



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

## Teoría y Aplicaciones Industriales del Transporte Neumático

169

T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
PRESENTA  
**Miguel Galván Oseguera**  
MEXICO, D. F. 1976



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.

TESIS

N

CLAS: Tesis 171

AÑO: 1976

FECHA: Mt. 1976



QUÍMICA


**Jurado Asignado Originalmente Según el Tema.**

Presidente:           Ing. FERNANDO MALDONADO MENDOZA  
Vocal:                 Dr. JORGE RAMIREZ SOLIS  
Secretario:          Dra. LENA RUIS AZUARA  
1er. Suplente:       Ing. MARIO VIZCARRA MENDOZA  
2do. Suplente:       Ing. AGUSTIN LOPEZ MUNOZOLA

**Sitio Donde se Desarrolló el Tema:**

**BIBLIOTECA DEL INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO**

**Nombre Completo y Firma  
del Sustentante:**



---

**MIGUEL GALVAN OSEGUERA**

**Nombre Completo y Firma  
del Asesor del Tema:**



---

**Dr. JORGE RAMIREZ SOLIS**

Para Alicia y Miguel

Mis Queridos Padres

# INDICE

INTRODUCCION	1
CAPITULO 1	
EVALUACION DE LAS PROPIEDADES DE FLUJO DE LOS MATERIALES SOLIDOS	
1.1.-Introducción	4
1.2.-Evaluación de las Características de Flujo	7
1.2.-Efecto de las Propiedades de Flujo en el Diseño de Alimentadores	12
CAPITULO 2	
EL ESTADO FLUIDIZADO	
2.1.-Definición	23
2.2.-Tipos de Lechos	25
2.3.-Propiedades de los Lechos Fluidizados	26
2.4.-Fluidización Minima	29
2.5.-Alternativas para la Ecuación de Flui dización Minima	32
2.6.-Caidas de Presión a Condiciones de Fluidización	34
CAPITULO 3	
EL TRANSPORTE NEUMATICO	
3.1.-Descripción	36
3.2.-Medición de la Velocidad de los Soli-	37

dos

3.3.-Ecuaciones de Velocidad en el Transporte Neumatico	39
3.4.-Caida de Presión en el Transporte -- Neumatico	42
3.5.-Características de Flujo en el Transporte Horizontal	47
3.6.-Características de Flujo en el Transporte Vertical	50
3.7.-Transporte en Tuberias Inclınadas	56
3.8.-Flujo a traves de Codos	60
3.9.-Simbología	66

#### CAPITULO 4

##### EQUIPOS AUXILIARES

4.1.-Alimentadores	68
4.2.-Sopladores	79
4.3.-Valvulas Rotatorias	82
4.4.-Recuperación de Partículas.-Separadores	83
4.5.-Simbología	91

#### CAPITULO 5

##### CRITERIOS DE DISEÑO

5.1.-Introducción	92
5.2.-Caida de Presión en Tuberias	93
a)-Método 1-Consideraciones de Diseño	

b)-Ejemplo 1-Un Sistema Típico	
c)-Ejemplo 2-Una Excepción	
5.3.-Método 2	103
5.4.-Caida de Presión en Separadores de -- Ciclón	106
5.5.-Requerimientos de Potencia (Compresión Politrópica)	108
5.6.-Simbología	111
APENDICE "A".-Medición de las Propiedades de Flujo de los Solidos	114
APENDICE "B".-Tablas y Propiedades Físicas para Diferentes Materiales	120
REFERENCIAS	123



## INTRODUCCION

El transporte neumático de sólidos tiene una gran capacidad potencial de aplicaciones en las diferentes áreas de la ingeniería química, metalúrgica, industria de alimentos, así como otras alternativas de aplicación en la urbanización y el comercio (70, 29, 83, 1, 32).

La literatura química reporta muchos trabajos enfocando los procesos cinéticos y catalíticos de la ingeniería, algunos de ellos tratan de los sistemas de circulación en la regeneración de catalizadores, especialmente en las operaciones de fraccionamiento de hidrocarburos del petróleo. Aquí la regeneración y recirculación del catalizador, procede por medio de un sistema en que los sólidos se fluidizan hasta alcanzar la fase diluida, por medio de una corriente gaseosa (39, 38, 37, 14, 57, 16, 59).

La fluidización de sólidos por me-

dio de una corriente gaseosa, llevada hasta el extremo de que el gas arrastre a esos solidos fluidizados, es en esencia el transporte neumatico. Esta forma de acarrear sólidos tiene muchas ventajas económicas, en comparación con otros metodos tradicionales de transporte como lo son: el transporte por carretillas, tornillos sin fin, bandas transportadoras, canjilones y paletas.

La ventaja del transporte neumatico como una operación industrial respecto a otros metodos, se hace mas notoria al tener problemas de elevación de materiales solidos, puesto que el equipo fundamental para éste proceso, en el caso del transporte neumatico, es mas sencillo, mas económico y facil de instalar (52, 24).

Al dar popularidad al transporte neumatico, como una operación basica de la ingenieria se pueden evolucionar algunos procesos que involucren el manejo de semillas, bagazo de caña en la industria azucarera, polvos industriales o sustancias químicas purificadas en formas polvosas o granulares. Algunos plasticos se elaboran en forma de esferas pequeñas o de polvos, antes de su moldeo o etapa final de termofijado, en esta fase del procesamiento, los solidos se manejan mas facilmente por medio de un sistema de

transporte neumático.

Muchas veces se utiliza este proceso con un doble propósito, el de transportar y a la vez secar o humedecer el material sólido, otras veces se usan los sólidos fluidizados para intercambiar calor, en los procesos altamente exotérmicos o endotérmicos, también como vehículo para la transferencia de masa sólido-gas.

Este trabajo pretende sistematizar y conjuntar la información existente sobre el transporte neumático, dando un tratamiento teórico generalizado de ésta operación.

La idea de efectuar el presente trabajo nació de la revisión de la literatura existente sobre el fenómeno de fluidización; en la Biblioteca y el Centro de Información Documental del Instituto Mexicano del Petróleo.

# CAPITULO 1

## EVALUACION DE LAS PROPIEDADES DE FLUJO LOS MATERIALES SOLIDOS

### 1.1.- Introducción:

Cuando se trata de transportar sólidos en forma de granulos o polvos, por medio de una corriente gaseosa, casi siempre se usa aire, a menos que el material sólido sea facilmente oxidable, que se envenene o reaccione violentamente con el aire, - en este caso necesita un medio inerte.

El equipo utilizado para el transporte neumático de sólidos, consta de algunos elementos fundamentales, como lo son la fuente o generación de energía, que es un soplador o abanico conectado a un motor. A diferencia de los compresores, estos equipos manejan grandes volúmenes de gas, aunque a una presión menor. Para el sistema de transporte también es necesaria la tubería o ducto por donde circula el fluido a dos fases, uno o varios sistemas de alimentación de sólidos y finalmente los sepa

radores de solidos. En el sistema sólido-gas casi -- siempre se usan separadores de tipo ciclón.

Este capítulo expone la importancia de la evaluación de las propiedades de flujo de los solidos en el diseño de alimentadores para el transporte neumatico.

En los trabajos de planta piloto -- así como en el dimensionamiento de los procesos a escala industrial, cuando se desea transportar solidos en granos o en forma de polvos, el ingeniero se en-cuentra con el problema de la alimentación de los materiales secos, antes de su fluidización y arrastre, sin conocimiento previo de como fluyen en tolvas o -alimentadores. A continuación se describen los tipos de flujo de los materiales y los procedimientos standard que permiten evaluar las características de ---esos materiales. Tambien se da información de otras -propiedades que afectan al manejo de los solidos.

En éste capítulo tienen mucha importancia las propiedades de flujo de los solidos, conceptos como el ángulo de reposo, los diferentes ti-pos de densidades y su efecto en las tolvas o alimentadores, la cohesión y uniformidad, etc.; tambien -se usa un metodo generalizado para la evaluación de la facilidad de flujo de los solidos, catalogado en-

puntos, de tal forma que si se tiene el patrón de --  
flujo y el rango de puntos que abarca desde solidos-  
con pesimas propiedades de flujo hasta los de mejor-  
facilidad de flujo, será posible hacer algunas prue-  
bas físicas sencillas a un sólido en cuestion; si---  
guiendo las definiciones y metodos experimentales re  
producibles hasta obtener resultados que caerán den-  
tro del rango de trabajo de la tabla de evaluacion -  
de facilidades de flujo de los solidos secos, así se  
tendrá la información basica para estimar el compor-  
tamiento del sólido en cuestion, en los alimentado--  
res al sistema de transporte neumatico.

Respecto a las características de -  
flujo, se puede decir que en un solido fluyendo li--  
bremente, las partículas se transportan como particu  
las individuales, en cambio en un sólido que no flu-  
ye libremente las partículas van aglomeradas.

Para un sólido que tenga flujo li--  
bre, debe haber poca actividad superficial entre las  
partículas y tener formas mas o menos esféricas, ---  
pues entre mas irregulares sean las partículas indi-  
viduales presentarán mas dificultad para fluir. Tam-  
bien deben tener poca actividad electrostática, pues  
las fuerzas electrostáticas tienden a unir o aglome-  
rar a las pequeñas partículas polvosas; para evitar-

esto se usan conexiones a tierra a fin de neutralizar esas fuerzas electricas.

En el caso de materiales higroscopicos, se deberán tener sistemas de protección contra la humedad, puesto que las partículas húmedas presentan mas dificultad a fluir. Otra propiedad fundamental es que el sólido en cuestion sea pesado o tenga una densidad alta, así será mayor la fuerza de arrastre que lo impulse a fluir por la salida del alimentador.

#### 1.2.- Evaluación de las Características de Flujo:

La evaluación de las características de flujo de los solidos involucran cinco propiedades fundamentales que son:

- a)- Angulo de Reposo
- b)- Compresibilidad
- c)- Angulo de Espatula
- d)- Coeficiente de Uniformidad
- e)- Cohesion

Las propiedades anteriores se definen y explican detalladamente en el Apendice "A".

Los coeficientes de cohesion y uniformidad se alternan con otras propiedades para utilizarse en la evaluación de flujo de los materiales.

La cohesión solo se usa para polvos-  
 (o materiales muy finos) o con materiales que tengan-  
 fuerzas cohesivas medibles; cuando no se pueden medir-  
 esas fuerzas cohesivas, se usa un coeficiente de uni-  
 formidad para materiales granulares o polvosos(49).

Para tomar un patrón se ha seleccio-  
 nado un tipo de arena(tabla I-1)con excelentes propie-  
 dades de flujo, a los valores de esas propiedades, --  
 para cada determinación, se les dan valores numéricos  
 en puntos a fin de organizar un sistema de análisis -  
 de propiedades de flujo de los materiales sólidos, en-  
 que pueda estimarse la conducta del mismo en una tol-  
 va o alimentador, sumando las diferentes propiedades-  
 de flujo como un total de puntos.

Tabla I-1

Propiedad de Flujo	Valores para Arena	Puntos para- Arena
Angulo de Reposo	25	25
Compresibilidad	8	23
Angulo de Espatula	25	25
Alternados	-	25
Cohesion o Coef. de Uniformidad	2	23
		----- 98



TABLA I-2

Facilidad de Flujo	Angulo de Reposo		Compresibilidad		Angulo de Espatula		* Coef. de Uniformidad		** Cohesion	
	Grados	Puntos	%	Puntos	Grados	Puntos	Unidades	Puntos	%	Puntos
excelente 90-100pts	25	25	5	25	25	25	1	25		
bueno 80 pts	31	22	11	22	32	22	6	22		
no forma ascas "	32-34	21	12-14	21	33-37	21	7	21		
conveniente 70-79	36	19.5	16	19.5	39	19.5	9	19		
no necesita ayuda	37-39	18	17-19	18	40-44	18	10-11	18		
(vibrado algunas veces)	40	17.5	20	17.5	45	17.5	12	17.5		
mediano	41	19.5	16	19.5	39	19.5	9	19		
punto critico	37-39	18	17-19	18	40-44	18	10-11	18	< 6	15
pobre 60-69pts	46	14.5	26	14.5	61	14.5	18	14.5	6-9	14.5
mas agitado	47-54	12	27-30	12	62-74	12	19-21	12	10-29	12
vibrado	55	10	31	10	75	10	22	10	30	10
muy malo 20-39	56	9.5	32	9.5	76	9.5	23	9.5	31	9.5
mas agitado	57-64	7	33-36	7	77-89	7	24-26	7	32-54	7
malisimo	66	4.5	38	4.5	91	4.5	28	4.5	56	4.5
agitacion especial	67-89	2	39-45	2	92-99	2	29-35	2	51-79	2
diseño esp. de alimentados	90	0	> 45	0	> 99	0	> 36	0	> 79	0

\* Se usan en materiales polvosos o granulados

\*\* Usados en polvos cohesivos

En el caso de ésta arena, se toman-  
25 puntos para una angulo de reposo de 25' y una com  
presibilidad de 8%, como de 23 a 25 puntos, el angulo  
de espatula para la arena en cuestion es de 25' y  
se toma como 25 puntos, en este caso el sólido casi-  
no tiene cohesion, sin embargo se toma el coeficien-  
te de uniformidad de 2 como 23 puntos, así el total-  
de puntos para un material con excelentes cualidades  
de flujo tendrá entre 96 y 100 puntos (12).

La Tabla I-2 cataloga la disponibi-  
lidad de flujo de los materiales por medio de la su-  
ma de puntos en cada caso.

Respecto a los valores de adhesion-  
correspondientes a los materiales solidos granulares  
estos no presentan fuerzas cohesivas medibles, mien-  
tras que los polvos si las tienen, debido a su área-  
superficial por unidad de masa.

Comparativamente con la prueba para  
arena ahora se trata de analizar las propiedades de-  
facilidad de otro solido (carbonato de calcio) los -  
valores de las cuatro pruebas indicativas (angulo de  
reposo, compresibilidad, angulo de espatula y cohe-  
sion ó uniformidad), se transforman en puntos usando  
la Tabla I-2 dando como resultado los siguientes va-  
lores:

Propiedad de Flujo	Valor	Puntos de la Tabla I-2
Angulo de Reposo	50	12.0
Compresibilidad	32	9.5
Angulo de Espatula	93	2.0
Cohesion	60	2.0
Total		----- 25.5 puntos

El total de puntos (25.5) indica -- que el carbonato de calcio es un material de muy poca facilidad de flujo; debido principalmente a que - su angulo de reposo es muy alto (11). Si el material estuviera presionado dentro de un recipiente o ali-- mentador, el angulo de reposo podría llegar hasta -- 90' en vez de 50'. Si un material llega a un valor - de 13 puntos totales en las cinco pruebas, eso indi- ca que tiene pésimas cualidades de flujo y cuando -- fluctua entre 60 y 69, puede decirse que tiene media nas características de flujo.

Otra prueba importante es la evalua- ción de la inundabilidad de los materiales solidos - polvosos o granulares, esta propiedad resulta especi- almente importante cuando el material sólido se está alimentando a una línea de transporte neumático, así la inundabilidad es la tendencia a tener un flujo pe- recido al de un líquido o la aptitud de un material- sólido a la fluidización natural de sus partículas -

por una corriente de aire o de otro gas.

La evaluación del potencial de inundabilidad se basa en cuatro pruebas fundamentales -- que son:

- 1)-Facilidad de Flujo
- 2)-Angulo de Caída
- 3)-Diferencia de Angulos
- 4)-Dispersabilidad

Estas pruebas experimentales están descritas en detalle en el Apéndice "A". La Tabla -- I-3 resume las características de inundabilidad de -- los materiales sólidos, expresados en puntos de inundabilidad contra cada una de las propiedades fundamentales de la inundabilidad (8); así, es posible --- afirmar que un material muy inundable estará entre -- los 80 - 100 puntos de inundabilidad, mientras que -- en el otro extremo un material sólido con un rango -- de 0 a 25 puntos será no inundable (54).

### 1.3.- Efecto de las Propiedades de Flujo en el Diseño de Alimentadores:

El diseño de alimentadores de sólidos inundables debe de incluir: valvulas rotatorias para mantener el material bajo control (55). El alimentador no debe tener espacios vacios durante la --

TABLA I-3

Inundabilidad	Facilidad de Flujo		Angulo de Caída		Diferencia Angulo		Dispersabilidad	
	Pts (Totales)	Puntos	Grados	Puntos	Grados	Puntos	%	Puntos
Muy inundable ; 80 - 100 pts. necesita valvulas totatorias	60	25	10	25	30	25	50	25
	59-56	24	11-19	24				
	55	22.5	20	22.5	27	22.5	43	22.5
	54	22	21	22	26	22	42	22
	53-50	21	22-24	21	25	21	41-36	21
	49	20	25	20	24	20	35	20
Inundable 60-79 pts. requiere valvulas totatorias	48	19.5	26	19.5	23	19.5	34	19.5
	47-45	18	27-29	18	22-20	18	33-29	18
	44	17.5	30	17.5	19	17.5	28	17.5
	43	17	31	17	18	17	27	17
	44-40	16	32-39	16	17-16	16	26-21	16
	39	15	40	15	15	15	20	15
Tiende a inundarse ; 40-59 pts de preferencia usar valvulas rotatorias	38	14.5	41	14.5	14	14.5	19	14.5
	37-34	12	42-49	12	13-11	12	18-11	12
	33	10	50	10	10	10	10	10
Puede inundarse 25-39 pts. necesita valvulas rotatorias, dependiendo de la caída de presión	32	9.5	51	9.5	9	9.5	9	9.5
	31-29	8	52-56	8	8	8	8	8
	28	6.25	57	6.25	7	6.25	7	6.25
No se inunda 0-24 pts, no necesita valvulas rotatorias	27	6	58	6	6	6	6	6
	26-23	3	59-64	3	5-1	3	5-1	3
	<23	0	>64	0	0	0	0	0

operación, ya que los materiales inundables, fácilmente se aerean (o fluidizan), especialmente a grandes velocidades de alimentación; el material que entra al alimentador debe ser igual a la cantidad que sale (48). También debe tenerse una agitación efectiva ya que los materiales inundables tienden a formar arcos a la salida del alimentador. El venteo se recomienda solo en algunos casos ya que el aire tiende a forzar la válvula rotatoria en la descarga, causando dificultades al proceso.

En la evaluación de las propiedades de flujo de los materiales sólidos, tiene que ver el tamaño de las partículas, si se presentan en forma de polvos o de granulos (46). La Tabla I-4 da una idea comparativa del tamaño de las partículas (para diferentes materiales) contra la facilidad de flujo con tres tipos de densidad bulk (las densidades bulk aereada, empacada y de trabajo, explicadas en el Apendice "A").

El rango de tamaño de partícula en que los sólidos pueden fluir es desde una pulgada a menos de 400 mallas (37 micrones ó 0.0015 pulgadas) los rangos coloidales están abajo de un micron, la tabulación presentada en el Apendice "B" da una idea de los tamaños de las partículas respecto a la aber-

tura de la malla con que se miden.

El comportamiento de flujo de los -  
solidos está fuertemente influenciado por el area su-  
perficial de una partícula, entre ~~menor~~ sea la partí-  
cula mayor será el efecto de las fuerzas superficia-  
les que se opondrán a las fuerzas gravitatorias, por  
eso las partículas grandes tienen mas facilidad de -  
flujo, aunque tambien es importante tomar en cuenta-  
el peso del material, un polvo de 200 mallas podrá -  
ser un sólido que no fluya libremente o podrá presen-  
tarse en granulos de flujo libre, dependiendo del pe-  
so molecular del material (55). La energía de super-  
ficie de un sólido es una medida del trabajo donado -  
para la formación de una unidad de sus superficie en  
 $\text{erg/cm}^2$  (51); en el caso de líquidos la tensión su-  
perficial determina la energía de superficie en --  
 $\text{erg/cm}^2$ , numericamente la energía de superficie de -  
un solido es igual a la tensión superficial de un li-  
quido, pero esta energía de superficie no puede de-  
terminarse directamente para un cuerpo rigido, para-  
los solidos, la dureza de la superficie será mayor -  
mientras más alto sea su punto de fusión. El diaman-  
te, por ejemplo tiene una enrgía de 5500 a 9800  $\text{erg}/$   
 $\text{cm}^2$ , mientras que la sal tiene velores aproximados -  
de 155  $\text{erg/cm}^2$ , tambien al incrementar la temperatu-

ra o presión, disminuirá la energía de superficie, -  
 la Tabla I-5 muestra los valores de energía de super-  
 ficie para diferentes solidos (53).

Tabla I-5

Energía Libre de Superficie

Clase de Material	Energía de Superficie (erg/cm <sup>2</sup> )
Duros, solidos de alto pun- to de fusión, incluyendo -- oxidos metálicos, metales, - alumina.	500 --- 5000
Solidos inorgánicos blan-- dos	100 --- 500
Solidos organicos	100
Liquidos comunes	100

La energía de superficie típica pa-  
 ra un sólido cualquiera, aumenta 8000 veces cuando -  
 la partícula se reduce a tamaños de 2 mallas a 1 mi-  
 cra, los filos, puntas y esquinas, se incrementan --  
 cerca de 600% con la misma reducción de tamaño, mien-  
 tras mayor sea la energía de superficie de un sólido  
 tendrá mas facilidad de presentar características --  
 polvosas. El mejor flujo de solidos se obtiene con -  
 partículas redondas, porque presentan muy poco con--  
 tacto entre sí, en cambio cuando las partículas son--  
 irregulares tienen mayor contacto entre sí, por sus-



filos, esquinas y asperezas, esto también aumenta la actividad superficial, la rugosidad es la relación entre la medida del area superficial externa y el valor hipotético de la partícula esférica. Esto en parte, determina la forma de la partícula, aunque la absorción es el mejor método para investigar la rugosidad puesto que da valores mas aproximados de la superficie de la partícula, las formas redondas o cuadradas tienen mas facilidad de flujo que las acirculares, dentadas o en forma de platos.

La temperatura afecta a las características de flujo de los materiales, existen gran número de compuestos orgánicos (solidos) y algunas sales inorgánicas que tienen puntos de fusión relativamente bajos, estos materiales presentan mucha actividad superficial a temperaturas de 30-40° de su punto de fusión (56), la sinterización de las partículas comienza cuando al alcanzar valores de  $0.7 T_f$  ( $T_f$  -- temperatura de fusión 'k).

Tambien las fuerzas electricas causan adhesión o cohesion y eso afecta al flujo, esas fuerzas electricas pueden inducir a las partículas a separaciones repentinas o a estrecho contacto, esto se presenta en el tamizado o en los movimientos de mezclado de las partículas secas, los polvos no meta

licos y acidos pueden formar oxidos cargados positivamente y los polvos metalicos forman oxidos cargados negativamente, así el carbón, cal, silice y azufre actuan con cargas positivas, mientras que el aluminio, fluor, oxido de fierro, magnesio, zinc y oxido de zinc tienen cargas negativas, estas fuerzas electricas que provocan cambios en el movimiento de los materiales, deben tenerse en cuenta como variables de diseño, esto puede controlarse creando humedad o conociendo la posición correcta del material en el alimentador. Cuando se trata de materiales explosivos; deben colocarse lineas electricas a tierra evitando así que el equipo se cargue electricamente.

Higroscopia es el termino usado para expresar la tendencia de un sólido a absorber humedad del ambiente por medio de su superficie, la presencia de humedad en las partículas provoca que sean mas deformables, así, la presencia de una película de agua produce un incremento en la tensión superficial o hace la masa mas cohesiva, muchos solidos cristalinos tienen una humedad critica arriba de la cual, si absorben agua se tornan pastosos, pierden facilidad de flujo a medida que ganan humedad, la Tabla I-6 enlista las humedades criticas de los solidos mas comunes.

TABLA I-6 HUMEDADES CRITICAS

Substancia	Temp	Temp	Humedad Rel.
	°C	°F	%.
$\text{NaOH} \cdot \text{H}_2\text{O}$	25	77	7
$\text{K}_2\text{CO}_3$	20	68	20
$\text{CaCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	20	68	32
$\text{CaO}$	20	68	35
$\text{K}_2\text{C}_2\text{O}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	25	77	43
$\text{KNO}_3$	20	68	45
$\text{NaHSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	20	68	52
$\text{CaCl}_2$	20	68	58
$\text{AlCl}_3$	20	68	58
$\text{NaOH}$	20	68	59
$\text{NaNO}_3$	10	50	75
$\text{NaNO}_2$	20	68	66
$\text{NaHCO}_3$	25	77	68
$\text{NaHSO}_4$	25	77	70
$\text{NaClO}_3$	20	68	70
$\text{CO}(\text{NH}_2)_2$	30	86	73
$\text{NaCl}$	30	86	75
$\text{NH}_4\text{Cl}$	20	68	79
$\text{NH}_4\text{SO}_4$	25	77	81
$\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$	25	77	80
$\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	20	68	93
$\text{KH}_2\text{PO}_4$	30	86	93
$\text{K}_2\text{SO}_4$	30	86	96

#### 1.4.- Factores de Diseño de Alimentadores:

**Dureza:** Es necesaria solo para materiales muy resistentes; indican el potencial de flujo.

**Tamaño de Aglomeradores (Terrones):** Tamaño máximo de aglomerado para la salida requerida en la tolva.

**Grados:** Indica si existen grados de flujo-libre y flujo-no libre; también el número de formas disponibles.

**Gravedad Específica:** Es indicativa del flujo, el alimentador usado y la capacidad de la tolva, determina la compresibilidad y el posible esfuerzo de compresión.

**Análisis de Criba:** Indica que fracción inundable puede determinarse por el flujo de sólido, el coeficiente de uniformidad, la distribución de tamaños y la fracción o porcentaje de polvos.

**Higroscopia:** Indica el factor de riesgo de flujo, si se necesitan sellos o gases inertes, muestra si se necesitan materiales de construcción más resistentes, si puede admitir humedad y las precauciones necesarias de almacenamiento.

**Contenido de Humedad:** El máximo contenido de humedad a que el material aún puede ~~ofinir~~

cierto grado fluir sin aglomerarse.

**Angulo de Flujo:** Es un indicador — del potencial de facilidad de flujo o inundabilidad, usado en la evaluación de flujo.

**Facilidad de Flujo e Inundabilidad:** De acuerdo con las pruebas de evaluación de flujo, — los alimentadores necesitan accesorios tales como — agitadores, rotores, vibradores, etc..., los que es- ten por debajo de esta evaluación mínima, necesitan un diseño especial.

**Taponamiento por Cohesion:** Indica — el potencial de los materiales para formar arcos o — puentes, a veces se necesita vibración.

**Agitación por Vibración:** A veces se necesita algun tipo de agitación para que un sólido- pueda fluir, aunque la vibración no se usa en polvos cohesivos altamente compresibles,

**Precauciones:** El sólido se clasifi- ca respecto a sus características de flujo, pero tam- bien debe incluirse la información complementaria de acuerdo a un código de precauciones.

**Naturaleza Peligrosa:** El potencial- de toxicidad de un material da las precauciones a se- guir, a veces los polvos pueden ser explosivos con — el aire.

Después de analizar las propiedades de flujo de los sólidos, en el siguiente capítulo se tratará el comportamiento del flujo de los sólidos - en una corriente de gas, o sea la fluidización de -- los sólidos, como un paso preliminar hacia el arrastre o transporte neumático de los materiales sólidos.

# CAPITULO 2

## EL ESTADO FLUIDIZADO

### 2.1.- Definición:

El termino "fluidización" fue inventado y descrito como un modelo de contacto de sólidos granulares con una corriente fluida (1).

El estado fluidizado se logra cuando un lecho de partículas está agitándose continuamente por efecto de una corriente fluida. En catalisis química, el estado fluidizado toma importancia en el fraccionamiento del petróleo o en reacciones fuertemente exotérmicas, tales como la oxidación del naftaleno para la obtención de gasolina sintética, por medio de la agitación y flujo de las partículas, se logra una distribución uniforme de la temperatura esto resulta muy difícil de lograr en los convertidores catalíticos de lecho fijo, cuando se trata de reacciones fuertemente exotérmicas o endotérmicas; debido a la movilidad de un lecho fluidizado, es fa-

cil transportar las partículas y permitir así un flujo cíclico entre la reacción y la operación de regeneración del catalizador, esto es una ventaja en los casos en que el catalizador (por la naturaleza misma de la reacción) puede recubrirse con carbón o deactivarse en alguna otra forma.

Probablemente la industria minera fue la primera en utilizar la fluidización, este fenómeno se presenta con la fluidización de partículas solidas en agua. En condiciones fluidizadas, la separación de minerales se efectúa basandose en las diferencias de tamaño, forma y gravedad específica de las partículas.

El transporte neumatico es, en todo caso una fluidización combinada con el transporte de solidos; cuando los solidos estan suspendidos por efecto de una corriente fluida se tiene un estado fluidizado.

En algunos campos de la ingenieria-civil, la sola elevación y transporte de sedimentos-a traves de la acción turbulenta del agua de los rios, es una fluidización aparente (1).

La fluidización es la operación por medio de la cual un sólido finamente dividido, se torna fluido por la acción de una corriente líquida-



o gaseosa. La ingeniería de la fluidización trata de tomar ventaja de este fenómeno, para darle buenas -- aplicaciones o usos.

## 2.2.- Tipos de Lechos:

**Lecho Fijo.-** Durante el paso ascendente de un fluido a través de un lecho de partículas finas a pequeñas velocidades de flujo, el fluido solamente se filtra a través de los espacios vacíos que dejan las partículas estacionarias.

**Lecho Móvil.-** Al incrementar la velocidad de flujo, algunas partículas se mueven y se apartan un poco, adquiriendo movimientos vibratorios en zonas restringidas.

Cuando se incrementa la velocidad de flujo, llega un momento en que las partículas se suspenden en el gas o líquido, equilibrándose la -- fuerza de fricción del fluido con las partículas sólidas, con el peso de las mismas partículas; anulándose la componente vertical de las fuerzas de compresión entre las partículas adyacentes y la caída de -- presión en algún punto del lecho se hace igual al peso del fluido y de los sólidos suspendidos en ese punto a esto se le llama fluidización incipiente o fluidización mínima.

En un sistema solido-liquido, al incrementarse el flujo por encima de la fluidización mínima, la expansión del lecho es suave y progresiva, - cuando se trata de un sistema solido-gas el comportamiento es diferente, al incrementarse el flujo mas -- allá de la fluidización mínima, se observa una gran - inestabilidad por canalizacion y burbujeo del gas, y- cuando el flujo es grande, la agitación se se vuelve- mas vigorosa, es decir, que el lecho no se expande -- mucho mas del volumen mínimo de fluidización, a esto- puede llamarse un lecho fluidizado de burbujeo o -- simplemente un lecho fluidizado gaseoso.

En los lechos fluidizados liquidos - o gaseosos siempre se forma una fase densa en la cual se nota claramente el limite o superficie del lecho,- sin embargo al seguir aumentando la velocidad de flu- jo, aumenta la velocidad terminal del solido y desa-- parece la superficie del lecho, entonces se comienza- a notar el arrastre de solidos por la corriente flui- da, a este estado se le llama disperso, diluido o --- transporte neumatico de solidos.

### 2.3.- Propiedades de los Lechos Fluidizados:

Empezaremos por analizar los mode --

los ideales, es decir, que en la experimentación los sólidos a manejar son esferas de vidrio o granulos de formas regulares, para luego extrapolar esos resultados a casos no idealizados o reales. Al manejar los sólidos reales, éstos nunca tienen formas regulares, o es difícil que las tengan, para esto deben definirse algunos terminos como el diametro medio de partícula " $d_p$ " y la esfericidad " $\phi$ ", que serán variables importantes para poder determinar la caída de presión desde la fluidización incipiente hasta el arrastre o transporte neumático (57), así como las velocidades de fluidización (45).

La ecuación II-1 se define como:

$d_p$  = (diametro de una esfera que tenga el mismo volumen que las partículas)      Ec. II-1

Cuando las partículas no son esféricas, al pasarlas por un tamiz, dan un valor aproximado de  $d_p$ ; en caso de partículas con formas regulares no esféricas, tales como hojuelas, discos, etc., se toma el  $d_p$  igual a la mayor longitud de la partícula. También deben hacerse estimaciones sobre la esfericidad de las partículas, o sea, hasta que punto se parece la partícula a una esfera. La esfericidad se define como " $\phi_s$ ".      Ec. II-2

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

Ec. II-3

$$\phi_s = \left\{ \begin{array}{l} \phi_s = 1 \text{ para esferas;} \\ 0 < \phi_s < 1 \text{ para otras partículas} \end{array} \right\}$$

La siguiente Tabla es una lista de datos de esfericidad para solidos diferentes según algunos autores:

Autor	Material	Esfericidad
Leva	Arena	0.600 -- 0.861
	Catalizador Ferrico	0.578
	Carbón Bituminoso	0.625
	Cilindros de Zeolita	0.861
Uchida	Solidos Quebrados	0.534 -- 0.628
Shirai	Arena	0.534 -- 0.620
	Carbón Pulverizado	0.696

La superficie esférica, relacionada con la esfericidad se define como:

Ec. II-4

$$Q' = \left( \frac{\text{superficie de la partícula}}{\text{volumen de la partícula}} \right) = \frac{\pi d_p^2 / \phi_s}{\pi d_p^3 / 6} = \frac{6}{\phi_s d_p}$$

o bien

Ec. II-5

$$Q = \left( \frac{\text{superficie de las partículas}}{\text{volumen del lecho}} \right) = \frac{6(1 - \epsilon_m)}{\phi_s d_p}$$

Los factores  $\phi_s$  y  $d_p$  toman importancia cuando se están analizando las propiedades de flujo de los lechos fluidizados. En primer termino se muestra la caída de presión en un lecho fijo, pa-

ra luego abordar el tema de la fluidización mínima, - el lecho móvil y el arrastre. Ergun y Kunil (45) estimaron la caída de presión de un gas a través de un lecho fijo, formado por sólidos de tamaño uniforme, - por medio de la ecuación:

Ec. II-6

$$\frac{\Delta P}{L} q_c = 150 \frac{(1-\epsilon_m)^2}{\epsilon_m^3} \frac{\mu U_0}{(\phi_s d_p)^2} + 1.75 \frac{1-\epsilon_m}{\epsilon_m^3} \frac{\rho_s U_0}{\phi_s d_p}$$

La ecuación II-6 tiene dos sumandos, el primero tiene mucha influencia para números de Reynolds bajos - ( $Re < 20$ ) y el segundo tiene importancia para  $Re > 1000$ .

#### 2.4.- Fluidización Mínima:

La fluidización mínima o incipiente ocurre cuando se igualan las fuerzas de arrastre de la corriente gaseosa, con el peso de las partículas, la Figura II-1 muestra como va cambiando la característica del lecho con el aumento de velocidad del gas.

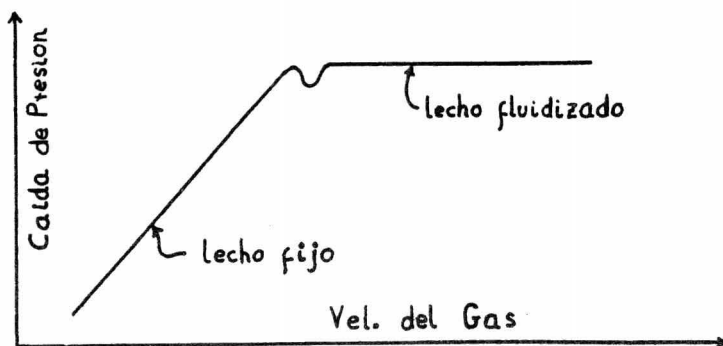


Fig II-1

Frantz (27) determinó la velocidad mínima de fluidización haciendo pasar un gas a través de un lecho de partículas finamente divididas, para asociarlas con la caída de presión de un lecho fijo, donde la caída de presión es directamente proporcional a la velocidad del gas, al graficar  $P$  Vs- la velocidad del gas, da una recta, cuando la caída de presión iguala al peso del lecho por unidad de -- area, comienza la fluidización, lo anterior produjo la siguiente ecuación:

Ec. II-7

$$G_{mf} = 0.085 \frac{D_p^2 [\rho_s - \rho_f] \rho_f}{\mu} \frac{\epsilon_{mf}^3}{(1 - \epsilon_{mf}) \psi^2}$$

a  $\epsilon_{mf}$  y  $\psi$  las definieron en trabajos publicados por Leva y Shirai, tomando como parámetros las variaciones del diametro de las partículas.

$\epsilon_{mf}$  --fracción de espacios vacíos a condiciones de -- fluidización mínima

$\rho_s$  --densidad del sólido lb/ft<sup>3</sup>

$\rho_f$  --densidad fluida lb/ft<sup>3</sup>

$\psi$  --factor de forma de las partículas (adimensional).

Como puede observarse analizando -- los terminos de la ecuación II-7, no siempre se puede disponer de todos los datos, especialmente ( $\epsilon_{mf}$ ) y ( $\psi$ ) para cualquier tipo de sólido, con el fin de facilitar ese trabajo, Leva y Shirai desarrollaron --

una ecuación de la forma:

Ec. II-8

$$G_{mf} = k \frac{D_p^a [\rho_s - \rho_f]^b \rho_f^c}{\mu^d}$$

donde k, a, b, c y d son constantes empíricas, después se probó el modelo con diez trabajos diferentes llegando al siguiente resultado:

Ec. II-9

$$G_{mf} = 1.4 \times 10^5 \frac{D_p^{1.8235} [\rho_f (\rho_s - \rho_f)]^{0.9412}}{\mu^{0.8823}}$$

cuando se trata de una mezcla de partículas, el  $D_p$  - medio se define como:

Ec. II-10

$$D_p = \frac{1}{\sum \left( \frac{x}{D_p} \right)}$$

donde:  $D_p$ .-diámetro de la partícula porosa

x.-relación de pesos de partículas porosas -  
(adimensional).

Se ha encontrado (25) que la velocidad mínima de fluidización es función de la altura del lecho, los valores experimentales de la  $\epsilon_{mf}$  aumentan cuando la altura es mayor a 1 ft.

Con objeto de unificar las ecuaciones propuestas en la literatura, se efectuó un análisis de regresión (27) para determinar el valor de los coeficientes de las variables, de tal forma que la ecuación II-8 queda con las siguientes modificaciones:

Ec. II-11

$$G_{mf} = 1.69 \frac{D_p^{1.207} \rho_f^{1.018} (P_s - P_f)^{1.43}}{\mu^{0.729} D_t^{0.182}}$$

Tabla II-1

Variable	Coefficiente
Dp	1.207
f	1.018
s	1.430
$\mu$	0.739
Df	0.182

Tabla II-2

Resumen de Exponentes para la Ecuación de  $G_{mf}$

Valores	Dp	f	$\mu$	s	Df
Teórico	2.000	1.000	1.000	1.000	0
Leva	1.824	0.941	0.882	0.941	-
T.F.Frantz	1.207	1.018	0.739	1.430	0.182

### 2.5.- Alternativas para la Ecuación de Fluidización-Minima:

Además del análisis de regresión para determinar la ecuación de velocidad mínima de fluidización, existen otros coeficientes determinados en otras condiciones (30) por otros autores (58) en la Tabla II-a los primeros seis modelos correspon



den a los seis gases diferentes que se probaron en el modelo (con la Ec. II-11)

Tabla II-3

Modelo N°	K	V A R I A B L E S					D <sub>f</sub>	Desv. Std. de la Ec. II-11 (%)
		D <sub>p</sub>	$\beta_f$	$\beta_s$	$\mu$			
1	$1.75 \times 10$	1.207	1.018	1.213	0.739	0.182	21.2	
2	$2.01 \times 10^2$	1.126	1.000	1.592	0.709	0.135	21.2	
3	$1.51 \times 10^4$	1.546	1.027	1.000	0.806	0.209	23.2	
4	$1.36 \times 10^6$	2.000	1.030	0.825	0.836	0.210	26.3	
5	$6.52 \times 10^5$	2.000	1.031	1.000	0.843	0.180	26.5	
6	$6.56 \times 10^3$	1.518	1.000	1.000	1.000	0.260	24.4	
7	$3.44 \times 10^5$	2.000	1.000	1.000	1.000	0.198	22.4	
Teórico (27)	$4.45 \times 10^5$	2.000	1.000	1.000	1.000	0.000	22.2	
Leva (59)	$1.40 \times 10^5$	1.824	0.941	0.941	0.882	-	33.3	

Todas las variaciones en la ecuación de  $G_m$ ; son casos particulares en que influye la forma, tamaño y fracción de espacios vacíos de las partículas, adhesividad, fuerzas eléctricas, etc.;- esto hace que para cada corriente gaseosa, para cada tipo de columnas, de distribución de gas y propiedades físicas del sólido, se llegan a diferentes valores de los exponentes a diferentes versiones de la-

ecuación de  $G_{mf}$  .

Debido a que es difícil obtener datos para cada proceso, existe la siguiente ecuación generalizada:

Ec. II-12

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

la cual permite ajustes para casos particulares.

## 2.6.- Caídas de Presión a Condiciones de Fluidización

**Mínima:**

La mayoría de los autores han usado la ecuación II-13 para cubrir un rango de valores - que es precisamente la fluidización incipiente o mínima, la ecuación tiene la siguiente forma:

Ec. II-13

$$\Delta P = m D_t^n \left[ \frac{M}{S} \right] \left[ \frac{G_f}{G_{mf}} \right]^c$$

para el caso particular de un catalizador fluidizado con nitrógeno a 92°F, los valores de los exponentes y coeficientes fueron los siguientes:

Ec. II-14

$$\Delta P = 0.81 D_t^{-0.036} \left[ \frac{M}{S} \right] \left[ \frac{G_f}{G_{mf}} \right]^{0.05}$$

Las unidades de  $P$  son:  $\left[ \frac{M}{S} \right] = \frac{\text{Peso}}{\text{Superficie}} = \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \text{ o } \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$

Después de tratar las condiciones - de fluidización mínima o incipiente, en el siguiente

capítulo se muestra en detalle el comportamiento de los lechos, respecto a la caída de presión; velocidades de fluidización y velocidades de expansión de los lechos. Para después describir el estado fluidizado en fase diluida o transporte neumático, cuando el sistema alcanza la velocidad de arrastre, así como las velocidades recomendadas durante el transporte, para cada tipo de sólidos.

# CAPITULO 3

## EL TRANSPORTE NEUMATICO

### 3.1.- Descripción:

La tecnica del transporte de solidos por medio de una corriente fluida, no es es principio, una novedad y se supone que el fenómeno está bien definido y entendido. Sin embargo, la revisión de la literatura indica que la tecnica para plantear el diseño de los sistemas de transporte hidraulico y neumatico; son un arte extremadamente empírico. Así, muchos artículos se han limitado a dar una lista de las velocidades recomendadas del fluido, para diferentes solidos; el desarrollo de correlaciones para estimar el efecto de la corriente fluida sobre los solidos en cuestión, es relativamente reciente (5, 58, 54, 45).

Las características de flujo del transporte neumatico se basan en algunas propiedades tales como la velocidad, la caída de presión, la longitud

gitud del transporte o acarreo de los sólidos y los flujos de gas y sólido.

### 3.2.- Medición de la Velocidad de los Sólidos:

Una de las propiedades más importantes en el transporte neumático de sólidos, es la velocidad de las partículas. Para esto se han desarrollado algunas soluciones analíticas (7) para los sistemas sólido-gas, en el transporte neumático vertical; Soo y Peskin desarrollaron un método para calcular los perfiles de velocidad respecto a la concentración de los sólidos en un sistema de transporte neumático horizontal. Kramer y Depew (30) describen una técnica experimental para estimar la velocidad de partícula, con un corriente de aire y partículas esféricas de vidrio con un diámetro de 62 a 200 micrones, en tuberías de 0.5, 0.75 y 1 in. de diámetro y a números de Reynolds de 5,670 a 50,000. El diagrama de la experimentación para determinar la velocidad de las partículas se muestra en la Figura III-1, en este diagrama se tienen todos los componentes esenciales del transporte neumático, ellos son: el suministro de gas, soplador, medidor de flujo, sistema de alimentación de sólidos, separador de sólidos de tipo ciclón y muestra además, el sistema de medición de una fuente lumi

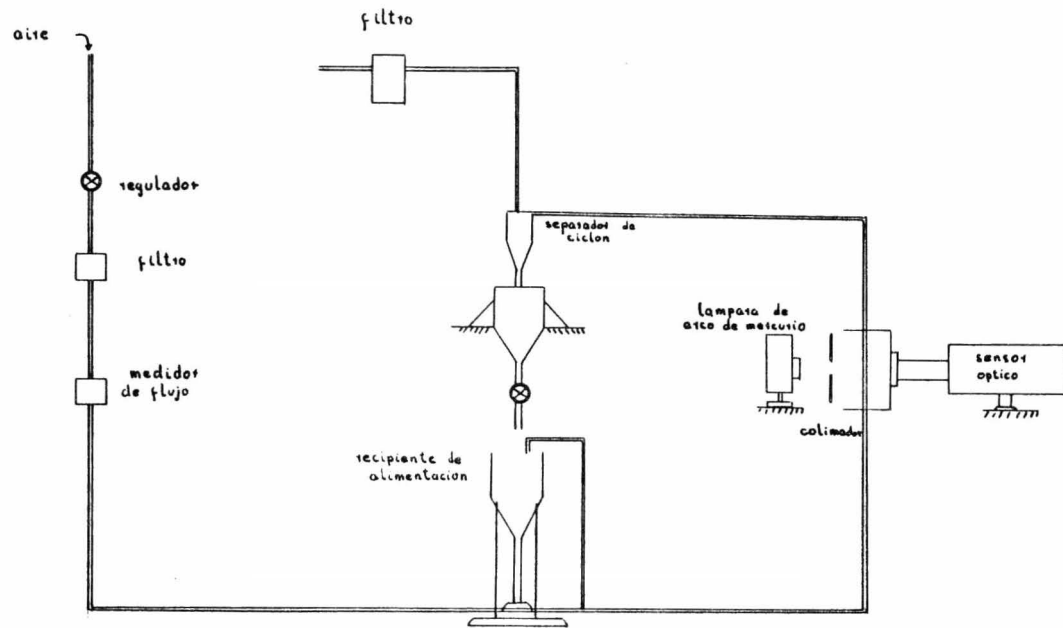


Fig III-1

nosa, un sensor optico y una bateria de camaras fotograficas, utilizada para seguir la trayectoria de las particulas.

### 3.3.- Ecuaciones de Velocidad en el Transporte Neumatico:

En esta parte expondremos algunas tecnicas y tratamientos teoricos para estimar y determinar las velocidades en las lineas de transporte neumatico horizontal y vertical. Aunque la literatura no tiene unificadas las ecuaciones para determinar la velocidad de particula, existe una ecuación modificada que toma en cuenta las perdidas por fricción y la fracción de espacios vacios (35).

Si una particula esférica solida, cae en un medio formado por un espacio infinito y estacionario, alcanzará una velocidad terminal expresada por la ecuación:

Ec. III-1

$$U_t = \sqrt{\frac{4gd(\rho_p - \rho_f)}{3\rho_f C_{Ds}}}$$

la estimación de la velocidad de las particulas transportadas en una corriente fluida, presentan muchas discrepancias con la Ec. III-1, especialmente cuando las velocidades de transporte son grandes, con tamaños grandes de particulas y densidades altas. La razón es

que la Ec. III-1 no toma en cuenta las pérdidas por fricción entre las partículas y los choques de éstas con las paredes del ducto. Para esto, Yan ( 36, 54 ) propone una ecuación para el transporte neumático vertical, que se expresa como :

Ec.III-2

$$U_{tv} = \sqrt{\left(1 + \frac{f_p}{D} \frac{U_p^2}{2g_c}\right) \frac{4}{3} \frac{(\rho_p - \rho_f) d_p g_c}{\rho_f C_{os}} \epsilon^{4.7}}$$

el valor  $\epsilon^{4.7}$  corrige al coeficiente de arrastre y  $f_p U_p^2 / 2g_c$  corrige la ecuación por interacción entre las partículas.

La velocidad de una partícula sólida puede calcularse por medio de la siguiente ecuación: Ec. III-3

$$U_p = U_f - U_{tv}$$

donde  $U_f$  es la velocidad final de la partícula y  $U_{tv}$  la velocidad terminal modificada para el transporte neumático. La Ec. III-3 se derivó de un balance de fuerzas cuando el sistema alcanza a tener un flujo estacionario en una pequeña porción de la tubería vertical, en donde se está evaluando el fenómeno; la sección de la tubería es muy pequeña en relación con la longitud del ducto, pero a la vez suficientemente amplia transversalmente, para que pueda contener un gran número de partículas. El sistema de fuerzas que actúan sobre la partícula involucrada en el transpor-



te, se representa por medio de la ecuación: Ec. III-4

$$dF = dF_g + dF_f$$

donde:  $F_d$ .- la fuerza de arrastre para una sola partícula  $\text{kg m/cm}^2$ .

$F_g$ .- la fuerza gravitacional neta que influye sobre la partícula  $\text{kg m/cm}^2$ .

$F_f$ .- la fuerza de fricción en una sola partícula  $\text{kg m/cm}^2$ .

en el caso del transporte neumático horizontal; disminuye el término ( $dF_g$ ) y resulta la siguiente ecuación modificada de velocidad:

Ec. III-5

$$U_{th} = \sqrt{\left( \frac{f_p}{D} \cdot \frac{U_p^2}{2g_c} \right) \frac{4}{3} \frac{(\rho_p - \rho_f) d_p g_c}{\rho_f C_{vs}} \cdot \epsilon^{4.7}}$$

Aquí se está analizando el caso del transporte neumático horizontal, esto justifica que sea menor el efecto de la fuerza gravitacional, ya que ésta actúa en dirección vertical, mientras que el transporte de sólidos ocurre horizontalmente. La fuerza gravitacional afecta a la distribución radial de las partículas, en el ducto, sin embargo, cuando se trabaja con varios tipos de partículas, se miden los efectos por medio de la caída de presión. Al trabajar con la Ec. III-5 en el transporte horizontal, usando valores experimentales de  $f_p$ , ya se está tomando en cuenta el efecto de la distribución radial debido a

la fuerza gravitacional.

Wen (35) tambien propone un modelo para estimar la velocidad de las particulas en el transporte neumatico horizontal, la ecuación es:

Ec. III-6

$$\frac{4}{3} \left( \frac{C_{DS}}{\epsilon^{4.7}} \right) \left( \frac{\rho_f}{\rho_p - \rho_f} \right) \cdot \frac{(U_f - U_p)^2}{d_p g} - \frac{f_p}{2} \left( \frac{U_p^2}{Dg} \right) = \sqrt{\frac{4}{3} \left( \frac{g d_p}{U_p^2} \right) \left( \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right) \left( \frac{\epsilon^{4.7}}{C_{DST}} \right)}$$

la ecuación anterior se reorganiza como sigue:

Ec. III-7

$$U_{th} = \sqrt{\left( \frac{f_p U_p^2}{2 Dg} \right) + \left( \frac{U_{tm}}{U_p} \right) \frac{4}{3} \left( \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right) d_p g}$$

donde

Ec. III-8

$$U_{tm} = \sqrt{\frac{4}{3} \left( \frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right) \frac{\epsilon^{4.7}}{C_{DST}}}$$

Hinkle (18) midió las velocidades de las partículas solidas en el transporte neumático-horizonta, por medio de un metodo fotografico de alta velocidad y llego a una relación empírica con un error de mas o menos 5%, esta es :

Ec. III-9

$$U_p = U_f (1 - 1.41 d_p^{0.3} \rho_p^{0.5})$$

donde  $U_f$  y  $U_p$  están en ft/seg,  $d_p$  en ft y  $\rho_p$  en lb/ft<sup>3</sup>

Los solidos utilizados tienen una densidad promedio de 1.13 gr/cm<sup>3</sup>, tamaños aproximados de partícula de 3000 y una esfericidad de 0.94.

### 3.4.- Caída de Presión en el Transporte Neumatico:

El factor de fricción: en el caso de gases o líquidos, se estima con datos de Numero de Reynolds diametro y rugosidad del ducto. El caso del transporte neumático donde las partículas sólidas se arrastren por medio de una corriente gaseosa, es más fácil estimar el factor de fricción. Las complicaciones comienzan con el hecho de que las partículas son diferentes en cada caso; la forma, rugosidad, esfericidad, densidad y tamaño, las induce a viajar de manera diferente en un mismo sistema de transporte y para una misma velocidad del gas en cuestión. También es importante tomar en cuenta, la electricidad estática producida por la fricción de las partículas entre sí y la generada entre las partículas y el ducto; especialmente para partículas muy pequeñas. Este comportamiento es difícil de cuantificar, cuando no se logra una concentración o distribución uniforme de las partículas en la sección transversal del ducto especialmente en el transporte neumático horizontal, en el que las fuerzas eléctricas tienden a crear una distribución radial de la concentración de partículas.

A continuación se describe una nueva versión, para el cálculo del factor de fricción en las líneas de transporte neumático vertical y horizontal, basadas en las ecuaciones de velocidad terminal-

sugeridas recientemente por Yang (34) para el calculo de la velocidad de las particulas solidas del transporte neumatico. La información del flujo de fluidos a traves de lechos fijos para solidos granulares, se estimo desde 1922 (70, 69) primero se obtuvieron los grupos adimensionales que correlacionan la caída de presión a traves de un lecho empacado, en la forma siguiente :

Ec. III-10

$$\frac{\Delta P g_c}{2 \beta_f U_o} \cdot \frac{d_p}{L} \cdot \frac{\epsilon^3}{1-\epsilon}$$

y Ec. III-11

$$\frac{d_p \beta_f U_o}{\mu(1-\epsilon)}$$

el primero de los grupos es el factor de fricción modificado y el segundo (Ec. III-11) es el numero de Reynolds modificado. Ergun (34) propone una ecuación similar:

Ec. III-12

$$\frac{\Delta P \cdot g_c}{2L} \cdot \frac{d_p}{\beta_f U_o^2} \cdot \frac{\epsilon^3}{1-\epsilon} = 75 \frac{1-\epsilon}{Re} + 0.875$$

La Ec. III-12 no solo se aplica a los lechos fijos, sino también al lecho movil, donde se usa la velocidad de deslizamiento

donde:  $U_p$  .- velocidad de la partícula m/s

$U_f$  .- velocidad de fluido, definida como  $U_o/\epsilon$

m/s.

U. --velocidad superficial del gas a través de la columna vacía, m/s  
respecto al factor de fricción en el caso del transporte neumático vertical, Kunii y Yang (45, 6, 34) -- proponen la siguiente correlación:

Ec. III-13

$$f_p \frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon)} = 0.0206 \left[ (1-\epsilon) \frac{(Re)_t}{(Re)_p} \right]^{-0.869}$$

donde  $f_p$  se expresa como :

Ec. III-14

$$f_p = \frac{29 \epsilon D \Delta P}{\rho_d U_p^2 L}$$

donde:

Re. --No. de Reynolds, definido como:  $\frac{d_p U_0 \rho_f}{\mu}$  Ec. III-15

(Re)<sub>p</sub>.--No. de Reynolds, definido como:  $\frac{d_p (U_t - U_p) \rho_f}{\mu}$   
Ec. III-16

(Re)<sub>f</sub>.--No. de Reynolds, definido como:  $\frac{d_p U_t \rho_f}{\mu}$   
Ec. III-17

En el transporte vertical, Hinkle - utilizó un grupo adimensional:

Ec. III-18

$$(1-\epsilon) \left[ \frac{(Re)_t}{(Re)_p} \right] \left( \frac{U_f}{\sqrt{g} D} \right)$$

y se presentó la correlación como:

Ec. III-19

$$f_p \frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon)} = 0.117 \left[ (1-\epsilon) \frac{(Re)_t}{(Re)_p} \frac{U_f}{\sqrt{g} D} \right]^{-1.15}$$

Aquí se nota la influencia del diámetro de la tubería en el transporte ya que la fuerza gravitacional que actúa en dirección vertical, tiende a crear una distribución radial respecto al ducto. En el transporte horizontal, las partículas pueden pegarse a las paredes de la tubería, rodar e deslizarse en el fondo de la misma, o suspenderse completamente en un transporte fluido, dependiendo del tamaño, forma, densidad, diámetro de tubería, propiedades del fluido y velocidad de transporte.

Cuando las partículas comienzan a crecer en tamaño o aumentar en densidad tienden a rodar o deslizarse por el fondo de la tubería.

Desgraciadamente no hay muchos datos numéricos publicados para  $f_p$ , esto hace que las ecuaciones III-14 y III-19 no sean muy aplicables, sin embargo es un buen análisis teórico, con valores de  $f_p$  tabulados para algunos casos particulares (34, 54, 57).

La literatura (54, 35) reporta un estudio de la caída de presión total en el transporte horizontal como: Ec. III-20

$$\Delta P_{tot(h)} = \frac{U_f^2 \rho_f}{2g} + \frac{\omega U_p}{g} + \frac{2f \rho_f U_f^2 L}{2 D_r} \left( 1 + \frac{f_p U_p}{f U_f} \frac{\omega}{U_f \rho_g} \right)$$

donde:  $f$  -- factor de fricción de Fanning entre el -

fluido y el ducto.

$f_p$ .-factor de fricción entre el fluido y el sólido durante el transporte.

En el transporte vertical se usa un factor equivalente al peso del sólido soportado, en la forma siguiente: Ec. III-21

$$\Delta P_{tot(v)} = \frac{U_f^2 \rho_g}{2g} + \frac{w U_p}{g} + \frac{2f \rho_g U_f L}{2g D_r} \left[ 1 + \frac{f_p U_p}{f v_g} \right] + \frac{wL}{U_p}$$

con los datos de caída de presión en la tubería y accesorios, es posible calcular la potencia de un soplador, el moldeo que mas se adapta es el de la compresión politrópica, esto se analizará en detalle en el capítulo V.

### 3.5.- Características de Flujo en el Transporte Horizontal:

La capacidad de acarreo en un sistema de transporte neumático horizontal, se obtiene probando el flujo a co-corriente en un sistema sólido-gas a través de un ducto horizontal. La Figura III-2, muestra la variación de la caída de presión por unidad de longitud de tubería contra la velocidad superficial, con parámetros de cantidades constantes de masa, velocidad del sólido.

En la Figura III-2, la línea A-B, correspondiente a un valor de  $w=0$ , representa el --

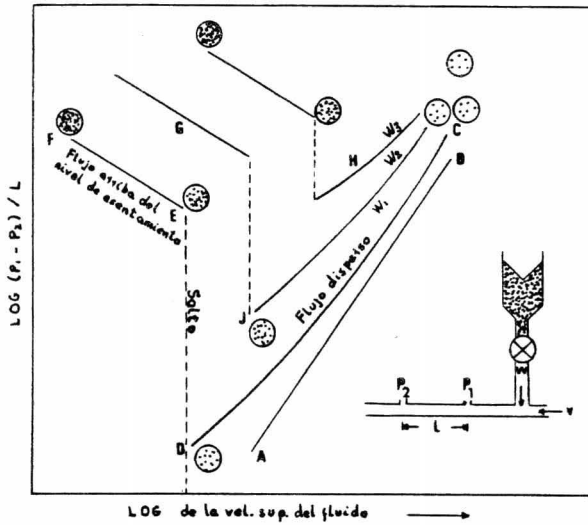


Fig III-2



factor de fricción de Fanning; considerando solamente el flujo de gas a través de la tubería.

Si a la velocidad del gas correspondiente al punto B, se alimentase al sistema una cantidad de sólidos  $W_1$ , aumentaría la caída de presión hasta el punto C, esto se debe a la fuerza que se requiere para mantener a los sólidos suspendidos y moverlos con la corriente fluida. A medida que se aumenta la cantidad de sólidos alimentados de  $W_1, W_2, W_3, \dots, W_n$ , mayor será el valor de la caída de presión.

Supongamos ahora que para el valor  $W_1$ , reducimos gradualmente la velocidad del gas, desde el punto C hasta el punto D, entonces las partículas comienzan a asentarse en el fondo de la tubería. La velocidad del gas en el punto D se llama velocidad de salto y corresponde a diferentes valores de  $W$  para cada caso particular del sistema sólido-fluido.

Así como el punto D representa la capacidad de acarreo a las condiciones de saturación con un flujo  $W$ , en las condiciones de saturación, el punto J, representa las mismas condiciones de transporte con un valor  $W_2$  para los sólidos.

Una vez alcanzadas las condiciones de saturación, comienza el asentamiento o salto de los sólidos, aquí ocurre un estado dinámico no-esta-

ble en el cual hay una deposición gradual de sólidos en el fondo de la tubería, mientras el sistema sigue la trayectoria del punto D al punto E. Ya que se alcanza el punto E, se tiene un nivel profundo de partículas asentadas, que conservan un equilibrio dinámico respecto a la descarga y alimentación de sólidos en el sistema, de forma tal que el transporte continúa en fase diluida en el volumen libre que dejan los sólidos asentados. Al disminuir la velocidad superficial del gas, a valores inferiores del que corresponde al punto E, aumentará el nivel de asentamiento de los sólidos, como puede verse en el punto F.

### 3.6- Características de Flujo en el Transporte ---

#### Vertical:

El fenómeno es similar al caso del transporte neumático horizontal, solo que aquí el peso de los sólidos influye fuertemente al comportamiento del sistema.

Con objeto de comparar ambos tipos de transporte veamos la Figura III-3, en donde se muestra el sistema de dos fases como un flujo --- ascendente a co-corriente. En la figura la línea AB corresponde a un valor de  $W = 0$ , que representa la caída de presión en función de la velocidad para el flujo de gas; cuando se alimenta a la corriente una-



cantidad  $W$ , de sólidos, la caída de presión aumenta hasta el punto E, como consecuencia de la fuerza adicional requerida para soportar y arrastrar los sólidos de los puntos  $P_1$  a  $P_2$  que se muestran en el diagrama adjunto a la figura, mientras mayor sea el valor de  $W$ , mayor, será el peso a soportar y consecuentemente, aumentará la presión diferencial. Supongase ahora que, para un flujo de sólidos  $W_1$  redujeramos gradualmente la velocidad superficial del gas, desde el punto C hasta el punto D con esto la velocidad de las partículas se reducirá, a la vez que aumenta la concentración de partículas en el ducto. Cuando la velocidad del gas alcanza valores inferiores al punto C comienza a aumentar la concentración de partículas, mientras que el paso de los sólidos va tomando mas importancia, ya que cuando la componente vertical del peso de partícula es de mayor magnitud que la fuerza de fricción, el sólido se colapsa, a esta condición representada por el punto E se le llama velocidad de choque. Los puntos E y H representan la capacidad de acarreo a las condiciones de saturación, para diferentes valores de  $W$ .

Las condiciones de choque en el transporte vertical, son análogas a las del salto en el transporte horizontal, ambas representan las condi

ciones de saturación en fases dispersas o suspendidas. De acuerdo a lo tratado en este capítulo, existen en la literatura trabajos reportados con métodos teóricos de medición de la velocidad de los sólidos (30) y también correlaciones experimentales (34, 45, 31, 6)- útiles para la aplicación comercial del transporte neumático.

Los sistemas de transporte neumático deben trabajarse a velocidades bajas, o sea, a velocidades cercanas a las de choque o salto, pero aparte de las ecuaciones y correlaciones que caracterizan al fenómeno, deben tenerse en cuenta ciertos criterios prácticos basados en la experiencia de operación. Los casos más típicos están en las aplicaciones del transporte neumático a la industria alimenticia, donde según el criterio basado en la experiencia del manejo de cada material, por ejemplo en el transporte de hojuelas de maíz, debe existir un cuidadoso equilibrio entre la velocidad de la carga y la del fluido de transporte para evitar la atrición del material; otro caso parecido es el del transporte del café, en donde se trata de evitar que se dañe la superficie del grano. El transporte neumático con presiones negativas, se usa para cargar los barcos con materiales a granel, los sistemas se diseñan (33), en base a criterios de caídas de presión y velocidades del fluido de

transporte, para arrastrar solo partículas de determinado tamaño y densidad, para evitar basura, ratas y otros bichos indeseables. Generalmente estas velocidades son superiores a las condiciones críticas de velocidad de choque o salto. La tabla III-1 muestra las velocidades de aire recomendadas, de acuerdo con la experimentación, para el transporte neumático de algunos materiales.

Tabla III-1

Tipo de Material	Velocidades del Flujo (v) ft/seg	Densidad ( $\rho$ ) lb/ft <sup>3</sup>
Plumas de Pollo	10	
Fluorita	55	30
Carbón en Polvo	65	42
Semillas de Algodón	65	
Polvos Finos	65	
Lana	75	43
Avena	75	
Cebada	80	
Azúcar	80	45
Trigo	80	
Centeno	80	
Cal	85	120
Rebabas de Metal	85	
Sal	100	67
Arena	100	143
Cemento Portland	105	144

Es importante hacer notar que las velocidades de transporte están influenciadas por la densidad de las partículas, el tamaño, la esfericidad y la rugosidad de las mismas, como puede observarse en la Tabla III-1. Los sistemas de transporte neumático se diseñan en base a las velocidades de salto o de choque como una condición limitante (límite inferior de velocidad) sin embargo, la experiencia ha demostrado que se debe operar a velocidades superiores a estos rangos inferiores, ya que cuando el sistema entra en el estado de "slugging" o taponamiento, se provocan vibraciones y sacudidas en la línea de transporte, que llegan a ser peligrosas hasta el punto de desarmar o romper el equipo. La Tabla III-1 muestra también valores de la densidad bulk para algunos sólidos entre mayor sea la densidad bulk para un material, mayor será el valor de la densidad mínima de arrastre - aunque en algunos casos se requiere una velocidad del fluido ( $v$ ) mayor para un material de menor densidad bulk, esto se debe a que el fenómeno de arrastre está fuertemente influenciado por otras propiedades físicas del material, tales como el área superficial, el ángulo de reposo, de caída, dispersabilidad, tamaño y forma de las partículas. Estas propiedades determinan que las partículas tengan mayor o menor grado de adhe-

rencia, capacidad para formar aglomerados o generen - fuerzas electricas que tienden a compactar o a disper - sar el material solido, tambien es importante el con - tenido de humedad y la temperatura en las determina - ciones.

### 3.7.- Transporte en Tuberia Inclinas:

En el diseño de sistemas de trans - porte neumatico de solidos, muchas veces es necesario incluir algún tramo de tuberia inclinada, para evitar la caída de presión que causaría la sustitución de la tuberia inclinada por un codo de 90', la instalación - de codos no es conveniente por un lado por que la caí - da de presión causada por un codo es mayor que la de - una tuberia inclinada, esto aumenta los costos de bom - beo o para el transporte de solidos, por otro lado -- cuando se esta manejando solidos muy corrosivos, la - erosión causada por el choque directo de la corriente contra la pared del tubo, cuando el fluido cambia de - dirección acaba facilmente con el codo. La Figura III -4 muestra el resultado de una serie de experimentos, en que se prueban (6, 45) varios angulos de tuberia, - conservando constante la alimentación de solidos W --- (lb/ft<sup>2</sup>seg), en este caso son semillas silvestres, pa - ra cuantificar el efecto de la velocidad del gas, so -



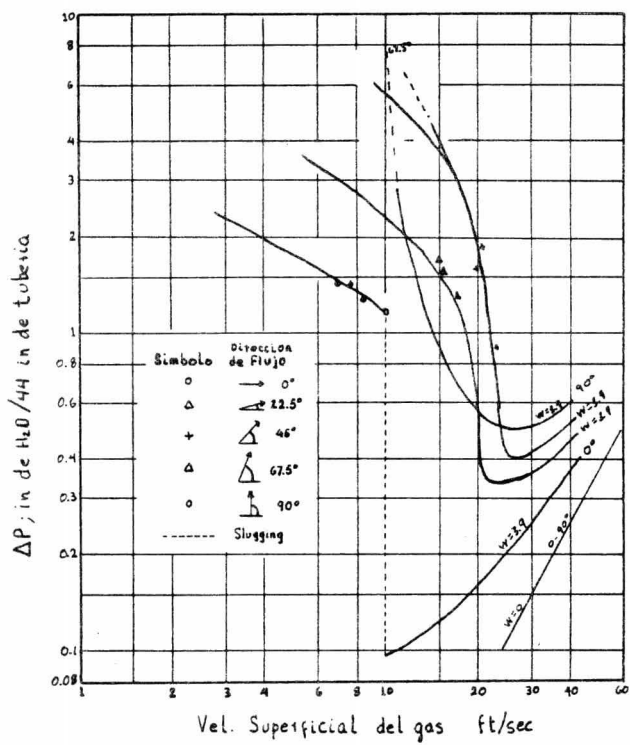


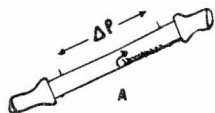
Fig III-4

bre la caída de presión en la línea de transporte. En el caso de que se requiera conocer el comportamiento del sistema para ángulos de tubería diferentes a 0', -22.5', 45' y 67.5', es posible extrapolar, con un buen margen de confiabilidad.

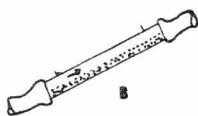
Los puntos obtenidos en la experimentación, que se muestran en la Figura III-4, corresponden a un flujo de sólidos de 3.9 lb/in<sup>2</sup>seg. Es interesante hacer notar que en el rango de velocidades de 10 a 32 in/seg, la caída de presión que le da la tubería con un ángulo de 90' pero en todos los casos a velocidades mayores de 25 ft/seg, el transporte de sólidos ocurre como una corriente en fase diluida.

Cuando la velocidad disminuye visiblemente respecto a la curva de velocidad mínima para cada ángulo de tubería; las semillas comienzan a formar agragados o nudos que se presentan en la parte baja del tubo, estos se rompen y forman nuevamente, esos agragados, disminuye la capacidad total de transporte. A medida que se disminuye la velocidad, los agragados comienzan a ser más permanentes hasta formar capas de sólidos que se regresan por la tubería.

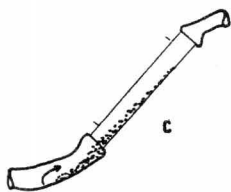
La Figura III-5 muestra una serie de "tubos de inundación" o sean un trozo de tubo transparente que sirve para observar el transporte y patrón de flujo de los sólidos a diferentes condicio-



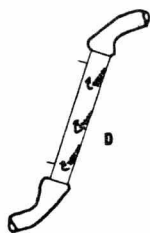
Inclinación de 22.5 grados;  
velocidad del aire 17-18 ft/sec,  
los sólidos se asientan en la  
parte superior del tubo.



Inclinación de 22.5 grados; veloci-  
dad del aire 10-15 ft/sec, no hay  
movimiento en los sólidos asentados  
el transporte ocurre uniformemente  
arriba del nivel de asentamiento.



Inclinación de 45 grados; velocidad  
del aire 11-14 ft/sec; el material asen-  
tado fluye lentamente al fondo del  
tubo, luego se amasia completamente.



Inclinación de 67.5 grados, velocidad  
del aire 17 ft/sec. Formación de nudos  
a 8 in de separación. A velocidades  
bajas comienza a taponarse, como  
en el arreglo vertical.

Figura III-5.-Diferentes formas de asentamiento de sólidos, variando la inclinación y las velocidades del gas.

nes de operación. En la mayor inclinación ( $67.5'$ ) el sólido no se asienta formando agregados, sino que eventualmente resbala hacia abajo causando taponamientos como los que se observan en el tubo vertical a velocidades menores de 10 ft/seg, las flechas indican el movimiento de los sólidos asentados.

Para el caso de la tubería con un ángulo de  $22.5'$  de inclinación, aparecen agregados a 20 ft/seg, se forma una capa de sólidos que casi llena el tubo, como se ve en la Figura III-5a; y a 15 ft/seg el material se asienta de una manera más uniforme en la parte más baja del tubo, como aparece en la Figura III-5b. A  $45'$  de inclinación, se forman agregados a una velocidad de 25 ft/seg como en la Figura III-5d y a velocidades de 18-19 ft/seg, la situación se muestra esquemáticamente en la Figura III-5c.

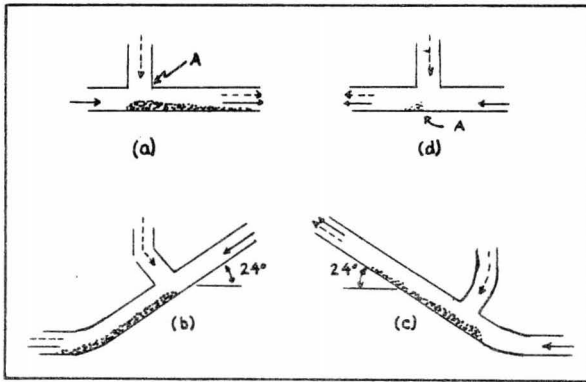
Lo anterior confirma que el comportamiento de los sólidos forma una familia de curvas para diferentes inclinaciones y flujos de material sólido, en las gráficas de caída de presión contra velocidad, como se ejemplifica en la Figura III-4.

### 3.8.- Flujo a Traves de Codos:

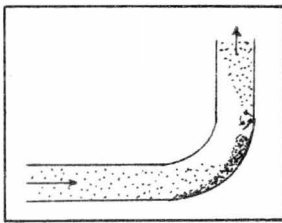
En el transporte neumático horizontal y vertical hay cierto grado de erosión, provocada

por la fricción de las partículas en las paredes de la tubería, en la mayoría de los casos se diseña el sistema con cierta tolerancia, tomando en cuenta esta fricción. Pero los casos severos de erosión o desgaste se notan en los codos, donde la pared está mas expuesta al choque de partículas. Se ha propuesto (57)- el uso de codos de carrera larga con una trayectoria mayor a la entrada y un radio mas pequeño a la salida con objeto de minimizar la erosión, este tipo de codo tiene la forma de un cuarto de elipse, como lo muestra la Figura III-6 el patrón de flujos en esa sección se puede observar cuando modelos de codos transparentes. A velocidades mayores que la de salto o choque en el transporte en fase diluida, puede observarse que para un codo de 90° no se usa todo el volumen de transporte sino que hay un pequeño acumulamiento o condensación del solido en la parte baja del codo, esas partículas solidas alojadas en el fondo del tubo están en movimiento constante y terminan por continuar con la corriente fluida.

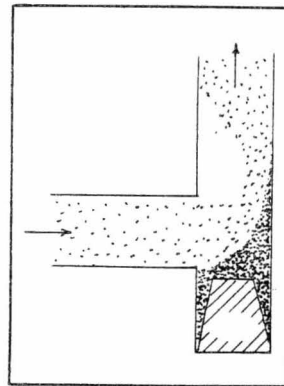
Ya que la trayectoria de la fase diluida es elíptica y queda un espacio no aprovechado durante el transporte, se ha propuesto el uso de placas protectoras dentro del codo, lo muestra la Figura III-7. Debe hacerse notar que la introducción de una-



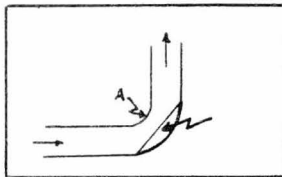
III - 7a



III - 6



III - 8



III - 7

placa protectora en el codo, aumenta la velocidad en esa sección y disminuye el área de flujo, a menos que el codo sea fabricado especialmente para el transporte neumático, de cualquier forma, salirse de los lineamientos convencionales del equipo, sería más costoso que usar un codo común y considerar un factor de desgaste respecto al tiempo de operación.

Respecto a la caída de presión en los codos, para el transporte neumático, ésta se evalúa en la forma siguiente: Ec. III-22

Caída de Presión en el Codo = (fuerza centrífuga)(longitud del arco)

$$\Delta P = \left( \frac{Wv^2}{g r} \right) \left( \frac{2\pi r}{4} \right) (f)$$

donde : W.- es el peso de los sólidos lb/min

v.- velocidad del gas ft/min

r.- radio del codo ft

f.- coeficiente de fricción

Muchas veces se trata de eliminar el problema de erosión, eliminando el codo, pero esta alternativa solo es posible en codos de elevación de sólidos a 90°, para esto se recurre a utilizar una unión tipo "T" con una pierna cerrada con un tapón, así los sólidos asentados forman su curvatura natural y la energía disipada por el cambio de dirección la soportan las mismas partículas sólidas minimizando el

desgaste de la tubería, como lo muestra la Figura III -8.

Otro factor importante es la facilidad de flujo en relación aparentemente por un efecto de aglomeración de las partículas sólidas. Por ejemplo una muestra de magnetita con diámetro promedio de partículas de 0.0116 in., no puede fluir por la boquilla de un alimentador de 1.5 in de diámetro, si en el fondo de dicho alimentador el sólido tiene un contenido de humedad de 0.12% en peso; en cambio, cuando el material se encuentra seco, fluye libremente por una boquilla de 0.25 in.

Por otro lado, el mismo material -- con 0.12% de humedad, no podrá transportarse en fase diluida por una corriente de aire a velocidades inferiores a 65 ft/seg, al aumentar el contenido de humedad aumentará también la velocidad de salto o choque, el resultado final que aumenta la velocidad de la fase diluida, aumentando por lo tanto el desgaste es -- proporcional al cubo de la velocidad.

Una vez analizados los aspectos fundamentales del transporte neumático, en el capítulo - IV trataremos en detalle, los elementos básicos requeridos para el transporte neumático, es decir, sopladores, tuberías y accesorios, así como los alimentado--



res y separadores de diferentes tipos.

## S I M B O L O G I A :

- $C_{DS}$  .-coeficiente de arrastre de una sola partícula-  
(adimensional)
- $C_{DST}$  .-coeficiente de arrastre para una sola partícula cayendo a su velocidad terminal (adimensional)
- $D$  .-diametro interior de la linea de transporte horizontal, m.
- $d_p$  .-diametro medio de partícula, m.
- $F_f$  .-fuerza de fricción en una sola partícula  $\text{kgm}/\text{seg}^2$ .
- $F_g$  .-fuerza gravitacional neta en una sola partícula  $\text{kgm}/\text{seg}^2$ .
- $f$  .-factor de fricción de Fanning (adimensional)
- $f_p$  .-factor de fricción en el sistema fluido-sólido
- $g_c$  .-constante gravitacional  $\text{ft}/\text{seg}^2$ .
- $g$  .-aceleración gravitacional  $\text{m}/\text{seg}^2$
- $L$  .-longitud de la linea de transporte (m)
- $\Delta P$  .-caída de presión  $\text{lb}/\text{in}^2$
- $(Re)_p$  .-número de Reynolds definido como  $d_p(U_f - U_p)\rho_f/\mu$
- $(Re)_t$  .- " " " " " "  $d_p U_t \rho_f/\mu$
- $Re$  .- " " " " " "  $d_p U_0 \rho_f/\mu$
- $U_f$  .-velocidad actual definida como  $U_0/\epsilon$  m/seg.
- $U_0$  .-velocidad superficial del gas a través de la columna vacía, m/seg

- $U_p$  .-velocidad actual de la partícula, m/seg  
 $U_T$  .-velocidad terminal de la partícula, m/seg  
 $U_{th}$  .-velocidad terminal modificada para el transporte neumático horizontal, m/seg.  
 $U_f$  .-velocidad final de la partícula ft/seg  
 $U_p$  .-velocidad de la partícula ft/seg  
 $W$  .-velocidad de sólido transportado lb/seg ft<sup>2</sup>.  
 $U_c$  .- velocidad de salto ft/seg  
 $\epsilon$  .-fracción de espacios vacíos en la línea de transporte  
 $\mu$  .-viscosidad del fluido kg/m seg  
 $\rho_p$  .-densidad de la partícula kg/m<sup>3</sup>  
 $\rho_f$  .-densidad del fluido kg/m<sup>3</sup>

# CAPITULO 4

## EQUIPOS AUXILIARES

### 4.1.- Alimentadores:

Los alimentadores de polvos o granos para el transporte neumático, son recipientes generalmente contruidos de acero al carbón y recubiertos con una capa de resina epóxica, vidriados o con pintura de aluminio en sus interiores.

Los alimentadores tienen de 40' a 60° de inclinación en la descarga. El diseño de tolvas no ha avanzado considerablemente en los últimos años, a excepción de los trabajos presentados por Andrew W. Jenike, hay pocos logros al respecto. Generalmente los tanques alimentadores se seleccionan de acuerdo a los tamaños comunes que ofrecen los constructores en los catálogos; de esta forma, el ingeniero de diseño escoge el que mas se adapte a sus necesidades.

En la mayoría de los casos el dise-

ño de tolvas ha sido empírico, los resultados experimentales muestran que los granos tienen propiedades -  
mas reproducibles que los polvos, el problema tanto -  
en polvos como en granos es, la formación de arcos de  
material solido a la salida del alimentador.

Desde el punto de vista económico -  
resulta que un alimentador de forma piramidal tiene -  
mas capacidad que uno cónico, o la misma capacidad --  
con una altura menor. Pero en el caso de los alimenta  
dores piramidales se tienen problemas con el flujo de  
los solidos, debido a la presencia de angulos o esqui  
nas, ya que en éstas es donde se inmoviliza el materi  
al solido. Cuando la superficie del recipiente no es  
uniforme, el comportamiento de flujo de los solidos -  
tampoco lo será, ya que el flujo de solidos se rige -  
por la cohesión, la densidad bulk, coeficiente de unif  
formidad, angulo de reposo, angulo de derrame, disper  
sabilidad, angulo de caída, etc...

Para que el sólido pueda fluir, el-  
angulo de **descarga** del alimentador, debe ser mayor -  
que el angulo de ruptura del material, mientras que -  
al angulo de boquilla se diseña de acuerdo a las ten  
dencias de arqueo o formación de puentes de sólido a-  
la salida del alimentador.

Si  $\mu$  es el coeficiente de fricción -

del material con la pared del alimentador, el arco -- puede considerarse como un sistema curvo, formado por partículas que se presionan entre sí, es decir, que -- debido al diametro de boquilla, la fricción interna -- de las partículas es mayor que la fuerza que las empuja hacia abajo, la provoca el peso del sólido que esta soportando, este es funcion de la densidad de los solidos, la altura de solidos que esta soportando y -- la presión atmosférica del lugar.

La Figura IV-1 muestra el diagrama de fuerzas cuando un material solido forma arcos a la salida del alimentador.

Al aumentar el angulo entre las paredes laterales del alimentador, aumenta la posibilidad del solido a fluir, llevando este criterio hasta el extremo, podría pensarse en un alimentador que tuviera 180° o sea una cara plana con un orificio, aquí se despreciaría un area muy grande, ya que los solidos no fluyen en cierto rango, este comportamiento lo rigen los angulos de caída y de derrame, principalmente.

La Figura IV-2 muestra la relación entre el flujo de solidos en masa y el tipo de alimentador cónico. Aquí se compara el angulo de fricción -- cinemática entre el material y las paredes del reci--

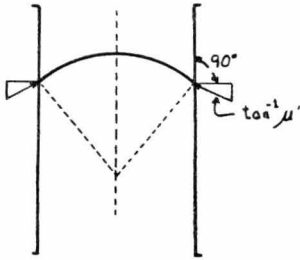


Fig IV-1

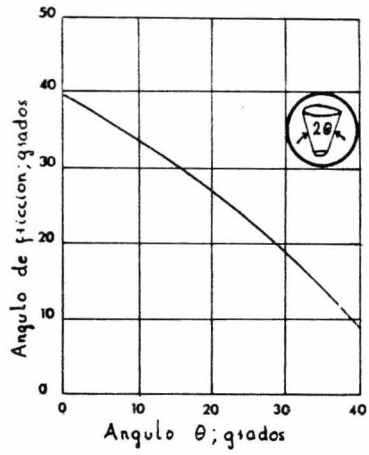


Fig IV-2

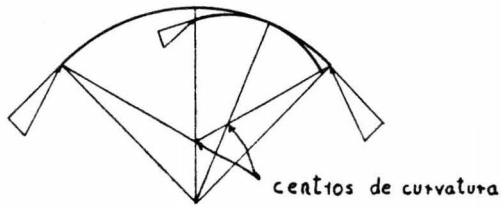


Fig IV-1a

piente, con el ángulo del alimentador (52).

La compresión que sufren los sólidos dentro del alimentador, dependerá de las características del material, tales como la dureza, área superficial, rugosidad y tamaño de partícula.

Cuando el arco o cúpula del material punteado en la salida del alimentador está en forma estacionaria, ejerce mucha presión sobre las paredes del recipiente, esta presión aumentará proporcionalmente con el valor del coeficiente de fricción cinemática.

Si llamamos ( $f$ ) a la fuerza de arqueo y ( $s$ ) al esfuerzo producido sobre las paredes del recipiente alimentador, puede concluirse lo siguiente:

Cuando  $f < s$  ocurre flujo

$f > s$  no hay flujo

$f = s$  es el punto crítico.

Los valores de  $B$  y  $\mu'$  están ilustrados gráficamente en la Figura IV-3, donde  $B$  es la salida del alimentador.

Una aproximación muy usada para el cálculo de  $B$ , alimentadores cónicos (50), se expresa por medio de la siguiente ecuación:

Ec. IV-1

$$B = \frac{22f}{\alpha}$$



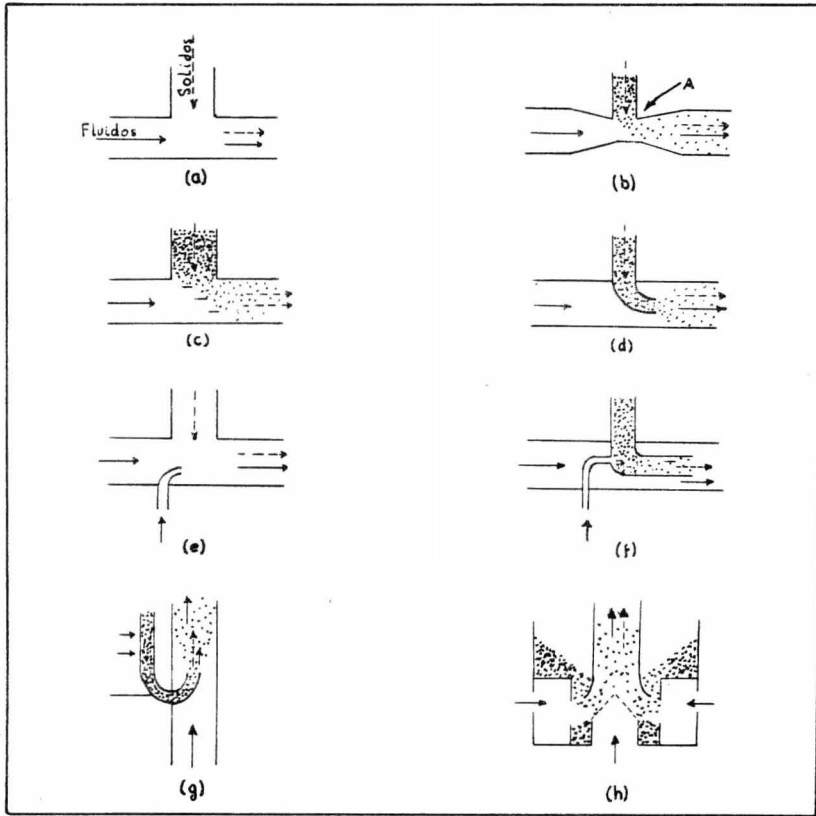


Fig IV-3

donde  $\alpha$  es la densidad bulk del material solido que se esta manejando.

#### Diseño de Piernas de Alimentación:-

Una vez que el material solido abandona el alimenta--  
dor, tiene que pasar por una pequeña sección de tube--  
ria, antes de llegar a la corriente de gas que lo --  
arrastrará. En este punto, es importante saber esti--  
mar el comportamiento del fluido y la facilidad con --  
que este puede arrastrar los solidos alimentados (24).  
A continuación se describen los criterios de diseño --  
para estas piernas de alimentación.

La Figura IV-3 muestra algunas al--  
ternativas para alimentar solidos a la corriente ga--  
seosa en un transporte neumatico.

El arreglo mas simple y el mas usa--  
do comunmente, consta solo de una sección de tuberia--  
recta por la cual se alimenta el solido, directamente  
de la valvula rotatoria o reguladora de flujo a la co--  
rriente fluida, de forma tal que la tuberia por la --  
que caen los solidos y la tuberia que conduce el gas--  
forman una T, esto lo muestra la Figura IV-3. Como --  
hay acumulación de solidos en la porción de descarga--  
de la tuberia horizontal, aumenta la caída de presión  
en ese punto y el sistema tiende a eliminar esa pila--  
de solidos que el obstruye el flujo, esto provoca erg

sión o desgaste excesivo abajo del punto de alimentación, o sea, el punto A de la Figura IV-3a.

Con objeto de eliminar esos problemas de erosión, se han probado otros tipos de piernas de alimentación de sólidos, como lo muestran las Figuras IV-3 (b) y (c). Los resultados experimentales indicaron que fué necesario aumentar la velocidad en 10 o 15 ft/seg respecto a la velocidad de salto, a fin de proveer al fluido de la energía cinética necesaria para que el sólido cambie de dirección y se arrastre instantáneamente; esto evita el asentamiento de las partículas sólidas en el punto de alimentación. Con este procedimiento no se notó que la erosión actuara severamente en la sección de alimentación.

Cuando la operación se efectúa con velocidades solo lo suficientemente grandes para evitar el asentamiento de sólidos en la sección de alimentación, la erosión se hace notar justamente en el lado opuesto de la tubería de alimentación, como puede verse en la Figura IV-3 (d). Esto se debe a la inercia que lleva el sólido y tiende a chocar con la pared de la unión T; en cambio, no se notó erosión en el punto A, a estas nuevas condiciones (Ver la Figura IV-3 (a) ).

Supongase ahora, que después de la alimentación en la unión T; donde los sólidos se van-

transportar horizontalmente, hay un codo para que el transporte cambie de dirección. El asentamiento en la región de flujo metaestable del codo, provoca taponamientos en la pierna vertical de alimentación, esto se puede evitar mediante sistemas de tuberías inclinadas, como se ve en la Figura IV-3 (b). Con el uso de tuberías inclinadas, dependiendo de las velocidades del gas y de la carga, se pueden llegar a tener condiciones pulsantes de flujo, así, aunque el sistema tenga buena capacidad de transporte, presentará en cambio pulsaciones y vibraciones que provocarán la destrucción mecánica de las juntas y soporte de la tubería.

La Figura IV-3b muestra una unión T de tipo venturí, diseñada para el transporte a grandes velocidades, sin asentamiento de sólidos y con una caída de presión mínima, en este sistema, sin embargo, resulta muy costoso el bombeo de aire a gran velocidad, además de que la capacidad de carga de sólidos es relativamente pequeña, comparada con la de arrastre de los sistemas convencionales. Al aumentar el diámetro de la tubería de transporte, aumenta la sección transversal que tienen que recorrer las partículas sólidas en la sección de alimentación, como no es posible efectuar un aumento exagerado en el diame-

tro de la tubería de transporte solo para evitar el asentamiento de sólidos en la alimentación, se ha optado por utilizar piernas de alimentación de tipo cascada, como se ve en la Figura IV-3 c, esto le da al gas mayor oportunidad de acelerarse en la sección horizontal. La Figura IV-3 d, presenta una variación en la que los sólidos entran a la tubería de transporte por medio de un codo.

Existen muchos tipos de accesorios para dar efectos diferentes a los sistemas de alimentación (6) dependiendo de las necesidades específicas de cada tipo de industria, basándose naturalmente, en las propiedades físicas del sólido a transportar y a su capacidad para soportar choques sin deteriorarse.

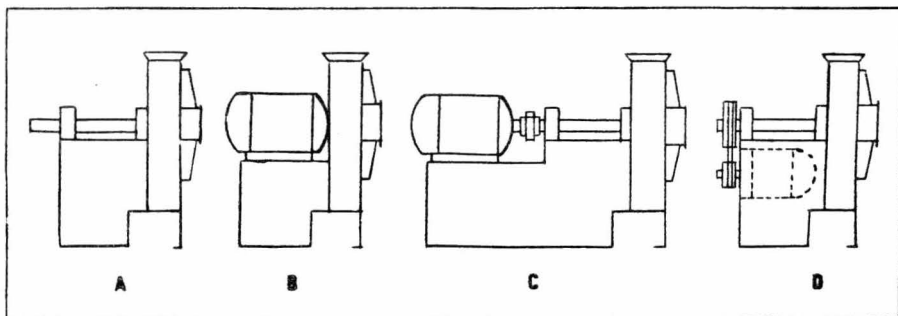


Fig IV-4

#### 4.2.- Sopladores:

Debido a su simplicidad y resistencia, los sopladores centrífugos cubren los requerimientos esenciales del transporte neumático. Los materiales de construcción incluyen el aluminio, acero al carbón y acero inoxidable, así como otros materiales diversos. Los sopladores pueden ser de varios tipos, los de cinturón o acción directa se muestran en la Figura IV-4 (a) y (b), pueden adoptar a cualquier motor por medio de un cople flexible; en el caso del soplador tipo (d), si el motor es lo suficientemente liviano no puede colgarse a una placa unida a la base, en esta forma es posible cambiar fácilmente la velocidad del soplador.

Los sopladores centrífugos toleran temperaturas relativamente altas, pero conforme aumentan la temperatura, se necesita mayor velocidad para compensar la pérdida de eficiencia (recuérdese que el aire caliente tiene menor densidad) y de esta forma, la presión o vacío del soplador es proporcional a la densidad del aire que llega. Si se instala un sistema de enfriamiento en la carcasa, el soplador puede soportar temperaturas de fluidos hasta de 600°F, siempre que el equipo sea de acero, los equipos con enfriamiento en la carcasa y con impulsor de acero ino-



ridable pueden tolerar temperaturas hasta de 1000°F.

Para seleccionar el tipo de soplador que se va a usar en un sistema de transporte neumático, primero se determina el flujo de aire y la presión necesaria para transportar un material específico a través de una tubería a una velocidad determinada.

Los sistemas en donde el material sólido entra a una corriente de aire, requieren un gran volumen de aire a una presión relativamente pequeña y también una relación muy alta del aire respecto al material sólido, esto explica que al transporte neumático también se le llame fluidización en fase diluida.

Estos sistemas que operan con presión negativa o positiva según las necesidades del caso, requieren sopladores de desplazamiento positivo o abahicos centrífugos, estos equipos pueden obtenerse en un amplio rango de tamaños, activarse por medio de bandas y operarse a cualquier velocidad, hasta encontrar las condiciones de operación requeridas para algún proceso particular. El soplador de desplazamiento positivo, favorece a la mayoría de los sistemas (24 y 67) porque puede alcanzar presiones altas para impulsar el material, en caso de que se presenten tapo-

namientos. Por otro lado, una característica de los -  
sopladores centrífugos es que el flujo de aire dismi-  
nuye rápidamente cuando se incrementa la resistencia-  
del sistema. Los sopladores de desplazamiento positi-  
vo, tienen dos rotores de bola conectados a un engra-  
naje que los hace girar a la vez y en direcciones opu-  
estas, así el aire que entra al soplador, queda atra-  
pado en los lobulos que al estar girando lo descargan  
a una presión relativamente alta. El sistema está di-  
señado en tal forma que permite variar la velocidad -  
de los rotores.

Respecto al diseño de los rotores, -  
los hay basicamente de dos tipos, los de lobulos iden-  
ticos y los de tipo axial, recientemente desarrolla--  
dos. En estos sopladores axiales, los rotores tienen-  
surcos en forma de espiral que causan el flujo del --  
aire hacia la descarga del soplador. Como estos sopl-  
adores tienen delicadas piezas de alta velocidad, los-  
sistemas de seguridad y mantenimiento preventivo de--  
ben ser muy estrictos.

Algunos de los detalles que se to--  
man en cuenta en la selección de los sopladores de --  
desplazamiento positivo, tambien son aplicables a los  
sopladores de tipo centrífugo, especialmente en la --  
instalación y los sistemas de protección.



#### 4.3.- Valvulas Rotatorias:

La funcionalidad del sistema de transporte neumatico depende en gran parte de la eficacia de este tipo de valvulas, ya que el sistema no podra trabajar a menos que la valvula tenga buen funcionamiento. Para esto deben usarse valvulas de buena calidad, sin tomar mucho en cuenta el factor económico, los materiales de construcción mas comunes son el fierro forjado, acero al carbon, acero inoxidable y aluminio.

El tipo de valvula mas comun, es la valvula rotatoria de caida, donde el material entra por arriba y se descarga por el fondo, para esto se pueden usar rotadores de tipo abierto, donde las hojas están conectadas a la flecha impulsora, o las de tipo cerrado, donde las hojas van unidas a un disco.- Los rotores de tipo abierto son los mas económicos, pero tienen la desventaja de ser mas debiles y pueden quebrar la flecha, dejando atrapado entre la carcasa y las paletas el producto; en los rotores de tipo cerrado las paletas no estan en contacto directo con la carcasa, esto evita que el sistema se atore con el material solido que se esté manejando.

Cuando se manejan solidos abrasivos la rueda dentada del rotor, se estrella o parte teni-

endo que reemplazarse por rotores de acero al níquel. En los casos extremos, se estrella el rotor y se rompe también la carcasa, cuando esto pueda suceder la carcasa debe ser de acero al cromo. En el caso de los materiales no abrasivos, las piezas de aluminio dan buenos resultados.

#### 4.4.- Recuperación de Partículas .- Separadores:

En la mayoría de las operaciones relacionadas con el transporte neumático o los procesos de fluidización, el sistema debe contar con eficientes separadores de partículas. Aunque hay varios tipos de separadores, el más usado es el de tipo ciclón ya que los demás equipos, aunque son eficientes tienen más limitaciones de operación y usos muy específicos; el tipo de separadores caerá dentro de la clasificación de un mecanismo utilizado estos son: de gravedad, de inercia o momentum, filtración, electrostáticos, fisicoquímicos, sónicos y posiblemente térmicos. Muchos de estos equipos utilizan uno o más mecanismos de forma tal, que la eficiencia de operación de estos equipos, se expresa como la relación entre el peso de las partículas separadas entre el peso de las partículas alimentadas al separador; la eficiencia de un separador dependerá de las condiciones de operación, así

como de las características físicas y la distribución de tamaños de las partículas que se estén manejando.

En los llamados separadores de asentamiento o gravedad se reduce la velocidad de las partículas hasta llegar a un valor que permita el asentamiento de las partículas sólidas por su propio peso, - este tipo de colectores generalmente se contruyen como equipos largos, vacios, horizontales, rectangulares y con alimentación y descarga en la parte mas alta. Las partículas que entran al separador, tienen -- que recorrer el espacio comprendido entre las placas horizontales del equipo, cuando se tienen los datos de flujo de gas, de las partículas sólidas a la entrada y las dimensiones del separador es posible evaluar el tiempo de residencia del fluido en el separador y estimar la capacidad y eficiencia de acuerdo al tipo de partículas que se quieren separar, la Figura IV-5 muestra las variables de diseño de los separadores de gravedad; de acuerdo con lo anterior, el tiempo de residencia del fluido en la parte superior e inferior del separador es  $\frac{h}{v}$  o  $\frac{h}{(q/hw)}$  donde  $q$  es el flujo volumetrico total (sólido y el gas). Una partícula cayendo verticalmente a una velocidad  $v_{e=1}$  ;  $t = \frac{h}{v_{e=1}}$  , el tiempo de residencia en el asentador será:

$$t = \frac{h}{v_{e=1}} = \frac{h}{(q/hw)}$$

Ec. IV-2

$$t = \frac{h}{v_{E=1}} = \frac{l}{\frac{Q}{hw}}$$

donde

Ec. IV-3

$$v_{E=1} = \frac{Q}{wl}$$

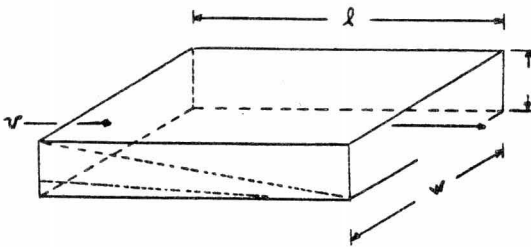


Fig IV-5

En los sistemas de separación del transporte neumático de sólidos, el más utilizado es el separador de tipo ciclón, el principio de separación está basado en los sistemas de fuerzas centrífugas y gravitacionales, la Figura IV-6 muestra esquemáticamente al separador de tipo ciclón.

Puede suponerse que el gas se mueve

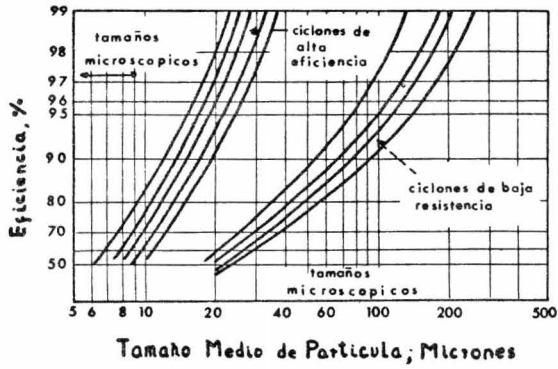


Fig IV-7

$$\begin{aligned}
 B_c &= D_c/4 \\
 D_e &= D_c/2 \\
 H_c &= D_c/2 \\
 L_c &= 2 D_c \\
 S_c &= D_c/8 \\
 Z_c &= 2 D_c \\
 J_c &= D_c/4
 \end{aligned}$$

Proporciones Del Separador  
Tipo Ciclón.

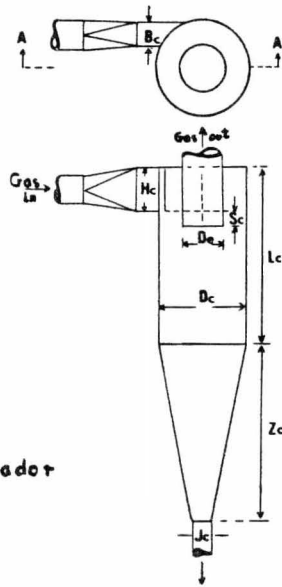


Fig IV-6

dentro del ciclón formando una trayectoria en espiral, a una velocidad aproximadamente igual a la velocidad promedio a la entrada del ciclón, la distancia recorrida por el gas será:

$$\text{Ec. IV-4} \quad 2\pi r_c N_s$$

donde  $N_s$  es el número de espirales y  $r_c$  el radio del separador; el tiempo de residencia durante la trayectoria será igual a :

$$\text{Ec. IV-5} \quad t = \frac{2\pi r_c N_s}{U_{ic}}$$

donde  $U_{ic}$  es la velocidad del gas a la entrada del ciclón. Para que el equipo pueda separar completamente los sólidos, las partículas deben recorrer una distancia horizontal neta  $L_w$  a través de la corriente gaseosa, aquí hay una ~~resistencia~~ resistencia definida por el coeficiente de arrastre de la partícula en el gas (la velocidad terminal de la partícula en un campo centrífugo), esto se evalúa como :

$$\text{Ec. IV-6}$$

$$\frac{L_w}{(U_{e-s})_a} = \frac{2\pi r_c N_s}{U_{ic}}$$

De acuerdo con la Ley de Stokes, — el campo centrífugo se expresa en términos de la aceleración gravitacional:

$$\text{Ec. IV-7}$$

$$U_{e-s} = g \frac{D_p^2 (\rho_p - \rho_f)}{18 \mu f}$$

Ec. IV-8

$$(V_{\epsilon=1})_a = a \frac{D_p^2 (\rho_p - \rho_f)}{18 \mu_f} = \frac{V_{ic}^2}{\tau_c} \frac{D_p^2 (\rho_p - \rho_f)}{18 \mu_f}$$

sustituyendo la ecuación IV-8 en la IV-7 y resolviendo para  $D_p$ , se tiene:

Ec. IV-9

$$D_p = \sqrt{\frac{9 \mu_f L_w}{\pi N_s V_{ic} (\rho_p - \rho_f)}}$$

La Ec. IV-9 define el tamaño mínimo de partícula que puede separarse en una corriente gaseosa, para un ciclón determinado. La Figura IV-6 muestra las dimensiones típicas de un separador de tipo ciclón. La acción de un separador de ciclón es como la de un tornado fabricado por el hombre, en estos polvos se recogen por el fondo, mientras por la parte superior sale el gas puro.

Los colectores de alta eficiencia son largos y delgados, con una caída de presión de 3 a 6 in. de agua, el criterio de diseño se toma en base a el volumen de aire o gas que se va a manejar.

Teóricamente, mientras mayor sea el volumen de aire mejorará la eficiencia del colector, puesto que aumenta la velocidad y la fuerza centrífuga del fluido, lo cual promueve la separación de los-

solidos, simultaneamente, se incrementa la caída de presión a través del colector por el cuadrado del volumen de aire que se está manejando. Los colectores generalmente se diseñan para una caída de presión de 3 a 6 in de agua, ya que la erosión del colector es proporcional a la velocidad, cuando se usan sólidos muy abrasivos el efecto es más notorio; el tamaño del separador se selecciona de acuerdo a los datos del fabricante respecto al volumen de gas o aire que es capaz de manejar. La mayoría de los ciclones de alta eficiencia separan el 99% de las partículas de 35 micrones o mayores; la eficiencia del ciclón disminuye rápidamente para partículas de menor tamaño (Ver la Figura IV-7 ).

También hay ciclones de baja eficiencia (baja pero adecuada) aplicables para separación de partículas grandes.

Existe una correlación empírica para estimar la capacidad de un separador tipo ciclón - (47), el flujo de salida, está expresado por la ecuación:

Ec. IV-10

$$W_s = \left[ \frac{0.23 \sqrt{g} C_o C_w}{\sqrt{\tan \beta}} \left( \frac{D_o}{D_p} \right)^{0.2} \right] \beta D_o^{1/2}$$



donde:  $D_o$  .- es el diametro de orificio  
 $\beta$  .- es el angulo de derrame  
 $D_p$  .- es el diametro de partícula  
 $W$  .- es el flujo de sólido lb/seg

Con esto termina el tratamiento descriptivo de los equipos auxiliares en el transporte neumático de los sólidos; en el siguiente capítulo se presentará un ejemplo numérico de cálculo para un sistema de transporte.

## S I M B O L O G I A :

- $Q$  .-aceleración de la gravedad  $m/sec^2$
- $C_o$  .-factor de corrección para ángulos de cono, en el fondo de la tolva (adimensional)
- $C$  .-factor de corrección en la densidad bulk en la pared (adimensional)
- $C_w$  .-factor de corrección de ángulo de caída en el material sólido (adimensional)
- $D_o$  .-diámetro de orificio (ft)
- $D_p$  .-diámetro de partícula (ft)
- $f$  .-factor de fricción (adimensional)
- $g$  .-aceleración de la gravedad  $m/sec^2$
- $h$  .-altura entre mamparas (ft)
- $l$  .-longitud del separador gravitatorio (ft)
- $L_w$  .-distancia horizontal máxima recorrida por la partícula dentro del ciclón (ft)
- $N_s$  .-número de vueltas que da la partícula dentro del ciclón
- $Q$  .-flujo volumétrico de la fase dispersa  $ft^3/sec$
- $r_c$  .-radio del ciclón (ft)
- $U_{E=1}$  .-velocidad del fluido  $ft/sec$
- $(U_{E=1})_a$  .-velocidad del fluido en la ecuación de Stokes  $ft/sec$
- $U_{ic}$  .-velocidad del gas dentro del ciclón
- $w_s$  .-capacidad de separación  $lb/sec$
- $\beta$  .-ángulo de derrame

# CAPITULO 5

## CRITERIOS DE DISEÑO

### 5.1.- Introducción:

Con objeto de unificar lo expuesto en los capítulos anteriores, aquí se darán, algunos ejemplos numéricos, que ayuden a confirmar y visualizar la teoría del transporte neumático de sólidos, -- así el lector podrá adquirir una idea física del fenómeno y un amplio criterio de diseño.

Es importante hacer notar que aquí se muestran otros métodos de cálculo con fines prácticos para la evaluación rápida de los requerimientos de potencia en un problema de transporte neumático. Sin embargo, los métodos de determinación de velocidad de partícula, caída de presión, etc., presentados en el capítulo III, son indudablemente más cuidadosos y aproximados que los que se presentan aquí.

Si consideramos que el problema fundamental con que se encuentra el ingeniero es la fal-

ta de datos, las ecuaciones de diseño aquí presentadas, son de gran ayuda para calcular rápidamente un sistema de transporte neumático. Sin embargo, cuando se tienen datos suficientes, la mejor secuencia de cálculo para la caída de presión esta dada en el capítulo III.

El objetivo primordial de este trabajo, es presentar todas las alternativas ante un problema de transporte neumático y proporcionar al ingeniero los elementos necesarios y los diferentes métodos de cálculo, a fin de que pueda tomar el mejor camino para resolver algún problema de transporte neumático de sólidos.

## 5.2.- Caída de Presión en Tuberías.- Consideraciones de Diseño:

### a).- Método (1).- Consideraciones de Diseño:

Hay cinco factores que determinan la caída de presión a través de un sistema de transporte neumático (80, 75, 67).

1).- La energía de aceleración necesaria para vencer la inercia de los sólidos y ponerlos en movimiento.

2).- Energía requerida para elevar los sólidos.

3).-Energía requerida para sostener el material solido dentro de la corriente fluida, -- venciendo la fricción a lo largo de la línea de -- transporte.

4).-La perdida de energía asociada con los cambios de dirección por concepto de uniones y codos.

5).-Perdidas de energía a traves -- del ducto y en las terminales del sistema.

La Tabla V-1 muestra los valores de capacidad contra otros parámetros, en los casos mas comunes del transporte neumatico, con un rango de -- densidad bulk del material solido, entre 25 y 65 -- lb/ft<sup>3</sup> y con velocidades de la corriente fluida de - 3000 a 5000 ft/min.

Factores de Diseño:

Nomeclatura

d.-distancia en ft

E<sub>1</sub> .-energía de aceleración ft-lb/min.

E<sub>2</sub> .-energía de elevación vertical ft-lb/min.

E<sub>3</sub> .-energía de transporte horizontal ft-lb/min.

E<sub>4</sub> .-perdida de energía a traves de codos ft-lb/min.

f .-coeficiente de fricción.

g .-aceleración de la gravedad ft/seg<sup>2</sup>

M .-solidos en movimiento lb/min.

R.-radio ft.

V.-velocidad ft/seg

**Aceleración.-Energía requerida para llevar el material sólido, del reposo a la velocidad de transporte neumático.**

Supongase que se quiere transportar 1000 lb/hr de sólidos a una velocidad de 5000 ft/min esto se calcula mediante la ecuación V-1

$$\text{Ec. V-1} \quad E_1 = \frac{M V^2}{2g}$$
$$\left( \frac{5000 \text{ ft}}{\text{min}} \right) \left( \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ sec}} \right) = 83.333 \text{ ft/sec}$$

$$\left( \frac{1000 \text{ lb}}{\text{hr}} \right) \left( \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} \right) = 16.666 \text{ lb/min}$$

$$E_1 = \frac{(16.666)(6944.4413)}{64.4} = 1797 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}}{\text{min}}$$

**Energía de Elevación.-La energía requerida para elevar un material dado, se expresa como:**

$$\text{Ec. V-2} \quad E_2 = M d$$

Ejemplo: Supongase que se requiere elevar a 50 ft la misma cantidad de material que en el caso anterior, la energía requerida será:

$$E_2 = (16.666)(50) = 833 \frac{\text{lb} \cdot \text{ft}}{\text{min}}$$

**Transporte Horizontal:** Esta es la estimación más controvertida de todas, ya que hay varias formas de estimarla ( Ver Metodo 2 ), en gene-

ral, la energía requerida para mover el material sólido, es igual a :

$$\text{Ec. V-3} \quad E_s = M \times d \times f$$

donde (f) es el factor de fricción, generalmente expresado como:

$$\text{Ec. V-4} \quad f_p = \frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon)} = 0.117 \left[ (1-\epsilon) \frac{(Re)_t}{(Re)_p} \frac{V_f}{\sqrt{g} D} \right]^{-1.15}$$

esta ecuación está explicada en el Capítulo III. Algunos autores (80, 36, 60) estiman el factor (f) en base al ángulo de caída del material.

Perdidas de Energía en Codos.- El cambio de dirección en la corriente fluida, debe ser gradual, ya que algunos tipos de polvos o granulos, son muy corrosivos y acaban con el codo, por otra parte, el cambio de dirección de la corriente fluida debe efectuarse suavemente porque de lo contrario, los sólidos tienden a asentarse provocando taponamientos (6) en la tubería.

Por estas razones, los codos en el transporte neumático, son de radio amplio, el rango es de 36 a 72 in, podrían ser mas cortos, pero esto implicaría mas energía adicional, la pérdida de energía esta relacionada con la fuerza centrífuga, como puede verse en la ecuación siguiente:

Ec. V-5

$$E_4 = \left( \frac{Mv^2}{2R} \right) \times d \times f$$

Supongase que se están manejando --  
1000lb/hr de material solido, a traves de un codo de-  
48in y 90°.

La energía reuquerida para que el -  
fluido pase a traves del codo será:

$$E_4 = \left[ \frac{(16.666)(6944.4413)}{128.8} \right] 6.2832 f$$

$$d = \frac{1}{2} \pi R = 6.2832$$

$$E_4 = 5646 \frac{\text{ft-lb}}{\text{min}}$$

La caída de presión se expresa en -  
in de agua; en cuanto a los separadores, casi siempre  
se combinan uno de tipo de ciclón y uno de tela, la -  
caída de presión del separador tipo ciclón, varía de-  
2.5 a 6 in de agua, mientras que los de tela, tienen-  
caídas de presión hasta de 4 in de agua (este dato lo  
proporciona el fabricante).

b).-Ejemplo 1.- Un Sistema Típico:

Se desean transportar 3000 lb/hr de  
una resina en polvo a cualquiera de los tres mezclado  
res situados a 150 ft de distancia horizontal y 25 ft  
de altura, la línea de transporte tiene seis codos de



90°. El ángulo de reposo del sólido es de 35°,  $f = 0.7$  ya que la tangente de 35° = 0.7. Calcular la potencia-requerida para el transporte.

Respuesta.- Se usará un sistema de presiones negativas

Perdidas de Energía:

1)	$E_1 = (1800)(3)$	$= 5400$	$\frac{\text{ft-lb}}{\text{min}}$
2)	$E_2 = \left(\frac{3000}{60}\right)(25)$	$= 1250$	"
3)	$E_3 = \left(\frac{3000}{60}\right)(150)(0.7)$	$= 5250$	"
4)	$E_4 = (5646)(0.7)(6)(3)$	$= 71139$	"
TOTAL		$83,039$	"

De acuerdo con la Tabla V-1, tomamos los valores de 980 ft<sup>3</sup>/min y 6 in de diámetro, las pérdidas de energía pueden expresarse como:

$$\frac{83720}{(980)(5.2)} = 16.5 \text{ in de H}_2\text{O}$$

(5.2) es el factor que convierte lb/ft<sup>2</sup> a in de agua..

Perdidas debidas al flujo de aire:

De acuerdo a la Figura V-2, puede verse que para una velocidad de 5000 ft/min en una tubería de 6 in de diámetro, la caída de presión es 6.3 in de agua por cada 100 ft de tubería.

1).-Perdidas en el ducto :  $150 + 25 + (6)(6.25) = 212.25 \text{ ft de tubería}$

$$\frac{212.5}{100} (6.3) = 3.4 \text{ in de H}_2\text{O}$$

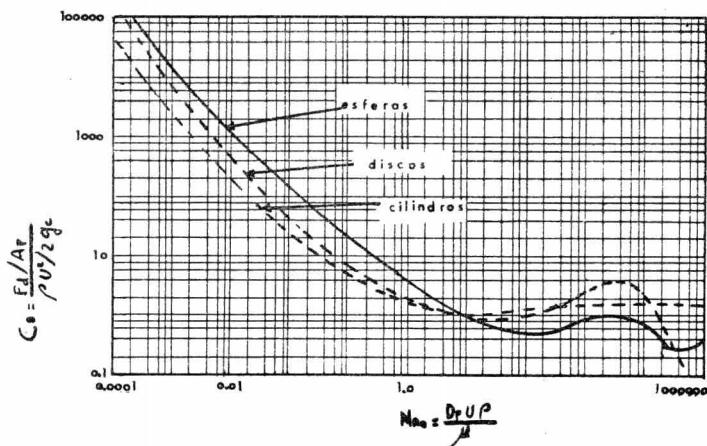


Fig Y-1

Diámetro del Ducto (in)	Flujo Scfm a 5000 ft/min	Perdidas por Fricción en in H <sub>2</sub> O/100 ft	Capacidad Usual (miles de lb/d)	
			Negativo	Positivo
4	440	11.0	2 - 6	12 - 40
5	680	8.0	3 - 10	15 - 60
6	980	6.3	4 - 15	20 - 80
8	1800	4.5	15 - 30	30 - 150

Tabla Y-1

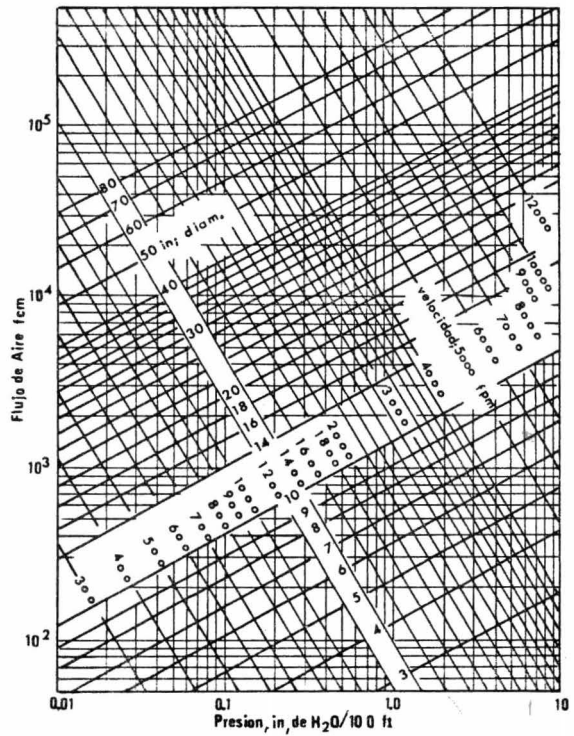


Fig II-2

2).- Perdidas en el Ciclón:	3.0 in de H <sub>2</sub> O
3).- Resistencia del Filtro:	3.0 in de H <sub>2</sub> O
Total:	<u>9.4 in de H<sub>2</sub>O</u>

Las pérdidas de energía del material mas fluido, será:

$$16.5 + 19.4 = 35.9 \text{ in de H}_2\text{O}$$

Ec. V-6

$$H_p = \frac{(cfm)(\text{caída de presión})}{(6350)(\text{eficiencia})}$$

La eficiencia de los sopladores centrífugos está en el rango de 40 a 60%; para los propósitos de este ejemplo, usaremos un valor de 50%

$$H_p = \frac{(480)(35.9)}{(6350)(0.5)} = 11.1 \text{ Hp}$$

Se elegirá un motor de 15Hp. para dar seguridad al equipo.

c).-Ejemplo 2.- Una Excepción:

Se desea hacer los calculos preliminares para transportar almidón a un secador, a una velocidad de 20 000 lb/hr. La distancia horizontal es de 400 ft y la vertical es de 50 ft; se usarán cuatro codos de 90°, desde 45° y una unión de 30° (un total --- equivalente a 5.33 codos de 90°) en la línea de trans-

porte. El ángulo de reposo es de  $40'$  y la tangente de  $40' = 0.835 = f$ .

Si tratamos de transportar el material de un punto a otro, teóricamente es más conveniente el sistema negativo, sin embargo, la cantidad de material y la distancia hacen que los requerimientos de presión excedan la capacidad de un soplador centrífugo, es por eso que se elige un sistema positivo.

$$E_1 = \frac{Mv^2}{2g} = \frac{(333.33)(6944.4413)}{64.4} = 35944 \quad \frac{\text{ft-lb}}{\text{min}}$$

$$E_2 = M \times d = \left(\frac{20000}{60}\right) (50) = 16666 \quad \frac{\text{ft-lb}}{\text{min}}$$

$$E_3 = \left(\frac{20000}{60}\right) (400) (0.835) = 111333 \quad \frac{\text{ft-lb}}{\text{min}}$$

$$E_4 = \left(\frac{Mv^2}{gR}\right) d \times f = \left(\frac{2314813.5}{128.8}\right) (33.4894) (0.835) = 502,567$$

$$\frac{1}{2} \pi R = 6.2832$$

$$(6.2832) (5.33) = 33.48946$$

$$E_4 = 502,567$$

$$E_1 + E_2 + E_3 + E_4 = 666,510 \quad \frac{\text{ft-lb}}{\text{min}}$$

La Tabla V-1 muestra que, para una tubería de 5in, el flujo será  $680 \text{ ft}^3/\text{min}$

$$\frac{666,510}{(680)(5.2)} = \frac{666510}{3536} = 188.49 \text{ in de H}_2\text{O}$$

La caída de presión es 8 in de agua/100 ft (Figura V-2.

Perdidas de energía del Fluido:

$$400 + 50 + (5.33)(6.2835) = 483.4 \text{ ft de tubería}$$

1) $\left(\frac{483.4}{100}\right)(8.0)$	=	38.6 in H <sub>2</sub> O
2) Perdidas en el Ciclón:	=	3.0 in H <sub>2</sub> O
3) Resistencia del Filtro:	=	3.0 in H <sub>2</sub> O
		<hr/>
		44.6 in H <sub>2</sub> O

Totales (Material sólido y Aire)

$$188.5 + 44.6 = 233 \text{ in de H}_2\text{O}$$

o bien

$$(233 \text{ in H}_2\text{O}) \left( \frac{1 \text{ lb/in}^2}{2.7 \text{ in H}_2\text{O}} \right) = 8.39 \text{ psig}$$

En este caso se requerirá un soplador de desplazamiento positivo, que sea capaz de mover 680 ft/min a P=8.5 psig.

### 5.3.- Metodo 2 (Caída de Presión en la Tubería) :

El metodo 1; sigue un camino sencillo y practico para calcular los requerimientos de potencia de un sistema de transporte neumático. Sin embargo, no hace muchas consideraciones respecto a las propiedades de las partículas, esto lo revelan estudios teóricos y correlaciones mas recientes (57, 35, 34, 27, 15, 50) de forma tal que es posible evaluar --

las características de transporte con muy buen margen de confianza.

En este segundo método de cálculo presentaremos las correlaciones experimentales (el mejor método de cuantificación de variables) y las ecuaciones básicas con que pueden estimarse las velocidades del gas y los sólidos, así como el factor de fricción para cada componente del fluido (recuérdese que el transporte neumático es un flujo a dos fases).

Además del estudio comparativo de las mediciones experimentales con los valores calculados, se tratará la semejanza de resultados con el método 1.

Hinkle (57, 60, 54) midió las velocidades de las partículas sólidas, por medio de un sistema fotográfico de alta velocidad, llegando a la siguiente ecuación empírica:

Ec. V-6

$$\frac{U_p}{U_g} = 1 - 0.179 D_p^{0.3} \rho_p^{0.5}$$

donde  $U_p$  es la velocidad de la partícula y  $U_g$  la velocidad del fluido.

Yang (34) presenta un modelo de velocidad terminal en el transporte neumático vertical y horizontal, en la forma siguiente:

Ec. V-7

$$U_{tv} = \sqrt{\left(1 + \frac{f_p U_p^2}{2g_c D} \frac{4}{3}\right) \left[\frac{(\rho_p - \rho_f) d_p g_c}{\rho_f C_{DS}}\right]} \epsilon^{4.7}$$

para el transporte vertical; y

Ec. V-8

$$U_{th} = \sqrt{\left(\frac{f_p U_p^2}{2g_c D}\right) \left(\frac{4}{3}\right) \left[\frac{(\rho_p - \rho_f) d_p g_c}{\rho_f C_{DS}}\right]} \epsilon^{4.7}$$

para el transporte horizontal.

donde:  $U_{th}$  y  $U_{tv}$ : son las velocidades terminales del transporte horizontal y vertical, respectivamente. La caída de presión en el transporte horizontal, es expresada como:

Ec. V-9

$$\Delta P_{tot(h)} = \frac{U_G^2 \rho_G}{2g} + \frac{W U_p}{g} + \frac{2f \rho_G U_G^2 L}{g D_T} \left(1 + \frac{f_p U_p}{f U_G} \frac{W}{U_G \rho_G}\right)$$

donde:  $f$  -es el factor de fricción (Fanning) convencional entre el fluido y la tubería.

$f_p$  -perdidas de fricción del fluido con el sólido.

y en el transporte vertical: Ec. V-10

$$\Delta P_{tot(v)} = \frac{U_G^2 \rho_G}{2g} + \frac{W U_p}{g} + \frac{2f \rho_G U_G^2 L}{g D_T} \left[1 + \frac{f_p U_p}{f U_G} \frac{W}{U_G \rho_G}\right] + \frac{W L}{U_p}$$

el factor de fricción es:



Ec. V-11

$$F_p = \frac{3\beta C_D}{2\rho_f} \frac{D_T}{D_P} \left( \frac{v_E - v_f}{v_f} \right)^2$$

donde  $C_D$  es el coeficiente de arrastre; la fuerza de arrastre se expresa como:

Ec. V-12

$$F_d = \frac{C_D A_p \rho U^2}{2g_c} \quad (\text{lb-fuerza})$$

$A_p$ .- es el area de la partícula proyectada en la dirección del movimiento.

$U$ .- la velocidad relativa entre el fluido y la partícula (ft/seg).

Para partículas esféricas y Número de Reynolds  $< 0.3$

Ec. V-13

$$C_D = \frac{24}{N_{Re}}$$

La figura V-1 muestra los valores de  $C_D$  contra  $N_{Re}$  para partículas de varias formas.

#### 5.4.- Caída de Presión en Separadores de Ciclón:

La caída de presión en un separador de tipo ciclón, se expresa como:

Ec. V-14

$$\Delta P = 0.024 \rho V_c^2$$

donde:  $\rho$ .-densidad del flujo lb/ft<sup>3</sup>

$V_c$ .-velocidad a la entrada del ciclón, de ---  
 acuerdo al area  $A_c$  (Vease la figura IV-7).

Ejemplo: Calcular la caída de presión en un separador tipo ciclón, cuando está manejando un fluido con una densidad de 0.0211, que entra al separador por un ducto rectangular a una velocidad de 80 ft/seg.

$$\Delta P = (0.024) (0.0211) (80)^2 = 3.24 \text{ in de H}_2\text{O}$$

El tamaño mínimo de partículas que puede separar un ciclón es:

Ec. V-15

$$D_p = \left[ \frac{9 \mu B_c}{\pi N_{tc} V_c (\beta_s - \rho)} \right]^{0.5}$$

donde  $N_{tc}$ .- es el No. de vueltas que da la corriente gaseosa en el separador de ciclón.

Ejemplo: Cual es el tamaño mínimo de partículas que puede separar un ciclón en una corriente de transporte neumático, para un fluido con una viscosidad de 0.078 en un ciclón de 4 in en la entrada (forma rectangular). Los sólidos que se quieren separar tienen una densidad de 100 lb/ft<sup>3</sup> en una corriente de aire a  $T = 30^\circ\text{C}$  y con una velocidad de 75 ft/seg a la entrada del ciclón.

$$D_p = \left[ \frac{(9)(0.078)(4)}{(3.1416)(12)(75)(100 - 0.07528)(12)} \right]^{1/2}$$

$$D_p = \left[ \frac{2.208}{3358998} \right]^{1/2} = 0.0009 \text{ ft} \left| \frac{12 \text{ in}}{1 \text{ ft}} \right| = 0.0108 \text{ in}$$

$$D_p = 0.274 \text{ cm} = 2.74 \text{ mm}$$

Los colectores de ciclón, normalmente se diseñan con una caída de presión de 3 a 6 in de agua, así mismo, el tamaño máximo de las partículas que se van a separar, se estima en base a las dimensiones del separador y al volumen del gas que es capaz de manejar, de acuerdo con las especificaciones del fabricante.

Los ciclones de mas alta eficiencia pueden separar el 99% de las partículas de 35 micrones, como puede verse en la Figura IV-8.

#### 5.5.- Requerimientos de Potencia (Compresión Politrópica):

Existe una versión mas moderna (57) para el calculo de consumo de potencia de un soplador, utilizando el criterio de compresión politrópica, que es el estado termodinámico que mas se aproxima al tipo de compresión provocada por un soplador.

La Figura V-5 muestra el balance de energía a traves del soplador, el trabajo requerido por mol de gas comprimido  $-W_s$ , será : Ec. V-16

$$-W_s = \frac{g}{g_c} \Delta l + \int_{P_1}^{P_2} \frac{dP}{P} + \frac{u_2^2 - u_1^2}{2g_c} + \left( \begin{array}{l} \text{perdidas por} \\ \text{fricción} \end{array} \right)$$

en las operaciones adiabaticas reversibles, pueden --  
despreciarse los efectos de la energia cinetica y pot-  
tencial, entonces el trabajo ideal  $W_{si}$  está dado ---  
por:

Ec. V-17

$$-W_{si} = \int_{P_1}^{P_2} \frac{dP}{P} = \int_{P_1}^{P_2} v dP$$

donde  $v$  = vol/mol

tomando en cuenta el comportamiento de los gases ide-  
ales,  $PV = nRT$ , el trabajo reversible en base a una -  
hora de operación tiene varias formas usuales:

Ec. V-18

$$\begin{aligned} -W_{si}/h_1 &= \frac{y}{y-1} nRT_1 \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{y-1}{y}} - 1 \right] \\ &= \frac{y}{y-1} P_1 V_1 \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{y-1}{y}} - 1 \right] \\ &= \frac{y}{y-1} nRT_2 \left[ 1 - \left( \frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{y-1}{y}} \right] \\ &= \frac{y}{y-1} P_2 V_2 \left[ 1 - \left( \frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{y-1}{y}} \right] \end{aligned}$$

donde  $n$  y  $V$  representan los valores del flujo molar  $y$ -  
y volumétrico de gas por hora y  $\gamma = \frac{C_p}{C_v}$

En operaciones reales, tienen que tomarse en cuenta - las pérdidas por fricción y los efectos caloríficos, - así el trabajo actual proporcionado al gas  $W_{sa}$ , está -  
rá dado por:

Ec. V-20

$$W_{sa} = \frac{W_{si}}{\eta}$$

donde los valores  $P_1$  y  $P_2$  que se usaran en el cálculo de , serán las presiones aplicables a  $W_{sa}$ , tomando en cuenta la eficiencia  $\eta$  , la cual puede estimarse por el tipo de compresor, estos valores ya están reportados en la literatura, con los siguientes - valores aproximados:

$$\begin{aligned} \eta &= 0.55 - 0.75 && \text{para turbo-soplador} \\ \eta &= 0.60 - 0.80 && \text{para sopladores fijos} \\ \eta &= 0.80 - 0.90 && \text{para sopladores axiales o --} \\ &&& \text{compresores recíprocos de} \\ &&& \text{dos tiempos.} \end{aligned}$$

## S I M B O L O G I A :

- $B_c$  .-  $D_c/4$  ; definido en la Figura IV-7  
 $C_D$  .-coeficiente de arrastre (Adimensional)  
 $C_p$  .-capacidad calorífica a presión cte. cal/q<sub>wol</sub>  
 $C_v$  .-capacidad calorífica a volumen cte. cal/q<sub>wol</sub>  
 $d$  .-distancia (ft)  
 $D_p$  .-diametro de partícula (ft)  
 $E_1$  .-energía de aceleración ft-lb/min  
 $E_2$  .-energía de elevación vertical ft-lb/min  
 $E_3$  .-energía de transporte horizontal ft-lb/min  
 $E_4$  .-perdida de energía a través de codos ft-lb/min  
 $f$  .-Factor de fricción de Fanning (adimensional)  
 $F_d$  .-arrastre lb-fuerza  
 $g$  .-aceleración gravitacional m/sec<sup>2</sup>  
 $H_p$  .-potencia requerida por el generador, caballos -  
 de fuerza  
 $L$  .-longitud de la línea de transporte  
 $M$  .-solidos en movimiento lb/h<sub>1</sub>  
 $n$  .-flujo molar del gas moles/h<sub>1</sub>  
 $N_{tc}$  .-número de vueltas que da la corriente gaseosa -  
 en el separador de ciclón (adimensional)  
 $P$  .-presión atm.  
 $\Delta P$  .-caída de presión kg/cm<sup>2</sup>  
 $\Delta P_{(h)}$  .-caída de presión total horizontal kg/cm<sup>2</sup>  
 $\Delta P_{(v)}$  .-caída de presión total vertical kg/cm<sup>2</sup>

- $R$  .-radio (ft)  
 $(Re)_t$  .-número de Reynolds definido como:  $d_p U_t (\rho_f / \mu)$   
 $(Re)_p$  .-número de Reynolds definido como:  $d_p (U_f - U_p) \rho_f / \mu$   
 $U_{th}$  .-velocidad terminal modificada, para el trans---  
 porte neumático horizontal  $m/sec$   
 $U_{tv}$  .-velocidad terminal modificada, para el trans---  
 porte neumático vertical  $m/sec$   
 $U_p$  .-velocidad actual de la partícula  $m/sec$   
 $V$  .-volumen  $lt$   
 $U_g$  .-velocidad del gas  $m/sec$   
 $U_p$  .-velocidad de la partícula  $m/sec$   
 $U$  .-velocidad relativa entre la partícula y el flui-  
 do  $ft/sec$   
 $U_f$  .-velocidad actual del fluido  $m/sec$   
 $V_c$  .-velocidad de entrada al ciclón  $m/sec$   
 $T$  .-temperatura  $^{\circ}R$   
 $W_{sa}$  .-trabajo actual de bombeo  $lt-atm$   
 $W_{si}$  .-trabajo ideal de bombeo  
 $\rho_p$  .-densidad de partícula  $lb/ft^3$   
 $\rho$  .-densidad  $lb/ft^3$   
 $\mu$  .-longitud (micronos)  
 $\mu$  .-(en la Ec. V-14) viscosidad del gas  $lb/ft\ sec$   
 $\pi$  .-adimensional  
 $\gamma$  .-  $c_p/c_v$

- $\rho_p$  .-densidad de la partícula
- $\rho_f$  .-densidad del fluido
- $\mu$  .-distancia en micras
- $\mu$  .-viscosidad del fluido
- $W$  .-flujo de solidos
- $\pi$  .-factor adimensional



## APENDICE A

**Angulo de Reposo.**- Está definido como el angulo formado entre la horizontal y la pendiente de un monton de solidos que se dejan caer desde alguna elevación. La figura A-1 muestra como se mide el angulo de reposo ( $\beta$ ), tambien llamado con mucha ambigüedad "angulo de fricción interna" en los diferentes campos de la ingenieria, en algunas publicaciones tambien se le llama "angulo de deslizamiento". Mientras menor sea el angulo de reposo de un material seco, tendré mas facilidad de flnjo; ésta propiedad es una medición indirecta de la forma, tamaño, porosidad, cohesión, fluidez y area superficial.

**Compresibilidad.**- El porciento de compresibilidad de los solidos se evalúa como:

$$\rho_w = (\rho_p - \rho_A) C + \rho_A$$

$\rho_w$ .- densidad de trabajo

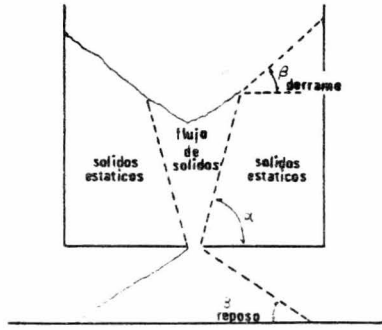


Fig A-1

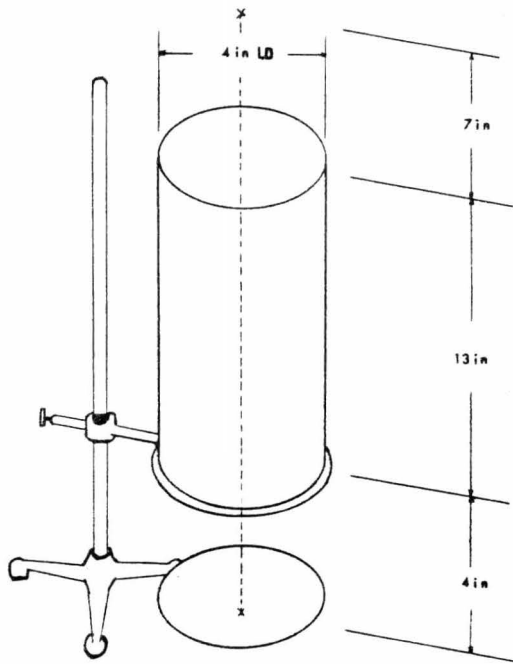


Fig A-3

donde  $\rho_p$  la densidad bulk empacada  
y  $\rho_A$  la densidad bulk aereada

La figura A-2 muestra un aparato para medir los diferentes tipos de densidad de los solidos secos, es una caja con dos partes separables con un enrejado de 100 mallas en el fondo de cada secci3n, la parte superior es abierta, mientras que la inferior es cerrada y con una mirilla de vidrio en una de las caras.

Con objeto de determinar la densidad aereada, el material solido se tamiza cuidadosamente en la parte superior del aparato y luego se retira 3sta, el peso neto del material solido alimentado, respecto al peso neto de los solidos contenidos en la secci3n inferior, es el valor de la densidad aereada.

Densidad Empacada.- Sin vaciar el fondo del equipo, cargar nuevamente y montar ambas secciones en un vibrador que funciona durante cinco minutos, el peso neto del material vibrado respecto a la carga, dar3 el valor de la densidad empacada.

Angulo de Espatula.-Esta propiedad puede detrmnarse facilmente dado el angulo relativo de la fricci3n interna (angulo de ruptura) para cada material seco; para esto se toma una espatula con una hoja de 5 X 7/8-in y se mete hasta el fondo de la masa de material seco, la altura de la masa en la espatula debe -

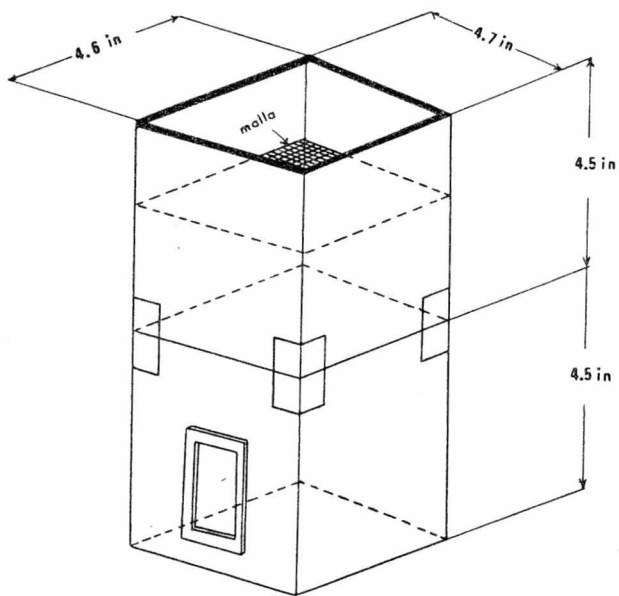


Fig A-2

ser suficientemente grande para lograr una buena lectura del ángulo del material sólido respecto a la horizontal, la espátula se inserta directamente en el fondo del recipiente (12) y después se levanta en línea recta, después que el material a **fluido** libremente se podrá leer el ángulo de ruptura o fricción interna (de acuerdo al tamaño de las partículas involucradas) un material que no ha fluido libremente formará diferentes ángulos de ruptura en la hoja, en cada caso se miden los diferentes ángulos y se toma un valor promedio, el cual se usará en la evaluación de las propiedades de flujo del material como ángulo de espátula.

**Cohesión.**- Aquí no tratan de evaluar las fuerzas cohesivas que existen entre átomos, como en la física del estado sólido, sino las fuerzas cohesivas que resultan del contacto de unas partículas con otras, mientras estas fuerzas sean lo suficientemente grandes para mantenerlas unidas. La prueba de cohesión se efectúa por medio de la retención de sólidos en un tamiz de 60, 100 y 200 mallas (11).

El coeficiente de uniformidad es un factor numérico que resulta de dividir la anchura de la criba abierta por la cual pasará el 60 % de la muestra, entre la anchura de la criba abierta por la cual pasará solo -

el 10 %. La masa de partículas mas uniforme en tamaño y forma será la que pase mas facilmente; éste coeficiente es una medición directa del tamaño forma y compresibilidad. Ya que las perforaciones de la malla, seleccionan solo cierto tipo de partículas.

Dispersabilidad.- La dispersabilidad e inundabilidad están relacionadas, los polvos mas dispersables en aire son los mas inundables, de tal forma que la dispersabilidad es una evaluación de la habilidad de un material a inundarse o fluidizarse. En la determinación de esta propiedad, se utiliza el equipo ilustrado en la figura A-3, que consta de un cilindro de 4 pulgadas de diametro interior y 13 in de longitud colocado verticalmente arriba de un vidrio de reloj de 4 in de diametro. Durante la operación del aparato antes mencionado, se dejan caer 10 gramos de material solido y se pesa la cantidad de solidos que contenga el vidrio de reloj, la diferencia con la cantidad original de material será lo que se ha dispersado.

Diferencia de Angulos.- La figura A-1 muestra el comportamiento de los materiales solidos dentro de un alimentador; representa el angulo de derrame, representa el angulo de caída, la diferencia de éstos dos angulos es el valor que se utiliza en la evaluación de la facilidad de los materiales solidos.

## APENDICE B

La tabla B-1 da una idea comparativa (en unidades diferentes) del tamaño de las mallas.

N° de Malla	A B E R T U R A	
	(in)	( $\mu$ )
3	0.263	6680
4	0.185	4499
6	0.131	3327
8	0.093	2362
10	0.065	1651
14	0.046	1168
20	0.0328	833
35	0.0164	417
48	0.0116	295
65	0.0082	208
100	0.0058	147
150	0.0041	104
200	0.0029	74
270	0.0021	53
400	0.0015	38

TABLA B-1

La Figura B-2 sirve para evaluar rápidamente la viscosidad de los gases mas usuales a diferentes temperaturas.

### COORDENADAS PARA LA FIG. B-2

Nº	TIPO DE GAS	X	Y
1	Acetileno	9.8	14.9
2	Aite	11.0	20.0
3	Amoniaco	8.4	16.2
4	Argon	10.5	22.4
5	Buteno	9.2	13.7
6	Dioxido de Carbono	9.5	18.7
7	Disulfuro de Carbono	8.0	16.0
8	Monoxido de Carbono	11.0	20.0
9	Cloro	9.0	18.4
10	Clorofotmo	8.9	15.7
11	Ciclohexano	9.2	12.0
12	Etano	9.1	14.5
13	Etileno	9.5	15.1
14	Freon	10.8	15.3
15	Helio	10.9	20.5
16	Hidrogeno	11.2	12.4
17	Sulfuro de Hidrogeno	8.6	18.0
18	Mercurio	5.3	22.9

FIG. B-1



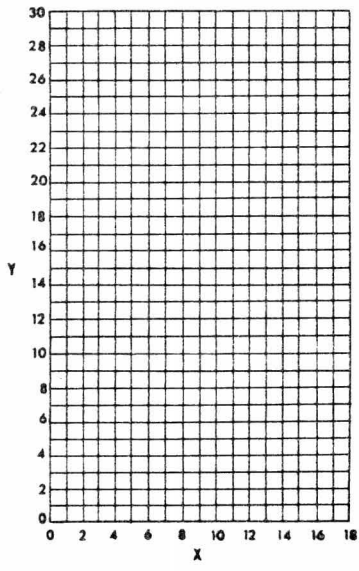
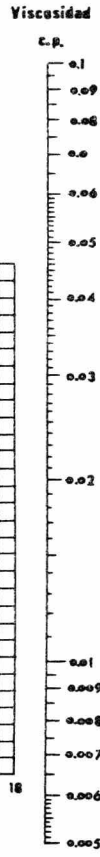
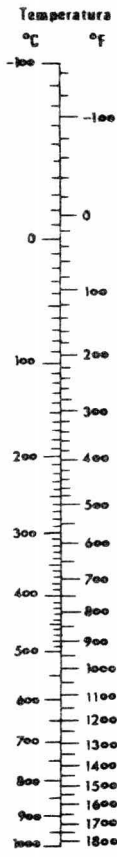


Fig. B-2

## REFERENCIAS

- ✓ 1).- Fluidization of Solid Particles  
Richard H. Wilhem  
✓ Chemical Engineering Progress  
Vol. 44, No 3, 1948
- 2).- Thermal Processing of Solids  
P. Ellwood and S. Donatos  
✓ Chemical Engineering  
April 11 1966
- 3).- Fluid Catalyst Design Data.- Part 1 How Solid Ca  
talyist Behave  
Frederick A. Zenz  
Petroleum Refiner  
April 1957
- 4).- Fluid Catalyst Design Data.- Part 2 Find Best -  
Particle Size Distribution  
Frederick A. Zenz  
Petroleum Refiner  
Vol. 36, No 5, 1957
- 5).- Fluid Catalyst Design Data.- Part 3 Minimum Velo  
city for Catalyst Flow  
Frederick A. Zenz  
Petroleum Refiner  
June 1957

- 6).- Fluid Catalyst Design Data.- Part 4 Variables--  
in Catalyst Flow  
Frederick A. Zenz  
Petroleum Refiner  
Vol. 36 # 9 1957
- 7).- Fluid Catalyst Design Data.- Part 5 Calculate--  
Fluidization Rates  
Frederick A. zenz  
Petroleum Refiner  
August 1957
- 8).- Fluid Catalyst Design Data.- Part 6 Particle--  
Size Affects Initial Fluidization  
Frederick A. Zenz  
Petroleum Refiner  
Sept. 1957
- 9).- Fluid Catalyst Design Data.- Part 7 How to Pre--  
dict Gravity Flow Rates  
Frederick A. Zenz  
Petroleum Refiner  
Vol. 36 # 10 1957
- 10).- Fluid Catalyst Design Data.- Part 8 Contact --  
Efficiency Influences Design  
Frederick A. Zenz  
Petroleum Refiner  
November 1957

- ✓ 11).- Evaluating Flow Properties of Solids  
Ralph L. Carr  
✓ Chemical Engineering  
January 18 1965
- 12).- Hopper Design Up to Date  
Chesman A. Lee  
✓ Chemical Engineering  
April 1963
- 13).- Properties of Solids.- Deskbook Issue  
Ralph L. Carr  
✓ Chemical Engineering  
October 13 1969
- 14).- Effect of Reactor Internals on Quality of  
Fluidization  
✓ William Volk; C. A. Johnson and H.H. Stotler  
Chemical Engineering Progr.  
58 , # 3 , 1962
- 15).- Fluidized Feeder Regulates Flow of Powders  
at Low Rates; W. B. Huff  
✓ Chemical Engineering  
August 1965
- 16).- Heat Transfer From the Wall of a Tube to a  
Fluidized Bed.- Reaction Kinetics  
Richard N. Bartolomew and Donald L. Katz  
Symposium Series

No 4 Volumen 48

- 17).-Entrainment from Fluidized Beds  
✓ W. K. Lewis., E. B. Gilliland and Peter M. Long  
Chemical Engineering Progress Symposium  
No 38, Vol 58
- 18).-Factors Affecting Fluidized Bed Quality  
✓ Jacob B. Romero and Lennart N. Johanson  
Chemical Engineering Symposium Series  
No 30 Vol 58
- 19).-Process Furnaces  
Peter Ellwood and Steven Donatos  
Chemical Engineering  
April 1966
- ✓ 20).-Design for Fluidization, Part 1  
Joseph F. Frantz  
Chemical Engineering  
September 1962
- ✓ 21).-Design for Fluidization.- Part 2  
Joseph F. Frantz  
Chemical Engineering  
October 1962
- ✓ 22).-Design for Fluidization.- Part 3  
Joseph F. Frantz  
Chemical Engineering  
November 1962

- 23).-Pressure Drop Due to Vapor Flow Through Moving  
Beds.  
John Happel  
Industrial and Engineering Chemistry  
Vol. 41 No. 6
- 24).-Pneumatic Conveying ✓  
Milton N. Kraus  
✓ Chemical Engineering  
May 10 , 1965
- 25).-Measurements of Diffusional Phenomena and Velocity Profiles in a Vertical Biser; Proc. of the Symp. of the Interaction Between Fluids and Particles.  
Inst. of Chem. Eng. London  
June 1962 pag. 64
- 26).-To Coke, Desulfurize and Calcine  
Thomas Reis  
Hydrocarbon Processing  
June 1975
- 27).-Minimum Fluidization Velocites and Pressure --  
Drop in Fluidized Beds.-Fluid Particle Technology.  
✓  
Joseph F. Frantz  
Chemical Engineering Progress Symposium Series  
No 62 Vol 62
- 28).-Maximum Recommended Compressed Air Flows .- --

*Anal & references*

A logical approach

J. G. Pausma

Hydraulics and Pneumatics

August 1971

29).-The Pneumatic Tube.-Business is finding new -  
uses for and old idea

C. H. Vivian

Compressed Air Magazine

February 1972

30).-Experimentally Determined Mean Flow Characteris-  
tics of Gas-Solid Suspensions

T. J. Kramer and C. A. Depew

Journal of Basic Engineering

June 1972

31).-Makers Look Forward to Likely Growth in Pneuma-  
tic Handling

Process Engineering

February 1975

32).-A Fluid Approach to Drying Problems; Fluid bed -  
processors of various types are proving their -  
versatility for low-cost drying and cooling

Process Engineering

March 1974

33).-Shipping Cargo in Pneumatic Tubes.-A idea di--  
gest

Automation

December 1974

- 34).--Correlations for Solid Friction Factors in Vertical and Horizontal Conveying  
Wen-Ching Yang  
A. I. Ch. E.  
Vol. 20 No 3 1974
- 35).--Estimating the Solid Particle Velocity in Horizontal Pneumatic Conveying Lines  
W. C. Yang and D. L. Keairns  
The Canadian Journal of Chemical Engineering  
Vol 51 December 1973
- 36).--Specifying Components of Pneumatic Conveying Systems -  
Frank J. Gerchow  
Chemical Engineering  
March 1975
- 37).--Flame Propagation of Burning Solid Material with Moisture -  
Shun-Jing Ying  
Fire Technology
- 38).--Pressure Generators for Profit-Making Designs -  
Hydraulics and Pneumatics  
April 1973
- 39).--Effects of Solids on Turbulence in a Fluid



Kada H., and Hanratty T.J.

A.I.Ch.E. Journal

Vol. 6 1960

40).--Effect of Humidity on Mixing of Particulate Solids.

Abdel-Zaher., M. Abouzeid

Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.

Vol. 11 No 2 1972

41).--Sizing Valves and Piping for Air System Design  
Hydraulics and Pneumatics

August 1971

42).--Measurement of Velocity in Gas Mixtures.--Hot---

Wire and Hot Film Anemometry

D. T. Wasan and K. M. Baid.

A. I. Ch. E. Journal

Vol. 17, No 3; 1971

43).--Design of Hopper for Use

Chesman A. Lee.

Chemical Engineering

May 1953

44).--How to Select a Pneumatic Conveying System

Chemical Engineering

February 1975

45).--Fluidization Engineering

Kunii and Levenspiel

Jhon Wiley and Sons Inc.

1962

46).--Hoppers by Calculation

C. A. Lee

Chemical Engineering

Dec. 1954

47).--Size Cyclone Diplegs Better

F. A. Zenz

Hydrocarbon Processing

May 1975

48).--Design a Hopper that Won't Arch.

Chem. Eng.

Sept. 1954

49).--Reduce Caking Tendency

Chem. and Eng. News.

Sept. 1956

50).--A Study of The Mean Flow Characteristics of Gas

Solid Suspensions

Tech Rep. 101-~~ME~~-F

Rutgers University

Feb. 1964

51).--Physical Chemistry of Surfaces

Adamson A. W.

Interscience

(2nd. ed.) 1967

- 52).-Chemical Engineers Handbook  
Perry and Chilton  
5th Edition
- 53).-Introduction to Colloid and Surface Chemistry  
D. J. Shaw  
London Butterworths  
Second Edition
- 54).-Acceleration of Particles and Pressure  
Ph. D. Dissertation  
Georgia Institute of Technology  
1953
- 55).-Storage and Flow of Solids  
A. W. Jernike  
Bulletin No 26 ; Univ. of Utah  
November 1964
- 56).-Liquid Handling Desbook  
Chem. Eng.  
April 1969
- 57).-Fluidization and Fluid Particle Systems  
F. A. Zenz and D. F. Othmer  
Reinhold Publishing Corp.  
New York 1960
- 58).-Fluidization  
Max Leva  
Mc. Graw Hill Book Company

New York 1959

- 59).--Fluidized Particles  
Davidson John F. and Harrison David  
Cambridge U. Pr. 1963
- 60).--Acceleration of Particles and Pressure Drop Encountered in Pneumatic Conveying  
Ph. D. Dissertation  
Georgia Institute of Technology  
1954
- 61).--Characteristics of Fluidized Particles  
Lewis W. K.  
Ind. Eng. Chem.  
41, 1104 (1949)
- 62).--Flow Behavior in Fluidized Systems  
Chem. Eng  
64, 289 Oct. 1957
- 63).--Effect of Fluidization on Catalytic Cumene Dealkylation  
A. I. Ch. E. Journal  
2, 318 (1956)
- 64).--Zenz F. A.  
Ind. Eng. Chem.  
41, 2801-6 (1949)
- 65).--Fluidized-bed Blanching of Green Peas for Processing

Mitchel, B. S. and Board, P. W.

Food Technology

22 : 717 1968

66).-Material Handling Roundup.-Low Velocity

Conveying Makes Abrasives Behave

Leo Spector

Plant Engineering

March 1972

67).-Pneumatic Flow Computers for Gas Flow

John C. Querido

Gas

February 1972

68).-Balancing Flow Forces in Pneumatic Valves

E. Logan and R. J. Louis

Machine Design

January 1975

69).-Mass Transfer Operations

Robert E. Treybal

Mc. Graw- Hill Book

70).-Air as a Substitute for Water in Food Processing

D. R. Heldman

Food Technology

Feb. 1974

71).-Non-Steady Airflow Measurement Using Pressure

Differential Techniques

J.H. Stackenbury  
Med. and Biol. Eng.  
Pergamon Press  
Vol. 10 1972

72).--On Global Initialization of the Primitive Equations.--Part 1

David Houghton and Warren Washington

Journal of Applied Meteorology

Vol. 5 October 1969

73).--Aerosol Particle Collection in a Vertical Pneumatic Transport Line

S. W. Behie; J. M. Beeckmans

The Canadian Journal of Chemical Engineering

Vol. 50, April 1972

74).--Heated Air Adiabatic Saturation Psychrometer

Lewis Greenspan

Journal of Research of the Bureau of Standards.

Chemical Engineering Instrumentation

Vol. 75 C., No 2, April-June 1971

75).--Air and Power Requeriments for the Pneumatic --  
Transport of Crushed Coal in Vertical Pipelines

J. L. Konchesky and T. J. George

Journal of Engineering for Industry

February 1975

76).--Air and Power Requeriments for the Pneumatic---

Transport of Crushed Coal in Horizontal Pipelines.

J. L. Konchesky and T. J. George

Journal of Engineering for Industry

February 1975

77).-Air and Power Requirements for the Vacuum Transport of Crushed Coal in Horizontal Pipelines

J. L. Konchesky and T. J. George

Journal of Engineering for Industry

August 1974

78).-19 th Annual Designers Guide Fluid power products.

Quick Guide to Product Selection

Hydraulics and Pneumatics

January 1975

79).-Gas Flow and Pressure Drop Through Moving Beds.

Sok Moon Yoon and Diazo Kunil

Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop

Vol. 9, No 4 1970

80).-Practical Pneumatic Conveyor Design

John Fisher

Chemical Engineering

June 2, 1958

81).-Pneumatic Conveying of Bulk Materials

George A. Schultz

Plant Engineering

June 1975

- 82).-I B M Shows how computers and conveyors mix  
Henry Lefer  
Material Handling Engineering  
January 1972
- 83).-Pneumatic Conveying Practical for Producing Gra  
mular Gypsum  
Modern Materials Handling  
November 1971
- 84).-Solids Feeders  
Theodore R. Olive  
Chemical Engineering Report  
November 1952
- 85).-Why Bins Don't Flow  
Andrew W. Jenike  
Mechanical Engineering  
May 1964
- 86).-The Placement of Insert to Correct Flow in Bins  
J. R. Johanson  
Powder Technol.  
1958 Pag. 328-333
- 87).-Quantitative Design of Mass-Flow Bins  
A. W. Jenike



Powder Technol.

1967 Pag. 233-244