



T
621.53
COS

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

Facultad de Ingeniería en Mecánica y Ciencias de la Producción

“Diseño de un Sistema de transporte neumático para material
suelto (Polvo de Cal) recuperado por el filtro principal del proceso
de fabricación de cal”

TESIS DE GRADO

Previa la obtención del Título de:

INGENIERO MECÁNICO

Presentada por:

Francisco Xavier Costa Cañizares

Guayaquil - Ecuador

2002



AGRADECIMIENTO

A todas las personas que me brindaron su apoyo a lo largo de esta carrera, especialmente a la Ing. Stephania Solá, Ec. Gustavo Núñez, Lcda. Raquel de Garzón, David Urrego, Dr. Renzo Angeletti, Daniela Egas, Dr. Alfredo Barriga, Ing. Mario Patiño, Ing. Francisco Andrade, y a todos los trabajadores de la planta San Eduardo.



DEDICATORIA

A MIS PADRES, Y A MIS
HERMANOS.

TRIBUNAL DE GRADUACIÓN



ING. MARIO PATIÑO A.
SUBDECANO DE LA FIMCP



DR. ALFREDO BARRIGA
DIRECTOR DE TESIS



DR. RENZO ANGELETTI
VOCAL

DECLARACIÓN EXPRESA

“La responsabilidad del contenido de esta Tesis de Grado, me corresponde exclusivamente, y el patrimonio intelectual de la misma a la ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL”.

A handwritten signature in black ink, written in a cursive style, positioned above a solid horizontal line. The signature appears to read 'Francisco X. Costa Cañizares'.

Francisco X. Costa Cañizares

RESUMEN

La producción de “Cal Viva” u Oxido de calcio (CaO) dentro de la planta San Eduardo, se lleva a cabo en un horno rotatorio horizontal para producción de clinker de 10' de diámetro por 350' de largo, el cual ha sido adaptado para el proceso de calcinación de cal.

El polvo generado por la fragmentación del material dentro del horno debido a la calcinación, junto con el contenido de polvo en la piedra alimentada (Polvo de piedra caliza en la materia prima) es arrastrado en los gases de combustión debido a la presión generada por el tiro inducido. De aquí que estos gases, previo a su expulsión a la atmósfera, deben ser filtrados para recuperar las partículas en suspensión y evitar contaminar el medio ambiente.

Durante el funcionamiento de la planta; en el proceso de fabricación de cal se ha tratado de recuperar el material recolectado por el filtro; inicialmente este material era reingresado al horno para que sea nuevamente calcinado por medio de la alimentación de la piedra caliza #4, lo cual no resultó efectivo dado que la absorción del ventilador de tiro inducido retornaba este material al filtro. Dado que el polvo se recolecta normalmente en la producción de cal es necesario vaciar el silo de almacenamiento de material recuperado

continuamente; en la actualidad este material es desechado debido a que no existe un sistema efectivo para reingresar este material al proceso.

En el presente trabajo se ha realizado un estudio químico de este polvo para determinar su grado de utilización, sea este en Cal Hidratada o Cal Agrícola.

Considerando las características del material y distribución de la planta, uno de los sistemas de transporte más idóneo para este caso es el transporte neumático, el cual puede ser aplicado.

Se utilizaron dos métodos para el desarrollo y cálculo de los diferentes parámetros de trabajo del sistema. Entre estos se destaca la teoría de flujo de dos fases. Que en la actualidad ha tomado gran aceptación y el cual nos permitirá desarrollar modelos de fenómenos tratados anteriormente de forma empírica de manera más científica.

En el método de flujo de dos fases se usan las ecuaciones típicas de continuidad, momentum, de Navier-Stokes y de conservación de energía con modificaciones para cada una de las fases, con perspectiva euleriana en ambas fases.

Este desarrollo exigió el planteamiento de un modelo matemático complejo, pero con grandes perspectivas. Se usaron métodos como Gauss-Seidel para

la resolución de matrices, conjuntamente con el método de Newton para la resolución del sistema no lineal de ecuaciones.

Para analizar el problema se usó el método de diferencias finitas a lo largo de la tubería para obtener un sistema de ecuaciones algebraicas no lineales.

Para asegurar la convergencia de los sistemas se utilizó el método de sobre-relajación aplicado al método de Gauss Seidel.

Al final se desarrolla un esquema para la construcción y montaje de este tipo de sistema en la planta San Eduardo, y se analiza la factibilidad y los costos de este tipo de sistemas.

INDICE GENERAL

RESUMEN	I
INDICE GENERAL	IV
ABREVIATURAS	VII
SIMBOLOGIA	VIII
INDICE DE FIGURAS	XII
INDICE DE TABLAS	XIV
INDICE DE PLANOS	XVI
INTRODUCCIÓN	1
1. ANTECEDENTES DEL PROYECTO	5
2. RESEÑA SOBRE EL TRANSPORTE NEUMÁTICO	12
2.1. Equipos usados en los sistemas de transporte neumático	16
2.2. Parámetros de trabajo en sistemas neumáticos	31
2.3. Elementos comunes para redes de sistemas de transporte neumático	53
2.4. Evaluación de los diferentes sistemas de transporte	64
3. RESEÑA DE FLUJO COMPRESIBLE EN TUBERÍAS	66
3.1. Generalidades de Flujos en Tuberías	66
3.2. Diferencias entre trato compresible e incompresible	70
3.3. Flujo compresible real en tuberías	72
3.4. Compresores y Sopladores	87

4.	RESEÑA DE FLUJO DE DOS FASES	95
4.1.	Principios de fluidos para flujos de dos fases	103
4.2.	Conceptos de flujo de dos fases	110
4.3.	Ecuaciones gobernantes del flujo de dos fases	112
4.4.	Relaciones para flujo de dos fases sólido-gas	130
4.5.	Flujo espiral de dos fases para transporte neumático	137
5.	ANÁLISIS FÍSICO Y QUÍMICO DEL MATERIAL	
	RECUPERADO	144
5.1.	Datos estadísticos de las muestras de material recuperado	151
5.2.	Conclusiones de los análisis realizados	157
6.	DISTRIBUCIÓN Y CÁLCULOS VARIOS DEL SISTEMA DE TRANSPORTE	159
6.1.	Distribución de líneas de transporte	160
6.2.	Algoritmo de cálculo para el sistema de transporte neumático	161
6.3.	Cálculos varios para el sistema de transporte neumático	200
6.4.	Diseño y selección de equipos y elementos varios	220
7.	PROGRAMA Y COSTOS DE MONTAJE DEL SISTEMA	229
7.1.	Costos del Sistema	229



7.2. Factibilidad del Proyecto y Efectos Sobre la Producción de Cal.....	231
7.3. Cronograma de Instalación y Puesta en Marcha	232
8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	233

APENDICE

Bibliografía

ABREVIATURAS

CaO	Oxido de Calcio
CaCO ₃	Carbonato de Calcio
Ca(OH) ₂	Hidróxido de Calcio
Ton	Toneladas
,m	Metros
seg	Segundos
°C	Grados Centígrados
kW	Kilo Watios
km	Kilómetros
µm	Micrómetros
Pa	Pascales
Kg	kilogramos
K	Grados Kelvin
Lb	Libras
,min	Minutos
h	Horas
psi	Libra por pulgada cuadrada
°F	Grados Fahrenheit
ft	Pie (Feet)
HP	Caballos de Fuerza (Horse Power)
RPM	Revoluciones por Minuto
ASTM	Asociación Americana de Estándares de Prueba de Materiales
Máx	Máximo
Min.	Mínimo
Pulg	Pulgadas
Cant.	Cantidad
Unid.	Unidad

SIMBOLOGIA

C_f	Factor de llenado de una esclusa alimentadora
N	RPM de rotación
ρ_{apil}	Peso volumétrico suelto
λ	Patrón medio libre de un gas
Z	Altura
t	tiempo
W	Tasa de trabajo transferido
U	Velocidad media
∂V	Diferencial de Volumen
E	Energía interna del fluido
M	Masa sección 3.1
R	Constante de los gases
J	Equilibrio mecánico de calor
h	Entalpía
a	velocidad del sonido en un medio determinado
r	Relación de presiones sección 3
β	Relación de diámetros
P	Presión estática
τ_{ij}	Esfuerzo en i,j
l	Longitud
γ	Peso específico
C_1	Constante ec. 2.2.23
C_2	Constante ecuación 2.2.24 tabla 2.2.5
Q	Caudal
V_f	Flujo volumétrico del aire
χ	Concentración de transporte (densidad aparente del flujo ec.
2.2.25)	
C_4	Factor de resistencia del aire ec. 2.2.28 2.2.29
ψ	Factor requerido en C_4 ec. 2.2.30
H	Altura
ζ	Factor de diseño para compresión
W_G	Potencia del compresor
W_1	Coefficiente específico de expansión isotérmica
η_{comp}	Eficiencia del compresor
V_{of}	Flujo volumétrico requerido
e	Rugosidad
R	Radio de curvatura del codo
r	Radio interior del codo
θ	Angulo del codo en grados

K	Perdida de elementos varios
η_{difusor}	Eficiencia de difusor
g_c	Constante de gravedad
R_i	Relación de presión total a presión estática en el punto i
γ	Relación de calores específicos
M	Número de mach
C_D	Coefficiente de descarga ec. 2.3.32
C_C	Coefficiente de contracción ec. 2.3.32
η	Eficiencia de reducción del venturi
SG_x	Densidad relativa con respecto al agua
U_c	Velocidad de sustentación mínima o crítica
u_t	Velocidad terminal
ϵ	Fracción volumétrica del aire o fracción de vacío
Re	Número de Reynolds
d_p	Diámetro de partícula medio
σ_g	Desviación estándar geométrica
F_D	Fuerza de Arrastre
C_D	Coefficiente de Arrastre
A_p	Área proyectada de la partícula
ρ	Densidad
V_r	Velocidad relativa
μ	Viscosidad
α	Coefficiente para ec. 2.2.8 tabla 2.2.1
	Factor empírico dado por ec. 2.3.3 y 2.3.4 para ec. 2.3.1 y 2.3.5
MW	Peso molecular del gas
T	Temperatura absoluta ec. 2.2.10
d_a	Diámetro aerodinámico
g	gravedad
ϕ	Esferoidad de la partícula ec. 2.2.17
V_p	Volumen de la partícula
S_p	Superficie de la partícula
u_r	Velocidad Radial
f	Factor de fricción
ν	Viscosidad dinámica
κ	Elasticidad volumétrica del gas
U^*	Velocidad de fricción
r_0	Radio de la tubería
ϵ_s	Fracción volumétrica del sólido
P_s	Presión de saturación
ϵ	Difusividad de la turbulencia
g_0	Distribución radial de partículas
m_p	Masa de la partícula
k	Energía cinética de turbulencia

u' **Velocidad Superficial**

Subíndices

,mf	Mínimo de fluidificación
s	Sólido
f	Fluido o gas
w	Agua
red	Reducida
tub	Tubería
elem	Accesorios
H	Altura
,c	carga (al usarse en presión) ec. 2.2.28 y 2.2.29
D	descarga (al usarse en presión) ec. 2.2.28 y 2.2.29
G	Compresor
0	Condiciones iniciales o atmosféricas
,t	Total

ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura 2.1.1 Tobera de alimentación para sistema de transporte neumático.....	17
Figura 2.1.2 Sistema de vacío para transporte neumático.....	17
Figura 2.1.3 Sistema de presión positiva para transporte neumático..	18
Figura 2.1.4 Sistema combinado para transporte neumático.....	19
Figura 2.1.5 Bomba Fuller.....	20
Figura 2.1.6 Cámara de alimentación con diafragma neumático para descarga inferior.....	23
Figura 2.1.7 Cámara de alimentación para descarga superior.....	24
Figura 2.1.8 Válvula rotatoria.....	25
Figura 2.1.9 Separador ciclónico de partículas	28
Figura 2.1.10 Filtro de mangas	30
Figura 2.2.1 Representación de Re vs. C_D para una esfera	35
Figura 2.2.2 Velocidad Terminal de Sedimentación VS. Diámetro de partícula	41
Figura 2.2.3 Curva de Ψ para calculo de sistema de transporte neumático.....	48
Figura 2.3.1 Esquema de codo roscado	54
Figura 2.3.2 Perdidas en codos roscados.....	55
Figura 2.3.3 Diagrama K_b para perdidas por contracciones abruptas.	58
Figura 6.2.1 Celda de Integración para método de discretización	166
Figura 6.2.2 Celda unidimensional, esquema de evaluación de x	170
Figura 6.2.3 Diagrama de Flujo para calculo de flujo de dos fases	172
Figura 6.3.1 Longitud equivalente para codos de radio largo de 2" de acuerdo a la velocidad de flujo	203

Figura 6.3.2	Longitud equivalente para codos de radio largo de 2.5" de acuerdo a la velocidad de flujo.....	204
Figura 6.3.3	Longitud equivalente para codos de radio largo de 3" de acuerdo a la velocidad de flujo	205
Figura 6.3.4	Longitud Equivalente en codos de radio largo con respecto al radio del codo	207
Figura 6.3.5	Parámetros de operación de acuerdo al método convencional de calculo	208
Figura 6.3.6	Parámetros de operación a diferentes diámetros manteniendo el caudal de la fase sólida constante	209
Figura 6.3.7	Parámetros de operación a diferentes diámetros manteniendo la fracción volumétrica de la fase sólida constante	210
Figura 6.3.8	Caída de presión de aire de acuerdo al método expuesto en el capítulo 3	212
Figura 6.3.9	Caída de Presión con respecto a la longitud total	213
Figura 8.1.1	Comparación de caída de presión por varios métodos manteniendo la fracción volumétrica de la fase sólida constante.....	237
Figura 8.1.2	Comparación de caída de presión por varios métodos manteniendo el flujo másico de la fase sólida.....	238

ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
Tabla I. Representación de α y β para C_D	36
Tabla II. Velocidades terminales y tiempos característicos para diferentes rangos de partículas	39
Tabla III. Tabla Constante C_2	45
Tabla IV. Ecuaciones para elementos de medición para casos prácticos	60
Tabla V. Criterios de Evaluación de Equipos para el Sistema	65
Tabla VI. Contenido de $Ca(OH)_2$ y $CaCO_3$ en el polvo de filtro	151
Tabla VII. Contenido de $CaSO_4$ en el polvo de filtro	153
Tabla VIII. Oxido de Calcio Equivalente en el polvo de filtro	154
Tabla IX. Oxido de Calcio Libre en el polvo de filtro	155
Tabla X. Composición Química del polvo de filtro	156
Tabla XI. Granulometría y Peso Volumétrico Suelto del polvo de filtro	157
Tabla XII. Opciones de ruta para sistema de transporte	160

Tabla XIII.	Patrón medio libre del aire con respecto a la presión total	201
Tabla XIV.	Caída de Presión de aire de acuerdo al método de flujo Synclair.....	214
Tabla XV.	Caída de Presión usando el método de flujo de dos fases para tubería de 2"	215
Tabla XVI.	Caída de Presión usando el método de flujo de dos fases para tubería de 2.5"	216
Tabla XVII.	Caída de Presión usando el método de flujo de dos fases para tubería de 3"	217
Tabla XVIII.	Criterios de selección de alimentadores	221
Tabla XIX.	Criterios de selección de equipos de separación de partículas	226
Tabla XX.	Costos Estimados del sistema de transporte	230
Tabla XXI.	Factibilidad del Proyecto	231
Tabla XXII.	Comparación de caída de presión en flujo unifásico de aire usando diferentes métodos.	240

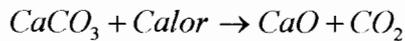
ÍNDICE DE PLANOS

Plano 0001	Ruta de Línea de Transporte Opción 1
Plano 0002	Ruta de Línea de Transporte Opción 2
Plano 0003	Ruta de Línea de Transporte Opción 3
Plano 0004	Ruta de Línea de Transporte Opción 4
Plano 0005	Ruta de Línea de Transporte Opción 5
Plano 0006	Ruta de Línea de Transporte Opción 6
Plano 0007	Cámara de Alimentación
Plano 0008	Detalles construcción cámara de alimentación
Plano 0009	Venturi para cámara de alimentación
Plano 0010	Esclusa de alimentación
Plano 0011	Esquema de válvulas y líneas de aire para cámara de alimentación.



INTRODUCCION

La producción de “Cal Viva” o Oxido de calcio (CaO) dentro de la planta San Eduardo se lleva a cabo en un horno rotatorio horizontal de clinker de 10' de diámetro por 350' de largo, el cual ha sido adaptado para el proceso de calcinación de cal. Este comienza con la alimentación de piedra número 4, según la norma ASTM (Apéndice A-1), a la parte posterior del horno, dentro del cual se produce la reacción que se indica a continuación:



El producto de la calcinación, el CaO, es luego sometido a un proceso de hidratación en el cual se obtiene Ca(OH)₂ la cual se llama “Cal Hidratada”. Igualmente en el proceso de calcinación e Hidratación se producen residuos los cuales son utilizados para la producción de carbonatos de calcio.

Para el proceso de calcinación es importante el uso de ventiladores en contra flujo al quemador del horno, para que realice las funciones de tiro inducido, permitiendo el viaje de los gases de combustión para la calcinación por medio de convección y radiación de la piedra caliza #4. La temperatura aproximada de calcinación se encuentra entre 1000 y 1100°C con temperatura de aire secundario de 500°C y temperatura del ventilador de tiro inducido de 350°C.

La presión diferencial de presión generada por el tiro inducido esta alrededor de 290/330 mm H₂O, con un caudal de 45.45 m³/seg aproximadamente.

La pulverización del material dentro del horno debido a la calcinación, junto con el contenido de polvo en la piedra alimentada (Polvo de piedra caliza en la materia prima) es suspendida en los gases de combustión debido a la presión generada por el tiro inducido. De aquí que estos gases, previo a su expulsión a la atmósfera, deban ser filtrados para recuperar partículas en suspensión y evitar contaminar el medio ambiente.

El filtro principal que cumple la función antes mencionada posee cuatro cámaras con mangas de fibra de vidrio, que trabaja a presión positiva, con limpieza mediante un ventilador de "aire de reversa".

Durante el funcionamiento de la planta; en el proceso de fabricación de cal se ha tratado de recuperar el material recolectado por el filtro; inicialmente era reingresado al horno para que sea nuevamente calcinado por medio de la alimentación de la piedra caliza #4, lo cual no resultó efectivo dado que la absorción del ventilador retornaba una gran parte de este material al filtro. Debido a que el polvo se recolecta normalmente en la producción de cal es necesario vaciar continuamente el silo de almacenamiento de material recuperado, este material es desechado en la actualidad debido a que no existe un sistema efectivo para reingresar este material al proceso.

La realización de un análisis químico del polvo recuperado por el filtro para determinar su composición y contenido de CaO, CaCO₃ y otros elementos que puedan restringir su reingreso al proceso, es una de las premisas más importantes dentro del estudio de recuperación de este material; dado que dentro de la planta existen varios procesos como el de calcinación y molienda de carbonatos, los cuales difieren en su naturaleza química.

El material, como pre-requisito para su reingreso, debe cumplir con las normas que se indican en el apéndice A-2, en lo que respecta a su composición química para cada uno de los diferentes productos. De igual manera, en la medida que sea posible, se debe tener la misma calidad de materia prima, ya que la variación constante de calidad producirá una mayor concentración de polvo de piedra caliza, aumentando su porcentaje de carbonatos.

De aquí surge la necesidad de diseñar e implementar un sistema de transporte que pueda reincorporar de manera efectiva y rápida el material al proceso de producción.

El objetivo principal del estudio será determinar que tan conveniente es el uso de transporte neumático para el tipo de material que se desea reingresar al sistema, compararlo con otros tipos de sistemas de transporte como

bandas, gusanos sin fin, elevadores de cangilones, etc., e implementar el sistema dentro de la planta San Eduardo.

CAPITULO 1

1. ANTECEDENTES DEL PROYECTO

Desde una perspectiva moderna, toda industria a nivel nacional e internacional tiene la responsabilidad de manejar y/o reutilizar los residuos de cada proceso en función de aumentar la productividad y primordialmente de conservar el medio ambiente.

La Planta San Eduardo en la actualidad produce cales y carbonatos usualmente requeridos por el sector agrícola, camaronero y de la construcción civil. Dentro de esta industria ha surgido la posibilidad de desarrollar un sistema para reincorporar material recuperado por el filtro principal del horno de calcinación de piedra caliza, a su proceso de producción, y de esta manera aumentar la productividad.

Anteriormente sé pensó en la posibilidad de incorporar este material junto a la piedra caliza en la alimentación del horno, para lo cual

necesariamente requería que el horno estuviese marchando junto con su tiro inducido, esto producía que el material reingresado retorne casi inmediatamente al filtro debido a la succión generada por el ventilador. Esto, a parte de ser ineficiente, producía gastos que hasta cierto punto eran innecesarios; el costo del transporte del polvo y de su retorno a la sala de materiales constituía un gasto alto en relación al resultado obtenido. Esta idea fue descartada y se procedió a desechar este material.

De aquí surgió la necesidad de realizar estudios más detallados sobre las características químicas de este material. Su contenido de CaO , CaCO_3 y Ca(OH)_2 eran indeterminados y su evaluación y reconocimiento se volvían de carácter urgente. Físicamente se podía concluir que al tratarse de partículas de polvo en suspensión captadas por el filtro de mangas, este se constituiría de polvo con granulometría muy fina, y que en caso de comprobarse su calidad, sería un producto caso listo para su venta.

Se estima que de la alimentación fresca, sumada al polvo generado por la decrepitación del material, aproximadamente se recuperan 0.7 ton/hora de polvo de cal y carbonatos de calcio; este polvo se encuentra entre 300 a 350 °C en la etapa de filtrado, con lo que podemos concluir que el material posee una humedad relativamente baja y que esta,

estaría dada por la humedad absorbida del ambiente, que dependerá del tiempo de permanencia del polvo en los silos de almacenamiento.

Tomando en cuenta los datos antes mencionados, y la capacidad de almacenamiento (102 m³) del silo se puede determinar que el material requiere ser vaciado cada tres días a plena producción.

La Planta San Eduardo posee un esquema de distribución ya establecido y al tratarse de una planta diseñada para fabricación de cemento, no posee el espacio suficiente para desarrollar un sistema de transporte de forma amplia, por lo que las especificaciones del sistema se deben ajustar a la geometría de la planta. Los sistemas de transporte neumático ocupan poco espacio y se ajustan muy bien en diseños con poco espacio, como es el caso de esta planta.

Para poder ser almacenado y mezclado junto con el Oxido de Calcio previo a ser hidratado, el sistema de transporte debe atravesar la planta, teniendo como longitud principal la longitud del horno de cal, que aproximadamente mide 105m de longitud, esta constituye la distancia mínima que debe recorrer el polvo. Por los costados del horno la planta cuenta con estructuras para soportar tuberías para líneas de agua y aire, en las que se puede adaptar la línea de transporte de este polvo. Junto a este se encuentran un secador de arena rotatoria y un horno

para fabricar clinker. El filtro principal se ubica en la parte posterior (Vista desde la descarga) de la boca de alimentación de piedra al costado izquierdo en un sobrenivel a 1.5m sobre el nivel de las bases del horno de cal.

Las líneas de agua, tanto como las de aire comprimido, por lo general cruzan la planta, pegadas al lado derecho de las pasarelas de los hornos, especialmente en el horno de cal, donde se presenta una congestión de líneas tanto de agua como de aire. Sumadas a estas líneas encontramos canaletas de distribución de las líneas de corriente para distribuir energía eléctrica a la planta.

El control de los hornos, al igual que el de secado de arena, se lo lleva a cabo desde la cabina central donde se regulan los sistemas de combustible para cada horno, junto con la descarga a los diferentes sistemas de distribución. En la parte posterior a la Cabina Central, parte frontal del horno, se encuentra el silo de almacenamiento de Cal Viva y luego el envase en general.

El filtro principal cuenta con aire insuflado por el ventilador de Tiro Inducido del horno de cal, a razón de $45.45 \text{ m}^3/\text{seg}$, con un área de filtrado de 4900 m^2 de mangas verticales elaborados en lana de Vidrio. Dentro del filtro se trabaja a una temperatura aproximada de 250 a

280°C, debido a los gases que para cumplir su función de calcinar la piedra se debe encontrar en un rango de 1100 a 1200 °C. El desempolvado del filtro se realiza gracias a un ventilador de aire de reversa, que insufla aire en la cámara contraria a la cámara de polvo.

Requerimientos del sistema

El diseño debe contemplar un sistema de transporte que se ajuste al espacio físico de la planta, por lo que se tratara de un transporte con espacio estrecho para su desarrollo. De igual forma no debe producir perdidas por polvo, ya que se cuenta con una cantidad pequeña de polvo que no se puede desperdiciar; además se debe cuidar el ambiente de la planta de agentes contaminantes.

El consumo energético del sistema debe ser considerablemente bajo para que no se encarezca el costo del material al ser transportado. En vista de que se tratan de grandes longitudes es necesario optimizar los recursos y no sobredimensionar excesivamente los equipos para no caer en un consumo excesivo.

La instalación debe ser sencilla y económica en comparación a otros sistemas de transporte como bandas transportadoras, gusanos,

elevadores de cangilones, etc., cuyas instalaciones por lo general son costosas.

Un detalle importante es el acceso a puntos de mantenimiento y la facilidad de reemplazo de partes y accesorios del sistema. Dado que se trata de un material sumamente adherente, es necesario tomar precauciones al momento de decidir el paso y ubicación de la línea de transporte para que estas no comprometan la accesibilidad a cualquier punto de la línea. De igual forma se debe cuidar de que el paso del sistema no obstruya el mantenimiento u operación de otros equipos, tales como paso de grúas, cambio de partes, pintura, soldadura, etc.

Como se habla de un material higroscópico, el medio ambiente en que se transporta el material debe de ser lo menos propenso a producir cambios químicos en el polvo. Es decir, se debe cuidar de que el producto no obtenga humedad excesiva, que tienda a hidratar el producto, durante el transporte ya que su naturaleza química facilita esto. Las exposiciones a medios con puntos de rocío bajos (como en este caso) a temperatura ambiente deben ser evitadas.

La mezcla con otros polvos o agentes externos de otra índole son despreciables y en este caso no se tomará como parámetro para la selección de un sistema idóneo.

El espacio físico que se dispondrá en la planta San Eduardo se encontraría muy limitado y prácticamente daría cabida únicamente a un transporte por aire del tipo propuesto, con líneas de tuberías. La compleja distribución actual de la planta limita las posibilidades de establecer un sistema de transporte con mayor libertad.

Es indispensable que el proyecto no exceda los presupuestos establecidos para este y que su beneficio este acorde con la inversión realizada, a corto plazo. Lo contrario produciría el incumplimiento de los objetivos principales del proyecto, "recuperar de manera económica y eficiente el producto almacenado en el filtro".

De igual forma, el ahorro energético se debe tomar en cuenta por lo mencionado anteriormente. El costo agregado al material por concepto de transporte no debe elevar su precio por encima del establecido en una producción normal.

Con el objetivo de reducir costos del proyecto se ha vislumbrado la posibilidad de instalar equipos usados, entre los que tenemos dos sopladores tipo tornillos cuyas especificaciones se pueden obtener del apéndice A-3. Este elemento permite abaratar los costos del proyecto considerablemente siempre que se acerquen a los requerimientos del mismo.



CAPITULO 2

2. CIRCUITOS DE TRANSPORTE Y MANEJO NEUMÁTICO

Los transportes de tipo neumático son generalmente usados para el transporte de materiales a granel en suspensión, objetos o paquetes en forma tubular y para materiales a granel en un estado especial conocido como fluidificación, que se logra mediante la inyección de aire a estos materiales.

Por lo general se usan en materiales de naturaleza suelta como cereales, cenizas, serrín, cemento, arroz, carbón triturado, y otros materiales de características similares. Dentro de la industria del cemento y del plástico, este tipo de transporte ha tenido gran acogida a lo largo de la vida de estas industrias. Se la usa por lo general en aplicaciones como homogenización en silo de crudo (materia prima del cemento), transporte de cemento en estaciones remotas, transporte de

pelets de polipropileno y otras, etc. El tipo de material que se manipulará en esta ocasión cumple con las características del material tipo de este sistema de transportación (naturaleza suelta).

Para que un material sea apto para ser transportado en este tipo de sistema, no debe poseer una humedad específica, mayor al 20%, ya que de lo contrario, esto produciría apelmazamiento y adherencia del mismo en las tuberías de transporte. Al tratarse de un material higroscópico y por naturaleza adherente hay que tener ciertas consideraciones con respecto a este punto.

Los transportes neumáticos pueden ser de dos tipos: (a) de succión y (b) de presión positiva. En los transportes de tipo succión por lo general se usa un soplador en el punto de descarga donde este produce una presión negativa (succión) a lo largo de la línea generando vacío en los puntos de carga, obligando al material a fluir desde este punto hasta el lugar de almacenamiento. Este tipo de transporte se usa generalmente en situaciones en que existe un punto único de acopio y varios puntos de carga.

Los de tipo de presión positiva, usan un soplador desde el punto de origen, el cual genera una presión a lo largo de la línea, que permite que el material se suspenda en el aire fluyendo a lo largo de las

tuberías mezclado con el aire que impulsa el soplador. Este tipo de transporte se usa cuando los puntos de descarga pueden ser varios y cuando existe un punto o pocos puntos de alimentación.

En redes de transporte más complejas se puede dar las condiciones para el uso simultaneo de ambas clase de transporte neumático.

Entre las ventajas que poseen los transportes neumáticos podemos mencionar:

- Gran limpieza de la instalación al efectuarse el transporte mediante tuberías herméticas, y por consiguiente pocas perdidas.
- Economía de espacio y facilidad de adaptación a condiciones varias.
- Pocos operarios necesarios para su mantenimiento y facilidad para automatización del proceso de transporte-
- Construcción simple con pequeña susceptibilidad a perturbaciones.

- Simple unión del proceso de transporte con procesos de elaboración como: refrigeración, secado, etc.

Las longitudes de transporte pueden estar entre 50 y 1000 metros con capacidades de transporte que pueden llegar hasta 300 ton/h. En nuestro caso posteriormente notaremos que la capacidad requerida es baja con relación a las capacidades y distancias que pueden tener este tipo de transporte.

Entre las desventajas más notorias de este tipo de sistema de transporte podemos citar el alto consumo de energía por ton/h de producto transportado, que puede llegar a ser de 20 a 60 kW/ton.km, y especialmente a velocidades altas de transporte, el desgaste que sufren los elementos por el roce inevitable del material a granel con estos; uno de los elementos más afectados en este tipo de transporte son los codos y válvulas usadas en el mismo, por lo que, al momento de seleccionarse, debe tomarse en cuenta detalles como revestimientos de tipo cerámico (porcelana dura), basalto fundido, etc., lo que disminuye el desgaste por roce, sobremanera en los codos del sistema.

2.1 Equipos usados en los sistemas de transporte neumático

Como se menciona anteriormente existen dos tipos de instalaciones para un sistema de transporte neumático, que puede ser, sistema de vacío, el cual emplea un soplador de desplazamiento para crear vacío en la línea, un mecanismo idóneo tal como una tobera (figura 2.1.1) o una tolva, y una estación de recepción en la cual las partículas transportadas son separadas de la corriente de aire por acción tangencial o ciclónica, y descargada o distribuida al almacenamiento o proceso. La estación de recepción podría tener un colector de polvo con mangas, para prevenir el arrastre de partículas finas al soplador. Los sistemas tipo vacío son particularmente adaptables cuando el material debe ser transportado desde puntos de carga distribuidos a un punto de almacenamiento centralizado. En la figura 2.1.2 se muestra un esquema de un sistema de transporte neumático por vacío.

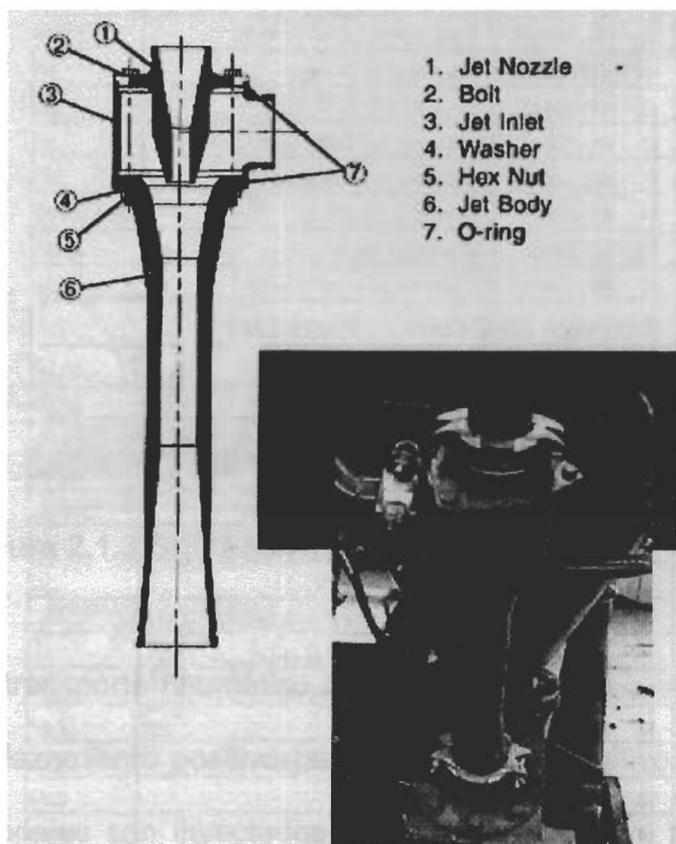


Figura 2.1.1 VENTURI DE ALIMENTACIÓN

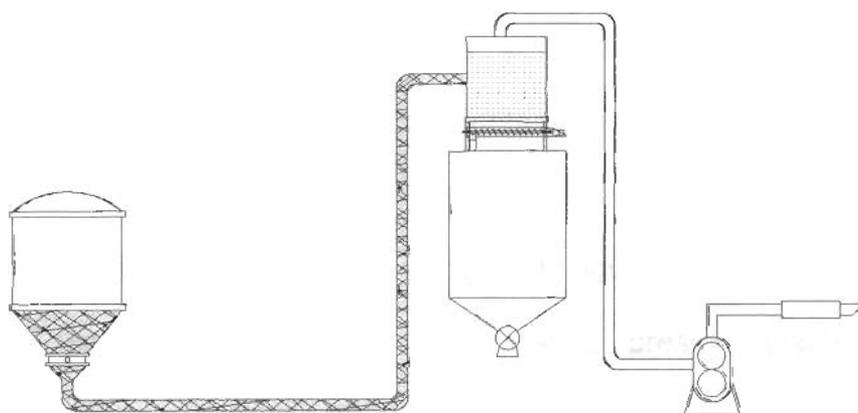


Figura 2.1.2 SISTEMA DE VACIO

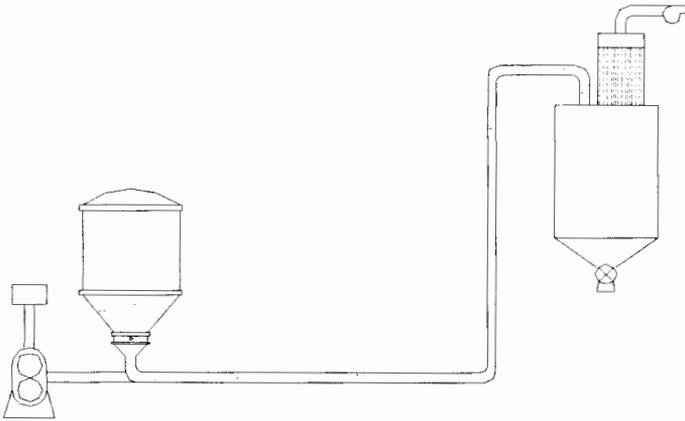


Figura 2.1.3 SISTEMA DE PRESIÓN POSITIVA

Los sistemas de transporte neumático que trabajan con presión emplean un soplador de desplazamiento positivo para generar flujo positivo de aire en la tubería. Los materiales son inyectados a la corriente de aire por medio de válvulas neumáticas o por mecanismos de alimentación, y soplados por medio de rutas preestablecidas hacia los silos de almacenamiento o tolvas de proceso. Las rutas de transporte podrían ser cambiadas manualmente mediante el uso de mangueras flexibles y estaciones de selección, o automáticamente ser controlados remotamente mediante válvulas disyuntoras. El polvo generado en las tolvas de proceso podría ser recolectado por un filtro de mangas y devuelto igualmente a la línea de transporte o ser desechado. Los sistemas a presión positiva son particularmente útiles cuando el material es transportado desde un solo punto de descarga, o un grupo pequeño, hacia múltiples o dispersos punto de

destino. En la figura 2.1.3 se muestra un esquema de un sistema de transporte con presión positiva en sus líneas. Los sistemas de transporte neumático combinado emplean los principios de ambos sistemas, tanto el de vacío como el de presión positiva. La parte de vacío del sistema combinado es generalmente usado para descarga o recuperación de materiales desde el almacenamiento. Las partículas son alimentadas a la estación de recepción, donde estas son descargadas a la parte de presión positiva del sistema. De aquí estas podrán ser distribuidas para uno o varios silos de almacenamiento. Los sistemas de principios combinados son más usados donde el material debe ser recogido desde múltiples o diversos puntos, y distribuido a varios puntos de almacenamiento o tolvas de proceso múltiples. En la figura 2.1.4 se muestra esquemáticamente un sistema combinado.

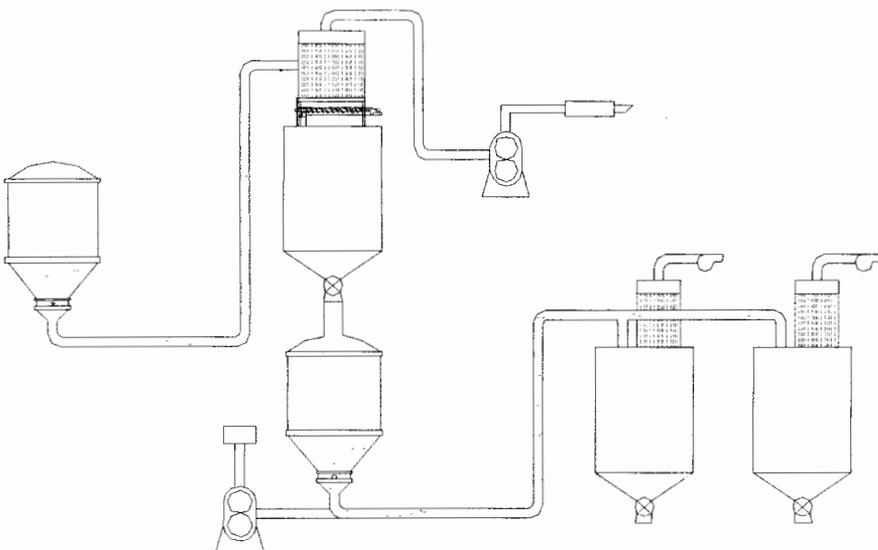


Figura 2.1.4 SISTEMA COMBINADO

Equipos de descarga y alimentación

Los equipos de alimentación y descarga juegan un papel importante dentro de los esquemas de sistemas neumáticos; su selección va de acuerdo a los requerimientos del sistema, limitaciones físicas y el tipo de sistema de transporte que se piense instalar.

Alimentador de tornillo

Se conoce generalmente como Sistema Fuller o Bomba Fuller, los que son usados normalmente en sistemas de media presión, de uso muy común en cemento y otros materiales en polvo. El sistema de transporte completo Fuller-Kinyon.

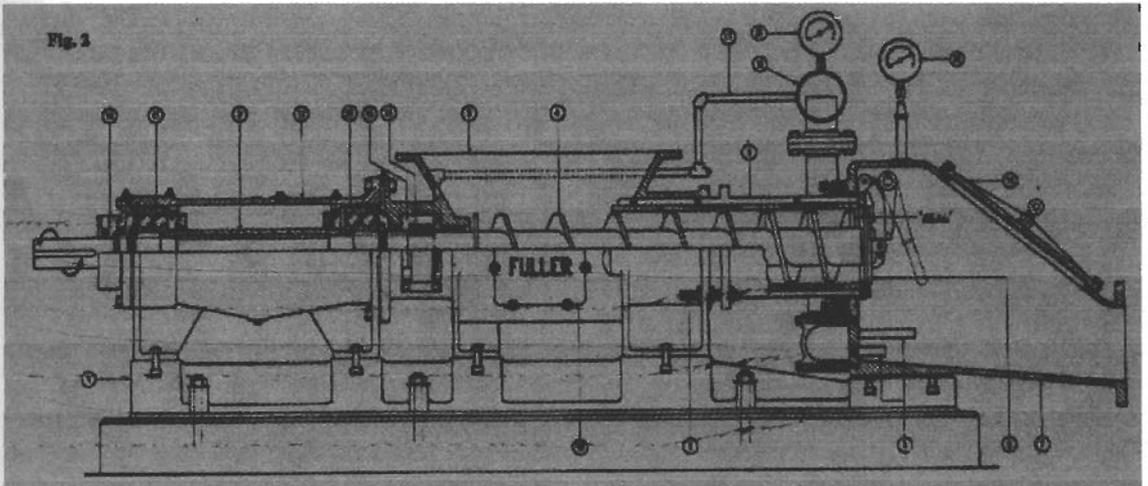


Figura 2.1.5 TORNILLO ALIMENTADOR (BOMBA FULLER)

Todas las partes están montadas en una base de hierro fundido (1). Los materiales a ser transportados entran a través de la tolva (2) por gravedad, y son empujados a través del barrido (3) por medio del sin fin de paso variable y decreciente, el cual es comandado a través de una junta flexible al motor. A medida que el material avanza a través del barrido, este es compactado por el paso creciente de la hélice del sin fin, y luego aumenta en densidad debido al espacio de juego entre el disco de la válvula cheque (5) y la hélice del sin fin. La densidad exacta requerida es luego controlada mediante un ajuste de la longitud del sello por medio de la conexión atornillada (6).

El material entra luego al cuerpo de la válvula cheque o cámara de mezclado (7), es fluidificado por aire comprimido introducido por una serie de boquillas de aire (8), y es conducido a la línea de transporte. La hélice del tornillo sin fin esta posesionada en un eje hueco (9), el cual es soportado por los cojinetes de bolas (10) y (11) apoyados en una chumacera simple (12). El eje soporte se rota mediante un collar de seguridad excéntrico (13). Un anillo de sello grafitado del tipo usado en ventiladores de enfriamiento (15) se localiza en la cámara (18). Una escudilla de captación por debajo de la tolva esta disponible a través de las compuertas de inspección (19), localizados a cada lado de la bomba. El medidor de presión (20) indica la presión en la línea de transporte, mientras que el medidor de presión (21) indica la presión de las boquillas de aire.

Normalmente los sistemas Fuller-Kinyon pueden transportar materiales secos, pulverizados, y fluidificables los cuales tengan una finura de 100% pasante malla 50, 78% pasante malla 100, 60% pasante 200 y 45% pasante malla 325.

Cámaras alimentadores

Conocidos como sistemas modulares de transporte, se emplean para el transporte de cemento o materiales en polvo, inyectando estos en el chorro de aire de la tubería.

Pueden construirse de dos tipos:

- De descarga de material por su parte inferior
- De descarga de material por su parte superior

Estos sistemas se usan generalmente para condiciones tanto de transporte continuo como en transportes por batchs. Sus ventajas respecto al sistema de tornillo son la ausencia de partes móviles y un menor consumo de potencia; se emplean para el transporte a mayor distancia, siendo necesaria una mayor presión. Puede manejar un amplio rango de materiales desde polvos muy finos hasta sustancias granulares de hasta ¼" de tamaño.

En el sistema con descarga en su parte inferior que se presenta en la figura 2.1.6 podemos ver un diseño hecho para optimizar el transporte neumático; el sistema puede controlarse neumáticamente por medio del diafragma de descarga y la válvula de aireación para fluidificar el material modulando la tasa de flujo de material que se inyecta en la línea con respuesta directa a las condiciones de la línea. Como resultado, se obtiene una mejora en la capacidad del transporte y un manejo de las variaciones en el material.

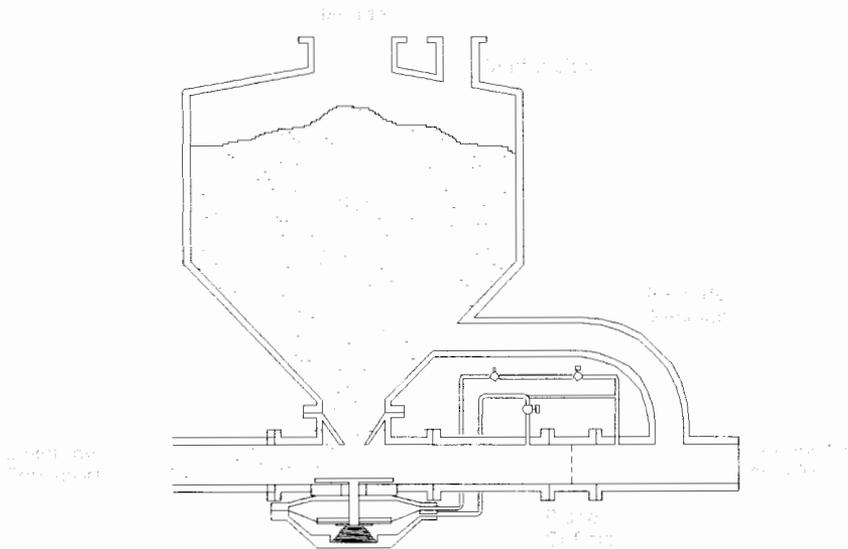


Figura 2.1.6 CÁMARA ALIMENTADORA CON DESCARGA INFERIOR

En la figura 2.1.7 mostramos el sistema con descarga en su parte superior. Consta de un depósito cilíndrico con fondo cónico, efectuándose la carga por la parte superior. La estanqueidad se logra mediante la válvula 3. Cuando la cámara está llena se introduce aire a presión por las válvulas 4, con el fin de

fluidificar el material; al mismo tiempo, y por la parte superior se introduce también aire para crear una contra-presión. Esto permite mezclar el material y enviarlo por la tubería (6).

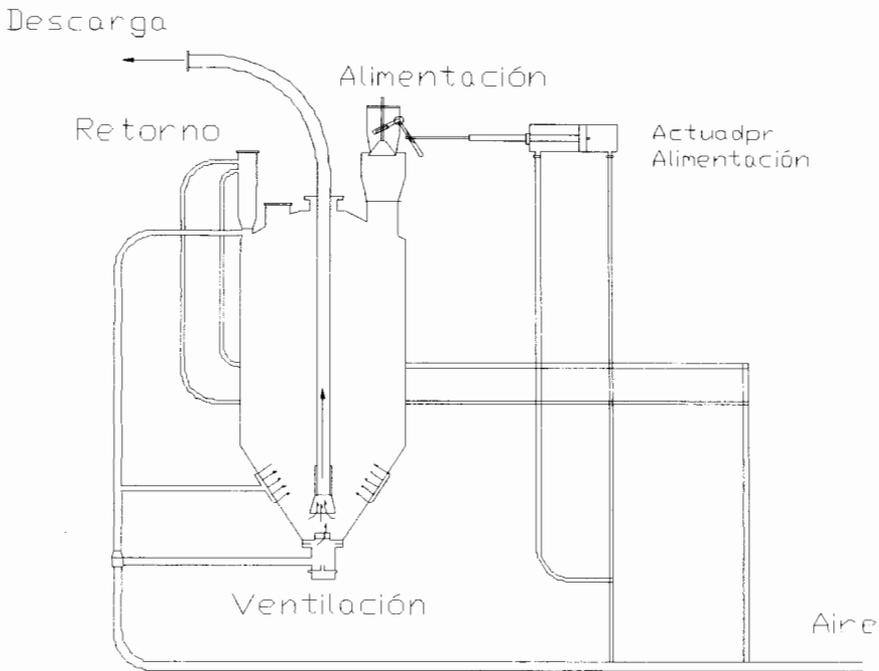


Figura 2.1.7 CÁMARA ALIMENTADORA CON DESCARGA SUPERIOR

Esclusas de Rueda Celular

Son compuertas de tipo rotativo, como se muestra en la figura 2.1.8, dotadas de suficiente estanqueidad debido a las múltiples cámaras que forman sus aletas en conjunto con su carcaza; se emplean para introducir material en el sistema neumático, desde un lugar con una presión determinada, a otra con

una presión distinta, para este efecto, el dispositivo puede contar con aletas con bordes de caucho poroso que producen un mejor sello entre las cámaras.

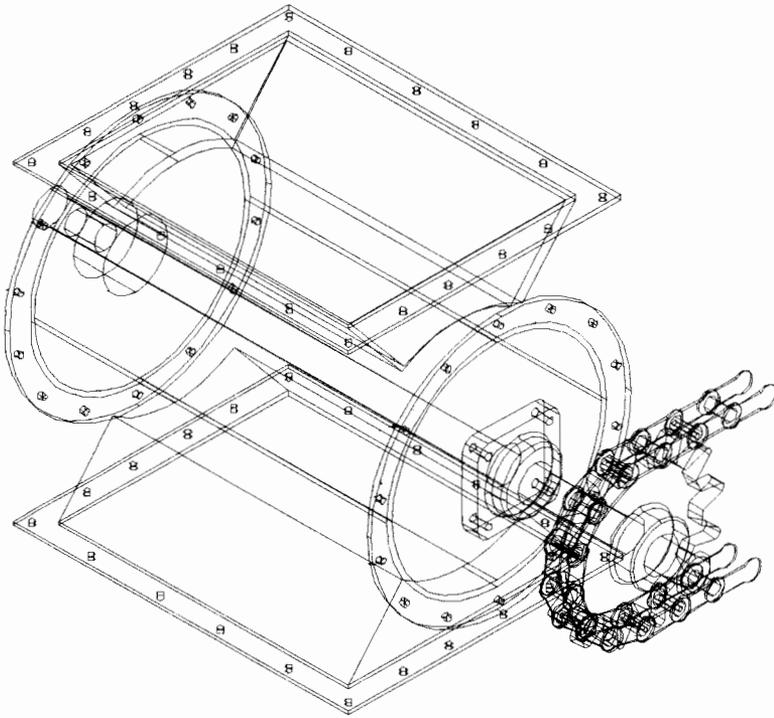


Figura 2.1.8 ESCLUSA DE ALIMENTACIÓN

La alimentación puede ser de forma rectangular o en forma circular, al igual que la descarga, y por lo general se usa este tipo de elementos en sistemas en los que se usan cámaras alimentadoras o sistemas que no posean dispositivos dosificadores como la bomba Fuller.

Para evitar apelmazamiento de material en las paredes o en el caucho se pueden usar sistemas neumáticos de limpieza que inyecta chorros de aire que golpean contra las aletas del dispositivo.

Otros equipos varios

Como pudimos ver la válvula de descarga de la cámara de almacenamiento puede ser del tipo actuada por el diferencial de presión producido por la placa orificio en la línea de alimentación del aire. Este dispositivo posee la ventaja de presentar una acción directa y proporcional al flujo en la línea.

Otro dispositivo importante dentro de los sistemas neumáticos son las compuertas de guillotina y de distribución, cuyo trabajo principal es controlar el flujo gravimétrico de material desde una tolva o silo hacia la cámara o sistema neumático de transporte. Las válvulas se deben diseñar para evitar apelmazamiento o estancamiento de material.

Las compuertas de distribución son usadas en sistemas neumáticos para dirigir el material a distintas tolvas o chutes; las unidades estándares incorporan una entrada y dos salidas con un sistema de selección automático de manera que pueda poner de forma suave el material a cualquiera de las dos salidas.

Las esclusas de rueda celular son las mayormente usadas como mecanismos de descarga, estos dispositivos permiten mantener el diferencial de presión entre la cámara o ambiente de carga y su medio de descarga. Las esclusas rotatorias mueven material no abrasivo hacia la línea de transporte, de manera uniforme, una razón predeterminada usando sus múltiples cámaras.

El diseño general ofrece un bacheo exacto de material en cuanto se trabaje con un material de propiedades estables.

Las esclusas de rueda celular satisfacen los requerimientos para transferencia de material seco, pulverizado o granulado en los sistemas de alta presión. Su forma permite el uso de componentes menores, resultando en ahorro de espacio.

Separadores de Partículas

Los separadores ciclónicos de partículas, son usados en sistemas de transporte neumático para reducir la velocidad de flujo y permitir que las de polvo en el aire o gas se precipiten. Las principales razones para su amplio utilización en la industria son su bajo costo y el hecho de que no presentan partes móviles. Generalmente el flujo de gases entra tangencialmente por la parte superior del ciclón, luego el flujo de gas es forzado a descender en

forma espiral debido a la forma cilíndrica del mismo. Existen otros tipos de separadores con ventiladores y alabes fijos que le permite hacer una selección del tamaño de partícula y una mejor separación. En la figura 2.1.9 se muestran esquemáticamente separadores ciclónicos de partículas.

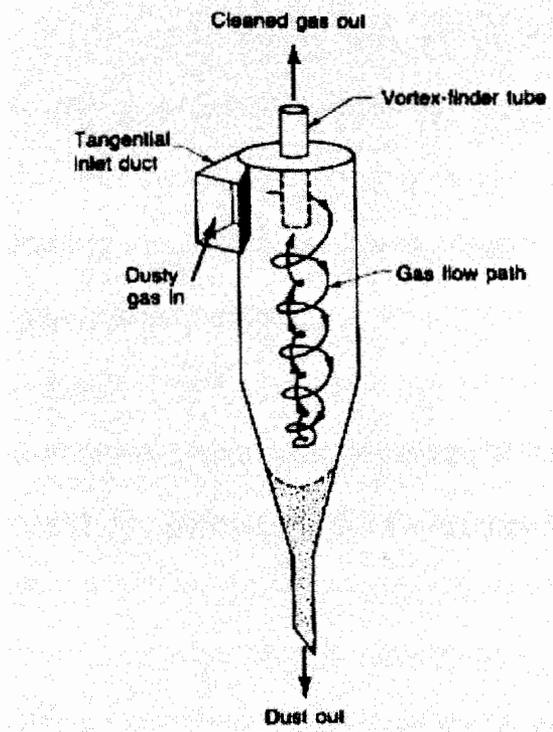


Figura 2.1.9 CICLÓN DE SEPARACIÓN DE PARTÍCULAS

Las partículas recolectadas son descargadas por su parte inferior mediante válvulas rotatorias, compuertas de guillotina u otro tipo de compuerta actuada.

Los separadores ciclónicos por si solos no son un elemento eficiente de recolección de polvo y por lo general son considerados como filtros de baja eficiencia. Se usan por lo general previo a un proceso de filtrado más eficiente como filtro de mangas o electrostáticos. Su eficiencia depende mucho de la velocidad del flujo y el tamaño de la partícula. En la actualidad se ha conseguido buenos resultados con partículas de tamaños tan pequeños como 5 μm , con una eficiencia del 90%.

Entre sus ventajas podemos notar su bajo costo, trabajo a altas temperaturas y bajo requerimientos de mantenimiento.

Las desventajas más notorias son su baja eficiencia al trabajar con partículas pequeñas y su alto costo de operación debido a su demanda de flujo y caída de presión.

Filtros de Fabrica

Usualmente existen filtros de mangas y filtros electrostáticos. Los más usados generalmente son los filtros de mangas, por su bajo costo y bajo consumo energético con respecto a los electrostáticos. En este tipo de filtro el gas polvoriento fluye en y a través mangas colocadas paralelamente, dejando el polvo retenido en sus paredes. Se conocen por su alta eficiencia



en filtrado con partículas de polvo pequeñas. En la figura 2.1.10 se muestra el esquema de un filtro de mangas.

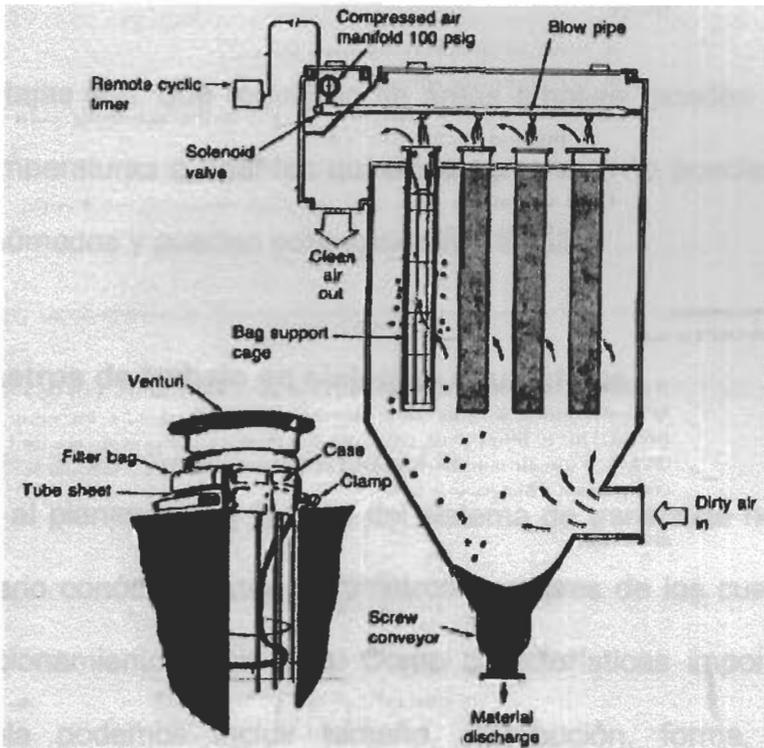


Figura 2.1.10 FILTRO DE MANGAS PULSE JET

La operación continua de este tipo de filtros requiere que el polvo sea periódicamente removido de la superficie de las mangas y descargado del filtro. Existen tres tipos comunes de filtros, clasificados de acuerdo al método de limpieza, que son: de aire de reversa, vibradores y de pulse-jet (Chorro de aire).

Las ventajas de este tipo de filtros son su alta eficiencia, diversidad de filtrado, diseño modular, que le permite ser construido fuera de la planta, y caída de presión relativamente baja.

Sus desventajas son; que requieren de áreas amplias, pueden ser dañados por altas temperaturas o agentes químicos agresivos, no pueden trabajar en ambientes húmedos y pueden potencialmente estallar.

2.2 Parámetros de trabajo en sistemas neumáticos

Previo al planeamiento técnico del sistema de transporte neumático, es necesario conocer ciertos parámetros y valores de los cuales depende el funcionamiento del mismo. Como características importantes en la partícula podemos incluir tamaño, distribución, forma, densidad y agresividad como agente químico. Las características importantes del flujo son presión, temperatura, viscosidad, humedad, etc. Las condiciones del proceso incluyen el caudal, concentración de partículas, caídas de presión, pérdidas en tuberías, punto de rocío, etc.

Otros parámetros importantes físicos del sistema son longitud equivalente, alimentación por válvulas rotatorias, respuesta de válvulas neumáticas, capacidad de compresores, parámetros de elementos varios, etc., y dentro de las propiedades del material.

Una de las características más importantes de la suspensión de partículas es el tamaño de distribución de estas.

Para efectos de calculo de arrastre de las partículas, se reemplaza la forma esférica de las partículas normalmente asumida, por el concepto de diámetro aerodinámico; que consiste en el diámetro de una esfera con densidad unitaria que tendría el mismo comportamiento en flujo de aire que una esfera del material en cuestión. El diámetro aerodinámico se obtiene automáticamente de un clasificador aerodinámico como un impactador de cascada (Apéndice A-4)

Los datos de distribución del diámetro de una partícula se puede representar como una distribución log-normal. Se pueden usar las ecuaciones:

$$\log(d_{84.1}) = \log(d_{50}) + \log \sigma_g \quad 2.2.1$$

$$\log(d_{15.9}) = \log(d_{50}) - \log \sigma_g \quad 2.2.2$$

donde

$d_{84.1}$ es el diámetro en que el 84.1% de las partículas están bajo este valor.

d_{50} diámetro medio geométrico.

$d_{15.9}$ diámetro en que el 15.9% de las partículas están bajo este valor

σ_g desviación estándar geométrica.

Principios de movimiento de partículas en fluidos.

En vista de que se desea transportar partículas mediante la acción del flujo de un gas, analizaremos algunas ecuaciones y conceptos referentes a la relación entre dicho flujo con la fuerza que genera, y su dinámica.

Arrastre

El arrastre es la componente de fuerza sobre un cuerpo que actúa paralela a la dirección del movimiento. Tanto la partícula como el fluido, o ambos pueden moverse en relación con un sistema absoluto de referencia. El fluido produce una fuerza de arrastre en la partícula, la que actúa sobre la misma.

Esta fuerza puede ser expresada como:

$$F_D = C_D A_p \rho_f \frac{U_r^2}{2} \quad 2.2.3$$

donde

F_D es la fuerza de arrastre [N]

- C_D coeficiente de arrastre
- A_p área proyectada de la partícula
- ρ_f densidad del fluido [kg/m^3]
- U_r velocidad relativa [m/s]

El coeficiente de arrastre usualmente se debe obtener experimentalmente ya que depende directamente de la geometría de la partícula y del régimen del fluido, donde este se caracteriza por el número de Reynolds (Re) y se expresa como:

$$Re = \frac{d_p U_r \rho_f}{\mu_f} \quad 2.2.4$$

donde

- d_p diámetro de la partícula [m]
- μ_f viscosidad del fluido [kg/m-s]

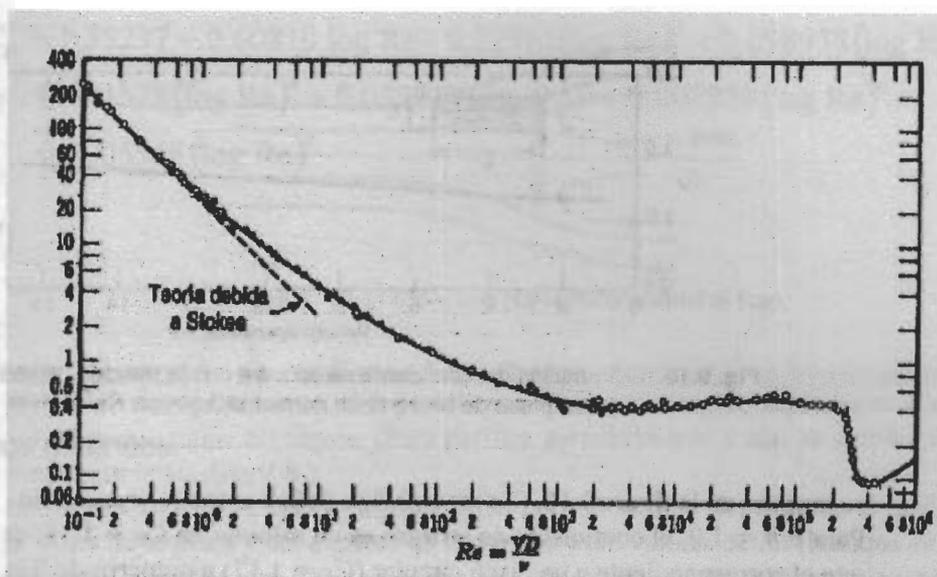


Figura 2.2.1 COEFICIENTE DE ARRASTRE PARA ESFERAS

En el figura 2.2.1 se muestra una representación de C_D con relación a Reynolds. Para esferas con un régimen de Reynolds menores a 1, como régimen de Stokes, se puede usar las ecuaciones:

$$F = 3\pi\mu d_p V_r \quad 2.2.5$$

$$C_D = \frac{24}{Re} \left[1 + 0.15(Re_p)^{0.679} \right] \quad 2.2.6$$

En caso de tener números de Reynolds mayores a 1, se puede usar la ecuación propuesta por Theodore y Buonicore en 1976 [9] de la forma:

$$\log C_D = 1.35237 - 0.60810 \log Re - 0.22961(\log Re)^2 + 0.098938(\log Re)^3 + 0.041528(\log Re)^4 + 0.032717(\log Re)^5 + 0.007329(\log Re)^6 + 0.0005568(\log Re)^7$$

(2.2.7)

con esta ecuación se obtienen resultados bastante aproximados para cuerpos esféricos.

Otra solución empírica recomendada por Theodore y Buonicore en 1976 es dividir el régimen de flujo en tres partes. La ecuación general para arrastre en este caso esta dada por:

$$C_D = \alpha Re^{-\beta} \quad 2.2.8$$

donde α y β se pueden obtener de la tabla I

Tabla I
Representación de α y β para C_D

Número de Reynolds	α	β
<20	24.00	1.0
2-500	18.50	0.6
500-200.000	0.44	0.0

Para modelar el arrastre de partículas mediante la ley de Stokes es necesario que el diámetro de la partícula sea relativamente mayor al patrón medio libre del gas λ en cuyo caso se modela como continuo; en caso de no cumplirse dicha condición se pueda usar el factor de corrección propuesto por Cunningham [9], el cual se obtiene de la ecuación:

$$C = 1 + 2.0 \frac{\lambda}{d_p} \left[1.257 + 0.4e^{-\frac{0.55d_p}{\lambda}} \right] \quad 2.2.9$$

y λ se puede obtener de:

$$\lambda = \frac{\mu}{0.499P \sqrt{\frac{8MW}{\pi RT}}} \quad 2.2.10$$

donde

λ es el patrón medio libre [m]

P presión absoluta [Pa]

R constante universal de gases [8314J/kg.mol.°K]

MW peso molecular, [kg/kg.mol]

T temperatura absoluta [°K]

μ viscosidad absoluta [kg/m-s]

El valor final de C_D se obtiene de

$$C'_D = \frac{C_D}{C} = \frac{24}{CRe} \quad 2.2.11$$

El movimiento de partículas dentro de una corriente de un fluido en el caso de transporte neumático se debe regir a la velocidad mínima de este que debe proporcionar las fuerzas de arrastre y de levante necesarias para que las partículas no se asienten dentro de la tubería. Las principales fuerzas a vencer serán las inerciales y la gravitacional.

Tomando en cuenta la fuerza gravitacional actuando sobre la partícula; la ecuación de movimiento de la partícula será:

$$\frac{\partial V_r}{\partial t} + \frac{V_r}{\tau} = \left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_p} \right) g \quad 2.2.12$$

de donde se obtiene la velocidad terminal de la partícula, que esta dada por:

$$U_t = \tau' g = \frac{C_D \rho d_p^2}{18 \mu_f} g \quad 2.2.13$$

En la tabla II podemos observar valores para velocidades terminales y tiempos característicos para un rango de partículas en las cuales se ha

corregido el hecho de que se ignora el estado transiente de la partícula. Debido a que τ' es pequeño, la velocidad terminal se atañe unos cuantos milisegundos o menos, de manera que es justificada la omisión de estado transiente.

Tabla II

Velocidades terminales y tiempos característicos para diferentes rangos de partículas

dp μm	C	Vt m/s	τ s
0.1	2.89	8.60E-07	8.80E-08
0.5	1.334	1.00E-05	1.00E-06
1.0	1.166	3.50E-05	3.60E-06
5.0	1.033	7.80E-04	7.90E-05
10.0	1.017	3.10E-03	3.10E-04

Para partículas mayores a 10 – 20 μm, se puede usar las siguientes relaciones para expresar la velocidad terminal [9]:

$$2 < Re < 500 \quad U_t = \frac{0.153 d_p^{1.14} \rho_p^{0.71} g^{0.71}}{\mu_f^{0.43} \rho_f^{0.29}} \quad 2.2.14$$

$$500 < Re < 200000 \quad U_t = 1.74 \left[\frac{\rho_p d_p}{\rho_f} \right]^{0.5} g^{0.5} \quad 2.2.15$$

Un valor matemático para el diámetro aerodinámico tomado a partir de su definición, puede ser expresado en la forma de la ecuación [9]:

$$d_a = \sqrt{\frac{18\mu_f U_t}{C\rho_w g}} \quad 2.2.16$$

donde

d_a es el diámetro aerodinámico [m],

U_t velocidad terminal [m/s]

ρ_w densidad del agua [kg/m³]

g aceleración gravitacional [m/s²]

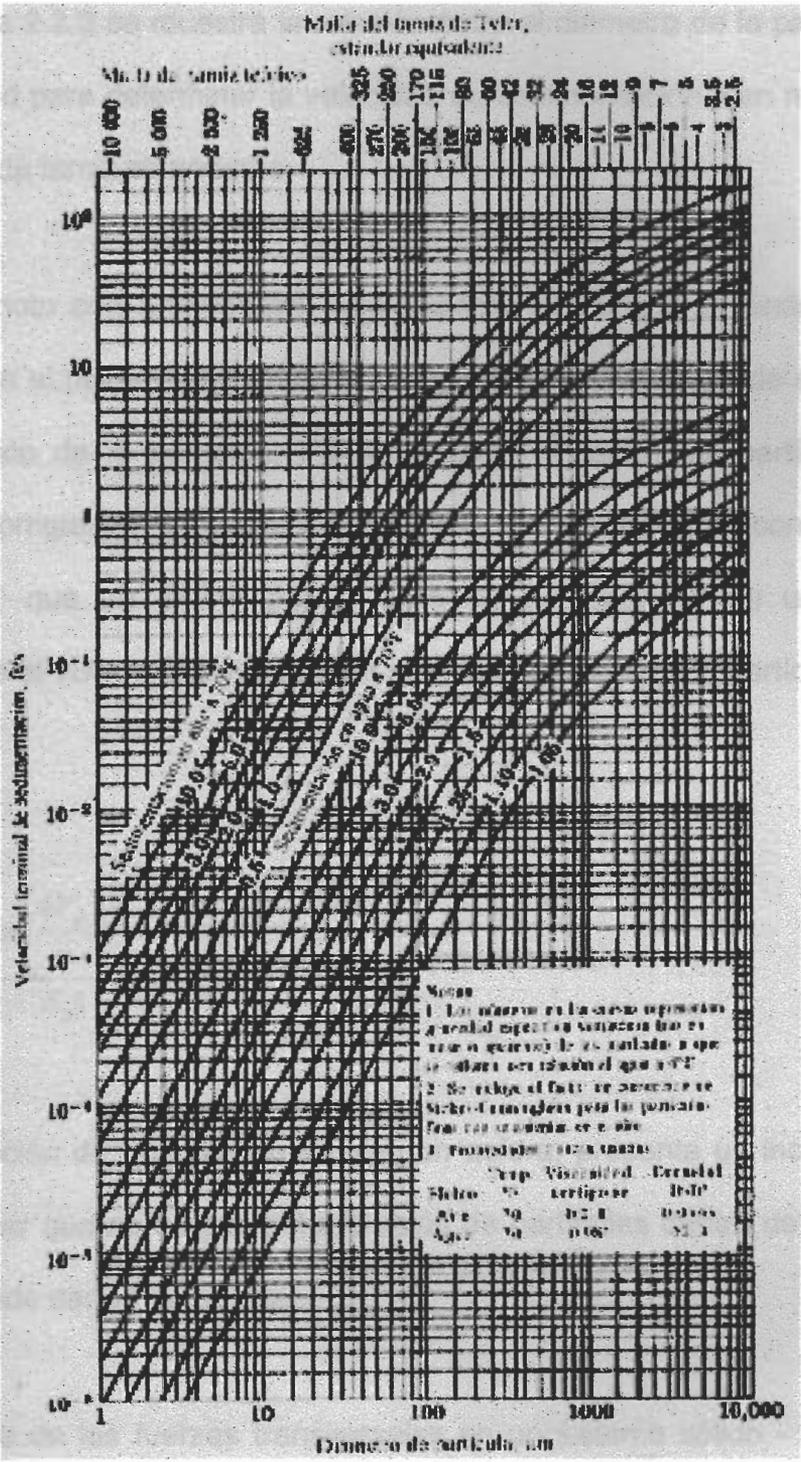


Figura 2.2.2 VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN PARA PARTÍCULAS

En la figura 2.2.2 se muestra la relación entre el diámetro de la partícula con su densidad para determinar la velocidad de sedimentación y en relación con las mallas de tamiz estándares.

Como se noto con anterioridad, otro aspecto que afecta la dinámica de la partícula en el fluido es su forma superficial, de lo cual depende el diámetro aerodinámico de la partícula. Por lo general se toma una partícula como esférica corrigiendo su diámetro original, con lo que se conoce como esferoidad, que se define por el área de la superficie de una esfera, equivalente al volumen, dividido para el área superficial de la partícula, lo que da:

$$\phi = \frac{\pi \left(\frac{6V_p}{\pi} \right)^{\frac{2}{3}}}{S_p'} \quad 2.2.17$$

La idealización de una partícula como un esfera, presenta un inconveniente al establecer que no se presenta rotación de partículas dentro de un flujo, lo que se puede dar en la realidad.

Los efectos de las fuerzas transversales en un sistema sólido - líquido son mucho más apreciable que en un sistema sólido - gas.

Método Convencional para el Calculo de Parámetros del Sistema

Uno de los parámetros requeridos en primera instancia para este método, es la **longitud reducida** del sistema, la que consiste en la suma de las longitudes equivalentes de los diferentes componentes del sistema con la longitud real del sistema y la longitud equivalente del diferencial de altura del sistema. Este parámetro esta dado en metros y se determina por medio de la ecuación:

$$l_{red} = \sum l_{tub} + \sum l_{elem} + \sum l_H \quad 2.2.18$$

donde

l_{red} Longitud Reducida

l_{tub} Longitud real de la tubería

l_{elem} Longitud equivalente de accesorios

l_H Longitud equivalente debido a la diferencia de altura

Velocidad Crítica de las Partículas

Este parámetro nos permite conocer la velocidad mínima a la que puede viajar la partícula al ser transportada por la corriente de aire. Esta velocidad relaciona las densidades o pesos específicos tanto del aire como del material

transportado, y es función directa del diámetro medio de las partículas a ser transportadas. La Velocidad Crítica [3] - [14] se expresa como:

$$u_c = C_1 \sqrt{\frac{\rho_s}{\rho_f} d_p} \quad 2.2.19$$

Donde

U_c velocidad critica de las partículas en m/seg

ρ_s densidad material de transporte en kg/m^3

ρ_f densidad de aire de transporte

d_p diámetro medio de las partículas de transporte en m

C_1 constante de transporte de partículas de acuerdo a su diámetro

$$a_K < 0.00001\text{m} \quad C_1 = 10$$

$$0.00001\text{m} < a_K < 0.005\text{m} \quad C_1 = 10 + 34000 a_K$$

$$a_K = 0.005 \dots 0.07\text{m} \quad C_1 = 170$$

Dado un punto, sea este de succión o descarga de material, en el cual las condiciones sean atmosféricas, la velocidad necesaria para el acarreo de material en dicho punto, esta dada por:

$$u_f = C_2 \sqrt{\gamma_s} + C_3 l_{red}^2 \quad 2.2.20$$

Donde

U_f la velocidad de aire en m/seg

γ_s densidad de material de transporte en ton/m³

C_2 constante de grano de material dada por la tabla III

C_3 coeficiente de transporte de material que puede estar de 2 a 5E-5 de acuerdo al tamaño de grano.

Tabla III

Tabla Constante C2

Material	Tamaño de Partícula (mm)		C2	
	Min	Máx	Min	Máx
Polverulento	0.001	1	10	16
Granular, Homogeneo	1	10	17	20
Homogéneo, Trozos Pequeños	10	20	17	22
Homogéneo, Trozos Medianos	40	80	22	25

Concentración de material y diámetro de tubería

La concentración de material transportado viene dado por la relación de cantidad de material transportado en kgs. en relación con los kgs. de aire transportado, la cual esta ligada al diámetro de la tubería y la densidad del aire. La concentración del material esta dada por [3] - [14]:

$$\chi = \frac{Q_s}{3.6\gamma_f V_f} \quad 2.2.21$$

Donde

χ concentración de transporte (densidad aparente de flujo)

Q_s caudal de material en kg/hora

γ_f peso específico del aire

V_f flujo volumétrico de aire en m³/seg

De esta ecuación podemos determinar el flujo volumétrico de aire mediante la ecuación [3] - [14]:

$$V_f = \frac{Q_s}{3.6\gamma_f\chi} \quad 2.2.22$$

De igual forma se puede determinar el diámetro de la tubería de acuerdo a la ecuación de continuidad de fluidos, para una densidad dada como:

$$V_f = \frac{D^2\pi}{4} u_f \quad 2.2.23$$

Presión en la línea del sistema

La presión del sistema de transporte estará dado por la longitud del sistema y depende del tipo de sistema que se use, sea este de succión o de presión positiva, dada la condición de carga o descarga, que por lo general es en condiciones estándares [3] - [14].

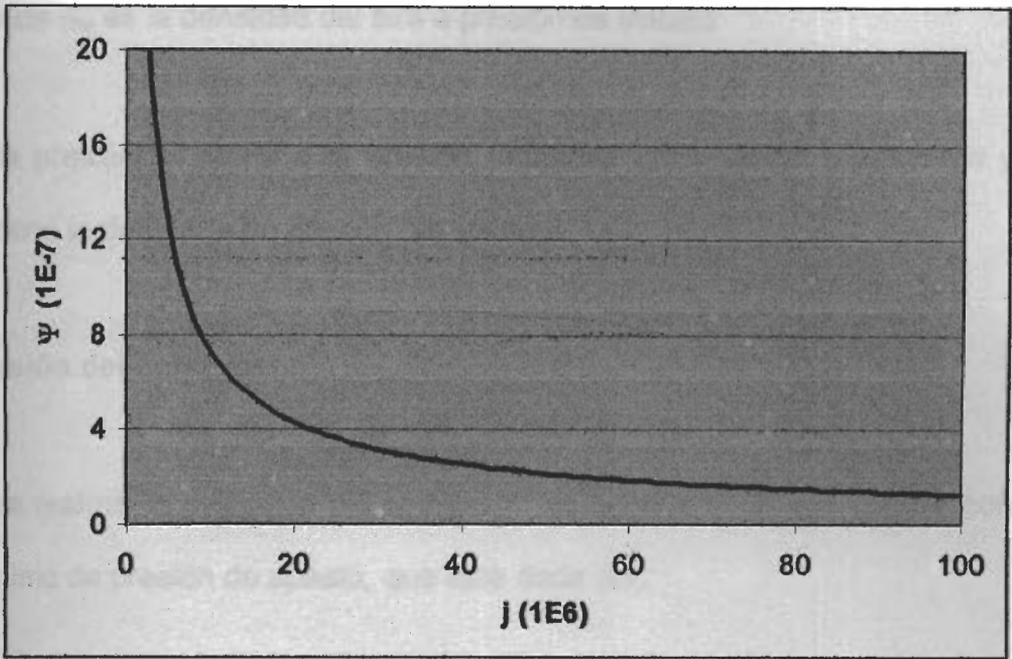


Figura 2.2.3 CURVA PARA DETERMINAR ψ

Los valores de j con los cuales se entra a la figura vienen dados por la ecuación [3] - [14]:

$$j = \frac{\chi_{red}^2 u_f^2}{D} \quad 2.2.27$$

Para determinar la presión requerida para vencer una altura determinada en un sistema se puede usar la ecuación:

$$P_H = \frac{H \gamma_{fm} \chi}{10^4} \quad 2.2.28$$

Para sistemas de presión tenemos:

$$P_C = P_D \sqrt{1 + \frac{C_4 l_{red} u_f^2}{D}} \quad 2.2.24$$

Para sistemas de succión tenemos:

$$P_D = P_C \sqrt{1 - \frac{C_4 l_{red} u_f^2}{D}} \quad 2.2.25$$

Donde

P_C & P_D Presiones absolutas de carga y descarga en bares

D Diámetro interior de la tubería en m

C_4 Factor de resistencia del aire, el cual depende de la concentración del material.

$$C_4 = \psi \chi \quad 2.2.26$$

donde Ψ es en una función de j en el caso de sistemas de presión, y es constante en sistemas de succión igual a $1.5E-7$. Para determinar sus valores podemos recurrir a la figura 2.2.3

Donde γ_{fm} es la densidad del aire a presión de trabajo

Esta presión se suma a la presión requerida en la carga o descarga y se obtiene la demanda de presión del sistema.

Presión del compresor

Para realizar la selección del compresor es necesario de que cumpla con un mínimo de presión de abasto, que esta dada por:

$$P_G = \zeta(P_0 + P_E) + P_T \quad 2.2.29$$

Para sistema de presión positiva; para sistemas de succión tenemos:

$$P_G = (P_o - P_E)\zeta + P_T \quad 2.2.30$$

Donde

P_G es la presión del compresor

P_E perdida de presión que para sistemas de presión positiva es de 0.3 bares y para sistemas de succión de 0.02 bares.

ζ Coeficiente o factor de diseño, que es igual a 1.2 en sistemas de presión positiva y 1.1 en sistemas de succión.

P_0 presión atmosférica, $P_0 = 1 \text{ bar}$

$$P_V = \frac{w_1 V_0}{102 \eta_{comp}} \quad 2.2.31$$

P_V Potencia del compresor, en kW

W_1 Coeficiente específico de expansión isotérmica, que esta dado por la ecuación [3] - [14]:

$$w_1 = 23000 P_0 \log \left(\frac{P_G}{P_0} \right) \quad 2.2.32$$

V_0 Flujo volumétrico requerido, que es igual a $1.1 V_{aire}$, que esta dado en m^3/seg

η_{comp} La eficiencia del compresor, que se encuentra entre 0.6 a 0.85

Las ecuaciones antes descritas representan el método tradicional para cálculos de sistemas neumáticos de transporte, la confiabilidad del método es relativamente buena pero se deben tomar precauciones al momentos de tomar decisiones con respecto al sistema.

Ecuación de la Energía

El análisis de este tipo de flujo se torna complejo al momento en que se trata una distribución desconocida de partículas dentro de un fluido. La energía que se añade a las partículas por medio del fluido, debe ser tal, que en promedio sea igual a la energía cinética de cada partícula sumada a las

perdidas por fricción entre las partículas y el flujo, y pérdidas por disipación de energía en forma de vórtice junto con otros efectos. Podemos escribir para una masa de partículas:

$$E_{min} = \frac{1}{2} m_s u_c^2 + \Delta E_{perd} \quad 2.2.33$$

Donde el material, debe tener una velocidad en promedio mayor a la velocidad crítica. De esta forma, el fluido, en función a la concentración del material no deberá poseer en ningún punto una velocidad menor que la velocidad crítica en promedio, es decir que el flujo debe tener la suficiente energía para sobrellevar las pérdidas debidas a la fricción con la tubería y las partículas, las pérdidas menores, y la transferencia de energía del fluido a la materia.

Asumiendo un balance de energía desde el punto de carga hasta el punto de descarga del material, el flujo de aire se podrá representar mediante:

$$\frac{P_1}{\rho_1} + \alpha_1 \frac{U_1^2}{2} + gz_1 = \frac{P_2}{\rho_2} + \alpha_2 \frac{U_2^2}{2} + gz_2 + \sum H_i + H_s \quad 2.2.34$$

donde H_s es el cabezal que requieren las partículas para ser transportadas que esta dada por:

$$H_s = \frac{1}{2} \frac{m_s u_c^2}{m_f g} + H_{perd} \quad 2.2.35$$

H_{perd} es la pérdida por roce y turbulencia de las partículas con el flujo de aire se lo determina experimentalmente y se considerará como un porcentaje del cabezal requerido por las partículas en forma inercial y gravitacional. Este modelo se desarrollara con detenimiento posteriormente.

Longitud equivalente

Se llama longitud equivalente de una resistencia localizada, tal como un codo, una válvula, una desviación, etc., a la longitud de tubería que produciría la misma pérdida de carga que el elemento considerado. Depende de dicha longitud tanto de la configuración del elemento, como del material transportado, y sus valores sólo son conocidos aproximadamente.

Esta longitud equivalente se suma a la carga del sistema, a las pérdidas por fricción y al diferencial de altura que junto proporcionan el cabezal que se requiere que entregue la bomba o compresor.

A continuación se analizarán las pérdidas ocasionadas por elementos y accesorios varios, junto con los parámetros de otros elementos varios.

2.3 Elementos comunes para redes de sistemas de transporte neumático

Codos

Los codos son elementos de pérdida muy comunes en los sistemas de tuberías. Las dos variables más comunes envueltas en los parámetros de codos son el radio relativo (R/r), donde R representa el radio de curvatura del eje central del codo, y r representa el radio interior del elemento; y el número de Reynolds (Re_D) de la tubería. Otras variables a ser consideradas serán la rugosidad relativa (e/D) de la pared interior del codo, y las condiciones de entrada y salida de este.

Existen muchos resultados relacionados a pérdidas de cabezal debido a codos de naturaleza lisa; que corresponden a codos bridados o codos empatados al sistema de tuberías de tal forma que se presenta una superficie plana en el flujo. Otro tipo de codo comúnmente usado, es el codo roscado, donde se presenta un cambio abrupto tanto en la entrada como en la salida de este. En la figura 2.3.1 se presenta un codo roscado. Naturalmente, debemos esperar mayores pérdidas en codos roscados que en codos lisos. Muy pocos datos están disponibles para flujo de fluidos compresibles en un codo a cualquier número de Mach,

por lo que es conveniente el uso de ecuaciones para flujos incompresibles.

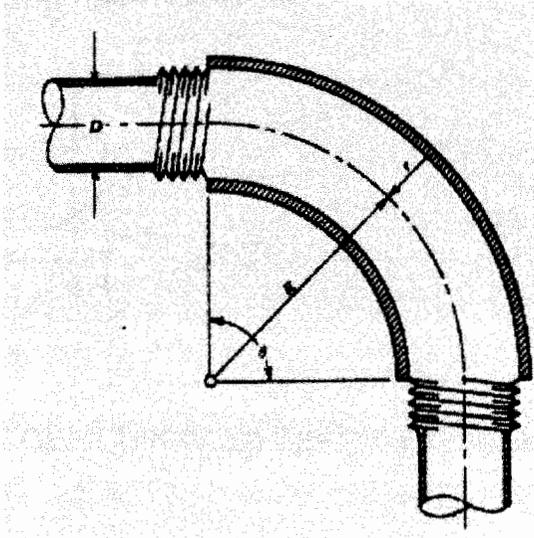


Figura 2.3.1 ESQUEMA DE CODO ROSCADO

Perdidas en codos lisos

Gráficamente, los coeficientes de pérdidas para codos lisos se presentan en la figura 2.3.2. Se puede ver que a medida que se incrementa el volteo del flujo, los coeficientes de pérdidas son mayores. Estas curvas se basan en la ecuación empírica que se detalla a continuación:

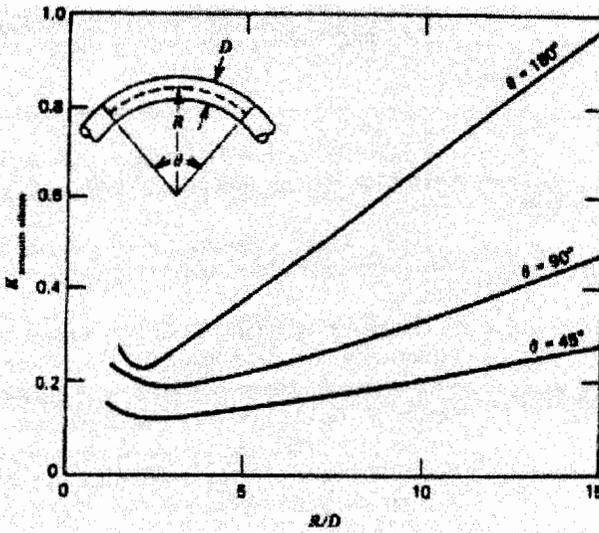


Figura 2.3.2 COEFICIENTE DE PERDIDAS PARA CODOS

Para $Re_D(r/R)^2 < 91$ tenemos:

$$K_{\text{codos_lisos}} = 0.00873 \alpha f \theta \frac{R}{r} \quad 2.3.1$$

donde θ es el ángulo del codo en grados, f es el factor de fricción, dado por Ito [4] para flujo turbulento completamente desarrollado en tuberías curvas lisas como:

$$f = \left(\frac{r}{R} \right)^{\frac{1}{2}} \left\{ 0.029 + \frac{0.304}{\left[Re_D \left(\frac{r}{D} \right)^2 \right]^{0.25}} \right\} \quad 2.3.2$$

y α es un factor empírico dado por Ito como:

$$\alpha_{\theta=45^\circ} = 1 + 14.2 \left(\frac{R}{r} \right)^{-1.47} \quad 2.3.3$$

$$\alpha_{\theta=90^\circ} = 0.95 + 17.2 \left(\frac{R}{r} \right)^{-1.96} \quad 2.3.4$$

Para $R_D(r/R)^2 > 91$, tenemos:

$$K_{\text{codos_lisos}} = 0.00241 \alpha \theta \left(\frac{R}{r} \right)^{0.84} R_D^{-0.17} \quad 2.3.5$$

Nótese que, si $R_D(r/R)^2 < 0.034$, el factor de fricción de 2.3.2 coincide con el factor de fricción de Colebrook [1].

Perdidas en codos roscados

Siendo que los codos roscados producen cambios abruptos de área tanto en la entrada como en la salida del flujo, se deben sumar al coeficiente de codos lisos K , los términos K_a y K_b :

$$K_{\text{codos_roscados}} = K_{\text{codos_lisos}} + K_a + K_b \quad 2.3.6$$

La pérdida por el aumento de área abrupto, llamado K_a , se puede describir como:

$$K_a = (1 - \beta^2)^2 \quad 2.3.7$$

donde β es la razón del diámetro de entrada de la tubería al diámetro del codo, de lo que tenemos:

$$\beta = \frac{D}{2r} \quad 2.3.8$$

La contracción abrupta de áreas, es llamada aquí K_b y puede ser obtenida de la figura 2.3.3; usando nuevamente el termino β expresado en 2.3.8.

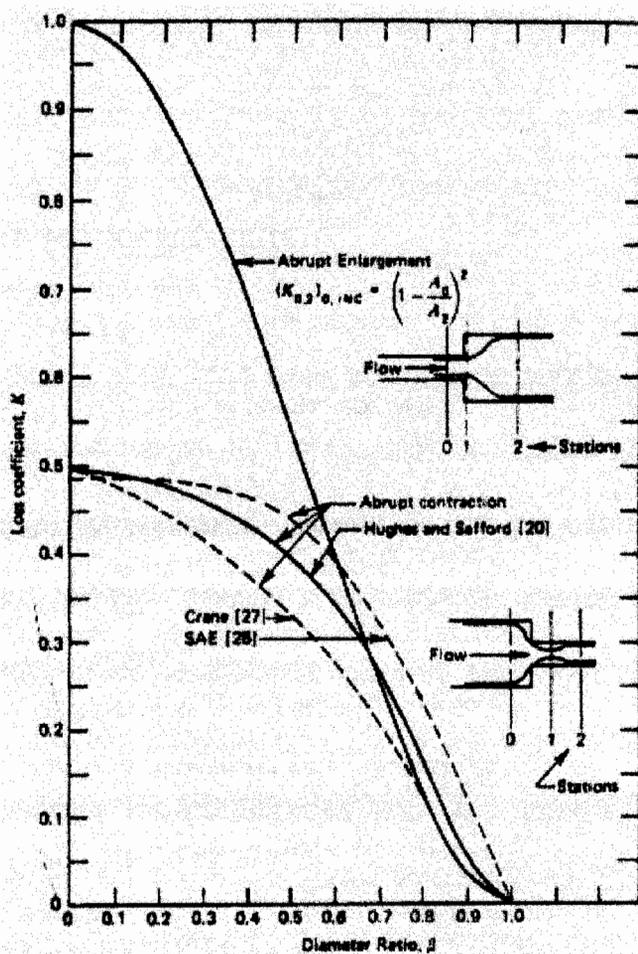


Figura 2.3.3 COEFICIENTE DE PERDIDAS EN CONTRACCIONES ABRUPTAS

La longitud equivalente para un codo estará dado por:

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{equivalente} = \frac{K_{codo}}{f_{tuberia}} \quad 2.3.9$$

donde f viene de la ecuación de Colebrook a la relación R_D de la tubería dada.

Elementos de medición y control

Es común el uso de elementos tales como placa orificio, toberas y venturis para producir efectos varios, tal como crear un control proporcional directo para una válvula alimentadora, o medir la presión dentro de un sistema. Estos elementos trabajan gracias a la caída de presión que generan y es importante relacionar las pérdidas de flujo con respecto a sus propiedades.

En general, tenemos los coeficientes para los diferentes elementos, que están dados por:

$$(K_{1,4})_{\text{orificios.y.toberas}} = \left[\left(\frac{1 - \beta_{2,1}^4}{C_D^2} \right) - \frac{1}{C_C^2} + \beta_{2,1}^2 \right]_{1,3} + \left[\frac{1}{C_C^2} - 2 \frac{\beta_{2,4}^2}{C_C} + \beta_{2,4}^4 \right]_{3,4}$$

2.3.10

$$(K_{1,4})_{\text{venturi}} = \left[\left(\frac{1 - \beta_{2,1}^4}{C_D^2} \right) - 1 + \beta_{2,1}^4 \right]_{1,3} + \left[(1 - \beta_{2,4}^4)(1 - \eta) \right]_{3,4} \quad 2.3.11$$

En donde $\beta_{i,j}$ es la relación entre diámetros en el punto i y en j ($\beta_{i,j} = D_i/D_j$), C_D es el coeficiente de descarga ($C_D = A_3V_3/A_2V_2$) y C_C es el coeficiente de contracción ($C_C = A_3/A_2$) y η es la eficiencia de reducción, en el venturi.

Tabla IV

Ecuaciones para elementos de medición para casos prácticos

Accesorio	Condiciones	Lugar	(K1,4) ²	Ec.
Placa Orificio	$\beta_{2,1} = \beta_{2,4} = \beta$	En tubería	$\left(\frac{1-\beta^4}{C_D^2}\right) - 2\beta\left(\frac{1}{C_C} - \beta^2\right)$	2.3.12
	$\beta_{2,1} = 0$	A Entrada	$\frac{1}{C_D^2} - 2\frac{\beta_{2,4}^2}{C_C} + \beta_{2,4}^4$	2.3.13
Tobera	$C_c = 1$	En tubería	$\left(\frac{1-\beta^4}{C_D^2}\right) - 2\beta(1-\beta^2)$	2.3.14
	A Entrada	A Entrada	$\frac{1}{C_D^2} - 2\beta_{2,4}^2 + \beta_{2,4}^4$	2.3.15
Venturi	En Tubería	En tubería	$(1-\beta^4)\left(\frac{1}{C_D^2} - \eta\right)$	2.3.16
	A Entrada	A Entrada	$\left(\frac{1}{C_D^2} - 1\right) + (1-\beta_{2,4}^4)(1-\eta)$	2.3.17

En la tabla IV se presentan ecuaciones para aplicaciones prácticas.

Filtro de mangas

Durante el proceso de filtrado se produce una acumulación de material sobre el filtro que luego obstruye el paso de material que no podría ser captado por el filtro. A este efecto se lo conoce como *acumulación de la torta*.

La teoría de acumulación de la torta y de la caída de presión para este tipo de dispositivo se explica detalladamente en la referencia [2]. Las partículas sólidas que se encuentran en la corriente de gas se depositan sobre la cara del material filtrante; formando la torta filtrante, el aire limpio fluye a través de estas capas, lo que produce una caída de presión, lo que hace que el gas se expanda, y debida a que ese gas va dejando atrás las partículas que contenía, en general este efecto es despreciable. Entonces el efecto más importante es la caída de presión debido a la resistencia de fricción con el material filtrante y la torta. Para lo que tenemos [2]:

$$U_{Sup} = \frac{Q}{A} = \left(-\frac{\Delta P}{\mu_f} \right) \left(\frac{\zeta}{\Delta x} \right) \quad 2.3.18$$

En la cual, ζ es la permeabilidad, una propiedad del lecho (o material filtrante). El valor de ζ se lo determina por lo general en forma experimental y aunque existen valores aproximados se recomienda el uso de valores

experimentales. Si se escribe la ecuación 2.3.18 para este gasto, se encuentra:

$$V_s = \left(\frac{P_1 - P_2}{\mu_f} \right) \left(\frac{\zeta}{\Delta x} \right)_{torta} = \left(\frac{P_2 - P_3}{\mu_f} \right) \left(\frac{\zeta}{\Delta x} \right)_{m.f.} \quad 2.3.19$$

En donde el subíndice "m.f." indica "material filtrante". Si se despeja P_2 , se obtiene:

$$P_2 = P_1 - \mu_f U_{Sup} \left(\frac{\Delta x}{\zeta} \right)_{torta} = P_3 + \mu_f U_{Sup} \left(\frac{\Delta x}{\zeta} \right)_{m.f.} \quad 2.3.20$$

y si después se despeja V_s , se obtiene:

$$V_s = \frac{(P_1 - P_3)}{\mu_f \left[\left(\frac{\Delta x}{\zeta} \right)_{torta} + \left(\frac{\Delta x}{\zeta} \right)_{m.f.} \right]} = \frac{Q}{A_{filtro}} \quad 2.3.21$$

La caída de presión entonces, para una capa de torta y una de filtro, para la mayoría de casos industriales en que el filtro es alimentado por un soplador centrífugo a una presión prácticamente constante, obtenemos:

$$(P_1 - P_3) \nu = \left(\frac{V}{A} \right)^2 \left(\frac{\mu_f W}{2\zeta} \right) + \left(\frac{V}{A} \right) \mu_f \alpha \quad 2.3.22$$

donde α es el coeficiente de resistencia del filtrante.

Esclusas alimentadores

El flujo de material que producirá una válvula de este tipo en la descarga de un elemento de almacenamiento. Las más comunes que encontramos son las de aletas rectas por su costo y facilidad de construcción.

La estanqueidad que producen este tipo de elementos viene dado por el volumen de cada cámara que se expresa como:

$$V = \pi r^2 L \quad 2.3.23$$

Donde r es la longitud de la aleta y L es el ancho de la aleta.

Para corregir los efectos de llenado parcial se puede usar el factor de llenado C_f que puede estar entre 85 y 97%; estos valores están fuertemente ligados a las características del material y de la forma de la boca de alimentación del material. De aquí que el valor de flujo de material desde una esclusa rotatoria esta dada por:

$$m = C_f N \pi r^2 L \rho_{apil} \quad 2.3.24$$

Donde C_f es el factor de llenado, N es la velocidad de la esclusa (RPM) y ρ_{apil} es el peso volumétrico suelto del material (kg/m^3).

2.4 Evaluación de los diferentes sistemas de transporte

Para evaluar los diferentes accesorios y elementos de un sistema de transporte se tomarán comparaciones de acuerdo al manejo de este tipo de material, consumo eléctrico, eficiencia, y costo operativo y de instalación.

Las características del material son importantes ya que de acuerdo a estas, se puede decidir el uso o no de cierto tipo de elementos cuya eficiencia depende fuertemente de estas, especialmente de la granulometría.

Otro parámetro importante dentro de la selección del sistema será el método usado para el transporte, de manera que se obtenga homogeneidad en el proceso al que se desee incorporar el material.

En la siguiente tabla se muestran los criterios que se usaran en la evaluación de los diferentes elementos del sistema de transporte.

Tabla V

Criterios de Evaluación de Equipos para el Sistema

Criterio	Tasa de Ponderación		
	Malo	Bueno	Muy Bueno
Eficiencia en Manejo de Partículas Pequeñas	1-5	6-8	9-10
Consumo de Energía	1-5	6-8	9-10
Costos de Mantenimiento	1-5	6-8	9-10
Costos de Instalación	1-4	5-8	9-10
Facilidad de Automatización	1-6	7-8	9-10
Adaptabilidad al Espacio Físico	1-4	5-7	8-10
Costos de Equipos	1-4	5-7	8-10
Accesibilidad a Puntos de Mantenimiento	1-5	6-8	9-10
Capacidad de Transporte	1-3	4-7	8-10
Calda de Presión	1-3	4-7	8-10



CAPITULO 3

3. RESEÑA DE FLUJO COMPRESIBLE EN TUBERÍAS

3.1 Generalidades de Flujos en Tuberías

Por lo general, en aplicaciones ingenieriles, el flujo se lo toma como turbulento y completamente desarrollado dentro de la tubería, para efectos de simplificación de cálculos.

En vista de que el análisis que desarrollaremos en esta tesis, es sobre gases compresibles, es necesario establecer los términos a ser utilizados para flujos de este tipo.

Al hablar de gases compresibles, es necesario introducir conceptos termodinámicos importantes tales como trabajo termodinámico y las tres leyes de termodinámica.

De donde podemos decir que por unidad de masa, el trabajo del fluido se puede representar por:

$$(\delta Q + \delta W)_{\text{efectos_externos}} = \left[du + d(pv) + \frac{VdV}{g_c} + \frac{g}{g_c} dZ \right]$$

3.1.1

que se conoce como la ecuación general de energía de flujos estables.

Un proceso termodinámico se puede expresar en función de un proceso politrópico en el cual la relación de p y v durante un cambio dado se puede aproximar por medio de:

$$pv^n = cte$$

3.1.2

donde n es una constante y se determina de acuerdo al tipo de proceso, para lo que tenemos que para los procesos:

Isobárico	$dp=0$	$dv \neq 0$	$n=0$
-----------	--------	-------------	-------

Isométrico	$dv=0$	$dp \neq 0$	$n=\infty$
------------	--------	-------------	------------

Isotérmico

 $pv=\text{cte}$ $n=1$

Isentropico proceso adiabático y reversible donde $n=\gamma$, y donde γ es la relación de calores específicos.

Igualmente un parámetro importante en el flujo de gases es la relación entre la velocidad del flujo y la velocidad del sonido a las condiciones de ese flujo, a lo que se conoce como el número de Mach, que esta dada por:

$$M = \frac{V}{a} \quad 3.1.3$$

donde a es:

$$a = \sqrt{\gamma g_c R T} \quad 3.1.4$$

Es necesario igualmente establecer el concepto de estado estático y estado total. Un estado estático significa el estado de corriente libre o no perturbado, la cual es el estado actual del fluido, y el estado total representa el estado que resulta de estrangular o estancar un fluido mediante un proceso isentropico. Este ultimo deriva su nombre de que representa a la suma de los términos tanto estáticos como dinámicos, lo que podemos expresar como:

$$T_t = T + \frac{U^2}{2Jg_c C_p} \quad 3.1.5$$

y para la presión

$$\frac{T_t}{T} = \left(\frac{P_t}{P} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \quad 3.1.6$$

La ecuación de Bernoulli se puede expresar en forma diferencial para un flujo compresible, unidimensional e isentrópico incluyendo los posibles cambios de área aguas arriba, idealizando una tubería recta sin curvas, como:

$$\frac{dp}{\rho} + \frac{UdU}{g_c} + \frac{g}{g_c} dZ = 0 \quad 3.1.7$$

donde el término de energía potencial se puede eliminar para una tubería completamente horizontal, dando:

$$0 = \frac{dp}{\rho} + \frac{UdU}{g_c} \quad 3.1.8$$

donde

$$dp = K\gamma\rho^{\gamma-1}d\rho \quad 3.1.9$$

debido a que el flujo es isentropico.

Reemplazando 3.1.9 en 3.1.8, y reordenando, podemos obtener:

$$\frac{U_2^2 - U_1^2}{2g_c} = \left(\frac{\gamma}{\gamma - 1} \right) \left(\frac{p_1}{\rho_1} + \frac{p_2}{\rho_2} \right) \quad 3.1.10$$

Una relación importante en el flujo de gases es la relación de presión total y estática, que esta dada por el número de flujo total que se expresa como:

$$\left(\frac{m}{P_t A} \right) \left(\frac{RT_t}{g_c} \right)^{\frac{1}{2}} = \left\{ \left(\frac{2\gamma}{\gamma - 1} \right) \left(\frac{P}{P_t} \right)^{\frac{2}{\gamma}} \left[1 - \left(\frac{P}{P_t} \right)^{\frac{(\gamma-1)}{\gamma}} \right] \right\}^{\frac{1}{2}} \quad 3.1.11$$

de lo que obtenemos:

$$P_t = P \left[\frac{1}{2} + \sqrt{\frac{1}{4} + \left(\frac{\gamma - 1}{2\gamma} \right) \left(\frac{m}{AP} \right)^2 \left(\frac{RT_t}{g_c} \right)^{\frac{\gamma}{(\gamma-1)}}} \right]^{\frac{\gamma}{(\gamma-1)}} \quad 3.1.12$$

3.2 Diferencias entre trato compresible e incompresible

Usualmente tratamos los flujos compresibles como si se trataran de incompresible. En realidad se deben guardar ciertas dudas con

respecto a esta simplificación. A pesar de no estar seguros del grado de aproximaciones de este trato, siempre se opta por la solución más fácil de manejar en casos de flujos altamente compresibles.

Para el uso de las formulas de Darcy al momento de trabajar con fluidos compresibles como aire, vapores, etc., se debe considerar:

1. Si la perdida calculada ($P_1 - P_2$) es menor que el 10% de la presión de entrada P_1 , se obtiene una exactitud razonable si el volumen específico que se introduce en la formula se basa en las condiciones de entrada o en las condiciones de salida, cualesquiera que sean conocidas.
2. Si la caída de presión calculada ($P_1 - P_2$) es mayor que un 10% pero menor que un 40% de la presión de entrada, la ecuación de Darcy puede aplicarse con razonable precisión utilizando el volumen específico basado en una media de las condiciones de entrada y de salida.
3. Para perdidas de presión mayores, como las que se encuentran a menudo en tuberías largas, deben utilizarse los métodos que se desarrollan a continuación.

3.3 Flujo de Gases reales en tuberías

Hasta el momento se ha establecido ecuaciones para las cuales se ha considerado que no existen pérdidas por fricción y que la distribución de velocidad a lo largo de la sección transversal de la tubería es uniforme.

Para establecer una solución real de flujo de gases en tuberías es necesario establecer la formación de capas límites dentro del flujo de gas, al igual que en el flujo de líquidos. De la misma forma, la presencia de esfuerzos tangenciales del fluido con la tubería establecen una deformación del perfil de velocidades tanto en flujos de régimen laminar como en flujos de régimen turbulento.

De igual forma, los efectos de la capa límite y sus respectivas subcapas [4, Cap. 4], deben tomarse en consideración. Efectos tales como pérdida de energía cinética, cambio de momento, etc. Afectan los parámetros del flujo de manera significativa, al igual que pasa con un líquido.

La pérdida de carga por factores varios se puede expresar como la pérdida de energía entre los puntos 1 y 2 debido a efectos varios, que se denota por la ecuación:

$$\left(\frac{P_1}{\rho} + \alpha_1 \frac{U_1^2}{2} + gz_1 \right) - \left(\frac{P_2}{\rho} + \alpha_2 \frac{U_2^2}{2} + gz_2 \right) = \sum H_i \quad 3.3.1$$

donde α es el número del flujo, el cual se lo determina en los párrafos siguientes.

La pérdida de carga total h_{ft} , se considera como la suma de las pérdidas mayores, h_i , debidas a efectos friccionantes en flujo completamente desarrollado en tubos de área constante, y pérdidas menores, debidas a entradas, conectores, válvulas, codos, etc. En consecuencia, consideramos las pérdidas mayores y menores por separado.

Es necesario entonces establecer un factor (factor de fricción) que relacione las condiciones de flujo y de la tubería con los cambios de parámetros de flujo, de tal manera que se pueda expresar las pérdidas de fricción de cierta forma.

Una aproximación de esta correlación fue expresada primeramente por Darcy-Weisbach, en la que se tiene que:

$$\frac{\Delta p}{\rho} = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{V^2}{2g_c} \right) \quad 3.3.2$$

donde f es el factor de fricción que se expresa de la forma

$$f \equiv \phi_2 \left(\text{Re}, \frac{e}{D} \right) \quad 3.3.3$$

que de acuerdo a la ecuación de Darcy-Weisbach, se obtiene un valor aproximado de f para flujo laminar, siendo este:

$$f = \frac{64\mu}{\rho V D} = \frac{64}{\text{Re}_D} \quad 3.3.4$$

Por otra parte, Blasius [1] propone una correlación válida para Reynolds $\leq 10^5$ que se expresa como:

$$f = \frac{0.3164}{\text{Re}^{0.25}} \quad 3.3.5$$

En 1939, C. F. Colebrook [1] junto con C. M. White desarrollaron una expresión para flujo turbulento, tanto para tuberías lisas como rugosas, el cual se expresa como:

$$\frac{1}{f^{0.5}} = -2.0 \log \left(\frac{e}{3.7D} + \frac{2.51}{\text{Re} f^{0.5}} \right) \quad 3.3.6$$

O la relación de Miller [1] para realizar una sola iteración

$$f_0 = 0.25 \left[\log \left(\frac{e}{3.7D} + \frac{5.74}{\text{Re}^{0.9}} \right) \right]^{-2} \quad 3.3.7$$

las ecuaciones antes mencionadas arrojan valores bastantes aproximados y se pueden usar en programas de computadora. En la práctica se usa normalmente el diagrama de Moody que se muestra en el apéndice A-5.

$\frac{e}{D}$ representa la rugosidad relativa de la tubería y en el diagrama del apéndice A-6 se presenta varios valores para este.

Otro nomograma que se usa en el cálculo de f , es el diagrama de Rouse; el cual hace un compendio entre flujo en tuberías lisas y en tuberías rugosas,

cubriendo la brecha dejada por Moody. El diagrama se muestra en el apéndice A-7.

Combinando la ecuación general de energía de flujo estable y la primera ley de la termodinámica, podemos obtener la ecuación unidimensional para flujo de gases:

$$\partial W = \partial F + \frac{dp}{\rho} + \frac{UdU}{g_c} \quad 3.3.8$$

la cual es llamada la ecuación unidimensional de energía con pérdidas, que se aplica a flujo de gases reales en tuberías, con o sin transferencia de calor. La pérdida termodinámica (∂F) usualmente es llamada pérdida de cabezal en el trabajo de flujo en tuberías. En nuestro estudio, debemos tratar de evitar aplicar la ecuación de Darcy-Weisbach [1] a flujo de gases, aún en secciones de diámetro constante, debido a que la variación de densidad, acompañada de la aceleración del fluido se da en todo tipo de tubería a excepción de las cortas.

La ecuación diferencial es:

$$\partial F = f \frac{dx}{D} \frac{U^2}{2g_c} \quad 3.3.9$$

El coeficiente

$$dK = f \frac{dx}{D} \quad 3.3.10$$

es conocido como el coeficiente de pérdidas en flujo compresible; en vista de que se ha realizado innumerables estudios acerca del valor de f , es importante establecer de que es posible el uso de este valor en flujo compresible siempre que se asuma constante con respecto a la longitud o que se tome un valor medio, lo que produce una variación no muy significativa.

De aquí podemos obtener, para un proceso adiabático:

$$dK = -\frac{2g_c dp}{\rho U^2} - 2 \frac{dU}{U} \quad 3.3.11$$

En 3.3.11, se puede reemplazar la densidad por el criterio de continuidad:

$$\rho = \frac{m}{AU} \quad 3.3.12$$

Tomando en consideración el número total del flujo:

$$\alpha = \frac{m}{AP_{t1}} \left(\frac{P_t}{\rho_t g_c} \right)^{\frac{1}{2}} \quad 3.3.13$$

donde α es constante para un área dada (A) y una presión total (P_{t1}) de entrada, y expresada en términos de R_1 , obtenemos:

$$\alpha = \left\{ \left(\frac{2\gamma}{\gamma-1} \right) R_1^{\frac{2\gamma}{\gamma-1}} \left[1 - R_1^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \right] \right\} \quad 3.3.14$$

Que nos da una relación de V para poder reemplazar en 3.3.11, tomando inicialmente la relación de compresión general:

$$V^2 = \left(\frac{2g_c\gamma}{\gamma-1} \right) \left(\frac{P_t}{\rho_t} - \frac{P}{\rho} \right) \quad 3.3.15$$

y reemplazando ρ por la ecuación 3.3.12, tenemos:

$$U^2 + \left(\frac{2g_c\gamma}{\gamma-1} \right) \left(\frac{\rho A}{m} \right) U - \left(\frac{2g_c\gamma}{\gamma-1} \right) \frac{P_t}{\rho_t} = 0 \quad 3.3.16$$

del manejo matemático de la ecuación:

$$V = \frac{2 \left(\frac{P_t}{\rho_t g_c} \right)^{\frac{1}{2}}}{\left[\left(\frac{R}{\alpha} \right)^2 + 2 \frac{(\gamma - 1)}{\gamma} \right]^{\frac{1}{2}} + \frac{R}{\alpha}} \quad 3.3.17$$

donde R en 3.3.17 es la taza de presión total estática puntual.

Reagrupando y ordenando 3.3.12, 3.3.13, 3.3.14 en 3.3.11 obtenemos:

$$dK = \frac{1}{\alpha} \left\{ \left[\left(\frac{R}{\alpha} \right)^2 + \frac{2(\gamma - 1)}{\gamma} \right]^{\frac{1}{2}} + \frac{R}{\alpha} \right\} dR - 2 \frac{dU}{U} \quad 3.3.18$$

de donde el valor de K en un proceso adiabático se lo expresa mediante la ecuación:

$$(K_{adia})_{1,2} = \frac{1}{2} \left(\frac{R}{\alpha} \right) \left[\left(\frac{R}{\alpha} \right)^2 + \frac{2(\gamma - 1)}{\gamma} \right]^{\frac{1}{2}} \Bigg|_2^1 + \frac{1}{2} \left(\frac{R}{\alpha} \right)^2 \Bigg|_2^1 - \left(\frac{\gamma + 1}{\gamma} \right) \ln \left\{ \left[\left(\frac{R}{\alpha} \right)^2 + \frac{2(\gamma - 1)}{\gamma} \right]^{\frac{1}{2}} + \frac{R}{\alpha} \right\} \Bigg|_2^1 \quad 3.3.19$$

El valor de K se maximiza para un valor de R crítico que se expresa mediante la ecuación:

$$(R_{21})_{\star dia} = \frac{2R_1^{\frac{1}{\gamma}} \left[1 - R_1^{\frac{(\gamma-1)}{\gamma}} \right]^{\frac{1}{2}}}{[(\gamma+1)(\gamma-1)]^{\frac{1}{2}}} \quad 3.3.20$$

El valor de K_{adi} nos indica la máxima longitud de tubería para una razón de entrada dada R_1 . De aquí deducimos que la razón de flujo crítico será:

$$\alpha_{adi}^{\star} = \left[\gamma \left(\frac{2}{\gamma+1} \right)^{\frac{(\gamma+1)}{(\gamma-1)}} \right]^{\frac{1}{2}} \quad 3.3.21$$

Resolviendo simultáneamente 3.3.14 y 3.3.19, deducimos un valor de la razón del flujo en función de la razón de presiones de 1 a 2 ($\alpha=f(R_{21})$). Esta solución representa exactamente el flujo adiabático de un fluido compresible con perdidas en secciones de área uniforme:

$$(K_{adi})_{1,2} = \frac{1}{\gamma} \left(\frac{1}{M_1^2} - \frac{1}{M_2^2} \right) + \left(\frac{\gamma+1}{2\gamma} \right) \ln \left\{ \frac{M_1^2 \left[2 + (\gamma-1)M_2^2 \right]}{M_2^2 \left[2 + (\gamma-1)M_1^2 \right]} \right\} \quad 3.3.22$$

Resultando su máximo valor, en $M_2=1$, de:

$$(K_{adi})_{1,\star} = \frac{1}{\gamma} \left(\frac{1}{M_1^2} - 1 \right) + \left(\frac{\gamma+1}{2\gamma} \right) \ln \left[\frac{(\gamma+1)M_1^2}{2 + (\gamma-1)M_1^2} \right] \quad 3.3.23$$

De la misma forma se puede llegar a una expresión para un proceso isotérmico donde:

$$\rho = \frac{P}{RT} \quad 3.3.24$$

para obtener:

$$dK = -\frac{2g_c P dP}{\rho^2 U^2 RT} - 2 \frac{dU}{U} \quad 3.3.25$$

lo que puede ser integrado directamente, notando que $\rho^2 V^2 = G^2 = (m/A)^2 = \text{cte}$, de lo que resulta:

$$K_{1,2} = \frac{g_c}{G^2 RT} (P_1^2 - P_2^2) + 2 \ln \left(\frac{U_1}{U_2} \right) \quad 3.3.26$$

pero para el caso isotérmico:

$$\frac{U_1}{U_2} = \frac{\rho_2}{\rho_1} = \frac{P_2}{P_1} = \frac{R_{21}}{R_1} \quad 3.3.27$$

para lo cual introducimos igualmente el número de flujo, pero basado en las condiciones de entrada:

$$\alpha_1^2 = \left(\frac{m}{A}\right)^2 \left(\frac{P_{n1}}{\rho_{n1} g_c}\right) \frac{1}{\rho_{n1}^2} = \frac{G^2 R T_{n1}}{P_{n1}^2 g_c} \quad 3.3.28$$

en donde reemplazamos 3.3.28 y 3.3.27 en 3.3.26, de lo que resulta en:

$$K_{iso-1,2} = \frac{R_1^{(\gamma-1)}}{\alpha_1^2} \left[1 - \left(\frac{R_{21}}{R_1}\right)^2 \right] + \ln \left(\frac{R_{21}}{R_1}\right)^2 \quad 3.3.29$$

El término K_{iso} de 3.3.30 es máximo cuando el valor de R_{21} en el estado crítico se usa. Este valor crítico de R_{21} está dado en términos de la razón de la presión inicial por:

$$(R_{21})_{iso}^* = \left\{ \left(\frac{2\gamma}{\gamma-1}\right) R_1^{(\gamma+1)} \left[1 - R_1^{(\gamma-1)} \right] \right\}^{\frac{1}{2}} \quad 3.3.30$$

incidentalmente, de 3.3.30 y de la razón de presión crítica isotérmica podemos deducir:

$$R_{iso}^* = \left(\frac{2\gamma}{3\gamma-1}\right)^{\frac{\gamma}{(\gamma-1)}} \quad 3.3.31$$

cuyo número de flujo crítico isotérmico viene dado por:

$$\alpha_{iso}^* = \left(\frac{2\gamma}{3\gamma-1} \right)^{\frac{(\gamma+1)}{2(\gamma-1)}} \quad 3.3.32$$

El valor máximo de K_{iso} se expresa como:

$$(K_{iso})_{1,*} = \frac{R_1^{\frac{(\gamma+1)}{\gamma}}}{\alpha_1^2} \left\{ 1 - \left(\frac{2\gamma}{\gamma-1} \right) \left[R_1^{\frac{(1-\gamma)}{\gamma}} - 1 \right] \right\} + \ln \left\{ \left(\frac{2\gamma}{\gamma-1} \right) \left[R_1^{\frac{(1-\gamma)}{\gamma}} - 1 \right] \right\}$$

3.3.33

Cuando la ecuación 3.3.15 y 3.3.30 se resuelven simultáneamente, obtenemos una relación $\alpha=f(R_{21})$. Esta solución representa exactamente el flujo isotérmico de un fluido compresible con pérdidas en secciones constantes.

En términos de número de Mach, el coeficiente de pérdidas en flujo isotérmico se expresa como:

$$(K_{iso})_{1,2} = \frac{1 - \left(\frac{M_1}{M_2} \right)^2}{\gamma M_1^2} + \ln \left(\frac{M_1}{M_2} \right)^2 \quad 3.3.34$$

que alcanza su valor crítico cuando $M_2 = \frac{1}{\sqrt{\gamma}}$, de:

$$(K_{iso})_{1,*} = \frac{1 - \gamma M_1^2}{\gamma M_1^2} + \ln(\gamma M_1^2) \quad 3.3.35$$

Aproximaciones

De igual forma se pueden usar aproximaciones de los coeficientes de pérdida usando los datos y ecuaciones dadas por Darcy-Weisbach donde podemos observar las siguientes relaciones para una aproximación estática la cual esta dada por:

$$K_s = \frac{(P_1 - P_2) 2g_c}{\rho_2 V_2^2} \quad 3.3.36$$

y para el número de flujo

$$\alpha_2^2 = \frac{\rho_2^2 V_2^2 \bar{R} T_1}{\rho_u^2 g_c} \quad 3.3.37$$

donde la densidad del gas esta dada por:

$$\rho_2 = \frac{P_2}{\bar{R} T_2} \quad 3.3.38$$

y la relación de temperatura en 2 es:

$$\frac{T_2}{T_1} = R_2^{\frac{(\gamma-1)}{\gamma}} \quad 3.3.39$$

donde las ecuaciones 3.3.37, 3.3.38 y 3.3.39 se combinan con la ecuación 3.3.36 de lo que obtenemos:

$$K_s = \frac{2}{\alpha_2^2} \left[\frac{(R_1 - R_2) R_{21}}{R_2^{\frac{(\gamma-1)}{\gamma}}} \right] \quad 3.3.40$$

Una aproximación total se puede expresar como:

$$K_t = \frac{2}{\alpha_2^2} \left[\frac{\left(1 - \frac{1}{TPR}\right) R_{21}}{R_2^{\frac{(\gamma-1)}{\gamma}}} \right] \quad 3.3.41$$

donde TPR, es la razón total de presiones, P_{t1}/P_{t2} .

Para condiciones de entrada dadas, y para razones de presiones medidas R_1 y R_{21} se pueden comparar los coeficientes de carga para flujos compresibles con los coeficientes aproximados.

En general notamos que para la aproximación estática se encuentra un error de 30.5% y para la aproximación total 4.4%.

Podemos notar que los valores de los coeficientes de perdidas son aditivos con relación al cambio de propiedades a lo largo del sistema.

La combinación de coeficientes de pérdida en flujos compresibles se puede dar siempre que estos hayan sido ajustados inicialmente a un área común de referencia, lo que nos da para flujos compresibles:

$$(K_{o,N})_{ref} = (K_{0,1})_{ref} + (K_{1,2})_{ref} + \dots + (K_{N-1,N})_{ref} \quad 3.3.42$$

Solución de flujo de gases en tuberías

Determinamos el número de Reynolds, de acuerdo a las ecuaciones (2.2.4a) y (2.2.4), nótese que para flujos estables en tuberías de diámetro constante, existe un único número de Reynolds para la tubería, despreciando variaciones mínimas de viscosidad debido a la temperatura.

Calculamos por métodos usuales, de acuerdo a los explicados anteriormente, el factor de fricción de la tubería.

Se determina las perdidas de cabezal mediante 2.2.22 y 2.2.28 como:

$$h_{1,2} = f \frac{L}{D} \frac{U^2}{2g_c} = K_x \frac{U_x^2}{2g_G}$$

De la ecuación de energía 2.2.20 podemos obtener tanto ΔP como ΔKE , dependiendo de la incognita en el problema, donde:

$$\Delta KE = \int_1^2 \frac{UdU}{g_c} = \left(\frac{\gamma}{\gamma - 1} \right) \left(\frac{P_1}{\rho_1} - \frac{P_2}{\rho_2} \right) \quad 3.3.43$$

Nótese que las velocidades usadas en las ecuaciones anteriores son un promedio de velocidades en la tubería como se define en la ecuación de continuidad.

3.4 Compresores y Sopladores

Compresores: Condiciones de Funcionamiento

Para establecer los parámetros de un compresor es necesario realizar análisis del gas, cuyos resultados suelen expresarse en porcentaje de volumen. En los compresores de aire se requiere la humedad relativa o temperatura de bulbo húmedo en la entrada lo que nos indica la humedad de entrada al compresor y facilita conocer las condiciones en que el aire sale luego de ser comprimido.

Para el cálculo de la razón de los calores específicos se pueden usar valores según las condiciones de entrada, o para valores más exactos se puede usar un promedio durante el ciclo de compresión.

Los factores de compresibilidad, que indican la desviación con respecto a un gas ideal, se dan o se calculan en las condiciones de succión y de descarga. Para el aire o para un gas puro hay disponibles gráficas de factores de compresibilidad, como funciones de la presión y temperatura reales. Si no se cuenta con esas gráficas para gases mezclados se acostumbra utilizar las tablas generales de compresibilidad que requieren calcular la presión reducida, P_r y la temperatura reducida, T_r . Estos términos se definen mediante:

$$P_r = \frac{P}{P_c} \quad \text{y} \quad T_r = \frac{T}{T_c},$$

en donde P_r y T_r son la presión y temperatura reducidas respectivamente, P y T son la presión en Pa o psia; y temperatura en °K o °R, en las condiciones reales de funcionamiento; P_c y T_c son la presión crítica, Pa o psia; y la temperatura crítica, °K o °R respectivamente de la mezcla.

Las capacidades se pueden expresar en diversas formas:

- Flujo en peso, W en lb/h, lb/min, kg/h, kg/min
- Gasto referido a las condiciones estándar, que suelen ser 14.7 psi o 101.33 kPa y 60°F o 16°F expresado como: PCME (pie³ estándar por minuto), PCHE (pie³ estándar por hora), MMPCDE (pie³ estándar por día de 24 horas), MCME (metros³ estándar por minuto), MCHE (metro³ estándar por hora), MMMCDE (millones de metros³ estándar por día de 24 horas)
- El gasto en relación con las condiciones de succión que se suele expresar como: ft³/min, ft³/seg, m³/min y m³/seg.

Para seleccionar el compresor de una correcta capacidad, es necesario convertir las capacidades, sin importar la forma en que se exprese, a capacidad en las condiciones de succión, empleando la ecuación:

$$\frac{P_1 V_1}{T_1 Z_1} = \frac{P_2 V_2}{T_2 Z_2} \quad 3.4.1$$

en donde V es el volumen, P es la presión absoluta, T es la temperatura absoluta y Z es el factor de compresibilidad. En la ecuación 3.4.1 se puede suponer que el factor de compresibilidad, Z₁, es de 1.0 si P₁ y T₁ son las de condiciones estándar.



$$Q_s = W\bar{v} = \frac{W}{\rho} \quad 3.4.2$$

en donde W es el flujo, lb/min o kg/min, \bar{v} es el volumen específico, ft³/lb o m³/kg, y ρ es la densidad, lb/ft³ o kg/m³. El volumen específico se puede calcular con:

$$\bar{v} = Z \left(\frac{1.545}{M_\omega} \right) \left(\frac{T}{144\rho} \right) \quad 3.4.3$$

siendo M_ω es el peso molecular.

$$PCME = \frac{379.46M}{60} \quad 3.4.4$$

en donde M es el flujo, de mol/h

$$W = M(M_\omega) \quad 3.4.5$$

y W es el flujo en peso, lb/h o kg/h, tenemos:

$$Q_s = Q_{estandar} \left(\frac{P_{estandar}}{P_s} \right) \left(\frac{T_s}{T_{estandar}} \right) \left(\frac{Z_s}{Z_{estandar}} \right) \quad 3.4.6$$

en donde el subíndice s denota las propiedades en las condiciones de succión.

Carga y caballaje del compresor

Para cualquier compresor el caballeje requerido es:

$$(HP)_{g(ad)} = \frac{WH_{ad}}{33000\eta_{ad}} \quad 3.4.7$$

$$H_{ad} = \left(\frac{Z_s + Z_d}{2} \right) \left(\frac{1.545}{M_w} \right) T_s \left[\frac{r_c^{\frac{(\gamma-1)}{\gamma}} - 1}{(\gamma-1)} \right] \quad 3.4.8$$

en donde $(HP)_{g(ad)}$, es el caballeje adiabático, para el gas, en hp; W es el flujo en peso, en lb/min; H_{ad} es la carga adiabática, en (ft-lb)/lb; η_{ad} es la eficiencia adiabática; Z_s es el factor de compresibilidad en las condiciones de succión, Z_d es el factor de compresibilidad en las condiciones de descarga; M_w es el peso molecular, T_s es la temperatura de succión, en °R y r_c es la relación de compresión, es decir P_d/P_s .

La temperatura de descarga adiabática, $T_{d(ad)}$, en °R, es:

$$T_{d(ad)} = T_s r_c^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \quad 3.4.9$$

En comparación a ciertos compresores que operan en condiciones adiabáticas o cercanas a estas; muchos otros tienen desviaciones significativas que no permiten que sean tratados como adiabáticos, en este tipo de ciclo se debe considerar como politrópico en cuyo caso, las relaciones necesarias son:

$$(HP)_{g(poli)} = \frac{WH_{poli}}{33000\eta_{poli}} \quad 3.4.10$$

$$H_{poli} = \left(\frac{Z_s + Z_d}{2} \right) \left(\frac{1.545}{M_w} \right) T_s \left[\frac{r_c^{\frac{(n-1)}{n}} - 1}{(n-1)} \right] \quad 3.4.11$$

en donde $(HP)_{g(poli)}$, es el caballaje politrópico para el gas, en hp; W es el flujo en peso, en lb/min; H_{poli} es la carga politrópica, en (ft-lb)/lb; η_{poli} es la eficiencia politrópica; Z_s es el factor de compresibilidad en las condiciones de succión, Z_d es el factor de compresibilidad en las condiciones de descarga; M_w es el peso molecular, T_s es la temperatura de succión, en °R y r_c es la relación de compresión.

La temperatura de descarga politrópica, $T_{d(poli)}$ se calcula con:

$$T_{d(poli)} = T_s r_c^{\frac{(n-1)}{n}} \quad 3.4.12$$

El valor de la cantidad n en las diversas relaciones politrópicas se obtiene con:

$$\left(\frac{n-1}{n} \right) = \left(\frac{\gamma-1}{\gamma} \right) \left(\frac{1}{\eta_{poli}} \right) \quad 3.4.13$$

Cuando se utilizan las tablas de las propiedades de los gases o los diagramas de Mollier (Apéndice A-8) para hacer cálculos del compresor, la carga adiabática, H_{ad} se obtiene con:

$$H_{ad} = 778 \Delta h \quad 3.4.14$$

en donde h es la entalpia, en Btu/lb.

La relación de la eficiencia adiabática a la eficiencia politrópica es:

$$\eta_{ad} = \left[\frac{\left(r_c^{\frac{(\gamma-1)}{\gamma}} - 1 \right)}{\left(r_c^{\frac{(n-1)}{n}} - 1 \right)} \right] \quad 3.4.15$$

Velocidad específica

El parámetro N_s , denota el número índice para impulsores o rotores, tanto de bombas como de compresores; se define como:

$$N_s = \frac{N\sqrt{Q}}{H^{3/4}} \quad 3.4.16$$

Cuando se utiliza 3.4.16 para compresores, la velocidad N se expresa en rpm, la capacidad Q , en ft^3/seg en las condiciones de succión, y la carga H , en $(\text{ft}\cdot\text{lb})/\text{lb}$.

Otra cantidad adimensional para impulsores o rotores es el diámetro específico, D_s , definido como:

$$D_s = \frac{DH^{1/4}}{\sqrt{Q}} \quad 3.4.17$$

en donde D es el diámetro del impulsor o el rotor, ft.

En el **apéndice A-10** se muestra una gráfica de Balje [5] para determinar las relaciones entre las ecuaciones 3.4.16 y 3.4.17.

CAPITULO 4

4. RESEÑA DE FLUJO DE DOS FASES

En un contexto de ingeniería común, podemos decir que la materia existe en tres estados:

- Sólido
- Líquido
- Gas

En lo que respecta a la mecánica de fluidos, el flujo de dos fases, concierne al flujo en que dos estados de un solo elemento, o de varios elementos se encuentran simultáneamente presentes. Puede darse el caso de flujos de gas y líquido, tal como las burbujas de vapor de en un flujo de agua (fenómeno de ebullición y/o cavitación), líquido – sólido, gas – sólido como en el caso de transporte neumático, y líquido – líquido en el caso de dos componentes inmiscibles.

Básicamente el flujo en dos fase debe cumplir con dos asunciones fundamentales:

- Las fases ocupan un mismo espacio físico
- Existe una fase en forma dispersa en la fase de acarreo o fase continua.

En el primer caso, podemos decir, que la asunción es invalida en una escala microscópica, pero debe ser aceptada a cierto tipo de escala apropiada para efectos de establecer un modelo. Por ejemplo, en aire con polvo, el polvo se asume que se encuentra en todo lugar en el aire. De igual forma, en un spray, las gotas de líquido están en todas partes. Esta condición excluye del flujo de dos fases algunos problemas importantes, tal como la cristalización y solidificación de metales, en donde las dos fase están completamente separadas en el espacio. Tales problemas pueden ser modelados mediante un modelo unifasico con una adecuada representación de las condiciones de cambio de fase.

La segunda asunción mencionada, define el flujo de dos fase disperso, sin embargo, esta condición no establece necesariamente que la fase dispersa se encuentre disuelta. De hecho, existe un lazo estrecho entre las fases. En

este marco, la fase particulada puede ser sólido, líquido o gas. La fase de acarreo puede ser líquido o gas.

Se puede dar el caso de que en flujo de fases, una o ambas fases consistan tanto de un material puro, como de una mezcla, conteniendo elementos en solución. En muchos casos, el proceso a ser modelado genera una interacción entre la fase dispersa y los componentes de la fase de acarreo que, cambia la composición de una o ambas fases. Por ejemplo, cuando azúcar es agregada al agua, existen en primera instancia una fase dispersa (azúcar) y una fase de acarreo (agua). Si el agua es batida, la fase dispersa desaparece, resultando un líquido que posee un elemento en solución a un cierto nivel de concentración u a una distribución espacial. De igual forma podemos mencionar procesos de combustión en los cuales, a medida que se da el proceso, la composición de la fase de acarreo cambia.

Clasificación del flujo de dos fases de acuerdo a su complejidad

Para entender mejor el fenómeno del flujo en dos fases, es necesario establecer cierta clasificación de dicho flujo, de acuerdo a la complejidad del fenómeno. Esta clasificación se relaciona con las concentraciones de fase dispersa en la fase de acarreo y con su densidad.

La clasificación de este fenómeno nos permite aislar casos en los que no se requiere de un modelo matemático complejo, y cuya solución se puede obtener con métodos convencionales de solución.

La clasificación de los flujos de dos fases se puede hacer como sigue:

- Fase dispersa muy disuelta, con una densidad similar a la de la fase de acarreo.
- Fase dispersa razonablemente disuelta, despreciando las fuerzas interfaciales entre las dos fases.
- Fase dispersa con interacción con la fase de acarreo

En el primer caso, tomamos en consideración el caso en que se presenta una fase dispersa muy disuelta, es decir, a una concentración muy baja en relación volumétrica de masas.

De igual manera, se tiene que ambas fases, poseen una densidad que no difiere grandemente una de otra.

En esta caso, se puede asumir que la fase dispersa tiene el mismo patrón que la fase de acarreo, y que no existe intercambio de masa entre las fases;

de igual forma las condiciones de flujo, tales como temperatura, velocidad, etc., son iguales en ambas fases.

Tales condiciones describen un flujo de una sola fase, que puede o no requerir modificaciones de las propiedades físicas aparentes de la fase de acarreo. Estos representan una situación trivial de flujo, que pertenecen solo formalmente a la clasificación del flujo de dos fases.

En el segundo caso, la fase dispersa esta razonablemente disuelta en la fase de acarreo, pero las fuerzas interfaciales entre ambas fases son despreciables. Para tales problemas, la fase dispersa presenta características que la distinguen de la fase de acarreo, pero esta no afecta a la fase de acarreo. Esto es, la dinámica de la fase de acarreo mueve a la fase dispersa, pero la fase dispersa por sí sola no afecta a la dinámica de la fase de acarreo. Debido a la unidireccionalidad del modelo dinámico del flujo, es posible resolver el problema en secuencia, esto es, primero la fase de acarreo y luego la fase dispersa.

Para la resolución de la fase de acarreo, se usan las ecuaciones convencionales de mecánica de fluidos, tales como la conservación de masa, momentum, energía, energía cinética de turbulencia, disipación de turbulencia, etc. Tales ecuaciones se pueden manejar desde la perspectiva

euleriana, en la que interesa los valores de las propiedades físicas aparentes en cada punto.

La fase dispersa puede ser simulada mediante métodos eulerianos o lagrangianos en los cuales son considerados efectos de red del flujo sobre las partículas desde un punto de vista newtoniano o euleriano, en las cuales se considera el efecto de arrastre de las partículas debido a la fase de acarreo, así como otras fuerzas como la producida por la energía de turbulencia, fuerzas gravitacionales, centrifugas y fuerzas producidas por campos eléctricos, etc.

De igual manera, un intercambio de calor o transferencia de masa se puede representar mediante un simple balance de energía, o el establecimiento de ecuaciones de balance de masa convencionales, ya que no existe un efecto apreciable sobre la fase de acarreo.

Esta presunción es solo posible en los casos en que la fase de acarreo no presente variaciones debido al intercambio de masa y/o calor que afecten sus propiedades aparentes; en caso de darse este intercambio de manera significativa se debe analizar desde otro punto de vista.

En el tercer caso, se toma en consideración una interacción clara entre ambas fases, lo que representa una mayor complejidad a la hora de resolver

el problema. En este caso se pueden usar tanto la representación euleriana como la lagrangiana en lo que se pueden establecer intercambios de masa entre ambas fases, intercambio de calor, cambio de fase de las fases, intercambio de energía cinética debido a múltiples factores, etc.

En el método euleriano, cada fase es tratada como continua. Este trato se basa en la asunción de que existen ecuaciones de continuidad (tal como la de Navier-Stoke, Bernoulli, Euler, etc.) para cada fase en cada punto del campo en que se desarrolla el flujo. Para compensar el hecho de que cada fluido está presente en cada punto, se usa el concepto de fracción de volumen, el cual permite ponderar sobre cada volumen arbitrario la participación de cada fluido. Las ecuaciones gobernantes de cada fase son concatenadas de acuerdo a los límites del volumen establecido para modelar el comportamiento del flujo.

Este método usa las ecuaciones de energía de Euler tanto para la fase de acarreo como para la fase dispersa; y se conoce como el modelo Euleriano/Euleriano.

En el método lagrangiano, solo la fase de acarreo es tratada como continua, sujeta a las ecuaciones de continuidad de mecánica de los fluidos, o ecuaciones eulerianas. La fase dispersa es tratada como si se tratase de partículas que están sujetas al punto de vista lagrangiano. Sin embargo, a

diferencia del anterior, este modelo asume una transferencia de momentum, masa y calor bidireccional entre las dos fases. En particular, la dinámica de la fase dispersa influye en la dinámica de la fase de acarreo.

A este método se conoce también como Euleriano/Lagrangiano, y se usa por lo general el método de fuente de partículas en celda (PSIC-Particle Source in Cell) propuesto por Magdal y Agosta [15] y desarrollado por Crowe.

Entre los métodos de modelaje de flujos de sólido – gas se conoce el Euleriano/Euleriano y Euleriano/Lagrangiano, que se mencionaron anteriormente. El método Euleriano/Euleriano trata ambas fases por separado como medios interpenetrantes continuos, mientras que el método Euleriano/Lagrangiano trata a la fase de acarreo como continuo pero maneja la fase dispersa mediante las ecuaciones Lagrangianas para la trayectoria de una cantidad estadísticamente significativa de partículas o parcelas (grupos de partículas de tamaño similar, masa, posición, etc.)

La ventaja del método Euleriano/Lagrangiano es que se puede obtener información detallada sobre la fase dispersa, pero puede tornarse engorroso al momento de tratar flujos con fracción volumétrica alta. El método Euleriano/Euleriano tiene la ventaja de ser fácil de resolver usando sencillos programas de computación y métodos numéricos, siendo ideal para problemas en que la relación volumétrica es alta, pero no es muy

recomendable al tratarse de partículas con características variantes tal como tamaño y densidad, dentro de una población significativa.

Un modelo numérico con buena aproximación para flujo de dos fases debe incluir algunos tipos de interacciones importantes que se dan dentro del flujo. Para el modelaje de difusión turbulenta de partículas, Fan et al (1997) introdujo un modelo de fluctuación de espectros de trayectoria aleatorias (Fluctuation – spectrum random trajectory) al método Euleriano/Lagrangiano del cual obtuvo buenos resultados para flujos relativamente disueltos de dos fases en tobera. Jenkins y Savage (1983), Lun y Savage (1987) introdujeron una teoría cinética para considerar interacción inter-particular, para que luego, que Sinclair y Jaczon (1989), Ding y Gidaspow(1990) desarrollasen modelos globales para estos efectos.

4.1 Principios de fluidos para flujos de dos fases

Como se menciona anteriormente, todo tipo de fluido debe cumplir con las leyes de conservación de energía, momentum y masa. De igual forma cualquier flujo debe poder ser representado por las ecuaciones de Navier - Stokes. Al tratarse de flujo de dos fases es necesario replantear estas ecuaciones, de tal manera que se ajusten al fenómeno que nos interesa.

La resolución de este tipo de ecuaciones se torna compleja al momento de establecer una relación de intercambio de energía, masa y/o momentum entre ambas fases. Dentro de este contexto se puede establecer métodos de solución como se menciono anteriormente, pero es necesario en primera instancia plantear las ecuaciones generales de mecánica de fluidos para luego poder adaptarlas al fenómeno.

Luego de un balance en las propiedades sobre un volumen de control y un manejo matemático, obtenemos:

$$\text{Para continuidad} \quad \frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla \cdot \rho U = 0 \quad 4.1.2$$

$$\text{Para Momento} \quad \rho \left(\frac{\partial U}{\partial t} \right) + \rho (U \cdot \nabla) U = -(\nabla \cdot P) + \sum_s \rho_s F_s \quad 4.1.3$$

$$\text{Para Energía} \quad \rho \left(\frac{DU}{Dt} \right) = -(\nabla \cdot q) - (P : (\nabla \cdot U)) + \sum_s (J_s - F_s) \quad 4.1.4$$

En el caso de flujos reales, en el tensor de momento, aparece el termino τ_{xy} que es el esfuerzo viscoso que esta dado por:

$$\tau_{xy} = \nu \left(\frac{\partial \rho U_x}{\partial y} \right) \quad 4.1.5$$

El término de esfuerzo normal, debe contener adicionalmente a los términos de cortante, una deformación volumétrica. La deformación volumétrica adicional debe incluir efectos de compresibilidad del material, de lo que tenemos que:

$$\tilde{\tau}_{ii} = 2\mu \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_i} \right) - k(\nabla \cdot U) \quad 4.1.6$$

En los casos en que los esfuerzos viscosos son independientes del cambio de densidad, se tiene que:

$$k = -\frac{2}{3}\mu \quad 4.1.7$$

Para otros casos, en que no se cumple esto, k se determina por:

$$k = -\frac{2}{3}\mu + \kappa \quad 4.1.8$$

donde κ es la densidad de volumen (bulk density), esto nos da como resultado, para casos generales:

$$\tilde{\tau}_{ji} = -\mu \left(\frac{\partial U_i}{\partial x_j} + \frac{\partial U_j}{\partial x_i} \right) + \left(\frac{2}{3}\mu + \kappa \right) \left(\frac{\partial U_l}{\partial x_l} \right) \delta_{ij} \quad 4.1.9$$

de la combinación de la ecuaciones anteriores con la ecuación de momento, obtenemos la ecuación de Navier – Stokes:

$$\rho \left(\frac{DU}{Dt} \right) = -\nabla p + \mu(\nabla \cdot (\nabla U)) + \mu(\nabla \cdot (\nabla U)) - \frac{2}{3} \mu \nabla(\nabla \cdot U) + \sum_z \rho_s F_s$$

4.1.10

Estas ecuaciones pueden cambiar de coordenadas de referencia de acuerdo al caso para los cuales, se pueden usar los métodos expuestos en la referencia [20] para este tipo de ecuaciones.

Turbulencia y Mezcla en el flujo

La turbulencia es un fenómeno macroscópico y aleatorio que afecta significativamente el desarrollo de un flujo. A nivel ingenieril, casi todos los flujos se los trata en un régimen turbulento. En el flujo de dos fases, de igual manera se presenta este efecto, pero en este caso, su interacción con la fase dispersa es de gran importancia, ya que una buena parte de la energía que se transmite a esta fase, se debe a la energía de turbulencia.

Dependiendo de la disolución de la fase sólida en la fase de acarreo, la longitud equivalente de la mezcla o de efecto eddy estará relacionada con el

patrón medio de separación de las partículas de la fase disuelta y su efecto será mas representativo a medida que estos dos parámetros se aproximen.

La turbulencia produce que la velocidad y el patrón de velocidad varíen transversalmente a lo largo de la tubería, con lo que podemos decir que existen velocidades instantáneas de cambio o intercambio de momento entre capas de una sección transversal del ducto.

De aquí que es importante establecer relaciones entre los esfuerzos de corte, efecto eddy y la velocidad máxima e instantánea de el fluido con respecto a una velocidad media que nos permita reducir la complejidad de cálculo del sistema.

El esfuerzo producido por los efectos de turbulencia se lo conoce como esfuerzo de Reynolds, eddy o esfuerzo turbulento.

Para tuberías tenemos una relación universal, aplicable a toda la capa del flujo confinado, que se expresa como:

$$\frac{\bar{U}_z}{U_{z,max}} = 1 + \alpha_1 \left(\frac{r}{r_0} \right)^2 + \alpha_2 \left(\frac{r}{r_0} \right)^{2m} \quad 4.1.11$$

donde

$$\alpha_1 = \frac{s-m}{m-1} \quad 4.1.12$$

y

$$\alpha_2 = \frac{1-s}{m-1} \quad 4.1.13$$

Siendo

$$s = \frac{U^{*2}}{\nu} \frac{r_o}{2\bar{U}_{z,max}} = \frac{y_0^+}{2U_0^+} \quad 4.1.14$$

en donde

$$U_0^+ = \frac{\bar{U}_{z,max}}{U^*} \quad 4.1.15$$

donde m esta dada por:

$$m = -0.617 + 8.211E-3(\text{Re}_D)^{0.786} \quad 4.1.16$$

y y_0^+ esta dada por la relación:

$$y_0^+ = \sqrt{\frac{f}{8}} (\text{Re}_D) \quad 4.1.17$$

El término U^* es la velocidad de fricción, que se expresa como:

$$U^{*2} = \frac{\tau_w}{\rho} \quad 4.1.18$$

Dentro de estas ecuaciones, se han introducido parámetros adimensionales, que en resumen se pueden expresar como:

$$y^+ = \frac{yU^*}{\nu}, \quad U^+ = \frac{\bar{U}_x}{U^*}, \quad y_0^+ = \frac{y_0U^*}{\nu}$$

Estas expresiones desarrolladas hasta ahora, están en función del esfuerzo de corte debido a la viscosidad que se debe a efectos de turbulencia. Es necesario establecer una relación entre este parámetro y el factor de fricción, cuyo estudio ha sido ampliamente detallado y para el cual existen tablas y ecuaciones empíricas con grados de confianza buenos para un cálculo de tipo ingenieril. Esta relación, esta dada por:

$$\tau_w = \frac{1}{8} f \rho \bar{U}_{z,medio}^2 \quad 4.1.19$$

Los efectos de turbulencia y la relación con respecto a la variación de velocidad y velocidad media se pueden presentar mediante una solución

estocástica, partiendo desde el punto de que la producción de turbulencia, es un efecto netamente aleatorio.

Este punto de vista no se considerará dentro de esta tesis, pero su uso, permite una introducción real al fenómeno de acarreo en el flujo de dos fases, siendo el flujo de partículas disueltas un fenómeno fácilmente representable mediante métodos estocásticos y simulación en computadora.

4.2 Conceptos de flujo de dos fases

Antes de desarrollar las ecuaciones de continuidad antes expuestas, es necesario establecer ciertos conceptos necesarios para atacar el problema.

Desde el punto de vista Euleriano, se tratan ambas fases como continuas, controlando el flujo de propiedades desde un volumen de control. Este método hace una aproximación macroscópica del fenómeno y su análisis no es detallado. Este método es muy útil a la hora de tratar flujo de dos fases con fracción volumétrica de fase disuelta alta.

Por otro lado, el método lagrangiano, es aplicable a la fase disuelta, para lo cual presenta la ventaja de poder manipular una población de

partículas con características variadas, para lo que se requiere un desarrollo estocástico y simulación del proceso como se menciono anteriormente. Este método analiza la variación de las propiedades aparentes de la partícula a lo largo de una trayectoria.

Uno de los conceptos más importantes para cualquier método, es la relación volumétrica de cada fase, la cual se ha mencionado brevemente a lo largo de este texto, y que se expresa mediante ϵ que representa la fracción de vacío o fase de acarreo, y ϵ_s que es la fracción volumétrica de la fase sólida. La relación entre ambos esta dada por:

$$\epsilon = 1 - \epsilon_s \quad 4.2.1$$

La velocidad mínima de transporte se define como la velocidad media mínima del fluido o fase de acarreo que previene la acumulación de una capa de partículas (estacionaria o en movimiento) en las paredes de la tubería. Thomas (288) y otros investigadores encontraron que si esta velocidad es excedida, el flujo se podía considerar como homogéneo para partículas a escala micrométrica, lo suficientemente pequeña para mantener un régimen de Stokes ($Re_p < 1$) y al mismo

tiempo, que la partícula sea de tamaño menor a un quinto de y^+ en el sistema de flujo.

La velocidad de choque en una tubería vertical, es el caudal al cual se produce estancamiento de partículas en el sistema. Zens (320, 322) observo que la velocidad mínima de transporte y la velocidad de choque son las misma para una distribución uniforme de tamaño de partícula en la población de la fase sólida, pero en el caso de una distribución no uniforme de partículas, la velocidad mínima de transporte se encuentra entre tres a seis veces la velocidad de choque.

4.3 Ecuaciones gobernantes del flujo de dos fases

Como se menciona anteriormente, para el análisis del flujo de dos fases se pueden aplicar dos métodos (Euleriano y Lagrangiano), para lo cual debemos realizar algunas modificaciones a las ecuaciones fundamentales.

Ecuaciones para la fase dispersa

Desde un punto de vista euleriano, tomando en consideración el modelo derivado con base en el modelo teórico cinético de Ding y

Gidaspow en 1990 y luego revisado por Nieuwland et al en 1996 tenemos:

Para la conservación de masa:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_s \rho_s) + \nabla(\epsilon_s \rho_s u_s) = \sum_{p=1}^n m_{pq} \quad 4.3.1$$

donde

ϵ_s es la fracción volumétrica del sólido

ρ_s es la densidad del sólido

u_s es la velocidad del sólido en dirección del flujo

Para el cambio de momentum:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon_s \rho_s u_s) + \frac{\partial}{\partial x}(\epsilon_s \rho_s u_s u_s) = \beta(u_f - u_s) - \epsilon_s \frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial \tau_s}{\partial x} + \epsilon_s \rho_s g \quad 4.3.2$$

Ding y Gidaspow en 1990 adaptan una solución para la función de distribución de velocidad, o función de distribución de Maxwell para poder integrar términos tales como elasticidad volumétrica (bulk density) o el término de colisión al momento de derivar la ecuación de momento para la fase sólida. Chapman y Cowling (1970) notaron que

para un gas compacto no uniforme levemente, en el cual se basa la derivación de la ecuación para la fase sólida, es más razonable una solución de primer orden para la función de distribución de velocidad.

Bajo condiciones de flujo en los cuales el desequilibrio, deslizamiento, o compresibilidad no pueden ser importantes, se puede considerar una solución aproximada del flujo de dos fases, usando ecuaciones de flujo de una fase.

En el caso de compresibilidad y deslizamiento, la elasticidad volumétrica (bulk density) es un factor importante. Por lo general la densidad volumétrica se considera cero, inclusive en flujo de gases compresibles este se desprecia debido a una consideración ideal en que la ecuación 4.1.9 se mantiene con κ cero. Pero en el caso de la fase sólida, claramente, al ser considerada como continua y de densidad constante, el efecto de acumulación de concentración debido a colisiones y variaciones de velocidad de transporte debe ser considerado. La mejor forma es usando la densidad volumétrica.

Modificando el esfuerzo de corte para la fase dispersa, tenemos:

$$\tau_s = \epsilon_s \left[-p_s + \left(\kappa - \frac{2}{3} \mu_s \nabla u_s \right) \right] \delta_{ij} + \mu_s \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \quad 4.3.3$$

donde

$$p_s = p_s^k + p_s^c \quad 4.3.4$$

que es la presión del compuesto sólido, formado de la parte cinética y la parte debido a las colisiones, que se expresa como:

$$p_s^c = 2 \epsilon_s^2 \rho_p g_0 (1 + e) T_s \quad 4.3.5$$

$$\text{y} \quad p_s^k = \frac{\epsilon_s \rho_p}{1 + \frac{\zeta}{L}} T_s \quad 4.3.6$$

siendo

$$\frac{2}{3} T_s = \frac{1}{2} V_s V_s \quad 4.3.7$$

$$\zeta = \frac{d_p}{6 \epsilon_s \sqrt{2}} \quad 4.3.8$$

donde ζ es el patrón libre medio de la fase solida, T_s es la pseudotemperatura y V_s es la velocidad de movimiento de moléculas de Brown para la fase de acarreo y la fase dispersa. Para el gas T_f es la

temperatura térmica real, mientras que T_s para la fase dispersa, refleja únicamente la tendencia a movimiento fluctuante de Brown, pero no la temperatura real de sólido que represente la energía cinética interna de las moléculas dentro de la partícula.

El coeficiente de densidad volumétrica del sólido, esta dado por:

$$\kappa = \frac{4}{3} \epsilon_s \rho_s d_p g_0 (1+e) \sqrt{\frac{T_s}{\pi}} \quad 4.3.9$$

El coeficiente de viscosidad del sólido se expresa como:

$$\mu_s = \mu_s^c + \mu_s^k \quad 4.3.10$$

donde

$$\mu_s^k = \frac{10 \rho_s d_s \sqrt{T_s \pi}}{96 \epsilon_s (1+e) g_0} \left[1 + \frac{4}{5} g_0 \epsilon_s (1+e) \right]^2 \quad 4.3.11$$

$$y \quad \mu_s^c = \frac{4}{5} \epsilon_s \rho_s d_p g_0 (1+e) \sqrt{\frac{T_s}{\pi}} \quad 4.3.12$$

que conforman la ecuación de momento para la fase sólida.

El coeficiente de intercambio entre fases β se lo puede expresar de la forma general:

$$\beta = \frac{\epsilon_s \rho_s f}{\tau_s} \quad 4.3.13$$

Donde τ_s es el tiempo de relajación de la fase dispersa y f se define de acuerdo a los modelos que presentamos posteriormente.

$$\tau_s = \frac{\rho_s d_s^2}{18\mu_f} \quad 4.3.14$$

Arastoopour et al recomienda un modelo basado en el numero de Reynolds, que se define como:

$$f = (0.9611 + 0.0187 \text{Re}_p) \epsilon_s^{-2.8} \quad 4.3.15$$

Este modelo se recomienda para ser usado en conjunto con el modelo de viscosidad granular de Dimitri Gidaspow (1990) presentado aquí, para flujos en los cuales la fase dispersa alcance limites de empaquetamiento.

De igual forma Ding y Gidaspow recomienda un modelo empirico que esta dado por:

$$\epsilon_s < 0.8 \quad \beta = 150 \frac{(1-\epsilon)^2 \mu_f}{\epsilon d_p} + 1.75 \frac{\rho_f (1-\epsilon) |u_f - u_s|}{\epsilon}$$

4.3.16

Wen y Yu recomendaron el uso de:

$$f = \frac{C_D \text{Re}_p \epsilon_f^{-1.7}}{24} \quad 4.3.17$$

Donde

$$C_D = \frac{24}{\epsilon_f \text{Re}_s} \left[1 + 0.15 (\epsilon_f \text{Re}_s)^{0.687} \right] \quad 4.3.18$$

Este modelo es aplicable a flujos con fase disueltas con fracción volumétrica significativamente baja con respecto a la fase de acarreo.

En la ecuación 4.3.17 el coeficiente de arrastre C_d , se puede calcular de acuerdo a las ecuaciones 2.2.6 a 2.2.8 de acuerdo al caso; en caso de que $\text{Re}_p > 1000$, se puede usar C_d con un valor constante igual a 0.44.

El coeficiente de arrastre en ambos caso es función de la viscosidad del fluido, el cual se ve alterado de acuerdo a Einstein, que expresa que: "La distorsión que se produce en las líneas de corriente del flujo debido a la

interacción de la fase de acarreo con las partículas produce un aumento en la viscosidad del fluido, que esta dado por”:

$$\mu_{\text{mod}} = \mu_f f(\epsilon_s)^{-1} \quad 4.3.19$$

El cual debe reemplazar la viscosidad efectiva del fluido en el sistema. La función antes expuesta se puede expresar de la forma:

$$f(\epsilon_s) = (1 + 2.5 \epsilon_s)^{-1} \quad 4.3.20$$

$$f(\epsilon_s) = \exp \left[\frac{-2.5 \epsilon_s}{1 - \frac{39}{64} \epsilon_s} \right] \quad \text{para } Re_p < 0.07 \quad 4.3.21$$

encontrada por Hawkesley, en la cual desprecia la colisión de partículas. De igual forma, Brickman encontró una relación más real que se expresa como:

$$f(\epsilon_s) = \frac{1}{(1 - \epsilon_s)^2} \left[1 + \frac{3 \epsilon_s}{4} \left(1 - \sqrt{\frac{8}{\epsilon_s} - 3} \right) \right] \quad 4.3.22$$

O la expresión encontrada por Oliver, dada por:



$$f(\epsilon_s) = \frac{(1 - 0.75 \epsilon_s^{1/2})(1 - 2.15 \epsilon_s)}{(1 - \epsilon_s)^2} \quad 4.3.23$$

g_0 en las ecuaciones anteriores es una función de distribución radial que se usa para establecer la influencia de la concentración de sólidos en la frecuencia de colisión entre partículas. Esta se puede expresar de acuerdo a la ecuación propuesta por Ma y Ahamidi en 1986:

$$g_0 = \frac{1 + 2.5 \epsilon_s + 4.5904 \epsilon_s^2 + 4.515439 \epsilon_s^3}{\left[1 - \left(\frac{\epsilon_s}{\epsilon_{\text{empaque}}} \right)^3 \right]^{0.678021}} \quad 4.3.24$$

cuando la fracción volumétrica de la fase sólida ϵ_s , se reduce a cero, g_0 es cero. Estas ecuaciones son validas solo para gases; en el límite de fluidificación $\epsilon_{\text{empaque}} = 0.64356$ g_0 será infinito. Esto hará a la partícula en el flujo de dos fases inamovible.

El movimiento de cada partícula de la fase sólida o dispersa estará gobernado por una ecuación en donde se balancea la masa y aceleración de la partícula con las fuerzas actuantes sobre esta. Para efectos de simplicidad se puede asumir la esferoidad de cada partícula, aún luego de sufrir cambios por transferencia de masa.

Para cada partícula, modificando el efecto de aceleración de las partículas, mediante un factor de concentración dado por:

$$\frac{(1 + 2 \epsilon_s)}{(1 - \epsilon_s)} \quad 4.3.25$$

y tomando en consideración la modificación de la viscosidad de la fase de acarreo, tenemos:

$$\begin{aligned} \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_s \frac{du_s}{dt} &= 3\pi\mu_{\text{mod}} D_p (u_s - u_f) - \frac{\pi}{6} D_p^3 \frac{dp}{dz} + \frac{1}{2} \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_f \left(\frac{1 + 2 \epsilon_s}{1 - \epsilon_s} \right) \left(\frac{du_s}{dt} - \frac{du_f}{dt} \right) \\ &+ 3\pi\mu_{\text{mod}} D_p \left[\frac{D_p}{2 \sqrt{\pi} \frac{\mu_{\text{mod}}}{\rho_f}} \int_{t_1}^{t_2} \frac{\frac{du_s}{dt'} - \frac{du_f}{dt'}}{t - t'} dt' \right] - \frac{\pi}{6} D_p^3 g (\rho_s - \rho_f) \end{aligned}$$

$$4.3.26$$

La cual es la ecuación de movimiento de la partícula desde el punto de vista lagrangiano. Esta ecuación obtenida por Basset, Boussineq y Oseen, y posteriormente modificada por Tchen expresa una solución para la partícula en un régimen de Stokes.

En esta ecuación las velocidades hacia abajo se consideran positivas. Los términos en esta ecuación son: a la izquierda, la fuerza requerida para acelerar a la partícula, en la derecha, el primer término es el arrastre viscoso expresado en la ley de Stokes, el segundo, el efecto de gradiente de presión en el fluido, el tercer, la fuerza asociada con la aceleración de la masa aparente de la partícula, en relación con el fluido, el cuarto, el efecto de aceleración en el arrastre viscoso, y el último la fuerza de gravedad.

La ecuación de pseudo-energía térmica para la fase dispersa, se expresa como:

$$\frac{3}{2} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\epsilon_s \rho_s T_s) + \nabla (\epsilon_s \rho_s T_s u_s) \right] = - (p_s) \frac{\partial u_s}{\partial x} - \frac{\partial}{\partial x} (q_{Ts} \nabla T_s) + \gamma + \beta (\bar{k} \sqrt{3T_s} - 2k)$$

4.3.27

En esta ecuación, los términos a la izquierda son la variación de la pseudo-temperatura con respecto al tiempo y con respecto al espacio. El primer termino del lado derecho representa la generación de temperatura granular debido al cortante en la fase disuelta, el segundo termino es la difusión de temperatura granular (q_{Ts} es el coeficiente de difusión), el tercero es la disipación de la temperatura granular debido a las colisiones de las

partículas y el último es el intercambio de energía entre la fase de acarreo y la fase disuelta.

$$q_{T_s} = \frac{25\sqrt{\pi}}{128} \rho_s d_p \left[\left(\frac{1}{1 + \frac{\zeta}{L}} \frac{8}{\eta g_0} + \frac{96 \epsilon_s}{5} \right) \left(\frac{1 + \frac{12}{5} \eta^2 (4\eta - 3) \epsilon_s g_0}{41 - 33\eta} \right) + \frac{512}{25\pi} \eta \epsilon_s^2 g_0 \right] \sqrt{T_s}$$

4.3.28

$$\gamma = -3(1 + e^2) \epsilon_s^2 \rho_s g_0 T_s \left[\frac{4}{d_p} \sqrt{\frac{T_s}{\pi}} - \nabla \cdot u_s \right]$$

4.3.29

$$\eta = \frac{1}{2} (1 + e) \quad 4.3.30$$

en donde para las ecuaciones anteriores

e coeficiente de restitución por colisión interparticular que usualmente es 0.975, este termino indica la condición en que sucede el choque entre partículas, siendo 1 un choque totalmente elástico y 0 un choque inelástico.

T_s es la pseudo-temperatura del sólido

- m_p es la masa de la partícula
- D_p es el diámetro de la partícula
- u_f es la velocidad del fluido
- ρ_f es la densidad del fluido
- ρ_p es la densidad de la partícula
- κ la densidad volumétrica de la fase sólida
- k es la energía de turbulencia

Ecuaciones para la fase de acarreo

Para la fase de acarreo se pueden usar tanto las ecuaciones del punto de vista euleriano como lagrangiano. El método euleriano presenta una mayor simplicidad que el método lagrangiano. Para efectos de cálculo, se debe realizar una pequeña modificación a estas ecuaciones, que consiste en añadir un término al final a mano derecha en cada ecuación. Cada término añadido describe el efecto de la fase dispersa en las ecuaciones de conservación.

Para la conservación de masa, tenemos:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon \rho_f) + \frac{\partial}{\partial x}(\epsilon \rho_f u_f) = \Phi^m \quad 4.3.31$$

donde Φ^m es la transferencia de masa global.

La conservación de momento esta dada por la ecuación:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\epsilon \rho_f u_f) + \frac{\partial}{\partial x}(\epsilon \rho_f u_f u_f) = -\epsilon \frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial \tau_f}{\partial x} + \Phi^M \quad 4.3.32$$

donde Φ^M representa el intercambio de momento entre la fase de acarreo y la fase dispersa, expresada como:

$$\Phi^M = \beta(u_s - u_f) \quad 4.3.33$$

y donde τ_f es el esfuerzo de corte debido a la viscosidad del fluido, que es de la forma:

$$\tau_f = -\frac{2}{3} \mu_f \nabla \cdot u_f \delta_{ij} + \mu \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) \quad 4.3.34$$

Efectos de turbulencia en el flujo de dos fases

Tal como la producción de turbulencia produce efectos sobre los esfuerzos cortantes sobre las paredes de la tubería, y una variación del patrón medio de la velocidad en una sección transversal de la tubería, la presencia de

partículas dentro del flujo tendrá un efecto en ambos compuesto o ambas fases del flujo.

Sproull [20] observó una reducción de la caída de presión que aparentemente resultó del amortiguamiento del nivel de turbulencia debido a la presencia de polvo en el aire, debido a la disipación asociada con el movimiento relativo de las partículas en el flujo. De hecho determinó que las partículas sólidas no tienen efecto sobre el flujo de la fase de acarreo, a menos que exista un deslizamiento apreciable entre ambas fases y una alta concentración de sólidos.

La energía de turbulencia que genera la fase de acarreo será transmitida en parte a la fase dispersa, de tal forma que se producirá un efecto similar al que se produce en la fase de acarreo. En cada punto de un volumen de control, las partículas tendrán una velocidad instantánea aleatoria, siguiendo con el principio de turbulencia. Entonces, es necesario que a nivel ingenieril, se establezca una velocidad media del viaje de partículas, para de tal manera simplificar el cálculo de los parámetros de este tipo de flujo.

Este cálculo se lo puede realizar mediante las ecuaciones expuestas con anterioridad para velocidad media. Entre las ecuaciones para el comportamiento turbulento del proceso, podemos contar con el modelo de dos ecuaciones de la energía cinética de turbulencia:

$$\nabla \cdot (\rho_f u_f \epsilon k) = \nabla \left[\epsilon \rho_f \frac{v_q'}{\epsilon} \nabla \cdot k \right] + G - \rho_f \epsilon \epsilon - \beta (2k - \sqrt{2k} \sqrt{3T_s})$$

4.3.35

En la cual

$$G = \epsilon \rho_f \mu_f (\nabla \cdot u_f)^2 \quad 4.3.36$$

y

$$\nabla \cdot (\rho_f u_f \epsilon \epsilon) = \nabla \left[\epsilon_f \rho_f \frac{v_q'}{\sigma_\epsilon} \nabla \cdot \epsilon \right] + C_1 G \frac{\epsilon}{k} \epsilon_f - C_2 \epsilon_f \frac{\epsilon^2}{k} - C_3 \beta (2k - \sqrt{2k} \sqrt{3T_s}) \frac{\epsilon}{k}$$

4.3.37

$$v_q' = C_\mu \frac{k^2}{\epsilon}$$

donde

k en la energía cinética de turbulencia del fluido

ϵ es la difusividad de la energía cinética de turbulencia

v^t es la viscosidad de turbulencia.

σ_k es el número de Prandtl para la energía cinética de turbulencia que se toma como 1.00 para flujo granular [21, 23]

σ_ϵ es el número de Prandtl para la difusividad de energía cinética de turbulencia que se toma como 1.22 para flujo granular [21, 23]

C_μ es una constante experimental igual a 0.085

$C_{1,2,3}$ son constantes por el orden de 1.4, 1.94 y 1.2 [20, 21] para el caso de difusividad de turbulencia

En la ecuación 4.3.35 el término a mano izquierda representa la convección de k , a mano derecha el primer término representa la disipación de k por medios viscosos, el segundo término (G) representa la producción cinética de turbulencia por parte del fluido, el tercer término es la difusión de energía de turbulencia representada por ϵ y el último término representa la disipación de turbulencia por la presencia de la fase dispersa.

En la ecuación 4.3.37 el término a mano izquierda representa la convección de la difusividad ϵ . A mano derecha el primer término representa la disipación de ϵ por medios viscosos, el segundo y tercer término representan la difusividad y disipación de energía turbulenta y el último término representa la difusividad de turbulencia por la presencia de la fase dispersa.

La difusividad de la energía de turbulencia nos indica en el caso de flujo de una fase la tasa en que las corrientes de eddy de un orden superior disipan

su energía en otras de menor orden y al final en calor. De igual forma, como se noto anteriormente la difusividad de turbulencia esta ligada con el fenómeno de movimiento Browniano, y en varias ecuaciones anteriores se presenta este valor dentro. Es decir que ahora se asume una disipación de la energía de ondas superiores hacia la fase disuelta y hacia corriente menores.

Es lógico pensar de que el movimiento aleatorio de las corrientes de eddy y la disipación de energía de turbulencia permiten simular a la fase sólida como si se tratase de una gas, es decir; el movimiento aleatorio que transfiere el fluido a las partículas simula lo que sucede a un nivel microscópico en un gas, las moléculas se mueve chocando unas con otras gracias a su energía interior que es liberada en relación a la pseudo temperatura del gas, lo cual se ha hecho analogía para este caso.

Los efectos de viscosidad y de compresibilidad que se le da al flujo de la fase sólida tiene una analogía a lo que sucede con un gas, pero en este caso a un nivel perceptible.

Toda esta analogía de flujos nos permitirán desarrollar un modelo muy aproximado de lo que sucede en un flujo de dos fases.

Una aproximación útil en flujos unidimensionales es la dada por la ecuación 4.3.59 en la que se hace una relación entre el número de Reynold y la intensidad de turbulencia.

$$I = 0.16(\text{Re}_D)^{-\frac{1}{8}} \quad 4.3.59$$

De donde se obtiene:

$$k = \frac{3}{2}(uI)^2 \quad 4.3.60$$

4.4 Relaciones para flujo de dos fases sólido-gas

Las fuerzas que se presentan en un flujo, dentro de una tubería, son conocidas de una forma aproximada y se han dado explicaciones a lo largo de los capítulos anteriores. Uno de los principales problemas en el flujo de dos fases es la transferencia total de momento y energía a las partículas por parte de la fase de acarreo.

Como mencionamos anteriormente, existen dos fuerzas fundamentales que son, la fuerza de arrastre que produce el fluido sobre las partículas y la fuerza gravitacional. Además de estas fuerzas existen otro tipo de eventos que deben ser considerados dentro del

flujo de dos fases, para establecer una solución más aproximada a la realidad.

Es conocido que la interacción entre partículas – partículas, y entre partículas – pared afecta considerablemente al flujo de dos fases, y son la característica principal de diseño en un sistema de transporte neumático.

Adicionalmente a la caída de presión debida a la presencia de partículas en el fluido, se presenta una caída de presión debido a la aceleración de partículas Δp_{za} , además de una caída de presión producida al suplir de energía cinética por perdida de esta debido a la colisión entre partículas y entre partículas y pared, Δp_{zb} ; esta perdida adicional de presión se expresa como:

$$\Delta p_z = \Delta p_{za} + \Delta p_{zb} \quad 4.4.1$$

Es necesario, establecer un termino que nos permita expresar la caída de presión debido a la fluidificación de un lecho o de un sistema de transporte. Previo a esto debemos conocer ciertos parámetros importantes que se deben establecer antes de definir caída de presión.

La velocidad de sustentación de una nube de transporte no puede ser menor a la relación establecida por Richardson y Zake en 1954, la que se expresa de forma:

$$\frac{u_c}{u_t} = \epsilon^{4.6} \quad \text{Para } Re_p < 0.2 \quad 4.4.2$$

donde u_c es la velocidad de sustentación mínima que puede tener el flujo, u_t es la velocidad terminal de una partícula y ϵ es la fracción volumétrica de vacío.

Una relación expresada por Romero y Johanson para halla la velocidad mínima de fluidificación esta dada por:

$$Fr_{mf} Re_{mf} \left(\frac{\rho_s}{\rho_f} - 1 \right) = u_{mf}^3 \frac{(\rho_s - \rho_f) f(\epsilon_s)}{g \mu_f} \quad 4.4.3$$

Ciertas relaciones geométricas son necesarias para establecer variaciones de presión en flujos con densidades altas o lechos fluidificados. Entre estas relaciones tenemos:

Superficie específica $a_v = \frac{S_p'}{V_p} \quad 4.4.4$

Superficie específica en esferas	$a_v = \frac{6}{D_p}$	4.4.5
----------------------------------	-----------------------	-------

Diámetro efectivo	$D_{pe} = \frac{6}{a_v}$	4.4.6
-------------------	--------------------------	-------

Relación superficial	$a = a_v(1 - \epsilon) = \frac{6 \epsilon_s}{D_p}$	4.4.7
----------------------	----------------------------------------------------	-------

Velocidad superficial	$u_f' = \epsilon u_f$	4.4.8
-----------------------	-----------------------	-------

De estas relaciones, podemos establecer una ecuación que incluya las velocidades involucradas en el flujo de dos fases, con lo que tenemos:

$$-\frac{u_f^{ave}}{(1 - \epsilon_s)} + \frac{u_s \epsilon_s}{(1 - \epsilon_s)} + u_s = u_t(1 - \epsilon_s)f(\epsilon_s) \quad 4.4.9$$

Lo que para velocidad de sedimentación se reduce a:

$$u_s = u_t(1 - \epsilon_s)^2 f(\epsilon_s) \quad 4.4.10$$

De acuerdo a estos conceptos, Ergun redefine el número de Reynolds para lechos fluidificados, lo que expresa mediante:

$$\text{Re}_{\text{lecho, Ergun}} = \frac{D_p u_f' \rho_f}{(1-\epsilon)\mu_f} = \frac{D_p G'}{(1-\epsilon)\mu_f} \quad 4.4.11$$

donde

$$G' = u_f' \rho_f \quad 4.4.12$$

De estas definiciones, para flujo laminar, se puede estimar la caída de presión mediante la ecuación:

$$\Delta P = 72 \mu_f u_f' L \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3 D_p^2} \quad 4.4.13$$

donde L se toma usualmente como la altura del lecho fluidificado, sin embargo, la longitud real de un canal de flujo en un lecho fluidificado será mayor debido a los patrones tortuosos del flujo.

El factor de 72 en la ecuación 4.4.14 puede ser corregido por 150 que da resultados más aproximados bajo condiciones de $\epsilon < 0.5$ y $\text{Re}_{\text{lecho, Ergun}} < 10$.

Otra relación importante, que se puede utilizar es la dada por Carmen – Kozeny en 1937, que es de la forma:

$$u_f' = \left(\frac{\Delta P}{L} \right) \left(\frac{1}{K_c \mu_f} \right) \left\{ \frac{\epsilon^3}{[a^2(1-\epsilon)^2]} \right\} \quad 4.4.15$$

Aquí K_c es una función de ϕ , ϵ y d_p cuyo valor varia entre 3.5 y 5.5 pudiendo ser aproximado por 5.0 obteniendo buenos resultados [15].

De esto se obtiene la relación de Burke – Plumer, que se expresa como:

$$\Delta P = 1.75 \mu_f u_f'^2 L \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3 D_p} \quad 4.4.16$$

Concatenando las ecuaciones de Blake – Kozeny con la de Burke - Plummer obtenemos la relación general de Ergun para cualquier tipo de número de Reynolds, de la forma:

$$\Delta P = 150 \mu_f u_f'^2 L \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3 D_p^2} + 1.75 \rho_f u_f'^2 L \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3 D_p} \quad 4.4.17$$

Reescribiendo en términos de parámetros adimensionales, tenemos:

$$\Delta P \frac{\rho_f \epsilon^3 D_p}{[G'^2 L(1-\epsilon)]} = \frac{150}{\text{Re}_{\text{lecho, Ergun}}} + 1.75 \quad 4.4.18$$

la cual se puede usar para gases usando una densidad media, en caso de que la variación de presiones no sea grande; pero en casos de grandes caídas de presión, se puede usar esta ecuación en forma diferencial.

Para que la partículas entren a un estado de fluidificación, estas requieren de un estado de condiciones mínimas como se expuso anteriormente, Wen y Yu, encontraron una relación útil valida para la mayoría de casos, en donde se cumple que:

$$\phi \epsilon_{mf}^3 \approx \frac{1}{14} \quad 4.4.19$$

$$\text{y} \quad \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\phi^2 \epsilon_{mf}^3} \approx 11 \quad 4.4.20$$

donde el subíndice mf indica la condición de fluidificación mínima, de igual forma , la relación:

$$\text{Re}_{mf} = \left[33.7^2 + 0.0408 D_p^3 \rho_f \frac{(\rho_s - \rho_f)g}{\mu_f^2} \right]^{\frac{1}{2}} - 33.7 \quad 4.4.21$$

nos da una relación para la condición de flujo, expresado en términos de Reynolds. Esta relación ofrece una aproximación con un error de $\pm 25\%$ para $0.001 < Re_{mf} < 4000$.

4.5 Flujo espiral de dos fases para transporte neumático

Los sistemas de transporte neumático de flujo axial son muy comunes en aplicaciones ingenieriles. Por lo general, estos sistemas presentan flujos con fases sólidas muy disueltas con regímenes de velocidad de aire altos, lo que produce una degradación de las partículas, erosión de la tubería y consumo innecesario de energía. En los últimos 35 años se ha incrementado el interés por los flujos con fracciones volumétricas de la fase dispersa altas (fase densa), con lo que se han desarrollado varios sistemas comerciales. Desgraciadamente estos sistemas requieren de una gran caída de presión, lo que nos lleva forzosamente a un alto consumo energético y altos costos iniciales. Más aún, flujos de este tipo en sistemas de tuberías, pueden producir inestabilidad del flujo, lo que conllevaría a producir vibraciones de la tubería y obstrucción de los sistemas de tuberías.

De acuerdo a los estudios experimentales realizados por Hui Li y Yuji Tomita de la Universidad de Kagoshima y el Instituto de Tecnología de Kyushu (Japón) respectivamente, para flujos en tuberías verticales y

horizontales, el consumo de energía y la velocidad mínima del flujo se pueden reducir substancialmente si se usa flujo de tipo espiral.

El flujo espiral, es un fenómeno complicado de simular y se han realizado pocos trabajos con respecto al comportamiento del flujo de partículas con este tipo de patrón, por lo que se mencionará el trabajo realizado por Li y Tomita.

El número de turbulación, que se define como la intensidad de flujo espiral dentro del sistema, que se calcula mediante:

$$S = \frac{2\pi\rho_f \int_0^R u_s w_s r^2 dr}{2\pi\rho_f R \int_0^R u_s^2 r dr} \quad 4.4.1$$

donde u y w son los componentes axial y circunferencial de la velocidad de las partículas, la velocidad instantánea y la concentración de sólidos en el aire.

Caída de presión total

Usando una caída de presión, estimada de acuerdo a la ecuación:

$$\Delta P_L = \Delta P_s - \frac{1}{2} \left[1 - \frac{D^4}{D_0^4} \right] u_f^2 \quad 4.4.2$$

donde $\Delta P_s = p_1 - p_{\text{sal}}$ representa la diferencia de presión estática entre la tubería de estabilización y la salida del sistema de tuberías de prueba; mientras que el segundo término, representa el cambio de la presión dinámica entre el estabilizador y la línea de transporte. D y D_0 son los diámetros de la línea de transporte y el estabilizador respectivamente. En flujos con este tipo de patrón, la velocidad del gas a una caída total de presión mínima se define como la velocidad mínima. Esta velocidad es de particular importancia en el diseño de un sistema de transporte neumático con flujo espiral (SFPC – Swirling flow pneumatic conveying) es menor que en un sistema con flujo axial (AFPC – Axial flow pneumatic conveying). Tal como en sistemas de flujo axial, la caída de presión del sistema de flujo espiral cae primeramente y luego se incrementa sobre la velocidad mínima, tanto que la velocidad del gas disminuye. A velocidades de gas iguales, ambos flujos presentan similar caída de presión, pero la velocidad mínima en el flujo axial es mayor que en un flujo espiral, lo que permite el trabajo a velocidades menores y por consiguiente disminuye la caída de presión. Esto indica que un flujo mayormente arremolinado es más efectivo para transportar partículas ya que presenta una mayor velocidad de flotación. Esto se debe a que este tipo de flujos posee una velocidad tangencial mayor, y de ahí que

las partículas son suspendidas más fácilmente en un rango menor de velocidad de transporte.

La caída de presión total en sistemas de flujo espiral es mayor que en sistemas de flujo axial en regímenes de velocidad alta, sin embargo, es importante notar que a rangos bajos de velocidad, los sistemas de flujo espiral pueden alcanzar velocidades de transporte bajas y caídas de presión menores.

Los patrones de flujo de partículas en un sistema de flujo espiral, partiendo de que en este tipo de flujo, las partículas son sustentadas de mejor forma aún a velocidades bajas, presentan menos depósitos de partículas que en un sistema de flujo axial, presentando una distribución transversal de concentración de partículas más uniforme.

La velocidad media de la partícula u_p en un sistema de flujo espiral es menor que en los sistemas de flujo axial en rangos de velocidades de aire $u_a > 13$ m/seg, debido a que las partículas comienzan a rotar, y la colisión entre las partículas y pared se incrementa a velocidades de aire altas. Sin embargo, la u_p de sistemas de flujo espiral, se vuelve mayor que en un sistema de flujo axial en un rango de $u_a < 13$ m/seg, ya que las partículas se encuentran suspendidas por el efecto de la velocidad circunferencial del gas, y son fácilmente aceleradas aún a velocidades bajas de gas.

El uso de sistemas de flujo espiral puede reducir de un 5 a un 20 por ciento la velocidad mínima en flujos en tuberías verticales en partículas con velocidades de flotación bajas, mientras que para partículas con velocidades de flotación altas, la reducción es mayor.

En una tubería vertical, con un sistema de flujo axial, las partículas tienden a buscar los puntos de menor velocidad, lo que produce que estas se aglomeren en la paredes, esto se evita aumentando la velocidad del flujo, lo que incrementa la caída de presión; esto se evita en el flujo de tipo espiral, debido a la velocidad circunferencial, lo que produce un flujo estable a bajas velocidades.

El consumo de energía de los sistemas de este tipo se pueden evaluar mediante la relación:

$$E = \frac{\Delta p_l Q_f}{g G_s H} \quad 4.4.3$$

siendo

Q_f el caudal de aire

g constante gravimétrica

G_s flujo másico del sólido

H Cabezal

Entre las razones que han motivado al uso de sistemas con flujo espiral, podemos mencionar:

- La técnica del flujo espiral tiene mayor energía cinética para acelerar las partículas del estado inicial de transporte.
- A pesar de que la energía cinética del flujo espiral decae a lo largo de la tubería, las partículas pueden ser transportadas de manera segura ya que la velocidad del aire se aumenta aguas arriba debido a la expansión del aire.
- La fuerza del flujo espiral puede ser ajustado para satisfacer varias necesidades.

Li y Tomita concluyeron en sus estudios experimentales que:

- La velocidad media de la partícula en un sistema neumático de transporte de flujo espiral es menos que en un sistema con flujo axial en un rango de velocidades de gas alta, sin embargo, una mayor velocidad media de la partícula se puede obtener en sistemas con flujo espiral a rangos de velocidad de aire bajas.

- Los sistemas de flujo espiral presentan patrones de velocidad de partículas uniforme.
- Los patrones de concentración de partículas en los sistemas de flujo espiral presentan simetría con respecto al eje de simetría de la tubería, y una mayor concentración de partículas aparece cerca de la pared en la región de aceleración.
- En la región desarrollada, el patrón de concentración de partículas de los sistemas de flujo espiral muestran una distribución antisimétrica, y una mayor concentración de partículas aparece en el fondo de la tubería. Sin embargo, la concentración de partículas es menor que en los sistemas con flujo axial.
- Para partículas, con velocidades de flotación mayores, el comportamiento de la partículas en los sistemas de flujo espiral son casi los mismos que en los sistemas de flujo axial en la región desarrollada.

CAPITULO 5

5. ANALISIS FISICO Y QUIMICO DEL MATERIAL RECUPERADO

El análisis físico del material constituye uno de los pasos más importantes en el desarrollo del sistema de transporte, ya que el resultado del mismo influye directamente en los parámetros de los equipos.

Como se menciona en los capítulos anteriores, es necesario conocer el carácter químico del polvo para poder determinar su uso dentro de la industria agroquímica. En vista de la naturaleza del material y de su proceso de obtención, este presenta un alto grado de dificultad para poder determinar su composición real mediante el uso de métodos de pruebas convencionales.

En el apéndice A-9 se presenta un compendio de las normas usadas para el muestreo y análisis de las cales. Estos métodos convencionales no son, en ciertos casos, aplicables para este tipo de material y más adelante se detalla el procedimiento propuesto en [13] para polvo de cal recuperado por filtro.

Análisis Físico

Los parámetros físicos más importantes que se deben determinar en este caso serán granulometría, densidad, diámetro aerodinámico y peso volumétrico suelto.

El peso volumétrico suelto es un factor importante para determinar los volúmenes que ocupa el material al ser almacenado, valor que por lo general difiere de su densidad nominal.

Para determinar el peso volumétrico suelto, se procede a tomar el material suelto, y se procede a depositar en un embudo calibrado, hasta completar 1 litro de material. Luego este es pesado y la relación entre volumen y el peso, es el peso volumétrico suelto.

La densidad nominal nos indicará el peso real de cada partícula y el espacio físico nominal que ocupa la misma. Este parámetro,

relacionado con el diámetro aerodinámico son importantes para establecer en aproximaciones, el comportamiento de las partículas dentro del flujo de un gas.

La densidad nominal se puede obtener mediante el uso de un frasco de L' Chatelier lleno con diesel filtrado o kerosene; calibrado a unos 23°C de acuerdo al elemento que se desea medir. Usando de 50 a 60 gramos de material, se vierten estos dentro del frasco y se mide el desplazamiento que tenga el fluido en la zona calibrada. Es importante tratar de evitar taponamientos debida a una alimentación súbita durante la prueba.

Otra propiedad importante del material, será el tamaño de partícula que vendrá dado por la granulometría del material. Este parámetro, será importante al momento de tomar decisiones sobre el uso o no de diferentes sistemas de transporte y otros elementos varios.

Esta prueba se realiza mediante el uso de mallas de clasificación o tamiz de numero 200 y 325 según la norma ASTM para las cuales se usan 50 y 5 gramos respectivamente en vía seca (material con mínimo de humedad para evitar apelmazamiento en la malla).

El diámetro aerodinámico de las partículas determinará el comportamiento del material en un flujo de gas, y nos permitirá establecer la velocidad que deberá tener el fluido para poder transportar el material.

Esta propiedad se la obtiene mediante el uso de un impactador de cascada, el cual se detalla en el apéndice A-4. En casos en que sea difícil o costoso el uso de un impactador de este tipo, se puede usar una aproximación usando el diámetro físico nominal del material, obtenido de las pruebas en tamiz.

Análisis Químico

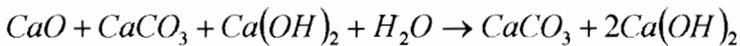
El análisis químico nos develará las propiedades y composición del material, y nos dará un criterio fuerte para decidir sobre el uso final de este material, y su efecto sobre el proceso normal al ser reingresado.

Para el análisis químico se toma una muestra del silo de recuperación de polvo, según la norma INEN 251, que se muestra en el apéndice A-9; se toman 1000 gramos efectivos del polvo, se procede a pesar y luego a deshidratar para determinar el porcentaje de humedad libre o H_2O libre de la muestra. Esto se logra calentando la muestra a $105^{\circ}C$ durante 2 horas mínimo dentro de un horno. Una vez realizado esto se procede a pesar la muestra. Se añade una cantidad de agua a la muestra para asegurar la hidratación completa de la misma. El exceso de agua se elimina calentando

nuevamente la muestra hasta 105°C durante 4 horas de ser requerido. La muestra se pesa nuevamente y la diferencia que marca la muestra en esta ocasión, es el porcentaje de oxido de calcio hidratable que poseía la muestra.

Es importante notar que puede existir previamente un porcentaje de oxido de calcio que pudo ser hidratado durante su almacenamiento en el silo, y cuyos valores no se reflejan en esta prueba.

El porcentaje de oxido libre estará dado por:



$$\Delta w_1(\%) = \frac{w_2 - w_1}{w_1} \cdot 100 \quad 5.1$$

$$\frac{m_{Ca(OH)_2}}{m_{CaO}} = 1.3214 \quad 5.2$$

$$\Delta w_1(\%) = 32.14\% \quad 5.3$$

$$m_{CaO} = \frac{\Delta w_1(\%)}{32.14\%} \quad 5.4$$

$$m_{H_2O}(\%) = \frac{w_0 - w_1}{w_0} \quad 5.5$$

$$w_o = C + w_{muestra} \quad 5.6$$

$$m_{CaO_L}(\%) = \frac{\Delta w_1(\%)}{w_1(\%)} = \frac{32.14\%}{w_1(\%)} \quad 5.7$$

Donde

C es el peso de crisol

W_0 es el peso inicial de la muestra más el crisol

W_1 es el peso de la muestra más el crisol sin humedad libre

W_2 es el peso de la muestra con el oxido libre hidratado

H_2O_L es la humedad libre

CaO_L es el oxido de calcio hidratable o libre

De igual forma puede existir un porcentaje de oxido de Mg hidratable que afecte la precisión del método, pero para efectos prácticos su porcentaje es despreciable.

Una vez determinado el porcentaje de oxido de calcio libre, se procede a realizar una prueba de titulación con una alícuota de la muestra para establecer el contenido real de CaO.

Para este efecto se emplea el método rápido del azúcar, en una solución acuosa de 0.5 gramos de muestra, 150 cc de Agua y 20 g de azúcar. El principio de trabajo es la formación del complejo alcalino sacarato de calcio. A la solución se le añaden 3 gotas de fenolftaleína a manera de indicador de viraje. Luego se procede a la titulación del complejo, con una solución a 0.17 de concentración normal de ClH. Con un volumen en ml de solución 0.17N de ClH ya obtenido, se procede a multiplicar por el factor de la solución (Por lo general 1 de la solución 0.1700N de ClH) para poder obtener el porcentaje de CaO presente en la muestra. A su vez el porcentaje de Ca(OH)_2 se lo obtiene al multiplicar el valor del porcentaje de CaO por 1.32.

Esta prueba es ideal para determinar el porcentaje total de Ca(OH)_2 en la muestra, en vista de que al estar el CaO disuelto en la solución acuosa, se transforma por reacción natural en Ca(OH)_2 , pudiendo medir de esta forma el total de Ca(OH)_2 .

Determinado el porcentaje de la Ca(OH)_2 total, es posible determinar los valores iniciales de hidróxidos de calcio. En vista de que se requiere conocer el porcentaje de CaCO_3 en la muestra, el procedimiento normal nos llevaría a determinar este porcentaje mediante prueba de reactividad de la muestra. Dada la naturaleza de la muestra, que no constituye un hidróxido de calcio netamente, ni un carbonato de calcio, es necesario realizar una espectrografía de masas, cuyo resultado se expresa en términos de óxidos. Estos

resultados nos permitirán deducir por diferencia de masas el porcentaje de CaO obtenido en el ensayo que pertenece a Ca(OH)_2 , a CaO y a CaCO_3 .

5.1 Datos estadísticos de las muestras de material recuperado

Contenido de Ca(OH)_2 y CaCO_3 calculado a partir de la descomposición térmica de las muestras.

Tabla VI

Contenido de Ca(OH)_2 y CaCO_3 en el polvo de filtro

Muestra	H2OF	H2OB	LOI	Ca(OH)2	CaCO3
1	0.17	1.20	16.26	4.93	36.96
2	0.16	1.30	16.99	5.34	38.62
3	0.13	1.35	17.02	5.55	38.69
4	0.28	1.53	16.26	6.29	36.96
5	0.18	1.07	15.79	4.40	35.89
6	0.19	0.78	18.35	3.21	41.71
7	0.21	1.32	19.27	5.42	43.80
8	0.25	1.07	17.23	4.40	39.16
9	0.18	1.10	15.53	4.52	35.30
10	0.20	1.37	16.76	5.63	38.10
11	0.17	1.20	16.47	4.93	37.44
12	0.27	1.35	16.64	5.55	37.82
13	0.19	1.20	17.29	4.93	39.30
14	0.17	0.98	17.88	4.03	40.64
15	0.18	1.13	15.75	4.64	35.80
16	0.20	1.18	15.90	4.85	36.14
17	0.20	1.14	18.97	4.68	43.12
18	0.20	1.18	17.15	4.85	38.98
19	0.18	1.08	15.67	4.44	35.62
20	0.17	1.17	15.95	4.81	36.25
n	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00
Promedio	0.19	1.19	16.86	4.87	38.31
s	0.036	0.162	1.081	0.664	2.458
Máx.	0.28	1.53	19.27	6.29	43.80
Min	0.13	0.78	15.53	3.21	35.30

$$\%Ca(OH)_2 = H_2O_B * 3.111 * 1.321$$

56 gramos de CaO se hidratan con 18 gramos de H₂O para formar 74 gramos de Ca(OH)₂.

$$\frac{56}{18} = 3.111$$

$$\frac{74}{56} = 1.321$$

$$\%CaCO_3 = LOI * 2.273$$

100 gramos de CaCO₃ liberan por calentamiento a 1050°C 44 gramos de CO₂.

$$\frac{100}{44} = 2.273$$

H₂O_F Agua libre o humedad [%]

H₂O_B Agua ligada [%]

LOI Pérdida por calcinación [%]



Contenido de CaSO₄ calculado a partir de concentración de SO₃ determinada por espectrometría Rayos X.

Tabla VII

Contenido de CaSO_4 en el polvo de filtro

Muestra	SO_3	CaSO_4
1	7.02	11.93
2	6.20	10.54
3	6.76	11.49
4	6.68	11.36
5	6.84	11.63
6	6.96	11.83
7	7.68	13.06
8	6.56	11.15
9	7.84	13.33
10	6.35	10.80
11	6.48	11.02
12	6.63	11.27
13	7.76	13.19
14	6.89	11.71
15	7.59	12.90
16	6.80	11.56
17	7.44	12.65
18	6.64	11.29
19	7.29	12.39
20	7.54	12.82
n	20.00	20.00
Promedio	7.00	11.90
s	0.497	0.845
Máx.	7.84	13.33
Min	6.20	10.54

$$\% \text{CaSO}_4 = \text{SO}_3 * 1.7$$

136 gramos de CaSO_4 se forman a partir de 80 gramos de SO_3 más 56 gramos de CaO .

$$\frac{136}{80} = 1.7$$

Oxido de Calcio equivalente calculado a partir de las concentraciones de hidróxido, carbonato y sulfato correspondientes.

Tabla VIII

Oxido de Calcio Equivalente en el polvo de filtro

Muestra	CaO equivalente			Total CaOEq
	Ca(OH)2	CaCO3	CaSO4	
1	3.73	20.69	4.91	29.33
2	4.04	21.62	4.34	30.00
3	4.20	21.66	4.73	30.59
4	4.76	20.69	4.68	30.13
5	3.33	20.10	4.79	28.22
6	2.43	23.35	4.87	30.65
7	4.11	24.52	5.38	34.01
8	3.33	21.93	4.59	29.85
9	3.42	19.76	5.49	28.67
10	4.26	21.33	4.44	30.03
11	3.73	20.96	4.54	29.23
12	4.20	21.18	4.64	30.02
13	3.73	22.00	5.43	31.16
14	3.05	22.76	4.82	30.63
15	3.52	20.04	5.31	28.87
16	3.67	20.24	4.76	28.67
17	3.55	24.14	5.21	32.90
18	3.67	21.83	4.65	30.15
19	3.36	19.94	5.10	28.40
20	3.64	20.30	5.28	29.22
n	20.00	20.00	20.00	20.00
Promedio	3.69	21.45	4.90	30.04
s	0.502	1.376	0.348	1.437
Máx.	4.76	24.52	5.49	34.01
Min	2.43	19.76	4.34	28.22

$$CaO_{Eq} = \frac{\%compuesto_cálcico}{factor}$$

Factores:

Ca(OH)_2	1.321	74g $\text{Ca(OH)}_2/56\text{g CaO}$
CaCO_3	1.786	100g $\text{CaCO}_3/56\text{g CaO}$
CaSO_4	2.429	136g $\text{CaSO}_4/56\text{g CaO}$

Oxido de calcio libre calculado por diferencia entre CaO determinado por espectrometría Rayos X y el total de CaO equivalente.

Tabla IX

Oxido de Calcio Libre en el polvo de filtro

Muestra	CaO - Rx	Total CaOEq	CaOf
1	66.70	29.34	37.36
2	66.50	30.01	36.49
3	65.60	30.59	35.01
4	66.20	30.13	36.07
5	67.00	28.21	38.79
6	64.00	30.65	33.35
7	62.60	34.01	28.59
8	65.70	29.85	35.85
9	66.80	28.67	38.13
10	66.40	30.04	36.36
11	66.70	29.23	37.47
12	66.00	30.02	35.98
13	64.80	31.17	33.63
14	64.60	30.63	33.97
15	66.80	28.87	37.93
16	66.80	28.67	38.13
17	63.10	32.90	30.20
18	65.70	30.14	35.56
19	66.90	28.40	38.50
20	66.50	29.22	37.28
n	20.00	20.00	20.00
Promedio	65.77	30.04	35.73
s	1.299	1.438	2.694
Máx.	67.00	34.01	38.79
Min	62.60	28.21	28.59

Composición química de las muestras de polvo de filtro de Cal Viva.

Tabla X
Composición Química del polvo de filtro

Muestra	H ₂ O _F	CaO _F	Ca(OH) ₂	CaCO ₃	CaSO ₄	MgO	SiO ₂	Otros	Total
1	0.17	37.36	4.93	36.96	11.93	0.77	6.00	1.91	100.03
2	0.16	36.49	5.34	38.62	10.54	0.77	6.11	1.92	99.95
3	0.13	35.01	5.55	38.69	11.49	0.78	6.30	2.09	100.04
4	0.28	36.07	6.29	36.96	11.36	0.77	6.20	2.08	100.00
5	0.18	38.79	4.40	35.89	11.63	0.81	6.27	2.03	100.00
6	0.19	33.35	3.21	41.71	11.83	0.78	6.71	2.24	100.02
7	0.21	28.59	5.42	43.80	13.06	0.77	6.19	2.00	100.04
8	0.25	35.85	4.40	39.16	11.15	0.79	6.34	2.09	100.03
9	0.18	38.13	4.52	35.30	13.33	0.76	5.89	1.90	100.01
10	0.20	36.36	5.63	38.10	10.80	0.77	6.14	1.97	99.96
11	0.17	37.47	4.93	37.44	11.02	0.79	6.18	1.97	99.96
12	0.27	35.98	5.55	37.82	11.27	0.78	6.25	2.08	100.00
13	0.19	33.63	4.93	39.30	13.19	0.76	6.03	1.95	99.98
14	0.17	33.97	4.03	40.64	11.71	0.78	6.57	2.19	100.06
15	0.18	37.93	4.64	35.80	12.90	0.76	5.92	1.90	100.04
16	0.20	38.13	4.85	36.14	11.56	0.80	6.25	2.04	99.97
17	0.20	30.20	4.68	43.12	12.65	0.77	6.36	2.08	100.06
18	0.20	35.56	4.85	38.98	11.29	0.79	6.32	2.09	100.08
19	0.18	38.50	4.44	35.62	12.39	0.79	6.10	1.97	99.99
20	0.17	37.28	4.81	36.25	12.82	0.77	6.00	1.95	100.05
n	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00	20.00
Prom.	0.19	35.73	4.87	38.31	11.90	0.78	6.21	2.02	100.01
s	0.036	2.694	0.664	2.458	0.845	0.014	0.203	0.095	0.037
Máx.	0.28	38.79	6.29	43.80	13.33	0.81	6.71	2.24	100.08
Min	0.13	28.59	3.21	35.30	10.54	0.76	5.89	1.90	99.95

Granulometría de muestra de Polvo de Filtro de Cal basado en acumulados retenidos en mallas 200 y 325 en prueba húmeda.

Tabla XI

Granulometría y Peso Volumétrico Suelto del polvo de filtro

Muestra	M-200	M-325	Peso Vol. Suelto
1	2.33	14.30	801.50
2	1.49	12.90	861.00
3	1.64	12.40	881.70
4	1.45	12.90	859.00
5	1.70	14.40	908.00
6	1.40	11.90	840.90
7	0.91	10.00	788.10
8	0.89	8.25	877.30
9	1.55	13.20	862.80
10	1.64	12.30	854.60
n	10.00	10.00	10.00
Prom.	1.50	12.26	853.49
s	0.409	1.879	35.972
Máx.	2.33	14.40	908.00
Min	0.89	8.25	788.10

5.2 Conclusiones de los análisis realizados

Los datos antes presentados indican que este producto podría ser mezclado con cal viva de alta calidad (82% CaO_2) o se lo podría hidratar directamente para obtener un producto para uso agrícola (45% Ca(OH)_2 .)

La mejor opción sería usar este polvo mezclado con producción normal de cal viva, para mantener una alimentación homogénea en la

hidratación, lo que no afecta mayormente el control de calidad del producto.

En el otro caso sería necesario implementar un silo de almacenamiento para solo alimentar este tipo de polvo.

CAPITULO 6

6. DISTRIBUCIÓN Y CÁLCULOS VARIOS DEL SISTEMA DE TRANSPORTE

Una vez determinadas las propiedades y el posible uso del polvo de filtro recuperado, y contando con el marco teórico necesario, podemos proceder a determinar los elementos y las características de los equipos del sistema de transporte neumático.

Ahora se determinara los requerimientos técnicos del sistema y se usará la teoría de flujo de dos fase y será comparado con otros métodos alternativos. Ciertas asunciones han sido tomadas para generar un modelo simple de este tipo de flujo y un desarrollo más avanzado podrá ser llevado a cabo en trabajos posteriores.

6.1 Distribución de líneas de transporte

En la siguiente tabla se establecen las características de las opciones que se han propuestos. Entre estas se mencionan la cantidad de codos que cada opción posee y la longitud total de recorrido. Los valores de distancia y cantidad de codos será tomada en consideración para la selección posterior de la línea de transporte.

Tabla XII
Opciones de ruta para sistema de transporte

	Longitud (m)	Altura (m)	Codos 90	Codos 45	Punto Llegada	Factibilidad	Esquema
Opción 1	188	12	16	16	Silo Metálico	9	B.2.1
Opción 2	154	4	15	12	Enfriador Rotatorio	10	B.2.2
Opción 3	159	4	18	14	Enfriador Rotatorio	8	B.2.3
Opción 4	193	12	22	14	Silo Metálico	10	B.2.4
Opción 5	157	4	18	13	Enfriador Rotatorio	10	B.2.5
Opción 6	191	12	25	11	Silo Metálico	9	B.2.6
Promedio	173.67	8.00	19.00	13.33			

Como notamos en la tabla existen dos posibilidades de llegada, que consisten en llegada directa al silo de almacenamiento para una hidratación posterior, o llegada a un enfriador rotatorio.

La ventaja de llegada al silo de almacenamiento se sostiene en la posibilidad de instalación posterior de un separador de partículas y un equipo de filtrado que asegura un desarrollo limpio y sin contaminación del sistema de transporte. La desventaja de este sistema estaría dada por la falta de uniformidad el momento de llenado del silo, lo que ocasionaría problemas de control de calidad. Esta opción es factible en caso de que se requiera un material de poca calidad.

La llegada a el enfriador rotatoria presenta la ventaja de una mayor homogenización del material, que como se determino en el análisis químico no presenta la pureza requerida dentro del control de calidad del material, que al ser mezclado con otro material de mejor calidad permite una mejor utilización. Su desventaja se centra en la falta de filtrado y separación de aire y partícula, lo que se puede sobrellevar mediante el tiro que posee el horno rotatorio. Esta opción es la más recomendada en caso de requerir una alimentación continua.

6.2 Algoritmo de cálculo para el sistema de transporte neumático

Para efectos de calcular la caída de presión y otros parámetros usando las ecuaciones de flujo de dos fases tales como continuidad, momentum, pseudo temperatura y otras es necesario hacer ciertas asunciones.

Para efecto de desarrollo de estas ecuaciones fue necesario el uso de volúmenes de control discretizados, lo cual permite una integración de las ecuaciones diferenciales en cada volumen de control alcanzando ecuaciones de diferencias finitas.

Para resolver las ecuaciones algebraicas obtenidas se utilizó el método de Iteración de Gauss-Seidel con tolerancias del orden de 1×10^{-5} .

Asunciones

1. Flujo Estacionario, el tipo de flujo a lo largo de la tubería mantiene sus propiedades.
2. A pesar de consistir en un fenómeno de tipo no uniforme, se puede asumir como de tipo homogéneo para efectos de cálculos, obteniendo resultados bastante aproximados. [20 – página 644]

3. En flujos en tuberías, la turbulencia y difusión de turbulencia producirá una mezcla de las fases con lo que se sustenta la asunción anterior. [20]
4. En los flujos de tubería se presenta una pseudo homogeneidad en la dirección del flujo, es decir sus propiedades tales como velocidad, intensidad de turbulencia, disipación de turbulencia, etc., son constante en la dirección del flujo. [20 – página 262]
5. Se toma en consideración el teorema de Birkhoff en el que se considera que dado un tiempo largo en que se toman las propiedades de un punto es equivalente a el promedio de varios puntos en un mismo tiempo, lo que permite el uso de el punto de vista euleriano en la fase sólida. [20 – página 263]
6. La velocidad tanto del fluido como la del sólido solo varían en el eje perpendicular al eje de dirección del flujo, de acuerdo al punto 4.

7. En el centro de la tubería, los efectos del número de Reynolds es pequeño, con lo que se indica que la viscosidad en este sector es despreciable.
8. No existe transferencia de masa entre las fases.
9. No existe transferencia de calor entre las fases y se considera al flujo isotérmico.
10. El flujo es axisimétrico.
11. Se desprecia la sedimentación de partículas, tomando en cuenta de que se mantiene la velocidad mínima requerida, mayor a la velocidad terminal de una partícula y que se cumplen los puntos 2 y 4.

Desarrollo

Para la conservación de masa

$$\frac{\partial}{\partial x}(\epsilon_q \rho_q u) = 0$$

$$(\epsilon_q \rho_q u_q A_x)_{i+1,j} - (\epsilon_q \rho_q u_q A_x)_{i-1,j} = 0$$

Conservación de momentum

$$\frac{\partial}{\partial x} (\epsilon_q \rho_q u_q^2) = -\epsilon_q \nabla p + \nabla \tau_q + \epsilon_q \rho_q F_q + \sum_{p=1}^n R_{pq}$$

$$\tau_q = 2 \epsilon_q \mu_q S_q + \epsilon_q \left(\lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q \right) \nabla \bullet u_q I$$

$$S_q = \frac{1}{2} (\nabla u_q + (\nabla u_q)^T)$$

$$\tau_{xx} = 2 \epsilon_q \mu_q \frac{\partial u}{\partial x} + \epsilon_q \left(\lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q \right) \frac{\partial u}{\partial x}$$

$$\tau_{rr} = \epsilon_q \left(\lambda_q - \frac{2}{3} \mu_q \right) \frac{\partial u}{\partial x}$$

$$\tau_{xr} = \epsilon_q \mu_q \frac{\partial u}{\partial r}$$

$$\frac{\partial}{\partial x} (\epsilon_q \rho_q u_q^2) = -\epsilon_q \frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial \tau_{xx}}{\partial x} + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \tau_{xr}) + \sum_{p=1}^n R_{pq}$$

$$\left(\epsilon_q \rho_q u_q^2 A_x\right)_{i+1,j} - \left(\epsilon_q \rho_q u_q^2 A_x\right)_{i-1,j} = -\epsilon_q \left(P_{i+1,j} A_x - P_{i-1,j} A_x\right) + \left(\tau_{xx-i+1,j} A_x - \tau_{xx-i-1,j} A_x\right) + \left(\tau_{xr-i,j+1} A_r - \tau_{xr-i,j-1} A_r\right) + \left(\sum_{p=1}^n R_{pq}\right) \Delta V_{i,j}$$

$$\tau_{xx-i+1,j} A_x = \epsilon_q \lambda_q \frac{u_{i+2,j} - u_{i,j}}{\Delta x} A_x + \frac{4}{3} \epsilon_q \mu_q \frac{u_{i+2,j} - u_{i,j}}{\Delta x} A_x$$

$$\tau_{xr-i,j+1} A_r = -\epsilon_q \mu_q \frac{u_{i,j+2} - u_{i,j}}{\Delta r} A_r$$

$$0 = -\epsilon_q \left(P_{i+1,j} A_x - P_{i-1,j} A_x\right) + \left(\tau_{xr-i,j+1} A_r - \tau_{xr-i,j-1} A_r\right) + \left(\sum_{p=1}^n R_{pq}\right) \Delta V_{i,j}$$

donde

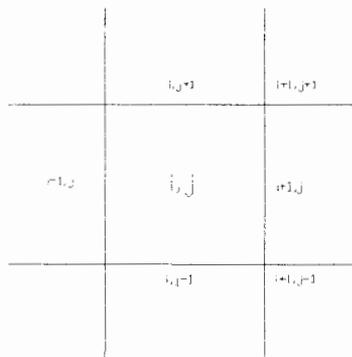


Figura 6.2.1 Celda de Integración para método de discretización

Para el fluido las propiedades tales como densidad, viscosidad, elasticidad de cuerpo, etc., son las normalmente usadas, tomando en cuenta las modificaciones por turbulencia, presencia de sólido, etc., que se explico anteriormente.

Para la fase sólida, las propiedades se calculan a partir de las ecuaciones mencionadas en el capítulo 4, las cuales se encuentran ligadas a la pseudo temperatura o temperatura granular.

Las ecuaciones algebraicas antes expuesta se aplican a cualquier celda que no sea adyacente a las paredes de la tubería, para este caso podemos usar las siguientes condiciones de frontera:

$$\tau_{fw} = \frac{1}{8} f \rho_f u_f^2$$

donde f es el factor de fricción dado en el capítulo 3.

Para el sólido tenemos:

$$\tau_{sw} = \frac{\pi \rho_s u_{sw} \psi \sqrt{T_s}}{2\sqrt{3} \left(\frac{\epsilon_{empaquetado}}{\epsilon_s} - \frac{\epsilon_{empaquetado}^{2/3}}{\epsilon_s^{2/3}} \right)}$$

donde:

ψ es el factor de especularidad del orden de 0.01 que indica la relación de fricción entre las partículas y la pared. [22]

Aquí la velocidad del sólido sobre la pared se estima como un porcentaje de la velocidad adyacente a la pared que toma valores entre 10 y 25%.

Estas condiciones de borde en la pared nos permiten desarrollar las ecuaciones en la celda adyacente a la pared tanto para el flujo de sólido como para el flujo de gas.

De aquí tenemos:

$$0 = -\epsilon_q (P_{i+1,j} A_x - P_{i-1,j} A_x) + (\tau_{xv-i,j+1} A_r - \tau_w A_r) + \left(\sum_{p=1}^n R_{pq} \right) \Delta V_{i,j}$$

Para el calculo del perfil de velocidad se toma en consideración la distribución logarítmica dada por:

$$U^* = \frac{1}{K} \ln(Ey^*)$$

donde:

$$U^* \cong \frac{u_{i,j} C_u^{\frac{1}{4}} k_{i,j}}{\frac{\tau_{fw}}{\rho_f}}$$

$$y^* \cong \frac{\rho_f C_u^{\frac{1}{4}} k_{i,j}^{\frac{1}{2}} y_{i,j}}{\mu_f}$$

E constante empírica igual a 9.81

K es la constante de von Karman igual a 0.42

Cada propiedad es evaluada en el punto de interés.

Los gradientes del resto de propiedades como pseudo temperatura, turbulencia, etc., son tomados como cero en la pared de la tubería.

Para efectos de interpolar valores intermedios de las celdas se ha tomado como referencia un esquema de interpolación de la ley de potencias dado por:

$$\frac{\phi(x) - \phi_0}{\phi_L - \phi_0} = \frac{e^{\left(\frac{Pe \cdot x}{L}\right)} - 1}{e^{(Pe)} - 1}$$

donde:

ϕ Es una función cualquiera evaluada en x , L , 0 como se muestra en la figura 6.2.2

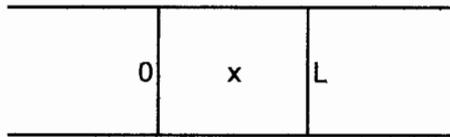


Figura 6.2.2 Celda unidimensional, esquema de evaluación de x

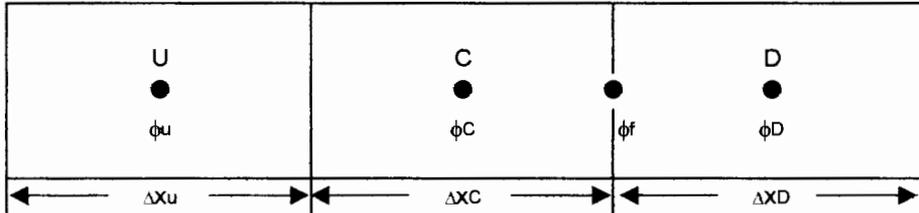
Pe Es el número de Peclet que se ha tomado como 1 (flujo isotropico).

Para interpolación de valores se a utilizado una extrapolación lineal de segundo orden de convergencia rápida, como se recomienda en la referencia [23], dada por:

$$\phi_f = \phi_c + \frac{1}{4} [(1+z)(\phi_D - \phi_C) + (1-z)(\phi_C - \phi_U)]$$

donde

ϕ Es una función cualquiera evaluada en el punto que se indica en el subíndice y que se muestra en la figura 6.3

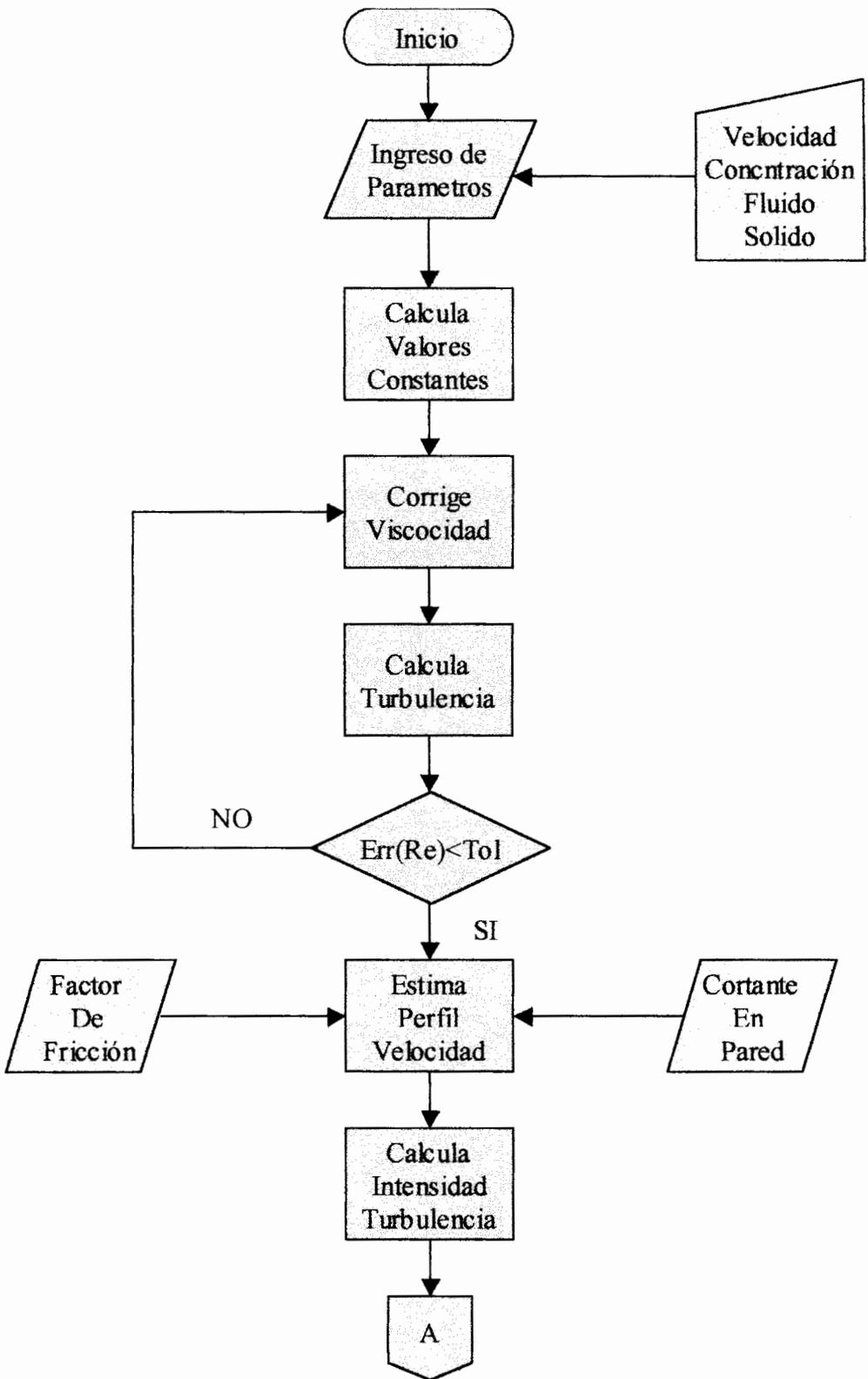


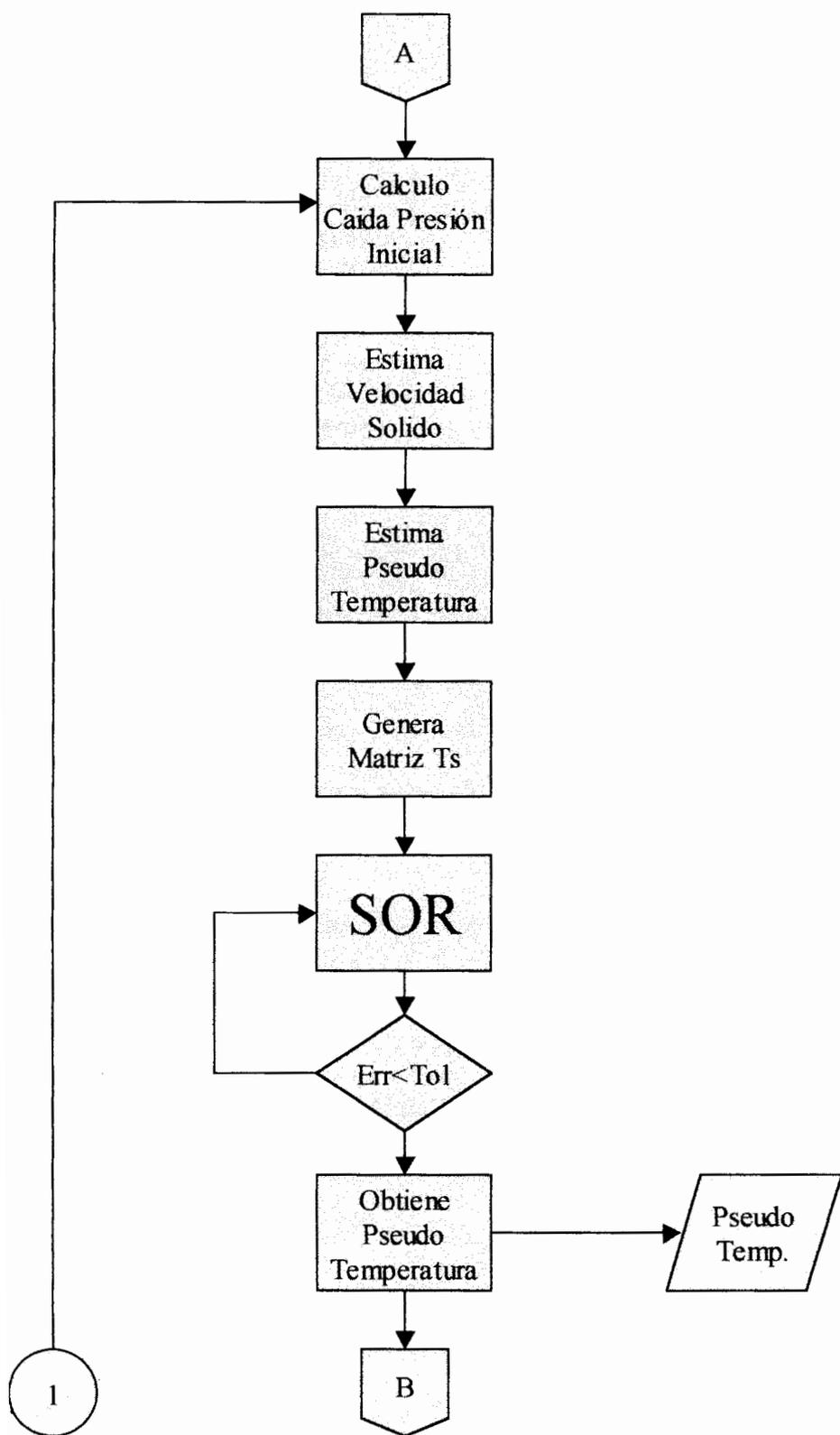
z es un parámetro de control numérico, que en este caso es 0.5

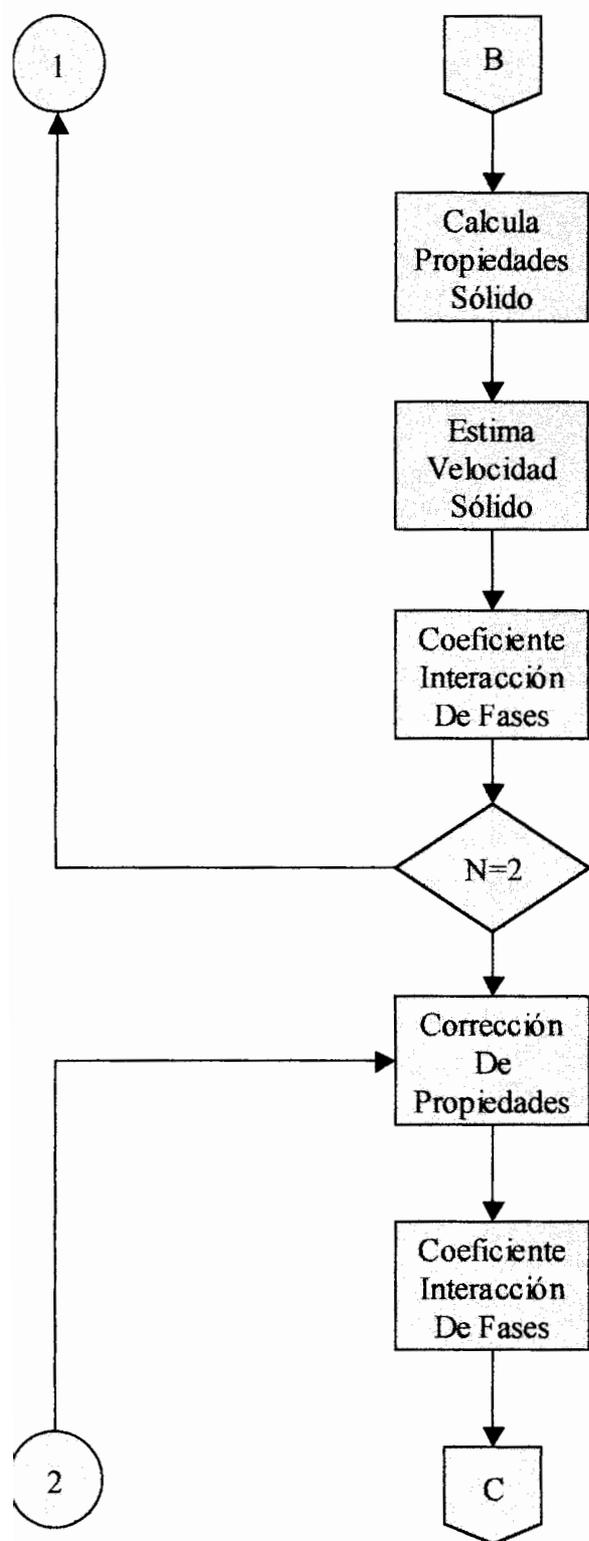
Para resolver el sistema de ecuaciones no lineales que surgen de la discretización de los volúmenes de control, es necesario utilizar métodos numéricos de resolución. En este caso hemos utilizado el método de Newton para sistemas de ecuaciones no lineales propuesto en [24] Capítulo 10.2, página 578.

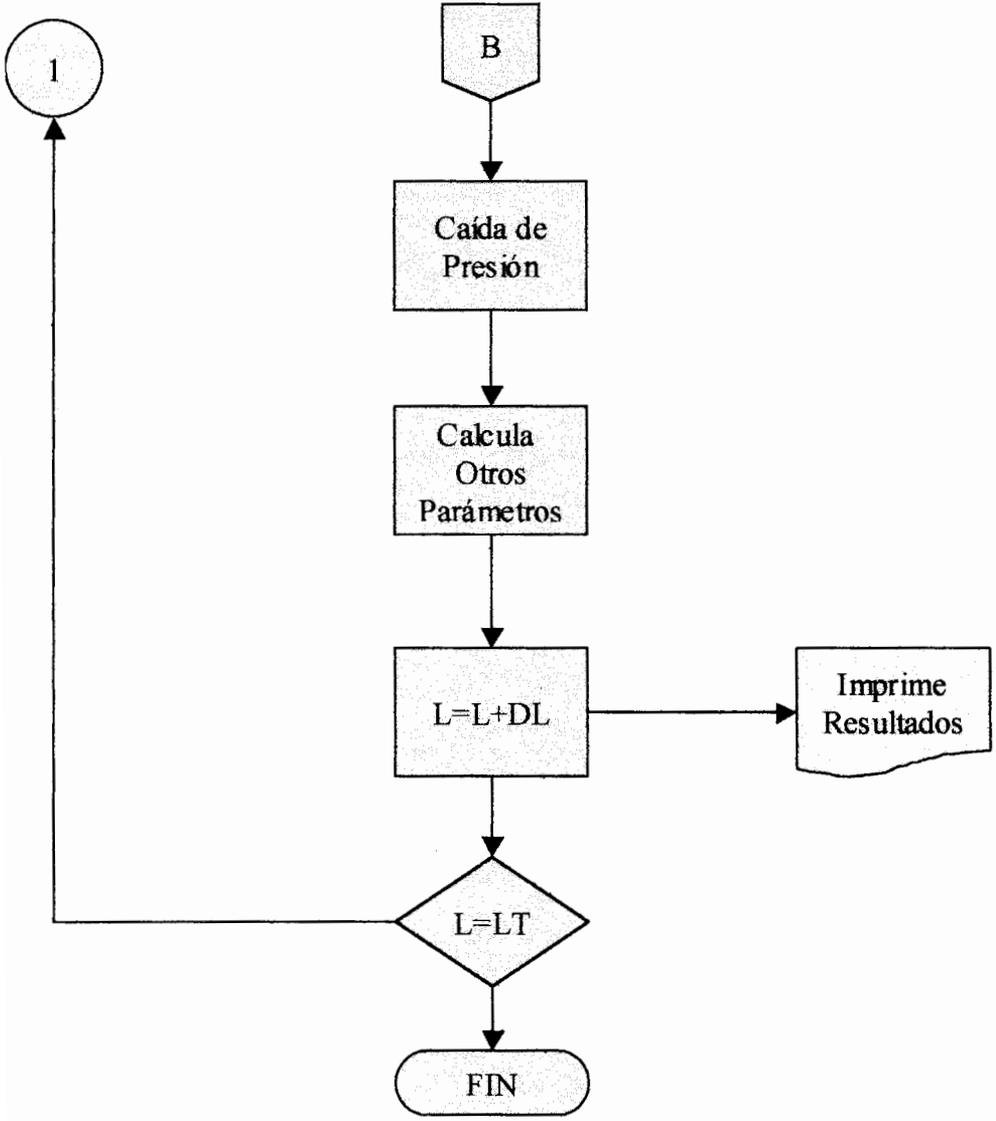
Una vez hecha la transformación se procede a utilizar el método SOR propuesto en [24] Capítulo 7, página 432.

Diagrama de flujo









Rutina de Cálculo

A continuación se presenta una rutina desarrollada para Visual Basic para calculo de Flujo de Dos Fases Unidimensional cuyos resultados son presentados en Excel:

```
'Datos a ingresar inicialmente
Public Denf, Dens, Vel0, FracVol, CaudalS, Pres0
Public DiaTub, d85, d15, LongTub, Cod45, Cod90
Public CodOtros, PresIni(), HumRel
'Datos calculados al inicio del flujo
Public Lint, ReD0, IntTurb, TurbIni, VelMed, ShearAlt, EIni
'Datos calculados en la pared
Public DifWall, Gamma, Pres1
'Propiedades Solido
Public ViscS(), PresSol(), BulkDen(), ViscSkin(), ViscScol(),
SFInt(), SFInt2(), SFInt3(), Cd()
Public DiaPart, VarPart, goss, Nres, RelTime, RexTime
Public VelSolMatriz(), BVelSol(), n, R2, R3
'Pseudo Temperatura
Public Ts(), PTDifCoe, PTColdis, PseudoMatriz(),
BPseudoMatriz()
'Propiedades Fluido
Public Viscf, ViscTurb, DifTurb, TurbM(), BTurbM(), ViscfIni
'Constantes de Control
Public CT1, CT2, CT3, CT4, CT5, CT6, CT7, CT8, CT9, CT10, AUX11
```

'Constantes generales

```
Public nbloq, AnchoBloq, yx, Ux(), Range(), AreaX(), AreaR(),
Err, p
```

'Vectores a calcularse

```
Public VelFlui(), KEturb(), PTemp(), VelSol(), VelSol2(),
Pres(), KEIni(), Kturb(), ReSol(), VTerm()
```

```
Public FricFactor, WallShear, Iter, CTKE1, a, FracVacio, Rug, K
```

```
Public Const Ed = 9.793
```

'Constantes Turbulencia

```
Public Const Cu = 0.0845, Cle = 1.44, C2e = 1.92, Zk = 1#, kd =
0.42
```

```
Public Const Ze = 1.3, ess = 0.7, Wf = 0.01, Karm = 0.42
```

```
Public Const Epack = 0.64356, Ksol = 0.5, Espec = 0.03, Tol =
0.00001
```

'Constantes Varias

```
Public AUX1, AUX2, AUX3, AUX4, AUX5
```

Sub CalcIni()

'En esta subrutina se calculan los datos iniciales

'como las dimensiones de la malla, Perfil Inicial,

'Presión de entrada y propiedades del fluido en esta

'etapa

```
Denf = 349 * Pres0 / 328
```

```
Pres0 = Pres0 * 100000
```

```
Lint = 0.05 * DiaTub
```

```
FracVacio = 1 - FracVol
```

'Corrección de Viscosidad

```

Viscf = Viscf / ((1 - 0.35 * FracVol ^ 0.5) * (1 - 2.05 *
FracVol) / (1 - FracVol) ^ 2)
ViscfIni = Viscf
ReD0 = (Denf * Vel0 * DiaTub) / Viscf
IntTurb = 0.16 * ReD0 ^ (-1 / 8)
TurbIni = (3 / 2) * (Vel0 * IntTurb) ^ 2
DiaPart = Exp(0.5 * (Log(d85) / Log(2.718282) + Log(d15) /
Log(2.718282)))
DiaPart = DiaPart * 0.000001
VarPart = Exp(0.5 * (Log(d85) / Log(2.718282) - Log(d15) /
Log(2.718282)))
'Calculo de la Funcion de Distribución Radial
goss = (1 + 2.5 * FracVol + 4.5904 * FracVol ^ 2 + 4.515439 *
FracVol ^ 3) / (1 - (FracVol / Epack) ^ 3) ^ 0.678021
'Valor constante en calculo de "Bulk Density"
CT1 = (4 / 3) * FracVol * Dens * DiaPart * goss * (1 + ess) /
3.14159265 ^ 0.5
Nres = 0.5 * (1 + ess)
'Patron Medio Libre de particulas
RelTime = DiaPart / (6 * FracVol * 2 ^ 0.5)
'Constante de factor colision en viscosidad del solido
CT2 = ((5 * DiaPart * Dens * 3.141592 ^ 0.5) / (96 * FracVol))
* ((8 * FracVol / (5 * (2 - Nres))) * (1 + (8 / 5) * Nres * (3
* Nres - 2) * FracVol * goss) + (768 / (25 * 3.141592)) * Nres
* goss * FracVol ^ 2)
'Constante de factor cinematico en viscosidad del solido

```

```
CT3 = ((5 * Dens * DiaPart * 3.141592 ^ 0.5) / (96 * FracVol *
Nres * (2 - Nres) * goss)) * (1 / (1 + (RelTime / Lint))) * (1
+ (8 / 5) * Nres * (3 * Nres - 2) * FracVol * goss)
```

'Constante usada en calculo de presión solido

```
CT4 = Dens * ((FracVol / (1 + (RelTime / Lint))) + 4 * Nres *
goss * FracVol ^ 2)
```

'Constante de coeficiente de difusión para temperatura granular

```
CT5 = ((25 * Dens * DiaPart * 3.141592 ^ 0.5) / 128) * (((1 /
(1 + (RelTime / Lint))) * (8 / (Nres * goss)) + (96 * FracVol /
5)) * ((1 + (12 / 5) * (4 * Nres - 3) * FracVol * goss * Nres ^
2) / (41 - 33 * Nres)) + (512 / (25 * 3.141592)) * Nres * goss
* FracVol ^ 2)
```

'Constante usada para calculo de disipación colisional de temperatura granular

```
CT6 = ((12 * (1 - ess ^ 2) * goss * Dens * FracVol ^ 2) /
(DiaPart * 3.14159265359 ^ 0.5))
```

'alto de bloque de integración

```
nbloq = (DiaTub / 2) / Lint
```

'ancho de bloque integración

```
AnchoBloq = DiaTub / 2
```

```
n = 2 * nbloq + 1
```

```
ReDim VelFlui(1 To n - 1), Kturb(1 To n - 1), PTemp(1 To n),
Eturb(1 To n), VelSol(1 To n - 1)
```

```
ReDim Ux(1 To n), Pres(1 To n - 1)
```

```
ReDim PresIni(1 To n - 1)
```

```
For i = 1 To n - 1
```

```
    VelFlui(i) = Vel0
```

```

Kturb(i) = TurbIni
Pres(i) = Pres0
PresIni(i) = Pres0
Next i
'Calculo de factor de fricción
r = 0: p = 0: Err = 10
Módulo1.CalcAreaX
Módulo1.CalcAreaR
For K = 1 To 2
If K = 1 Then
For i = 1 To 20
IntTurb = 0.16 * ReD0 ^ (-1 / 8)
TurbIni = (3 / 2) * (Vel0 * IntTurb) ^ 2
EIni = Cu ^ 0.75 * TurbIni ^ 1.5 / (Karm * DiaTub *
0.0003)
ViscTurb = Denf * Cu * TurbIni ^ 2 / EIni
Viscf = ViscfIni + ViscTurb
ReD0 = (Denf * Vel0 * DiaTub) / Viscf
Next i
FricFactor = 0.14 * (Log((Rug / (DiaTub * 1000)) / 3.7
+ (5.74 / ReD0 ^ 0.9)) / Log(10)) ^ (-2)
'Calculo de esfuerzo de fricción
WallShear = 0.125 * FricFactor * Denf * Vel0 ^ 2
If r = 0 Then
For i = 1 To n - 1
VelSol(i) = VelFlui(i)
Next i

```

```

        End If

    Else

        End If

        ReDim SFInt(1 To n), SFInt2(1 To n), ReSol(1 To n - 1),
VTerm(1 To n - 1), Cd(1 To n - 1), SFInt3(1 To n)

        RexTime = (DiaPart ^ 2 * Dens) / (18 * Viscf)

        For i = 1 To n - 1

            If i = 1 Then

                SFInt2(i) = 0

            Else

                ReSol(i - 1) = Denf * DiaPart * Abs(VelSol(i) -
VelFlui(i - 1)) / Viscf

                VTerm(i - 1) = 0.5 * (FracVacio ^ 4.14 - 0.06 *
ReSol(i - 1) + ((0.06 * ReSol(i - 1)) ^ 2 + 0.12 * ReSol(i - 1)
* (2 * 0.8 * FracVacio ^ 1.28 - FracVacio ^ 4.14) + FracVacio ^
2) ^ 0.5)

                SFInt2(i) = 150 * (1 - FracVacio) ^ 2 * Viscf /
(FracVacio * DiaPart) + 1.75 * Denf * (1 - FracVacio) *
Abs(VelSol(i - 1) - VelFlui(i - 1)) / FracVacio

            End If

        Next i

        If K = 2 Then

            For i = 1 To n - 1

                Pres(i) = PresIni(i)

            Next i

        Else

        End If

```

```
Módulo1.CaidaPresFlujoComp
```

```
For i = 1 To nbloq - 1
```

```
    Pres(i * 2) = (Pres(i * 2 + 1) + Pres(i * 2 - 1)) / 2
```

```
Next i
```

```
Pres(nbloq * 2) = (Pres(nbloq * 2) + Pres(nbloq * 2 - 1)) /
```

2

```
If K = 1 Then
```

```
    If r = 0 Then
```

```
        For i = 1 To n - 1
```

```
            Kturb(i) = Kturb(i) * (VelFlui(i) / Vel0) ^ 2
```

```
        Next i
```

```
    Else
```

```
        For i = 1 To n - 1
```

```
            Kturb(i) = (3 / 2) * (VelFlui(i) * IntTurb) ^ 2
```

```
        Next i
```

```
        PresIni = Pres
```

```
    End If
```

```
If r = 0 And K = 1 Then
```

```
    For i = 1 To n - 1
```

```
        VelSol(i) = VelFlui(i)
```

```
    Next i
```

```
Else
```

```
End If
```

```
ReDim KEIni(1 To (n - 1) * 2)
```

```
For i = 1 To (n - 1)
```

```
    KEIni(i * 2 - 1) = Kturb(i)
```

```

        KEIni(i * 2) = Cu ^ 0.75 * KEIni(i * 2 - 1) ^ 1.5 /
(Karm * DiaTub * 0.07)

    Next i

    ReDim Ts(1 To n - 1)

    For i = 1 To n - 1

        Ts(i) = 3 * VelSol(i) ^ 2

    Next i

'Calcula el perfil de pseudo temperatura

Módulo1.GenMatrizPseudoTemp

Z = n - 1

ReDim matrizsol(1 To Z, 1 To Z)

MatrizSolv = PseudoMatriz

ReDim Sol(1 To Z), BVector(1 To Z)

For i = 1 To Z

    BVector(i) = BPseudoMatriz(i)

    Sol(i) = Ts(i)

Next i

Módulo2.SOR

AUX11 = Sol(2)

Sol(2) = Sol(1)

Sol(1) = AUX11

For i = 1 To Z

    Ts(i) = Sol(i)

Next i

For i = 1 To Z

    VelSol(i) = (Ts(i) / 3) ^ 0.5

Next i

```



```

'Calcula las pseudo propiedades del solido
    Módulo1.CalPropGeneralesSolido
'Calcula la velocidad del solido
    Módulo1.SolidVel
    Z = n - 1
    ReDim matrizsol(1 To Z, 1 To Z)
    MatrizSolv = VelSolMatriz
    ReDim Sol(1 To Z), BVector(1 To Z)
    For i = 1 To Z
        BVector(i) = BVelSol(i)
        Sol(i) = VelSol(i)
    Next i
    Gamma = 1
    Módulo2.SOR
    For i = 1 To Z
        VelSol(i) = Sol(i)
    Next i
    Else
    End If
Next K
K = 2
r = r + AnchoBloq
R3 = 1
For i = 1 To n - 1
    Worksheets("Results").Range(Chr(64 + i) & R3) = PresIni(i)
Next i
Do Until r > LongTub * 1

```

```
Módulo1.CaidaPresFlujoComp
```

```
For i = 1 To nbloq - 1
```

```
    Pres(i * 2) = (Pres(i * 2 + 1) + Pres(i * 2 - 1)) / 2
```

```
Next i
```

```
Pres(nbloq * 2) = (Pres(nbloq * 2) + Pres(nbloq * 2 - 1)) /
```

```
2
```

```
PresIni = Pres
```

```
r = r + AnchoBloq
```

```
R2 = R2 + AnchoBloq
```

```
If R2 > 1 Then
```

```
    R2 = R2 - 1
```

```
    R3 = R3 + 1
```

```
    For i = 1 To n - 1
```

```
        Worksheets("results").Range(Chr(64 + i) & R3) =
```

```
Pres(i)
```

```
    Next i
```

```
    Worksheets("results").Range(Chr(64 + n) & R3) = r
```

```
    Worksheets("results").Range(Chr(64 + n + 1) & R3) = 1
```

```
Else
```

```
End If
```

```
Pres1 = (0)
```

```
For i = 1 To n - 1
```

```
    Pres1 = Pres(i) + Pres1
```

```
Next i
```

```
Pres1 = Pres1 / ((n - 1) * 100000)
```

```
Worksheets("results").Range(Chr(64 + n + 2) & R3) = Pres1
```

```
Denf = 349 * Pres1 / 328
```

```

    ReDim SFInt(1 To n), SFInt2(1 To n), ReSol(1 To n - 1),
VTerm(1 To n - 1), Cd(1 To n - 1), SFInt3(1 To n)

    RexTime = (DiaPart ^ 2 * Dens) / (18 * Viscf)

    For i = 1 To n - 1
        If i = 1 Then
            SFInt2(i) = 0
        Else
            ReSol(i - 1) = Denf * DiaPart * Abs(VelSol(i) -
VelFlui(i - 1)) / Viscf

            VTerm(i - 1) = 0.5 * (FracVacio ^ 4.14 - 0.06 *
ReSol(i - 1) + ((0.06 * ReSol(i - 1)) ^ 2 + 0.12 * ReSol(i - 1)
* (2 * 0.8 * FracVacio ^ 1.28 - FracVacio ^ 4.14) + FracVacio ^
2) ^ 0.5)

            SFInt2(i) = 150 * (1 - FracVacio) ^ 2 * Viscf /
(FracVacio * DiaPart) + 1.75 * Denf * (1 - FracVacio) *
Abs(VelSol(i - 1) - VelFlui(i - 1)) / FracVacio
        End If
    Next i

Loop
End Sub

Sub CalPropGeneralesFluido()
    ViscTurb = (Denf * Cu * Eturb ^ 2) / DifTurb
End Sub

Sub CalPropGeneralesSolido()
    ReDim BulkDen(1 To n - 1), ViscScol(1 To n - 1), ViscSkin(1 To
n - 1), PresSol(1 To n - 1), ViscS(1 To n - 1)

```

```

For i = 1 To n - 1
    BulkDen(i) = CT1 * Ts(i) ^ 0.5
    ViscScol(i) = CT2 * Ts(i) ^ 0.5
    ViscSkin(i) = CT3 * Ts(i) ^ 0.5
    ViscS(i) = ViscScol(i) + ViscSkin(i)
    PresSol(i) = CT4 * Ts(i)
Next i
End Sub

Sub CaidaPresFlujoComp()
'Aquí se calculará la caída de presión de solo la fase de
acarreo
'esta caída de presión es el limite mínimo que podría tener el
flujo
'de dos fases
If K = 1 Then
    For i = 1 To n - 1
        yx = (Denf * Cu ^ 0.25 * Kturb(n - i) ^ 0.5 * i * Lint) /
Viscf
        If yx < 11.225 Then
            VelFlui(i) = (WallShear / (Cu ^ 0.25 * Denf * Kturb(n -
i))) * yx
        Else
            VelFlui(i) = (WallShear / (kd * Denf * Cu ^ 0.25 *
Kturb(n - i) ^ 0.5)) * Log((Ed / (1 + 0.4 * (Denf * Rug * Cu ^
0.25 * Kturb(n - i) ^ 0.5 / Viscf)))) * yx)
        End If
    Next i
End Sub

```

```

Next i
Else
End If
For i = 1 To nbloq
  If i = 1 Then
    Pres(i * 2 - 1) = (Pres(i * 2 - 1) * AreaX(i * 2 - 1) *
FracVacio + FracVacio * Viscf * (VelFlui(2 * i + 1) - VelFlui(2
* i - 1)) * AreaR(2 * i + 1) / Lint - WallShear * AreaR(2 * i +
1)) / (AreaX(i * 2 - 1) * FracVacio)
  ElseIf i = nbloq Then
    Pres(i * 2 - 1) = (Pres(i * 2 - 1) * AreaX(i * 2 - 1) *
FracVacio - FracVacio * Viscf * (VelFlui(2 * i - 1) - VelFlui(2
* i - 3)) * AreaR(2 * i - 1) / Lint + SFInt2(i * 2) * (VelSol(i
* 2 - 1) - VelFlui(i * 2 - 1)) * AreaR(i * 2) * Lint) /
(AreaX(i * 2 - 1) * FracVacio)
  Else
    Pres(i * 2 - 1) = (Pres(i * 2 - 1) * AreaX(i * 2 - 1) *
FracVacio + FracVacio * Viscf * (VelFlui(2 * i + 1) - VelFlui(2
* i - 1)) * AreaR(2 * i + 1) / Lint - FracVacio * Viscf *
(VelFlui(2 * i - 1) - VelFlui(2 * i - 3)) * AreaR(2 * i - 1) /
Lint + SFInt2(i * 2) * (VelSol(i * 2 - 1) - VelFlui(i * 2 - 1))
* AreaR(i * 2) * Lint) / (AreaX(i * 2 - 1) * FracVacio)
  End If
Next i
End Sub

Sub GenMatrizPseudoTemp()

```

```

'Genera la matriz de la Pseudo Temperatura para una franja DX
ReDim PseudoMatriz(1 To (n - 1), 1 To (n - 1))
ReDim BPseudoMatriz(1 To (n - 1))
PseudoMatriz(2, 1) = -1: PseudoMatriz(2, 2) = (Exp(1 / 2) - 1)
/ (Exp(1) - 1)
PseudoMatriz(1, 1) = FracVol * (CT2 + CT3) * (AreaR(2) / Lint)
* (VelSol(3)) ^ 2 * 0.5 * Ts(1) ^ (-0.5) + CT6 * (1.5) *
AreaR(2) * Lint * Ts(1) ^ (0.5) - CT5 * Ts(2) ^ (0.5) *
(AreaR(3) / Lint) - 3 * SFInt2(2) * AreaR(2) * Lint
PseudoMatriz(1, 2) = CT5 * 0.5 * Ts(2) ^ (-0.5) * (Ts(3) -
Ts(1)) * AreaR(3) / Lint
PseudoMatriz(1, 3) = CT5 * Ts(2) ^ 0.5 * (AreaR(3) / Lint)
BPseudoMatriz(2) = -Ts(1) + Ts(2) * (Exp(1 / 2) - 1) / (Exp(1)
- 1)
BPseudoMatriz(1) = FracVol * (CT2 + CT3) * (AreaR(2) / Lint) *
(VelSol(3)) ^ 2 * Ts(1) ^ (0.5) + CT6 * AreaR(2) * Lint * Ts(1)
^ (1.5) + CT5 * Ts(2) ^ (0.5) * (Ts(3) - Ts(1)) * AreaR(3) /
Lint - 3 * SFInt2(2) * Ts(1) * AreaR(2) * Lint
For i = 3 To (n - 3) Step 2
    PseudoMatriz(i, i - 2) = CT5 * (AreaR(i) / Lint) * Ts(i -
1) ^ 0.5
    PseudoMatriz(i, i - 1) = -CT5 * 0.5 * (AreaR(i) / Lint) *
Ts(i - 1) ^ (-0.5) * (Ts(i) - Ts(i - 2))
    PseudoMatriz(i, i) = (CT2 + CT3) * 0.5 * (AreaR(i + 1) /
Lint) * (VelSol(i + 2) - VelSol(i)) ^ 2 * Ts(i) ^ (-0.5) + CT6
* AreaR(i + 1) * Lint * 1.5 * Ts(i) ^ 0.5 - CT5 * (AreaR(i + 2)

```

```

/ Lint) * Ts(i + 1) ^ 0.5 - PseudoMatriz(i, i - 2) - 3 *
SFInt2(i + 1) * AreaR(i + 1) * Lint
    PseudoMatriz(i, i + 1) = CT5 * 0.5 * (AreaR(i + 2) / Lint)
* Ts(i + 1) ^ (-0.5) * (Ts(i + 2) - Ts(i))
    PseudoMatriz(i, i + 2) = CT5 * (AreaR(i + 2) / Lint) * Ts(i
+ 1) ^ 0.5
    PseudoMatriz(i + 1, i - 2) = -(1 - Ksol) * 0.25
    PseudoMatriz(i + 1, i) = ((1 - Ksol) - (1 + Ksol)) * 0.25 +
1
    PseudoMatriz(i + 1, i + 1) = -1: PseudoMatriz(i + 1, i + 2)
= 0.25 * (1 + Ksol)
    BPseudoMatriz(i) = (CT2 + CT3) * (AreaR(i + 1) / Lint) *
(VelSol(i + 2) - VelSol(i)) ^ 2 * Ts(i) ^ (0.5) + CT6 * AreaR(i
+ 1) * Lint * Ts(i) ^ 1.5 + CT5 * (AreaR(i + 2) / Lint) * Ts(i
+ 1) ^ 0.5 * (Ts(i + 2) - Ts(i)) - CT5 * (AreaR(i) / Lint) *
Ts(i - 1) ^ 0.5 * (Ts(i) - Ts(i - 2)) - 3 * SFInt2(i + 1) *
Ts(i) * AreaR(i + 1) * Lint
    BPseudoMatriz(i + 1) = -Ts(i + 1) + Ts(i) + 0.25 * ((1 +
Ksol) * (Ts(i + 2) - Ts(i)) + (1 - Ksol) * (Ts(i) - Ts(i - 2)))
Next i
PseudoMatriz(n - 2, n - 4) = CT5 * (AreaR(n - 2) / Lint) * Ts(n
- 2) ^ 0.5
PseudoMatriz(n - 2, n - 3) = -CT5 * (AreaR(n - 2) / Lint) * 0.5
* Ts(n - 2) ^ (-0.5) * (Ts(n - 1) - Ts(n - 3))
PseudoMatriz(n - 2, n - 2) = -CT5 * (AreaR(n - 2) / Lint) *
Ts(n - 2) ^ 0.5 + CT6 * AreaR(n - 1) * Lint * 1.5 * Ts(n - 1) ^
0.5 - 3 * SFInt2(n)

```

```

BPseudoMatriz(n - 2) = -CT5 * (AreaR(n - 2) / Lint) * Ts(n - 2)
^ (0.5) * (Ts(n - 1) - Ts(n - 3)) + CT6 * AreaR(n - 1) * Lint *
Ts(n - 1) ^ 1.5 - 3 * SFInt2(n) * Ts(n - 1)
PseudoMatriz(n - 1, n - 3) = 1 - (Exp(1 / 2) - 1) / (Exp(1) -
1)
PseudoMatriz(n - 1, n - 2) = -1
PseudoMatriz(n - 1, n - 1) = (Exp(1 / 2) - 1) / (Exp(1) - 1)
BPseudoMatriz(n - 1) = -Ts(n - 2) + Ts(n - 3) + (Ts(n - 1) -
Ts(n - 3)) * (Exp(1 / 2) - 1) / (Exp(1) - 1)
End Sub

Sub SolidVel()
ReDim VelSolMatriz(1 To n - 1, 1 To n - 1)
ReDim BVelSol(1 To n - 1)
VelSolMatriz(1, 1) = -FracVol * (CT2 + CT3) * (Ts(2) ^ 0.5) *
AreaR(3) / Lint - SFInt2(2) * AreaR(2) * Lint - 3.141592 *
densf * Espec * (Ts(1) * 0.1225) ^ 0.5 / (2 * 3 ^ 0.5 * (Epack
/ FracVol - Epack ^ (2 / 3) / FracVol))
VelSolMatriz(1, 2) = FracVol * (CT2 + CT3) * (Ts(2) ^ 0.5) *
AreaR(3) / Lint
BVelSol(2) = -FracVol * (Pres(1) - PresIni(1)) * AreaX(1) +
FracVol * (CT2 + CT3) * (Ts(2) ^ 0.5) * (AreaR(3) / Lint) *
(VelSol(3) - VelSol(1)) - 3.141592 * densf * Espec * (Ts(1) *
0.1225) ^ 0.5 / (2 * 3 ^ 0.5 * (Epack / FracVol - Epack ^ (2 /
3) / FracVol)) * VelSol(1) * 0.35 + SFInt2(2) * (VelFlui(1) -
VelSol(1)) * AreaR(2) * Lint
For i = 3 To n - 3 Step 2

```

$$\text{VelSolMatriz}(i - 1, i - 2) = (\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(i - 2) ^ 0.5 / ((\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(i - 2) ^ 0.5 + (\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(i) ^ 0.5)$$

$$\text{VelSolMatriz}(i - 1, i - 1) = -1$$

$$\text{VelSolMatriz}(i - 1, i) = (\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(i) ^ 0.5 / ((\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(i - 2) ^ 0.5 + (\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(i) ^ 0.5)$$

$$\text{BVelSol}(i - 1) = -\text{VelSol}(i - 2) + ((\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(i - 2) ^ 0.5 * \text{VelSol}(i - 2) + (\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(i) ^ 0.5 * \text{VelSol}(i)) / ((\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(i - 2) ^ 0.5 + (\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(i) ^ 0.5)$$

$$\text{VelSolMatriz}(i, i - 2) = \text{FracVol} * (\text{CT2} + \text{CT3}) * (\text{Ts}(i - 1) ^ 0.5) * \text{AreaR}(i) / \text{Lint}$$

$$\text{VelSolMatriz}(i, i) = -\text{FracVol} * (\text{CT2} + \text{CT3}) * (\text{Ts}(i + 1) ^ 0.5) * \text{AreaR}(i + 2) / \text{Lint} - \text{FracVol} * (\text{CT2} + \text{CT3}) * (\text{Ts}(i - 1) ^ 0.5) * \text{AreaR}(i) / \text{Lint} - \text{SFInt2}(i) * \text{AreaR}(i + 1) * \text{Lint}$$

$$\text{VelSolMatriz}(i, i + 2) = \text{FracVol} * (\text{CT2} + \text{CT3}) * (\text{Ts}(i + 1) ^ 0.5) * \text{AreaR}(i + 2) / \text{Lint}$$

$$\text{BVelSol}(i) = -\text{FracVol} * (\text{Pres}(i) - \text{PresIni}(i)) * \text{AreaX}(i) + \text{FracVol} * (\text{CT2} + \text{CT3}) * (\text{Ts}(i + 1) ^ 0.5) * (\text{AreaR}(i + 2) / \text{Lint}) * (\text{VelSol}(i + 2) - \text{VelSol}(i)) - \text{FracVol} * (\text{CT2} + \text{CT3}) * (\text{Ts}(i - 1) ^ 0.5) * (\text{AreaR}(i) / \text{Lint}) * (\text{VelSol}(i) - \text{VelSol}(i - 2)) + \text{SFInt2}(i + 1) * (\text{VelFlui}(i) - \text{VelSol}(i)) * \text{AreaR}(i + 1) * \text{Lint}$$

Next i

$$\text{VelSolMatriz}(n - 3, n - 4) = (\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(n - 4) ^ 0.5 / ((\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(n - 4) ^ 0.5 + (\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(n - 2) ^ 0.5)$$

$$\text{VelSolMatriz}(n - 3, n - 3) = -1$$

$$\text{VelSolMatriz}(n - 3, n - 2) = (\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(n - 2) ^ 0.5 / ((\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(n - 4) ^ 0.5 + (\text{CT2} + \text{CT3}) * \text{Ts}(n - 2) ^ 0.5)$$

```
BVelSol(n - 3) = -VelSol(n - 3) + ((CT2 + CT3) * Ts(n - 4) ^
0.5 * VelSol(n - 4) + (CT2 + CT3) * Ts(n - 2) ^ 0.5 * VelSol(n
- 2)) / ((CT2 + CT3) * Ts(n - 4) ^ 0.5 + (CT2 + CT3) * Ts(n -
2) ^ 0.5)
```

```
VelSolMatriz(n - 2, n - 4) = FracVol * (CT2 + CT3) * (Ts(n - 3)
^ 0.5) * AreaR(n - 2) / Lint
```

```
VelSolMatriz(n - 2, n - 2) = -FracVol * (CT2 + CT3) * (Ts(n -
3) ^ 0.5) * AreaR(n - 2) / Lint - SFInt2(n - 1) * AreaR(n - 1)
* Lint
```

```
BVelSol(n - 2) = -FracVol * (Pres(n - 2) - PresIni(n - 2)) *
AreaX(n - 2) - FracVol * (CT2 + CT3) * (Ts(n - 3) ^ 0.5) *
(AreaR(n - 2) / Lint) * (VelSol(n - 2) - VelSol(n - 4)) +
SFInt(n - 1) * (VelFlui(n - 2) - VelSol(n - 2)) * AreaR(n - 1)
* Lint
```

```
VelSolMatriz(n - 1, n - 3) = 1 - (Exp(1 / 2) - 1) / (Exp(1) -
1)
```

```
VelSolMatriz(n - 1, n - 2) = -1
```

```
VelSolMatriz(n - 1, n - 1) = (Exp(1 / 2) - 1) / (Exp(1) - 1)
```

```
BVelSol(n - 1) = -VelSol(n - 2) + VelSol(n - 3) + (VelSol(n -
1) - VelSol(n - 3)) * (Exp(1 / 2) - 1) / (Exp(1) - 1)
```

```
End Sub
```

```
Sub CalcAreaX()
```

```
ReDim AreaX(1 To (n - 2))
```

```
For i = 1 To (n - 2)
```

```
    AreaX(i) = (DiaTub / 2 - i * Lint * 0.5) * 2 * 3.141592 *
    Lint
```

```
Lint
```

```

Next i
End Sub

Sub CalcAreaR()
ReDim AreaR(1 To n)
For i = 0 To (n - 1)
    If i = n - 1 Then
        AreaR(i + 1) = 0
    Else
        AreaR(i + 1) = (DiaTub / 2 - i * Lint * 0.5) * 2 *
3.141592 * AnchoBloq
    End If
Next i
End Sub

```

Para la manipulación de matrices se ha utilizado las siguientes rutinas:

```

'Rutinas para resolver Matrices
Public MomFluid(), MomSol()
Public PseTemp(), TurKin()
Public TurDif(), MomIniFluid()
Public MatrizSolv(), Sol(), BVector(), Sol2()
Public Alij, A2ij, i, j, h, DimMatriz
Public LU(), Dinv(), Tgs()
Public Eigen(), cVector(), q1, q2, q, xp, Ueigen, yp, Z,
cVector2()
Public ErrVect(), Err, MatrizSolv2(), Tol, Err2
Public DMatriz(), TJMatriz(), W, BVector2()

```

```

Dim Pos(), ValMax, RegIgu()

Sub GaussSeidel()
ReDim Sol2(1 To Z)
Err2 = 10
Tol = 0.000001
p = 0
Do While Err2 > Tol And p < 1000
Sol2 = Sol
Err2 = 0
  For i = 1 To Z
    For j = 1 To (i - 1)
      A1ij = A1ij + MatrizSolv(i, j) * Sol(j)
    Next j
    For j = (i + 1) To Z
      A2ij = A2ij + MatrizSolv(i, j) * Sol(j)
    Next j
    Sol(i) = W * (-A1ij - A2ij + BVector(i)) /
MatrizSolv(i, i) + (1 - W) * Sol(i)
    A1ij = 0
    A2ij = 0
  Next i
For i = 1 To Z
  If Abs(Sol(i) - Sol2(i)) > Err2 Then
    Err2 = Abs(Sol(i) - Sol2(i))
  Else
  End If

```

```
Next i
For i = 1 To Z
    q1 = 0
    If Abs(Sol(i)) > q1 Then
        q1 = Abs(Sol(i))
    Else
    End If
Next i
Err2 = Err2 / q1
p = p + 1
Loop
End Sub

Sub MatrixVerifier()
For i = 1 To n
    For j = 1 To n
        If i = j Then
            Dinv(i, j) = 1 / MatrizSolv(i, j)
            LU(i, j) = 0
        Else
            Dinv(i, j) = 0
            LU(i, j) = MatrizSolv(i, j)
        End If
    Next j
Next i
For i = 1 To n
```

```

For j = 1 To n
    For h = 1 To n
        Tgs(i, j) = Tgs(i, j) + Dinv(i, h) * LU(h, j)
    Next h
Next j
Next i
Módulo2.EigenSolver
End Sub

Sub EigenSolver()
ReDim cVector(1 To Z)
'Selecciona el valor mayor de la columna
For i = 1 To Z
    For j = 1 To Z
        If Abs(MatrizSolv2(j, i)) > cVector(i) Then
            cVector(i) = Abs(MatrizSolv2(j, i))
        Else
            End If
    Next j
Next i
'Busca el radio minimo de eigenvalores
ReDim cVector2(1 To Z)
For i = 1 To Z
    For j = 1 To Z
        cVector2(i) = Abs(MatrizSolv2(j, i)) + cVector2(i)
    Next j
Next i

```

```

'Genera un vector arbitrario inicial
For i = 1 To Z
    cVector(i) = cVector(i) * 2 - cVector2(i)
Next i

ReDim Eigen(1 To Z)

'Metodo de potencias
Err2 = 10
Tol = 0.00001
p = 0
Do While Err2 > Tol And p < 40
'Calcula el vector y multiplicando la matriz A por el vector
inicial cVector
    For i = 1 To Z
        For j = 1 To Z
            Eigen(i) = MatrizSolv2(i, j) * cVector(j) +
Eigen(i)
        Next j
    Next i
    yp = 0
    For i = 1 To Z
        If yp > Abs(Eigen(i)) Then
            Else
                yp = Abs(Eigen(i))
            End If
        Next i
    Err2 = 0
    For i = 1 To Z

```

```

If Abs(cVector(i) - Eigen(i) / yp) > Err2 Then
    Err2 = Abs(cVector(i) - Eigen(i) / yp)
Else
End If
Next i
For i = 1 To Z
    cVector(i) = Eigen(i) / yp
Next i
p = p + 1
Loop
Ueigen = yp
End Sub

Sub SOR()
ReDim DMatriz(1 To Z)
For i = 1 To Z
    DMatriz(i) = 1 / MatrizSolv(i, i)
Next i
ReDim TJMatriz(1 To Z, 1 To Z)
For i = 1 To Z
    For j = 1 To Z
        If i = j Then
            TJMatriz(i, j) = 0
        Else
            TJMatriz(i, j) = DMatriz(i) * -MatrizSolv(i, j)
        End If
    Next j
Next i

```

```

Next i
ReDim MatrizSolv2(1 To Z)
MatrizSolv2 = TJMatriz
Módulo2.EigenSolver
If Abs(Ueigen) < 1 Then
    h = (1 - Ueigen ^ 2) ^ 0.5
    W = 2 / (1 + h)
Else
    W = 1
End If
Módulo2.GaussSeidel
End Sub

```

6.3 Cálculos varios para el sistema de transporte neumático

Diámetro de partícula:

$$\log(47\ \mu\text{m}) + \log(25\ \mu\text{m}) = 2\log(d_p)$$

$$d_p = 33.5410\ \mu\text{m}$$

El patrón medio libre del gas se obtiene de la ecuación 2.2.10.:

Tabla XIII

Patrón medio libre del aire con respecto a la presión total

Presión (bares)	$\lambda(m)$
1.0	1.98063E-08
1.5	1.32042E-08
2.0	9.90313E-09
2.5	7.92251E-09
3.0	6.60209E-09
3.5	5.65893E-09
4.0	4.95157E-09
4.5	4.40139E-09
5.0	3.96125E-09
5.5	3.60114E-09
6.0	3.30104E-09
6.5	3.04712E-09
7.0	2.82947E-09

Esferoidad de la partícula de acuerdo a la ecuación 2.2.17

$$\phi = 0.222654$$

Para determinar el tipo de flujo, usaremos el número de Knudsen que esta dado por:

$$Kn = \frac{\lambda}{d_p} = 5.9051 * 10^{-4}$$

Esto nos asegura de que cumple con la ley de Stokes y con otras asunciones hechas anteriormente, igualmente se puede despreciar el efecto de movimiento Browniano del fluido sobre la fase sólida.

Previamente usaremos las ecuaciones 2.3.2 a 2.3.9 para determinar la longitud equivalente de varios codos para tuberías de 2.0, 2.5 y 3.0 pulgadas.

	O1	O2	O3	
Diametro Tubería	2.0	2.0	2.0	pulg.
Radio de Curvatura	5.0	4.0	3.0	pulg.
Factor 90°	1.684	2.086	2.947	
Densidad de Fluido	6.9162 kg/m3			

Velocidad Fluido (m/seg)	Reynolds	Factor Fricción Tubería	K Codos			Longitud Equivalente (m)		
6.00	124003.40	0.0263	0.192	0.197	0.219	0.371	0.381	0.423
7.00	144670.63	0.0261	0.187	0.192	0.213	0.364	0.374	0.415
8.00	165337.86	0.0260	0.183	0.188	0.209	0.358	0.368	0.408
9.00	186005.10	0.0259	0.179	0.184	0.204	0.352	0.362	0.401
10.00	206672.33	0.0258	0.176	0.181	0.201	0.347	0.357	0.396
11.00	227339.56	0.0257	0.173	0.178	0.198	0.343	0.352	0.390
12.00	248006.80	0.0257	0.171	0.176	0.195	0.338	0.348	0.386
13.00	268674.03	0.0256	0.169	0.173	0.192	0.334	0.344	0.381
14.00	289341.26	0.0256	0.166	0.171	0.190	0.331	0.340	0.377
15.00	310008.49	0.0255	0.164	0.169	0.187	0.327	0.336	0.373

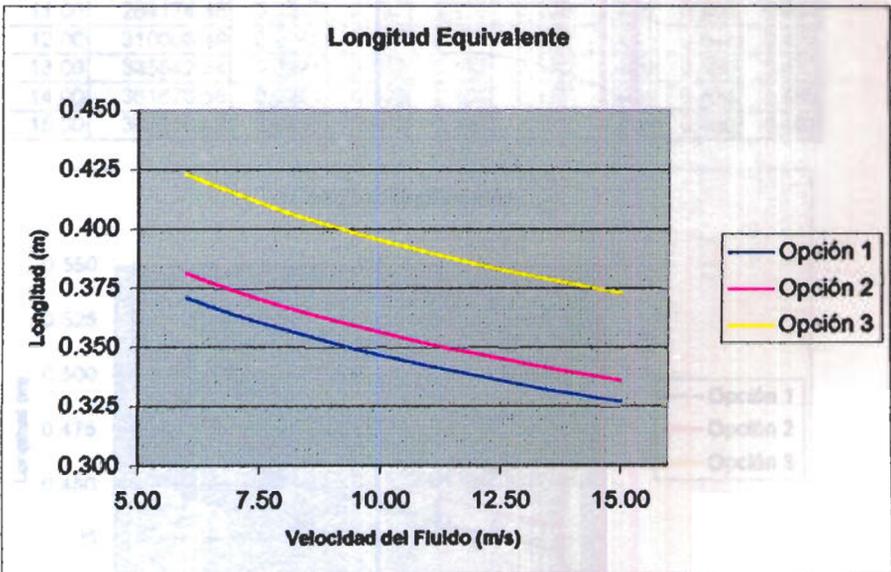


Figura 6.3.1 Longitud equivalente para codos de radio largo de 2" de acuerdo a la velocidad de flujo

Figura 6.3.2 Longitud equivalente para codos de radio corto de acuerdo a la velocidad de flujo

Aquí podemos notar que la apertura del radio disminuye la longitud equivalente del codo.

	O1	O2	O3	
Diametro Tubería	2.5	2.5	2.5	pulg.
Radio de Curvatura	6.0	5.0	4.0	pulg.
Factor 90°	1.745	2.086	2.710	
Densidad de Fluido	6.9162 kg/m3			

Velocidad Fluido (m/seg)	Reynolds	Factor Fricción Tubería	K Codos			Longitud Equivalente (m)		
6.00	155004.25	0.0247	0.185	0.190	0.205	0.476	0.488	0.525
7.00	180838.29	0.0246	0.181	0.185	0.199	0.468	0.478	0.515
8.00	206672.33	0.0245	0.176	0.181	0.195	0.458	0.470	0.506
9.00	232506.37	0.0244	0.173	0.177	0.191	0.451	0.463	0.498
10.00	258340.41	0.0243	0.170	0.174	0.188	0.444	0.456	0.491
11.00	284174.45	0.0242	0.167	0.171	0.185	0.439	0.450	0.484
12.00	310008.49	0.0241	0.165	0.169	0.182	0.433	0.444	0.478
13.00	335842.54	0.0241	0.162	0.167	0.179	0.428	0.439	0.473
14.00	361676.58	0.0241	0.160	0.165	0.177	0.424	0.434	0.468
15.00	387510.62	0.0240	0.159	0.163	0.175	0.419	0.430	0.463

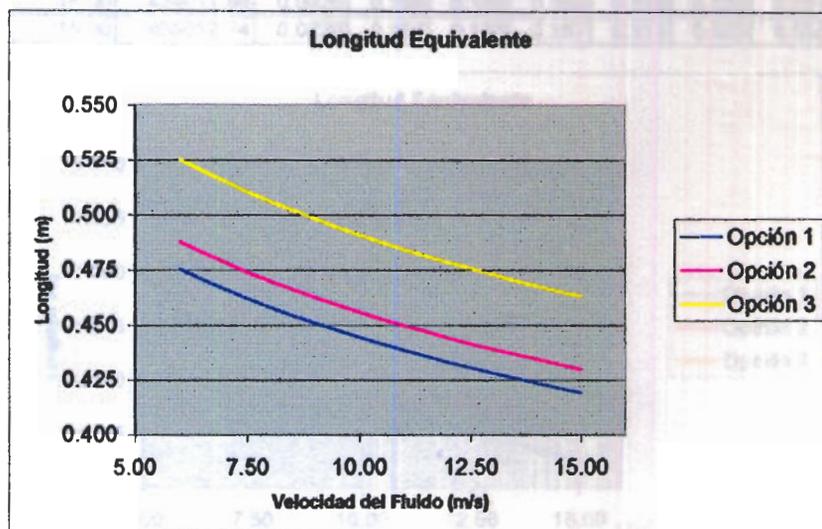


Figura 6.3.2 Longitud equivalente para codos de radio largo de 2.5" de acuerdo a la velocidad de flujo

Igualmente para codos de 3 pulgadas se muestra en la siguiente tabla los valores de longitud equivalente usando radios de curvatura de 7, 6 y 5 pulgadas.

	O1	O2	O3	
Diametro Tubería	3.0	3.0	3.0	pulg.
Radio de Curvatura	7.0	6.0	5.0	pulg.
Factor 90°	1.790	2.086	2.574	

Densidad de Fluido 6.9162 kg/m³

Velocidad Fluido (m/seg)	Reynolds	Factor Fricción Tubería	K Codos			Longitud Equivalente (m)		
6.00	188005.10	0.0236	0.180	0.184	0.195	0.582	0.596	0.631
7.00	217005.95	0.0234	0.175	0.180	0.190	0.570	0.584	0.618
8.00	248006.80	0.0233	0.171	0.176	0.186	0.560	0.574	0.608
9.00	279007.64	0.0232	0.168	0.172	0.182	0.552	0.565	0.598
10.00	310008.49	0.0231	0.165	0.169	0.179	0.544	0.557	0.589
11.00	341009.34	0.0231	0.162	0.166	0.176	0.536	0.549	0.581
12.00	372010.19	0.0230	0.160	0.164	0.173	0.530	0.542	0.574
13.00	403011.04	0.0230	0.158	0.162	0.171	0.524	0.536	0.568
14.00	434011.89	0.0229	0.156	0.160	0.169	0.518	0.530	0.561
15.00	465012.74	0.0229	0.154	0.158	0.167	0.513	0.525	0.556

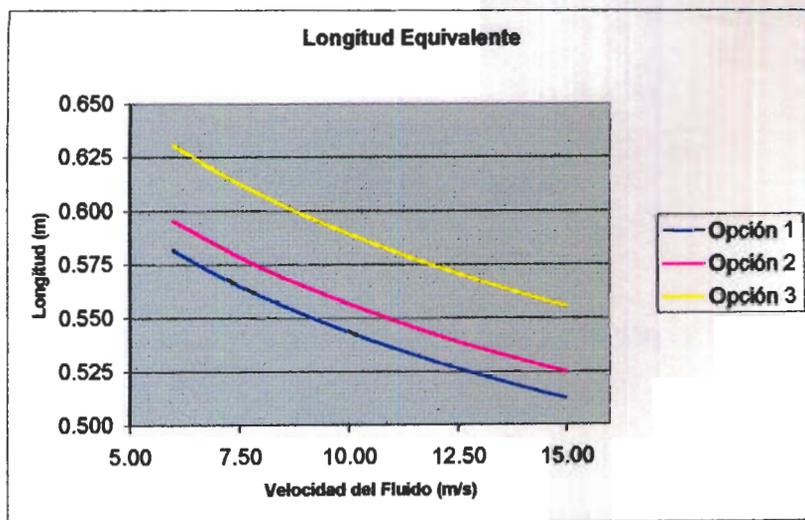


Figura 6.3.3 Longitud equivalente para codos de radio largo de 3" de acuerdo a la velocidad de flujo

Por ultimo se muestra un cuadro de las longitudes equivalentes para codos de 3.0 pulgadas con radios de curvatura de 5, 6 y 7 pulgadas de radio de curvatura.

Igualmente se compara longitudes equivalentes para codos de 2.5, 3 y 3.5 pulgadas de diámetro como función del radio de curvatura para determinar el valor optimo del codo.

	Diámetro	Reynolds	Factor Fricción
Opción 1	2.0	248006.80	0.0257
Opción 2	2.5	310008.49	0.0241
Opción 3	3.0	372010.19	0.0230

Velocidad del Fluido 12.00
 Densidad de Fluido 6.9162 kg/m³

Radio Curvatura (pulg)	Factor Empírico			K Codos			Longitud Equivalente (m)		
4	2.088	2.710	3.466	0.176	0.182	0.194	0.348	0.478	0.641
5	1.684	2.086	2.574	0.171	0.169	0.173	0.338	0.444	0.574
6	1.463	1.745	2.086	0.173	0.165	0.164	0.343	0.433	0.542
7	1.329	1.538	1.790	0.179	0.165	0.160	0.354	0.434	0.530
8	1.242	1.402	1.597	0.187	0.169	0.160	0.370	0.443	0.529
9	1.182	1.309	1.463	0.196	0.174	0.162	0.389	0.457	0.535
10	1.139	1.242	1.368	0.207	0.180	0.165	0.409	0.474	0.546
11	1.106	1.192	1.296	0.218	0.187	0.169	0.431	0.492	0.561
12	1.082	1.154	1.242	0.229	0.195	0.175	0.454	0.513	0.578
13	1.063	1.125	1.200	0.241	0.203	0.180	0.476	0.534	0.597

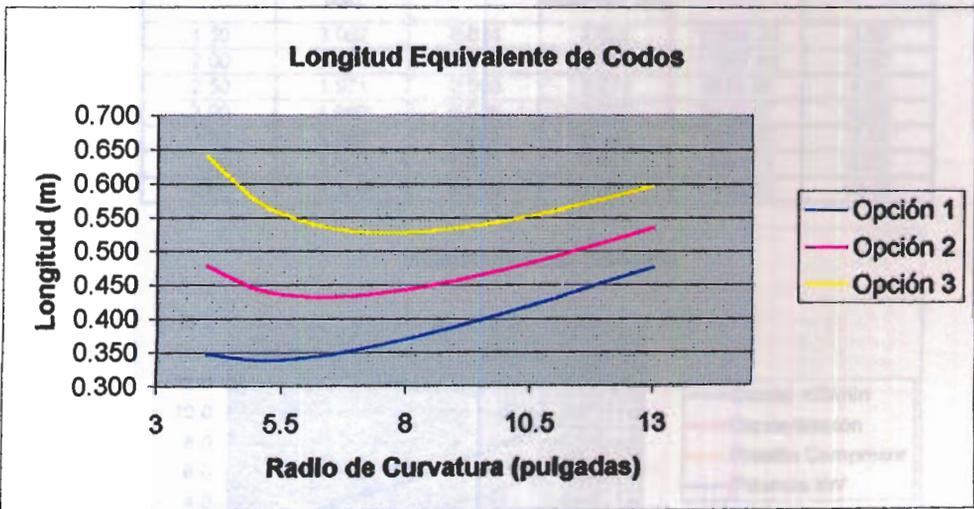


Figura 6.3.4 Longitud Equivalente en codos de radio largo con respecto al radio del codo

Ahora usamos el método de calculo convencional para determinar parámetros base para el transporte neumático. Este método ha sido expuesto en el capítulo 2, y se puede revisar la referencia [3].



Longitud Equivalente	210 m
Altura Promedio	10 m
Densidad Polvo	1200 kg/m ³
Densidad Aire	1.6 kg/m ³
Diametro Part.	0.00003354 m
C1	10
Qmat	1200 kg/hora
Velocidad Critica	1.586 m/seg
Constante C2	10.20
Constante C3	2.00E-05
Velocidad del Aire	12.06 m/seg

Diametro (pulg)	Q (cfm) a pg	Concen.	j	ψ	C4
1.50	29.12	15.158	1.21E+07	7.00E-07	1.06E-05
2.00	51.77	8.526	5.12E+06	1.00E-06	8.53E-06
2.50	80.90	5.457	2.62E+06	1.10E-06	6.00E-06
3.00	116.49	3.789	1.52E+06	1.20E-06	4.55E-06
3.50	158.56	2.784	9.56E+05	1.40E-06	3.90E-06
4.00	207.10	2.132	6.40E+05	1.60E-06	3.41E-06
4.50	262.11	1.684	4.50E+05	1.70E-06	2.86E-06

Diametro (pulg)	Presion Linea (bar)	Presion H (bar)	Presion Compresor (bar)	Trabajo	Potencia (kW)
1.50	3.082	0.024	4.028	13934.39	2.50
2.00	2.474	0.014	3.286	11897.69	3.80
2.50	1.971	0.009	2.676	9843.98	4.91
3.00	1.680	0.006	2.323	8429.67	6.06
3.50	1.529	0.004	2.140	7610.63	7.44
4.00	1.423	0.003	2.012	6990.13	8.93
4.50	1.328	0.003	1.897	6405.23	10.36

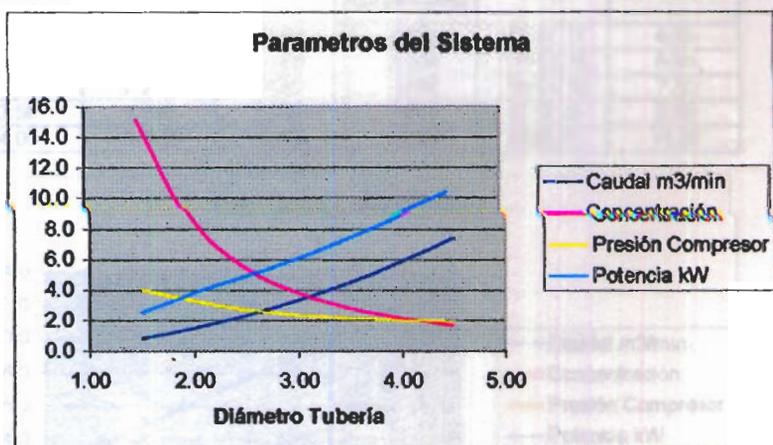


Figura 6.3.5 Parámetros de operación de acuerdo al método convencional de calculo

En la figura 6.3.6 se presenta los datos obtenidos usando el método empírico manteniendo un flujo másico de fase sólida constante. Estos valores serán comparados luego contra los datos obtenidos con el modelo de Synclair.

Longitud Equivalente	210 m
Altura Promedio	10 m
Densidad Polvo	1200 kg/m ³
Densidad Aire	1.2 kg/m ³
Diametro Part.	0.00003354 m
C1	10
Qmat	2000 kg/hora
Velocidad Critica	1.831 m/seg
Constante C2	10.20
Constante C3	2.00E-05
Velocidad del Aire	12.06 m/seg

Diametro (pulg)	Q (cfm) a pg	Concen.	j	ψ	C4
2.00	51.77	11.480	6.90E+06	9.30E-07	1.07E-05
2.50	80.90	7.838	3.77E+06	1.38E-06	1.08E-05
3.00	116.49	5.863	2.35E+06	1.71E-06	1.00E-05
3.50	158.56	4.718	1.62E+06	1.75E-06	8.26E-06
4.00	207.10	3.869	1.16E+06	1.81E-06	7.00E-06

Diametro (pulg)	Presion Linea (bar)	Presion H (bar)	Presion Compresor (bar)	Trabajo	Potencia (kW)
2.00	2.723	0.014	3.584	12767.17	4.08
2.50	2.490	0.009	3.299	11938.36	5.96
3.00	2.240	0.007	2.996	10974.75	7.89
3.50	1.958	0.006	2.657	9772.10	9.56
4.00	1.762	0.005	2.420	8837.61	11.29

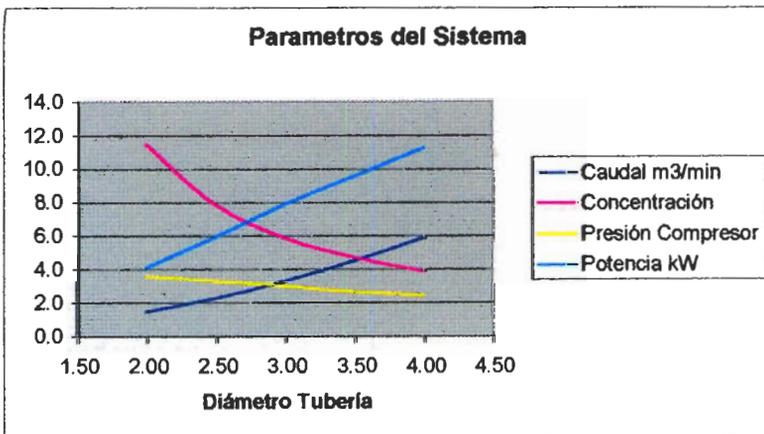


Figura 6.3.6 Parámetros de operación a diferentes diámetros

manteniendo el caudal de la fase sólida constante

En la figura 6.3.7 se muestran los datos obtenidos usando el método empírico, manteniendo la fracción volumétrica de la fase sólida constante, a una velocidad de 12.06 m/seg.

Longitud Equivalente	210 m
Altura Promedio	10 m
Densidad Polvo	1200 kg/m ³
Densidad Aire	2.79 kg/m ³
Diametro Part.	0.00003354 m
C1	10
Velocidad Critica	1.201 m/seg
Constante C2	10.20
Constante C3	2.00E-05
Velocidad del Aire	12.06 m/seg

Diametro (pulg)	Q (cfm) a pg	Concen.	\dot{V}	ψ	C4
2.00	51.77	7.888	4.74E+06	9.30E-07	7.34E-06
2.50	80.90	7.888	3.79E+06	1.07E-06	8.44E-06
3.00	116.49	7.888	3.16E+06	1.25E-06	9.86E-06
3.50	158.56	7.888	2.71E+06	1.41E-06	1.11E-05
4.00	207.10	7.888	2.37E+06	1.57E-06	1.24E-05

Diametro (pulg)	Presion Linea (bar)	Presion H (bar)	Presion Compresor (bar)	Trabajo	Potencia (kW)
2.00	2.325	0.022	3.117	11370.21	3.63
2.50	2.249	0.022	3.025	11070.53	5.52
3.00	2.225	0.022	2.996	10974.80	7.89
3.50	2.195	0.022	2.960	10855.45	10.62
4.00	2.173	0.022	2.934	10763.92	13.75

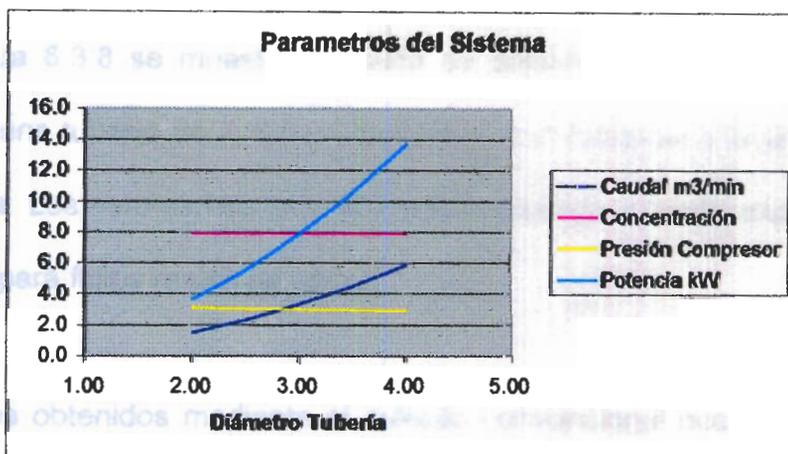


Figura 6.3.7 Parámetros de operación a diferentes diámetros manteniendo la fracción volumétrica de la fase sólida constante

Ahora es necesario calcular la caída de presión para un flujo compresible de acuerdo a lo expuesto en el capítulo 3 para flujo en tuberías, lo cual nos dará una idea de la caída de presión mínima que se tendrá en el sistema si solo fluyera aire por el sistema.

Tomando en consideración una velocidad de 13 m/seg obtenemos:

$$T_t = 303.08K$$

$$\gamma = 1.4$$

Al tratarse de presiones muy altas la presión total y la normal son prácticamente iguales.

En la figura 6.3.8 se muestra la caída de presión en un flujo compresible dentro de una tubería de 2, 2.5 y 3 pulgadas, con respecto a la presión inicial de entrada. Los valores han sido calculados usando la teoría expuesta en el capítulo 3 para flujos reales de gases.

Los valores obtenidos mediante el método convencional nos permiten tener una idea de los valores iniciales que podemos usar con el método de Sinclair de flujo de dos fases, es importante encontrar un balance entre presión y volumen entregados por el compresor a ser usado, ahora calcularemos la

caída de presión para diámetros de tubería de 2.5, 3 y 3.5 pulgadas de acuerdo al algoritmo presentado en el punto anterior.

Opción 1 2.0 pulg.
 Opción 2 2.5 pulg.
 Opción 3 3.0 pulg.
 Longitud Equivalente 210 m
 Velocidad Fase Acarreo 13 m/seg

Presión Entrada (bares)	Densidad (kg/m ³)	Reynolds			Factor de Fricción		
2.50	2.66	103335.55	129169.43	155003.32	0.02653	0.02496	0.02379
3.00	3.19	124002.65	155003.32	186003.98	0.02630	0.02502	0.02358
3.50	3.72	144669.76	180837.20	217004.64	0.02612	0.02482	0.02342
4.00	4.26	165336.87	206671.09	248005.31	0.02599	0.02467	0.02331
4.50	4.79	186003.98	232504.98	279005.97	0.02588	0.02455	0.02321
5.00	5.32	206671.09	258338.86	310006.64	0.02579	0.02446	0.02313
5.50	5.85	227338.20	284172.75	341007.30	0.02572	0.02437	0.02307
6.00	6.38	248005.31	310006.64	372007.96	0.02566	0.02431	0.02302
6.50	6.92	268672.42	335840.52	403008.63	0.02560	0.02425	0.02297

K - Coeficiente de Perdidas			Presión Total (bares)	Factor	Diferencial de Presión (bares)		
109.68	82.56	65.55	2.560	0.04597	0.3631	0.2734	0.2170
108.70	82.74	64.98	3.072	0.04597	0.4319	0.3287	0.2582
107.98	82.10	64.55	3.585	0.04597	0.5005	0.3805	0.2992
107.42	81.60	64.23	4.097	0.04597	0.5691	0.4323	0.3402
106.98	81.20	63.97	4.609	0.04597	0.6375	0.4839	0.3812
106.61	80.88	63.76	5.121	0.04597	0.7060	0.5356	0.4222
106.31	80.61	63.58	5.633	0.04597	0.7744	0.5872	0.4631
106.06	80.38	63.43	6.145	0.04597	0.8428	0.6387	0.5040
105.84	80.19	63.30	6.657	0.04597	0.9111	0.6903	0.5449

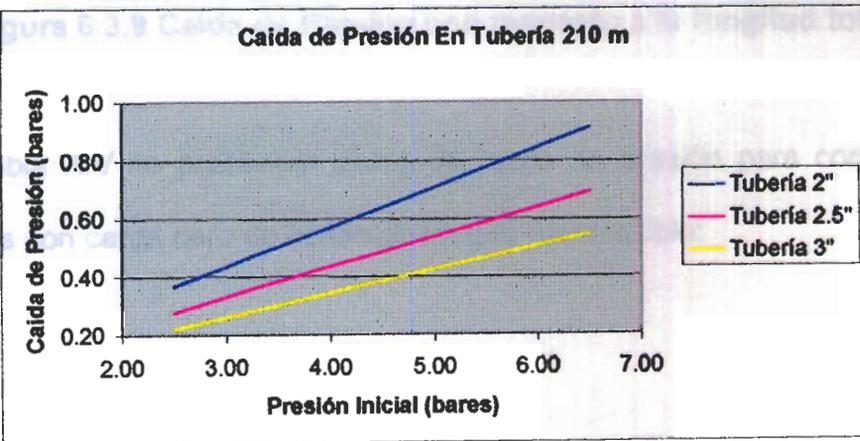


Figura 6.3.8 Caída de presión de aire de acuerdo al método expuesto en el capítulo 3.

La figura 6.3.1 grafica la presión a lo largo de la tubería con respecto a una *presión de entrada de 4 bares y una velocidad de entrada de 13 m/seg.*

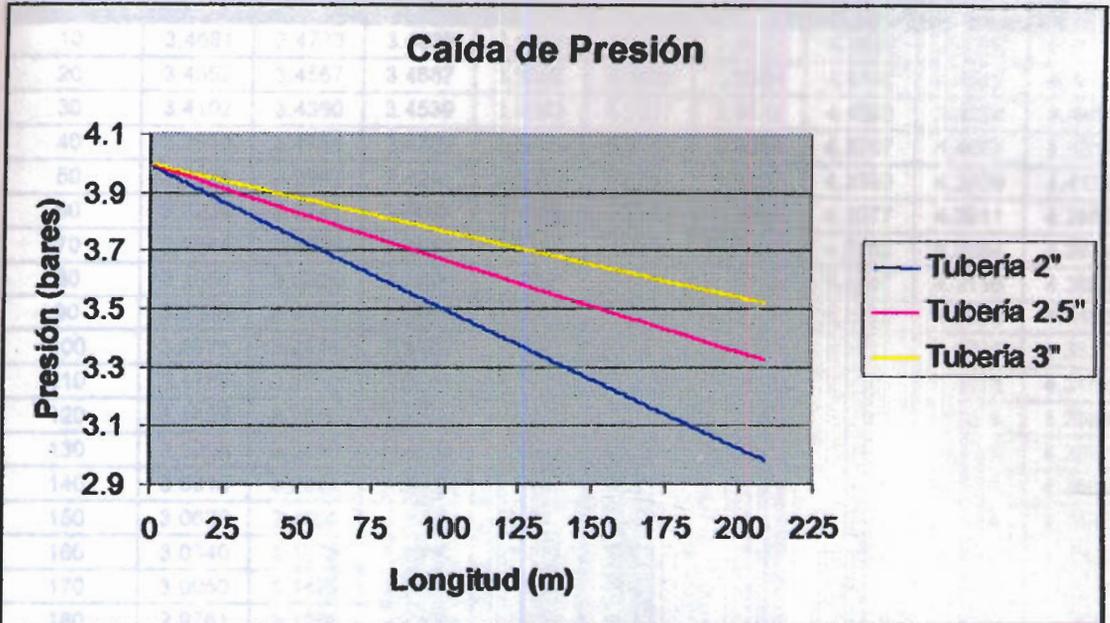


Figura 6.3.9 Caída de Presión con respecto a la longitud total

En la tabla XIV se presentan datos de caída de presión para condiciones normales con carga cero de sólido de un gas compresible:

velocidad inicial de

En la tabla XV se muestra el

mismas condiciones que se

Por último la tabla XVI muestra

Tabla XIV

Caída de Presión de aire de acuerdo al método de flujo Synclair.

Distancia	Presión Inicial 3.5 bares			Presión Inicial 4.0 bares			Presión Inicial 4.5 bares		
	2"	2.5"	3"	2"	2.5"	3"	2"	2.5"	3"
10	3.4681	3.4773	3.4836	3.9667	3.9761	3.9827	4.4653	4.4749	4.4817
20	3.4392	3.4567	3.4687	3.9365	3.9545	3.9669	4.4338	4.4522	4.4650
30	3.4102	3.4360	3.4539	3.9063	3.9327	3.9512	4.4023	4.4294	4.4484
40	3.3813	3.4154	3.4390	3.8760	3.9111	3.9354	4.3707	4.4067	4.4318
50	3.3524	3.3947	3.4241	3.8459	3.8893	3.9197	4.3393	4.3839	4.4152
60	3.3234	3.3741	3.4092	3.8156	3.8677	3.9039	4.3077	4.3611	4.3985
70	3.2944	3.3535	3.3944	3.7854	3.8460	3.8882	4.2762	4.3384	4.3819
80	3.2656	3.3329	3.3796	3.7552	3.8243	3.8725	4.2447	4.3156	4.3653
90	3.2366	3.3123	3.3647	3.7250	3.8026	3.8567	4.2132	4.2929	4.3486
100	3.2076	3.2916	3.3498	3.6947	3.7809	3.8410	4.1817	4.2701	4.3320
110	3.1787	3.2710	3.3349	3.6645	3.7592	3.8252	4.1501	4.2473	4.3154
120	3.1498	3.2504	3.3201	3.6343	3.7375	3.8095	4.1187	4.2246	4.2988
130	3.1208	3.2297	3.3052	3.6041	3.7158	3.7937	4.0871	4.2018	4.2821
140	3.0918	3.2091	3.2903	3.5738	3.6942	3.7780	4.0556	4.1791	4.2655
150	3.0629	3.1885	3.2754	3.5437	3.6725	3.7622	4.0242	4.1563	4.2488
160	3.0340	3.1678	3.2606	3.5134	3.6508	3.7465	3.9928	4.1335	4.2322
170	3.0050	3.1472	3.2457	3.4832	3.6291	3.7307	3.9611	4.1108	4.2156
180	2.9761	3.1266	3.2308	3.4530	3.6074	3.7150	3.9296	4.0880	4.1990
190	2.9471	3.1060	3.2159	3.4228	3.5857	3.6992	3.8981	4.0653	4.1823
200	2.9182	3.0853	3.2011	3.3925	3.5640	3.6835	3.8665	4.0426	4.1657
209	2.8921	3.0667	3.1877	3.3653	3.5445	3.6693	3.8382	4.0220	4.1508

En la tabla XV se muestran las características más importantes obtenidas usando el método de Sinclair para una tubería de 2" de diámetro con una velocidad inicial de 13 m/seg.

En la tabla XVI se muestra estos valores para una tubería de 2.5" en las mismas condiciones que se mostró en la tabla XV.

Por ultimo la tabla XVII muestra los valores para una tubería de 3" .

Tabla XV

**Caída de Presión usando el método de flujo de dos fases para
tubería de 2"**

Fración Volumetrica Solido	1.57E-02
Caudal de Aire	2.63E-02 m ³ /seg
Reynolds Minimo de Fluidificación	0.03928
Densidad Aire Inicial	4.26 kg/m ³
Presión Inicial	4 bares

Distancia (m)	Presión (bares)	Velocidad Terminal (m/seg)	Reynolds	Velocidad Crítica (m/seg)	Velocidad Sedimentación (m/seg)	Cd
10	3.9	0.834	12.709	7.75E-01	7.30E-01	0.664
20	3.9	0.835	12.546	7.76E-01	7.31E-01	0.665
30	3.8	0.835	12.384	7.77E-01	7.31E-01	0.666
40	3.8	0.836	12.222	7.77E-01	7.32E-01	0.668
50	3.7	0.836	12.062	7.78E-01	7.32E-01	0.669
60	3.7	0.837	11.902	7.78E-01	7.33E-01	0.671
70	3.6	0.837	11.742	7.79E-01	7.33E-01	0.672
80	3.6	0.838	11.584	7.79E-01	7.34E-01	0.674
90	3.5	0.839	11.426	7.80E-01	7.34E-01	0.676
100	3.5	0.839	11.269	7.80E-01	7.35E-01	0.678
110	3.4	0.840	11.112	7.81E-01	7.35E-01	0.679
120	3.3	0.840	10.957	7.81E-01	7.36E-01	0.681
130	3.3	0.841	10.802	7.82E-01	7.36E-01	0.683
140	3.2	0.842	10.647	7.83E-01	7.37E-01	0.686
150	3.2	0.842	10.494	7.83E-01	7.37E-01	0.688
160	3.1	0.843	10.341	7.84E-01	7.38E-01	0.690
170	3.1	0.843	10.188	7.84E-01	7.38E-01	0.693
180	3.0	0.844	10.037	7.85E-01	7.39E-01	0.695
190	3.0	0.845	9.886	7.85E-01	7.40E-01	0.698
200	2.9	0.845	9.736	7.86E-01	7.40E-01	0.700
209	2.9	0.846	9.601	7.87E-01	7.41E-01	0.703

Tabla XVI

**Caída de Presión usando el método de flujo de dos fases para
tubería de 2.5"**

Fracción Volumetrica Solido 1.01E-02
 Caudal de Aire 4.12E-02 m³/seg
 Reynolds Minimo de Fluidificación 0.03928
 Densidad Aire Inicial 4.26 kg/m³
 Presión Inicial 4 bares

Distancia (m)	Presión (bares)	Velocidad Terminal (m/seg)	Reynolds	Velocidad Crítica (m/seg)	Velocidad Sedimentación (m/seg)	Cd
10	4.0	0.849	11.4	8.10E-01	7.68E-01	0.676
20	3.9	0.849	11.3	8.10E-01	7.68E-01	0.677
30	3.9	0.849	11.2	8.11E-01	7.68E-01	0.678
40	3.9	0.850	11.1	8.11E-01	7.69E-01	0.679
50	3.8	0.850	11.0	8.11E-01	7.69E-01	0.681
60	3.8	0.851	10.9	8.12E-01	7.69E-01	0.682
70	3.7	0.851	10.8	8.12E-01	7.70E-01	0.683
80	3.7	0.851	10.7	8.13E-01	7.70E-01	0.684
90	3.7	0.852	10.6	8.13E-01	7.70E-01	0.686
100	3.6	0.852	10.5	8.13E-01	7.71E-01	0.687
110	3.6	0.853	10.5	8.14E-01	7.71E-01	0.688
120	3.6	0.853	10.4	8.14E-01	7.72E-01	0.690
130	3.5	0.853	10.3	8.14E-01	7.72E-01	0.691
140	3.5	0.854	10.2	8.15E-01	7.72E-01	0.693
150	3.5	0.854	10.1	8.15E-01	7.73E-01	0.694
160	3.4	0.855	10.0	8.16E-01	7.73E-01	0.696
170	3.4	0.855	9.9	8.16E-01	7.73E-01	0.697
180	3.4	0.855	9.8	8.16E-01	7.74E-01	0.699
190	3.3	0.856	9.7	8.17E-01	7.74E-01	0.701
200	3.3	0.856	9.6	8.17E-01	7.74E-01	0.702
209	3.3	0.857	9.5	8.17E-01	7.75E-01	0.704

Tabla XVII

**Caída de Presión usando el método de flujo de dos fases para
tubería de 3"**

Fracción Volumetrica Solido	7.03E-03
Caudal de Aire	5.93E-02 m ³ /seg
Reynolds Minimo de Fluidificación	0.03928
Densidad Aire Inicial	4.26 kg/m ³
Presión Inicial	4 bares

Distancia (m)	Presión (bares)	Velocidad Terminal (m/seg)	Reynolds	Velocidad Crítica (m/seg)	Velocidad Sedimentación (m/seg)	Cd
10	4.0	0.86	10.4	8.31E-01	7.92E-01	0.7
20	3.9	0.86	10.3	8.31E-01	7.92E-01	0.7
30	3.9	0.86	10.3	8.31E-01	7.93E-01	0.7
40	3.9	0.86	10.2	8.32E-01	7.93E-01	0.7
50	3.9	0.86	10.2	8.32E-01	7.93E-01	0.7
60	3.8	0.86	10.1	8.32E-01	7.93E-01	0.7
70	3.8	0.86	10.0	8.33E-01	7.94E-01	0.7
80	3.8	0.86	10.0	8.33E-01	7.94E-01	0.7
90	3.8	0.86	9.9	8.33E-01	7.94E-01	0.7
100	3.7	0.86	9.9	8.33E-01	7.94E-01	0.7
110	3.7	0.86	9.8	8.34E-01	7.95E-01	0.7
120	3.7	0.86	9.7	8.34E-01	7.95E-01	0.7
130	3.7	0.86	9.7	8.34E-01	7.95E-01	0.7
140	3.7	0.86	9.6	8.34E-01	7.95E-01	0.7
150	3.6	0.86	9.6	8.35E-01	7.96E-01	0.7
160	3.6	0.86	9.5	8.35E-01	7.96E-01	0.7
170	3.6	0.86	9.4	8.35E-01	7.96E-01	0.7
180	3.6	0.86	9.4	8.35E-01	7.97E-01	0.7
190	3.5	0.86	9.3	8.36E-01	7.97E-01	0.7
200	3.5	0.86	9.3	8.36E-01	7.97E-01	0.7
209	3.5	0.86	9.2	8.36E-01	7.97E-01	0.7

Para el calculo de caída de presión para aireación de la cámara de premezclado usamos un caudal de $9.7367E-3$ m³/seg para este efecto. La

Fracción de sólido en la mezcla, sube en proporción al caudal de aire dando 0.101 como fracción.

La fracción mínima de fluidificación esta dada por:

$$\phi \epsilon_{mf} = \frac{1}{14} \quad \epsilon_{mf} = 0.6859$$

Usando la ecuación 4.4.20 con una altura equivalente de:

$$V_{cono} = \frac{\pi}{3} r^2 h = \frac{\pi}{3} (0.6)^2 (0.857) = 0.3231 m^3$$

$$h = \frac{V_{cono}}{A_{cilindro}} = \frac{0.3231 m^3}{1.131 m^2} = 0.2857 m$$

$$h_{equiv} = 0.6 + 0.2857 = 0.8857$$

Para la caída de presión se toma como referencia una densidad de $3.99 kg/m^3$ para el aire con lo que:

$$\Delta P = 150 * 0.000017 * (8.61E - 3)^2 * 0.8857 * \frac{(1 - 0.6)^2}{(0.6)^3 (33.57E - 6)^2} +$$

$$1.75 * 3.99 * (8.61E - 3)^2 * 0.8857 * \left(\frac{1 - 0.6}{0.6^3 * (33.57E - 6)} \right) = 0.135 kPa$$

El caudal especificado anteriormente es el recomendado para el total de aireadores ($3.35E-3 \text{ m}^3/\text{seg}$ por cada uno), más la entrada de aire al tanque.

La velocidad de alimentación de la esclusa de acuerdo a la ecuación 2.3.51 es de:

$$N = 3.85 \text{ RPM}$$

La suma total de caudal volumétrico de aire requerido por el sistema esta dado por la suma de los distintos puntos.

$$Q = 0.07783 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$$

$$Q = 164.93 \text{ scfm}$$

Para efectos de selección del compresor calculamos la potencia requerida del compresor. Primeramente calculamos la carga adiabática, dado por:

$$H_{ad} = \left(\frac{1.545}{28.98} \right) 550 \left[\frac{4^{0.2857} - 1}{0.2857} \right] = 49.876$$

$$Q = 164.93 \text{ scfm} * 7.4914E - 2 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} = 12.36 \frac{\text{lb}}{\text{min}}$$

$$HP = \frac{12.36 * 49.876}{33.0 * 0.85} = 21.97$$

6.4 Diseño y selección de equipos y elementos varios

Para la selección de equipos y elementos varios se tomo en consideración los criterio expuestos en el capitulo 2.

El diámetro a utilizarse en la tubería será de 2.5", de acuerdo a los datos de caída de presión, caudal requerido, capacidad de transporte, el cual permite posteriormente aumentar la cantidad de material transportado. El costo de la tubería 2.5" es intermedio y permitirá la implementación de un sistema económico.

Para la selección de codos de radio largo utilizamos la tabla 6.3.5 en la que se puede ver que el codo de radio 5.5" nos da la longitud equivalente de menor valor.

El uso de uniones universales cada tres empates de la tubería es indispensable para poder acceder a limpiar las tuberías en caso de atoramiento.

Es necesario ahora establecer los equipos auxiliares del sistema tales como alimentadores, separación de partículas, control, etc.

Alimentadores

Tabla XVIII

Criterios de selección de alimentadores

Criterio	Ponderación de Equipos		
	Bomba Fuller	Tanque Descarga Superior	Tanque Descarga Inferior
Eficiencia en Manejo de Partículas Pequeñas	4	7	9
Consumo de Energía	5	7	10
Costos de Mantenimiento	4	9	9
Costos de Instalación	8	5	7
Facilidad de Automatización	6	9	9
Adaptabilidad al Espacio Físico	7	6	6
Costos de Equipos	4	6	6
Accesibilidad a Puntos de Mantenimiento	8	8	8
Capacidad de Transporte	9	7	7

En la tabla anterior podemos ver que al tratarse de poca cantidad de material y de una distribución granulometría pequeña la mejor opción será un tanque de alimentación con descarga inferior, cuyo diseño se presenta en el apéndice C1 y cuyos cálculos operativos se los presento en el punto anterior.

Igualmente para la alimentación de esta cámara alimentadora se requiere de una esclusa rotatoria, cuyos planos de construcción se presentan en el

0007 y cuyas características operativas han sido calculadas en el punto anterior.

Usando las recomendaciones de la referencia [25] y los datos de la cámara de alimentación:

$$P_{dis} = 100 \text{ psi}$$

$$R = 23.63$$

$$S_{mat} = 13800 \text{ psi}$$

$$E_{1,2,3} = 0.6$$

$$E = 30E6$$

$$S_r = 14500$$

$$Mat = A36$$

$$D = 47.26 \text{ in}$$

$$\alpha = 25^\circ$$

Para los espesores tenemos:

$$\text{Shell} \quad t = \frac{PR}{SE + 0.4P} = 0.2839 \text{ in} \quad 6.4.1$$

$$\text{Tapa Superior} \quad t = \frac{PD}{2SE + 1.8P} = 0.2822 \text{ in} \quad 6.4.2$$

$$\text{Cono} \quad t = \frac{PD}{2 \cos \alpha (SE + 0.4P)} = 0.3466 \quad 6.4.3$$

Con lo cual podemos establecer un espesor general de 3/8" para toda la cámara alimentadora.

Para las uniones soldadas tipo D

$$a_1 + a_2 = 1 \frac{1}{4} * 0.375 = 0.46875in \quad 6.4.4$$

Para la distancia mínima de salida de tubería de 1 1/2 " tenemos la recomendación de 6" según la referencia [25].

Para la entrada hacia la cámara la referencia sugiere una entrada mínima de 0.011" .

Para el ducto de admisión tenemos:

$$y = \sqrt{\frac{R^2 - (F + r)^2}{2}} = 12.45in \quad 6.4.5$$

El espesor requerido para los ductos de entrada esta dado por:

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0.6P} = 5.21E - 2in \quad 6.4.6$$

Para el espesor de la tubería de acuerdo a las condiciones de transporte tenemos:

$$t_{pipe} = \frac{PD}{2SE - 1.2P} = 1.63E - 2in \quad 6.4.7$$

Para efectos de reforzar la cámara de alimentación, utilizamos el procedimiento expuesto en la referencia [25], página 129:

$$x = \min(S_s E_1, S_c E_2) = 8280 \quad 6.4.8$$

$$\frac{P}{x} = 1.2077E - 2 \quad 6.4.9$$

$$\Delta = 12.5$$

$$y = (S_s E_s, S_c E_c) = 4.14E11 \quad 6.4.10$$

$$k = \frac{y}{S_r E_r} = 0.9517 \quad 6.4.11$$

$$A_{RS} = \frac{PR^2 k}{2x} \left(1 - \frac{\Delta}{\cos \alpha} \right) \tan \alpha = 1.4435in^2 \quad 6.4.12$$

$$m_1 = \frac{t_s}{t} \cos(\alpha - \Delta) = 1.2203 \quad 6.4.13$$

$$m_2 = \frac{t_c}{t} \cos \alpha \cos(\alpha + \Delta) = 0.8188 \quad 6.4.14$$

$$A_e = \min(m_1, m_2) \sqrt{Rt} \left[\left(t_c - \frac{t}{\cos \alpha} \right) + (t_s - t) \right] = 0.28 \text{ in}^2 \quad 6.4.15$$

$$z_1 = \sqrt{Rt_s} = 2.9763 \text{ in} \quad 6.4.16$$

$$z_2 = \frac{1}{2} \sqrt{Rt_s} = 1.4881 \text{ in} \quad 6.4.17$$

Para efectos de diseño se siguieron las recomendaciones dadas en [25]:

1. La soldadura será de tipo 3 según el código UW-12.
2. La entradas soldadas de un diámetro no mayor a 3" no requiere de refuerzo en el tipo de soldadura.
3. La soldadura de doble filete es recomendable en la uniones soldadas longitudinales.

4. El espesor máximo para los refuerzos de tapa o cono serán de 3/32.
5. Para juntas con soldadura circunferencial pueden ser soldadas con filete simple.

Separación de Partículas

Tabla 6.4.2

Criterios de selección de equipos de separación de partículas

Criterio	Ponderación de Equipos		
	Separador Estático	Filtro Mangas	Separador y Filtro
Eficiencia en Manejo de Partículas Pequeñas	5	9	10
Consumo de Energía	4	8	5
Costos de Mantenimiento	8	7	7
Costos de Instalación	7	6	5
Facilidad de Automatización	-	-	-
Adaptabilidad al Espacio Físico	7	6	6
Costos de Equipos	8	7	5
Accesibilidad a Puntos de Mantenimiento	9	8	8
Caída de Presión	5	8	6

En este caso la mejor opción para la separación de partículas es un filtro de mangas, ya que puede manejar mejor las partículas pequeñas como en este caso, sin embargo, la solución propuesta en que la línea descarga en la enfriadora rotatoria es una opción económica, ya que la succión requerida

para la separación de partículas estaría dada por la succión del tiro inducido del horno.

Área de Filtrado

Para estimar el área de filtrado usamos los valores típicos recomendados en [2] con lo que tenemos:

$$Q = 4.11699E - 2 \frac{m^3}{seg}$$

$$Conc = 12 \frac{kg}{m^3}$$

$$\mu = 0.017cP$$

$$\Delta P = 9.81E - 2 psi$$

$$\Delta x = 0.13mm$$

$$\alpha = 5E7 \frac{1}{m}$$

$$\zeta = 0.71E - 13m^2$$

Usando la ecuación 2.3.21 tenemos:

$$A_{filtrado} = 1.9448m^2$$

De lo que obtenemos la velocidad superficial:

$$2.1168E - 2 \frac{m}{seg}$$

Ruta del Sistema

Según la tabla XII la opción 2 de 154m es una opción aceptable, de poco recorrido y que presenta cierta facilidad de instalación, si bien es cierto que en ciertos casos podría cruzarse en espacios no deseados, obligando al uso de codos de radio largo, esto se ve compensado por la corta distancia, en comparación con las otras opciones.

La llegada al enfriador rotatorio permite el ahorro en inversión de equipos tales como filtros, separadores, etc. Estos son reemplazados por los de la línea.

Las cantidades antes calculadas sobrepasan las requeridas por este sistema al tener menor distancia de recorrido y con seguridad se pueden usar los equipos con estos parámetros.

CAPITULO 7

Programa y Costos de Montaje del Sistema

7.1 Costos del Sistema

De acuerdo a los materiales requeridos para la construcción y montaje del sistema de transporte y la mano de obra tenemos:

Tabla XX

Costos Estimados del sistema de transporte

Materiales	Cant.	Unidad	Total Unid.	Valor Unitario	Total
Tubería Galvanizada de 2.5"	160	m	27	36.47	972.53
Reducción Soldable 2.5 a 1.5	1	c/u	1	10.50	10.50
Unión Galvanizada 2.5"	30	c/u	30	2.20	66.00
Codo Soldable 2.5	1	c/u	1	12.60	12.60
Platina 1/8 x 1 1/2"	64	m	11	5.82	62.08
Plancha Negra de 3/8" x 4' x 8'	5	m2	1.7	71.37	120.04
Tubo 4"	12	m	2	87.41	174.82
Soldadura 7018	6	kg	6	2.27	13.62
Venturi Alimentación	1	c/u	1	420.00	420.00
Codos de Radio Largo	20	c/u	20	55.00	1,100.00
Valvula Rotatoria 8"	1	c/u	1	800.00	800.00
Valvula de Seguridad	1	c/u	1	190.00	190.00
Aeridores	8	c/u	8	85.00	680.00
Accesorio Varios	1	c/u	1	600.00	600.00
Compresor	1	c/u	1	17,000.00	17,000.00
TOTAL MATERIALES Y EQUIPOS					22,200.00

Mano de Obra y Servicio	Cant.	Horas	Valor Unidad	Total
Horas Hombre Mecánicos	1	484	2.50	1,210.00
Horas Hombre Supervisión	1	158	3.20	505.60
Alquiler de Equipos	1	16	10.38	166.08
TOTAL MANO DE OBRA Y SERVICIOS				1,881.68
TOTAL SISTEMA TRANSPORTE				24,100.00

Es necesario comparar el costo del sistema de transporte con los ahorros en transporte, manejo y almacenamiento de un material que se desecha actualmente.

Hay que tomar en consideración que el material recuperado aumenta la producción específica del horno rotatorio y que su beneficio se refleja en un ingreso por concepto de producto terminado.

7.2 Factibilidad del Proyecto y Efectos Sobre la Producción de Cal

Tabla XXI
Factibilidad del Proyecto

Cantidad Presupuestada de Polvo de Filtro

1200 Ton/Año

	Consumo	Unidad	USD/Unidad	USD/Ton
Costos Estimados de Recuperación				
Consumo Energía Eléctrica	9.4	kW/Ton	0.11	1.03
Costo de Materiales Mantenimiento	1	1/Ton	0.30	0.30
Costo Mano de Obra Operación	0.04	HH/Ton	5.49	0.22
Costo Mano de Obra Mantenimiento	0.06	HH/Ton	5.49	0.33
Costo de Hidratación	1	1/Ton	16.71	16.71
Costo Total Estimado de Recuperación				18.59
Precio de Venta de Cal				48.00
Movimiento Año 2002				
Ingreso por ventas	1200	Ton/Año	48.00	57,600.00
Costo de Inversión	1	1/Año		24,100.00
Costo de Producción	1200	Ton/Año	18.59	22,300.00
Ahorro por gasto de Transporte	90	Viajes	49.00	4,410.00
Balance de Inversión				15,610.00

Como podemos ver, esta inversión resulta positiva, en relación al volumen de venta estimado.

La característica de poseer el mínimo de piezas móviles y de ser un sistema sencillo de colocar beneficia el costo por mantenimiento y operación. La capacidad de automatizar este

tipo de sistemas en una ventaja importante ya que desde el punto de vista operativo requerirá de poco mano de obra.

El efecto que produciría la mezcla de este polvo con producción normal se reflejaría directamente en la producción, y como se expuso en el capítulo 5, es necesario diluir este producto con producción normal, o establecer la posibilidad de hidratar material exclusivo para productos que requieren bajo porcentaje de Hidróxido de Calcio, como es el caso de Agrocal.

Por lo expuesto antes la mejor solución, como se menciona en el capítulo 6, será la llegada al enfriador rotatorio.

7.3 Cronograma de Instalación y Puesta en Marcha

En el Apéndice A-12 se presenta el diagrama de Gant del desarrollo del sistema de transporte, donde se consideran 20 días de trabajo con tres personas y un supervisor.

CAPITULO 8

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

De acuerdo a lo expuesto en los capítulos anteriores a continuación se resumen las características generales del sistema:

Material:	Polvo de Oxido de Calcio y Carbonato de Calcio más impurezas.
Densidad:	1200 kg/m ³
Peso Volumétrico Suelto:	853 kg/m ³
Longitud Total:	154 m
Codos 90°:	15
Radio Codo:	127 mm
Diámetro de Tubería:	2.5 pulgadas, Cedula 40

Caudal Transporte:	4.12E-2 m ³ /seg
Presión de Transporte:	0.4 Mpa
Caudal Alimentación:	3.65E-2 m ³ /seg
Caudal Total:	7.78E-2 m ³ /seg (164.93 cfm)
Potencia Compresor:	21.97 HP
Potencia Requerida:	25.00 HP
Carga de Material:	1.01E-2
Costo del Sistema:	33.700 USD
Tiempo de Montaje:	20 días
Seguridad:	Válvula de seguridad a 0.50 Mpa
Presión Trabajo Alimentador:	0.69 Mpa
Diseño Alimentador:	Según ASME Pressure Vessel Handbook
Velocidad Rotatoria:	3.85 RPM
Diámetro Alimentación:	DN 200
Diámetro Esclusa:	250 mm
Volumen Alimentador:	1.1 m ³

Soportes Tubería: Cada 3 metros

Area de Filtrado Requerido: 1.9448 m²

Conclusiones

1. La teoría de flujo de fases no es ciertamente un método sencillo para cálculos de parámetros en flujos sencillos como es el caso de flujo unidimensional, y en ocasiones es más recomendable el uso de métodos empíricos como el que se mostró en el capítulo 2, que da resultados aproximados y que pueden ser útiles al momento de seleccionar equipos.
2. El método de flujo de dos fases sin embargo presenta grandes posibilidades de cálculo con gran precisión, y permite optimizar los recursos al consistir en un método que permite abarcar un mayor rango de casos estudiándolos con mayor detenimiento.
3. En la figura 8.1.1 se presenta la comparación de las presiones obtenidas mediante el método presentado en [3-14], junto a la caída de presión calculada con el método de Synclair [16-17-18-22-23]. En este caso se mantiene la fracción volumétrica de la fase sólida constante, la velocidad del gas constante y por lo tanto la velocidad de la fase sólida.

Podemos ver que al aumentar de diámetro en la tubería en el flujo sin carga de partículas, la curva de caída de presión presenta una tendencia normal a la caída de presión calculada con métodos tradicionales. En la curva de caída de presión del el flujo de dos fase podemos ver que inicialmente tiene una tendencia parecida a la curva de caída de presión sin carga de sólidos. Luego de pasadas las 3.25" pulgadas de diámetro la curva de caída de presión cambia su tendencia decreciente a creciente.

Este cambio de tendencia se debe a que la carga de fase sólida se mantiene constante, lo que implica que su flujo volumétrico debe aumentar al aumentar el diámetro. En vista de que la densidad de las partículas de la fase sólida es mayor que la densidad del gas, el aumento de flujo volumétrico implica un aumento mayor de flujo másico de la fase sólida que de la fase de acarreo. Este aumento se ve en un aumento de caída de presión.

Velocidad 13 m/seg
 Tipos de Tubería Galvanizada
 Fracción Volumétrica Constante 0.02
 Longitud Total Equivalente 210 m
 Presión Inicial 4 bares

Diámetro (pulgadas)	Método Synclair (1)						Metodo Empirico (2)-(bares)	Diferencia Metodos (bares)
	Caudal de Solido (kg/seg)	Sin Carga (bares)	Var	Con Carga (bares)	Var	Diferencia Sin Carga - Carga		
2.00	0.65	0.63		1.18		0.54	1.49	0.32
2.25	0.82	0.52	-45.47%	1.08	-38.40%	0.56	1.46	0.37
2.50	1.01	0.45	-28.53%	1.03	-22.01%	0.58	1.41	0.38
2.75	1.22	0.38	-28.26%	0.98	-18.98%	0.60	1.40	0.42
3.00	1.45	0.33	-19.30%	0.96	-10.17%	0.62	1.38	0.43
3.25	1.70	0.29	-15.36%	0.94	-5.38%	0.65	1.36	0.42
3.50	1.98	0.26	-12.46%	0.94	-1.53%	0.68	1.35	0.41
3.75	2.27	0.24	-9.90%	0.94	1.53%	0.71	1.34	0.39
4.00	2.58	0.21	-8.99%	0.95	4.48%	0.74	1.32	0.37
4.25	2.91	0.20	-7.27%	0.97	6.91%	0.77	1.31	0.34

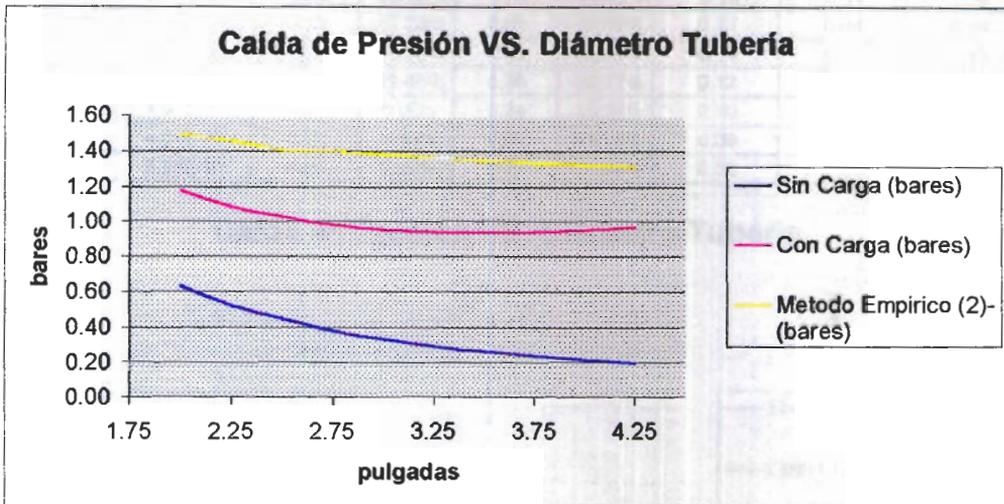


Figura 8.1.1 Comparación de caída de presión por varios métodos manteniendo la fracción volumétrica de la fase sólida constante

Lo antes mencionado cumple con la conservación de energía, que es proporcional a la cantidad de masa que fluye, y la tasa de transferencia de la

cantidad de movimiento entre fases, vendrá dada por la cantidad de masa de cada fase que fluya en el ducto.

Velocidad 13 m/seg
 Tipo de Tubería Galvanizada
 Carga Constante 2000 kg/h
 Longitud Total Equivalente 210 m
 Presión Inicial 4 bares

Diámetro (pulgadas)	Método Synclair (1)						Método Empírico (2) (bares)	Diferencia Métodos (bares)
	Fracción Volumétrica	Sin Carga (bares)	Var	Con Carga (bares)	Var	Diferencia Sin Carga - Carga		
2.00	1.73E-02	0.63		1.08		0.44	1.47	0.39
2.25	1.37E-02	0.52	-45.47%	0.85	-91.25%	0.33	1.25	0.40
2.50	1.11E-02	0.45	-28.53%	0.70	-58.86%	0.25	1.06	0.36
2.75	9.21E-03	0.38	-28.26%	0.58	-48.25%	0.20	0.94	0.36
3.00	7.75E-03	0.33	-19.30%	0.50	-33.95%	0.17	0.84	0.34
3.25	6.61E-03	0.29	-15.36%	0.43	-26.23%	0.14	0.76	0.33
3.50	5.70E-03	0.26	-12.46%	0.38	-20.77%	0.12	0.69	0.31
3.75	4.97E-03	0.24	-9.90%	0.34	-16.36%	0.10	0.63	0.29
4.00	4.37E-03	0.21	-8.99%	0.30	-14.14%	0.09	0.57	0.27
4.25	3.88E-03	0.20	-7.27%	0.27	-11.39%	0.08	0.53	0.25

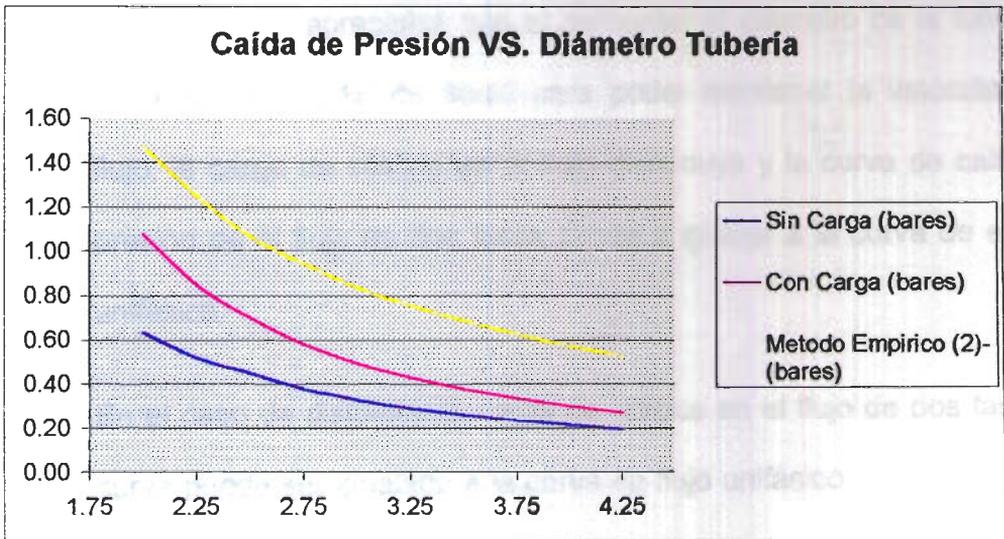


Figura 8.1.2 Comparación de caída de presión por varios métodos manteniendo el flujo másico de la fase sólida

4. De igual forma en la figura 8.1.2 se muestra una comparación de caída de presión en un flujo de gas sin presencia de sólidos con la caída de presión en un flujo con presencia de sólidos. En este caso se mantiene el flujo másico de la fase sólida constante, la velocidad del fluido constante, y por lo tanto la velocidad del sólido de igual forma.

En esta tabla se presenta la caída de presión calculada según el método empírico de cálculo de sistemas de transporte neumático. Como podemos ver esta curva mantiene una tendencia parecida a la curva obtenida mediante el método de Synclair.

Igualmente es apreciable que al aumentar el diámetro de la tubería y aumentar el caudal de fluido para poder mantener la velocidad del flujo, la carga de sólidos en el flujo disminuye y la curva de caída de presión de el flujo de dos fases tiende a igualar a la curva de el flujo unifásico.

En el caso de disminuir la carga de sólidos en el flujo de dos fases la curva puede ser igualada a la curva de flujo unifásico, corroborando lo expuesto en el capítulo 4 del presente trabajo.

5. En vista de que el método empírico no toma en consideración la rugosidad de la tubería su resultado debe ser un poco más

conservador, de todas formas el resultado del método de Synclair no debe ser tomado dato para diseño ya que se podría incurrir en fallas del sistema. Es importante establecer un factor de seguridad en diseño para poder implementar este resultado, aquí se plantea un factor de seguridad entre 30 y 40%.

6. De igual forma en la tabla XXII se comparan los resultados obtenidos usando el método para flujo de gases reales en [4], con los resultados obtenidos con el algoritmo de calculo propuesto eliminando la carga de la fase sólida.

Tabla XXII

Comparación de caída de presión en flujo unifásico de aire usando diferentes métodos

Presión Inicial	Tubería 2"			Tubería 2.5"			Tubería 3"		
	Método Clásico	Método Synclair	Dif.	Método Clásico	Método Synclair	Dif.	Método Clásico	Método Synclair	Dif.
3.0	0.43	0.58	0.26	0.33	0.41	0.20	0.26	0.29	0.12
3.5	0.50	0.61	0.18	0.38	0.43	0.12	0.30	0.31	0.04
4.0	0.57	0.63	0.10	0.43	0.46	0.05	0.34	0.33	0.03
4.5	0.64	0.66	0.04	0.48	0.48	0.01	0.38	0.35	0.09
5.0	0.71	0.69	0.02	0.54	0.53	0.01	0.42	0.37	0.15

Todos los valores en bares.

7. Un ejemplo sería la optimización de flujos en codos tanto para transporte neumático, como para aplicaciones como calderos, sedimentos en tuberías de agua, etc.
8. Igualmente existe la posibilidad de analizar la eficiencia de combustión en quemadores, calderos, etc., lo que permitiría optimización de turbuladores, quemadores y otros dispositivos usados en combustión.
9. En este caso resulta útil el modelo matemático para determinar el comportamiento general a lo largo de la tubería.
10. A futuro un desarrollo más detenido de este modelo, en tres dimensiones, nos permitiría entender mejor este fenómeno, y nos daría criterios amplios para desarrollar sistemas más eficientes.
11. En la actualidad el modelo de Synclair es ampliamente usado para modelar varios tipos de flujos, y su aceptación es notable al revisar las referencias mencionadas en la Bibliografía.
12. La validación de los resultados obtenidos mediante el modelo planteado, no ha sido tratado en este trabajo y requiere de experimentación.

13. La experimentación de este tipo de fenómenos requiere de bancos de pruebas dotados con tolvas de alimentación, ductos transparentes y equipos de medición de presión. En las referencias [18,19,20] se presentan métodos prácticos para realizar mediciones en flujos multifásicos.
14. Durante la experimentación, es necesario tomar en cuenta el efecto de las partículas sólidas sobre los instrumentos de medición, teniendo especial cuidado con la limpieza periódica de los medidores.
15. Una alimentación uniforme de partículas se puede asegurar mediante el uso de esclusas con sellos de caucho para evitar pérdida de presión en el sistema. Mientras más pequeña sea la esclusa se obtendrá una alimentación más uniforme.
16. La experimentación de este tipo de fenómenos no es costosa, pero presenta ciertas dificultades técnicas, por lo que se plantea como temas de estudios posteriores.
17. Los transportes neumático son una opción razonable en casos en que se requiera de equipos que no utilicen mucho espacio físico y ofrezcan gran limpieza. En este caso la solución del transporte



neumático cumple con los requerimiento solicitados. Un sistema económico, de poco espacio y limpio.

18. Al tener una producción baja de material hay que notar que otros tipos de sistemas tales como bandas transportadora, tornillos sin fin y otros presentan el inconveniente de su capacidad estaría sobre-excedida, tomando siempre en cuenta un diseño económico de este tipo de dispositivos.
19. La distancia a recorrer y la dificultad del camino a seguir favorecen a la selección del sistema de transporte neumático.
20. La opción de llegada al enfriador rotatorio es la opción que se recomienda, al permitir homogenizar el producto y evitar el gasto de equipos tales como filtro o separadores. Dado que el área de filtrado no es representativa esta posibilidad es una de las mejores que se puede implementar.
21. Igualmente se puede considerar la llegada a un filtro de desempolvado dentro del circuito, debido la baja área de filtrado requerida, lo que en este caso si se da.

22. El uso de polvo de filtro es más recomendable en productos con bajos requerimientos de Hidróxido de Cal, tal como Cales Agrícolas o de estabilización de suelos. El uso de este material en combinación con material de alto contenido de Hidróxido de Calcio es menos recomendable, pero más factible. En este caso es importante el control químico constante del resultado hasta obtener parámetros de producción válidos para este tipo de producto.
23. Desde el punto de vista económico, la recuperación de este producto y su reingreso a la producción presenta una ventaja apreciable, tomando en consideración las proyecciones para el año 2002.
24. Un factor importante en este caso es la estabilidad del mercado de cales para este año, que implicaría la realización o no del proyecto.
25. Algo que hay que notar es la posibilidad de turbuladores en la alimentación de aire del sistema, como se plantea en el capítulo 4. El flujo espiral podría requerir de menor caudal con el mismo resultado, al presentar mayor sustentación de las partículas. El análisis de este tipo de flujo es de carácter tridimensional, e implica mayor trabajo matemático, pero su base es la misma que la tomada en esta tesis.

26. Es importante seguir el estudio y desarrollo de sistemas de este tipo con métodos como el presentado aquí. Las perspectivas de desarrollo y aplicación son muy amplias y apenas se ha comenzado a utilizar.
27. El desarrollo de los operadores y de métodos numéricos para resolver problemas complejos han cambiado y cambiarán aún más la forma de trabajo de los Ingenieros, dotándolos de herramientas más exactas, que permitan obtener mejores soluciones en menor tiempo, y resolver problemas, antes resueltos de forma empírica, en una forma más científica.

BIBLIOGRAFIA

- [1] Introducción a la Mecánica de fluidos, Fox McDonald, 4ta Edición, 1995, McGraw Hill
- [2] Ingeniería de Control de la Contaminación del Aire, Noel de Nerves, 1ra Edición, 1998, McGraw Hill
- [3] Transporte y Almacenamiento de materias primas en la Industria Básica, L. Targhetta Arriola & A. Lopez Roa, 1ra Edición, 1970, Editorial Blume
- [4] Fundamentals of Pipe Flow, Robert P. Benedict, 1ra Edición, 1980, A Wiley-Interscience Publication
- [5] Compresores: Selección, Uso y Mantenimiento, Richard W. Greene, 1ra Edición, 1988, McGraw Hill
- [6] Moving bulk materials with fuller, Boletín A-30E, Fuller Company
- [7] Module System for Conveying, Boletín MP-2, Fuller Company
- [8] The Fuller-Kinyon System, Boletín FK-26-D, Fuller Company
- [9] Environmental Engineer, Waveland Press, David Cooper, 1994
- [10] Flujo de fluidos, Crane, McGraw Hill
- [11] Válvulas, Greene, McGraw Hill

[12] Ingeniería Termodinámica, J.B. Jones, R.E. Dugan, Primera Edición en Español, 1996, Prentice Hall.

[13] Método Practico para Análisis de Polvo de Filtro de Cal Viva, Tesis de Grado, Dr. José Titusunta, 2001

[14] Fördertechnik 2, kurz und bünding, Stetigförder und Lagerwesen, Hans-Jürgen Zebisch, Vogel-Verlag

[15] FIDAP Theory Manual, Chapter 12

[16] Numerical Simulation on Dense Gas – Particle Riser Flow, Journal of Zhejiang University, Año 2000, Vol. 1, Pag. 27 – 28 by Zha Xu-dong, Fan Jian-ren , SUN ping, CEN Ke-fa.

[17] A Numerical Simulation of Swirling Gas-Solid flow in a Vertical Pipeline, FEDSM98-5019, Asme Fluid Engineering División Summer Meeting, Hui Li y Yuji Tomita, 1998

[18] Particle velocity and concentrations characteristics in a horizontal dilute swirling flow pneumatic conveying, Power Technology, Hui Li y Yuji Tomita, Vol. 207, Año 2000, Pag. 144 – 152

[19] An Experimental Study of Swirling Flow Pneumatic Conveying System in a Vertical Pipeline, Transactions of the ASME, Vol 120, March 1998, Pag. 200 – 203.

[20] The Phenomena of Fluid Motion, Robert S. Brodkey, Addison-Wesley Publishing Company, 1967.

[21] Foundations of Boundary Layer Theory for Momentum, Heat, and Mass Transfer, Prentice Hall, Joseph A. Schetz, 1984.

[22] Fluent 4.5 User Guide, 1999

[23] Fluent 4.4 User Guide, Mayo 10, 1997

[24] Análisis Numérico, Segunda Edición, Burden – Faires, Grupo Editorial Ibero América.

[25] Pressure Vessel Handbook, Séptima Edición, Eugene F. Megyesy, ASME.

APENDICE

Apéndice A-1

Piedra No. 4

Según la definición ASTM una piedra No. 4 esta compuesta de:

	Pasante %	Retenido %
Malla 2"	100	0
Malla 1 1/2"	90-100	0-10
Malla 1"	20-55	45-80
Malla 3/4"	0-15	85-100
Malla 3/8"	0-5	95-100

contenido de calcio

Apéndice A-2

Cal Viva y Cal Hidratada para tratamiento de aguas

ASTM C53-63

La cantidad disponible de cal en cales de tipo A (Calculada en base al peso de la muestra tomada en el lugar de producción) debe ser al menos de el 90 % en Cal Viva y por lo menos un 68% Cal Hidratada.

El contenido total de CaO y MgO en cales de tipo B (Calculada en base al peso de la muestra tomada en el lugar de producción) debe ser al menos 93% de Cal Viva o su equivalente en Hidratada.

ASTM C51-71 Cal Agrícola

Cualquier cal viva o cal hidratada cuyo contenido de calcio y magnesio sea capaz de neutralizar la acidez del suelo.

Apéndice A-3

Características de Compresores Disponibles

Compresor 1

Motor

Marca:	AEG
Tipo:	AM160LV4
Fase:	3
No. Serie:	410211-20
Voltaje:	Δ 500V @ 50Hz
Amperaje:	25 A
Potencia:	15 kW
Velocidad:	1460 RPM
Protección:	IP44
Cos φ:	0.84

Compresor

Marca:	Aerzen
Tipo:	GLB 12.5
No. Serie:	155364
Potencia:	9.4 kW
Velocidad:	1400 RPM
Caudal:	5.2 m ³ /min

Presión Adm.: 1.0 atm (absoluta)
Presión Des.: 0.7 atm (manométrica)
Cabezal: 7 m WS

Compresor 2

Motor

Marca: AEG
Tipo: AM280SS6
Fase: 3
No. Serie: 425701-2
Voltaje: Δ 500V @ 50Hz
Amperaje: 66 A
Potencia: 55 kW
Velocidad: 985 RPM
Protección: IP44
Cos φ : 0.84

Compresor

Marca: Aerzen
Tipo: GLB 15.10
No. Serie: 150454
Potencia: 30 kW
Velocidad: 940 RPM

Caudal: 21.9 m³/min

Presión Adm.: 1.0 atm (absoluta)

Presión Des.: 0.7 atm (manométrica)

Cabezal: 6 m

Apéndice A-4

Un impactador de cascada es un dispositivo que separa y mide las partículas en suspensión en una manera similar a la que realiza un tamiz de arena. Sin embargo, un impactador de cascada separa partículas por su diámetro aerodinámico en vez de hacerlo por su diámetro físico. Aire con partículas es insuflado a través de una serie de etapas que consisten en ranuras y platos de impacto (figura a.1). Cada etapa sucesiva tiene ranuras más cortas y platos más cercanos a estas de tal manera que cada etapa captura sucesivamente tamaños más pequeños. Las masas de partículas recolectadas en cada etapa se usan para determinar el tamaño de distribución de una corriente en particular.

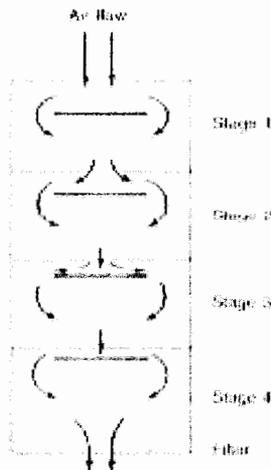


Figura A.1

Apéndice A-5

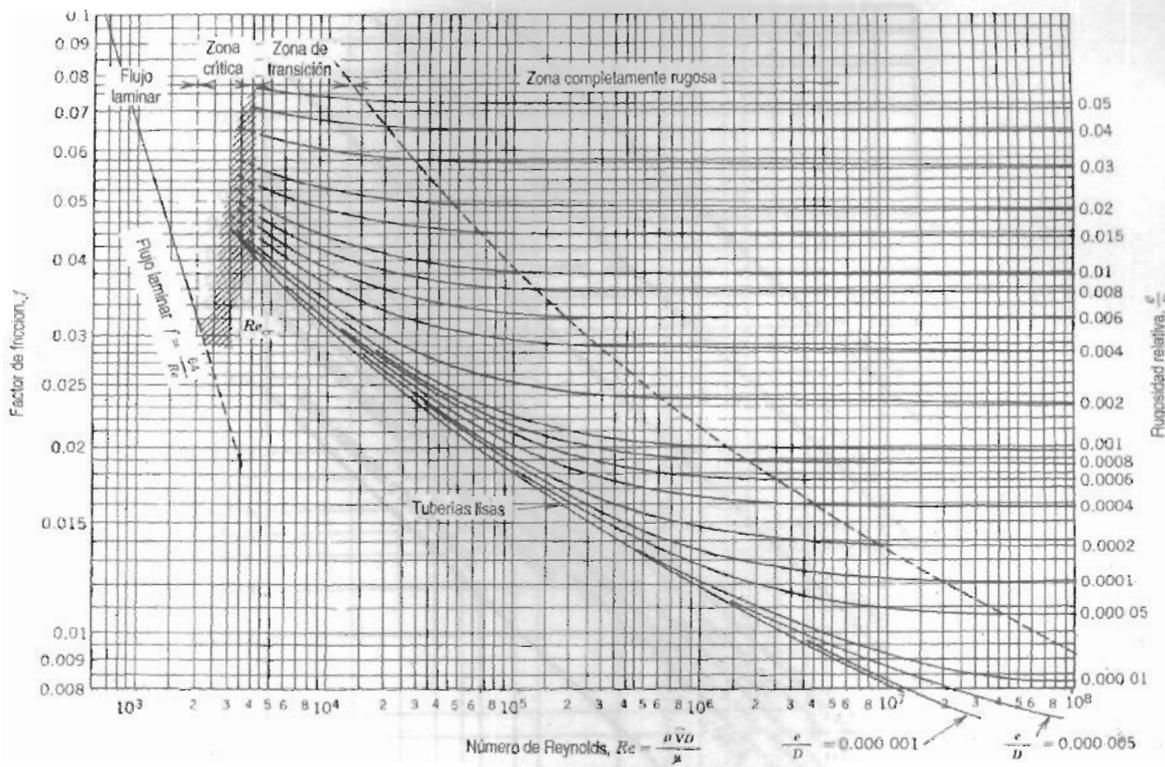


Figura A.2

Apéndice A-6

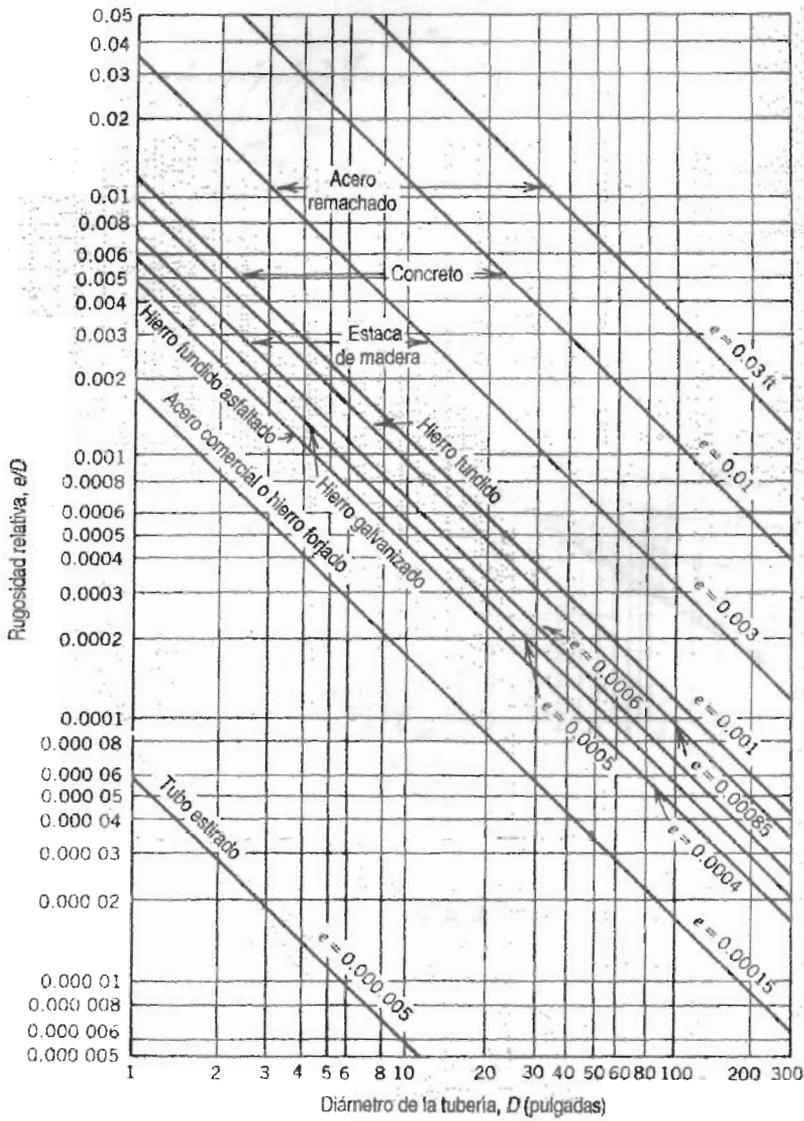


Figura A.3

Apéndice A-7

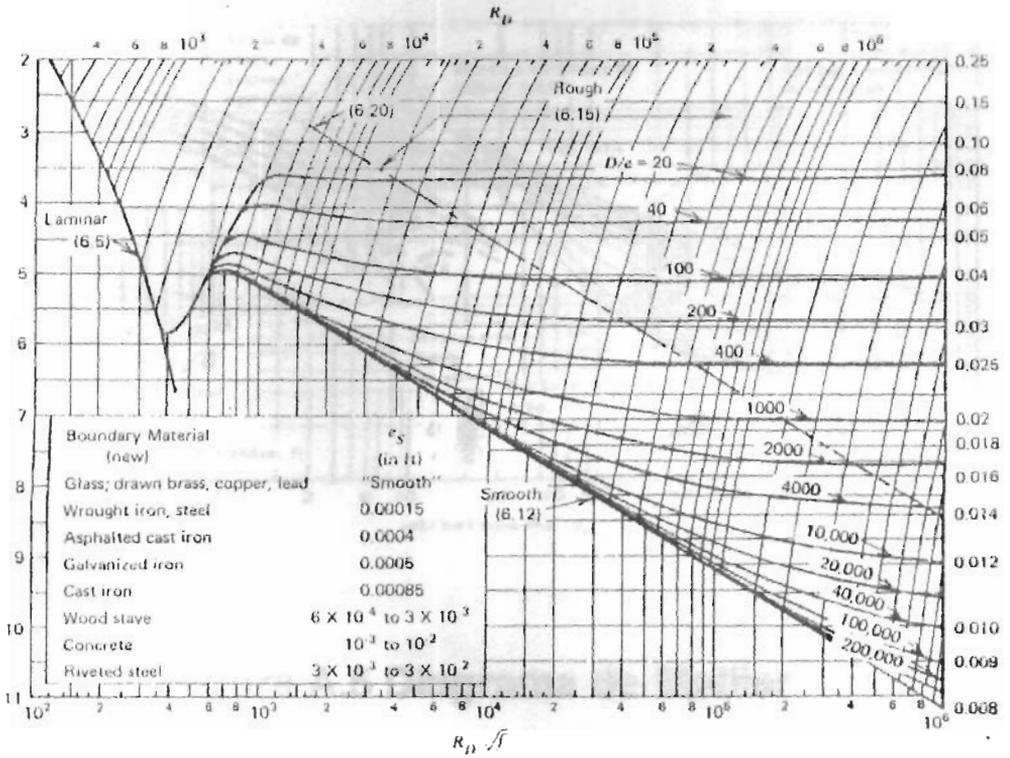


Figura A.4

Apéndice A-8

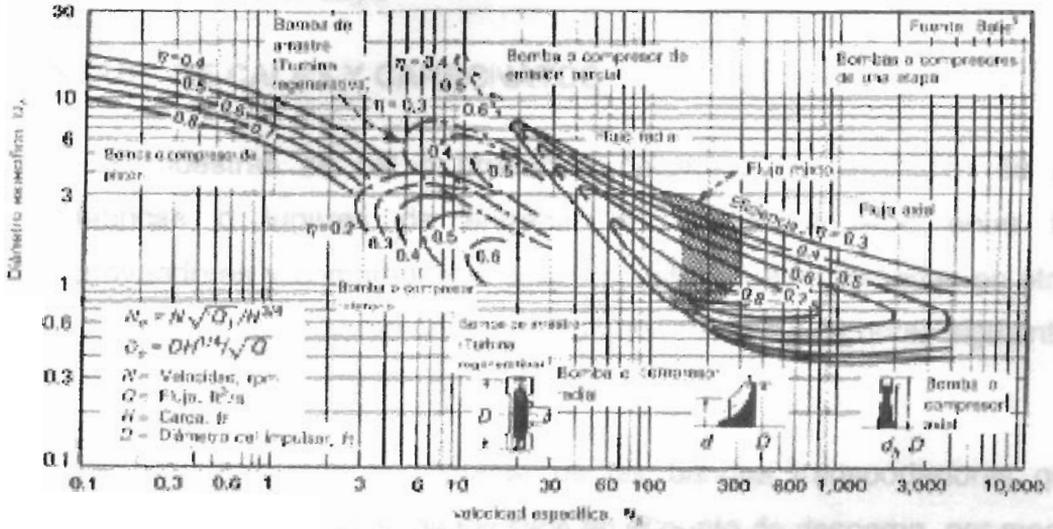


Figura A.5 Diagrama de Mollier

Apéndice A-9

Procedimientos de ensayo

MUESTREO DE CALES Y CARBONATOS

- 4.1.1 Las muestras de cal o productos calcáreos se obtendrán de las fábricas o lugares de entrega, de común acuerdo entre los proveedores y compradores, si las muestras fueren tomadas en otros lugares, estas deberán ser recogidas dentro de las 24 horas siguientes a la obtención del material.
- 4.1.2 Las muestras podrán tomarse de las bandas transportadoras que descargan en los silos; de los silos en el punto de descarga, por medio de tubos sacamuestras; de las pilas de almacenamiento, por medio de tubos sacamuestras o paladas, de los sacos o de los carros de transporte.
- 4.1.3 El muestreo y la preparación de las muestras deberán hacerse con la mayor rapidez posible, para evitar una prolongada e indebida exposición del material al aire libre y a la humedad. No se deberán tomar muestras de sacos rotos.
- 4.1.4 Las muestras de cal viva y cal hidratada deberán colocarse en envases herméticos, que impidan la entrada de aire y de humedad. Los envases deberán identificarse adecuadamente indicando la procedencia de la muestra.

6.3 Materiales a granel en polvo

6.3.1 En silos, pilas de almacenamiento y carros

- 6.3.1.1 Las muestras se tomarán con el tubo sacamuestras especificado en el numeral 5.2 de esta norma. El tubo deberá penetrar desde la parte superior a la base de la masa cuya muestra se toma.
- 6.3.1.2 Las muestras así tomadas deberán ser completamente reunidas y mezcladas, y las muestras triples para ensayos deberán extraerse del material así preparado.
- 6.3.1.3 La cantidad total no deberá pesar menos de 25 kg. por cada 30 ton de material, o la cantidad correspondiente a los múltiplos; pero en ningún caso ser menos de 25 kg.
- 6.3.1.4 Las muestras seleccionadas deberán reunirse y mezclarse, y luego se tomarán muestras triples de 2.5 kg., para los ensayos.

6.4 Tratamiento de la muestra en laboratorio

- 6.4.1 La muestra tal como se recibe en el laboratorio, deberá ser completamente removida y mezclada, y de ella se deberá tomar otra muestra representativa, que será molida hasta que pueda pasar por un tamiz de 125 um de abertura para el análisis. El resto de esta muestra, que no se haya molido deberá guardarse para posibles ensayos posteriores.
- 6.4.2 Los tamices empleados en los ensayos deberán cumplir los requisitos establecidos por la norma inen 154. Tamices de ensayo, tamaños nominales de aberturas.

NORMA INEM 252

4 Clasificación

4.1 De acuerdo a su composición, las cales se clasifican en la siguiente forma:

4.1.1 Cal viva. Es un material constituido principalmente de óxido de calcio y obtenido mediante la calcinación de la caliza.

4.1.2 Cal hidratada. Es un material seco y pulverizado, constituido principalmente por hidróxido de calcio y obtenido mediante la adición de una cantidad de agua a la cal viva.

4.2 De acuerdo al uso que se les da, las cales se clasifican en la siguiente forma:

4.2.1 Cal química. Es la cal que, por sus características físicas y químicas, es apta para su uso en la industria química.

4.2.2 Cal agrícola. Es la cal que, por su contenido de óxido de calcio y magnesio, es apta para neutralizar la acidez de los suelos.

NORMA INEN 250

1 Objeto

1.1 Esta norma tiene por objeto establecer los métodos para realizar los análisis químicos tendientes a determinar la proporción de óxido de calcio y óxido de magnesio en la caliza, cal viva y cal hidratada.

2 Alcance

- 2.1 Los métodos indicados en esta norma determinan las proporciones en que las cales y los productos calcáreos deben contener óxido de calcio y óxido de magnesio, de acuerdo a los requisitos establecidos por las Normas INEN 248, INEN 247 e INEN 243.

3 Resumen

- 3.1 Tratar la muestra de ensayo con varios disolventes ácidos y alcalinos, y a base de evaporación y calcinación hasta aislar el óxido de calcio.
- 3.2 La determinación del óxido de magnesio se basa en la continuación del procedimiento empleado para determinar el óxido de calcio

4 Preparación de las muestras

- 4.1 Las muestras para análisis químicos deben tomarse y conservarse de acuerdo a los requisitos establecidos en la Norma INEN 251. Cales. Muestreo.
- 4.2 Las muestras deben guardarse en envases herméticos hasta el momento del ensayo, por cuanto se debe impedir en lo posible la absorción del dióxido de carbono y la humedad del aire.

5 Determinación del contenido de oxido de calcio

5.1 Reactivos

- 5.1.1 Soluciones de oxalata de amonio

5.1.1.1 Caliente: 50 g $(\text{NH}_4)_2\text{C}_2\text{O}_4\cdot\text{H}_2\text{O}$ /litro

5.1.1.2 Fría: 1 g $(\text{NH}_4)_2\text{C}_2\text{O}_4\cdot\text{H}_2\text{O}$ /litro

- 5.1.2 Agua de bromo saturada. Agitar suficiente bromo con agua en una botella para obtener solución saturada conteniendo un exceso de bromo como una fase separada.
- 5.1.3 Indicador rojo de metilo. Disolver 0.2 g de ácido libre en 100 cm³ de etanol (95%)(v/v)
- 5.1.4 Solución de ácido clorhídrico al 50%
- 5.1.5 Solución de ácido clorhídrico al 1%+
- 5.1.6 Solución de hidróxido de amonio al 50%
- 5.1.7 Solución de ácido clorhídrico al 20%

5.2 Procedimiento

- 5.2.1 Pesar lo más exactamente posible 0.5 g de la muestra de ensayo en una cápsula de platino o porcelana; mezclar esta cantidad con agua hasta formar una pasta fluida; cubrir la cápsula con un vidrio de reloj, añadir cuidadosamente 10 cm³ de ácido clorhídrico (levantando ligeramente el vidrio de reloj para hacerlo) y digerir (calentando suavemente y usando calor bajo y con agitación) hasta completar la disolución.
- 5.2.2 Evaporar la solución casi a sequedad en baño María y dejar enfriar. Mojar la masa fría con 20 cm³ de ácido clorhídrico al 50% y dejar en reposo por unos minutos, Añadir 20 cm³ de agua y calentar en baño María por diez minutos.
- 5.2.3 Filtrar a través de un papel filtro cuantitativo de textura media; lavar con 5 porciones de 10 cm³ cada una de ácido clorhídrico caliente al 1%, y luego, con dos porciones de 10 cm³ de agua caliente.

- 5.2.4 Transferir el filtrado a la cápsula inicial; evaporar hasta sequedad. Calentar por una hora, a 110-120°C. Recoger el residuo caliente con 5-10 cm³ de ácido clorhídrico al 50%; dejar en reposo por unos minutos.
- 5.2.5 Añadir un volumen igual de agua; cubrir y digerir el baño María por diez minutos. Filtrar a través de otro papel filtro cuantitativo de textura media. Conservar el filtrado.
- 5.2.6 Colocar ambos papeles filtros y su contenido en un crisol de platino, previamente calcinado y tarado, y calcinar a una temperatura mínima de 1200°C.
- 5.2.7 Añadir 5 cm³ de ácido fluorhídrico (nota 1) al residuo calcinado. Evaporar hasta sequedad en una sorbona y volver a calcinar por dos o tres minutos.
- 5.2.8 Fundir el residuo con una pequeña cantidad de carbonato de sodio anhidro y enfriar. Disolver el producto fundido y enfriado en ácido clorhídrico, añadir la solución al filtrado obtenido anteriormente y evaporar hasta un volumen de 100 cm³ en un vaso de precipitación.
- 5.2.9 Añadir 40 cm³ de agua de bromo (nota 2) a la solución caliente, y de inmediato añadir hidróxido de amonio hasta que la solución se vuelva marcadamente alcalina.
- 5.2.10 Hervir la solución por cinco minutos, asegurándose de que permanezca alcalina. Dejar decantar el precipitado, filtrar a través de un papel filtro cuantitativo de textura media, y lavar con porciones 10 cm³ de agua caliente.

- 5.2.11 Descartar el precipitado. Acidular el filtrado con ácido clorhídrico y hervir hasta la eliminación total del bromo.
- 5.2.12 Añadir 5 cm³ de ácido clorhídrico; diluir a 200 cm³ y añadir unas pocas gotas de indicador rojo de metilo y 30 cm³ de solución caliente de oxalato de amonio. Calentar la solución a 70 – 80°C; añadir luego hidróxido de amonio al 50% gota por gota, agitando constantemente, hasta que el color vire del rojo al amarillo.
- 5.2.13 Dejar reposar por una hora, agitando ocasionalmente durante los primeros 30 minutos. Filtrar a través de un papel filtro cuantitativo de textura media, y lavar con 5 porciones de 10 cm³ de la solución fría de oxalato de amonio. Reservar el filtrado y los lavados.
- 5.2.14 Abrir un pequeño agujero en el fondo del papel filtro y pasar con agua el precipitado en 50 cm³ de ácido clorhídrico al 20%, removiendo los últimos rastros de precipitado del papel filtro lavándolos con la solución ácido caliente.
- 5.2.15 Diluir a 200 cm³ y precipitar nuevamente el oxalato de amonio como en 5.2.12; pero dejando reposar la solución por una o dos horas (en esta etapa se puede llegar a dos horas sin peligro); filtrar y lavar como antes.
- 5.2.16 Combinar el filtrado con el obtenido en 5.2.13 y guardarlos para la determinación del óxido de magnesio.
- 5.2.17 Transferir el papel filtro y el precipitado a un crisol de platino previamente calcinado y tarado; carbonizar el papel cuidadosamente y finalmente calcinar el crisol herméticamente cerrado a 1200°C, como mínimo. Enfriar en un desecador y pesar.

5.2.18 Llevar a cabo una determinación en blanco, siguiendo el mismo procedimiento de 5.2.1 a 5.2.17, inclusive usando las mismas cantidades de reactivos.

5.3 Cálculos

5.3.1 Calcular con aproximación al 0.1% el contenido de óxido de calcio, como sigue:

$$CaO, \%m/m = \frac{(a - b)100}{c} \quad A.1$$

Siendo:

- a la masa de óxido de calcio encontrada, en g.
- b la masa de óxido de calcio encontrada en la determinación en blanco, en g.
- c la masa de la muestra tomada para el ensayo, en g.

NOTA 1. El ácido fluohídrico causa quemaduras dolorosas. Al manejar este ácido, siempre deben usarse guantes de caucho.

NOTA 2. Siempre debe manejarse el bromo en una sorbona bien ventilada, por cuanto su vapor es extremadamente peligroso.

NORMA INEN 245

1. Objeto

1.1 Esta norma tiene por objeto establecer el método para determinar el residuo de materias extrañas en la cal viva.

2. Alcance

2.1 El método indicado en esta norma se aplica a la cal viva, especificada según las Normas INEN 252 e INEN 248, para su uso en la construcción.

3. Fundamento

3.1 El método indicado en esta norma se basa en la adición de agua a la cal viva para formar una pasta, la misma que luego es cernida en un tamiz para separar residuo.

4. Procedimiento

4.1 Método

4.1.1 Escoger una muestra de cal viva de 1.5 kg. Disgregar la cal seleccionada hasta que pueda pasar por una malla de 25 mm de abertura. Si se usa cal pulverizada, no es necesario utilizar la malla.

4.1.2 Colocar la muestra en un cajón de madera u otro material de baja conductividad del calor. Una vez colocada la muestra de cal en este cajón, apagarla con el agua suficiente para producir la mayor cantidad de pasta de cal, a una temperatura de 20 a 27°C. Deben tomarse precauciones para evitar temperaturas muy altas a un exceso de agua.

4.1.3 Dejar en reposo por una hora y luego hacer pasar por un tamiz de 1mm de abertura con un chorro de agua a presión moderada. No se debe restregar el material contra el tamiz.

4.1.4 Continuar el lavado, hasta separar totalmente el residuo de partículas gruesas, pero sin pasar un tiempo mayor de 30 minutos.

4.1.5 Secar el residuo hasta masa constante y pesar el residuo seco.

4.2 Cálculos

4.2.1 El porcentaje de residuo se determinará de acuerdo a la siguiente fórmula:

$$R\% = \frac{m_2}{m_1} 100 \quad \text{A.2}$$

Siendo:

R el porcentaje de residuo

m_2 masa del residuo seco

m_3 masa de la muestra de cal viva

Apéndice A-10

Velocidad Específica de Compresores

Balje presenta una gráfica de velocidad específica (fig. A.6) en la cual se combinan las ecuaciones 3.4.16 y 3.4.17. Si se utiliza esta gráfica. Debe ser sobre la base de carga por etapa, es decir se debe seleccionar cada impulsor o etapa con respecto a la capacidad de entrada y carga para esa etapa. Aunque la experiencia que se tenga con los compresores de tipos existentes no requiera consultar la figura A.6, esta ofrece una correlación lógica para seleccionar el tipo de compresor para una aplicación dada.

Apéndice A-11

Criterios de Ponderación

La ponderación de los diferentes equipos y accesorios se tomaron en cuenta de acuerdo a los criterios a continuación expuestos y cuyo valor se puede obtener de la tabla V.

Manejo de Partículas.- Rendimiento de acuerdo al manejo de partículas menores a $100\mu\text{m}$ de acuerdo al tamaño obtenido en las muestras.

Consumo de Energía.- Consumo promedio por tonelada de polvo transportado de acuerdo al consumo por tonelada de producto terminado.

Costo de Mantenimiento.- Valor por tonelada producida destinada para el mantenimiento de los equipos del sistema y sistema de tuberías.

Costo de Instalación.- Valor del montaje y puesta en marcha de los equipos incluyendo accesorios como tuberías y codos del sistema.

Posibilidad de Automatización.- Disponibilidad física para añadir controles automáticos al sistema, elementos electro-neumáticos y demás.

Adaptabilidad al Espacio Físico.- Facilidad con que el sistema se adopte a la geometría de la planta.

Costos de equipos.- Valor del equipo de acuerdo a la capacidad de toneladas transportadas por hora del equipo, relacionado con los requerimientos verdaderos.

Accesibilidad a Puntos de Mantenimiento.- Facilidad de acceso a los puntos importantes de mantenimiento, recambio y refacción de elementos.

Capacidad de Transporte.- Toneladas por hora de material que puede ser transportado, de acuerdo a la capacidad requerida.

Apéndice A-11

Método SOR

Modificar el procedimiento de Gauss-Seidel en la forma de la ecuación:

$$x_i^k = x_i^{k-1} + w \frac{r_{ii}^k}{a_{ii}} \quad \text{a.11.1}$$



llevará a una convergencia más rápida.

Los métodos que se emplean en la ecuación a.11.1 se llaman métodos de relajación. Para valores $0 < w < 1$, los procedimientos se llaman sobrerelajación, y pueden usarse para obtener la convergencia de algunos sistemas que no son convergentes por el método de Gauss-Seidel. Para valores $1 < w$, los procedimientos se denominan métodos, y se usan para acelerar la convergencia en el caso de sistemas no convergentes por la técnica de Gauss-Seidel. Estos métodos de sobrerrelajación sucesiva se abrevian como SOR (de Successive Over Relaxation) y son particularmente útiles para resolver sistemas lineales que se presentan en la solución numérica de ciertas ecuaciones en derivadas parciales.

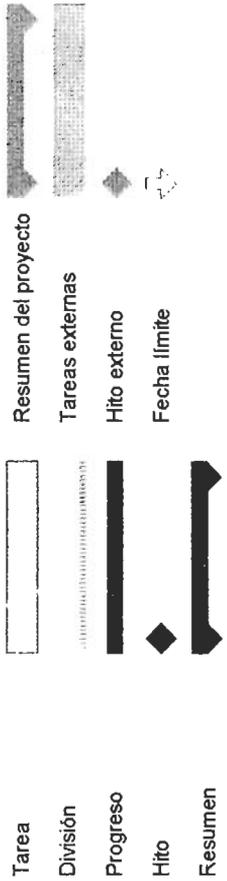
El método se expresa como:

$$x_i^k = (1-w)x_i^{k-1} + \frac{w}{a_{ii}} \left[b_i - \sum_{j=1}^{i-1} a_{ij}x_j^{k-1} - \sum_{j=i+1}^n a_{ij}x_j^{k-1} \right] \quad \text{a.11.2}$$

Apéndice A-12

Cronograma de Construcción, Montaje y Puesta en Marcha

Id	Nombre de tarea	Duración	Comienzo	Fin	feb '02							mar '02							abr '02							may '02						
					27	03	10	17	24	03	10	17	24	31	07	14	21	28	05	12												
1	Compra de Compresor	60 días	lun 04/02/02	vie 26/04/02																												
2	Instalaciones Eléctricas para compresor	2 días	lun 29/04/02	mar 30/04/02																												
3	Instalación de Compresor	6 días	mié 01/05/02	mié 08/05/02																												
4	Compra de Accesorios Varios	20 días	vie 15/03/02	jue 11/04/02																												
5	Construcción de Esclusa Alimentación	6 días	lun 01/04/02	lun 08/04/02																												
6	Construcción Cámara Alimentación	4 días	mar 09/04/02	vie 12/04/02																												
7	Construcción de Soportes Tubería	3 días	lun 15/04/02	mié 17/04/02																												
8	Instalación de Tuberías y Equipos Varios	12 días	jue 18/04/02	vie 03/05/02																												
9	Instalación de Controles de Sistema	2 días	lun 06/05/02	mar 07/05/02																												
10	Pruebas	1 día	jue 09/05/02	jue 09/05/02																												



Proyecto: Sistema de transporte Neum
 Fecha: 02/01/2001