

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA
INCORPORADA A LA U.N.A.M.

DISEÑO Y OPERACION DE UNA COLUMNA DE
FLUIDIZACION PARA EXPERIMENTACION EN
LABORATORIO DE INGENIERIA QUIMICA.

TESIS PARA OPTAR POR EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

MA. TERESA ALANIS UGARTE

MEXICO, 1967



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.

5

DEDICO ESTA TESIS A:

MIS QUERIDOS PADRES

ABUELITOS

HERMANOS

Y

TIOS

QUIERO EXPRESAR MI AGRADECIMIENTO AL
INGENIERO HOMERO FUENTES Y AL INGENIERO-
SIXTO MURILLO, QUE CON SU ESTIMULO Y CO-
LABORACION HICIERON POSIBLE LA REALIZA-
CION DE ESTE TRABAJO.

C O N T E N I D O

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

CAPITULO I GENERALIDADES

CAPITULO II DESCRIPCION DE ALGUNOS TIPOS DE
REACTORES.

CAPITULO III DISEÑO DE UNA COLUMNA DE FLUIDI
ZACION PARA EXPERIMENTACION.

CAPITULO IV DATOS QUE SE OBTENDRAN DE LA EX
PERIMENTACION

C O N C L U S I O N E S

BIBLIOGRAFIA

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

Se ha considerado al presente siglo como el siglo en que se han logrado mayores avances dentro de la ciencia y la técnica. Dentro de la Ingeniería química se considera la fluidización como el descubrimiento máximo en los últimos veinte años. A pesar del reciente descubrimiento de esta operación unitaria, su versatilidad le ha conquistado un campo amplio de aplicaciones dentro de la industria y la investigación.

En la presente tesis tomando en cuenta la importancia del estudio de la fluidización en la carrera de Ingeniería Química se considera que el estudiante debe tener mayores conocimientos de ella, y la mayor forma de lograrlo es un equipo de fluidización en el laboratorio de prácticas de Ingeniería Química, donde el estudiante podrá observar los diferentes fenómenos que pueden presentarse en el lecho fluidizado.

Como la columna de fluidización diseñada en este trabajo tendría como único fin el académico se ha deseado que sea una réplica en detalles y componentes principales del equipo industrial que representa, que tenga una capacidad adecuada y de bajo costo, que sea de operación flexible y lo más versátil posible, que sea susceptible de observaciones visuales y que sea fácil de armar y desarmar.

CAPITULO I

GENERALIDADES

CONCEPTO:- El término fluidización se utiliza para describir una operación unitaria en la que se ponen en contacto sólidos finamente divididos con un fluido, en condiciones tales que las partículas sólidas están separadas unas de otras, pueden moverse y expandirse con una energía menor que la que necesitarían si no estuvieran suspendidas por un fluido. Si se aumenta la velocidad del fluido se llega a un punto en el cual la caída de presión es igual a la suma del peso del sólido por unidad de área seccional, mas la fricción de las partículas sólidas con la pared del recipiente; este estado recibe el nombre de fluidización.

ANTECEDENTES:- La primera aplicación de la fluidización fué según Booz descrita por Agrícola para la purificación de minerales. Aparentemente la primera patente referente a algo como fluidización fué hecha por Phillips y Bulteel en 1910, describiendo un gas y un catalizador finamente dividido. La reacción era en fase diluida y los productos arrastrados retornaban al lecho catalítico.

Pero son considerados como pioneros en esta rama la Standard Oil Development Co que con el deseo de encontrar un proceso mejor para el "cracking" catalítico lograron la introducción de sólidos fluidizados en 1934, mejorando los resultados de los procesos en uso dando a las gasolinas un índice de octano mayor y menor cantidad de aceites pesados de bajo valor comercial. El trabajo inicial fué hecho sobre lecho fijo, los vapores de aceite eran pasados a través de un lecho fijo de catalizador en granos. Cuando el catalizador comenzaba a

agotarse por el carbón formado en la reacción, el flujo de aceite se paraba y se introducía aire para activar el catalizador. La complejidad y costo de la operación intermitente con introducción de calor en una parte del ciclo y enfriamiento en otra trató de mejorarse moviendo el catalizador continuamente entre el aceite y el aire atmosférico. Por este camino las condiciones podrían ser constantes en cualquier punto del período de operación.

El uso de catalizador en granos resultaba costoso, su transporte fué relevado por transferencia neumática de sólidos.

En los experimentos iniciales el catalizador activo se condujo a través de zonas de reacción a una velocidad de 30 y 50 pies por segundo, siendo la concentración de sólidos de 1 a 21 libras por pie cúbico y los reactores empleados de gran tamaño. La diferencia de presión era grande, para la introducción de sólidos se usaban compresoras de tornillos para evitar la aglomeración de los mismos.

En el Instituto Tecnológico de Massachusetts, Lewis y Gilliland con una planta piloto (descrita en el capítulo II) hicieron estudios de las propiedades de las partículas en suspensión gaseosa, obteniendo el concepto y desarrollo del lecho fluidizado basándose en el deslizamiento de los sólidos por una corriente de fluido, pudiendo obtener una concentración densa si mantenían la combinación entre la velocidad y el tamaño de las partículas, el lecho formado fué muy turbulento indicando el contacto perfecto entre sólidos y gases.

La conducción de sólidos a presión se logró con tubos verticales y sistemas de recuperación.

La primera planta comercial entró en operación en 1942, dos años después de que fueron demostrados los principios de fluidización; durante la guerra se construyeron 31 plantas y hasta 1956 había en los Estados Unidos 123 plantas en operación.

Hasta el momento la operación más extendida es la industria del petróleo, teniendo también aplicaciones en la fabricación de anhídrido ftálico, tostación de piritas, obtención de cal, etc.

Un gran número de investigadores estudian en plantas piloto actualmente el mecanismo del flujo del gas a través del lecho, transferencia de calor y de masa, reacciones en corto tiempo y alta temperatura.

La fluidización se considera como uno de los avances más grandes en la Ingeniería química en los últimos veinte años. Actualmente es un proceso de uso creciente debido al continuo descubrimiento de nuevas y muy diversas aplicaciones.

DEFINICIONES Y NOMENCLATURA.- Originalmente fué llamado "lecho fijo" al estado en que las partículas contenidas en el lecho están sin movimiento y soportadas por contacto unas con otras. En contraste con el lecho fijo está el "lecho móvil" en el que las partículas están en mutuo contacto, pero todo el lecho se mueve como un émbolo con respecto a las paredes del recipiente.

Existe un grado en el flujo del fluido en el que el lecho de los sólidos puede expandirse hasta un punto en que las partículas puedan moverse, a este punto se le conoce como "punto de fluidización". Un lecho que ha pasado del punto de fluidi

zaciones conocido como "fase densa del lecho fluidizado" o simplemente como lecho fluidizado.

Cuando la velocidad del fluido es ligeramente superior a la requerida para el punto de fluidización se conoce como lecho fluidizado quieto o "estado mínimo de fluidización".

Cuando la velocidad del fluido es incrementada, el lecho se expande y los sólidos tienden a mezclarse, a este estado se le conoce como "lecho turbulento fluidizado". Si la velocidad del fluido es considerablemente aumentada el lecho se expande grandemente y se crea una condición de gran dilución de sólidos. Los sólidos están en el fluido y son arrastrados por él, el estado se conoce como "suspensión dispersada", "fase dispersa" o "fase fluidizada diluida". Hay un punto en el que las partículas ascienden por el centro y descienden por los lados de las paredes semeando un líquido en ebullición.

Fig. 1.

Cuando se traza una gráfica en la que se toma como abscisa el logaritmo de masa velocidad (G) y como ordenadas el logaritmo de la pérdida de presión (P), se tiene una curva AB correspondiente al lecho fijo; el punto B es en el que se inicia la fluidización incipiente y BC es la curva que indica la caída de presión que tiende a hacerse constante una vez que la fluidización se ha iniciado.

Si las partículas del lecho son gránulos pequeños, presentan una gran superficie de contacto con respecto a su peso; las partículas grandes presentan el fenómeno contrario, por lo que es importante la selección del tamaño de partícula.

Como ya dije antes a una cierta velocidad de flujo la --

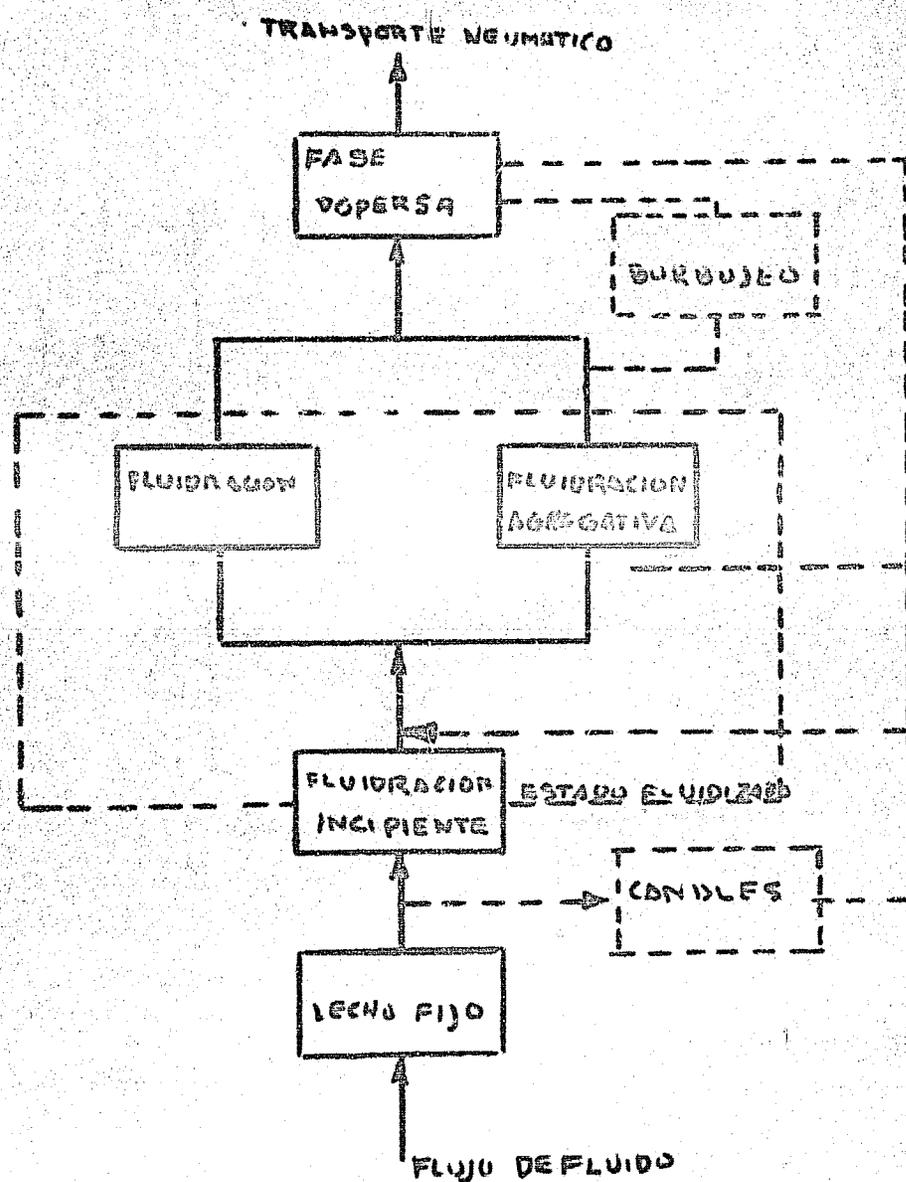
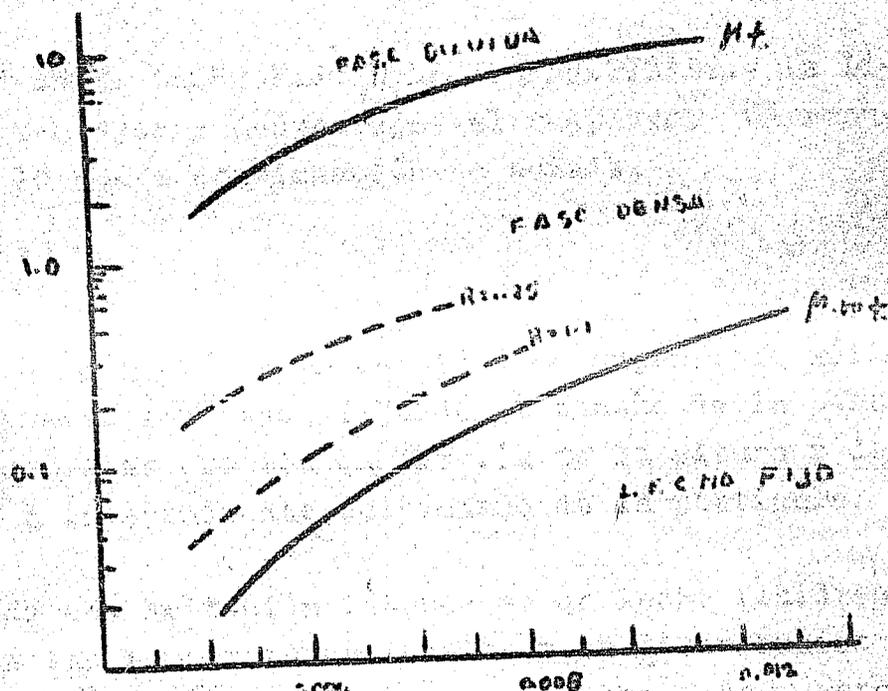


FIG 3

FASES Y FENOMENOS EN FLUIDRACION

Velocidad de aire f P s



DIAMETRO DE PARTICULA PULG

Velocidades típicas de fluido en fluidización

- t = Velocidad terminal de la partícula
- R = Radio de expansión
- mf = Velocidad mínima de fluidización.

caída de presión es igual al peso del lecho por unidad de área más la fricción de las partículas con la pared del recipiente. En este punto pueden establecerse las características del lecho como son densidad, viscosidad, velocidad del gas, capacidad calorífica, conformación del lecho.

COMPARACION ENTRE LECHO FIJO Y LECHO FLUIDIZADO.- La literatura señala ventajas y desventajas al respecto. Un resumen de ellas es lo que a continuación se señala.

Ventajas

1.- En un lecho fluido gran cantidad de superficie sólida puede ser expuesta a un gas, fijando el tamaño de la partícula. La diferencia de presión es función de la altura y densidad del lecho e independiente del tamaño de la partícula.

2.- Teniendo una agitación intensa en un lecho fluidizado en fase densa las temperaturas locales y la distribución de sólidos es mucho más uniforme que en el lecho fijo. Esto tiene importancia en procesos químicos y catalíticos.

3.- En un lecho fluidizado el tamaño de las partículas es más pequeño en magnitud que un lecho fijo, la resistencia a la difusión en el lecho fluidizado a través de las partículas es más pequeño.

4.- La fluidización puede admitir adiciones y sustracciones rápidas de sólidos al lecho.

5.- Un grado favorable de transferencia de calor de las partículas al gas y de este a las paredes del reactor facilita el control de temperaturas en el lecho. Los coeficientes

de transmisión de calor en los lechos fluidizados son más altos que en lecho fijos operando en condiciones de flujo similares.

6.- Los lechos fluidizados presentan alta conductividad-térmica.

7.- Teniendo un alto grado de transferencia de calor partícula fluido los sólidos fluidizados recobran más rápidamente el calor que las partículas generalmente grandes de los lechos fijos.

8.- Puede obtenerse en lechos fluidizados un rendimiento y velos de reacción mejorados.

9.- Los sólidos pueden ser transportados por adición o sustracción de calor.

10.- En muchos ejemplos de fluidización se ha visto que pueden causar una caída de presión menor que en los lechos fijos.

11.- La fluidización puede eliminar el catalizador en granos, y esto es importante en muchos procesos catalíticos.

Desventajas

1.- El movimiento violento de las partículas tiende a homogeneizar las propiedades intensivas del lecho que nos hace posible tener una temperatura axial o gradiente de concentración del lecho.

2.- La corrección de flujo de sólidos a líquidos en un -

reactor de lecho simple fluidizado es concurrente; efecto desfavorable en la dirección de la fuerza y mas caro que el lecho fijo.

3.- Con radios y diámetros altos y bajos puede resultar una mezcla de fluidos y sólidos que pueden dar grados bajos de conversión y pérdida de selectividad.

4.- Durante la operación de fluidizado un catalizador -- puede sufrir desgaste o reducción de tamaño.

5.- La fluidización sólo es posible si no se forman líquidos y ceras durante la reacción.

6.- Como las partículas están en movimiento violento van de arriba hacia abajo del lecho haciendo imposible la localización de una partícula en determinado momento.

7.- Choques entre las partículas pueden causar arrastre de las partículas por el gas.

8.- Cuando los sólidos son acarreados por el gas, caso conocido como elutriación, deben instalarse en algunos casos equipos de recuperación.

9.- Las partículas pueden causar erosión en el reactor.

10.- Alteraciones en la dirección pueden causar pérdidas de catalizador.

DEFECTOS DE FUNCIONAMIENTO

Las anomalías que puede presentar la fluidización son dos

principalmente.

Acanalamiento.- Se presenta cuando el lecho fluidizado - ni tiene las características uniformes, el gas asciende por - donde presenta menor resistencia a su paso formando grietas y canales en el lecho.

Burbujeo.- El fluido forma burbujas que estallan en la - parte superior del lecho. En equipos de diámetros pequeños - esta burbujas se unen y forman una cámara de gas que puede ex - panderse a través de toda el área seccional de la unidad. Es - ta condición se llama pistoneo. La masa del sólido es impeli - da por dicha cámara de gas y se mueve como un pistón. Este - efecto se elimina con equipos de diámetro mayor.

Estas anomalías pueden detectarse por observaciones mano - métricas de la siguiente forma:

1.- Cuando la caída de presión para un fluido dado dismi - nuye y las ramas del manómetro permanecen estáticas, se puede decir que el lecho se ha canalizado.

2.- Si se observan pequeñas variaciones en la rama del - manómetro en forma rápida y continua se puede decir que la -- fluidización es normal.

3.- Si se presentan elevaciones y disminuciones bruscas - de presión se debe a pistoneo.

Otra variable que puede causar desviaciones en la fluidi - zación es la distribución del flujo ya que se ha observado que - las partículas del centro del lecho tienen un movimiento as-- cendente mientras que junto a las paredes descienden indican-

do la existencia de corrientes de convección de sólidos que facilita el contacto íntimo gas-sólido necesario en la fluidización.

Otro problema es el conocido como elutriación que es una operación en que una mezcla de sólidos finamente divididos -- son separados en un tamaño individual al sujetar la mezcla a una corriente elevada de fluido. Muestra como desventaja una variación en el tamaño de la partícula y en la masa del lecho. La elutriación aumenta con la velocidad del gas, cuando la velocidad es constante la elutriación puede aumentar al disminuir los sólidos finos.

FUNCIONAMIENTO DE FLUIDIZACIÓN.-

Dentro del estudio de la fluidización existen características de gran interés para el funcionamiento del lecho, las de mayor importancia son:

- a).- características del sólido
- b).- características del fluido
- c).- características del lecho como conjunto
- d).- características del recipiente

Los cuatro necesarios para obtener un lecho fluidizado.- Para entender el fenómeno como conjunto y ver los factores -- que tienen más importancia es necesario hacer un análisis de los constituyentes.

- a).- características del sólido

1.- Diámetro de la partícula, da una idea de las proporciones a que se reduce el sólido para procesarlo en un lecho-

fluidizado, ya que el tamaño de las partículas no es homogéneo.

El método clásico para determinarlo es clasificarlas con una serie de cedazos donde la abertura de la malla es conocida, este método se emplea para partículas con diámetro mayor de 0.04 mm.

Cuando el diámetro es más pequeño y no se puede utilizar el método de mallas se recurre a otros métodos como el de la Microscopia contando partículas de un tamaño definido empleando una cuadrícula especial. Los límites de aplicación son de 0.0005 a 0.3 mm.

Otro método es la centrifugación que consiste en aumentar la velocidad de sedimentación normalmente existente en el campo gravitacional; se aumenta la velocidad de centrifugación y se mide la velocidad de acumulación de las partículas sedimentadas; así se pueden medir diámetros de partículas de 0.000001 a 0.3 mm.

Estas técnicas son las de mayor uso, aunque pueden usarse además la sedimentación líquida, el asentamiento impedido, sedimentación gaseosa, conductividad relativa, técnicas con rayos X vibración sónica, difusión, etc.

Para obtener el diámetro medio de la partícula hay gran cantidad de métodos siendo la media aritmética la más usada, existe además la media armónica, la de largos, la superficial, la volumétrica, la de peso, la de diámetro del volumen menos la superficie.

2.- Características morfológicas de la partícula. Las de mayor importancia son: factor de forma, los estudios han -

sido encaminados principalmente a relacionar la superficie -- de la partícula real con la superficie esférica de igual volúmen.

Rugosidad de las partículas cuando las irregularidades - de las partículas son pequeñas comparadas con su tamaño.

La porosidad de la partícula tiene importancia en la de- terminación de la densidad de los sólidos:

Densidad de la partícula. Se pueden determinar tres ti- pos de densidad: la densidad real, la aparente y la densidad- de masa. La densidad real es la de la partícula sólida con - porosidad cero. Si la partícula tiene rugosidades la densi- dad será aparente. La densidad de masa se determina midiendo el volúmen de un cierto peso de polvo tratando de que las par- tículas estén lo más separadas posible o lo más apelmadas - posible.

b) características del fluido

El fluido permite regular el funcionamiento del lecho que trabajará en condiciones óptimas cuando haya un balance apro- piado del fluido con el sólido, para que exista esto es nece- sario que el flujo tenga un valor suficiente para que las par- tículas dejen de estar apoyadas unas con otras, el límite su- perior de la velocidad de flujo será determinado por el arrag- tre de sólidos, por el pistoneo y por la formación de canales. La presión del fluido al entrar al lecho debe ser lo suficien- temente alta para soportar el peso del lecho, tolerar las pér- didas por fricción con el recipiente y con las partículas, a- demás de dar una pequeña cantidad de energía para despegar ca- da partícula de su vecina.

En algunos casos la temperatura del proceso es importante y se necesita regular a la entrada.

La densidad y viscosidad determinan el tipo de fluidización, cuando son relativamente altas no se producen anomalías en el funcionamiento del lecho, cuando son bajas se producen las anomalías señaladas con anterioridad.

Es conveniente también conocer la naturaleza del fluido para saber como se va a comportar en las condiciones de trabajo del lecho.

c) características del lecho como conjunto

Considerando todo lo necesario para tener un lecho fluidizado se hará a continuación una relación de las características de ese lecho.

Porosidad del lecho, es la parte del lecho no ocupada por las partículas, es constante cuando se trata de lechos fijos y para un determinado sólido que se vaya a procesar. La porosidad del lecho aumenta al aumentar el flujo de gas.

La densidad se puede determinar a partir de la fracción de vacío midiendo el volumen del lecho y su peso. Se ha determinado también por la medida de una caída de presión sobre una altura conocida y definida del lecho, es calculada dividiendo la diferencia de presión por la longitud del intervalo del lecho sobre el cual la presión es medida. La disminución de la densidad del lecho al aumentar la velocidad se debe a la presencia de burbujas en el lecho.

Viscosidad. En términos absolutos no se puede hablar de

viscosidad en lechos fluidizados, sin embargo, se ve una gran similitud entre ciertos aspectos del lecho fluidizado y la viscosidad y se ha visto la influencia de ellos en los lechos. Una viscosidad baja es característica de los lechos que trabajan homogéneamente, al aumentar aparecen burbujeo y pistoneo. El tamaño de la partícula está íntimamente ligado a la viscosidad baja, y, a partículas gruesas una viscosidad alta. Para medir la viscosidad se introduce una paleta dentro del lecho y se mide la torsión, se ve que la viscosidad tiene un valor muy alto para el lecho en reposo y disminuye rápidamente al comenzar a pasar fluido por el lecho. La viscosidad está medida por un peso determinado requerido para girar la paleta a 200 r p m e el lecho y es corregido al girar la paleta con aire.

Volúmen: Altura-Diámetro. La forma de determinar la altura es por observación directa en lechos transparentes. El efecto de la altura, el radio y el diámetro es conocido por observaciones directas y pocos datos substanciales son conocidos. Las observaciones más importantes son:

1.- El funcionamiento se deteriora cuando la relación L/Dt aumenta presentándose burbujeo.

2.- El grado de deterioro aumenta con el incremento de L/Dt a mayor altura de los grados de expansión.

3.- Para L/Dt mayor que 1 el funcionamiento de expansión del lecho tiende a un mejor aprovechamiento.

4.- Para los mismos radios de expansión y valores de L/Dt los lechos de diámetro grande tienen menos funcionamiento que los de diámetros pequeños.

d) Recipiente del lecho fluidizado.- El componente que menos influencia tiene en el lecho fluidizado es el recipiente que lo contiene. El diámetro es el mismo del lecho, como ha sido señalado, en lechos poco profundos la relación de altura diámetro es grande y hay tendencia a pistoneo, en lechos profundos hay tendencia a acanalamiento, por lo que, debe existir un punto intermedio en el que se tenga un lecho con densidad homogénea.

Para aumentar la superficie de contacto se han hecho modificaciones introduciendo tubos o canales dentro del lecho, observando que cuando se tienen diámetros equivalentes pequeños se reduce el arrastre de finos y la fluidización es más homogénea.

Con frecuencia la altura del recipiente es varias veces mayor que la altura del lecho, a mayor diferencia menor será el arrastre de finos. Algunas veces en la parte superior de la columna de fluidización hay aumento en el diámetro con el objeto de evitar más aún el arrastre de sólidos.

El soporte del lecho tiene por objeto impedir a las partículas su desplazamiento hacia abajo, se utiliza también como alimentador del fluido.

Efecto del distribuidor del flujo. Existen tres tipos de distribuidores de fluido.

1.- El de orificios múltiples en que la fluidización incipiente no está bien definida, la diferencia de presión aumenta y teóricamente se sugiere que la parte inferior no fluidiza. La velocidad es baja y la operación es menos rápida.

2.- El distribuidor de malla con el puede ocurrir mayor-acanalamiento y la densidad es irregular.

3.- Con un plato poroso el punto de fluidización incipiente está bien definido y no hay tendencia a acanalamiento, la densidad es constante en toda la columna excepto para altas velocidades de flujo.

Con el objeto de conocer el funcionamiento de la fluidización se han realizado muchas investigaciones para conocer el índice de uniformidad, la distribución de las partículas, el efecto de la velocidad del gas y la altura del lecho.

Entre las técnicas desarrolladas están la del capacitómetro de Martín y Andreu quienes concluyeron que: el índice de uniformidad es proporcional a la altura sobre la entrada del gas. El índice de uniformidad local en cualquier posición es pequeño y no influye en la altura del lecho. El índice de uniformidad es proporcional al logaritmo de la velocidad superficial del gas.

Reboux realizó estudios con pulsaciones de presión en la columna siendo las vibraciones mayores en la parte superior - que en la inferior, más pronunciadas cerca de la pared que en el centro.

Shuster y Kisliak definen su índice como la corrección a la diferencia de presión observada dividida por la fluctuación de frecuencia, teniendo la fluidización perfecta un índice de cero.

Transferencia de calor en sistemas fluidizados.

En un sistema de fluidización hay tres tipos fundamentales de transferencia de calor

- 1.- Entre los sólidos y el fluido
- 2.- Entre los diferentes sectores del lecho
- 3.- Entre el lecho y la pared o cambiador de calor

En un lecho de fluidización el nivel de temperatura puede mantenerse constante por varios métodos: control de flujo y temperatura a la entrada del lecho; transferencia de calor de la pared al sistema fluidizado; control de grado de cicloneo y temperatura del sólido al entrar al sistema; uso de superficie cambiadora de calor colocada dentro del lecho. Los factores usados son tamaño, capacidad calorífica y circulación.

Transferencia de masa.

Deben considerarse en un reactor de fluidización de transferencia de masa los siguientes puntos:

- 1.- Transferencia de masa de reactivos a la superficie exterior de la partícula de catalizador desde el fluido.
- 2.- Difusión de masa de reactivos dentro de la estructura porosa del catalizador.
- 3.- Absorción activada de reactivos en la interfase del catalizador.
- 4.- Reacción química entre reactivos activados absorbidos en la interfase.
- 5.- Desabsorción activada de productos en la interfase -

del catalizador.

6.- Difusión de masa de productos fuera de la estructura porosa del catalizador.

7.- Transferencia de masa de productos a la superficie exterior del catalizador al fluido.

APLICACIONES.-

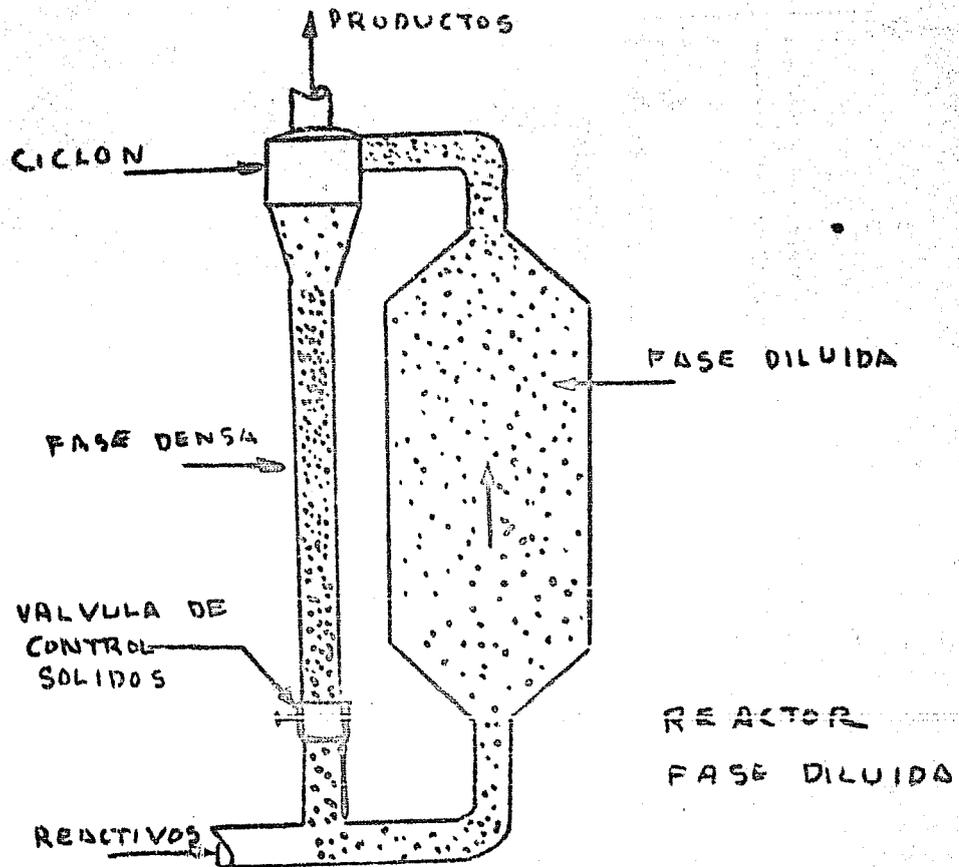
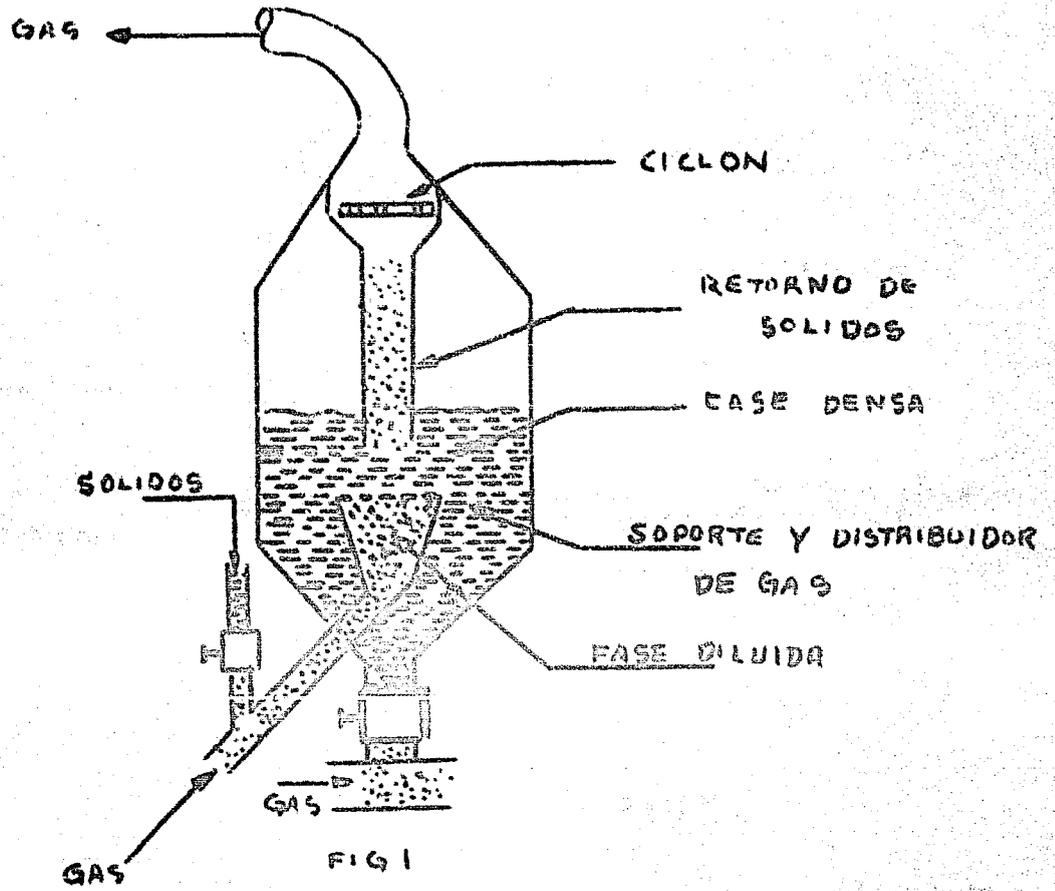
La aplicación de la fluidización cobra gran incremento.- Una clasificación que ilustra el desarrollo y el campo amplio de aplicación es el siguiente.

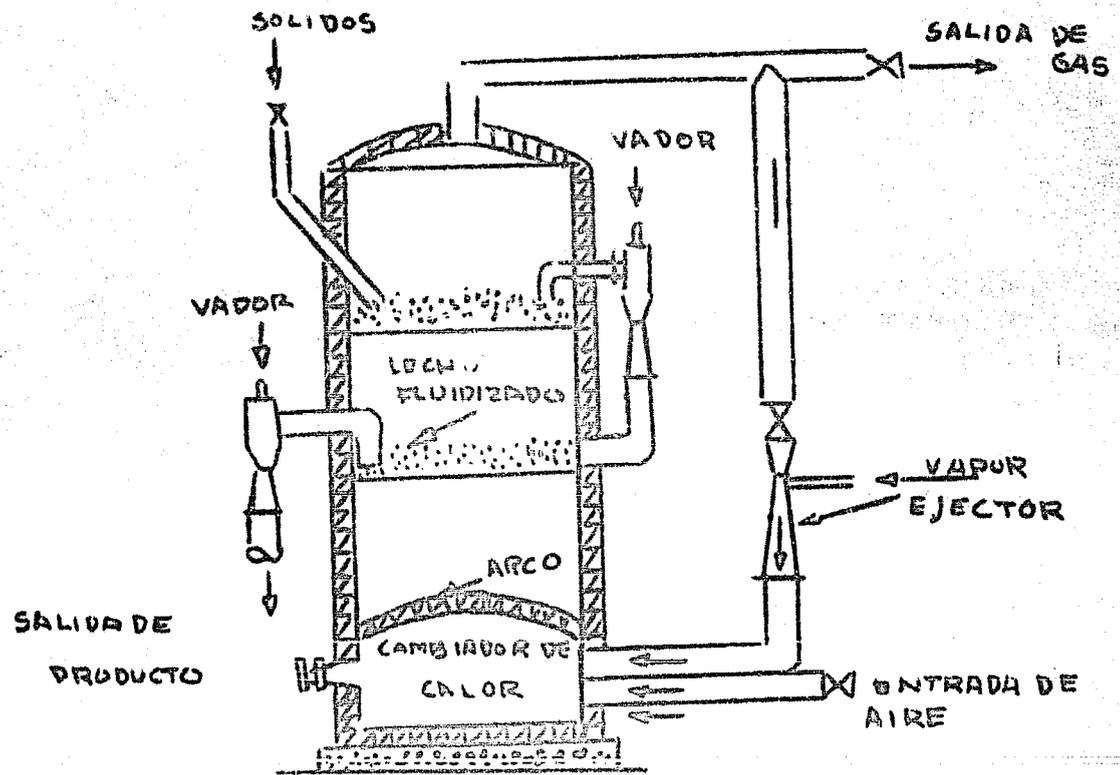
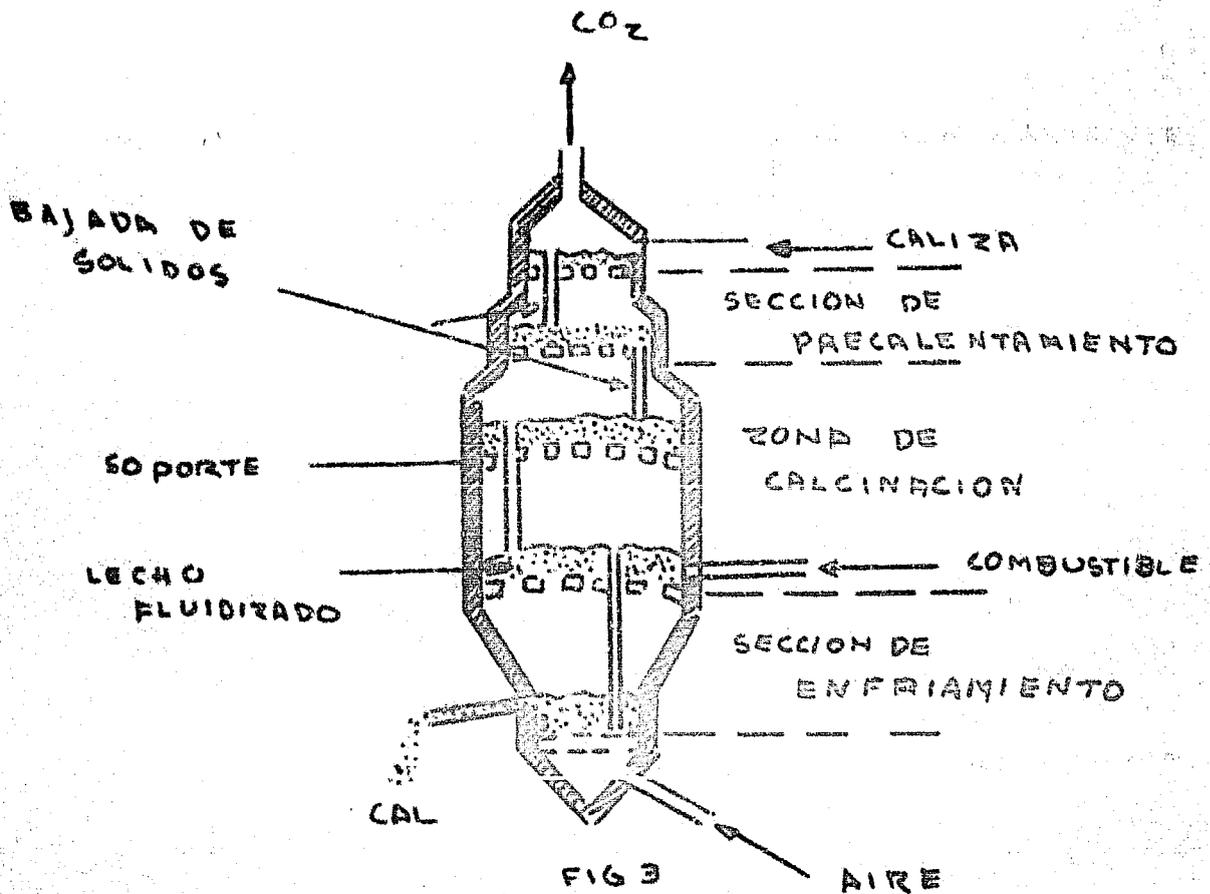
Reactores catalíticos. Ejemplo obtención de gasolina.

Procesos a altas temperaturas. Ejemplo tostación de minerales obtención de cal. Fig. 3

Procesos a baja temperatura. Ejemplo sacado de granos vegetales, productos químicos, cambiadores de calor. Fig. 6

Procesos diversos.- Ejemplo deshumidificación de aire, clasificación de partículas, recubrimientos plásticos, purificación de uranio, etc.





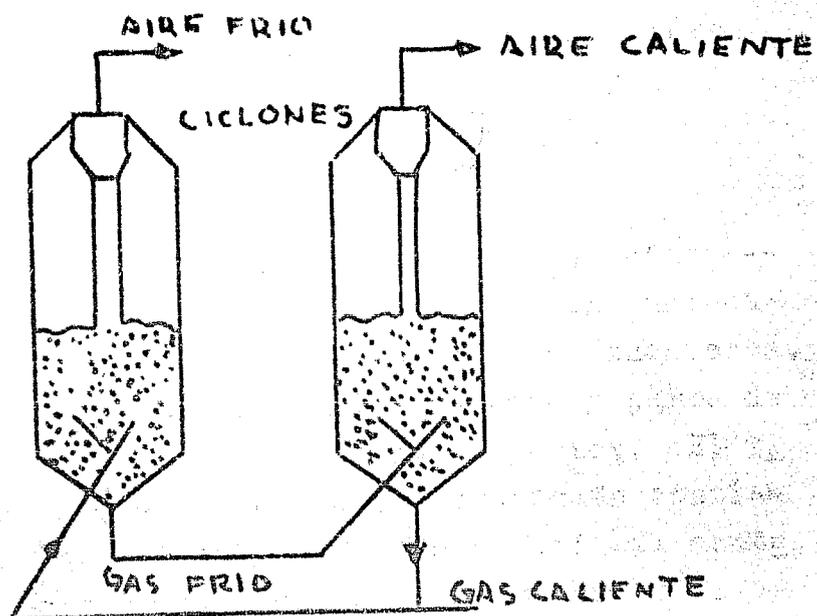


FIG 5 SISTEMA DE RECUPERACION DE CALOR

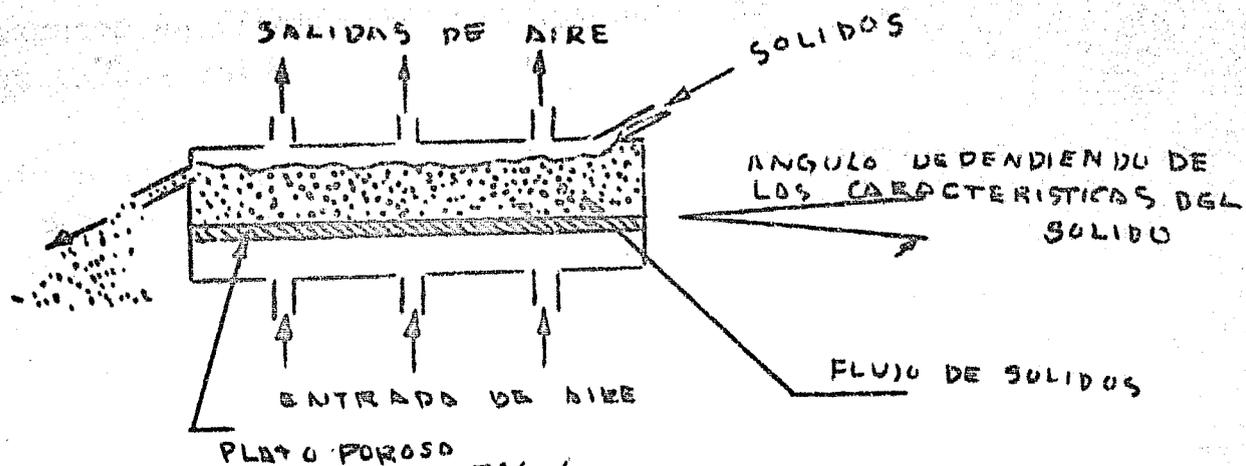


FIG 6 TRANSPORTADOR DE SOLIDOS

CAPITULO II

DESCRIPCION DE ALGUNOS TIPOS DE REACTORES

Los reactores de lechos fluidizados se emplean principalmente para el contacto de gases y sólidos. En la inmensa mayoría de los casos se emplea el tipo de lecho en fase densa, en el que el nivel del lecho se mantiene constante y parte de los sólidos salen a través del tubo vertical superior. El tipo de fase diluida, en el que el sólido es arrastrado continuamente fuera del reactor, se aplica cuando es difícil mantener una distribución adecuada de tamaños para lograr la fase estable densa.

El proceso de fluidización catalítica requiere al menos dos recipientes o compartimentos en un sólo cuerpo, uno para la reacción y otro para la regeneración.

El transporte de sólidos entre las etapas y fuera de los recipientes se efectúa de modo muy parecido al flujo de líquidos en una columna de platos.

Otro problema importante de esta operación es el arrastre. Este se hace mínimo empleando separadores de ciclón de una, dos o tres etapas, montados frecuentemente dentro del mismo reactor y ayudados a veces mediante precipitadores electrostáticos.

Otros problemas a resolver son la erosión de los contactos el ataque por hidrógeno, el control de flujo de sólidos y la transmisión de calor.

Un gran número de aplicaciones de fluidización son usa--

das en procesos de cambios químicos y catálisis por lo que no es de sorprender el gran número de unidades, contactos y sistemas.

REACTOR DE FASE DENSA INTERMITENTE.- Este tipo de reactor es cilíndrico con soporte para el lecho catalítico. El gas entra por el fondo del cono y sale a través del ciclón. Todos los sólidos retornan al sistema a través del ciclón. Es utilizado en un gran número de reacciones químicas y catálisis. Fig. 1. Un ejemplo es el reactor usado en la síntesis de hidrocarburos de Fischer-Tropsch.

Otro tipo de reactor en fase densa difiere en que los sólidos entran por arriba del espacio del reactor y los sólidos entran a un ciclón para ser separados de los gases y regresan al sistema. Este reactor llamado "down flow reactor" es preferido porque requiere menos transporte de catalizador y permite un espacio velocidad mayor prevaleciendo la densidad del lecho. Ejemplo el reactor de Winkler.

REACTOR DE FASE DILUIDA.- Este reactor está descrito en la figura 2, en el el flujo es ascendente, los sólidos arrastrados pasan a través de un ciclón y regresan al reactor.

REACTORES DE COMPARTIMIENTOS MÚLTIPLES.- En ellos los lechos fluidizados son soportados por bóvedas de albañilería, los gases pasan a través de perforaciones hacia los sólidos. Los sólidos de sobreflujo pasan a través de un compartimiento otro por tubos. Este transporte es similar al del flujo de un líquido en una columna de destilación. En el reactor de compartimiento múltiple el flujo de sólidos y gases está mejor coordinado que en un lecho simple. El tiempo de contacto de sólidos y gases debe ser incrementado. La presión del gas

puede ser más alta que en un lecho simple con la misma cantidad de sólidos.

Aplicaciones importantes de este reactor es en la obtención de cal Fig. 3 y en la producción de carbón activado. Fig. 4.

PROCESOS FISICOS Y MECANICOS.- Se usa el conductor de sólidos con lechos agitados. Esencialmente es una placa inclinada puesta dentro de un estado mínimo de fluidización. La velocidad de los sólidos puede ser controlada por ajuste de flujo de aire.

REACTORES DE TRANSFERENCIA DE CALOR.- Probablemente el lecho fluidizado más importante en operaciones físicas envuelve transferencia de calor entre gas o vapor o implican directamente la transferencia de calor sólido gas.

Por las excelentes características de transferencia de calor y la alta temperatura uniforme se han propuesto baños de sólidos fluidizados a temperatura constante.

En recuperación de calor pueden ser útiles unidades de fluidización para secado de gases por absorción o secado de sólidos por gases calientes. Fig. 5.

La Standard Oil Co ha clasificado los diseños desarrollados de la siguiente forma:

- 1.- El diseño de flujo ascendente (1941)
- 2.- El diseño de flujo descendente (1944)

3.- El diseño de presiones equilibradas (1947)

4.- El diseño de baja elevación (1951) en el que el regenerador y el reactor se encuentran instalados uno al lado de otro a una elevación baja eliminando conexiones de expansión y rotación y dando una altura total mínima.

Un reactor de lecho fluidizado de craking catalítico es el descrito en la Fig. 7, combinado con regenerador de catalizador en un solo cuerpo. En este tipo de reactores los sólidos son altamente turbulentos.

PLANTAS PILOTO.- Para el estudio de la fluidización se han diseñado innumerables plantas piloto de tamaño muy reducido. En su mayoría están construidas de un tubo de vidrio o material plástico transparente y resistente al calor como Lucite que permiten observar el funcionamiento del lecho. En su mayoría están provistos de rotámetros y ciclones. A continuación se expondrán algunos tipos de estas plantas. Para el estudio de las partículas fluidizadas fué construida una planta piloto en el Instituto Tecnológico de Massachusetts, por W K Lewis, E R Gilliland y W C Bauer, para procesos intermitentes y continuos utilizando esferas de vidrio de diferentes tamaños, como fluido se utilizó aire. Observaron que esferas de pequeño tamaño dan características de flujo diferente a las que dan partículas de tamaño mayor. Concluyendo que la velocidad de fluidización es inversamente proporcional a la densidad del sólido y que la misma velocidad del gas es requerida para diferentes presiones.

Para estudiar las características de transferencia de calor fué construida una planta piloto a escala laboratorio en la misma institución por Harold S Mickey y Charles A Trilling,

debido a la importancia de estas características para el diseño de equipo industrial determinando las condiciones de transferencia para sólidos turbulentos y la superficie de contacto entre la mezcla sólido gas. El equipo usado fué una columna vertical de 4 pulg de diámetro y 8 pies de altura. El elemento de transmisión de calor se colocó a través de la pared insertado axialmente dentro del lecho. La mezcla de sólidos fué de esferas de vidrio Scotchlite suspendidas por una corriente de aire a una velocidad de 0.8 y 15 P^3 /seg. Los sólidos arrastrados retornaban al reactor, el arrastre se evita un poco por una expansión en la parte superior del reactor. Los coeficientes de transmisión de calor variaron entre 100 y 120 BTU/hr F^2 . Los coeficientes de transmisión de calor fueron de 3 a 70 veces más grandes que los encontrados para el mismo flujo de gas sin partículas.

Para estudiar la caída de presión en tubos verticales en transporte de sólidos por gases, una pequeña planta piloto fué construida en la Universidad de Pensilvania por O H Hariu y M C. Molstad. Para la medición de la presión, la diferencia o caída de presión y la diferencia de presión estática se utilizó una columna de vidrio de 0.267 y 0.532 pulg de diámetro interior utilizando corriente de aire y catalizador esférico de sílica alúmina. La circulación de sólidos obtenidos fué de 2 a 54 lb/seg al variar la velocidad de aire de 12 a 40 P^3 /seg. La caída de presión total resultó igual a la suma de la caída de la presión del gas mas la caída de presión del sólido. El residuo obtenido por sustracción de los sólidos de la cabeza estática fué tratada como una caída de fricción que conforme a la ecuación de Fanning se utilizó la velocidad del aire y la densidad de los sólidos dispersados, concluyendo que en cualquier tiempo la velocidad de los sólidos corresponde a un estado de equilibrio dinámico en el que las fuer-

zas de gravedad, fricción e inercia están igualadas a la fuerza ejercida por el gas sobre las partículas. Fueron igualmente estudiadas el efecto de la mezcla de partículas diferentes tamaños, los tubos horizontales y verticales, las pérdidas de fricción las pérdidas a la entrada de los sólidos, las pérdidas en las conexiones y la aceleración en ellas.

Para estudiar la caída de presión en el transporte de partículas de diámetro grande en tubos verticales la Universal Oil Products Co construyó una planta piloto utilizando esferas de catalizador de 0.04 a 0.08 pulgadas de diámetro. Una correlación de datos fué usada en el desarrollo del estudio en el que la presión fué expresada como un término estático en la densidad de la partícula en la línea de transformación el término de fricción envuelve la masa velocidad de la partícula y que es independiente del diámetro de la partícula y densidad.

La Universidad de California construyó para el estudio de las características de flujo en mezclas de sólidos y gases en conductos horizontales y verticales. Las características de flujo isotérmico de una mezcla de sólidos y gases (alúmina sílice, catalizador y aire) se estudió en conductos verticales y horizontales de 17 mm de diámetro interior con grados diferentes de flujo de gas y sólido. La velocidad del aire varía entre 50 y 150 P^3 /seg. En ése trabajo se discutieron y se hicieron observaciones en el flujo de sólido en la línea de alimentación y en las conexiones y el efecto de ciclones de múltiple efecto. Concluyendo que las características de las mezclas de sólido y gas donde las partículas tienen diferentes tamaños varían con respecto a las que tienen un tamaño uniforme.

El flujo interno de sólidos y gases en un lecho fluidiza

do fué estudiado en el Instituto Tecnológico de Massachusetts utilizando trazas de gas y flujo de calor, la velocidad de gas fué baja permitiendo una temperatura uniforme en todo el lecho. Los datos obtenidos indican que la mezcla de sólidos es rápida y que el calor sensible de los sólidos en movimiento sirven para mantener la temperatura constante a través del lecho.

La Western Precipitation Co de los Angeles California efectuó unos estudios para evaluar los factores básicos de la erosión en sistemas sólidos gas a alta velocidad. En esencia el método consistió en el uso de diferentes velocidades y ángulos. El aumento de erosión fué determinado por el cambio de peso de las partículas.

Leroy K Mc Cune en la Universidad de Princeton estudió la transferencia de masa y de momentum en sistemas sólidos líquido en lechos fluidizados y fijos con agua como fluido y 2-naftol. La técnica experimental basada en la disolución parcial del 2 naftol en el agua y análisis colorimétricos. Las variables fueron el flujo de aire, la concentración, temperatura del agua, partículas y características del lecho y caída de presión. Se encontraron correlaciones entre la transferencia de masa y la fricción. La importancia de la porosidad, el tamaño de las partículas y la uniformidad del flujo se discutió considerando la transferencia de masa por unidad de caída de presión.

Otras plantas piloto fueron construidas para observar el comportamiento de diferentes materiales en la fluidización o para el estudio de acciones específicas. Entre estas podemos considerar las siguientes:

Estudio sobre la fluidización de antracita en columna -- de vidrio de 4 pulg de diámetro, con mezcla de varios tamaños de partícula del rango entre 325 y 32 mallas. Como la antracita es altamente porosa esa porosidad fué determinada por inmersión en agua. Los datos obtenidos son utilizados para demostración de problemas de fluidización en sólidos porosos ob- teniendo un factor de corrección y conocer el diámetro efecti- vo de la partícula.

En el Instituto Tecnológico de Massachusetts se estudió- la gasificación de carbón utilizando como fluido dióxido de - carbono a un rango de temperaturas entre 1475 y 2000 grados;- utilizando la ecuación de Lehigh obteniéndose altos valores- de conversión. A bajas temperaturas se logra un equilibrio - encontrándose una mayor conversión en los datos experimenta- - les que en los obtenidos por la ecuación.

En el mismo Instituto Tecnológico de Massachusetts se es- tudió la reacción del metano con cobre indicándose que el co- bre oxida en el lecho al metano obteniéndose monóxido de car- bono e hidrógeno con alto grado de selectividad y a una tempe- ratura de 1700 grados. F. Los datos que limitan la reacción- son la formación de bióxido de carbón y vapor de agua con me- tano.

CAPITULO III

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE FLUIDIZACION PARA EXPERIMENTACION

Descripción del equipo.- Se han diseñado en este trabajo dos columnas de fluidización de 4 y 6 pulgadas de diámetro, hechas de material transparente para poder hacer observaciones visuales, de 50 cm de altura, unidas por ambos extremos a partes cónicas de lámina y conectadas por bridas. La parte superior se conecta a un ciclón de lámina, la inferior por medio de una tubería se conecta al ventilador. El gasto de aire será medido por orificios. El soporte del lecho estará constituido por placas de porcelana porosa de 4 y 6 pulgadas de diámetro. La alimentación será por un tubo inclinado colocado en la parte superior de la columna y la descarga será por elutriación. La diferencia de presión será medida por un manómetro inclinado.

Los materiales empleados como base de diseño fueron alúmina, sílice, vidrio y caliza en diferentes tamaños, utilizando para selección a los crivos Tyler. Estos materiales fueron seleccionados porque se pueden obtener en diferentes tamaños con relativa facilidad y a bajo costo.

Cálculos.- Con base en las consideraciones anteriores han sido calculados los gastos de aire, diámetros de tuberías y orificios, manómetros y ciclón.

El gasto mínimo de fluidización es la cantidad mínima de fluido necesaria para iniciar la fluidización, es función del diámetro de partícula, de las densidades del sólido y del fluido, de la viscosidad del fluido, la aceleración de la gravedad y el factor de forma del sólido.

El gasto mínimo de fluidización puede calcularse con las siguientes ecuaciones empíricas:

$$G_{mf} = 698 D_p^{1.82} \frac{[\rho_s (\rho_s - \rho_f)]^{0.194}}{\mu^{0.88}} \quad \text{Ecuación de Leva}$$

$$G_{mf} = \frac{0.000125 D_p^2 (\rho_s - \rho_f)^{0.9} \rho_f^{1.1} g_c}{\mu} \quad \text{Ecuación de Miller y Logwinuk}$$

$$G_{mf} = \frac{0.000123 D_p^2 \rho_s \rho_f g_c}{\mu} \quad \text{Ecuación de Van Heerden, Nobel y Van Krevelen}$$

$$G_{mf} = 1.3 \times 10^3 (D_p \rho_a)^{1.3} \quad \text{Ecuación de Baerg Klosen y Gisler}$$

Nomenclatura

G_{mf} = gasto mínimo de fluidización lb hr/P²

D_p = Diámetro de partícula en pulg.

ρ_s = densidad del sólido en lb/P³

ρ_f = densidad del fluido en lb/P³

ρ_a = densidad aparente en lb/P³

μ = viscosidad del fluido en centipoises

g_c = aceleración de la gravedad

B = factor de forma

e = porosidad

Una vez calculado G_{mf} podemos calcular G y Q

$G = G_{mf} \times s$

$Q = G/Qf$

Para tener un funcionamiento correcto del lecho es necesario una altura en la que no se produzca pistoneo, burbujeo o acanalamiento. Esta altura es calculada por la siguiente ecuación:

$$L_{\text{mínima}} = 0.95 D_t (D_p Q s)^{-0.3}$$

L altura del lecho

D_t diámetro de la columna

Para calcular la altura del lecho en la cual se produzca pistoneo se utilizó la siguiente ecuación

$$L_{\text{pistoneo}} = 1.18 D_t (D_p Q s)^{-0.3}$$

Las partículas de sólido al estar en contacto con el fluido adquieren una velocidad dentro del lecho (u_f) que está en función de la porosidad o porcentaje de huecos en el lecho fluidizado. Al salir del lecho la velocidad de la partícula cambia. Ha sido necesario calcular esta velocidad para poder calcular el ciclón. Lo he hecho mediante las siguientes ecuaciones.

$$e = \frac{\text{volumen del lecho} - \text{volumen del sólido}}{\text{volumen del lecho}}$$

$$ut = \frac{(e_s - e_f) \rho_c D_p^2}{18 \mu}$$

$$\frac{u_f}{ut} = 0.09 \frac{e^3}{1-e}$$

La porosidad es calculada por ecuaciones aplicables de acuerdo al número de Reynolds y la ley de Stokes.

$$e = 1.95 \left[\frac{u_f \rho_c^{0.29} \mu^{0.43}}{g_c^{0.71} D_p^{1.14} (e_s - e_f)^{0.71}} \right]^{0.34}$$

Existen gráficas con las que se pueden conocer los valores de e con mayor facilidad y que han sido sacadas para diferentes Re y materiales. Se encontró que los valores obtenidos por la ecuación anterior y los sacados por dichas tablas son similares.

El laboratorio de la Universidad Ibero-Americana cuenta con un ventilador G E con una potencia de 3/4 HP, voltaje 115/60 ciclos 50/60, factor de servicio 1.5, amperaje 11.8/59 temperatura 40°C. Las curvas de calibración de este aparato aparecen en el apéndice.

Las tuberías para conducir aire del ventilador al fluidizador fueron calculadas suponiendo: 1) Una diferencia de presión en condiciones de flujo mínimo de una pulgada de agua. 2) una do de 0.5. 3) Calculando con ella el área del orificio y el diámetro del tubo.

Encontrando que para la gama de diámetro de partículas - escogidas son necesarios tres tipos de tuberías y tres diámetros de orificios para obtener en los manómetros lecturas menores de 10 pulg de agua y poder utilizar los manómetros ya existentes en el citado laboratorio.

Finalmente calculamos el ciclón que retendrá las partículas acarreadas por el fluido.

Los cálculos del diseño del fluidizador aparecen en las tablas, el del ciclón a continuación.

Nomenclatura.

- ut = velocidad lineal
- K = 32 (constante empírica)
- hv1 = velocidad de entrada de la cabeza en pulg de agua
- Fcv = Pérdidas por fricción.
- Ac = Area de entrada
- De = Diámetro de salida de aire del ciclón
- Dc = Diámetro del ciclón
- Bc = Entrada rectangular del ciclón
- Hc = Altura de entrada
- Jc = Salida del sólido

Las ecuaciones empleadas son:

$$Bc = Dc/4$$

$$De = Dc/4$$

$$Hc = Dc/2$$

$$Lc = 2Dc$$

$$Jc = Dc/4$$

$$Zc = 2Dc$$

Generalmente los ciclones son diseñados tomando como base una velocidad de entrada de 50P/seg (Perry), calculando en función de esta velocidad el área del ciclón.

$$Q = 1960 P^3/\text{hrg} = 0.547P^3/\text{seg}$$

$$0.547P^3/\text{seg} \cdot \text{seg}/50 P = 0.0109 P^2$$

$$\text{Area de entrada} = Bc \times Hc$$

$$Bc \times Hc = 0.0109$$

$$Dc/4 \times Dc/2 = 0.109$$

$$Dc^2/8 = 0.0109$$

$$Dc^2 = 0.0872$$

$$Dc = 0.294 P$$

$$Dc = 27 \text{ cm}$$

$$Lc = 54 \text{ cm}$$

$$Zc = 54 \text{ cm}$$

$$Jc = 6.75 \text{ cm}$$

$$Hc = 13.5 \text{ cm}$$

$$Dc = 6.75 \text{ cm}$$

$$Sc = 3.48 \text{ cm}$$

$$Bc = 6.75 \text{ cm}$$

TABLA I

CALCULOS PARA ALUMINA

Criva	Dp pulg	Dp ^{1.82}	Gmf lb/hrP ²	G lb/hr	q P ³ /hr	q P ³ /seg
12	0.0661	0.00679	1310	111.3	1960	0.547
14	0.0555	0.00522	1010	86.0	1490	0.414
16	0.0469	0.00377	739	62.7	1090	0.303
18	0.0394	0.00282	545	46.2	805	0.223
20	0.0331	0.00240	462.7	39.2	682	0.190
25	0.0280	0.00148	285	24.2	421	0.117
30	0.0232	0.00107	207	17.8	310	0.086
35	0.0197	0.00078	153	13.0	226	0.0628
40	0.0165	0.000571	114	9.7	168.5	0.0467
45	0.0139	0.000415	80	6.8	118	0.033
50	0.0117	0.000319	61.2	5.2	90.5	0.025
60	0.0098	0.000219	42.2	3.6	62.7	0.0172

TABLA II

CALCULOS PARA SILICE

Criva	Dp pulg	Dp ^{1.82}	Gnf lb/hrP ²	G P ³ /hr	Q P ³ /hr	Q P ³ /seg
12	0.0661	0.00679	219	103.6	1790	0.498
14	0.0555	0.00552	935	79.2	1380	0.384
16	0.0469	0.00377	698	59	1022	0.285
18	0.0394	0.00282	512	44.5	775	0.215
20	0.0331	0.0024	444	37.9	660	0.183
25	0.0280	0.00148	274	23.2	404	0.113
30	0.0232	0.00107	188	16.0	278	0.077
35	0.0197	0.00078	144	12.2	213	0.0592
40	0.065	0.00571	106	9	156	0.0432
45	0.0138	0.000415	76.8	6.5	123	0.0341
50	0.0117	0.000319	59	5.05	88.5	0.0245
60	0.0098	0.000219	405	3.45	60	0.0167

TABLA III

CALCULOS PARA VIDRIO

Criva	Dp pulg	Dp ^{1.82}	Gm/lb/hrP ²	G lb/hr	q P ³ hr	QP ³ /seg
12	0.0661	0.00679	1336	113.5	1959	0.542
14	0.0555	0.00522	1010	86	1495	0.415
16	0.0469	0.00377	730	62	1080	0.300
18	0.0394	0.00282	547	46.5	805	0.222
20	0.0331	0.00240	465	39.5	685	0.190
25	0.0280	0.00148	287	24.6	430	0.120
30	0.0232	0.00107	207	17.6	305	0.085
35	0.0197	0.00078	151	12.85	225	0.0624
40	0.0165	0.000571	111	9.4	163	0.0453
45	0.0138	0.000415	81	6.9	120	0.0334
50	0.0117	0.000319	61.8	5.25	91	0.0252
60	0.0098	0.000219	42.4	3.6	62.7	0.0172

TABLA IV

CALCULOS PARA CALIZA

Criva	Dp pulg	Dp ^{1.82}	Gmfib/hrP ²	G P ³ /hr	QP ³ /hr	QP ³ /seg
12	0.0661	0.0679	1291.8	109	1895	0.525
14	0.0555	0.00522	930	79	1370	0.381
16	0.0469	0.00377	670	57	980	0.272
18	0.0394	0.00282	500	42.5	740	0.205
20	0.0331	0.0024	425	36	625	0.173
25	0.0280	0.00148	26.4	22.4	389	0.108
30	0.0232	0.00107	190	16.2	282	0.079
35	0.0197	0.00078	139	11.2	195	0.0541
40	0.0165	0.000571	102	8.7	151	0.042
45	0.0138	0.000415	73.7	6.25	109	0.0304
50	0.0117	0.000319	56.5	4.8	83.5	0.0233
60	0.0098	0.000219	38.7	3.3	57.2	0.016

TABLA V

Cálculos de alturas de lecho para alúmina

Columna de 4 pulg de diámetro

lmin pulg	lmin cm	l max pulg	l max cm
1.82	4.69	2.29	5.58
1.9	4.84	2.35	5.96
2	5.1	2.49	6.35
2.1	5.35	2.6	6.6
2.2	5.6	2.75	7
2.34	5.9	2.9	7.35
2.47	6.3	3.05	7.7
2.58	6.59	3.2	8.1
2.23	6.9	3.4	8.6
2.8	7.12	3.45	8.75
2.92	7.41	3.6	9.1
3.15	8	3.9	9.9

TABLA VI

ALTURA DE LECHO PARA ALUMINA

COLUMNA DE 6 PULG DE DIAMETRO

lmin pulg	lmin cm	lmax pulg	lmax cm
2.77	7.05	3.46	8.8
2.85	7.2	3.55	9.05
3.03	7.7	3.75	9.55
3.15	8	3.91	9.95
3.34	8.5	4.17	10.3
3.5	8.85	4.36	11
3.7	9.4	4.62	11.8
3.87	9.82	4.85	12.4
4.1	10.2	5.12	13.15
4.2	10.7	5.25	13.4
4.44	11.2	5.5	14
4.7	12	5.9	15

TABLA VII

ALTURA DE LECHO PARA SILICE
COLUMNA DE 4 PULG DE DIAMETRO

<u>lmin pulg</u>	<u>lmin cm</u>	<u>lmax pulg</u>	<u>lmax cm</u>
1.49	3.6	2.08	5.3
1.58	3.95	2.2	5.6
1.66	4.05	2.32	5.9
1.76	4.3	2.45	6.2
1.86	4.52	2.6	6.6
1.98	4.8	2.76	7
2.1	5.1	2.95	7.5
2.25	5.48	3.1	7.9
2.35	5.7	3.3	8.4
2.5	6.1	3.5	8.9
2.65	6.5	3.7	9.4
2.8	6.8	3.9	9.8

TABLA VIII

ALTURA DE LECHO PARA VIDRIO
COLUMNA DE 4 PULG DE DIAMETRO

L min pulg	l min cm	L max pulg	l max cm
1.53	3.96	2.12	5.35
1.64	4.17	2.21	5.61
1.72	4.35	2.38	6.05
1.82	4.62	2.55	6.45
1.92	4.87	2.67	6.8
2.05	5.2	2.85	7.2
2.19	5.55	3	7.6
2.31	5.89	3.2	8.1
2.45	6.22	3.38	8.5
2.57	6.55	3.58	9.1
2.74	7	3.8	9.65
2.91	7.6	4.05	10.3

TABLA IX

ALTURA DE LECHO PARA VIDRIO
COLUMNA DE 6 PULG DE DIAMETRO

Lmin pulg	L min cm	Lmax pulg	L max cm
2.04	5.2	3.17	8
2.17	5.55	3.4	8.6
2.3	5.8	3.56	9
2.42	6.2	3.78	9.6
2.55	6.5	4	10.2
2.7	6.9	4.25	11.4
2.88	7.4	4.5	11.4
3.05	7.8	4.75	12.1
3.23	8.3	5.05	12.8
3.42	8.75	5.35	13.6
3.65	9.31	5.7	14.4
3.86	9.9	6.05	15.4

TABLA X

ALTURA DE LECHO PARA CALIZA
COLUMNA DE 4 PULG DE DIAMETRO

Lmin pulg	lmin cm	L max pulg	L max cm
2.0	5.05	2.1	5.35
2.2	5.3	2.22	5.6
2.25	5.7	2.35	6
2.37	6	2.5	6.35
2.42	6.15	2.65	6.7
2.66	6.7	2.8	7.1
2.74	6.9	2.98	7.55
3	7.55	3.15	8
3.16	8	3.34	8.5
3.39	8.52	3.55	9
3.56	9	3.75	9.5
3.78	9.55	3.99	10.2

TABLA XI

ALTURA DE LECHO PARA CALIZA
COLUMNA DE 6 PULG DE DIAMETRO

Lmin pulg	L min cm	Lmax pulg	Lmax cm
2.53	6.4	3.14	8
2.65	6.7	3.31	8.4
2.84	7.2	3.54	8.9
3	7.6	3.75	9.45
3.15	8	3.95	10
3.47	8.6	4.2	10.7
3.68	9.3	4.45	11.4
3.78	9.6	4.7	12
4	10.2	5	12.5
3.25	10.7	5.31	13.6
4.5	11.4	5.6	14.2
4.8	12.2	5.9	15

Cálculo del orificio

Nomenclatura

Q gasto de aire en P³/seg

S area

Y constante

C coeficiente de corrección para el orificio
0.6

relación de áreas

$$Q \text{ CYS} = \frac{2ac}{(1 - \frac{P}{4})}$$

Cálculos para alúmina. Tomando en cuenta las suposiciones hechas anteriormente tenemos:

$$Q = 1.72 \times 10^{-2}$$

$$gc = 32.2$$

$$\text{aire} = 0.0576$$

P considerada como 1 pulg de agua

Sustituyendo en la ecuación

$$1.72 \times 10^{-2} = 0.62 S \frac{64.4 \times 5.2}{0.937 \times 0.0576}$$

$$S = 346 \times 10^{-4}$$

$$D \text{ orificio} = \frac{3.46 \times 10^{-4}}{0.785}$$

$$D \text{ orificio} = 2.09 \times 10^{-2}$$

$$D \text{ orificio} = 2.09 \times 10^{-2} \times 12 \text{ 0.25 pulg}$$

$$D \text{ tubo} = 0.25 \times 2 \text{ 0.5 pulg}$$

Con estos datos calculamos los valores de P para los diferentes diámetros de partículas.

Criva	$P \text{ lb/P}^2$	$P \text{ pulg H}_2\text{O}$
40	38	7.3
45	20	3.85
50	11.3	2.17
60	5.2	1

Calculamos de igual forma un nuevo orificio tomando como base las partículas de malla 35 y ϕ 0.0628. Obteniendo los siguientes valores.

$$D \text{ orificio} = 0.48 \text{ pulg}$$

$$D \text{ tubo} = 0.96 \text{ pulg}$$

Criva	$P \text{ lb/P}^2$	$P \text{ pulg H}_2\text{O}$
35	5.2	1
30	10.2	1.96
25	18.5	3.57
20	50	9

Otro orificio debe ser calculado para malla 18, obteniéndose

$$D \text{ orificio} = 0.608 \text{ pulg}$$

$$D \text{ tubo} = 1.608 \text{ pulg}$$

Criva	P lb/P ²	P pulg H2O
18	5.2	1
16	9.6	1.84
14	18.5	3.56
12	32	6.15

Las tres tuberías y orificios calculados podrán ser aplicados para la columna de fluidización de 6 pulg de diámetro.

Calculamos de igual forma tubería y diámetros usando $Q = 0.0167$

D orificio = 0.252 pulg
D Tubo = 0.504 pulg

Criva	P lb/P ²	P pulg H2O
60	5.2	1
50	10.9	2.1
45	21	4.5
40	64	12.3

Los siguientes diámetros calculados son:

D orificio = 0.468
D tubo = 0.936

Criva	P lb/P ²	P pulg H2O
35	5.2	1
30	9.1	1.75
25	19.6	3.75
20	51.8	9.9

Para los siguientes diámetros de partículas los diámetros calculados son:

D Orificio = 0.888 pulg
D tubo = 1.776 pulg

Criva	P lb/P ²	P pulg H2O
18	5.2	1
16	9.6	1.84
14	17.5	3.38
12	29	5.56

Continuando con los datos obtenidos para el vidrio tenemos para la criva 60y $Q = 0.0172 P^3/\text{seg.}$

D orificio = 0.25
D tubo = 0.5

Criva	P lb/P ²	P pulg H2O
60	5.2	1
50	11.4	2.19
45	0.7	3.78
40	36.2	7

Tomando como base la criva 35 tenemos

D orificio = 0.48
D tubo = 0.96

Criva	P lb/P ²	P pulg H2O
35	5.2	1
30	9.8	1.88
25	19.5	3.75
20	48.5	8.51

Los siguientes diámetros calculados son:

D orificio = 0.804 pulg
D tubo = 1.608 pulg

Criva	P lb/P ²	P pulg H2O
18	5.2	1
16	9.6	1.84
14	18.5	3.56
12	31.8	6.1

Los datos obtenidos para la caliza son:

D orificio = 0.24
D Tubo = 0.48

Criva	P lb/P ²	P pulg H2O
60	5.2	1
50	11.4	2.19
45	19.5	3.76
40	37	7.1

El segundo orificio calculado es

D orificio = 0.45
D tubo = 0.9

Criva	P lb/P ²	P pulg H ₂ O
35	5.2	1
30	11	2.12
25	20.6	3.98
20	54	10.4

El último orificio calculo es:

D orificio = 0.888
D tubo = 1.776

Criva	P lb/P ²	P pulg H ₂ O
18	5.2	1
16	9.6	1.84
14	18.7	3.6
12	36	6.93

Las medidas de flujo de aire se ha calculado para medirse con orificio debido a que en los Laboratorios de la Universidad Ibero Americana se encuentra este tipo de medidor.

CAPITULO VI

DATOS QUE SE OBTENDRAN DE LA EXPERIMENTACION

La calidad del funcionamiento de un lecho fluidizado puede conocerse fácilmente por medio de un manómetro, como ha sido expresado en el capítulo I.

Cuando la caída de presión para un fluido dado disminuye y las ramas del manómetro permanecen estáticas, se puede decir que el lecho se ha canalizado.

Si se observan pequeñas variaciones en las ramas del manómetro en forma rápida y continua se puede decir que la fluidización es normal. Si se presentan elevaciones y disminuciones bruscas de la caída de presión son debidas a pistoneo.

La diferencia de presión en la que la fluidización es normal se ha calculado por la siguiente ecuación.

$$P = L (i - e) (q_s - \epsilon f)$$

Las P calculadas tomando en cuenta los diferentes materiales y los dos tipos de fluidizadores diseñados se encuentran en las tablas siguientes.

Al operarse los fluidizadores el estudiante podrá conocer el funcionamiento de la fluidización, podrá hacerse práctica de elutriación de materiales de diferente diámetro de partícula al aumentar el gasto de aire y lograr una separación efectiva de los diferentes diámetros. Esta separación será función de la distribución del fluido, altura del lecho, diámetro de la columna, diámetro y densidad de la partícula.

y viscosidad del fluido. Las ecuaciones que rigen la elutriación son las siguientes:

$$ut = \frac{(\rho_s - \rho_f) g_c D_p^2}{18} \quad \text{Ley de Stokes para } Re < 2$$

$$ut = 0.152 \frac{D_p^{1.14} g_c^{0.714} (\rho_s - \rho_f)^{0.714}}{\mu^{0.428} \rho_f^{0.285}} \quad \text{Ley de Newton } Re > 500$$

$$ut = \left(3g_c D_p \frac{\rho_s - \rho_f}{\mu} \right)^{0.25} \quad \text{Aplicable para } Re \text{ entre } 2 \text{ y } 500$$

El tiempo en que serán separados los materiales dependerá de la concentración de ellos en el lecho. Existen tablas para calcular el tiempo para mezclas de diferentes materiales o del mismo material con diferentes tamaños de partícula.

TABLA I

PARA ALUMINA Y TUBO DE 4 PULG

Lft	Re	e	$P1b/P^2$	P pulg H2O
0.16	97	0.34	19.4	3.65
0.168	68	0.32	20.6	3.98
0.176	41	0.3	27.2	4.29
0.184	25.8	0.28	24	4.62
0.193	19.1	0.28	25	4.8
0.2	9.7	0.27	26	5.05
0.217	5.85	0.27	28.5	5.5
0.225	3.65	0.26	30	5.79
0.24	2.2	0.26	3.2	6.15
0.245	1.7	0.25	33.1	6.37
0.257	0.87	0.24	35	6.8
0.277	0.497	0.22	39	7.5

TABLA II

PARA ALUMINA Y TUBO DE 6 PULG

lft	re	e	P_{lb}/P^2	P pulgH ₂ O
0.23	97	0.34	27.2	5.29
0.237	68	0.32	29	5.6
0.252	41	0.3	32	6.19
0.262	25.8	0.28	34.2	6.6
0.279	19.1	0.28	36	6.9
0.292	9.78	0.27	38.5	7.45
0.31	5.85	0.27	40.7	7.9
0.323	3.65	0.26	43	8.3
0.342	2.2	0.25	46.9	9
0.35	1.7	0.25	47.5	9.2
0.37	0.87	0.24	50.5	9.7
0.391	0.497	0.22	55	10.6

TABLA III

PARA SILICE Y TUBO DE 4 PULG

Lft	Re	e	$P1b/P^2$	P pulg H2O
0.12	109	0.34	14.2	2.74
0.126	65.4	0.32	15.4	2.97
0.132	41.4	0.31	16.1	3.1
0.141	25.6	0.3	17.8	3.42
0.149	18.6	0.29	19.2	3.7
0.158	9.75	0.29	20.3	3.9
0.168	5.55	0.29	21.5	4.13
0.18	3.5	0.28	23.4	4.5
0.188	2.22	0.26	25.3	4.85
0.2	1.34	0.25	27	5.2
0.212	0.875	0.24	29	5.6
0.224	0.5	0.24	30.8	5.9

TABLA IV

PARA SILICE Y TUBO DE 6 FULG

Lft	Re	e	P1b/P ²	P pulgH ₂ O
0.145	109	0.34	17	3.28
0.17	65.4	0.32	20.8	4
0.178	41.4	0.31	21.8	4.2
0.19	25.6	0.3	23.4	4.5
0.2	18.6	0.29	24.5	4.7
0.213	9.75	0.29	26	5
0.225	5.55	0.29	27.6	5.3
0.237	3.5	0.28	29.2	5.65
0.25	2.22	0.26	30.7	5.92
0.27	1.34	0.25	33	6.35
0.284	0.875	0.24	34.7	6.7
0.3	0.5	0.24	37	7.15

TABLA V

PARA VIDRIO Y TUBO DE 4 PULG

Lft	Re	e	Plb/P ²	P pulg H2O	wlb
0.122	65.4	0.3	14.2	2.72	0.125
0.132	42.6	0.28	15.7	3.03	0.138
0.138	35.5	0.25	17.2	3.3	0.152
0.146	16.1	0.25	18.2	3.5	0.16
0.154	11.6	0.25	19.1	3.68	0.169
0.164	6.09	0.55	12	2.3	0.106
0.176	3.63	0.45	55.69	3.06	0.14
0.185	2.25	0.4	18.4	3.54	0.162
0.196	1.4	0.38	20	3.84	0.176
0.207	0.77	0.28	25.4	4.89	0.224
0.22	0.549	0.25	27.4	5.39	0.241
0.234	0.314	0.2	31	5.5	0.273

TABLA VI

PARA VIDRIO Y 6 PULG DE DIAMETRO

Lft	Re	e	$P1b/P^2$	P pulgH2O	wlb
0.164	65.4	0.3	19.1	3.68	7.36
0.174	42.6	0.25	20.8	4.01	8
0.184	25.5	0.25	22.8	4.39	8.78
0.194	16.1	0.25	24	4.62	9.24
0.206	11.6	0.25	25.5	4.92	9.84
0.217	6.08	0.55	15.2	2.92	3.04
0.232	3.63	0.45	21.2	8.06	4.24
0.245	2.25	0.4	24.3	4.66	4.86
0.257	1.4	0.38	26.2	5.05	5.24
0.275	0.77	0.28	32.2	6.29	6.52
0.293	0.549	0.25	36.4	7	7.28
0.312	0.314	0.2	41.4	7.95	8.28

TABLA VII

PARA CALIZA Y TUBO DE 4 PULG

Lft	Re	e	Plb/F ²	P pulgH ₂ O	wlb
0.16	402	0.9	27.5	5.3	0.243
0.168	243	0.7	8.7	1.67	0.183
0.18	148	0.45	17	3.27	0.15
0.194	66.3	0.34	21.9	4.22	0.19
0.214	35	0.31	25.2	4.85	0.222
0.22	20.9	0.3	26.3	5.08	0.232
0.24	12.2	0.3	28.6	5.51	0.252
0.255	8	0.52	21	4.05	0.185
0.272	4.8	0.48	24.2	4.65	0.215
0.285	3.05	0.45	26.8	5.11	0.236
0.304	1.8	0.4	31.1	5.11	0.265

TABLA VIII

PARA CALIZA Y TUBO DE 6 PULG

Lft	Re	e	F1b/P ²	P pulgH2O	wlb
0.254	402	0.9	43.4	8.31	8.68
0.266	243	0.7	11	2.12	2.2
0.284	148	0.45	26.8	5.16	5.36
0.3	93.1	0.36	29.9	5.75	5.98
0.317	66.3	0.34	35.8	6.89	7.16
0.336	35	0.31	39.7	7.65	7.94
0.359	20.9	0.3	42.6	8.2	8.52
0.388	12.2	0.3	46.3	8.9	9.26
0.4	8	0.52	33.1	6.38	6.62
0.428	4.8	0.48	38	7.31	7.6
0.45	3.05	0.45	42.4	8.16	8.48
0.475	1.8	0.4	48.6	9.32	9.72

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

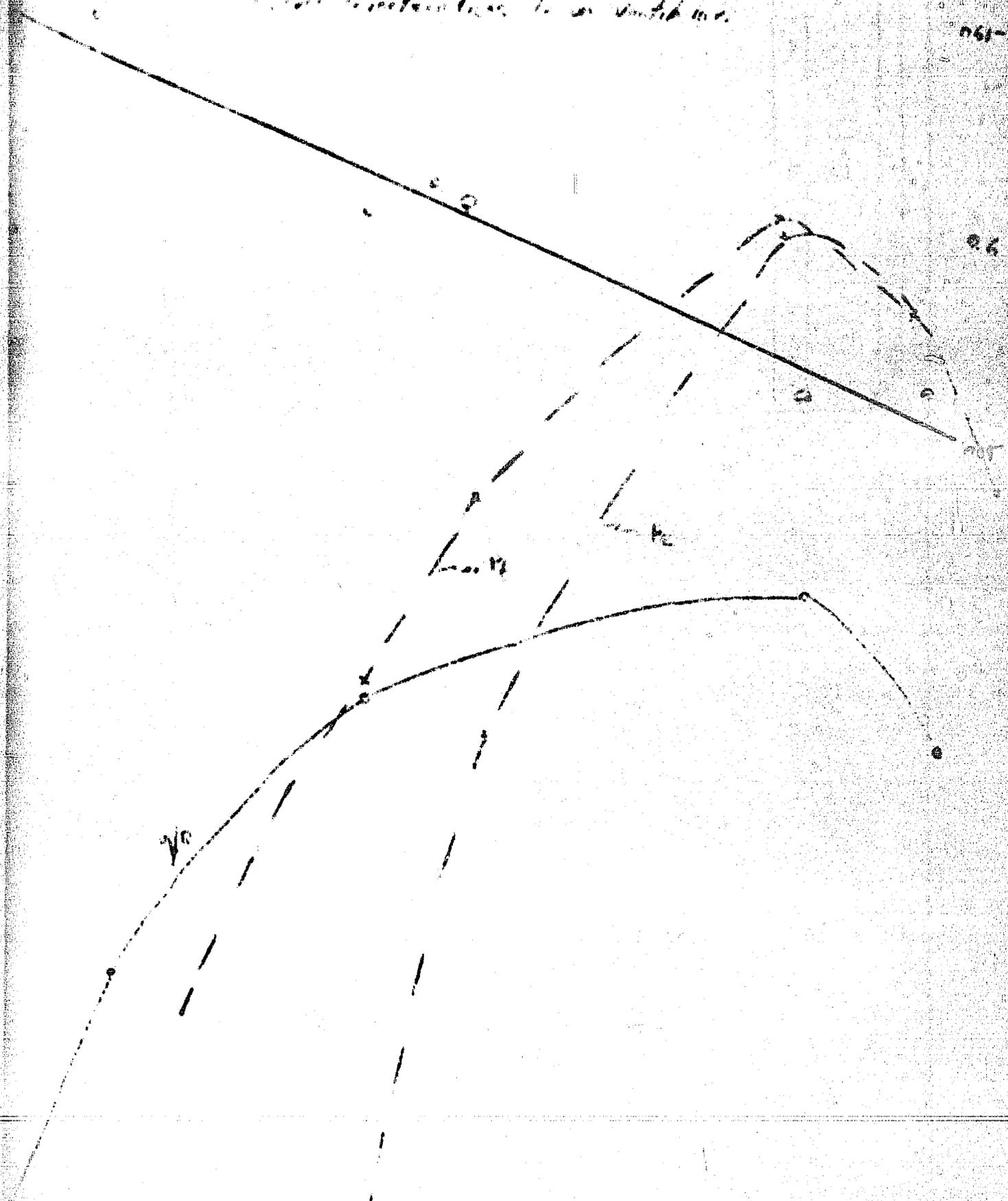
- 1.- MAX LEVA
Fluidization
Mc Graw Hill Book Co 1959
- 2.- OTHMER
Fluidization
Reinhold Publishing Co New York 1956
- 3.- J F DAVIDSON & D HARRISON
Fluidised Particles
Cambridge University Press 1963
- 4.- AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS
Fluidization Symposium Series
No. 38 Vol. 58 1962
- 5.- CHEM. ENG. PRACT., 1959
Annual Chemical Engineering Symposium
Dynamics of Fluid Solid Systems
- 6.- CHEM. ENG., 71; 22; 1964
Chem. Eng., 4; 22; 1965
Chem. Eng., 10; 22; 1965
- 7.- S M ALAS
Cinética de las reacciones químicas
Aguilar 1965
- 8.- ING. QUIM., 104; 10; 1965
- 9.- DOUGLAS M CONSIDENE
Process Instruments and Controls Handbook
Mc Graw Hill Book Co 1957
- 10.- JOHN H PERRY
Chemical Engineer Handbook
Mc Graw Hill Book Co 1950
- 11.- MC CABE SMITH
Unit Operations of Chemical Engineer
Mc Graw Hill Book Co 1956

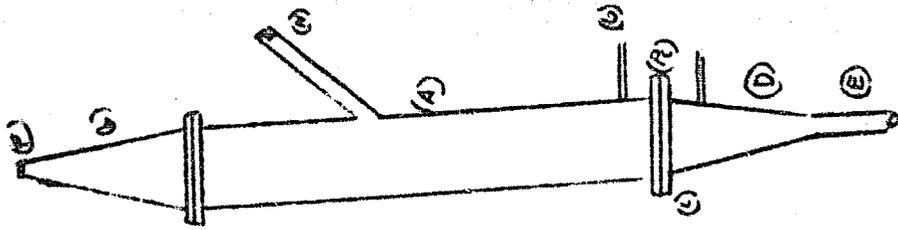
- 12.- SARA MA. TERESA DE LA SELVA MONROY
Estudio de la fluidización de dolomita fosfori
ta y hematita.
Tesis profesional 1962
- 13.- ROCA ROBIQUE
Reducción de minerales de fierro con monóxido
de carbono en lecho fluidizado.
Tesis profesional 1961
- 14.- TOMAS GONZALEZ CUELLAR
Cálculo de un secador piloto de lecho fluidi-
zado.
Tesis profesional 1964
- 15.- ANTONIO VIEITES UTEZA
Estudio de carbonización de bagazo de caña en
lecho fluidizado.
Tesis profesional 1965.
- 16.- PATENTE No. 7898/48
Fabricación de bisulfuro de carbono

C O N C L U S I O N E S

- 1.- Se diseñó una columna de fluidización de 4 pulgadas de diámetro y otra de 6 pulgadas, ambas con una altura de 50 cm. y de material transparente.
- 2.- Se escogieron alúmina, sílice esferas de vidrio y caliza de diámetros de 0.0661 a 0.0098 pulgadas por encontrarse fácilmente en los comercios especializados y en laboratorios escolares.
- 3.- El costo aproximado del equipo se calcula en un máximo de \$ 1,000.00 debido a que en la Universidad Ibero Americana se encuentra gran parte del equipo.
- 4.- El material para construir el ciclón, los conos y las tuberías será lámina galvanizada.
- 5.- Para proteger el material transparente del fluidizador es conveniente cubrirlo con una película de material plástico que evitará la erosión.

Handwritten text at the top of the page, possibly a title or description, including the word "Temperature".





ACOTACIONES

- A COLUMNA DE FLUIDIZACION
- B SOPORTE DE LECHO
- C BRIDAS
- D Codos
- E TUBO DE ENTRADA
- F TUBO DE SALIDA
- G TOMAS DE PRECION
- H TUBO DE ALIMENTACION

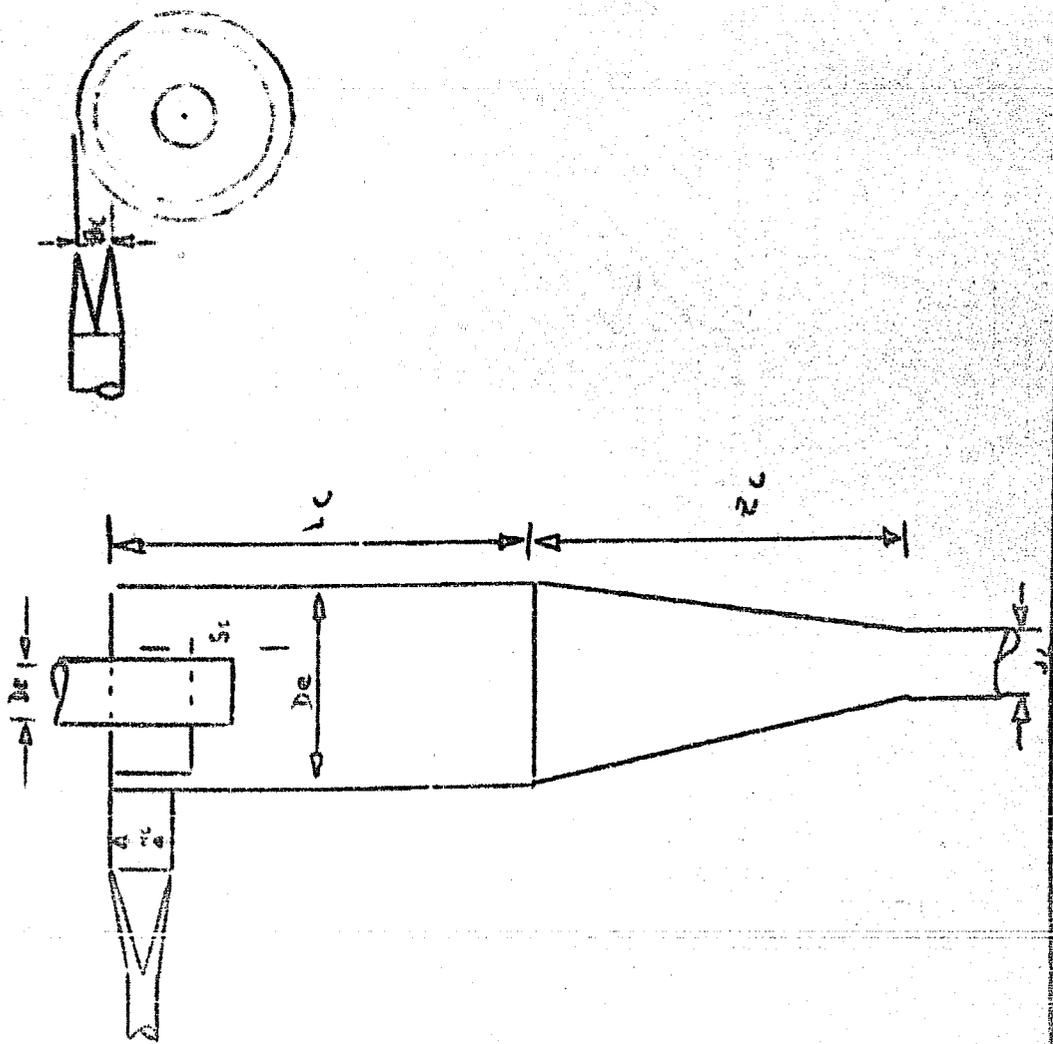
L A M I N A N o 1

FLUIDIZADOR

DIBUJO T.A.V

ESCALA 4:1

ACOTACIONES
 DC - DIAMETRO DEL CICLON
 DE - DIAMETRO DE SALIDA
 EC - ALTURA DE ENTRADA
 LC - DIAMETRO DE SALIDA
 LC - LARGO DEL CONO



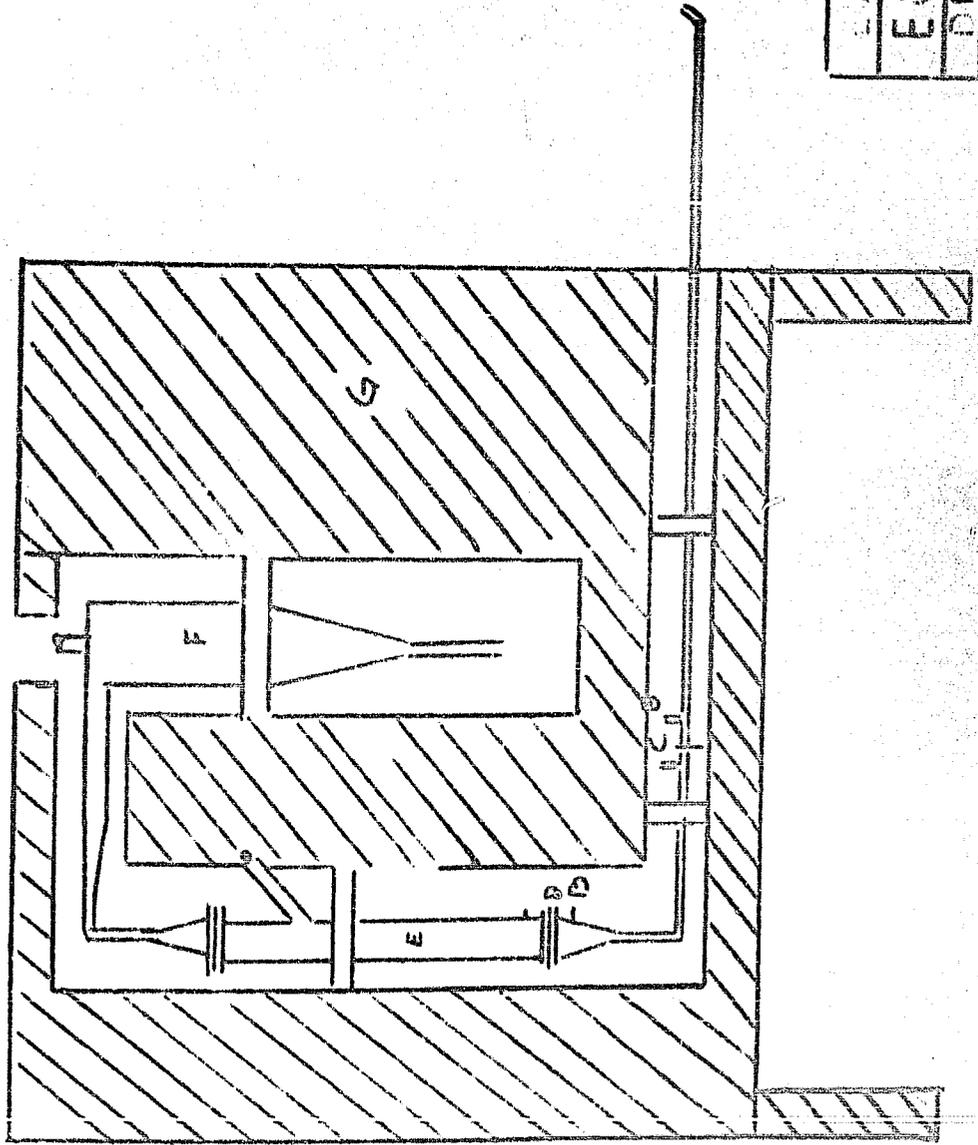
LAMINA N.º 2

C I C L O N

DIBUJO T. A. U.

ESCALA 5:1

ACUPLICACIONES
 A VENTILADORA
 B TOMA DE PRESION
 C MEDIDORA DE CAUDAL
 D SONDITE DE TECNIO
 E FLUIDIFICADOR
 F CICLON
 G SOPORTE



LAMINA No 3

EQUIPO

DIBUJO T.A.U

1957