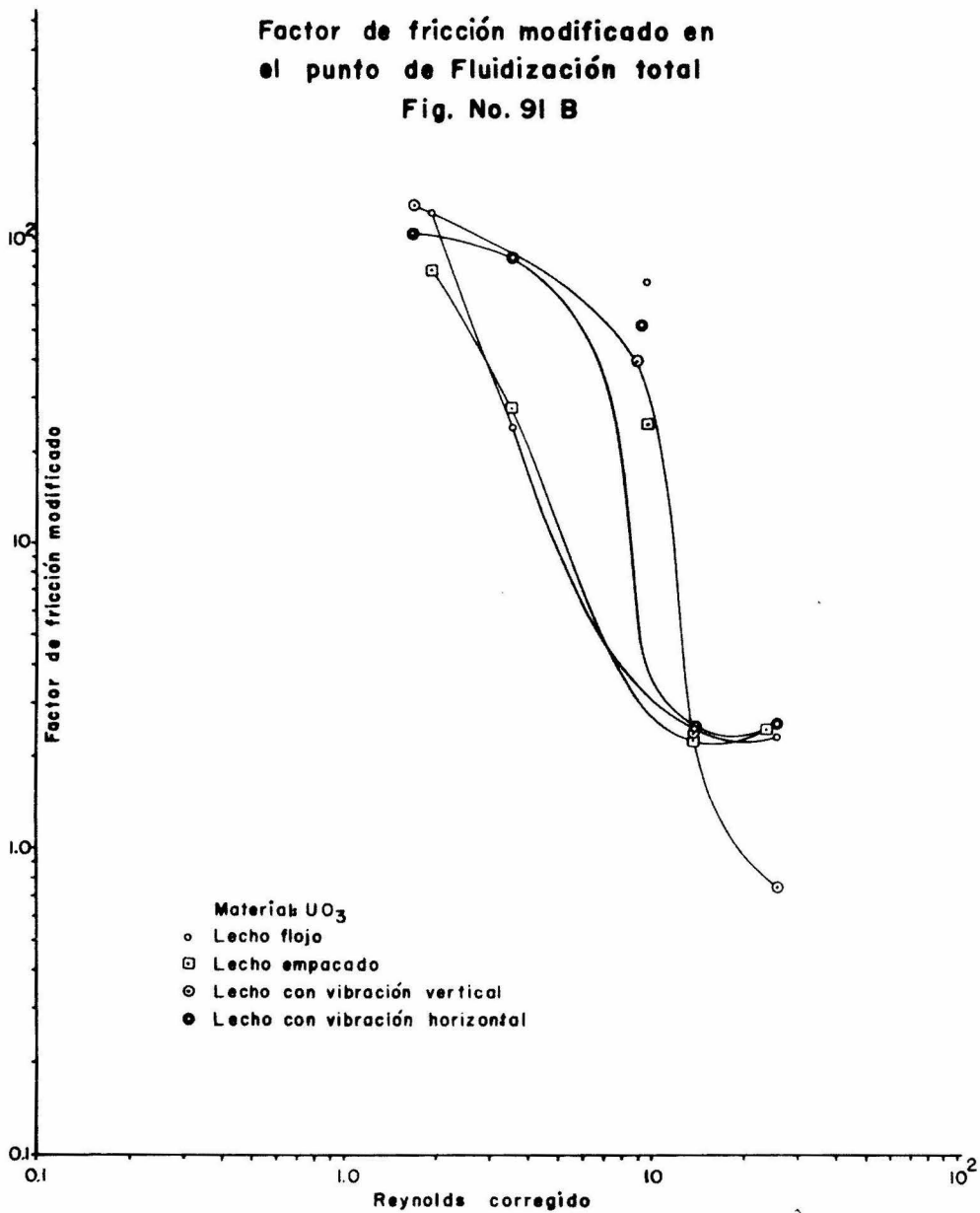
MATERIAL	UO <sub>3</sub>				UO <sub>2</sub>			
	L.S.	L.E.	L.V.V.	L.V.H.	L.S.	L.E.	L.V.V.	L.V.H.
$\bar{D}_p$ $\times 351 \times 10^4$								
Variables								
Vf					0.3461	0.3461	0.3461	0.3461
L					0.2783	0.2821	0.2427	0.2395
I-E					0.3218	0.3180	0.3696	0.3747
$\Delta P$					26.9512	26.756	26.17	26.0724
E					0.6791	0.6819	0.6303	0.6252
G					235.1100	235.1100	235.1100	235.1100
Re					2.3380	2.3380	2.3380	2.3380
$\phi$					0.8077	0.8473	0.8376	0.6920
A					338.0157	338.0157	337.0639	338.0139
R					108.7758	107.5109	124.5933	126.6560
Am					226.8848	254.9548	165.6228	108.4332
$3.659 \times 10^4$								
Vf	0.3366	0.3161	0.2959	0.2959				
L	0.5544	0.5282	0.4855	0.5019				
I-E	0.2628	0.2759	0.3001	0.2903				
E	0.7371	0.7240	0.6998	0.7096				
$\Delta P$	15.3308	15.7216	15.1356	15.3308				
G	228.7052	214.7591	201.0180	201.0180				
Re	1.9128	1.7961	1.6812	1.6812				
$\phi$	0.8395	0.6617	0.8796	0.7540				
A	118.8432	118.8432	118.8432	118.8432				
R	31.2319	32.7288	35.6648	34.5001				
Am	119.936	78.2332	126.0992	101.1636				
$2.978 \times 10^4$								
Vf					0.2959	0.2118	0.2201	0.2396
L					0.3707	0.3379	0.3608	0.3608
I-E					0.3171	0.3479	0.3258	0.3258
E					0.6828	0.6520	0.6741	0.6741
$\Delta P$					35.056	32.5172	33.2984	32.908
G					201.0180	143.9096	149.5054	162.7652
Re					1.3223	0.9466	0.9835	1.0707
$\phi$					0.9661	0.9724	0.9256	0.9230
A					353.9785	352.4483	351.5617	355.0197
R					112.2664	122.6337	114.5409	115.6675
Am					1414.9216	1545.5832	1443.5876	1457.7864

Factor de fricción en el punto de  
iniciación de la Fluidización

Fig. No. 91-A

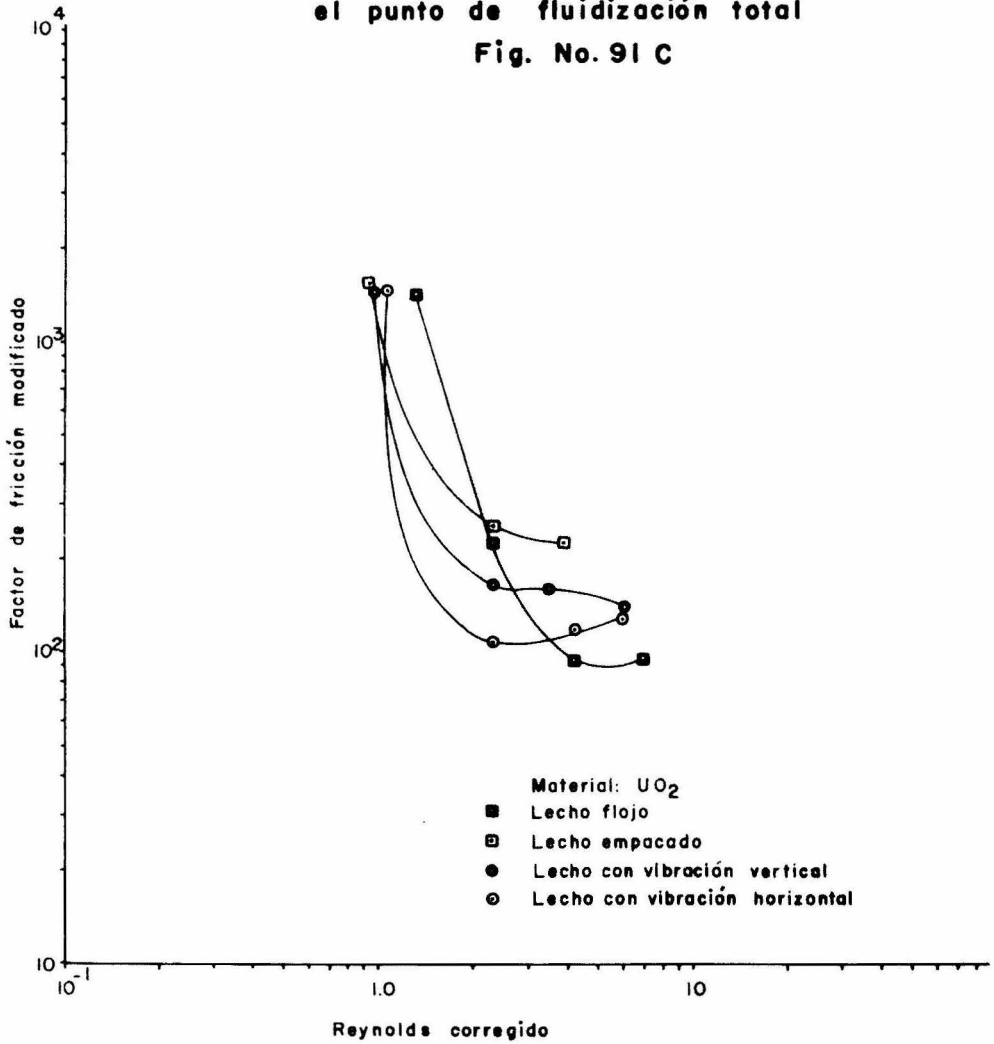


Factor de fricción modificado en  
 el punto de Fluidización total  
 Fig. No. 91 B



Factor de fricción modificado en  
el punto de fluidización total

Fig. No. 91 C



CAPITULO VII  
 DISEÑO DE UN REACTOR EXPERIMENTAL DE LECHO  
 FLUIDIZADO.

7.1. DATOS DE DISEÑO.

Se requieren tres etapas en el reactor, las dimensiones serán iguales para las tres etapas, el diámetro interior del reactor será de 15.24 cm, la alimentación a cada etapa se hará a una altura de dos diámetros del reactor, una capacidad para obtener 6 kg. por hora de  $UO_2$ , tomando de base la muestra clave  $UO_2-10-72$

CLAVE DE LA MUESTRA	$UO_2-10-72$
Reactor	lecho fijo
Escala	laboratorio
Atmósfera de reducción	Hidrógeno
Temperatura de reducción	5 horas
Atmósfera de estabilización	$CO_2$
Tiempo de estabilización	2 horas

ANALISIS DE LA MUESTRA

Relación O/U 2.06

Relación de oxígeno a uranio a % de conversión.

$$\frac{2.00}{2.06} \times 100 = 97.087 \%$$

Fracción no convertida 2.912 %

Velocidad de reacción de la muestra  $UO_2-10-72$

Se obtiene la velocidad específica de reacción con respecto a la fracción no convertida.

$$r_f = k' F \quad ; \quad -\frac{dF}{d\theta} = k' F$$

$$-\frac{dF}{F} = k' d\theta; \quad -\int_{F_i}^{F_f} \frac{dF}{F} = k' \int_0^\theta d\theta; \quad F = \text{fracción de } \text{UO}_3 \text{ no reducida.}$$

$$-\int_{F_i}^{F_f} \frac{dF}{F} = k' \int_0^\theta d\theta \quad \text{integrando } \ln \frac{F_i}{F_f} = K' \theta$$

$$F_i = 100 \% \quad F_f = 2.91 \% \quad \theta = 300 \text{ minutos}$$

$$K' = \frac{\ln \frac{F_i}{F_f}}{\theta} = \frac{4.605 - 1.068}{300 \text{ min.}} \quad K' = 0.01178 \text{ min}^{-1}$$

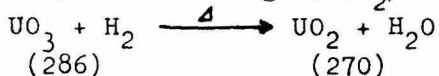
Los valores obtenidos en fluidización para los tamaños de partícula de la malla 80 a la 200, los valores de la densidad del sólido tomando los más críticos, para  $\text{UO}_3$  se tiene  $\rho_s = 1.195 \text{ g/cm}^3$ , que es el valor menor para trióxido de uranio, para el dióxido de uranio el valor mas alto de densidad del sólido es  $\rho_s = 5.54 \text{ g/cm}^3$  (partícula con diámetro medio de 0.0087 cm)

Area interior del reactor  $182.41 \text{ cm}^2$

Altura del material en cada etapa 30 cm

Volumen individual de etapa  $5472.44 \text{ cm}^3$  (ocupada por el material en reposo)

Para obtener 6 kg de  $\text{UO}_2$ / hora es:



## 7.2. DETERMINACION DE LA CONVERSION POR ETAPA

Alimentación de trióxido de uranio por hora 6355 g.

$$6355 \text{ g } \frac{\text{UO}_3}{\text{hora}} \times \frac{1 \text{ cm}^3 \text{ UO}_2}{1.195 \text{ g } \text{UO}_3} = 5317.56 \text{ cm}^3 \text{ de } \frac{\text{UO}_2}{\text{hora}}$$

Volumen de trióxido de uranio alimentado

$5317.56 \text{ cm}^3/\text{hora}$

Tiempo de residencia

Volumen de material por etapa

Flujo volumétrico de trióxido de uranio

$$\theta_v = \frac{5472.44 \text{ cm}^3}{5317.56 \frac{\text{cm}^3}{\text{hora}} \times \frac{1 \text{ hora}}{60 \text{ min}}} = 61.747 \text{ min}$$

$$\ln \frac{F_i}{F_f} = K' \theta = (61.747 \text{ min}) (0.011787 \text{ min}^{-1})$$

$$\ln \frac{F_i}{F_f} = 0.7278 \qquad \frac{F_i}{F_f} = 2.0705$$

$$F_f = 0.4829$$

Fracción de  $\text{UO}_3$  no convertida = 0.4829

Fracción de  $\text{UO}_2$  convertido en esta etapa = 0.5170

7.2.1.2. MEZCLA QUE SALE DE LA PRIMERA ETAPA PARA ALIMENTAR A LA SEGUNDA ETAPA, VOLUMEN DE LA MEZCLA.

Peso de la mezcla

$$(355 \text{ g}) (0.4829) = 171.45 \text{ g}$$

$$\text{Mezcla de } \text{UO}_3 \text{ y } \text{UO}_2 = 6171.45 \text{ g } \frac{\text{mezcla}}{\text{hora}}$$

El volumen que sale de la primera etapa pasa a alimentar a la segunda etapa.

$$(6171.45 \text{ g } \frac{\text{mezcla}}{\text{hora}}) (0.51704 \frac{\text{g de } \text{UO}_2}{\text{g de mezcla}}) = 3190.887 \text{ g-UO}_2/\text{hora}$$

$$(3190.887 \frac{\text{g de } \text{UO}_2}{\text{hora}}) (\frac{1 \text{ cm}^3 \text{ de } \text{UO}_2}{5.5441 \text{ g de } \text{UO}_2}) = 575.5426 \text{ cm}^3 \text{ UO}_2/\text{hora}$$

$$(6171.45 \frac{\text{g de mezcla}}{\text{hora}}) (0.4829 \frac{\text{g de } \text{UO}_3}{\text{g de mezcla}}) = 2980.5633 \frac{\text{g } \text{UO}_3}{\text{hora}}$$

$$(2980.5633 \frac{\text{g } \text{UO}_3}{\text{hora}}) (\frac{1 \text{ cm}^3 \text{ de } \text{UO}_3}{1.195 \text{ g de } \text{UO}_3}) = 2493.994 \text{ cm}^3 \text{ de } \frac{\text{UO}_3}{\text{hora}}$$

Volumen de mezcla = volumen ocupado por  $\text{UO}_3$  + volumen ocupado por  $\text{UO}_2 = 3069.5372 \frac{\text{cm}^3 \text{ de mezcla}}{\text{hora}}$

7.2.2.1. DETERMINACION DEL TIEMPO DE RESIDENCIA  
Y CONVERSION EN LA SEGUNDA ETAPA

Flujo de alimentación a la segunda etapa

$$3069.53 \frac{\text{cm}^3 \text{ mezcla}}{\text{hora}}$$

$$\theta_r = \frac{\text{Volumen del reactor por etapa al tubo de derrame}}{\text{Flujo volumétrico de mezcla}}$$

$$\text{Tiempo de residencia} = \frac{5472.44 \text{ cm}^3}{3069.53 \frac{\text{cm}^3}{\text{hora}} \times \frac{\text{hora}}{60 \text{ min.}}} = 106.97 \text{ min.}$$

Conversión en la segunda etapa

$$\text{In } \frac{F_i}{F_f} = 1.2608 ; \quad \frac{F_i}{F_f} = 3.5284$$

$$F_f = 0.1368$$

$$\text{Fracción no convertida de } \text{UO}_3 = 0.1368$$

$$\text{Fracción convertida a } \text{UO}_2 = 0.863$$

La alimentación de la tercera etapa es la salida de la segunda.

7.2.2.2. MEZCLA QUE SALE DE LA SEGUNDA ETAPA PARA  
ALIMENTAR A LA TERCERA ETAPA, VOLUMEN DE  
LA MEZCLA ( $\text{UO}_3 - \text{UO}_2$ )

Peso de la mezcla

$$(355) (0.1368) = 48.59 \text{ g}$$

Peso de la mezcla que alimenta a la tercera etapa.

$$6048.59 \frac{\text{g mezcla}}{\text{hora}}$$

$$\left( 6048.59 \frac{\text{g de mezcla}}{\text{hora}} \right) (0.1368 \frac{\text{g de } \text{UO}_2}{\text{g de mezcla}}) = 827.91 \frac{\text{g de } \text{UO}_2}{\text{hora}}$$

$$\left( 827.91 \frac{\text{g de } \text{UO}_2}{\text{hora}} \right) \left( \frac{1 \text{ cm}^3 \text{ de } \text{UO}_2}{1.195 \text{ g de } \text{UO}_3} \right) = 692.75 \frac{\text{cm}^3 \text{ de } \text{UO}_2}{\text{hora}}$$



$$(6048.59 \frac{\text{g de mezcla}}{\text{hora}}) (0.8631 \frac{\text{g de UO}_2}{\text{g de mezcla}}) = 5220.68 \frac{\text{g de UO}_2}{\text{hora}}$$

$$(5220.68 \frac{\text{g de UO}_2}{\text{hora}}) (\frac{1 \text{ cm}^3 \text{ de UO}_2}{5.5441 \text{ g de UO}_2}) = 941.65 \frac{\text{cm}^3 \text{ de UO}_2}{\text{hora}}$$

$$\text{Flujo alimentado a la tercera etapa} = 941.65 \frac{\text{cm}^3 \text{ UO}_2}{\text{hora}}$$

$$692.75 \frac{\text{cm}^3 \text{ UO}_2}{\text{hora}} = 1634.41 \frac{\text{cm}^3 \text{ de mezcla}}{\text{hora}}$$

### 7.2.3. DETERMINACION DEL TIEMPO DE RESIDENCIA Y LA CONVERSION EN LA TERCERA ETAPA

Tiempo de residencia de la tercera etapa

$$\frac{5472.44 \frac{\text{cm}^3}{\text{min}}}{1634.41 \frac{\text{cm}^3}{\text{min}}} = 200.89 \text{ min}$$

$$\text{In } \frac{F_i}{F_f} = (200.89 \text{ min}) (0.011787 \text{ min}^{-1}) = 2.3679$$

$$\frac{F_i}{F_f} = 10.6756 \qquad F_f = 0.0128$$

### RESUMEN DE RESULTADOS DE CONVERSION

	Fracción de UO <sub>3</sub> no convertido.	Fracción de UO <sub>2</sub> convertido.
Alimentación de la 1a. etapa	1.0	0.0
Salida de la 1a. etapa	0.5170	0.4829
Alimentación de la 2a. etapa	0.5170	0.4829
Salida de la 2a. etapa	0.1368	0.8631
Alimentación de la 3a. etapa	0.1368	0.8631
Salida de la 3a. etapa	0.0128	0.9871

El diseño se hace para una conversión del 98.7 % con un equivalente de 2.026 de relación oxígeno uranio.

7.3. DETERMINACION DE LA ALTURA DEL TUBO DE DERRAME.

Altura del material en fluidización. Con los datos de la tabla (6.7.2) para trióxido de uranio y dióxido de uranio bases del diseño.

Condición lecho flojo más vibración vertical.

MATERIAL		UO <sub>3</sub>	UO <sub>2</sub>
Diámetro medio de partícula	$\bar{D}_p$	0.0111 cm	0.0087 cm
Altura del material	L	14.79 cm	10.99 cm
Velocidad lineal del aire	Vf	9.02 cm/seg	6.7 cm/seg
Porosidad	E	0.6998	0.6741
1-E	1-E	0.3001	0.3258
Densidad real	$\rho_s$	1.9037 g/cm <sup>3</sup>	5.6315 g/cm <sup>3</sup>
Densidad aparente	$\rho_a$	0.5713 g/cm <sup>3</sup>	1.8528 g/cm <sup>3</sup>
Caída de presión	$\Delta P$	7.3899 g/cm <sup>2</sup>	16.2579 g/cm <sup>2</sup>

La densidad real del sólido por etapa se toma para una conversión de la mitad del tiempo de residencia.

la. etapa  $\theta_r = 61.74$  min  $K' = 0.011788$  min.

para  $\frac{\theta_r}{2}$ ;  $\ln \frac{F_i}{F_{\frac{1}{2}}} = K' \frac{\theta_r}{2}$   $\ln \frac{F_i}{F_{\frac{1}{2}}} = 0.3639$

$$\frac{F_i}{F_{\frac{1}{2}}} = 1.4389$$

$$F_{\frac{1}{2}} = 69.49 \%$$

6355 g de UO<sub>3</sub>      6000 g UO<sub>2</sub>

Diferencia en peso 355 g

$$(355)(0.6949) = 246.68 \text{ g}$$

Peso del material en la primera etapa 6246.68 g mezcla

Volumen de  $UO_3$  y de  $UO_2$  en la primera etapa

$$6246.68 \text{ g mezcla} \times \frac{0.6949 \text{ g de } UO_3}{\text{g de mezcla}} = 4340.81 \text{ g de } UO_3$$

$$6246.68 \text{ g mezcla} \times \frac{0.3051 \text{ g de } UO_2}{\text{g de mezcla}} = 1905.86 \text{ g de } UO_2$$

$$4340.81 \text{ g de } UO_3 \times \frac{1 \text{ cm}^3 \text{ de } UO_3}{1.195 \text{ g de } UO_3} = 3632.48 \text{ cm}^3$$

$$1905.86 \text{ g de } UO_2 \times \frac{1 \text{ cm}^3 \text{ de } UO_2}{5.5441 \text{ g de } UO_2} = 343.76 \text{ cm}^3$$

Volumen ocupado por la mezcla

$$\rho_a = \frac{6246.68 \text{ g}}{3976.24 \text{ cm}^3} = 1.5710 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \text{ densidad real de la mezcla}$$

$$\rho_s = \frac{\rho_a}{1-E}$$

$$\rho_a = \frac{w}{AL}$$

$$L = \frac{w}{A \rho_s (1-E)}$$

$\rho_a$  = densidad aparente del material en fluidización

w = peso del material en esta etapa

A = área del reactor =  $182.41 \text{ cm}^2$

E = porosidad del lecho

L = altura del material en fluidización total

Se toma el valor de porosidad para  $UO_3$

$$L(UO_3) = \frac{6246.68 \text{ g mezcla}}{(182.41 \text{ cm}^2)(1.571 \text{ g/cm}^3)(0.3001)} = 72.63 \text{ cm}$$

Para la porosidad de  $UO_2$

$$L(UO_2) = \frac{6246.68 \text{ g mezcla}}{(182.41 \text{ cm}^2)(5.5441 \text{ g/cm}^3)(0.3258)} = 18.959 \text{ cm}$$

Altura del material en la etapa superior debida al  $UO_3$

$$L(UO_3) = (72.63 \text{ cm})(0.6949) = 50.47 \text{ cm}$$

Altura del material en la etapa superior debida al  $UO_2$

$$L(UO_2) = (18.96 \text{ cm}) (0.3051) = 5.78 \text{ cm}$$

$$L_1 = 50.47 \text{ cm} + 5.78 \text{ cm} = 56.25 \text{ cm}$$

Altura del tubo de derrame de la etapa superior (ver figura 92) y como de las bases de diseño las tres etapas tienen a la misma altura el tubo de derrame (fig 92  $L_1 = H_1 = H_2 = H_3$ )

En esta misma figura la altura del tubo que alimenta a la etapa "B" es de 30 cm sobre la placa.

#### 7.4. CALCULO DE CAIDA DE PRESION

En esta primera etapa<sup>13</sup>

$$\text{La relación } \frac{\Delta P}{L} = \frac{2 f_m u^2 \mu (1-E)^2}{\bar{D}_p \phi^2 G_c E^3}$$

$$f_m = \frac{\Delta P \bar{D}_p \phi^2 G_c E^3}{2 L \mu^2 A (1-E)^2} = f \left( \frac{\bar{D}_p \mu_0 A}{\mu} \right)^{-1.0} = f (Re)^{-1.0}$$

$u$  = velocidad lineal del fluido

$\mu$  = viscosidad del fluido

$A$  = densidad del fluido

$\bar{D}_p$  = diámetro medio de partícula

$\Delta P$  = caída de presión

$L$  = altura del material en el interior del reactor

$\phi$  = esfericidad

$E$  = porosidad

$G_c$  = constante gravitacional

$f_m$  = factor de fricción

De datos prácticos en las determinaciones de laboratorio con placa porosa de acero inoxidable sinterizado de 10 micras para una velocidad lineal del fluido de 9 cm/seg se tiene una caída de presión por la obstrucción de la placa distribuidora de 13 g/cm<sup>2</sup>, esta determinación fue hecha en un tubo de 10.2 cm de diámetro interior y el diseño es un reactor de 15.24 cm de diámetro interior, pero la caída de presión originada por la placa de acero inoxidable sinterizado al paso del fluido es función de la velocidad del aire y de la relación de diámetros."

$$B^2 = \frac{4 w}{\pi Da^4 Cv (Gc \rho (Pa-Pb))^{1/2}}$$

w = flujo másico

B = relación de diámetros Db/Da

Da = diámetro mayor

Db = diámetro menor (diámetro equivalente)

Cv = constante de venturi (cuando  $Da \geq 4 Db$ ;  $Cv = \frac{1}{\sqrt{1-\beta^4}}$ )

Pa-Pb = caída de presión.

Gc = constante de la gravitación universal

$\rho$  = densidad del fluido

Luego la relación de diámetros no varía y el valor de la caída de presión es función de la velocidad lineal y de la relación de diámetros.

El subíndice 3 define el valor experimental de caída de presión y altura del material en UO<sub>3</sub>, el subíndice 4 para material UO<sub>2</sub> y el subíndice "r" para diseño.

El diseño se hace sobre los datos experimentales y por lo tanto las variables conservarían su valor, el  $\Delta P_g$  varía en forma directa a la altura del material.

7.4.1. CALCULO DE CAIDA DE PRESION ENTRE LA ETAPA SUPERIOR Y LA ETAPA INTERMEDIA.

Caída de presión suponiendo que el material es solo

UO<sub>3</sub>

$$\frac{\Delta P_{g3}}{L_3} = \frac{\Delta P_{gr3}}{L_r} \quad \Delta P_{gr3} = \Delta P_{g3} \frac{L_r}{L_3} = \frac{(7.3899 \text{ g/cm}^2)(56.25 \text{ cm})}{(14.79 \text{ cm})}$$

$$\Delta P_{gr3} = 28.105 \text{ g/cm}^2$$

Caída de presión suponiendo que el material es solo UO<sub>2</sub>

$$\frac{\Delta P_{g4}}{L_4} = \frac{\Delta P_{gr4}}{L_r} \quad \Delta P_{gr4} = \frac{\Delta P_{g4} L_r}{L_4} = \frac{(16.2579 \text{ g/cm}^2)(56.25 \text{ cm})}{(10.99 \text{ cm})}$$

$$\Delta P_{gr4} = 83.212 \text{ g/cm}^2$$

Esta es la caída de presión debida a la obstrucción del material en fluidización al paso del aire.

La  $\Delta Pr_1$  es la caída de presión leída en el manómetro que es igual al  $\Delta P_{gr} + \Delta P_{pr} = \Delta Pr_1$ , o sea la suma de la caída de presión debida a la obstrucción al paso del fluido de la placa distribuidora o  $\Delta P_p$ .

$$\Delta Pr_3 = 28.105 \text{ g/cm}^2 + \Delta P_{pr}$$

$$\Delta Pr_4 = 83.212 \text{ g/cm}^2 + \Delta P_{pr}$$

Hay una conversión de 30.51 % a UO<sub>2</sub>

Para UO<sub>2</sub> se tiene una caída de presión igual

$$\Delta P_{gr4} = (83.212 \text{ g/cm}^2) (0.3051) = 25.38 \text{ g/cm}^2$$

Caída de presión causada por el 69.49 % de UO<sub>3</sub>

$$\Delta P_{gr3} = (28.105 \text{ g/cm}^2) (0.6949) = 19.53 \text{ g/cm}^2$$

$$\Delta P_{gr1} = 25.38 \text{ g/cm}^2 + 19.53 \text{ g/cm}^2 + \Delta P_{pr}$$

Caída de presión total en la etapa superior (lectura de manómetro)

$$\Delta Pr_1 = 44.91 \text{ g/cm}^2 + 13 \text{ g/cm}^3 \approx 58 \text{ g/cm}^2 \text{ (fig. 92)}$$

7.4.2. CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION ENTRE LA ETAPA INTERMEDIA Y LA ETAPA INFERIOR.

Para la segunda etapa se tiene la misma altura del tubo de derrame o sea  $L_2 = 56.25 \text{ cm}$ .

Se obtiene la conversión a un tiempo medio del tiempo de residencia  $\theta_r = 106.97 \text{ min}$

$$\ln \frac{F_i}{F_{\frac{1}{2}}} = K' \frac{\theta_r}{2} \quad F_i = 0.5170 \quad K' = 0.011787$$

$$\ln \frac{F_i}{F_{\frac{1}{2}}} = 0.6304 \quad \frac{F_i}{F_{\frac{1}{2}}} = 1.8785 \quad F_{\frac{1}{2}} = \frac{0.5170}{1.8785}$$

$$F_{\frac{1}{2}} = 0.2752$$

Fracción de  $UO_3$  no convertido 27.52 %

Fracción de  $UO_2$  convertido 72.48 %

Caída de presión

Para  $UO_3$

$$\frac{\Delta P_3}{L_3} = \frac{\Delta Pr_2}{Lr_2} \quad \Delta Pr_2 = \frac{\Delta P_3 Lr}{L_3} = 28.105 \text{ g/cm}^2$$

Para  $UO_2$

$$\frac{\Delta P_4}{L_4} = \frac{\Delta Pr_2}{Lr_2} \quad \Delta Pr_2 = \frac{\Delta P_4 Lr}{L_4} = 83.212 \text{ g/cm}^2$$

Caída de presión debida al material  $UO_3$

$$(28.105 \text{ g/cm}^2) (0.2752) = 7.6344 \text{ g/cm}^2$$

Caída de presión debida al  $UO_2$

$$(83.212 \text{ g/cm}^2) (0.7248) = 60.3120 \text{ g/cm}^2$$

$$\Delta Pr_2 = 7.6344 + 60.312 + \Delta Pp = 67.9464 \text{ g/cm}^2 + 13 \text{ g/cm}^2$$

$$\Delta Pr_2 \cong 81 \text{ g/cm}^2$$

Lectura en el manómetro de la etapa intermedia

81 g/cm<sup>2</sup> (figura 92)

7.4.3. CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION ENTRE LA ETAPA INFERIOR Y LA CAMARA DE ALIMENTACION DE GASES.

Caída de presión para la etapa inferior

Altura del derrame  $L_3 = 56.25 \text{ cm}$

Se obtiene una conversión al 50% del tiempo de residencia en esta etapa  $\theta_r = 200.89 \text{ min}$

$$\ln \frac{F_i}{F_{\frac{1}{2}}} = K' \frac{\theta_r}{2} \quad F_i = 0.1368 \quad K' = 0.011787$$

$$\ln \frac{F_i}{F_{\frac{1}{2}}} = 1.1839 \quad \frac{F_i}{F_{\frac{1}{2}}} = 3.2672 \quad F_{\frac{1}{2}} = \frac{F_i}{3.2672}$$

$$F_{\frac{1}{2}} = 0.0418$$

El promedio de conversión a  $UO_2$  es de 95.82 %

$UO_3$  no convertido 4.18 %

Caída de presión originada por  $UO_3$

$$(28.105 \text{ g/cm}^2) (0.0418) = 1.1747 \text{ g/cm}^2$$

Caída de presión originada por  $UO_2$

$$(83.212 \text{ g/cm}^2) (0.9582) = 79.7337 \text{ g/cm}^2$$

$$\Delta Pr_3 = 79.73 \text{ g/cm}^2 + 1.1747 \text{ g/cm}^2 + \Delta Ppr_3 = 80.9084 \text{ g/cm}^2 + 13 \text{ g/cm}^2 \cong 94 \text{ g/cm}^2$$

(ver figura 92)



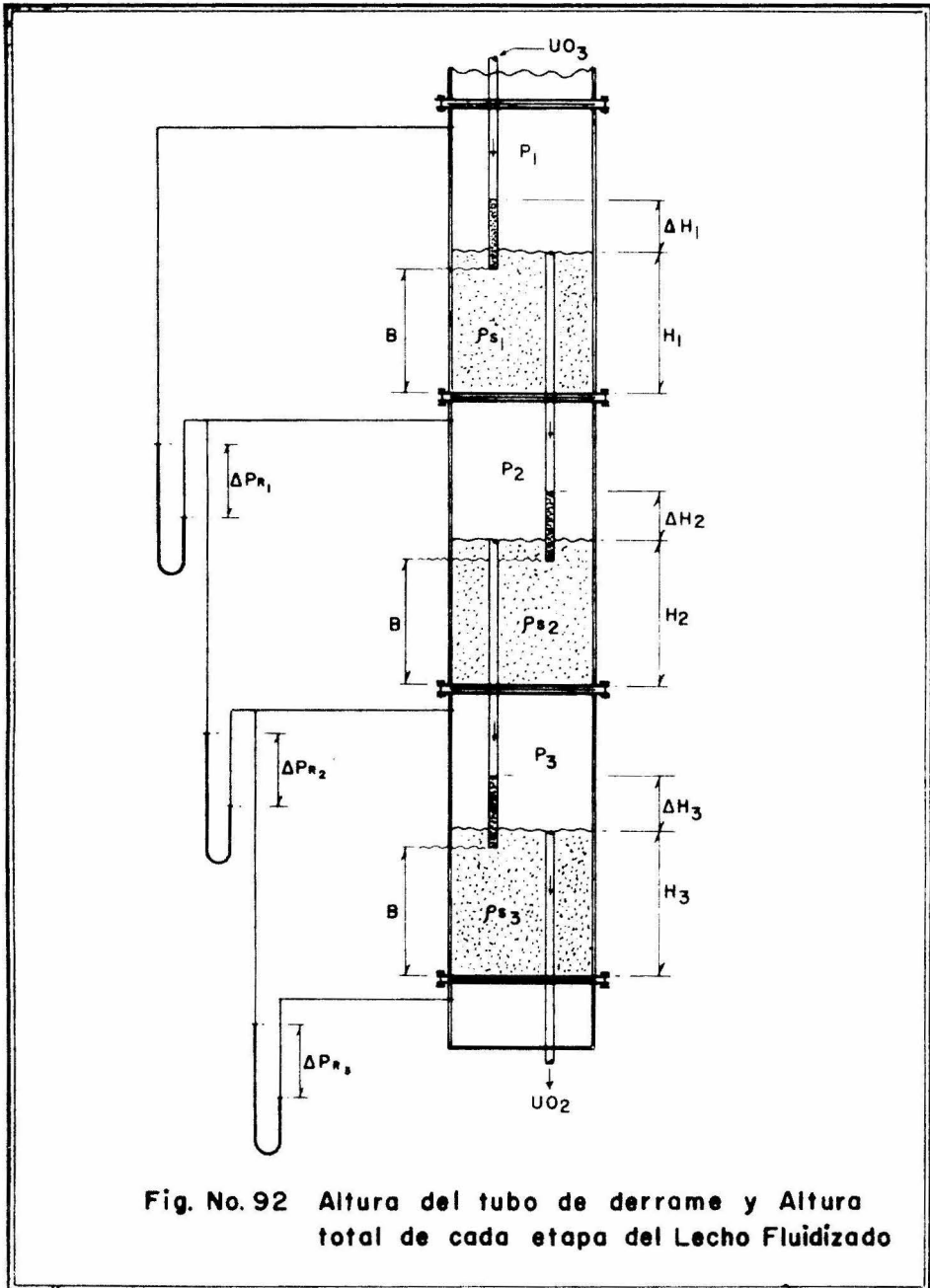


Fig. No. 92 Altura del tubo de derrame y Altura total de cada etapa del Lecho Fluidizado

CALCULO DEL MATERIAL DENTRO DE LOS TUBOS DE ALIMENTACION.

$$P_0 + \Delta H_1 \rho_s = P_1$$

$$P_1 - P_0 =$$

$$P_1 + \Delta H_2 \rho_{s1} = P_2$$

$$P_2 - P_1 = \Delta Pr_1 = 58 \text{ g/cm}^3$$

$$P_2 + \Delta H_3 \rho_{s2} = P_3$$

$$P_3 - P_2 = \Delta Pr_2 = 81 \text{ g/cm}^3$$

$$P_a - P_3 = \Delta Pr_3 = 94 \text{ g/cm}^3$$

P = presión de trabajo (ver figura 92)

La densidad del sólido (mezcla) se toma la de salida de esta etapa y alimentación de la siguiente etapa.

$\rho_{s0} = 1.195$  entrada de trióxido de uranio del alimentador

$$\rho_{s1} = \frac{6171.45 \text{ g}}{3069.5372 \text{ cm}^3} = 2.0105 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_{s2} = \frac{6048.59 \text{ g}}{1634.41 \text{ cm}^3} = 3.7007 \text{ g/cm}^3$$

$$\Delta H_2 = \frac{\Delta Pr_1}{\rho_{s1}} = \frac{58 \text{ g/cm}^2}{2.01 \text{ g/cm}^3}$$

$$\Delta H_3 = \frac{\Delta Pr_2}{\rho_{s2}} = \frac{81 \text{ g/cm}^2}{3.7 \text{ g/cm}^3}$$

$$\Delta H_2 = 28.85 \text{ cm}$$

$$\Delta H_3 = 21.89 \text{ cm}$$

(Ver figura No. 92)

Altura de la etapa comun

H = altura del material en fluidización = 56.25 cm

$\Delta H_2$  = altura del material en los tubos de derrame  
igual a 28.85 cm.

$$H + \Delta H = 85.1 \text{ cm}$$

Una altura de 125 cm es suficiente para cada etapa.  
(figura 92)

Gasto de  $\text{NH}_3$

Condiciones de operación:

Temperatura  $650^\circ\text{C}$ ., presión 2 atmósferas manométricas y velocidad lineal 19 cm/seg. (malla 60-80)

Volumen de un gas en estas condiciones

$$\frac{P'V'}{T'} = \frac{PV}{T}; V = V' \frac{P'}{P} \frac{T}{T'} \quad V = 22.4 \text{ lt.} \frac{1 \text{ Atm}}{3 \text{ Atm}} \times \frac{923^\circ\text{K}}{273^\circ\text{K}}$$

$$V = 25.244 \text{ lt.}$$

Area del reactor      Diámetro = 15.24 cm

$$A = \pi r^2 = (3.1416) (58.0544) = 182.4151 \text{ cm}^2$$

$V_f = 19 \text{ cm/seg}$  (malla 60-80)

$$\text{Luego } (182.4151 \text{ cm}^2) (19 \text{ cm/seg}) = 3465.8869 \text{ cm}^3/\text{seg}$$

$$3465.8869 (\text{cm}^3/\text{seg}) \times \frac{60 \text{ seg}}{1 \text{ min.}} = 207953.214 \frac{\text{cm}^3}{\text{min}}$$

$$207953.214 \frac{\text{cm}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ mol g}}{25244.4 \text{ cm}^3} = 8.2375 \frac{\text{mol g}}{\text{min}}$$

Tomando el PM 17 ( $\text{NH}_3$ )

$$\frac{\text{Kg de } \text{NH}_3}{\$ 4.50} \times \frac{1000 \text{ g } \text{NH}_3}{1 \text{ kg } \text{NH}_3} \times \frac{1 \text{ mol g } \text{NH}_3}{17 \text{ g}} = 58.8235 \frac{\text{mol g } \text{NH}_3}{\$ 4.50}$$

$$8.2375 \frac{\text{mol g}}{\text{min}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hora}} = 494.25 \frac{\text{mol g}}{\text{hora}}$$

$$494.25 \frac{\text{mol g } \text{NH}_3}{\text{hora}} \times \frac{\$ 4.50}{58.8235 \text{ mol g } \text{NH}_3} = 37.81 \frac{\$}{\text{hora}}$$

El reactor aunque experimental se considera obtener-  
6 Kg/hora de  $\text{UO}_2$

Luego 6 Kg de  $\text{UO}_2$   
hora

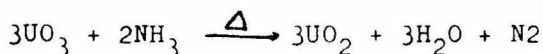
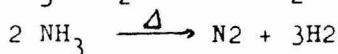
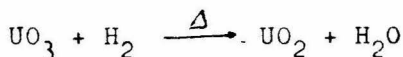
Se tiene un gasto de:

$$\frac{\$ 37.81}{\text{hora}} \times \frac{1 \text{ hora}}{6 \text{ Kg de } \text{UO}_2} = \frac{\$ 6.3016}{\text{Kg de } \text{UO}_2}$$

En realidad \$  $\frac{6.3016}{\text{kg de } \text{UO}_2}$  X 1.3 (margen de seguridad) =  $\frac{8.2 \text{ pesos}}{\text{kg } \text{UO}_2}$

Este costo es sin tomar en cuenta la corriente con -  
sumida tanto en los elementos calefactores como en el  
disociador de amoníaco.

Tomando en cuenta la relación estequiométrica



Luego en la alimentación del reactor para obtener  
6 kg/hora de  $\text{UO}_2$  como producto.

$$6000 \frac{\text{g } \text{UO}_2}{\text{hora}} \frac{1 \text{ mol g de } \text{UO}_2}{270 \text{ g de } \text{UO}_2} = 22.22 \frac{\text{mol de } \text{UO}_2}{\text{hora}}$$

$$22.23 \frac{\text{mol g de } \text{UO}_2}{\text{hora}} \frac{2 \text{ mol g de } \text{NH}_3}{3 \text{ mol g de } \text{UO}_2} = 14.82 \frac{\text{mol g de } \text{NH}_3}{\text{hora}}$$

En el reactor entran

$$494.25 \frac{\text{mol g de } \text{NH}_3}{\text{hora}}$$

$$\frac{494.25 \text{ mol g de } \text{NH}_3 / \text{hora}}{14.82 \text{ mol g de } \text{NH}_3 / \text{hora}} = 33.35$$

Luego es 33.35 veces la relación estequiométrica de  
 $\text{NH}_3$

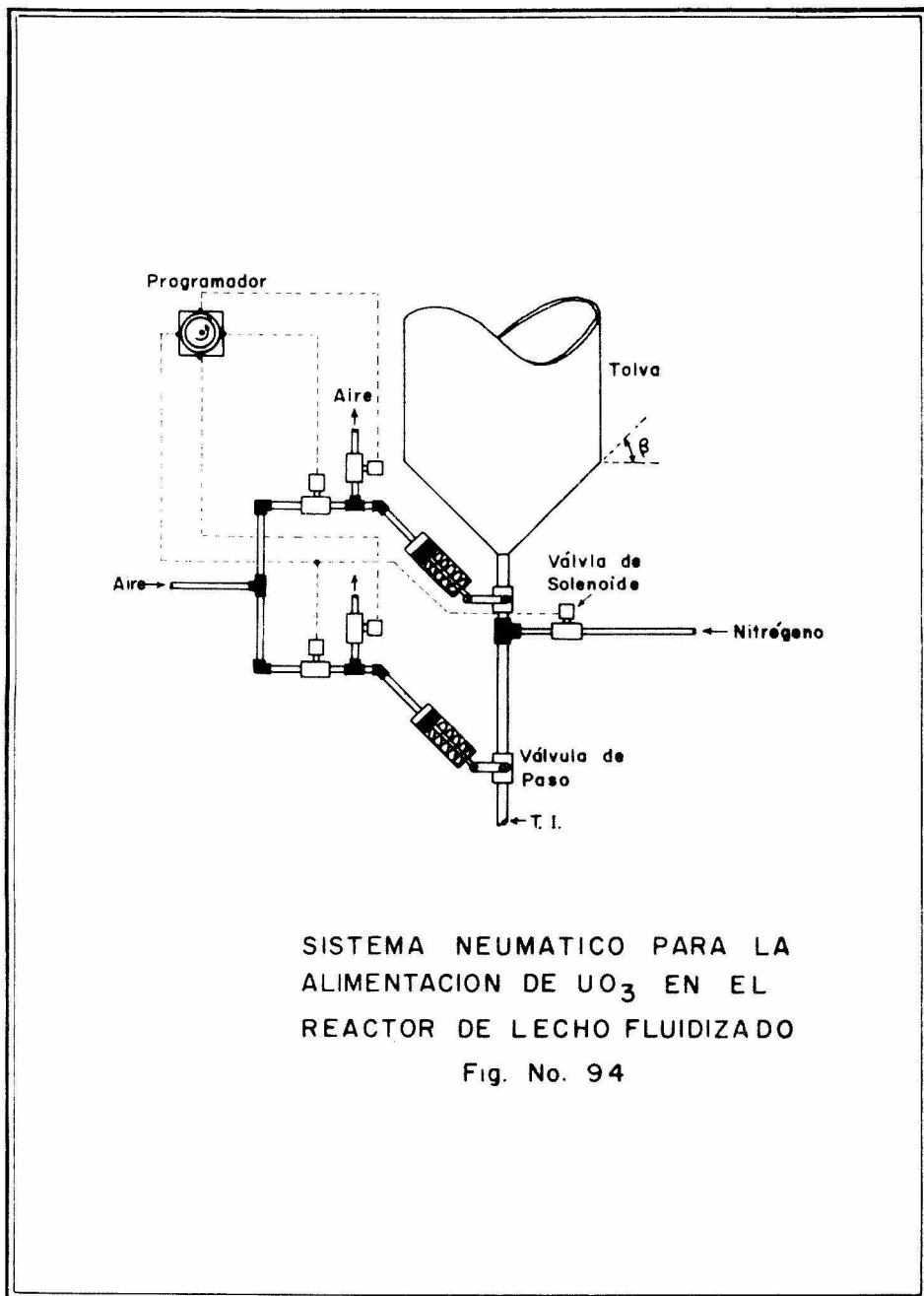
## 7.5 SISTEMA DE ALIMENTACION Y DOSIFICACION DEL TRIOXIDO DE URANIO ( $UO_3$ )<sup>6</sup>

Este sistema consta de una tolva, dos válvulas de paso accionadas por un pistón neumático, una válvula solenoide y un programador de tiempo.

El volumen de dosificación (volumen entre las dos válvulas de paso  $E_6$  y  $E_7$ ) se llena de trióxido de uranio cuando se abre la válvula de paso  $E_6$  y cuando ésta se cierra se abre la válvula  $E_7$  da paso al material al interior del reactor arrastrado por el nitrógeno que deja pasar la válvula solenoide  $E_2$

Cada pistón neumático es controlado por dos válvulas solenoide y un resorte

OPERACION DEL SISTEMA.- El programador de tiempo cierra el circuito de la válvula  $E_1$  que al dejar pasar el aire mueve el pistón PE que abre la válvula de paso  $E_6$  pasando el material de la tolva a llenar el volumen de dosificación, al suspender el paso de corriente en la válvula solenoide  $E_1$  se conecta la válvula  $E_4$  (válvula de alivio) que deja salir el aire comprimido entre la válvula  $E_1$  y el pistón que regresará accionado por un resorte cerrando la válvula de paso  $E_6$ , en seguida el programador conecta la válvula solenoide  $E_3$  y el aire a presión mueve el pistón P.S. que abre la válvula de paso  $E_7$ , conecta la válvula solenoide  $E_2$  (el nitrógeno a presión empuja el volumen de dosificación a través del tubo TI hasta el seno del material en fluidización) se suspende el paso de corriente a la válvula  $E_2$  y luego la  $E_3$  y se pasa corriente a la válvula  $E_5$  (válvula de alivio) para que regrese el pistón P.S. y cierra la llave de paso  $E_7$



SISTEMA NEUMATICO PARA LA ALIMENTACION DE  $UO_3$  EN EL REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO

Fig. No. 94

Las válvulas solenoide  $E_1$ ,  $E_2$ ,  $E_3$ ,  $E_4$   $E_5$  todas son válvulas solenoides abiertas, es decir que cuando no hay paso de corriente la válvula esta cerrada y se abre solamente al paso de corriente.

Otra variante a este sistema sería conectar al mismo tiempo en el programador de tiempo la válvula solenoide No. 4 con la No. 1 y la válvula solenoide No. 5 con la No.3 pero las válvulas solenoide No. 5 y No. 4 serían cerradas, es decir, al paso de corriente estarían cerradas y al suspender el paso de electricidad se abrirían, todas las demás válvulas serían iguales.

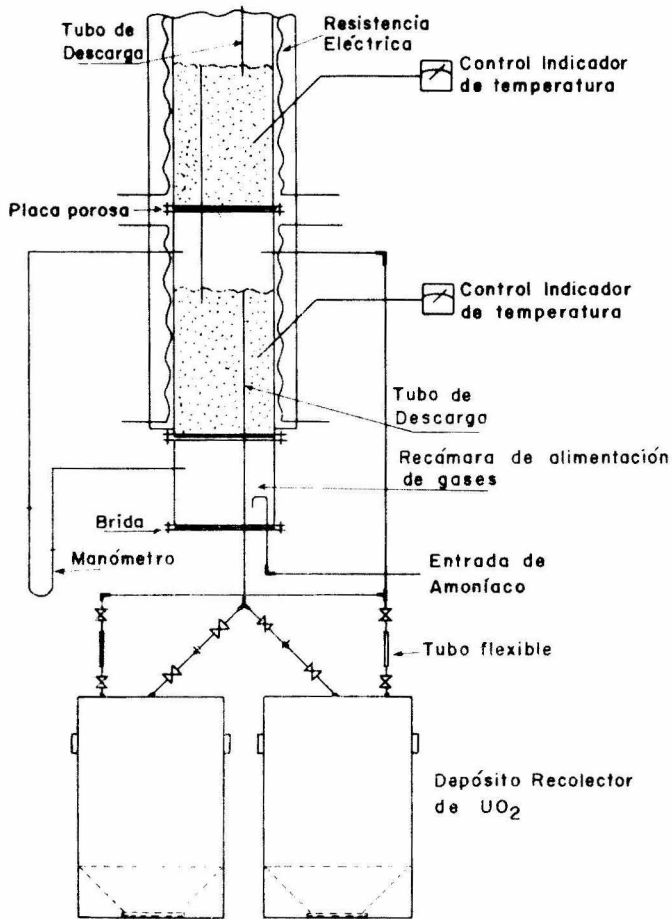
#### 7.6 SISTEMA DE DESCARGA Y RECOLECCION DEL PRODUCTO ( $UO_2$ )

El tubo de derrame de la etapa inferior de diámetro nominal 1.72 cm pasa por la cámara de alimentación de gases y aumenta su diámetro a 1.9 cm nominal, se conecta a una "y" que va a alimentar los tanques de recolección.

Los recolectores tienen una línea de recepción del producto el cual tiene una llave de paso y una tuerca unión con otra llave de paso que conecta la "y" de descarga del reactor, otra línea para igualar presiones conectada a la parte superior de la etapa inferior con llaves de paso que le dan independencia a cada tanque para su cambio y traslado. Tienen los recolectores un sistema de descarga inferior si es necesario (figura 93 y 95).

#### 7.7 SISTEMA DE CALENTAMIENTO.

El calentamiento será por medio de resistencias eléctricas independientes para cada etapa, el control se hará por medio de un control indicador de temperatura (figuras 93 y 95).



PARTE INFERIOR DEL REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO

Fig. No. 95



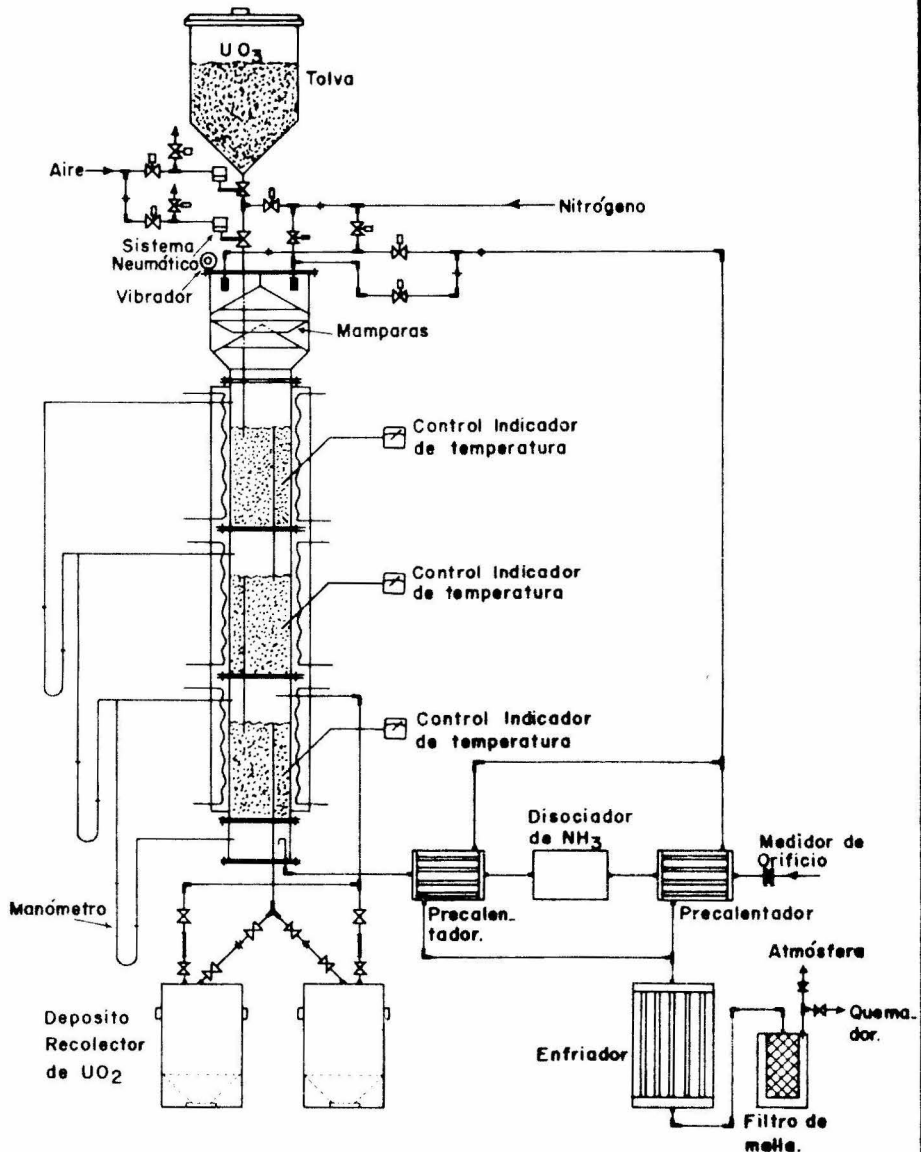


Fig. No. 93 REACTOR DE  
LECHO FLUIDIZADO

## 7.8. CONTROL DE FLUIDIZACION DEL MATERIAL.

Se puede conocer en parte como esta fluidizando con las tomas de presión en cada una de las etapas (figuras 93 y 95).

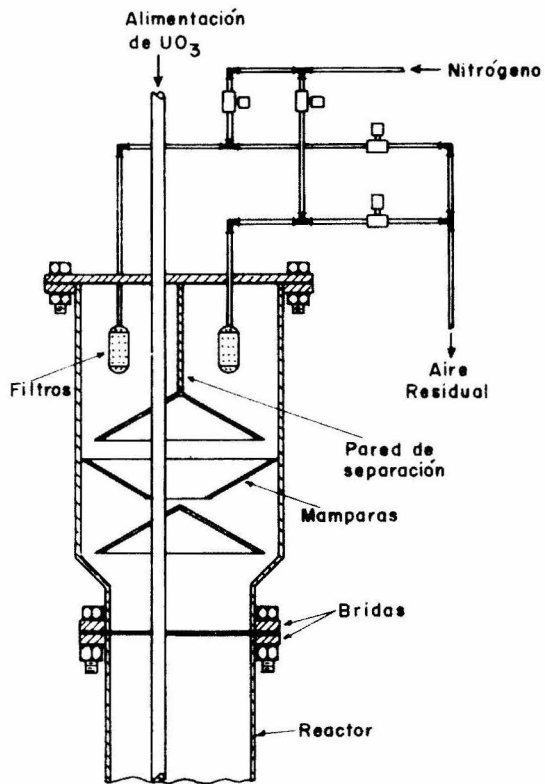
## 7.9 ALIMENTACION DE GASES.

El flujo de gases de alimentación al reactor será controlado en la línea por válvulas de aguja y su flujo conocido por medio de medidores de orificio (fig. 93)

## 7.10 SALIDA DE GASES.

El sistema consta de dos filtros el A y el B (figura 96) que trabajan en forma alterna estan conectados en paralelo a la línea de descarga y a una línea de nitrógeno, el control se lleva por medio de un programador de tiempo y un juego de cuatro válvulas solenoide abiertas (al paso de corriente se abren dando paso al fluido y se cierran al suspenderse el paso de corriente eléctrica).

OPERACION DEL EQUIPO.- Las válvulas solenoide RA y RB controlan el período de tiempo de trabajo de cada una de los filtros cuando uno filtra el otro puede purgar con nitrógeno ya que la pared de separación evita que el polvo desprendido por un filtro al purgarlo se absorba, el calor de los gases residuales sirven para precalentar la alimentación de gases al reactor.



FILTRACION DE GASES RESIDUALES

Fig. No. 96

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### CONCLUSIONES:

Las ecuaciones deducidas para obtener la porosidad del lecho "E" en forma indirecta a partir de la altura del material dentro del reactor y su caída de presión correspondiente ( Capítulo III ecuación 3.3.1. y 3.3.2.) cuya aplicación se hace en el capítulo VI de 6.6.1.1. hasta 6.6.2.8. es válida con las siguientes normas:

1. La columna donde se hacen las determinaciones debe tener paredes paralelas, es decir que presente una área igual a lo largo del reactor (de preferencia debe ser cilíndrica).

2. Las paredes de la columna deben estar en posición vertical.

\* 3. Las dos determinaciones deben ser con la misma muestra (lecho empacado y lecho flojo) evitando pérdidas de material por arrastre entre una y otra.

4. La obtención de un mayor número de puntos antes de que sea igual a la altura del material en las dos determinaciones.

La vibración (horizontal y vertical) mejora la fluidización como se muestra en la tabla 6.7.1. y 6.7.2 tomando para la comparación el valor de la esfericidad que es un factor adimensional de forma.

En materiales que tienden a formar canales ( $UO_3$ , tamaño medio de partícula de 840 a 420 micras) el mayor valor de (esfericidad) es cuando se vibró el lecho en forma horizontal..

En materiales que tienden a formar pistones (tamaño medio de partícula de 420 a 104 micras para  $UO_3$ , de 233 a 74 micras para  $UO_2$ ) se mejoró la fluidización con una vibración vertical.

Las ecuaciones de liga de la velocidad mínima de fluidización en función del diámetro medio (figs. 76,77,78 79 para  $UO_3$ , 80,81,82,83 para  $UO_2$ ) son aplicables en el intervalo que limita la tabla 6.7.1.

Las ecuaciones de liga de la velocidad de fluidización total en función del diámetro medio de partícula (figuras 84,85,86 87 para  $UO_3$  y 88,89,90 91 para  $UO_2$ ) son aplicables como se muestra en la obtención de las diversas variables en la tabla 6.7.2. que fija sus limitaciones.

Este estudio preliminar hecho con algunas de las variables de fluidización será conveniente continuarlo con la elaboración de un programa de trabajo usando equipo adecuado. Con el propósito de reemplazar en algunos casos con ventajas los reactores convencionales por reactores de lecho fluidizado.

1. Determinar las constantes de fluidización cambiando la placa sinterizada de acero inoxidable por un plato distribuidor; los elementos distribuidores harán la alimentación de tal forma que origine la mayor turbulencia desde la parte inferior del reactor, la dirección del fluido puede ser paralela y ligeramente inclinada hacia el plato.

2. Diseñar un vibrador que controle la longitud de pulso y la frecuencia, haciendo un estudio en una sola etapa del reactor buscando la función de éstas con respecto a la velocidad de fluidización total.

3. Hacer la determinación de las constantes de fluidización en mezclas de partículas de material tanto de  $UO_3$  como de  $UO_2$ , sacando un diámetro medio y comparando con los resultados obtenidos.

4. Determinar la velocidad de arrastre de los diferentes tamaños de partículas para obtener los límites que se pueden procesar en conversión del trióxido de uranio.

5. Determinar el diámetro de los tubos de derrame, haciendo pruebas de altura de empaque.

6. Determinar la velocidad de reacción en lecho fluidizado en una sola etapa, con los datos de velocidad de fluidización total obtenidos.

7. Estudio en una etapa de las variables que intervienen para la obtención de  $UO_2$  en conversión, con las características necesarias para un buen combustible nuclear.

8. Diseño de un reactor del lecho fluidizado para una capacidad de producción acorde a las necesidades de consumo de combustible nuclear.

## BIBLIOGRAFIA

1. Argandoña J. Informe final de actividades desarrolladas en la junta de Energía Nuclear de España. Programa de Combustibles Nucleares. (1970)
2. Bernard S. Lee Fluid Particle Technology 62-Volumen 62, Chemical Engineering Progress Symposium Series. (1966)
3. Castro V.M.  
Porfoull J.O.  
Arroyo B.E. Anteproyecto de una planta de 300 Ton/año para purificar uranio de sodio. U.N.A.M. (1972)
4. Gerber Carl R.  
Hamburger Richard  
Seabrook Hull E.W. Plowshare Comisión de Energía Atómica de los E.E.U.U. (1966)
5. Glaston Samuel Ingeniería de Reactores Nucleares (1968)
6. Herrera B.M.  
Argandoña J. Reactor experimental de lecho fluidizado para producción de dióxido de uranio. (1970)
7. Hougen & Watson Chemical Process Principles Kinetics & Catalysis Tenth Printing (1964)
8. Jackson Craven C. Nuestro Mundo Atómico Comisión de Energía Atómica de los E.E.U.U. (1963)
9. James A. Buckman &  
Noman M. Levitz Editor Chemical Engineerings Progress Symposium Series 67 Volumen 62 (1966)
10. Jamrack W.D. Rare Metal extraction by Chemical engineering Techniques. (1963)
11. Kerns, D.Q. Process Heat Transfer (1950)

12. Kuhlman Jr. Carl W.           Reduction of uranium trioxide to uranium dioxide with anhydrous ammonia. (1949)
13. Leva Max                        Fluidization (1959)
14. Lysterly Ray L. & Mitchell Walter   Plantas de Energía Nuclear. Comisión Norteamericana de Energía Atómica. (1966)
15. Medrano Delgado C.           Elaboración de Combustibles Nucleares. Programas de Combustibles Nucleares (1970)
16. Perry J.H.                     Chemical Engineers Handbook (1963)
17. Reboux P.                      Phenomenes de Fluidization (1960)
18. Sanley M. Walas               Cinética de Reacciones Químicas (1959)
19. Smith J.M.                    Ingeniería de la Cinética Química (1963)
20. United States Atomic Energy Commission   A. Facsimile Report MCW 142 10F1 Tise Microcard Insurance Date 5 June (1960)
21. Urrows Grace M.              Energía Nuclear para la Desalinización. Comisión de Energía Atómica de los E.E.U.U. (1966)
22. Antunes F.                     Manual para la exploración del Uranio (1958)
23. Hogerton F. John              Reactores Nucleares E.E.U.U. Comisión de Energía Atómica de los E.E.U.U. (1960)
24. McCabe Warren L.              Operaciones básicas de Ingeniería Química.