

# ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

## Facultad De Ingeniería En Mecánica Y Ciencias De La Producción

“Diseño Fluidodinámico de un Sistema de Extracción de Polvo en  
un Ingenio Azucarero”

### TESIS DE GRADO

Previo a la obtención del Título de:

### INGENIERO MECANICO

Presentada por:

Luis Ángel Buchelli Carpio

GUAYAQUIL – ECUADOR



CIB-ESPOL



CIB-ESPOL

Año: 2004

## **AGRADECIMIENTO.**

A todas las personas que de uno u otro modo colaboraron en la realización de esta tesis, a mis amigos: Carlos, Gustavo, José, Lister, Marlon, Ricardo, Yoders, y especialmente al ing. Francisco Andrade por su invaluable ayuda.



**CIB-ESPOL**

# **DEDICATORIA.**



**CIB-ESPOL**

**A MI MADRE**

**A MI PADRE**

**A MIS TIOS**

**A MI PRIMO**

## TRIBUNAL DE GRADUACIÓN



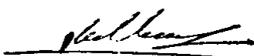
---

Ing. Ernesto Martínez L.  
DELEGADO POR EL  
DECANO DE LA FIMCP  
PRESIDENTE



---

Ing. Francisco Andrade S.  
DIRECTOR DE TESIS



---

Ing. Mario Patiño A.  
VOCAL

## DECLARACIÓN EXPRESA.

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

(Reglamentación de Graduación de la ESPOL).



CIB-ESPOL

---

Luis Ángel Buchelli Carpio.



CIB-ESPOL

## **RESUMEN.**

El presente trabajo, trata sobre el diseño de un sistema de extracción de polvo para cierto tipo de partículas alimenticias, proveniente del procesamiento del azúcar, teniendo como finalidad, la recuperación de este material para su reprocesamiento.

La emisión de polvo del azúcar, en el Ingenio Valdez, genera una pérdida continua de material particulado, de aproximadamente 150 Kg. diarios, provocando pérdidas económicas a la empresa, molestias respiratorias en los obreros y mal funcionamiento de las diferentes máquinas que se encuentran en este departamento. Por lo cual se debe disponer de un sistema, capaz de capturar, transportar y recoger este tipo de partículas, para después, ser reprocesadas.

Primeramente, se realizara una descripción técnica, de las características de las diferentes métodos para la recolección de material particulado, disperso en el aire, y en particular, al método de filtros de manga con limpieza de Chorro Pulsante; de tal manera que, se pueda diferenciarlos con respecto a



CIB-ESPOL

la utilidad que representa el sistema automático, como un medio de recuperación de materia prima y producto terminado en cualquier proceso industrial continuo.

Para dimensionar el sistema, se recurrirá a utilizar datos reales del envasado del azúcar, que permitirá determinar las dimensiones de las tuberías a utilizar, del colector de polvo y sus elementos. Para eso, es necesario determinar las características principales del polvo del azúcar, como son: su densidad, el tamaño de partícula característico, que cantidad de polvo es emitido hacia el entorno y la cantidad de producción de cada una de las maquinas envasadoras, para relacionarlo con un determinado flujo de aire necesario para trasportar neumáticamente por las tuberías y de allí al colector de polvo.

El sistema de extracción de polvo de azúcar se lo dividirá en dos partes:

El sistema de succión, que corresponde, a la captura localizada del material particulado, por medio de campanas de extracción y los conductos, por donde debe ser transportado neumáticamente. Se los calculara por medio de mecánica de fluidos, específicamente por el método de velocidad constante.

La siguiente parte será, el dimensionamiento del colector de polvo y sus partes, como el numero de mangas y un adecuado tipo de tela filtrante, para las características del aire con partículas a colectar; al sistema de limpieza

por chorro pulsante, con sus válvulas de pulso y el numero adecuado a instalar, luego se hará un análisis económico del sistema.

## ÍNDICE GENERAL

	Pág.
RESUMEN.....	II
ÍNDICE GENERAL.....	III
ABREVIATURAS.....	IV
SIMBOLOGÍA.....	V
ÍNDICE DE TABLAS.....	VI
ÍNDICE DE FIGURAS.....	VII
ÍNDICE DE PLANOS.....	VIII
INTRODUCCIÓN.....	1



**CIB-ESPOL**

### CAPITULO 1:

#### 1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS.

1.1 Clasificación de los contaminantes en el aire.....	3
1.1.1. Clasificación De Las partículas Sólidas.....	4
1.2 Términos básicos de contaminación industrial.....	5
1.3 Métodos para la recuperación de material particulado en el aire.....	7
1.3.1 Sedimentación por gravedad.....	8
1.3.2 Separadores por fuerza de inercia.....	9
1.3.2 Separadores por fuerza centrífuga.....	10
1.3.3 Separadores húmedos.....	12

1.3.4 Filtros de Tela.....	13
1.3.5 Precipitadores Electrostáticos.....	15
1.4. Componentes básicos de un sistema de extracción de polvo.....	16
1.4.1. Causas de las emisiones.....	19
1.5 Fundamentos del transporte neumático.....	21
1.5.1. Clasificación del transporte neumático.....	22
1.5.2. Medidas del flujo de aire.....	26
1.5.2.1. Presión estática.....	26
1.5.1.2. Presión total.....	27
1.6. Comportamiento De Las Partículas En El Aire.....	33
1.6.1. Fuerza de Arrastre.....	35
1.6.2. Fuerza de Sustentación.....	37
1.6.3. Fuerza Gravitacional.....	39
1.6.4. Balance de Fuerzas en una Partícula.....	40
1.6.5. Fuerzas externas.....	43



CIB-ESPOL

## CAPITULO 2.

### 2.CARACTERÍSTICAS DEL SISTEMA DE EXTRACCIÓN DE POLVO DE AZÚCAR.

2.1 Breve Reseña de la Producción de Azúcar en el País.....	45
2.2 Proceso de Producción de Azúcar.....	47

2.2.1 Labores de campo y cosecha.....	50
2.2.2 Patios de Caña.....	51
2.2.3 Picado de caña.....	51
2.2.4 Molienda.....	52
2.2.5 Pesado de jugos.....	53
2.2.6 Clarificación.....	54
2.2.7 Evaporación.....	55
2.2.8 Cristalización.....	56
2.2.9 Centrifugación.....	57
2.2.10 Secado.....	57
2.2.11. Enfriamiento.....	59
2.2.12. Envasado.....	59
2.2.13. Tipos de azúcar.....	60
2.3. Productividad de azúcar en los Ingenios del Ecuador.....	61
2.4. Relación entre producción de azúcar y polvo emitido en el departamento de envasado.....	64
2.5. Características Físico-Químicas Del Polvo Del Azúcar.....	66
2.5.1. Determinación del tamaño de las partículas.....	66
2.5.2. Procedimiento para determinar el tamaño de las partículas.....	68
2.5.3 Obtención del Diámetro de Partícula Característico.....	71
2.6. Elección del sistema de extracción de polvo.....	73
2.7. Mecanismo de Colección de las Partículas en el filtrado.....	74

2.8. Clasificación de los filtros de acuerdo a su limpieza.....	76
2.8.1. Limpieza por Agitación.....	77
2.8.2. Limpieza con Aire reverso.....	78
2.8.3. Limpieza por Chorro Pulsante.....	79
2.8.3.1. Descripción del funcionamiento de la limpieza en un colector de mangas tipo chorro pulsante.....	80
2.8.4. Limpieza Sónica.....	85
2.9. Selección del sistema de limpieza.....	87
2.10. Componentes básicos del colector tipo filtro de mangas con limpieza chorro pulsante.....	88
2.11. Modelo matemático del sistema de limpieza de chorro pulsante.....	90
2.11.1 Relación Gas-a-Tela.....	98
2.11.2. Características de las Partículas.....	101
2.11.3. Características del gas a filtrar.....	102
2.11.4. Características y Tipos de Medios Filtrantes.....	104
2.11.5. Determinación de la Relación gas-tela.....	106
2.11.5.1. Selección de la tela filtrante.....	107



OIB-ESPOL

### CAPITULO 3

#### 3. SELECCIÓN DE LOS COMPONENTES DEL SISTEMA DE EXTRACCION.

3.1. Determinación del caudal necesario.....	109
--	-----

3.2. Dimensionamiento de las campanas de extracción de polvo.....	111
3.2.2 Adaptación de una campana de extracción en las ensacadoras de 50 Kg.....	114
3.3 Elección del sitio del colector de polvo y red de tuberías.....	117
3.4. Calculo de las líneas de transporte.....	117
3.5. Selección de los conductos y accesorios del sistema.....	129
3.5.1. Tuberías y accesorios necesarios para el sistema de extracción.....	129
3.6. Determinación de la caída de presión en el sistema de extracción.....	136
3.7. Dimensionamiento Del Colector De Polvo.....	136
3.7.1. Determinación del Numero de mangas.....	137
3.7.2. Dimensionamiento del cuerpo del colector.....	139
3.7.3. Selección de la esclusa rotatoria.....	146
3.7.4. Selección de las válvulas de pulso.....	148
3.7.5. Determinación de la caída de presión.....	153
3.7.6. Selección del ventilador centrífugo.....	155
3.7.7. Tabulación de resultados.....	164
 CAPITULO 4	
4. ANALISIS DE COSTOS.....	165



**CIB-ESPOL**

CAPITULO 5.

5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....172

APENDICES.

BIBLIOGRAFÍA.



**CIB-ESPOL**

## ABREVIATURAS.

$A_p$	Área frontal proyectada de la partícula
$C_D$	Coefficiente de arrastre
$C_p$ :	Concentración de partículas.
cfm:	pies cúbicos sobre minutos
$cm^2$ :	Centímetro cuadrado
$D_p$ :	Diámetro promedio de partícula
$\frac{dv}{dt}$ :	Cambio instantáneo de velocidad
$F_D$ :	Fuerza de Arrastre.
$F_G$ :	Fuerza de la gravedad.
$f(Re)$ :	Función de Reynolds
$F_s$ :	Fuerza de Sustentación.
FSP:	Presión estática necesaria del ventilador.
ft/min:	Pie sobre minuto
$ft^3/rev$ :	Pie cúbico por revolución
$g/cm^3$ :	Gramo sobre centímetro cúbico
$grn/ft^3$ :	Granos sobre pie cúbico
$g/m^3$ :	Gramos sobre metro cúbico
$h_{accs}$ :	Caída de presión por accesorios
$h_{l/m}$ :	Caída de presión por unidad de longitud
$h_{L_t}$ :	Caída de presión total del tramo
Kg/hr:	Kilogramo sobre hora
$Kg/m^3$ :	Kilogramo sobre metro cúbico
Kg/s:	Kilogramo sobre segundo
Kg/Ton:	Kilogramo sobre Tonelada
Kg./KWH:	Kilogramo sobre Kilovatio hora
lb/min:	Libras sobre minuto
l/s:	Litros sobre segundo
$\log(d_{84.13})$ :	Logaritmo del diámetro 84.13%
$\log(d_{50})$ :	Logaritmo del diámetro 50%
$\log \sigma_r$ :	Logaritmo de la desviación estándar
$\log(d_{15.9})$ :	Logaritmo del diámetro 15.9%
mm H <sub>2</sub> O:	milímetros de Columna de Agua



CIB-ESPOL

$m^3/hr.:$	Metro cúbico sobre hora
$m_p:$	masa de partícula
ms:	Mili segundos
m/s:	Metros sobre segundo
mbar/m:	Milibar por cada metro
plg H <sub>2</sub> O:	pulgadas de Columna de Agua
$\Delta P_f :$	Caída de presión a través de la tela limpia
$\Delta P_p :$	Caída de presión a través del pastel de polvo
$\Delta P_s :$	Caída de presión a través de la estructura
$s_f:$	Espesor del filtro o de la capa de polvo
SP <sub>c</sub> :	Presión estática en el conducto.
SP <sub>entrada</sub>	Presión estática a la entrada del sistema de extracción.
SP <sub>salida</sub> :	Presión estática a la salida del sistema de extracción.
ton/hr:	Toneladas sobre hora
TM:	Toneladas Métricas
$\mu m :$	Micrómetro
$\mu_G :$	Viscosidad del gas
V <sub>c</sub> :	Volumen de un cuerpo
V <sub>campana</sub> :	Velocidad en el interior de la campana
V <sub>COND</sub> :	Velocidad en el conducto
V' <sub>COND</sub> :	Velocidad recalculada en el conducto
V <sub>p</sub>	Velocidad de partículas
VP <sub>entrada</sub> :	Presión de velocidad a la entrada del sistema
VP <sub>c</sub> :	Presión de velocidad en el conducto.
V <sub>t</sub> :	Velocidad Terminal de una partícula



**CIB-ESPOL**

## SIMBOLOGIA.

a:	Ancho
A:	Area
A':	Factor del material
atm:	Atmósfera
$A_{\text{tolva}}$	Área máxima en la tolva de ensacado
$\alpha$ :	Factor de tanque
B:	Factor de la aplicación
c:	Distancia mas alejada de la línea del centroide
°C:	Grado Centigrado
Cv:	Factor de Válvula de pulso
D:	Diámetro
$f$ :	Factor de fricción
F:	Fuerza
ft:	Pie
°F:	Grado Fahrenheit
$g$ :	Aceleración de gravedad
$g_c$ :	Constante gravitacional
$\gamma$ :	Peso especifico
$h_f$ :	Cabezal de perdida por fricción
H:	Altura del recipiente.
$H_f$ :	Cabezal de perdida por fricción
$h_s$ :	Altura de la garganta de soldadura
Hz:	Hertz.
I:	Inercia
K:	Permeabilidad
$K_f$ :	factor de perdida de accesorio, adimensional.
L:	Longitud
M:	Momento Flexionante.
n:	Factor de Seguridad
$\eta$ :	Eficiencia
psi:	libras fuerza sobre pulgada cuadrada
$\Delta P$ :	Caída de presión total

Ph:	Grado de Acidez 1-14
P:	Presión
$Q_{\text{ensacadora}}$	Caudal en la Ensacadora
$Q_f$ :	Caudal de aire
R:	Carga de sólidos – aire
Re:	Numero de Reynolds
$\rho$ :	Densidad
s:	espesor de placa requerido.
SP:	Presión Estática
$S_t$ :	Esfuerzo a la tensión
S:	Arrastre del filtro
$\sigma'$ :	Esfuerzo total de Von Misses
t:	Tiempo
T:	Temperatura
$\tau_{yx}$ :	Esfuerzo Cortante
$\mu$ :	Viscosidad
V:	velocidad
VP:	Presión de velocidad
$V_R$ :	Relación gas-a-tela
W:	Densidad del área del polvo
$\dot{W}$ :	Potencia del ventilador.

## INDICE DE FIGURAS.



**CIB-ESPOL**

	Pág.
Figura 1.1	Clasificación de los contaminantes sólidos.....4
Figura 1.2	Equipos de sedimentación.....9
Figura 1.3	Equipo separador por fuerza de inercia.....10
Figura 1.4	Rendimiento del ciclón según el tamaño de las partículas.....11
Figura 1.5	Esquema de funcionamiento de un ciclón.....12
Figura 1.6	Separador húmedo.....13
Figura 1.7	Principio de colección de polvo en filtros.....14
Figura 1.8	Principio de operación de un precipitador electrostático.....15
Figura 1.9	Esquema de una campana de extracción.....16
Figura 1.10	Esquema del funcionamiento de una esclusa rotatoria.....18
Figura 1.11	Diferencias entre fases densa y diluida con respecto a su velocidad y caída de presión en tuberías.....24
Figura 1.12	Coefficiente de arrastre para una esfera lisa, discos y cilindros en función del número de Reynolds.....35
Figura 1.13	Efecto de la sustentación en diferentes fluidos.....38
Figura 1.14	Balance de fuerzas.....40
Figura 1.15	Determinación de la velocidad terminal .....43 en el programa Graph 2.5
Figura 2.1	Porcentaje de producción de los ingenios en el Ecuador.....47
Figura 2.2	Diagrama del proceso de producción de azúcar.....49
Figura 2.3	Labores de campo pre y post cosecha.....50
Figura 2.4	Patios de caña.....51
Figura 2.5	Proceso de picado de la caña.....52
Figura 2.6	Área de molinos.....53
Figura 2.7	Sección pesado de jugo crudo.....53
Figura 2.8	Sección clarificación.....55
Figura 2.9	Máquinas de centrifugación.....57
Figura 2.10	Túneles rotatorios del secado del azúcar.....58
Figura 2.11	Producto final envasado.....59
Figura 2.12	Disminución del tamaño del grano de azúcar por efectos de roce en el proceso.....60

Figura 2.12	Historia de la producción de azúcar(Kg.) en el ingenio Valdez.....	63
Figura 2.13	Esquema del proceso de medición del tamaño de partículas del polvo del azúcar.....	72
Figura 2.13	Mecanismos principales que actúan en la filtración: impactación por inercia, intercepción directa, difusión.....	76
Figura 2.14	Colector con filtros de mangas y limpieza por agitación.....	77
Figura 2.15	Colector con filtros de mangas y limpieza por aire reverso.....	79
Figura 2.16	Descripción de la entrada del aire cargado con partículas al interior del colector.....	81
Figura 2.17	Esquema general del funcionamiento de un colector de polvo tipo chorro pulsante.....	82
Figura 2.18	Esquema de la limpieza de una manga por chorro pulsante de aire comprimido.....	83
Figura 2.17	Colector de polvillo con filtros de mangas y limpieza de chorro pulsante.....	85
Figura 2.18	Esquema de limpieza por bocina sónica en una filtro de manga.....	87
Figura. 2.19	Esquema básico de los componentes de un colector de mangas tipo chorro pulsante.....	89
Figura. 2.20	Tejido de Tela Cruzada.....	104
Figura. 2.21	Filtro de Fielto.....	106
Figura 2.22	Partes constitutivas de un filtro de mangas.....	108
Figura 3.1	Puntos de extracción localizada en las envasadoras de 2-5Kg.....	112
Figura 3.2	Esquema en corte de la tolva de ensacado de 50 Kg.....	116
Figura 3.3	Representación de la red de tuberías en el departamento de envasado.....	118
Figura 3.4	Red de conductos en las envasadoras de 2-5 Kg.....	119
Figura 3.5	Caudales determinados en la red del sistema de extracción de polvo.....	128
Figura 3.6	Conducto flexible Urevac-2.....	129
Figura 3.7	Y pantalón a 45°.....	130
Figura 3.8	Diferentes tipos de codos.....	130
Figura 3.9	Y cónica de diámetros iguales y Y cónica Doble con un ramal a 45°.....	131
Figura 3.10	Acople por unión embridada y roscada en el exterior del tubo.....	131
Figura 3.11	Reductor para tuberías.....	132
Figura 3.12	Isometría y numero de partes del sistema de extracción.....	135
Figura 3.13	Sistema de sujeción del material filtrante a las canastillas.....	139
Figura 3.14	Valores de $\alpha$ para tanques rectangulares.....	141
Figura 3.15	Tipos de soldaduras de los bordes de las placas.....	142



CIB-ESPOL

Figura 3.16	Diagrama de cuerpo libre en las partes soldadas.....	143
Figura 3.17	Esclusa rotatoria.....	148
Figura 3.18	Válvula neumática 2/2 de pulso para limpieza de filtros de mangas.....	151
Figura 3.19	Ubicación de las válvulas de pulso en la parte externa del colector.....	151
Figura 3.20	Ubicación de los Venturis en los tubos de sopleteo.....	152
Figura 3.21	Ubicación de los Venturis en los tubos de sopleteo.....	152
Figura 3.22.	Eficiencia de colección con respecto al tamaño de partícula.....	157



CIB-ESPOL

## INDICE DE TABLAS.



CIB-ESPOL

Pág.

Tabla 1	Producción de azúcar en el Ecuador.....	46
Tabla 2	Composición química del azúcar.....	48
Tabla 3	Promedio en porcentaje de producción de azúcar.....	65
Tabla 4	Porcentajes del tamaño de grano (polvo del azúcar).....	72
Tabla 5	Matriz de decisión para elección del sistema colector de polvo.....	74
Tabla 6	Matriz de decisión para Selección del Sistema de Limpieza.....	87
Tabla 7	Caudales necesarios para absorber el polvo en las maquinas envasadoras.....	111
Tabla 8.	Características físicas de los tramos correspondientes a la red del sistema de extracción de polvo.....	127
Tabla 9	Accesorios y tuberías del sistema de extracción.....	133
Tabla 10	Medición del caudal promedio del sistema.....	158
Tabla 11	Mediciones con filtro para obtener concentraciones.....	160
Tabla 12	Características del sistema de Extracción de polvo de Azúcar.....	164
Tabla 13	Costos de tuberías y accesorios.....	166
Tabla 14	Costos del Colector de Polvo.....	168
Tabla 15	Costos simplificados de construcción del colector de polvo.....	168

## INDICE DE PLANOS.

Plano 1	Departamento de Envasado de Azúcar
Plano 2	Red de Tuberías de Transporte
Plano 3	Ensamble
Plano 4	Colector de polvo Tipo Chorro Pulsante
Plano 5	Planchas Laterales
Plano 6	Plancha Lateral A
Plano 7	Plancha Lateral B
Plano 8	Espejo porta mangas
Plano 9	Tolva de Descarga
Plano 10	Tolva y Patas
Plano 11	Tapa Superior
Plano 12	Vista Superior del Cuerpo del Colector
Plano 13	Corte A-A'
Plano 14	Soldadura Tolva de Descarga de Polvo de Azúcar

## INTRODUCCION.



CIB-ESPOL

Toda industria que produzca y envase producto granulado, como: azúcar, harina, cemento, etc, están expuestas a que el material que estén envasando se fugue hacia la atmósfera, como polvo. Esta tesis, se basa a la solución a este problema, el cual es el diseño de un sistema de extracción de polvo, con limpieza tipo chorro pulsante, específicamente para el azúcar.

El polvo que se genera en el departamento de envasado, provoca molestias en los trabajadores, daños en las maquinas electrónicas y pérdidas económicas en esta empresa.

El Sistema de Extracción, debe ser capaz de capturar este material particulado en el aire, transportarlo mediante conductos, hasta un colector de polvo, para luego descargarlo en un envase y finalmente este producto de polvo de azúcar llevado a los tachos de meladura, para su reprocesamiento en la planta.

# CAPITULO I .



CIB-ESPOL

## 1. FUNDAMENTOS TÉCNICOS PARA LA RECUPERACIÓN DE MATERIAL PARTICULADO EN EL AIRE.

Industrias, en las que se producen polvos, tales como: del azúcar, harinas, talcos, pinturas, alimenticias, de cemento etc., utilizan equipos de control, para recuperar materia prima que se fuga a la atmósfera, durante el transporte, el envasado o almacenamiento, siendo estas industrias, una fuente común de emisiones; por consiguiente, el reciclaje es utilizado como método de control de emisiones, el cual, es una muy buena alternativa que se aplica en la actualidad, ya que genera ahorro energético y por tanto, económico para los empresarios, y a la vez controlar la contaminación atmosférica, generando un bienestar social.

## 1.1. Clasificación de los contaminantes en el aire.

Los contaminantes se clasifican en (12):

- Contaminantes Sólidos.
- Contaminantes Líquidos.
- Contaminantes gaseosos



Los contaminantes sólidos, pueden ser: irritantes, tóxicos, fibras que producen polvos, polvos inertes, polvos alérgicos, sustancias que producen fiebre. Los polvos, pueden ser de origen mineral como metales, arcillas, y rocas; de origen vegetal como madera, algodón, polen, y harinas; y de origen animal como lana, seda, plumas, cabello, etc. (12).

Los contaminantes líquidos, suspendidos en el aire, se forman por la atomización, pulverización, y por las reacciones químicas violentas.

Los contaminantes gaseosos, incluyendo, los vapores de sustancias que normalmente se encuentran en estado sólido, pueden ser: asfixiantes, irritantes, gases inorgánicos, gases órgano metálico, sustancias volátiles, etc. (12).

### 1.1.1 Clasificación De Las partículas Sólidas.

Se acostumbra, utilizar el micrómetro ( $1 \times 10^{-6}$  m), que se abrevia  $\mu m$ , para medir las partículas finas. Según la clasificación de Gibbs (figura 1.1), las partículas mayores de  $10 \mu m$ , se consideran como polvos; entre  $0.1$  y  $10 \mu m$  como nubes; entre  $0.001$  y  $0.1 \mu m$ , como humos; por debajo de  $0.001 \mu m$ , como dimensiones moleculares (17).

CLASIFICACIÓN GENERAL DE LAS PARTÍCULAS	
Nombre	Tamaño
Polvos	$>10 \mu m$
Nubes	$0.1-10 \mu m$
Humos	$0.001-0.1 \mu m$
Moleculares	$<0.001 \mu m$

Referencia [17]

Figura 1.1. Clasificación de los contaminantes sólidos

## 1.2. Términos básicos de contaminación industrial.

En nuestro país, se han desarrollado leyes, que permiten el desarrollo de la producción limpia y más eficiente; entendiéndose por tal, como una Producción sin contaminación, una de estas es el Reglamento que Establece las Normas de Calidad del Aire, en el cual define el concepto de Contaminación del Aire.

**Contaminación Del Aire.-** Según el registro oficial Ecuatoriano # 726 artículo 3, da la siguiente definición:

"Entendiéndose por contaminación del aire, la presencia o acción de los contaminantes, en condiciones tales de duración, concentración o intensidad, que afectan desfavorablemente la salud humana, animal o vegetal, los bienes materiales del hombre o de la comunidad o interfieran en su bienestar".



Existen otras definiciones de diferentes autores, pero todas, convergen a un mismo objetivo, el cual es la preservación de la atmósfera. Se ha tomado en cuenta el concepto anterior, ya que es el vigente en nuestro país.

Para indicar, cual es el grado de contaminación que se tiene, la

cantidad de contaminantes que se emiten a la atmósfera, se necesita definir al factor de emisión, la tasa de emisión, para nuestro objetivo, que es la captura, transporte y recuperación del material particulado (18).

**Factor De Emisión.-** Es la emisión de un contaminante, expresada en términos, de masa de contaminante por masa de materia prima usada en el proceso; sus unidades son Kg/Ton de materia prima o Kg./KWH consumido.

**Tasa De Emisión.-** Es la emisión de partículas contaminante, expresada en términos de masa de contaminante por "unidad de tiempo ( flujo másico); sus unidades son Kg/s, Kg/hr, etc.

Para tener una cantidad baja de contaminantes en una determinada área, existen dos principales tipos de control, la ventilación diluidora ( \* ) y la ventilación localizada ( \*\* ); esta última permite la posibilidad de recolección de los contaminantes en el aire, por lo que se utilizara en esta tesis.

- ( \* ) **Ventilación diluidora:** Es inyectar aire para disminuir la concentración de contaminantes, en el entorno de trabajo.
- ( \*\* ) **Ventilación localizada:** Implica extraer el contaminante, para que en el área de trabajo, los niveles de contaminantes sean prácticamente cero.

### **1.3. Métodos Para La Recuperación De Material Particulado En El Aire.**

El aire que respiramos, contiene partículas en suspensión, se llama polvo en general, que pueden aumentar considerablemente debido a los procesos industriales como: triturado, taladrado, pulido, etc. Mantener la cantidad de estas partículas dentro de límites razonables, es una de las operaciones a que debe someterse el aire; tanto, para prevenir posibles enfermedades, como evitar inconvenientes en tales procesos como averías en útiles o máquinas, los principales parámetros que definen el proceso son:

- Tamaño de las partículas en suspensión.
- Concentración de polvo en el aire o la tasa de emisión.

Para este fin, existen varios sistemas disponibles, que se pueden clasificar como: de sedimentación por gravedad, impactación centrífuga, impactación por inercia, intercepción directa, difusión y efectos electrostático, los mismos que determinan el tipo de equipo de recolección adecuado para la aplicación requerida. A continuación se presentan las cinco clases básicas de equipos de colección de partículas con sus características principales de operación (22):

### 1.3.1 Sedimentación por gravedad.

#### Cámaras de sedimentación

Estos equipos, son los más utilizados por su sencillez. Su empleo se limita a la extracción de polvo relativamente grueso, mayor de  $50 \mu m$  y como paso previo de una depuración más fina; el esquema de su funcionamiento puede verse en la figura.1.2; el aire cargado de polvo, entra en la cámara de sedimentación, disminuyendo así su velocidad, con lo que una parte de las partículas, abandonan la corriente de aire debido a la fuerza gravitatoria. Para obtener un rendimiento alto es necesario que el equipo tenga dimensiones muy grandes, lo cual no lo hace viable.

#### Características:

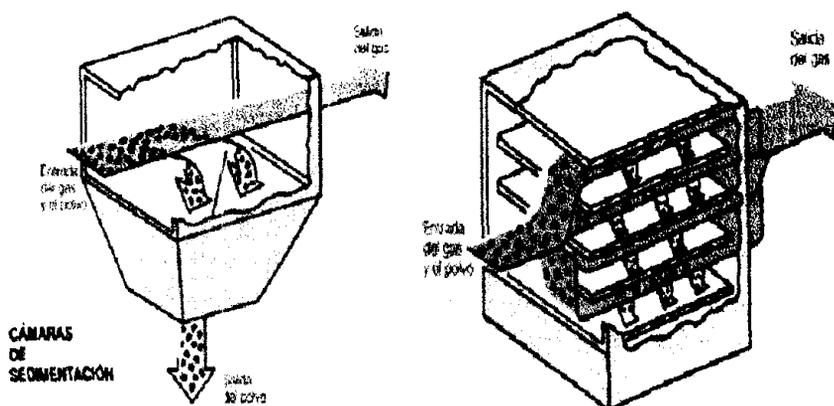
- Su mecanismo de colección es la fuerza de la gravedad.
- Se usa para partículas mayores a  $50 \mu m$  con una baja eficiencia
- Para altas velocidades de asentamiento de partículas



CIB-ESPOL



CIB-ESPOL



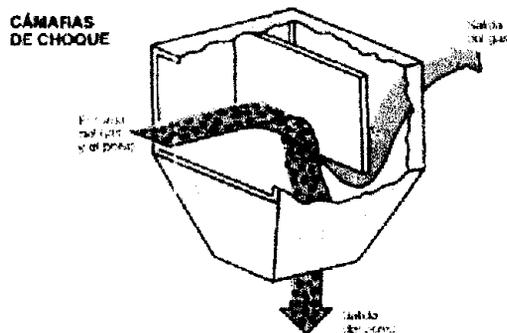
Referencia [22]

Figura 1.2. Equipos de sedimentación

### 1.3.2 Separadores por fuerza de inercia

#### Cámaras de Choque

El separador por inercia más sencillo, es la Cámara de Choque, igual a una cámara de sedimentación, en la que se han intercalado unas pantallas contra las que choca el aire cargado de partículas. El tamaño de las partículas que es capaz de separar este tipo de separador es mayor a  $50 \mu\text{m}$ . La figura 1.3 representa un esquema de este tipo de separador



Referencia [22]

Figura 1.3. Equipo separador por fuerza de inercia

### 1.3.2 Separadores por fuerza centrífuga.

#### Ciclones.

En este sistema, el aire cargado de polvo entra tangencialmente por la parte superior cilíndrica. La corriente de aire, sigue una trayectoria en espiral, primero se dirige hacia el fondo del cono, ascendiendo después por el centro del mismo. El aire, una vez depurado, abandona el ciclón por la parte superior. Las partículas separadas, se descargan por el fondo del ciclón.

El rendimiento de un ciclón, depende del diámetro del mismo y del tamaño de las partículas a separar, tal como puede verse en la figura 1.4. Otro parámetro fundamental, para un óptimo

rendimiento de este tipo de separador de polvo, es el correcto dimensionado del mismo. En la figura 1.5, se han dibujado las dimensiones relativas para el diseño de un ciclón.

#### Características:

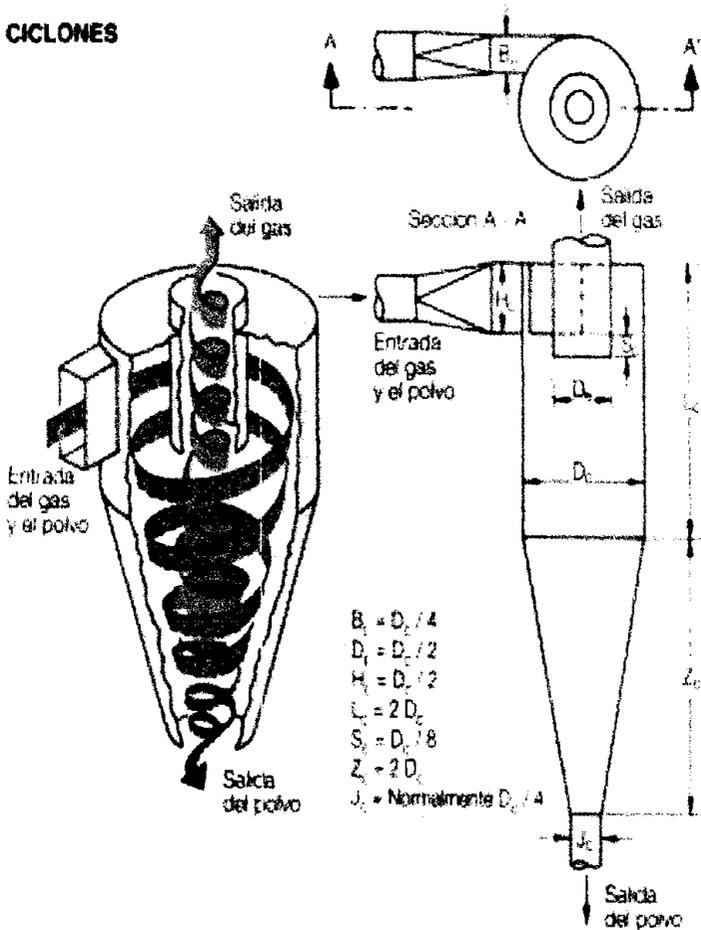
- Su mecanismo de colección es la impactación centrífuga (fuerza centrífuga).
- Se usan para partículas mayores a  $25 \mu m$ , con Eficiencias entre 70 a 90 %; Para partículas menores, baja la eficiencia (Ej.: para  $D_p$  entre 5 y 20 su eficiencia esta entre 50 y 80 %).
- Mantenimiento sencillo

Diámetro del ciclón mm	Rendimiento TOTAL%	RENDIMIENTO % SEGÚN TAMAÑO PARTÍCULAS			
		Tamaño partículas $\mu m$	Rendimiento %	Tamaño partículas $\mu m$	Rendimiento %
150	90	<5	56	>5	78
230	83	<10	50	>10	79
610	70	<20	47	>20	78

Referencia [22]

Figura 1.4. Rendimiento del ciclón según el tamaño de las partículas

## CICLONES



Referencia [22]

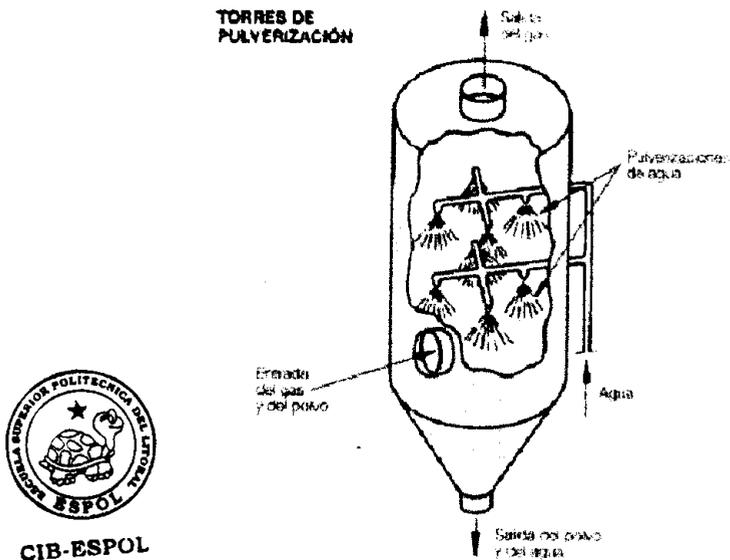
Figura 1.5. Esquema de funcionamiento de un ciclón

### 1.3.4 SEPARADORES HÚMEDOS

Cuando las partículas a separar son inferiores a  $5 \mu\text{m}$  y no se las recicla, se emplean separadores húmedos, en los que el líquido utilizado suele ser agua (figura 1.7).

### Características:

- Se utiliza un líquido (por lo general agua) para aumentar el tamaño de partícula y facilitar la separación
- Existe una elevada humedad



Referencia [22]

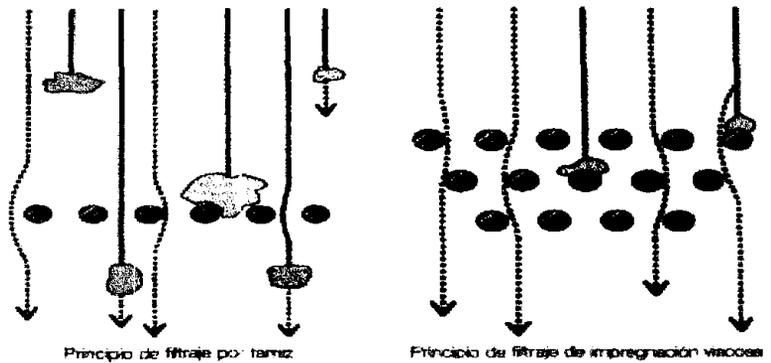
Figura 1.6. Separador húmedo.

### 1.3.5 Filtros de Tela

Su mecanismo de colección, es a través de impactación por inercia, intercepción directa y difusión, por lo que puede separar una amplia gama de polvos (figura 1.8).

### Características:

- Pueden trabajar con una amplia gama de diámetro de partículas, entre  $0.05$  y  $300\ \mu m$ ; se tiene alta eficiencia (99% o más), la cual aumenta a medida que transcurre el tiempo de filtración.
- Caída de presión razonablemente baja y condiciones de operación flexibles.
- No puede trabajar con gases húmedos y corre riesgo de incendio y explosión.



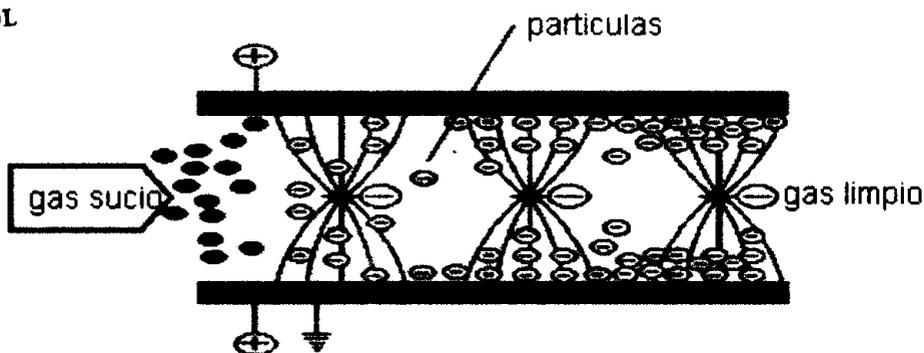
Referencia [22]

Figura 1.7. Principio de colección de polvo en filtros

### 1.3.5 Precipitadores Electrostáticos

#### Características:

- Su mecanismo de colección es por fuerzas electrostáticas inducidas por una carga eléctrica y un electrodo colector de polaridad opuesta.
- Se usa para remover partículas de diámetros entre 0.05 y 20  $\mu\text{m}$ , con una alta eficiencia.
- Puede trabajar en un amplio rango de temperaturas, pero no es de operación flexible.
- Tiene un alto costo inicial e ineficiente con partículas de alta resistencia magnética.



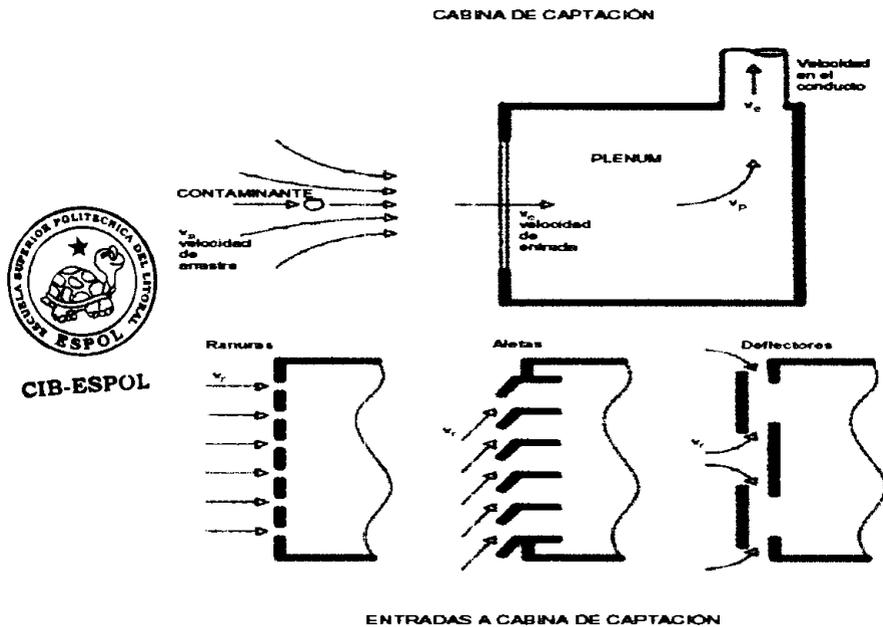
Referencia [26]

Figura 1.8. Principio de operación de un precipitador electroestático.

#### 1.4. Componentes básicos de un sistema de extracción de polvo.

Los componentes básicos, para un sistema de extracción de polvo son:

**La Captación:** Su misión, es la de poder atraer las partículas, con una mínima velocidad de captura ( \* ), para trasladarlo al lugar de descarga, mediante una campana de extracción, figura 1.10.



Referencia [22]

Figura 1.9. Esquema de una campana de extracción.

( \* ) **Velocidad de captura:** Es la velocidad del aire en la boca de una campana o cabina, necesaria para vencer las fuerzas contrarias y recoger, (arrastrar), aire, gases, polvo o humo, obligándoles a entrar en esta.

### **Red de conductos.**

Conduce el polvo capturado, desde el interior de la campana, hasta el equipo de retención, a una adecuada velocidad de sustentación ( \* ), y luego son emitidos a la atmósfera por medio de ventilador, previamente tratados por un equipo de retención.

### **Equipo de Retención de polvo.**

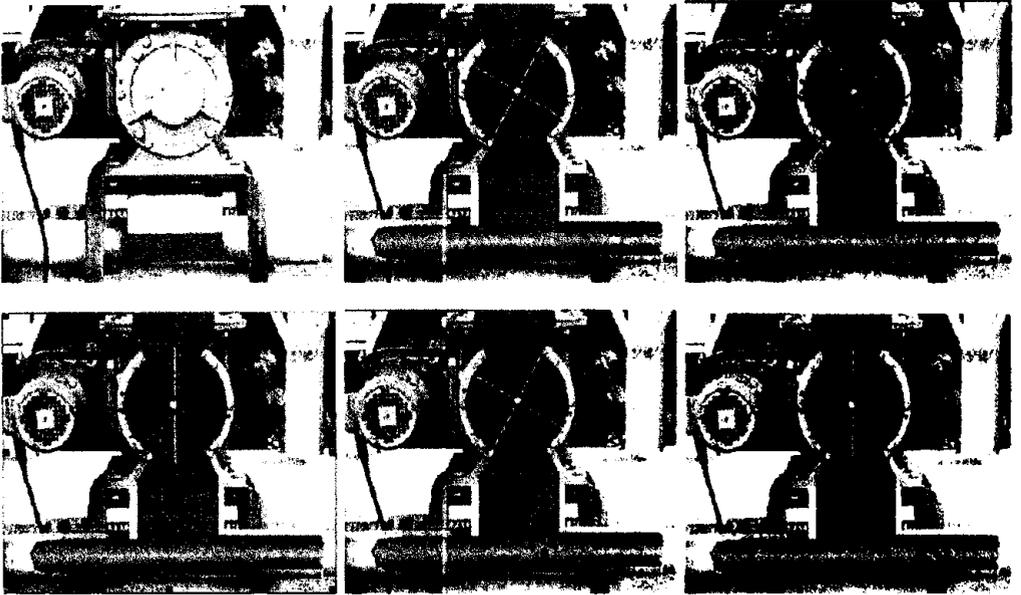
Equipo colector de polvo previamente indicados, destinado a retener el polvo en suspensión presente en el aire transportado.

### **Esclusa Rotatoria.**

Equipo con sellos rotatorios, que permite la descarga continua del material particulado, desde el interior del colector de polvo (solo para filtros de mangas), para su posterior recolección de este, no permitiendo la interacción entre la presión atmosférica y la presión del interior del colector, ver figura 1.11.

---

( \* ) **Velocidad en el conducto (o de transporte):** Es la velocidad del aire dentro del conducto necesaria para evitar que las partículas sólidas en suspensión sedimenten y queden depositadas en el mismo.



Referencia [21]

Figura 1.10. Esquema del funcionamiento de una esclusa rotatoria.

**Ventilador de Extracción:** Es el encargado de proporcionar la energía necesaria para: extraer el polvo, conducirlo a través de la red de conductos hasta el equipo de retención y descargar el aire limpio a la atmósfera; para este caso específico se seleccionará un ventilador centrífugo.

### **1.4.1.Causas de las emisiones.**

Para efecto del diseño, es necesario identificar y precisar las diferentes causas de emisiones del material particulado, que se generan al interior del departamento de envasado (9):

#### **Polvo y gases de Proceso:**

Es aquel generado por el arrastre del aire inducido a la salida / entrada de los equipos del proceso.

#### **Polvo y gases por sellos defectuosos:**

El movimiento del material al interior de los equipos de proceso provoca áreas (volúmenes) de sobre-presión y depresión. Esto obliga a que los equipos deban estar completamente sellados tanto en las áreas de sobre-presión, para que no emitan polvo, como en las áreas de depresión para que no ingrese aire inducido, el que a la postre redundaría en un aumento de las áreas de sobre-presión.

**Polvo por derrames de material:**

Ejemplo: Perforaciones en los transportadores, traslado del material, etc.

**Polvo y gases de infiltración de áreas externas (viento):**

Es el polvo arrastrado por el viento proveniente de los caminos, secado de barros, del acopio grueso, etc.



CIB-ESPOL

**Polvo depositado sobre las estructuras:**

La presencia de este polvo, consecuencia de las fuentes de emisión antes descritos, es una condición permanente al interior de las Plantas de Proceso. Los movimientos de aire en el interior mantienen constantemente una concentración de polvo en suspensión.

La principal fuente de emisión de las partículas, se debe al mismo proceso de producción y al envasado del producto; no a sellos defectuosos, y casi nada a derrames de material cuando se lo transporta. Por lo tanto para que este material se lo pueda recolectar, hay que captar localmente esta emisión de polvo de

azúcar, desde el mismo lugar donde se produce, o sea en las maquinas envasadoras.

### 1.5. Fundamentos del transporte neumático

Cuando el material particulado es llevado por un fluido gaseoso, es necesario establecer su comportamiento (dinámica en el gas), para ello se analizan las fuerzas que actúan sobre ella, el régimen de flujo del aire (según el número de Reynolds) y la velocidad de asentamiento para poder determinar las dimensiones de las tuberías y el sistema de captación adecuado.

Los problemas que generan las partículas presentes en el aire están en función del rango de tamaño, de la concentración y de la composición física y química de las mismas; las partículas con  $D_p$  entre 1 y  $20 \mu m$ , tienden a seguir el movimiento del gas por cuanto viajan en él. Las partículas mayores a  $20 \mu m$ , tienen altas velocidades de asentamiento, por tanto, el aire las arrastra durante periodos relativamente cortos



CIB-ESPOL

### **1.5.1. Clasificación del transporte neumático.**

El transporte neumático de partículas sólidas, es clasificado ampliamente en dos regímenes de flujo: fase diluida y fase densa (19).

La fase de transporte diluido, es en su mayoría caracterizada a través de velocidades del gas altas (mayor que 15 m/s), y concentraciones de los sólidos en el aire, bajas (menos de 1%) y pequeñas caídas de presión por la unidad de longitud de la línea de transporte (típicamente menos de 5 mbar/m).

En la fase diluida, solo se limita al transporte neumático de ruta corta y continuo de sólidos, a las proporciones de menos de 10 ton/hr y es el único sistema capaz de funcionar bajo presión negativa. Bajo estas condiciones de flujo diluida, las partículas sólidas se comportan como individuos, totalmente suspendidos en el gas, y las fuerzas de los fluido-partícula dominan.

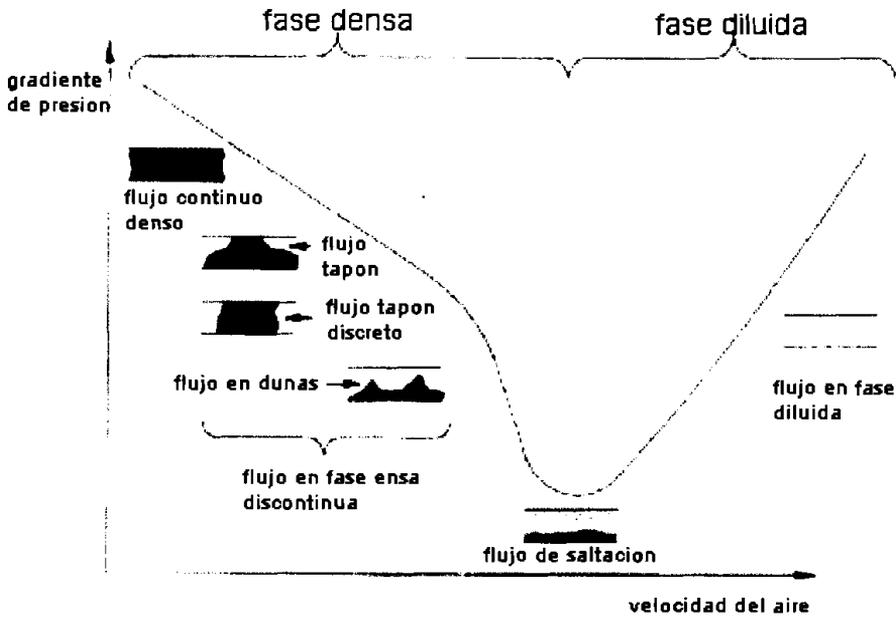
En el extremo opuesto, el flujo en la fase densa, está caracterizado por velocidades de gas bajas (1-5 m/s), las concentraciones de los sólidos altas (mayor que 30% a través

de volumen) y presiones altas por unidad de longitud, de la de cañería (típicamente mayor que 20 mbar/m).

El transporte de las partículas, en la fase densa, estas no se suspenden totalmente, por haber mucha interacción entre las partículas. Desafortunadamente, el límite entre flujo en fase diluida y el flujo en la fase densa, no tiene una diferencia clara, por lo cual, no hay todavía, ninguna definición universalmente aceptada de la fase densa y de la fase de transporte diluido.

Konrad, lista cuatro medios alternativos para distinguir flujo en fase denso y flujo en fase diluida (21):

- 1) En base al flujo de masa sólido / aire (figura 1.11).
- 2) En base a la concentración de los sólidos
- 3) La fase de flujo densa, existe, solo cuando los sólidos llenan completamente la sección transversal de la tubería.



Referencia [21]

Figura 1.11. Diferencias entre fases densa y diluida con respecto a su velocidad y caída de presión en tuberías

En todos estos casos, los diferentes autores, muestran valores diferentes y aplican interpretaciones diferentes. En esta tesis se usará, en base al flujo de masa sólido / aire, para marcar el límite entre fase diluida y fase densa en tuberías, y se usará la fase diluida para el transporte del material, por ser esta para rutas cortas y bajo presiones negativas o de succión.

Para el transporte neumático un material particulado, a través de tuberías hasta un sistema de colección, se debe tener en

cuenta las siguientes definiciones, en cuanto a las características del aire (29):

- Se establece que el aire atmosférico es incompresible ( en caídas de presión menor a 1/10 de la presión atmosférica estándar).
- Se asume que la presión atmosférica es la estándar, sin importar el lugar donde nos encontremos (para aire, las diferencias de elevación son insignificantes 14.7 lb/plg<sup>2</sup>).
- Temperatura estándar ( 25 °C).
- La densidad es constante en todos los puntos (1.29 Kg/ m<sup>3</sup> ó 0.0075 lb/ft<sup>3</sup>).

Para el traslado neumático de las partículas, es necesario captar localmente le emisión del polvo, por lo cual debe precederse de la siguiente manera:

- Identificar los puntos de emisión del material particulado.
- Encerrarlo bajo una campana.



CIB-ESPOL

- Establecer una succión capaz de captar, arrastrar y trasladar el aire, cargado de partículas, hacia el colector de polvo y de allí para su reprocesamiento.

Estos pasos, son los que provocan la caída de presión en el sistema.

### **1.5.2. Medidas del flujo de aire**

El aire fluye, naturalmente, desde una región de alta presión a otra de mas baja. Este movimiento se produce debido a la diferencia de presiones que existen entre estos dos puntos. La velocidad del flujo depende de la resistencia que encuentre la corriente de aire. Al igual que cualquier otra cosa que se mueve el aire ejerce una presión contra los obstáculos que encuentre a su paso, proporcional a su velocidad. La presión debida a la velocidad es designada como presión dinámica.

#### **1.5.2.1. Presión estática**

Cuando la materia esta en movimiento, encuentra resistencia, su progreso se retarda, y el aire no es ninguna excepción. Hasta las conducciones rectas restringen su

flujo, debido a la fricción contra los lados. Un ejemplo simple es una bomba de aire, tal como un inflador de neumáticos. Este inyecta aire debido a la presión interior creada por el pistón. Si la salida no está obstruida el aire se descarga con poco esfuerzo. Pero cuando existe una abertura restringida se necesita de un esfuerzo bastante más grande para descargar el aire y se crea una considerable presión interna antes de expulsarlo.

### 1.5.2.2. Presión total

La presión estática desarrollada por un ventilador es la presión que puede dar lugar al movimiento de aire en contra de una resistencia. En otras palabras, es la potencia disponible para efectuar un trabajo. En todo movimiento de aire existe una cierta presión dinámica y una cierta presión estática, en función de la resistencia ofrecida. La suma de las dos, da la presión total desarrollada por un ventilador y se denomina presión total.

Cuando el fluido atraviesa un conducto cerrado, la fricción entre el fluido y las paredes de la canalización, crean una pérdida de presión. Para aire, las diferencias de elevación son



insignificantes. Así, la ecuación de Bernoulli, de equilibrio de energía mecánico para flujo incomprensible (aplicable en aire y caídas de presión baja), puede escribirse como (29):

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{V_1^2}{2g} + \eta W^* = \frac{P_2}{\rho} + \frac{V_2^2}{2g} + h_f \quad \text{Ec. 1.1}$$

Donde:

$P$ : presión estática,  $\text{lb}_f/\text{ft}^2$ .

$\rho$ : densidad del fluido,  $\text{lb}_m/\text{ft}^3$ .

$V$ : velocidad del fluido,  $\text{pie/s}$ .

$g$ : constante gravitacional,  $32.2 \text{ lb}_m^* \text{ft}/\text{lb}_f^* \text{s}$ .

$\eta$ : eficiencia del ventilador.

$W^*$ : potencia del ventilador,  $\text{lb}^* \text{ft}/\text{lb}_m$ .

$h_f$ : cabezal de pérdida por fricción,  $\text{lb}^* \text{ft}/\text{lb}_m$ .

Aplicando la Ec. 1.1 entre dos puntos dentro de un conducto ( no incluyendo el ventilador). Los términos  $h_f$ , pueden ser convertidos a unidades de longitud de fluido, multiplicando todos los términos de la Ec. 1.1 por  $g/g_c$ , y notando que  $\rho/g_c = \gamma$ , el peso específico, entonces:

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{V_1^2}{2g} = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{V_2^2}{2g} + H_f \quad \text{Ec. 1.2}$$

Donde:

$\gamma$  : peso específico del fluido (lb/ft<sup>3</sup>, kg/m<sup>3</sup>)

$g$  : aceleración de gravedad (32.2 ft/s<sup>2</sup>, 9.8 m/s<sup>2</sup>)

$H_f$  : cabezal de pérdida por fricción (pie, m de fluido).

Cada termino en la ec. 1.2, tiene unidades de longitud de fluido (los primeros términos a cada lado de la ecuación corresponden a presión estática y los segundos a presión dinámica). Por consiguiente, como el aire viaja a una cierta velocidad entonces, tiene un cabezal de velocidad según la relación:

$$H_F = \frac{V^2}{2g}$$



CIB-ESPOL

Ec. 1.3

Donde:

$H_f$  : cabezal de velocidad de aire ( pie, m)

El termino, presión de velocidad es muchas veces intercambiado con cabezal de velocidad. Para aire estándar (en trabajos de

ventilación, el aire estándar es definido a 70°F, 1.00 atm y 50 % de humedad y su densidad es de 0.0075 lb/ft<sup>3</sup>). la ec. 1.3, puede ser arreglada como:

$$V = 4005 \sqrt{VP} \quad \text{Ec. 1.4}$$

$VP$  : Presión de velocidad, (plg H<sub>2</sub>O).

$V$ : velocidad del aire ( ft/min, m/s)

4005: constante para convertir cabezal de fricción a términos de velocidad de aire ((ft/min/plg H<sub>2</sub>O)<sup>1/2</sup>)

Esto para unidades inglesas; para unidades internacionales en mm H<sub>2</sub>O, presión de velocidad es:

$$VP = \left( \frac{V}{4.033} \right)^2 \quad \text{Ec. 1.5}$$

La presiona total de aire en un punto dentro de un conducto, es la suma de la presión estática (SP, la cual puede ser positiva o negativa, relativa a la presión atmosférica) y la presión de velocidad (VP). Haciendo un balance de energía, la ec. 1.2, puede ser escrita como:

$$SP_1 + VP_1 = SP_2 + VP_2 + \text{perdidas de presión.} \quad \text{Ec. 1.6}$$

El cabezal de pérdida por fricción  $H_f$ , es proporcional al cuadrado de la velocidad del fluido, para conductos circulares,  $H_f$  es igual a:

$$H_f = \frac{fLV^2}{2gD} \quad \text{Ec. 1.7}$$

Donde:

$H_f$  : cabezal de pérdida por fricción (pie, m de fluido).

L: longitud del conducto (pie, m)

$f$  : factor de fricción, adimensional.

$D_c$ : diámetro del conducto (pie, m)

Adicionalmente, existen pérdidas de fricción por longitud de tubería, pérdida de energía asociada a turbulencia en contracciones, accesorios como uniones, válvulas, codos, tees y obstrucciones. Estas pérdidas pueden ser calculadas, usando la ec. 1.7, con una apropiado factor de pérdida, en lugar de  $f(L/D)$  o:

$$H_f = K_f \frac{V^2}{2g} \quad \text{Ec. 1.8}$$

$$H_f = K_f * VP \quad \text{Ec. 1.9}$$

donde:

$K_f$  : factor de pérdida de accesorio, adimensional.

Otra forma de representar, estas pérdidas por accesorios, es comparárlas con un equivalente en longitud del conducto, que resulte en una misma caída de presión de este accesorio, también se puede representarlo en términos de porcentaje de equivalencia en presión de velocidad (ver apéndice B), este método se utilizara en esta tesis., por lo tanto la ecuación general, para la presión estática a lo largo de un tramo de conducto será:

$$SP_c = VP_c + \sum K_f * VP_c \quad \text{Ec. 1.10}$$

Y para el ventilador:

$$FTP = SP_{\text{salida}} - SP_{\text{entrada}} - VP_{\text{entrada}} + VP_{\text{salida}}$$

Si las áreas de succión y salida son iguales, la presión de velocidad de entrada y salida son iguales, entonces:

$$FTP = SP_{\text{salida}} - SP_{\text{entrada}} \quad \text{Ec. 1.11}$$

Donde:

$SP_c$ : Presión estática en el conducto.

$VP_c$ : Presión de velocidad en el conducto.

FTP: Presión total necesaria del ventilador.

$SP_{salida}$ : Presión estática a la salida del sistema de extracción.

$SP_{entrada}$ : Presión estática a la entrada del sistema de extracción.

$VP_{entrada}$ : Presión de velocidad a la entrada del sistema de extracción.



CIB-ESPOL

## 1.6. Comportamiento De Las Partículas En El Aire

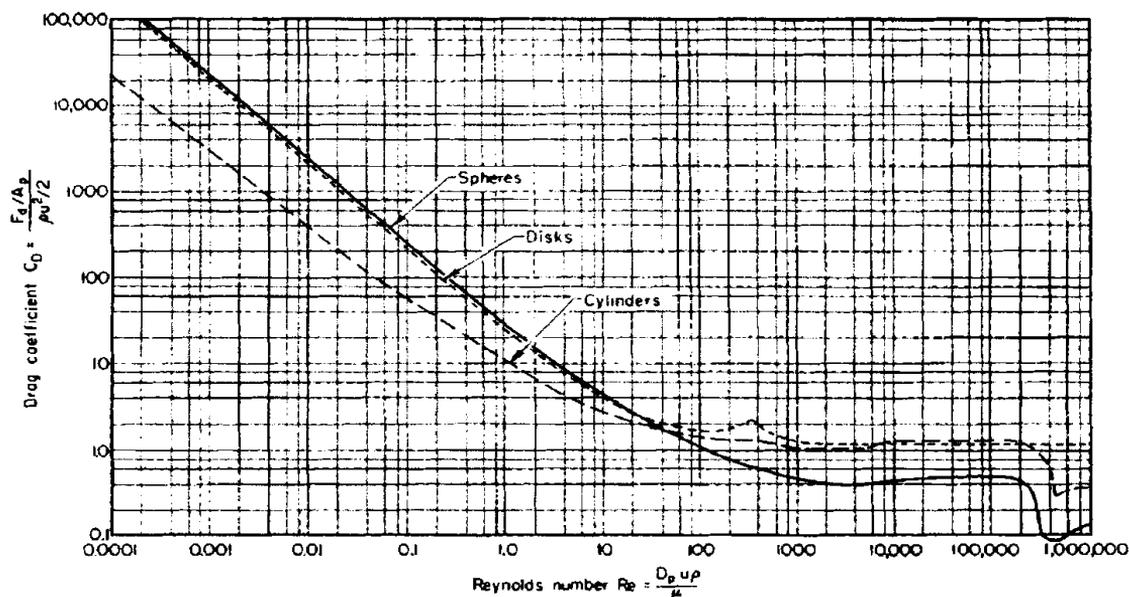
El comportamiento de las partículas, en un fluido gaseoso, es tal como el de una esfera sumergida, la cual experimenta fuerzas de fricción y de presión que producen la fuerza neta, debido a la acción del fluido; esta fuerza, se descompone, en sus componentes paralela al movimiento llamada fuerza de arrastre y en otra perpendicular llamada fuerza de sustentación (16), además se considera la fuerza debido a la acción de la gravedad llamada fuerza gravitacional.

La separación del fluido sobre la esfera por la presencia de un

gradiente de presión adverso, prohíbe la determinación analítica de la fuerza actuante sobre la partícula, por lo que hay que apelar a coeficientes, medidos experimentalmente para obtener la sustentación y el arrastre.

Para Reynolds ( $Re$ ), menores a 2100, no hay separación de flujo dando una estela laminar y el arrastre es predominantemente de fricción llamándose a esta zona régimen de Stokes.

Al aumentar, el número de Reynolds, el arrastre disminuye de forma continua, generándose una combinación de arrastre por fricción y por presión como resultado de la separación de flujo y además, el arrastre por fricción va disminuyendo conforme aumenta Reynolds, como se observa en la Figura 3.2 que describe el comportamiento de diferentes cuerpos en el aire.



Referencia [19]

Figura. 1.12. Coeficiente de Arrastre Para una Esfera Lisa, discos y cilindros en función del Número de Reynolds.

Sin embargo el tamaño de las partículas que se estudian son de diámetro menor a  $150 \mu m$  siendo un factor determinante al evaluar el número de Reynolds, con estos tamaños muy pequeños se obtienen valores de Reynolds menores que 5, indicando que el comportamiento de dichas partículas en el fluido gaseoso se rige en la zona laminar.

### 1.6.1. Fuerza de Arrastre.

Como se ha dicho anteriormente, la componente horizontal de la fuerza neta, que ejerce el fluido, sobre la partícula en la dirección

del movimiento del fluido, se llama fuerza de arrastre; la cual se resiste al movimiento de la misma, definida como:

$$F_D = \frac{C_D A_p \rho_g v_i^2}{2} \quad \text{Ec. 1.10}$$

Reemplazando el área frontal de la partícula, el cual es una circunferencia:

$$F_D = \frac{\pi * D_p^2 * \rho_g * V_p^2 * C_D}{8} \quad \text{Ec. 1.11}$$

donde:

$C_D$  = coeficiente de arrastre para esferas

$A_p$  = Área frontal proyectada de la partícula

$\rho_g$  = densidad del gas (aire)

$V_p$  = velocidad de partículas

$D_p$  = diámetro de partícula

Considerando, que la separación del fluido en la partícula por la presencia de un gradiente adverso de presión, determina que no se puede obtener de forma analítica dicha fuerza, se debe recurrir al coeficiente experimental que se lo denomina coeficiente de arrastre ( $C_D$ ), el mismo que es función del número

de Reynolds; es decir  $C_D = f(Re)$ , el cual, se lo puede determinar por medio de la figura 1.12, o aplicando las correlaciones 1.12 y 1.13 para régimen laminar y de transición respectivamente.

$$C_D = \frac{24}{Re} \quad Re < 1 \quad \text{Ec. 1.12}$$

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + 0.14 Re^{0.7}) \quad 1 < Re < 1000 \quad \text{Ec. 1.13}$$

Reemplazando el coeficiente de arrastre (flujo de transición ec. 1.13) en la ec. 1.1.11, se obtiene:

$$F_D = \frac{3 * \pi * D_p^2 * \rho_g * V_t^2 * (1 + 0.14 Re^{0.7})}{Re} ; \quad \text{Ec. 1.14}$$

Donde

$$Re = \frac{\rho_g V_t d_p}{\mu_g}$$



CIB-ESPOL

## 1.6.2. Fuerza de Sustentación

La componente perpendicular al movimiento del aire de la fuerza resultante producida por el flujo sobre las partículas se la conoce como fuerza sustentación la misma que produce la suspensión

de las partículas en el aire; se la define como el peso del fluido desplazado, este concepto se lo puede visualizar a través del siguiente ejemplo (figura 1.14 ):

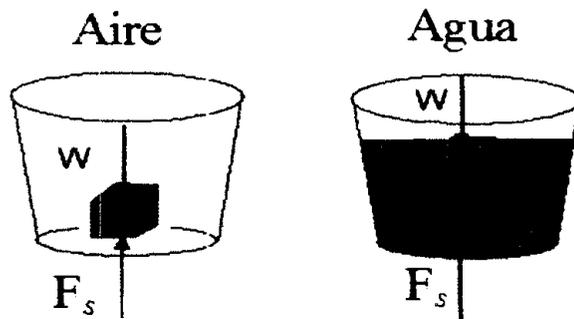


Figura 1.13. Efecto De La Sustentación En Diferentes Fluidos.

Las fuerza de sustentación pueden escribirse como:

$$F_s = \rho_r * V_r * g \quad \text{Ec. 1.15}$$

Como las partículas se encuentran sumergidas dentro de todo el gas, entonces la ecuación anterior queda descrita de la siguiente forma:

$$F_s = \frac{\rho_r * \pi * D_p^3 * g}{6} \quad \text{Ec. 1.16}$$

donde:

g: aceleración de gravedad

### 1.6.3.Fuerza Gravitacional

Esta fuerza, es la que experimenta todo cuerpo que se encuentra dentro de la atmósfera terrestre, que es generalmente el peso del cuerpo, particularmente, para las partículas esta fuerza puede ser expresada como:

$$F_G = m_p * g \quad \text{Ec. 1.17}$$

como la masa de la partícula, es igual a su densidad multiplicada por su volumen y considerándola como una partícula esférica (volumen de una esfera), se la puede escribir como:

$$F_g = \frac{\rho_p * \pi * D_p^3 * g}{6} \quad \text{Ec. 1.18}$$

Comparando las ecuaciones de fuerza de gravedad y de sustentación, se puede ver que son muy similares, con diferencia en sus densidades respectivas. Se tiene, que la densidad de las partículas suspendidas, es mucho mayor que la densidad del aire

por consiguiente, la fuerza de sustentación generalmente es despreciada en el balance de fuerzas.

#### 1.6.4. Balance de Fuerzas en una Partícula.

Una partícula en movimiento en el fluido (aire) es afectada por las fuerzas discutidas con anterioridad, por lo que se puede aplicar la segunda ley de Newton, que establece que la aceleración de la masa de una partícula producida por una fuerza externa es proporcional a la fuerza y en la dirección de la misma; la Figura 1.14, indica el balance de las fuerzas aplicadas sobre una partícula en movimiento (16).

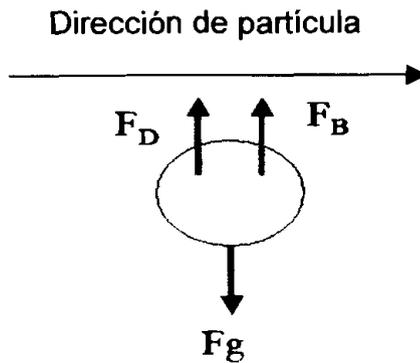


Figura 1.14. Balance de fuerzas

La segunda ley de Newton establece:

$$m \frac{dv}{dt} = \sum F \quad \text{Ec. 1.19}$$

Lo que puede ser escrito como:



**CIB-ESPOL**

$$m_p \frac{dv}{dt} = F_G - F_S - F_D \quad \text{Ec. 1.20}$$

Como la densidad de la partícula, es mucho más grande que la densidad del aire, la fuerza de sustentación puede ser ignorada en la ec.1.21. La fuerza de arrastre sobre la partícula, aumenta a medida que se incrementa la velocidad, hasta que dicha fuerza sea tan grande como las otras fuerzas; en este punto la fuerza resultante será cero y la partícula no se seguirá acelerando. Si la partícula no se acelera, entonces se mueve a una velocidad constante donde todas las fuerzas están balanceadas (16). Este balance de fuerzas se da en la velocidad terminal de asentamiento o de sedimentación, es decir durante la velocidad constante descendente que alcanza la partícula; de acuerdo con lo anterior se tiene:



**CIB-ESPOL**

$$m_p \frac{dy}{dt} = F_G - F_S - F_D \quad \text{Ec. 1.21}$$

Entonces:

$$F_D = F_G \quad \text{Ec. 1.22}$$

Substituyendo sus valores respectivos:

$$\frac{\rho_p * \pi * D_p^3 * g}{6} = \frac{3 * \pi * D_p^2 * \rho_g * V_t^2 * (1 + 0.14 \text{Re}^{0.7})}{\text{Re}}$$

Despejando  $V_t^2$ , se obtiene, su velocidad de asentamiento en el régimen de transición, la cual se la escribe como:

$$V_t^2 = \frac{gd_p \text{Re}(\rho_p - \rho_g)}{18\rho_g (1 + 0.14\text{Re}^{0.7})} \quad \text{Ec. 1.23}$$

$$\text{Re} = \frac{\rho_g V_t d_p}{\mu_g} \quad \text{Ec.1.24}$$

Reemplazando valores y resolviendo las ec. 1.14 y 1.15; por medio de una programa grafico (Graph 2.5), se obtiene que  $\text{Re} = 2.4$  y la  $V_t = 0.36$  m/s, lo que nos indica que la mínima

velocidad de captura para poder ingresar a la campana de extracción, debe ser mayor o igual que 0.36 m/s.

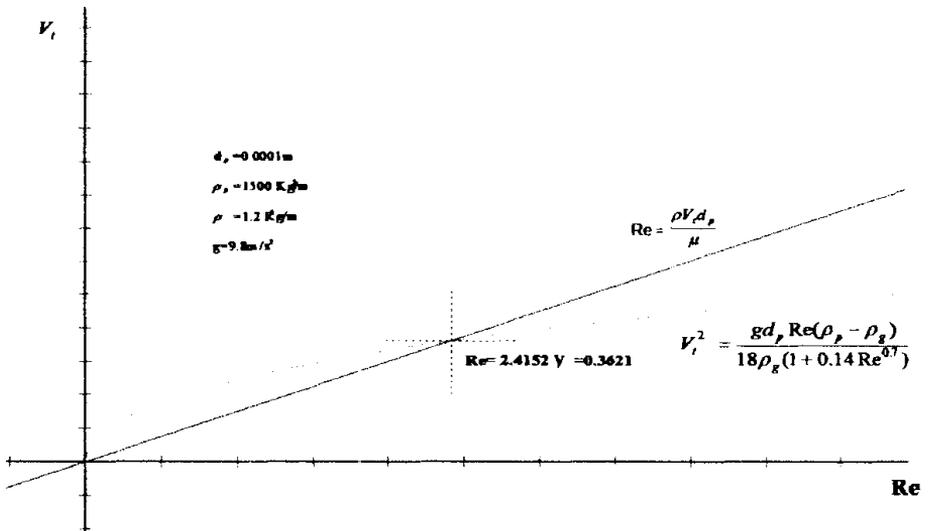


Figura 1.15. Determinación de la velocidad terminal en el programa Graph 2.5



CIB-ESPOL

### 1.6.5. Fuerzas Externas

Además, de las fuerzas analizadas anteriormente; actúan otras fuerzas adicionales sobre las partículas, como son, las fuerzas magnéticas, electrostáticas, inerciales y térmicas que afectan el proceso de colección de acuerdo al equipo de control utilizado; el equipo de filtración de alta eficiencia que se utilizará será afectado por tales fuerzas, por lo cual es necesario tener datos experimentales de velocidades de

captación y de transporte de los conductos.

Para el polvo de azúcar la mínima velocidad de captura, es de 0.36 m/s y para el transporte en los conductos mínimo debe ser de 15 m/s, ver apéndice A.

# **CAPÍTULO 2**

## **2. CARACTERÍSTICAS DEL SISTEMA DE EXTRACCIÓN DE POLVO DE AZÚCAR.**

### **2.1 Breve Reseña de la Producción de Azúcar en el País.**

El azúcar, es un producto esencial en la canasta básica de alimentos, que por su contenido de calorías y carbohidratos, constituye un producto básico, en la dieta de los humanos.

En Ecuador, la superficie sembrada del cultivo de caña de azúcar por parte de los ingenios azucareros y los cañicultores en el año de 2003 fue de 70.172 hectáreas, de las cuales se cosecharon 63.150 hectáreas, con un rendimiento de 74 ton de caña por hectárea.

La producción de caña de azúcar fue de 4'736.400 Toneladas métricas, con un rendimiento de 1.91 sacos de 50 Kg., de azúcar

procesada por tonelada de caña cosechada, durante el año agrícola 2002 – 2003, ver tabla 1.

## ECUADOR: SITUACIÓN DE CAMPO Y FABRICA DE LA INDUSTRIA AZUCARERA

Julio/2002 -Junio /2003

INGENIOS	HECTÁREAS SEMBRADAS	HECTÁREAS COSECHADAS		RENDIT TMC/HAS	PRODUCCIÓN TM-CAÑA	RENDIT Sacos/TMC	PRODUCCIÓN SACOS 50 KG.
		INGENIO	CAÑICULTOR				
INGENIO VALDEZ	17,000	10,200	6,800	70	1.190.000	2,28	2.713.200
INGENIO SAN CARLOS	22,000	9,400	12,600	75	1.650.000	1,82	3.003.000
LA TRONCA	19,000		19,000	70	1.330.000	1,94	2.580.200
INGENIO MONTERREY	1,800	1,000	800	120	216	2,04	440.64
INGENIO IANCIEM	1,950	1000	950	120	234	1,86	435.24
INGENIO ISABEL MARIA	1,400	-	1,400	76	106.4	1,76	187.264
<b>T O T A</b>	<b>63,150</b>	<b>20,600</b>	<b>41,550</b>	<b>74</b>	<b>4'736.400</b>	<b>1,91</b>	<b>9'359.544</b>

Referencia [6]

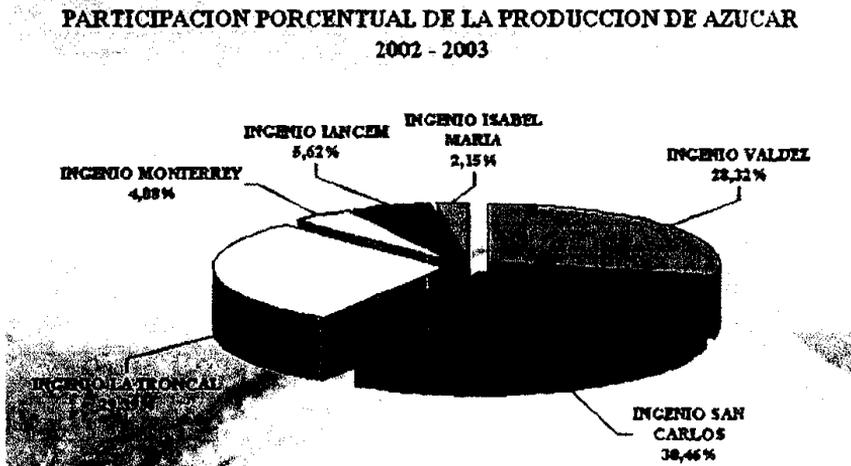
Tabla 1. Producción de azúcar en el Ecuador



CIB-ESPOL

La producción de azúcar en el Ecuador se divide entre seis ingenios como se aprecia en la figura 2.1, La Troncal, San Carlos, Valdez, Isabel María, IANCIEM y Monterrey.

Los tres primeros abarcan el 89 % de la producción nacional, los cuatro primeros son de la costa precisamente de la provincia del Guayas, y los dos restantes son de la sierra.



Referencia [6]

Figura 2.1 Porcentaje de producción de los ingenios en el Ecuador.

## 2.2 Proceso de Producción de Azúcar.

La caña de azúcar o material vegetal crudo, al que pertenece un gran número de variedades cuyo período de desarrollo oscila de 10 a 12 meses, se la transporta desde el campo hasta la fábrica en camiones y vagones tirado por tractores, que se descargan mediante llenadoras en las mesas de caña, se realiza una alimentación uniforme a los

picadores que cortan y desfibra la caña con el fin de alimentar eficientemente de caña a los molinos.

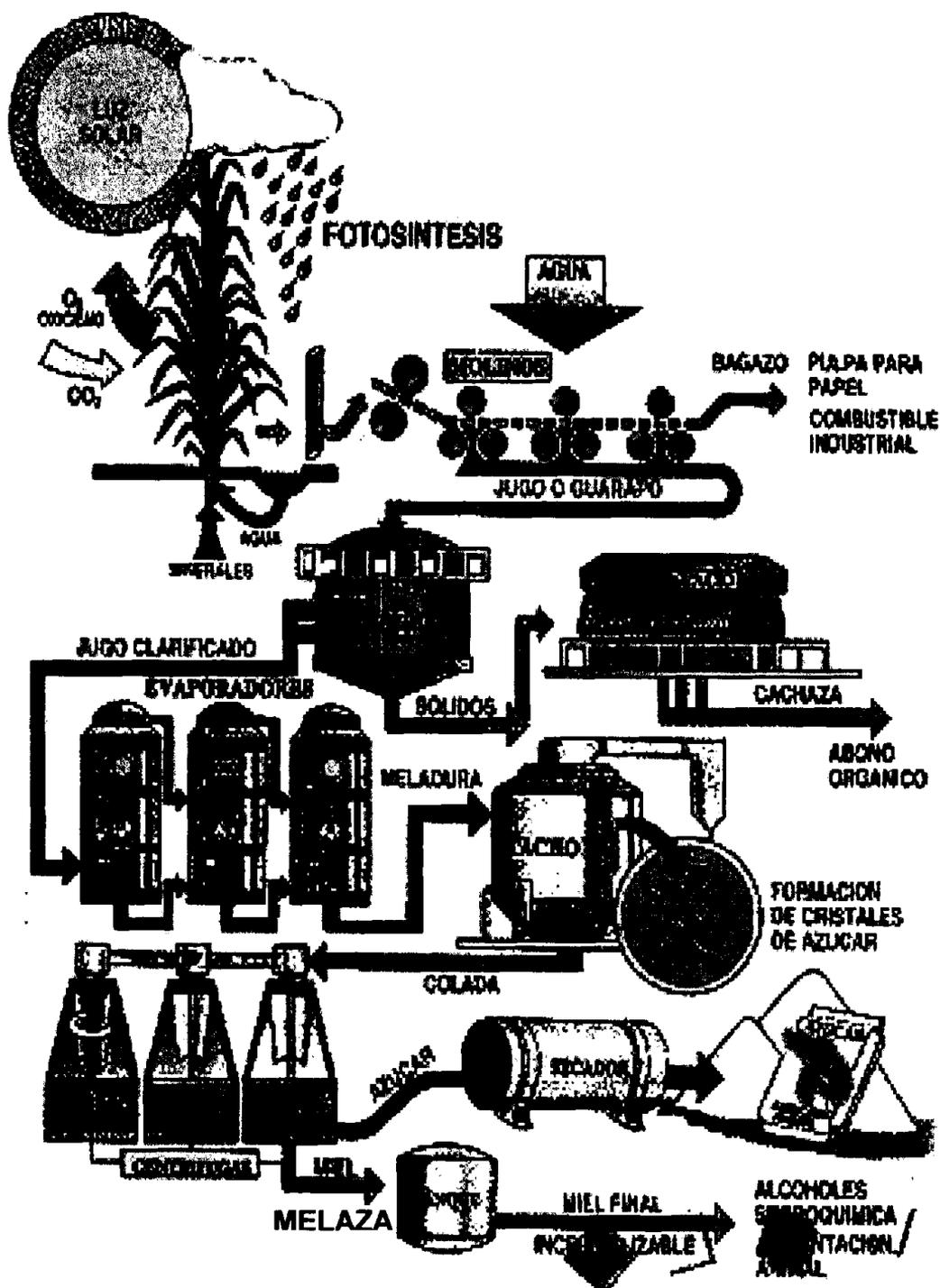
La caña para corte tiene aproximadamente la siguiente composición:

<b>Agua</b>	<b>71 - 75%</b>	<b>Sólidos Solubles</b>	<b>12 - 16%</b>	<b>Rendimiento en Azúcar</b>	<b>13 %</b>
<b>Sólidos</b>	<b>25 - 29%</b>	<b>Fibra (seca)</b>	<b>13 - 16%</b>		
<b>Total</b>	<b>100%</b>				

Referencia [6]

Tabla 2. Composición química del azúcar.

A continuación se detalla el proceso de obtención del azúcar en la fábrica con su respectivo flujo del proceso, figura 2.2:



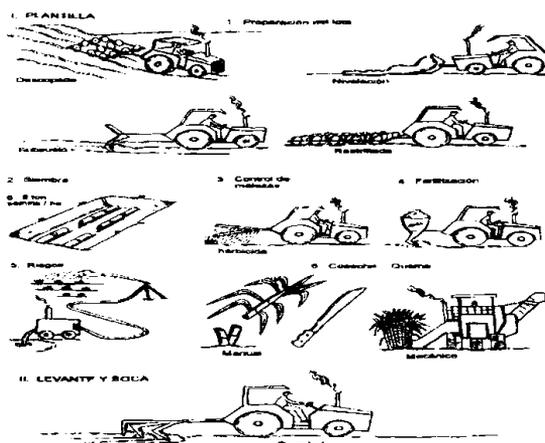
Referencia [1]

Figura 2.2. Diagrama del proceso de producción de azúcar.

Observando la figura 2.2, el sistema de extracción de polvo de azúcar, deberá atrapar y coleccionar el polvo disperso en el envasado para luego ser reprocesados a la entrada de los tachos de meladura

### 2.2.1 Labores de campo y cosecha.

El proceso productivo se inicia con la preparación del terreno, etapa previa de siembra de la caña. Una vez la planta madura entre los 10 y 14 meses, las personas encargadas del área de cosecha se disponen a cortarla y recogerla a través del uso de la recolección mecánica utilizando maquinaria denominada llenadoras de caña, para luego así transportar la caña hasta los patios de caña de los ingenios, ver figura 2.3 .



Referencia [6]

Figura 2.3. Labores de campo pre y post cosecha

### 2.2.2 Patios de Caña.

La caña que llega del campo, se muestrea, para determinar las características de calidad y el contenido de sacarosa, fibra y nivel de impurezas. Luego se pesa en básculas y se conduce a los patios, donde se almacena temporalmente o se dispone directamente en las mesas de lavado de caña para dirigirla a una banda conductora que alimenta los picadores, figura 2.4.

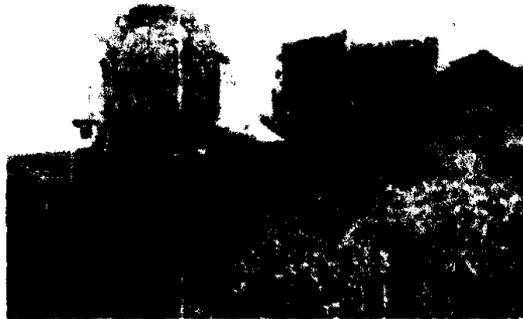
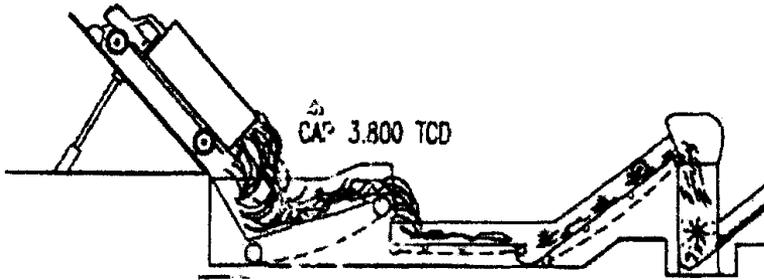


Figura 2.4 Patios de caña

### 2.2.3 Picado de caña.

Los picadores, son unos ejes colocados sobre los conductores accionados por turbinas de vapor, provistos de cuchillas giratorias que cortan los tallos y los convierten en astillas, dándoles un tamaño uniforme para facilitar así la extracción del jugo en los molinos, ver figura 2.5.



Referencia [1]

Figura 2.5 Proceso de picado de la caña

#### 2.2.4 Molienda.

La caña preparada por los picadores llega a un Tandem de molinos figura 2.6, constituido cada uno de ellos por tres o cuatro mazas metálicas y mediante presión se extrae el jugo de la caña.

Cada molino, está equipado con una turbina de alta presión de vapor, en el recorrido de la caña por el molino se agrega agua, generalmente caliente, para extraer al máximo la sacarosa que contiene el material fibroso.

Este proceso de extracción, es llamado maceración, el bagazo que sale de la última unidad de molienda se conduce a una

bagacera para que seque y luego se va a las calderas como combustible, produciendo el vapor de alta presión que se emplea en las turbinas de los molinos.

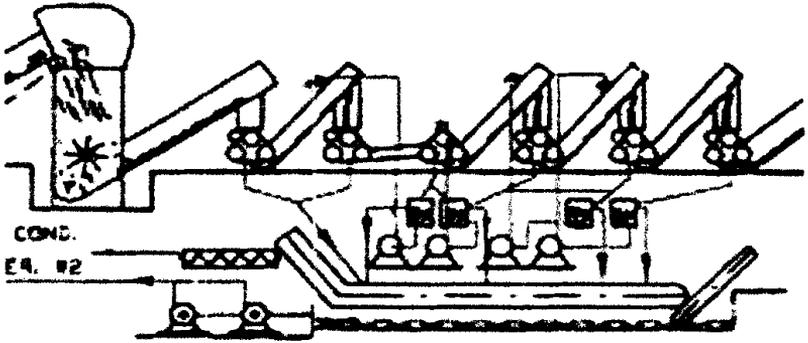


Figura 2.6 Área de molinos

### 2.2.5 Pesado de jugos.

El jugo diluido que se extrae de la molienda se pesa en básculas con celdas de carga para saber la cantidad de jugo sacaroso que entra en la fábrica ver figura 2.7.

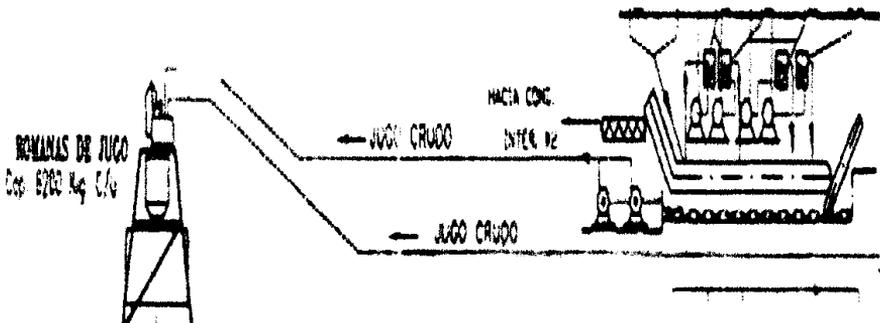


Figura 2.7 Sección pesado de jugo crudo

### 2.2.6 Clarificación.

El jugo obtenido en la etapa de molienda es de carácter ácido ( PH aproximado: 5,2), éste se trata con lechada de cal, la cual eleva el PH con el objetivo de minimizar las posibles pérdidas de sacarosa.

La cal, también ayuda a precipitar impurezas orgánicas o inorgánicas que vienen en el jugo y para aumentar o acelerar su poder coagulante, se eleva la temperatura del jugo encalado (\*), mediante un sistema de tubos calentadores, ver figura 2.8.

La clarificación del jugo por sedimentación; los sólidos que no contienen azúcar se precipitan en forma de lodo llamado cachaza ( \*\* ), y el jugo claro queda en la parte superior del tanque. Este jugo sobrante se envía antes de ser desechada al campo para el mejoramiento de los suelos pobres en materia orgánica.

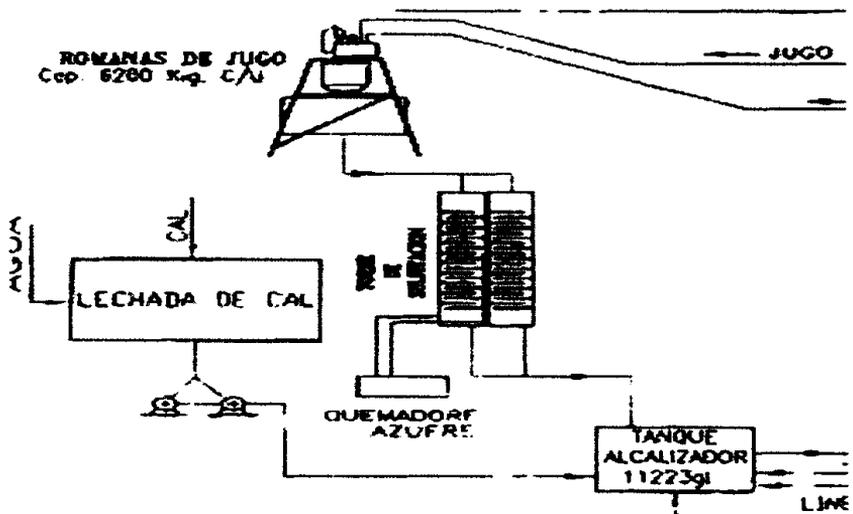


CIB-ESPOL

\* ) **JUGO ENCALADO** : Es el jugo de caña producto de la molienda el mismo que fue tratado con lechada de cal para así precipitar las impurezas existentes y elevar el valor del Ph que es de carácter ácido.

\*\* ) **CACHAZA** : Son sólidos no azucarados que se precipitan en forma de lodo.





Referencia [1]

Figura 2.8 Sección clarificación

### 2.2.7 Evaporación.

Aquí, se comienza a evaporar el agua del jugo, el jugo claro que posee casi la mitad de la composición del jugo crudo extraído (con la excepción de las impurezas eliminadas en la cachaza), se recibe en los evaporadores con un porcentaje de sólidos solubles entre 10 y 12 % y se obtiene una meladura (\*), o jarabe con una concentración aproximada de sólidos solubles del 55 al 60%.

(\*) **MELADURA:** La meladura o jarabe no es otra cosa que el jugo concentrado procedente de los evaporadores.

### 2.2.8 Cristalización.

La cristalización se realiza en los tachos, que son recipientes al vacío de un solo efecto. El material resultante que contiene líquido (miel) y cristales (azúcar) se denomina masa cocida.

El trabajo de cristalización, se lleva a cabo empleando el sistema de tres cocimientos para lograr la mayor concentración de sacarosa ( \*\* ).

Esta masa, pasa por las centrifugadoras, ver figura 2.9, máquinas en las cuales los cristales se separaran del licor madre por medio de fuerzas centrífugas, aplicada por los tambores rotatorios, los mismos que contienen mallas en su interior.

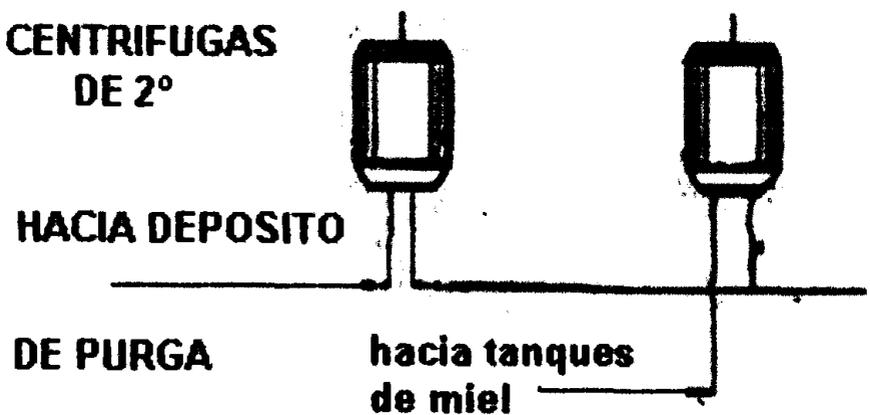
La miel, que sale de las centrifugas, se bombea a tanques de almacenamiento para luego someterla a superiores evaporaciones y cristalizaciones en los tachos.

---

\*\* ) **Sacarosa** : La sacarosa es un disacárido que es un carbohidrato azucarado formado por condensación de dos moléculas de hexosas, su formula química es  $C_{12} H_{22} O_{11}$ .

### 2.2.9 Centrifugación.

Al cabo de tres cristalizaciones sucesivas, se obtiene miel final (melaza), que se retira del proceso y se comercializa como materia prima para la elaboración de alcoholes, ver figura 2.9.



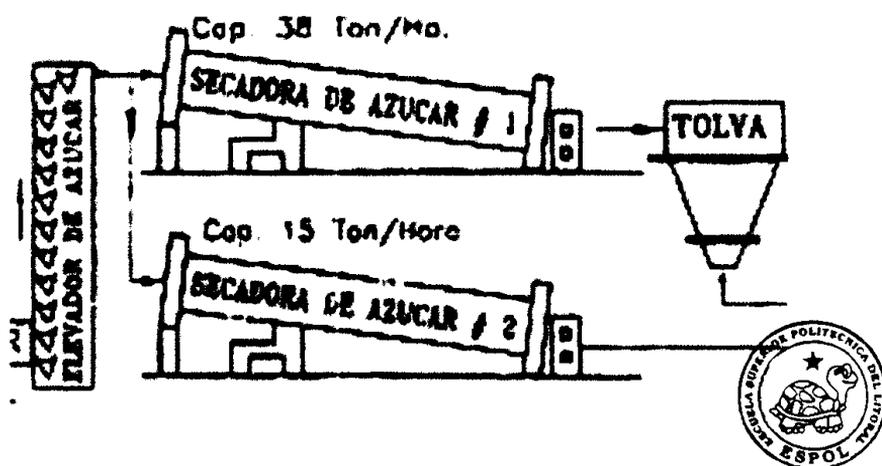
Referencia [1]

Figura 2.9 Máquinas de centrifugación

### 2.2.10 Secado.

El azúcar húmedo se transporta por elevadores y bandas para alimentar las secadoras que son cilindros rotatorios en los cuales el azúcar se colocan en contacto con el aire caliente

Este aire caliente, es producido por medio de un ventilador el cual forza al aire en contracorriente a pasar por medio de radiadores, ver figura 2.10. El azúcar debe tener baja humedad, aproximadamente 0.05 %, para evitar así que se formen terrones.



Referencia [6]

CIB-ESPOL

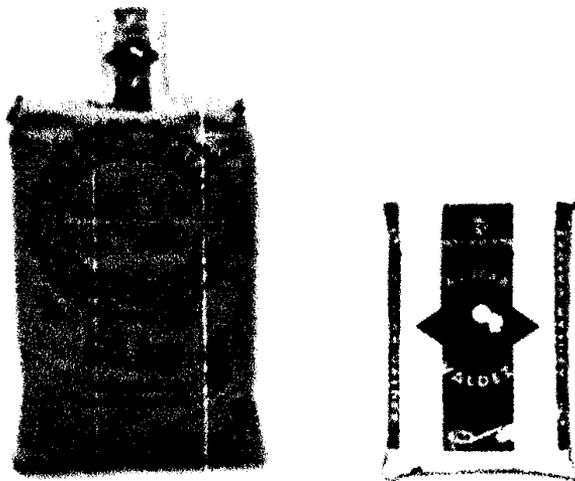
Figura 2.10 Túneles rotatorios del secado del azúcar.

### 2.2.11 Enfriamiento.

El azúcar, se seca con temperatura cercana a  $60^{\circ}\text{C}$ , se pasa por los enfriadores rotatorios inclinados que llevan el aire frío en contracorriente, en donde se disminuye su temperatura hasta aproximadamente  $40\text{--}45^{\circ}\text{C}$  para conducir al envase.

### 2.2.12 Envasado.

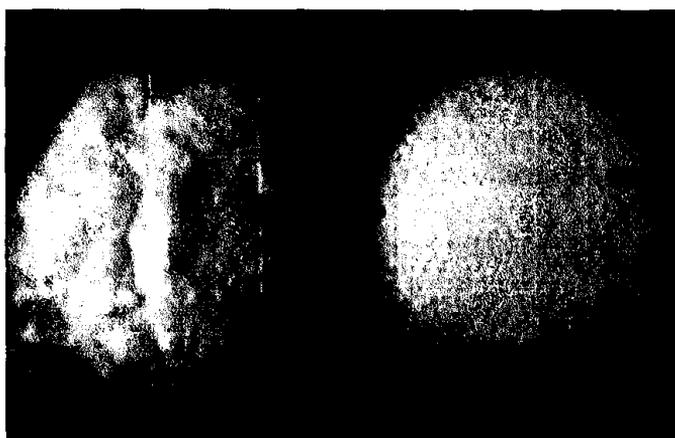
El azúcar seca y fría, se empaca en sacos de diferentes pesos y presentaciones, dependiendo del mercado y se despacha a la bodega de producto terminado para su posterior venta y comercio, figura 2.11 .



Referencia [6]

Figura 2.11 Producto final envasado

Cabe indicar, que en los últimos procesos de secado, enfriado, envasado, así como en el transporte del azúcar ya granulado, una pequeña parte del azúcar, por efectos del roce y aplastamiento, va disminuyendo de tamaño transformándose en polvo de azúcar, el cual es imposible de evitar, liberándose al entorno en el departamento de envasado.



Referencia [13]

CIB-ESPOL

Figura 2.12. Disminución del tamaño del grano de azúcar (izquierda) por efectos de roce en el proceso.

### 2.2.13 Tipos de azúcar

El azúcar se clasifica dependiendo de los procesos aplicados a la extracción y el gusto del consumidor; Crudo, mascado o

morena: se produce con cristales de tamaño y conserva una película de melaza que envuelve cada cristal.

Blanco directo o directo especial: se producen por procesos de clarificación y su producción final se logra en una sola etapa de clarificación, refinamiento donde se cristaliza dos veces con el fin de lograr su máxima pureza.

### **2.3.Productividad de azúcar en los Ingenios del Ecuador.**

La forma práctica de medir la productividad en fábrica, es a través de la proporción en que se utiliza la capacidad instalada de molienda de los ingenios azucareros. En el período de análisis se evidencia que la productividad en fábrica varió dentro del rango de 83 % a 94 %, el año de mayor utilización de la capacidad instalada fue en 1995 con 94% .

La variación en el uso de la capacidad instalada de los ingenios esta en función prioritaria del abastecimiento de materia prima que pueda conseguir. Por este motivo, futuros incrementos en el uso de la capacidad instalada dependerán de que aumente la producción de caña en el país, ya sea mediante mayores rendimientos en el campo o a través de una mayor superficie cultivada.

A partir de 1996, los principales ingenios azucareros han invertido parte de sus utilidades en la ampliación de su capacidad de molienda, es así como la producción de azúcar obtenida en 1996 rompió todos los récord de producción del país.

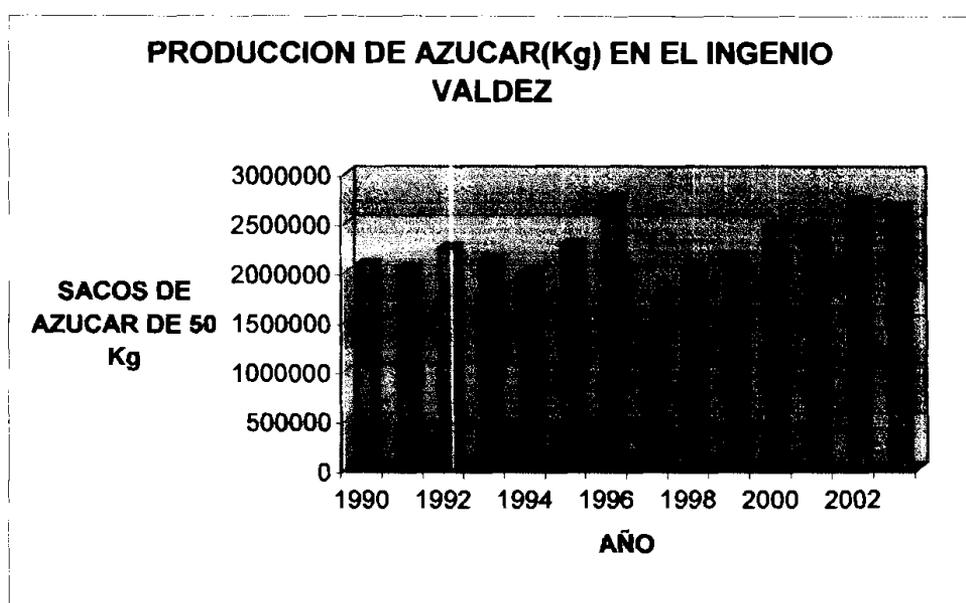
Esto provocó, además que el Ingenio La Troncal, en este año produzca azúcar refinada, por un volumen aproximado de 40.000 TM, lo que significó, una disminución de las compras externas de este tipo de azúcar en el mercado externo. En la actualidad la capacidad de producción de azúcar refinada por parte del ingenio La Troncal puede variar de acuerdo a los requerimientos de las Industrias Consumidoras de Azúcar; por lo que está en capacidad de producir 15.000 TM de azúcar refinada por mes.

En el año 2003-2004, la producción de azúcar en los ingenios de la costa fue:

- El Ingenio San Carlos se ubico en el primer lugar de producción nacional con una participación del 30.46% (3' 003.000 sacos de 50 Kg.),



- El Ingenio La Troncal ocupó el segundo lugar de participación con 2'713,200 sacos de 50 Kg. ( 29.39% de la producción total),
- Valdez alcanzó la cifra de 2'580.200 sacos de 50 Kg., con una participación del 28.32% del total nacional.



Referencia [27]

Figura 2.12 Historia de la producción de azúcar(kg) en el ingenio Valdez

En la Compañía Azucarera “Valdez”, se espera que en los próximos 15 años, la producción de azúcar, alcance un máximo de 4'000.000 sacos de 50 Kg., lo cual es un incremento de 1.5 veces su producción azucarera

Como el objetivo de esta Tesis, es diseñar un sistema de extracción de polvo para un ingenio azucarero, tomaremos como referencia la capacidad instalada en el Departamento de Envasado del Ingenio Valdez, donde se produce emisión de polvo de azúcar, la cual genera pérdida de materia prima en forma de polvo de azúcar, para un envasado promedio de 25 ton / hr. de azúcar granulada.

#### **2.4.Relación entre producción de azúcar y polvo emitido.**

Para determinar, la capacidad de recolección de partículas de un extractor de polvo, es necesario, conocer el factor de emisión y tasa de emisión del material particulado que fuga a la atmósfera y la producción de azúcar individual de cada maquina envasadora.

Para encontrar estos parámetros, es necesario conocer cuanta cantidad de masa de material particulado se recoge en el departamento de envasado, al momento de que se hace la limpieza y la frecuencia de la limpieza (el cual se lo hace día a día). Como se puede observar en las tablas 1, 2 y 3 del apéndice B.



CIB-ESPOL

<b>MAQUINA</b>	<b>PRODUCCION Kg</b>	<b>%</b>
<b>ENVASADORA 1/2Kg</b>	48125	7.5
<b>ENVASADORA 1Kg</b>	88062.5	13.8
<b>ENVASADORA 2Kg</b>	113643.75	17.8
<b>ENVASADORA 5Kg</b>	110600	17.3
<b>ENVASADORA 50Kg</b>	277981.25	43.5
<b>TOTAL Kg</b>	638412.5	100.0

Tabla 3. Promedio en porcentaje de producción de azúcar.

De las tablas 2 y 3, del apéndice B, se encuentra que el promedio de polvo de azúcar liberado es de 8.8 Kg/hr y 27.6 Kg. de polvo de azúcar por cada 100.000 Kg. de azúcar envasada (tasa de emisión y factor de emisión respectivamente).

Para lo cual como referencia, obtaremos por la tasa de emisión de 8.8 Kg./ hr. que es el flujo masico de polvo que debemos recoger y recuperar por medio de algún sistema de recolección de polvo ya mencionado en el capitulo I .

La tabla 3 del apéndice B, nos indica la cantidad de azúcar que se envasa en cada maquina, la cual es proporcional al polvo emitido; por lo que la maquina que mas envasa, es también la que mas polvo produce, así que la ensacadora de 50 Kg, produce el 43.5 %

de polvo liberado en este departamento y las demás maquinas envasadoras de 5, 2, 1 y ½ Kg., el restante 56.5%.

## 2.5.Características Físico-Químicas Del Polvo Del Azúcar.

Las principales características, físicas y químicas del polvo, que debemos tener en cuenta son: su densidad, el tamaño de las partículas y abrasividad.

El azúcar granulado se clasifica como un material con siglas B26KT (apéndice C), el cual es un material no abrasivo, con un ángulo de reposo entre 30 y 45° (\*), contaminable y degradable (que afecta su venta) y con una densidad 1.5 g/cm<sup>3</sup> y 0.8 g/cm<sup>3</sup> de densidad aparente, ver apéndice C, tabla 2 (18).



### 2.5.1.Determinación del tamaño de las partículas.

CIB-ESPOL

En el diseño del colector de polvo, es importante conocer, el tamaño de partícula que se va a colectar, ya que un apropiado diseño depende directamente del tamaño de partícula; dicho

---

(\*) Ángulo de reposo: ángulo mínimo que debe tener una tolva para poder descargar sin obstrucciones un material particulado.

tamaño se lo define por su diámetro, siempre y cuando sea esférico, sin embargo las partículas sólidas no son esféricas, sea cual fuere su origen en los procesos industriales o naturales, lo que determina que la medición del diámetro no sea tan obvia; para ello, es necesario definir un diámetro equivalente.

Se pueden definir, diámetros basados en características físicas y geométricas de la partícula como el área proyectada, área superficial, volumen, masa, etc.; también se puede definir un diámetro en términos del comportamiento de las partículas en el gas como lo es el diámetro aerodinámico el cual se define como sigue (3):

**Diámetro aerodinámico:** se define como el diámetro de una esfera con la densidad de  $1 \text{ g/cm}^3$ , que cae libremente en un flujo laminar a la misma velocidad terminal de la partícula no esférica.

Este diámetro es el utilizado en el diseño del colector de polvo ya que se rige dentro de la ley de Stokes y es función del tamaño físico, forma y densidad de partícula, además este diámetro es medido por medio de tamizado mecánico, el cual es aproximadamente igual al diámetro aerodinámico, con tamices

que van desde la malla 60 hasta la 400, para el polvillo de azúcar.

### **2.5.2.Procedimiento para determinar el tamaño de las partículas.**

La masa de partículas, es tamizada por medio de mallas, las cuales, son usadas para determinar la distribución del tamaño de las partículas recogidas; es provechoso caracterizar a toda la distribución por medio de un solo diámetro siendo este el valor distintivo de la distribución. Los diámetros característicos más utilizados en los estudios de contaminación son (18):

**Diámetro mediano:** es aquel diámetro para el cual el 50% de las partículas son mayores o menores; es decir, el área bajo la curva de la distribución es la misma a ambos lados de la línea vertical que representa el valor mediano.

**Diámetro mediano de masa;** es aquel para el cual la masa de todas las partículas mayores de éste constituye el 50% de la masa total.



Diámetro medio o aritmético; se encuentra generalmente por la suma de todos los valores de la variable aleatoria (diámetro aerodinámico) dividida por la suma del número total de muestras.

Otro factor importante de la distribución de las partículas, es su amplitud, o sea, cuanta área bajo la curva de la distribución está en los alrededores del valor medio. Una medida de amplitud o dispersión es la varianza, donde su raíz cuadrada positiva es la desviación estándar.

En cierto número de fenómenos naturales e industriales, la distribución de una variable aleatoria se acerca a una "distribución normal o gaussiana". Se sabe por experiencia que muchas colecciones de partículas, muestran una distribución normal cuando la fracción de masa de partículas se traza contra el logaritmo de  $D_p$ , se dice entonces, que dicha colección es una "distribución logarítmica-normal" cuando una distribución es gaussiana, los diámetros medios y medios aritméticos son iguales (23,18).



Una distribución log - normal es caracterizada por dos parámetros: el medio geométrico (diámetro medio) y la desviación estándar geométrica que están relacionados entre sí a través de:

$$\text{Log}(d_{84.13}) = \text{log}(d_{50}) + \text{log } \sigma_g \quad \text{Ec. 2.1}$$

$$\text{Log}(d_{15.9}) = \text{log}(d_{50}) - \text{log } \sigma_g \quad \text{Ec. 2.2}$$



CIB-ESPOL

Donde:

$d_{84.1}$ : diámetro de partículas que constituyen el 84.1% de la masa total que son menores a esta tamaño

$d_{50}$  : diámetro medio geométrico

$d_{15.9}$  : diámetro de partículas que constituyen el 15.9% de la masa total que son menores a esta tamaño

$\sigma_g$  = desviación estándar geométrica

Las ecuaciones pueden escribirse juntas como:

$$\sigma_g = \frac{d_{84.13}}{d_{50}} = \frac{d_{50}}{d_{15.9}} \quad \text{Ec. 2.3}$$

Cuando solo existen, una cantidad limitada de datos experimentales de muestra de partículas y la distribución no es normal, es difícil relacionar de manera sencilla los diámetros de las partículas con los datos encontrados; sin embargo, la experimentación, muestra, que la mayoría de muestras de polvo son log-normales. Ajustando una línea recta a los datos sobre una gráfica logarítmica de probabilidad, se puede determinar  $d_{50}$  y  $\sigma_g$ , donde en el eje Y se coloca el diámetro de partícula y en el eje X el porcentaje de masa acumulado de la muestra (23, 18).

### **2.5.3 Obtención del Diámetro de Partícula Característico:**

Los datos de tamaños de partículas y de porcentaje de fracción de masa acumulada que se han obtenido, se grafican en una hoja logarítmica de probabilidad manteniendo los ejes descritos anteriormente.

Los datos, se los ajusta con una línea recta lo mejor que se pueda; luego se procede a leer el diámetro que corresponde al 50% de la fracción de masa acumulada el cual es  $d_{50}$ , y se hace lo mismo para  $d_{84.13}$  con el 84.1% de la fracción de masa acumulada para obtener la desviación estándar. Utilizando un programa de graficación (Graph 2.5) con ejes logarítmicos y los

datos de la tabla 6, encontrados por medio de tamizado mecánico en diferentes tipos de mallas, de 15 muestras de polvo de azúcar (apéndice D, tablas 1 y 2).

TAMIZ	RANGO $\phi$ ( $\mu m$ )	$\phi$ MEDIO $\mu m$	MASA (g)	PORCENTAJE (%)	ACUMULAD O
malla 60-100	150-215	<b>183</b>	15.78	45.1	<b>45.1</b>
malla 200	74-150	<b>112</b>	10.81	30.9	<b>76.0</b>
malla 400	36-74	<b>55</b>	7.15	20.4	<b>96.4</b>
malla <400	0-36	<b>18</b>	1.26	3.6	<b>100.0</b>
masa total			35.00		

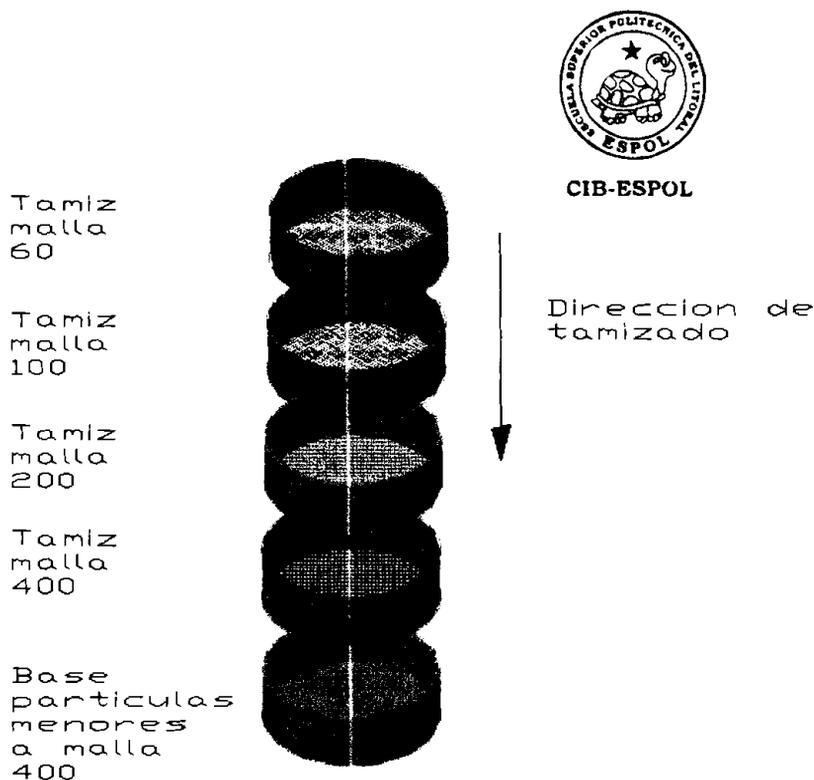


Figura 2.13. Esquema del proceso de medición del tamaño de partículas del polvo del azúcar

Se determina, que:

$$d_{50} = 100 \mu m$$

$$d_{84.13} = 150 \mu m ;$$

Con lo cual, el diámetro característico es  $100 \mu m$  y la desviación estándar  $\sigma_g = 1.5 \mu m$



CIB-ESPOL

## 2.6. Elección del sistema de extracción de polvo.

En el apéndice E, tablas 1,2, se proporcionan tablas, como ayuda para seleccionar el equipo adecuado, de acuerdo al tipo, tamaño de la partícula, ya que se observa el rango de operación de cada equipo, a la colección continua de material particulado, a su fácil mantenimiento, al tamaño del equipo y a su costo. En este caso, se va recolectar partículas de azúcar con un diámetro promedio de  $100 \mu m$ . Determinando al ciclón y a los filtros como los mas adecuados, pero, para nuestro caso escogeremos un sistema de filtros de manga de acuerdo a nuestra matriz de decisión, y principalmente por el tamaño del equipo.

Equipo	Dp< 100	Eficiencia	Colección continua y seca	Tamaño del equipo	Mantenimiento	Costo	Total
cámara de sedimentación	20	25	15	15	15	15	100
	2/4 (10)	1/4 (6)	2/4 (7)	0/4 (0)	4/4 (15)	4/4 15	53
ciclón	20	25	15	15	15	15	100
	3/4 (15)	3/4 (18)	4/4 (15)	3/4 (11)	3/4 (11)	3/4 11	81
colector húmedo	20	25	15	15	15	15	100
	4/4 (20)	3/4 (18)	0/4 (0)	3/4 (11)	3/4 (11)	2/4 7	67
filtros de manga	20	25	15	15	15	15	100
	4/4 (20)	4/4 (25)	4/4 (15)	3/4 (11)	3/4 (11)	2/4 7	89
precipitador electrostático	20	25	15	15	15	15	100
	3/4 (15)	3/4 (18)	2/4 (7)	1/4 (4)	1/4 (4)	2/4 7	55

0: Deficiente | 1: Malo | 2: Bueno | 3: Muy Bueno | 4: Excelente

Tabla 5. Matriz de decisión para elección del sistema colector de polvo



CIB-ESPOL

## 2.7. Mecanismos de Colección de Partículas en el filtrado.

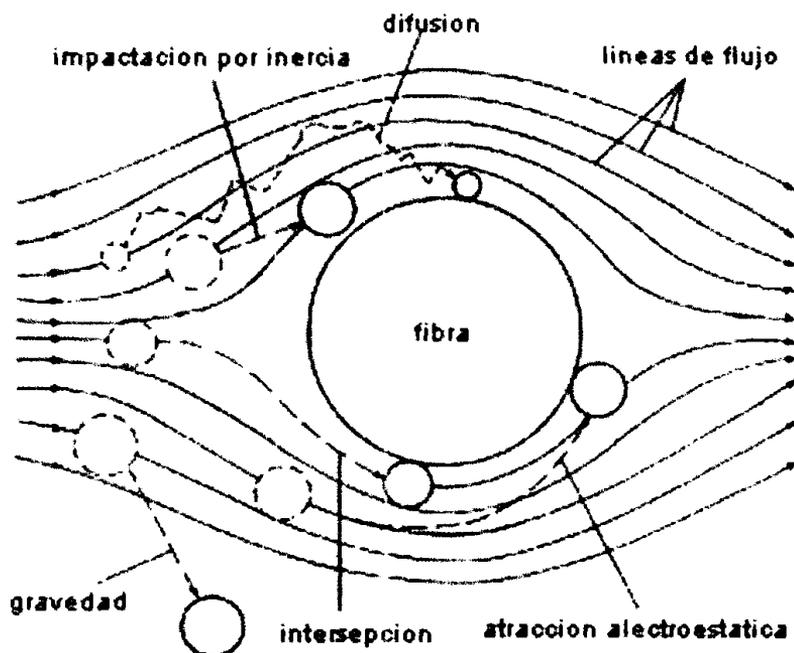
En el primer capítulo, se mencionaron los seis mecanismos utilizados para la colección de las partículas en los equipos de control. Debido que el equipo de control seleccionado son filtros de mangas (filtro de alta eficiencia), se considerarán solo los mecanismos que intervienen en el proceso de filtrado, los mismos que son: impactación por inercia, intercepción directa y difusión (11).

**Impactación Por Inercia.-** Esta asociada con las partículas relativamente grandes ( $dp > 20 \mu m$ ) que viajan en una ruta de colisión

con el interceptor (mangas) pues su inercia las mantiene en su recorrido a pesar de que el gas y las partículas más pequeñas tienden a desviarse y pasar alrededor del interceptor, (figura 2.13).

**Intercepción Directa.-** Para partículas entre 3 y 20  $\mu m$ , aún cuando tienden a seguir la líneas de flujo alrededor del elemento interceptor pueden hacer contacto con él en el punto de mayor acercamiento; esto se da porque las líneas de flujo laminar del gas tienden a converger aguas abajo del intercepto y el radio de las partículas es mayor que la distancia entre las líneas del flujo y el interceptor (Figura 2.13).

**Colección Por Difusión.-** En partículas muy pequeñas ( $d_p < 3 \mu m$ ), la colección se da por el movimiento browniano que tienen, ya que adquieren el movimiento de las moléculas del gas también llamado de difusión (Figura 2.13).



Referencia [11]

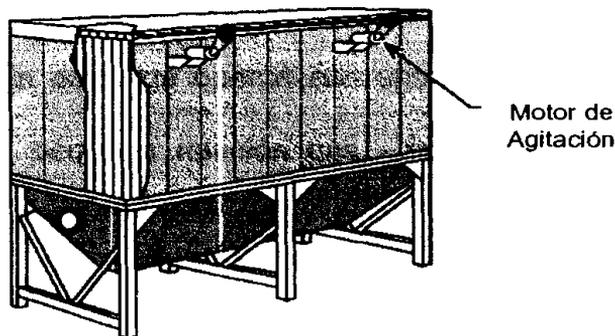
Figura 2.13. Mecanismos principales que actúan en la filtración: impactación por inercia, intersección directa, difusión.

## 2.8. Clasificación de los filtros de acuerdo a su limpieza

Los filtros de tela pueden ser clasificados por varios medios, incluyendo el tipo de limpieza (por agitación, aire a la inversa, propulsión a chorro), la dirección del flujo de gas (desde el interior de la bolsa hacia el exterior o viceversa), la localización del ventilador del sistema (de succión o de presión), o tamaño (cantidad baja, mediana o alta de flujo de gas). De estos cuatro enfoques, el método de limpieza es probablemente la característica más distintiva (8).

### 2.8.1.Limpieza por Agitación

En este sistema, las partículas se recogen por el exterior de las mangas las cuales estas conectadas a un sistema mecánico que genera un movimiento ondulatorio, provocando el desprendimiento de la capa de polvo que es colectada en la tolva de almacenamiento. Para realizar el sacudimiento de limpieza, se requiere cortar el ingreso de gas hacia su interior, motivo por lo cual, estos tipos de filtros, se construyen con varios compartimentos; saliendo uno fuera de operación para ser limpiado y el resto sigue operando. La construcción de varios compartimentos provoca que estos colectores sean demasiado voluminosas y ocupen grandes espacios, figura 2.14.



Referencia [8]

Figura 2.14. Colector con filtros de mangas y limpieza por agitación

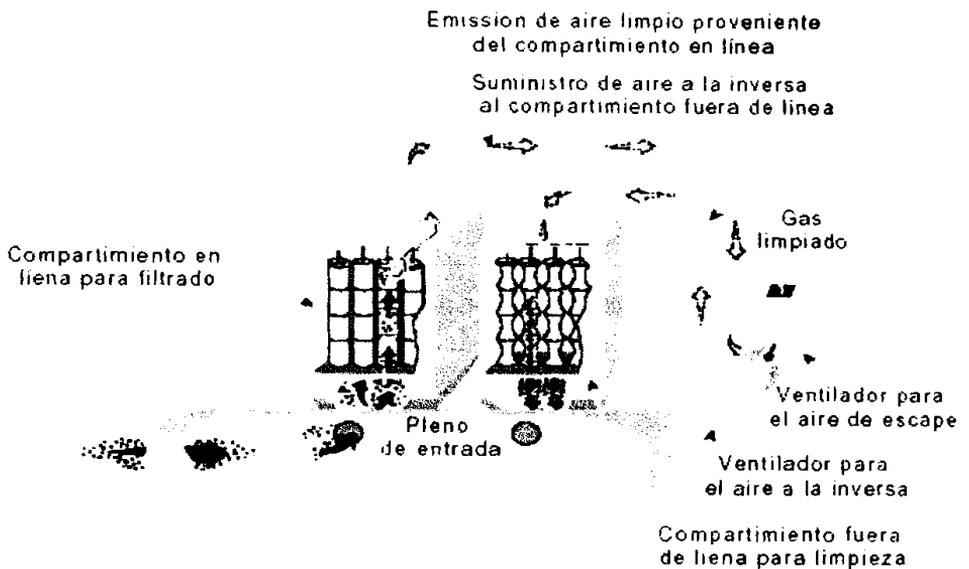
### 2.8.2.Limpieza con Aire reverso.

Las partículas, se recogen de modo similar al método de sacudimiento mecánico, en el momento apropiado, se corta el flujo de aire contaminado al compartimiento y el aire para la limpieza fluye a través de las mangas en dirección opuesta al flujo que ingresa, provocando el derrumbamiento de la capa de polvo.

Ambos sistemas, tienen similar ciclo de limpieza, es decir, se tiene que cerrar el ingreso de aire para su limpieza por lo que se construyen con varios compartimentos, además su método de filtración se basa en la formación de la capa de polvo en las mangas permitiendo al inicio de la filtración una baja eficiencia de colección; sin embargo operan con una baja caída de presión, debido a la pequeña relación gas - tela que se usa para el diseño, ver figura 2.15.



CIB-ESPOL



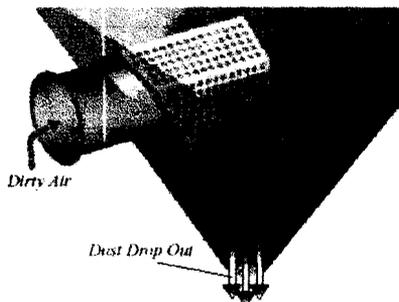
Referencia [8]

Figura 2.15. Colector con filtros de mangas y limpieza por aire inverso.

### 2.8.3. Limpieza por Chorro Pulsante

Durante el proceso de filtrado de este sistema, el gas con alta concentración de polvo ingresa al filtro, por la cámara de aire sucio colectándose dicho polvo en la parte exterior de las mangas; el aire ingresa por el interior de las mangas sin partículas hacia la cámara de aire limpio que luego es expulsado a la atmósfera. Esta forma de limpieza, usa aire comprimido que pasa por el interior de cada manga a través de un venturi o tobera, creando un aire secundario

polvo acumulado en la tela (figura 2.18), a través de una onda de choque + aire comprimido reverso descendente que recorre el interior de las mangas. Un Venturi diseñado aerodinámicamente y ubicado en el extremo superior de la manga, por la acción de un pulso de aire comprimido que descarga sobre su extremo superior, induce aire limpio hacia el interior de la manga y genera una onda de choque. De esta forma se sacude y presuriza la manga, deteniéndose momentáneamente, el flujo de aire y partículas en esa manga.

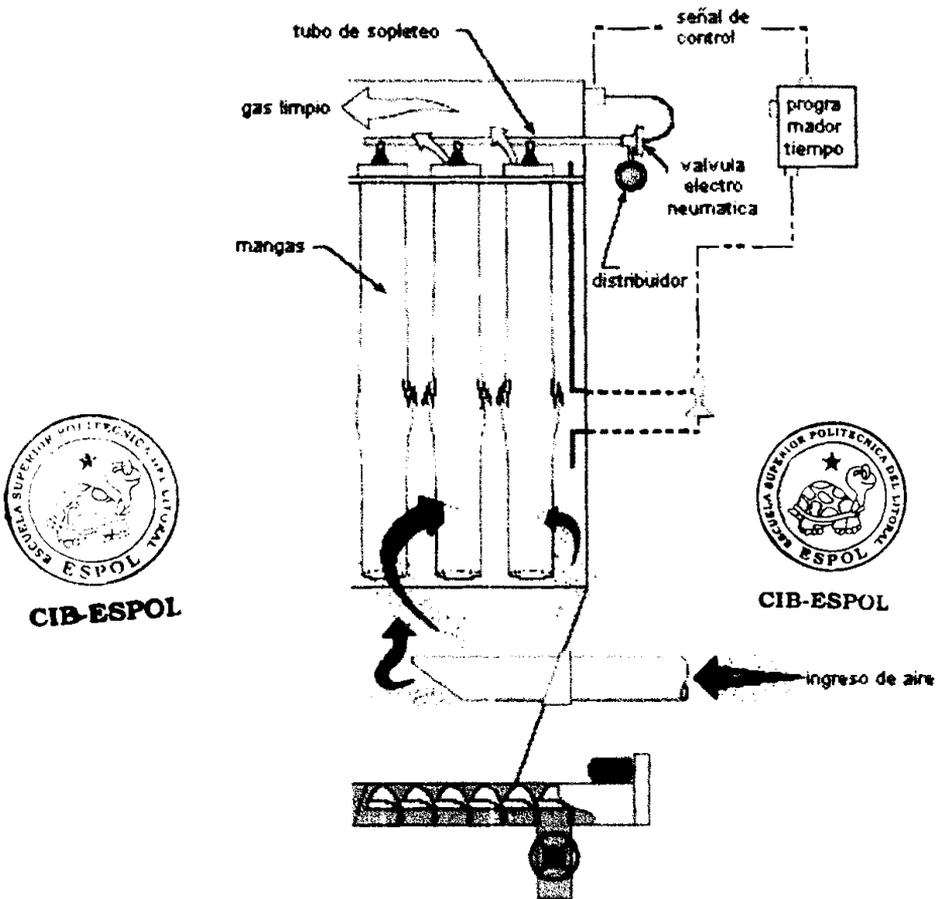


Referencia [28]

Figura 2.16. Descripción de la entrada del aire cargado con partículas al interior del colector, protegida con una malla de seguridad para partículas grandes.

La limpieza de la manga se produce en dos etapas: primero se rompe la capa exterior de partículas por el sacudimiento de la manga (particulado mayor a  $10\ \mu\text{m}$ ) y a continuación es

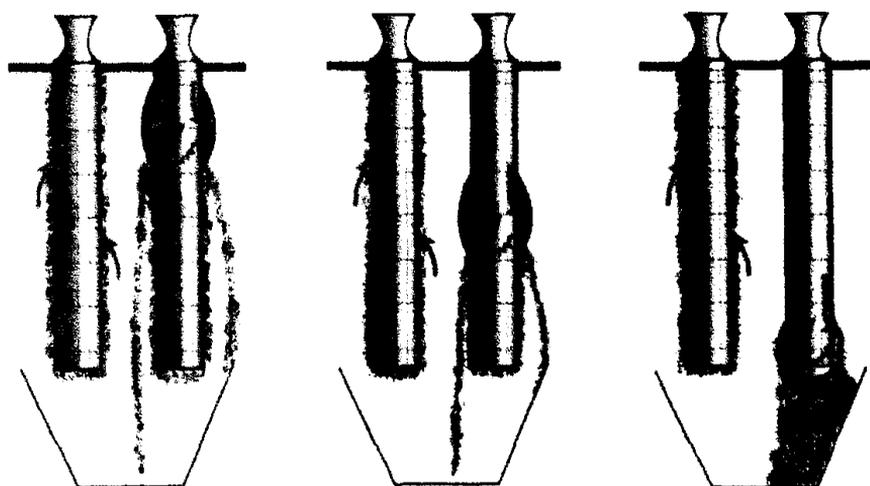
expulsado, por el flujo de aire reverso, el particulado fino (menor a  $10 \mu\text{m}$ ) que ha penetrado la manga. El material particulado removido cae, por acción de la gravedad, directamente a la tolva, ver figura 2.18.



Referencia [28]

Figura 2.17 Esquema general del funcionamiento de un colector de polvo tipo chorro pulsante  
Esta breve operación de limpieza, se realiza para cada fila de mangas del equipo en forma secuencial, por medio de válvulas de pulso. Este sistema permite filtrar y limpiar las

mangas en forma continua. Después el polvo retenido por el equipo se descarga continuamente por una esclusa, debiendo asegurar la esclusa rotatoria, de no presurizar o despresurizar el interior del colector.



Referencia [11]

Figura 2.18. Esquema de la limpieza de una manga por chorro pulsante de aire comprimido.

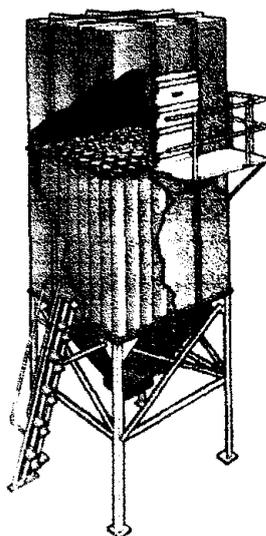
Los impulsos de aire comprimido, son procedentes de un tubo cerrado por un extremo y abierto en la parte contraria que sale al extremo de la cámara de aire limpio para conectarse a la válvula solenoide o electro válvula y esta a su vez conectada al controlador programable de tiempo "timer", el cual regula el intervalo entre disparos y duración de los mismos. La masa de

partículas desprendidas de las mangas es recolectada en la tolva de colección, pudiendo ser reciclado al proceso por un mecanismo de transporte como un tornillo sinfín o por un sistema neumático, etc.

En el proceso de limpieza, no se necesita cortar el ingreso de gas al filtro ya que el pulso de aire se aplica durante unos pocos instantes y no afecta el libre paso de gas, dándose un ciclo de filtración continua

Las ventajas, de la limpieza por chorro pulsante, comparada con los de agitación o con aire a la inversa, es la reducción en el tamaños de la casa de bolsas permitida; al usar menos tela debido a relaciones más altas de gas-a-tela y, en algunos casos, por no tener que construir un compartimiento adicional para la limpieza fuera de línea. Sin embargo, las relaciones más altas e gas-a-tela causan caídas de presión más altas que aumentan los costos de operación pero son compensados con la reducción de costo en el tamaño y en la aplicación requerida para ciclo continuo.. Esta forma de limpieza, usa aire comprimido para forzar que un golpe de aire descienda a través de la bolsa y la expanda violentamente.

Tal como con las casas de bolsas con agitación, la tela alcanza su límite de extensión y el polvo se separa de la bolsa. El aire escapando a través de la bolsa lleva el polvo separándolo del área de la bolsa. Sin embargo, en los chorros a pulso los flujos de gas de filtración se oponen en dirección, en comparación a las casas de bolsas con agitación o con aire a la inversa (o sea, de afuera hacia adentro).



Referencia [8]

Figura 2.17. Colector de polvillo con filtros de mangas y limpieza de chorro pulsante.

#### 2.8.4.Limpieza Sónica

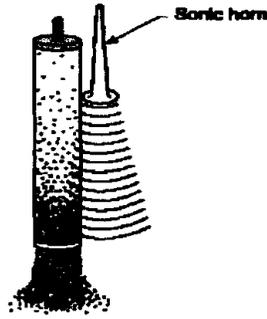
Debido, a que la limpieza con aire al inverso es un método de baja energía comparado con la limpieza con agitación o propulsión a pulso, se pudiera requerir energía adicional para

obtener una remoción adecuada del polvo. La agitación, tal como se describe con anterioridad, es una de las maneras de añadir energía, pero otra manera es añadir energía vibracional en el extremo inferior del espectro acústico.

Las bocinas sónicas accionadas por aire comprimido son una forma típica de aplicar esta energía. Las bocinas (de 1 a varias por compartimiento para casas de bolsas grandes) operan típicamente en el rango de 125 a 550 hz. (con mayor frecuencia en el rango de 125 a 160 hz.) y producen presiones de sonido de 120 a 140 decibeles. Cuando se aplica correctamente, la energía sónica puede reducir la masa de polvo sobre las bolsas de manera considerable, pero también puede conducir a un aumento en la penetración de polvo a través de la tela. La penetración aumentada reduce la eficiencia en los filtros de mangas. Las bocinas sónicas son efectivas como equipo suplementario para algunas aplicaciones que requieren energía adicional para una limpieza adecuada. En ocasiones las bocinas sónicas son usadas como la única fuente de energía para la limpieza, ver figura 2.18.



CIB-ESPOL



Referencia [8]

Figura 2.18. Esquema de limpieza por bocina sónica en una filtro de manga

## 2.9. Selección del sistema de limpieza.

El equipo mas adecuado a seleccionar, considerando que se requiere que el filtro opere continuamente y ocupe un espacio relativamente pequeño, y tenga un costo moderado; es el tipo pulse -jet , ver apéndice E, tabla3; se evalúa de acuerdo a los siguientes criterios de selección, como se muestra en la Tabla 6.

Tipo de Limpieza	Funcionamiento Continuo	Colección Continua	Costo	Espacios Pequeños	Total
Sacudimiento Mecánico	30	30	15	25	100
	2/4 (15)	2/4 (15)	3/4 11	1/4 4	45
Aire Reverso	30	30	15	25	100
	2/4 (15)	2/4 (15)	3/4 11	1/4 4	45
Chorro Pulsante	30	30	15	25	100
	4/4 30	4/4 30	2/4 7	3/4 19	86
Limpieza Sónica	30	30	15	25	100
	4/4 30	3/4 22	2/4 7	3/4 19	78

0: Deficiente    1: Malo    2: Bueno    3: Muy Bueno    4: Excelente

Tabla 6. Matriz de decisión para Selección del Sistema de Limpieza.

El sistema para la extracción de polvo del azúcar, deberá ser un sistema con filtros de mangas, con limpieza continua de chorro pulsante, para partículas con un diámetro promedio de  $100 \mu m$  y una emisión en flujo de masa de 8.8 kg/hr.

#### **2.10. Componentes básicos del colector tipo filtro de mangas con limpieza chorro pulsante.**

Un Filtro de Mangas tipo chorro pulsante, está constituido (figura 2.19), en términos generales, por:

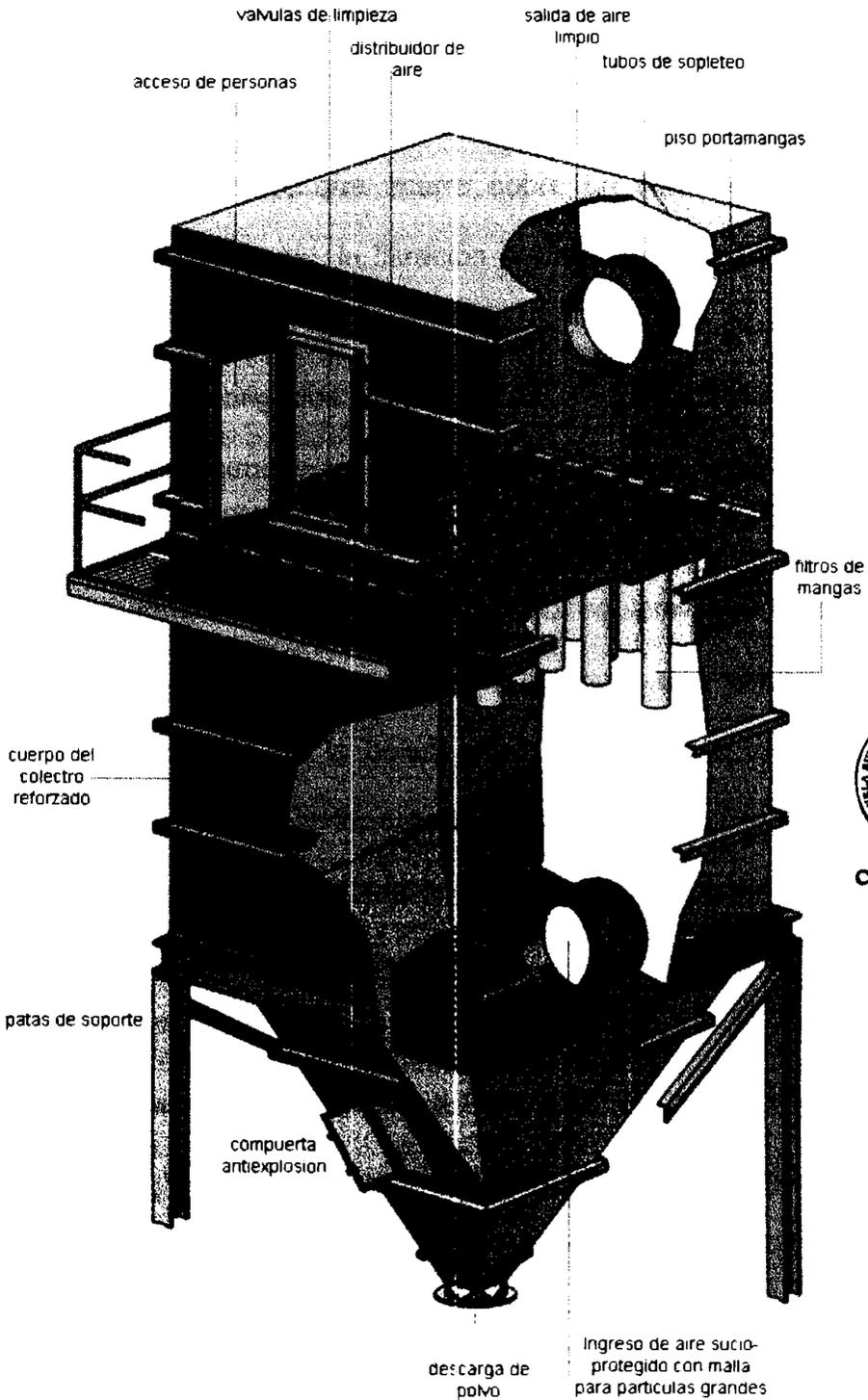
Cuerpo superior o Cámara Jet.

Cuerpo intermedio o Cámara de mangas.

Cuerpo inferior o Tolva.

Sistema de Limpieza.

Sistema de Descarga.



CIB-ESPOL

Referencia [28]

Figura. 2.19. Esquema básico de los componentes de un colector de mangas tipo chorro pulsante.

### **2.11. Modelo matemático del sistema de limpieza.**

Un modelo completo de filtración de chorro pulsante, debe explicar la filtración a fondo, que ocurre sobre un filtro de chorro pulsante relativamente limpio, la filtración por torta de polvo (acumulación de polvo en la tela de manga), la cual ocurre inevitablemente debido a períodos prolongados fuera de línea, y el período de transición entre los dos regímenes

Si las condiciones de una aplicación, requieren que una manga sea puesta fuera de línea, para su limpieza, una pequeña parte del polvo removido de la bolsa caerá directamente hacia la tolva, la mayor parte será redepositado nuevamente a la manga. La nueva capa de polvo depositado tiene diferentes características de caída de presión que el polvo anteriormente depositado.

La caída de presión total a través de un colector de polvo con mangas filtrantes, durante la operación de filtrado esta dada por la caída de presión a través de la tela, de la capa de polvo formado en las mangas y de la estructura, que se lo puede expresar de la siguiente manera (18):

$$\Delta P = \Delta P_f + \Delta P_p + \Delta P_s \quad \text{ec.2.4}$$

donde:

$\Delta P$  : Caída de presión total

$\Delta P_f$  : Caída de presión a través de la tela limpia

$\Delta P_p$  : Caída de presión a través del pastel de polvo

$\Delta P_s$  : Caída de presión a través de la estructura

La caída de presión a través de la estructura es baja, por lo tanto se la considera despreciable.

Para reducir la caída de presión, a un valor razonable, es necesario limpiar periódicamente el filtro, aplicando el referido sistema de limpieza. La caída de presión, tanto para el filtro como para la formación de la capa de polvo, se la puede representar por medio de la ecuación de Darcy, aplicable para flujo de fluidos a través de medios porosos, en forma general ( 18):

$$\frac{\Delta P}{s_f} = \frac{V * \mu_G}{K} \quad \text{ec.2.5}$$

donde:

$s_f$ : espesor del filtro o de la capa de polvo

$K$ : Permeabilidad (\*) del filtro o de la capa de polvo

$\mu_G$  :Viscosidad del gas

$V$ : Velocidad superficial de filtración

La caída de presión total se la puede escribir en términos de la ecuación de Darcy como (18):

$$\Delta P = \frac{s_F * \mu_G * V}{K_F} + \frac{s_P * \mu_G * V}{K_P} \quad \text{ec.2.6}$$

Donde los subíndices f y p indican la tela limpia y la capa de polvo respectivamente. La caída de presión de la tela limpia debe ser esencialmente constante, por tanto, la caída de presión total depende de la variación en la caída de presión de la capa de polvo según se vaya acumulando ésta sobre la tela; es decir,  $\Delta P_p$  varía en función del espesor de la capa de polvo  $s_p$  , y ésta a su vez en función del tiempo de operación t.

---

( \* ) Permeabilidad: Se la define en ASTM Standard D-737-69 como el volumen de aire que pueda fluir a través de un pie cuadrado de tela a una caída de presión de no más de 0.5 en. plg H<sub>2</sub>O. (125 Pa).

El espesor de la capa de polvo, crece a medida que transcurre el tiempo de operación, la masa de polvo acumulada en el tiempo  $t$ , equivale al flujo volumétrico multiplicado por dicho tiempo y por la concentración de polvo en la corriente de gas; sin embargo esta masa también equivale a la densidad de la capa sobre la superficie del filtro multiplicado por el volumen de la capa recolectada en el tiempo  $t$  (18). igualando estas equivalencias se llega a la siguiente expresión:

$$\text{Masa recolectada} = (V_R * A) * (t) * (C_p) = \rho_L * (A * s_p)$$

Con lo cual se tiene una relación para el incremento del espesor:

$$s_p = \frac{C_p * V_R * t}{\rho_L} \quad \text{ec.2.7}$$



CIB-ESPOL

Donde:

$s_p$ : Espesor de polvo.

$C_p$ : Concentración de polvo.

$V_R$ : Velocidad de filtración

$t$ : tiempo de operación

$\rho_L$ : Densidad de la capa de polvo.

---

Reemplazando la ecuación 2.7 en la 2.6 y ordenando se obtiene (18):

$$\Delta P = \left( \frac{S_F * \mu_G}{K_F} \right) * V_R + \left( \frac{\mu_G}{K_P \rho_L} \right) (C_P * V_R * t) * V_R \quad \text{ec.2.8}$$

La relación entre la caída de presión total y la velocidad superficial de filtración, se conoce como el arrastre a través del filtro; dividiendo la ecuación anterior para la velocidad de filtración, se obtiene (8):

$$S = K_1 + K_2 * W \quad \text{ec.2.9}$$

Donde:

S: Arrastre del filtro; (Pa-min/m)

$K_1$ :  $(X_F * \mu_G) / (60 * K_F)$ ; (Pa-min/m)

$K_2$ :  $(\mu_G) / (60 * K_P * \rho_L)$ ; (Pa-min-m/Kg)

W: densidad del área del polvo;  $(C_P * V_R * t)$ ; (g/m<sup>2</sup>)

El modelo lineal presentado por la ecuación 3.6, es llamado también como modelo de arrastre del filtro, la evaluación de los parámetros  $K_1$  y  $K_2$ , es inapropiado debido que no se puede obtener tan fácilmente los valores de permeabilidad de la capa de polvo como de

la tela limpia; para poder obtener el arrastre en el filtro se escribe la ecuación anterior como (8):

$$S = K_e + K_s * W \quad \text{ec.2.10}$$

Donde:

$K_e$ : Valor extrapolado del filtro limpio

$K_s$ : la pendiente; constante de las partículas de polvo gas y tejido implicados en la filtración.

Las constantes  $K_e$  y  $K_s$ , son obtenidas empíricamente durante una prueba de filtración al colector de polvo, en la cual se toman las caídas de presión para diferentes intervalos de tiempos de operación con una concentración determinada;

El trabajo de modelado que se ha realizado hasta la fecha, se enfoca en el método de limpieza en línea. Dennis y Klemm, propusieron el modelo siguiente de arrastre a través de un filtro a chorro de pulso (8):

$$S = S_e(K_2) * W_C + K_2 W_o \quad \text{ec.2.11}$$

En donde:

$S$  = arrastre través del filtro

$S_e$  = arrastre de un filtro recién limpiado

$(K_2)_c$  = resistencia específica del polvo del polvo reciclado

$W_c$  = densidad superficial del polvo de reciclaje

$K_2$  = resistencia específica del polvo del polvo recién depositado

$W_o$  = densidad superficial del polvo recién depositado

Este modelo, posee la ventaja, de que puede explicar fácilmente todos los tres regímenes de filtración en una casa de bolsas de chorro pulsante. El arrastre, la velocidad de filtración y las densidades de superficie son funciones del tiempo,  $\theta$ . Para condiciones determinadas de operación, sin embargo, se puede suponer que los valores de  $S_e$ ,  $(K_2)_c$ , y  $W_c$  son constantes, de manera que pueden ser agrupados (8):

$$\Delta P = (PE)_{\Delta w} + K_2 * W_o * V_f$$



ec.2.12

en donde

CIB-ESPOL

$\Delta P$  = caída de presión (pulgadas de  $H_2O$ )

$V_f$  = velocidad de filtración (pie / minuto)

$$(PE)_{\Delta w} = [S_e + (K_2)_c * W_c] V_f$$

Ec.2.13



CIB-ESPOL

La ecuación 2.13, describe el comportamiento de la caída de presión de una bolsa individual. Para extender este resultado de una sola bolsa a un compartimiento con bolsas múltiples, la misma ecuación 2.13, sería usada para determinar el arrastre individual de las bolsas que se encuentran en paralelo y el arrastre total de la casa de bolsas, la caída de presión sería calculada tal como en la ecuación 2.13.

La dificultad en seguir este procedimiento, estriba en que uno debe suponer valores  $W_c$  para cada zona diferente que va a ser modelada.

La desventaja del modelo representado por las ecuaciones 2.11 y 2.12, es que las constantes  $S_e$ ,  $(K_2)_c$ , y  $W_c$ , no pueden predecirse hasta este punto. En consecuencia, se deben usar las correlaciones de los datos de laboratorio para determinar el valor de  $(PE)_{\Delta w}$ . Para la combinación de tela y polvo de felpa Dacrón y ceniza flotante del carbón, Dennis y Klemm (9) desarrollaron una relación empírica entre  $(PE)_{\Delta w}$ , la velocidad superficial, y la presión del chorro de limpieza, esta relación (convertida de unidades métricas a inglesas) es de la siguiente manera (8):

$$(PE)_{\Delta w} = 6.08 * V_f * P_j^{-0.65} \quad \text{ec.2.14}$$

en donde

$V_f$  = velocidad superficial, (pies / minuto)

$P_j$  = presión del chorro de limpieza

(generalmente entre 60 y 100 psig)

Esta ecuación, es esencialmente un ajuste de regresión lineal, a una cantidad limitada de datos de laboratorio y no debe ser aplicada a otras combinaciones de polvo y tela que no se encuentren en esta tesis. La forma de ley a potencia de la ecuación 2.14, puede no ser válida para otros polvos o telas. En consecuencia, se deben recolectar y analizar más datos antes de que el modelo representado por la ecuación 2.14, pueda ser usada para propósitos rigurosos de determinación de tamaño.



CIB-ESPOL

### 2.11.1 Relación Gas-a-Tela

El parámetro principal para el diseño de un colector de mangas filtrantes tipo chorro pulsante, es determinar la relación gas - tela; es decir, obtener la velocidad de filtrado que produce el óptimo equilibrio entre la caída de presión y el tamaño del colector (costo importante que disminuye cuando se reduce el tamaño del colector y el costo de mantenimiento). El tamaño del colector se reduce a medida

que la relación gas tela es aumentada, sin embargo, esta alta relación, produce caídas de presión altas que afectan su costo, pero es compensado con la reducción de tamaño, ventaja en la operación continua y evitando la construcción de un compartimiento extra para la limpieza "fuera de línea" como sucede con los otros sistemas de limpieza. Los principales factores que afectan la proporción de gas -tela de diseño, son: el tipo de partícula que se requiere filtrar y colectar, temperatura del flujo de gas y la concentración o carga del contaminante en el aire.

La proporción de gas - tela es difícil de estimar al principio; sin embargo, existen métodos que permiten una evaluación rápida como el siguiente:

Después que un tejido se ha seleccionado, una proporción de gas-tela inicial, puede predecirse usando valores tabulados como se tiene en el apéndice F (tabla 1), estos valores son todas proporciones netas igual a la relación de flujo total en pies cúbicos por minuto dividido para el área neta de tela en pies cuadrados. Esta proporción, en unidades de pies por minuto, afecta la caída de presión y la vida de las bolsas; el

área neta de tela es determinada, dividiendo el caudal de entrada o capacidad de flujo filtrable en pies cúbicos reales por minuto (cfm) para la proporción de gas - tela de diseño.

Los fabricantes han desarrollado ecuaciones y nomogramas que permiten obtener la relación gas - tela para el colector, en las cuales se relacionan la temperatura de operación, tamaño de la partícula, carga del polvo y aplicación ; para lo cual se tiene la siguiente ecuación (8):

$$V_R = 2.878 * A * B * T^{-0.2335} * C_P^{-0.06021} (0.7471 + 0.0853 * \ln D_p) \text{ ec.2.15}$$

en donde

$V_R$  = relación gas-a-tela (pies / minuto)

A = factor del material

B = factor de la aplicación

T = temperatura, ( °F, entre 50 y 275)

$C_P$  = carga de polvo de entrada (granos por pie cúbico, entre 0.05 y 100)

$D_p$  = diámetro promedio en masa de la partícula (micras, entre 3 y 100)

Para temperaturas por debajo de 50°F, úsese  $T = 50$ , pero espérese una exactitud disminuida; para temperaturas por encima de 275 °F, úsese  $T = 275$ . Para diámetros promedio en masa de partículas menores de 3 micras, el valor de  $D$  es 0.8, y para diámetros mayores de 100 micras,  $D$  es 1.2. Para cargas de polvo, menores de 0.05 gramos por pie cúbico, úsese  $C_p = 0.05$ ; para cargas de polvo. por encima de 100 gramos por pie cúbico, úsese  $C_p = 100$  (8).

### **2.11.2. Características de las Partículas**

La distribución de tamaños de las partículas, la adhesividad y abrasividad son las propiedades más importantes de las partículas que afectan los procedimientos de diseño. Los tamaños menores de partículas pueden formar una pasta más densa, lo que aumenta la caída de presión. Por lo que es necesario que el colector de polvo, los filtros de mangas sean desmontados y luego limpiados con aire comprimido cada terminación de zafra.

Las partículas que se adhieren, tales como los residuos aceitosos o los plásticos electrostáticamente activos, pueden requerir la instalación de equipo que inyecte un material de recubrimiento

sobre la superficie de la bolsa, el cual actúa como un tapón que atrapa a las partículas y evita que obstruyan permanentemente los poros de la tela.

Como el azúcar es un producto alimenticio no abrasivo (19), que con el paso del tiempo se degrada, y a la vez, se pueden hacer adhesivas (a causa de la humedad) las partículas que pudieren quedar en la tela, es necesario que se le añada una película micro porosa de polvo acondicionador para mejorar las propiedades de la tela y para la rápida limpieza de las partículas colectadas.

### **2.11.3. Características del gas a filtrar.**

La temperatura, humedad y el contenido de sustancias corrosivas son las características principales de la corriente de gas que requieren una consideración de diseño. La temperatura de la corriente de contaminante debe permanecer por encima del punto de rocío para evitar cualquier condensación.

Los colectores con filtros de mangas y el sistema de conductos asociados deben ser posiblemente calentados si ocurriera la condensación. Tanto los componentes estructurales como los de

la tela deben ser considerados, ya que cualquiera de éstos puede ser dañado.

En los casos, en que la corrosión estructural sea probable, la sustitución del acero inoxidable por el acero ligero puede ser requerida, siempre que no haya presencia de cloruros al usar acero inoxidable de serie 300. (La mayoría de los aceros inoxidables austeníticos son susceptibles a la corrosión por cloruros).

En el caso del colector para el polvo de azúcar, esta no contiene demasiada humedad, ya que ha pasado por los túneles de secado y después enfriado hasta el envasado, y no es corrosiva a estas características y a temperatura ambiente.

#### **2.11.4. Características y Tipos de Medios Filtrantes**

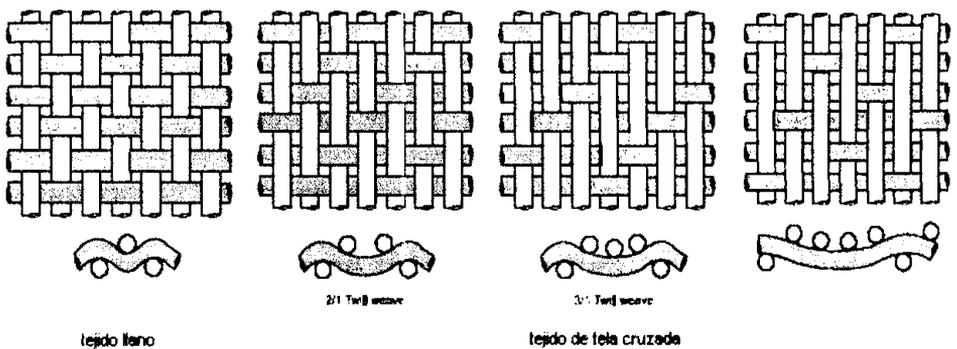


CIB-ESPOL

El proceso de filtración, lo realiza básicamente un medio filtrante el cual es la "Tela de Filtración" llamados filtros de tela o de mangas. Los materiales de fieltro y de tejido son usados para confeccionar los filtros de mangas, dependiendo su aplicación del método de limpieza que se utilice para remover el polvo atrapado en las mangas.

**Filtros de Tejido.-** Son contruidos de hilos con un patrón definido repetido, por consiguiente tienen espacios abiertos alrededor de las fibras, el hilo se teje por encima y por debajo de las fibras respectivas para formar un patrón de tablilla de retención. Existen dos tipos de confección de tejidos a saber, el de tela cruzada y de raso (satín).

En la trenza de tela cruzada el hilo se teje dos por encima y uno por debajo pero solo en una dirección, esta trenza es mas durable que la trenza sencilla (11). La trenza de raso se forma tejiendo el hilo uno por encima y cuatro por debajo en ambas direcciones, este trenzado es muy estrecho y admite el uso de hilo muy fino por tanto el espacio entre fibras es mucho menor que en la tela cruzada (Fig. 2.20).



Referencia [11]

Figura. 2.20. Tejido de Tela Cruzada

Patrones diferentes de trenzado, incrementan el espacio abierto entre las fibras, lo que afectará la resistencia y permeabilidad de ambos tipos de telas; la permeabilidad de la tela afecta la cantidad de aire que pasa a través del filtro en una caída de presión especificada, una trenza estrecha (satín) tiene una baja permeabilidad y es mejor para capturar partículas pequeñas pero incrementa la caída de presión. Los filtros de tejido son usados con métodos de limpieza de baja energía tal como el de sacudimiento mecánico y de aire reverso (8).

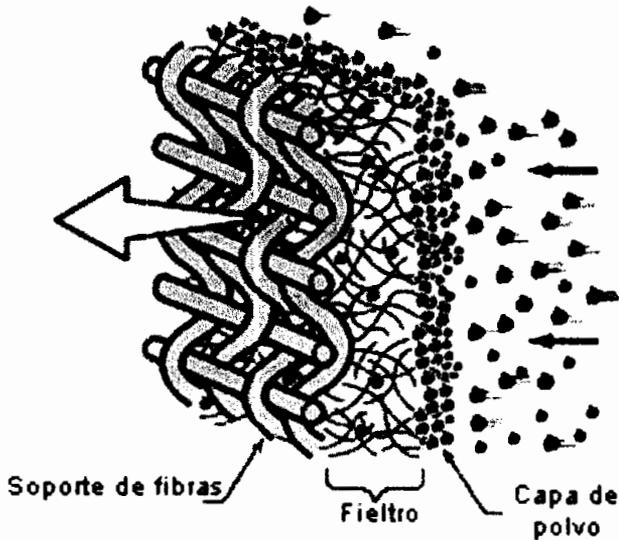
**Filtros de Fielto.-** Son formados, de fibras posicionadas aleatoriamente y comprimidas en una alfombrilla que son agregadas suavemente a un material de tejido de sostén llamado "Scrim", el fieltro es colocado en el Scrim por métodos químicos, de calor, resina y métodos de costura



CIB-ESPOL

Para coleccionar partículas finas, los filtros de fieltro dependen en menor grado del depósito de polvo inicial en la superficie como sucede con los filtros de tejido; cada fibra aleatoria orientada de forma individual actúa como un blanco de impacto para capturar las partículas por impactación o intercepción que son coleccionadas en la superficie externa del filtro (Figura.2.21). los filtro de fieltro se

usan generalmente con sistemas de limpieza de alta energía como lo es el sistema "chorro pulsante" (pulse-jet) y en aplicaciones de baja humedad (8).



Referencia [11]

Figura. 2.21. Filtro de Fieltro

#### 2.11.5. Determinación de la Relación gas-tela

Uno de los principales parámetros, para encontrar la caída de presión a través del colector, es encontrar, la velocidad de filtrado o relación gas-tela, de acuerdo a la ecuación 2.15, con los siguientes parámetros:

A =10 (azúcar) apéndice F, tabla 2.(a)

B =0.9 (línea de transporte) apéndice F, tabla 2 (b)

$$T = 80^{\circ}\text{F.}$$

$$C_P = 1 \text{ grn /ft}^3 \text{ (asumido)}$$

$$D_p = 100 \mu\text{m}$$

$$V_f = 2.878 \cdot 10 \cdot 0.9 \cdot (80)^{-0.2335} \cdot (1)^{-0.06021} \cdot (0.7471 + 0.0853 \ln(1.2))$$

$$V_f = 7.4 \text{ ft/ min.}$$

Este valor, corrobora los valores de relación gas-tela del apéndice E, tabla 1, de velocidades de filtración, por lo cual el valor asumido de concentración es satisfactorio.



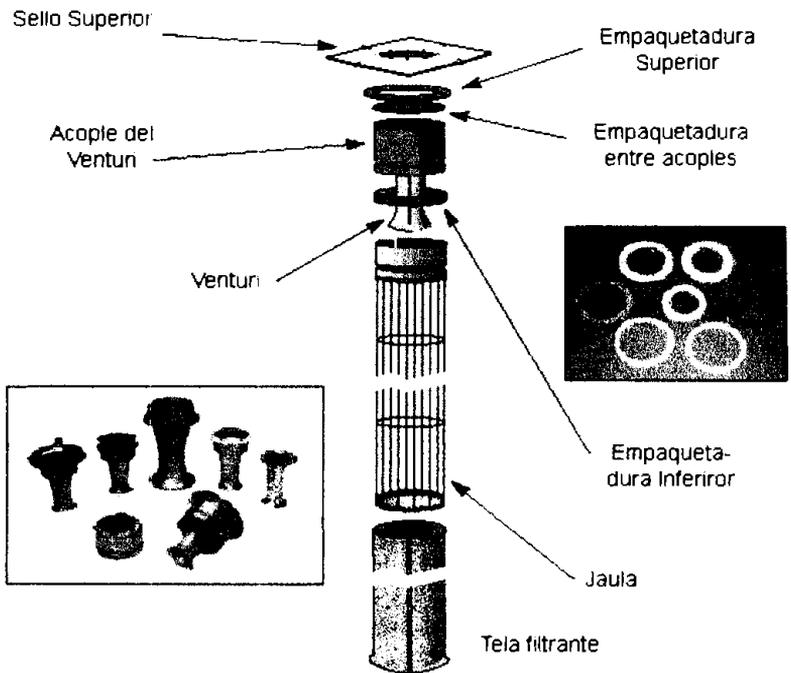
CIB-ESPOL

### 2.11.5.1. Selección de la tela filtrante.

La selección de la tela, dependen del sistema de limpieza que va ha estar sometida, en este caso de chorro pulsante, del tamaño de la partícula a colectar, de la adhesividad de la partícula, de la temperatura del gas y del fabricante.

Tipo de limpieza =	chorro pulsante
Tamaño de partícula mínima:	10 $\mu\text{m}$ .
Temperatura de operación =	ambiente ( 30 °C)
Característica del azúcar =	alimenticio, neutro, no abrasivo

La tela debe ser del tipo fieltro, debido al sistema de chorro pulsante y del apéndice E (tabla 4 y 5), se aprecia que una de las telas adecuada es la de polipropileno, porque cumple en exceso, las condiciones necesarias para esta recolección y no es demasiado costosa. De acuerdo al catalogo de un fabricante, se selecciona una manga de tela polipropileno de 16 onzas., tipo alimenticio, de vida extendida POXLF-10-A-650-R-R, tamaño de malla de 10  $\mu\text{m}$ , ver figura 2.22.



Referencia [4].

Figura 2.22. Partes constitutivas de un filtro de mangas.

## CAPITULO 3

### 3. SELECCION DE LOS COMPONENTES DEL SISTEMA DE EXTRACCION.

#### 3.1. Determinación del caudal necesario.

Para dimensionar los componentes del sistema, es necesario conocer el volumen de aire que deberá transportar, el cual, se lo puede determinar, relacionando el flujo de masa de polvo de azúcar que va a ser capturado, el cual es de 8.8 Kg/hr (0.00244 Kg/s) por medio de la ecuación 3.1 y con una carga de sólidos – aire en fase diluida del 0.5% (21).

$$R = \frac{m_p}{m_f}$$



CIB-ESPOL

Ec. 3.1

Donde:

$m_p$  : flujo de masa de partículas a extraer

$\dot{m}_p$  : flujo de masa de aire a extraer

Como el flujo de masa es igual a  $Q_f * \rho_f$ , se reemplaza en

$$R = \frac{\dot{m}_p}{Q_f * \rho_f} \quad \text{Ec. 3.2}$$

Despejando el caudal necesario de aire  $Q_f$ .

$$Q_f = \frac{\dot{m}_p}{\rho_f * R} \quad \text{Ec. 3.3}$$

$$Q_f = 1466.7 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Este, es el caudal total mínimo necesario, para transportar el polvo de azúcar de todas las máquinas envasadoras al colector de polvo; para una mayor seguridad se le adicionara un factor de diseño del 25%, por lo tanto el caudal necesario será de  $1907 \text{ m}^3/\text{hr}$ . de aire.

Como ya se revisó en el capítulo 2 (tabla 3), las maquinas ensacadoras de 50 Kg. producen el 43.5 % del total de la emisión de polvo, por lo que es necesario, que se disponga en estas, de  $829 \text{ m}^3/\text{hr}$  y los otros  $1078 \text{ m}^3/\text{hr}$ , dividirlo equitativamente en las

restantes envasadoras, por lo que cada una, deberá absorber un caudal de  $269.5 \text{ m}^3/\text{hr}$ , ver tabla 7.

<b>MAQUINA ENVASADORA</b>	<b>CAUDAL NECESARIO <math>\text{m}^3/\text{hr}</math></b>
1/2 Kg	269.5
1 Kg	269.5
2 Kg	269.5
5 Kg	269.5
50 Kg (a)	414.5
50 Kg (b)	414.5
<b>TOTAL</b>	<b>1907</b>



CIB-ESPOL

Tabla 7. Caudales necesarios para absorber el polvo en las maquinas envasadoras.

### 3.2. Dimensionamiento de las campanas de extracción de polvo.

En las envasadoras de 2- 5 Kg., existen tomas de extracción de polvo originales de las maquinas, cuando se las compro a otra compañía, por lo cual, solo se debe proceder a conectar conductos de 2 pulgadas de diámetro para la recolección del material particulado que emite, por lo que no es necesario dimensionar campanas de extracción en estas envasadoras, como puede verse en las figuras 3.1 (a) y (b). Pero debe verificarse las velocidades de captura en el

interior de esta área, que es un tubo de 18 cm de diámetro por donde circulara un caudal de 134.75 m<sup>3</sup>/hr.

$$V_{cap} = \frac{(Q/2)}{A}$$

$$V_{cap} = \frac{(269.5/2)/3600}{\pi * (0.18)^2 / 4}$$

$$V_{cap} = 1.47 \text{ m/s}$$



Figura 3.1 (a).Puntos de extracción localizada en las envasadoras de 2-5Kg

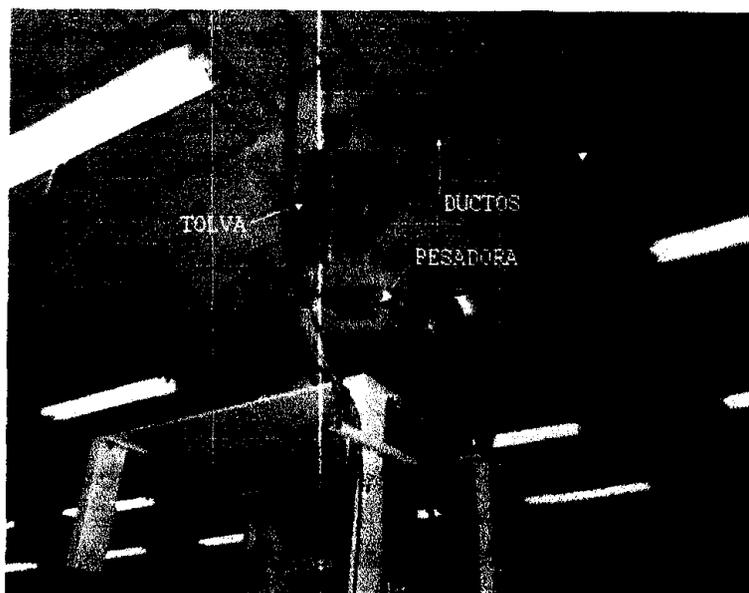


Figura 3.1 (b).Puntos de extracción localizada en envasadoras de 2-5Kg



CIB-ESPOL

En el caso de las ensacadoras de 50 Kg., no existe ninguno de estos dispositivos, para poder conectarles conductos de extracción de polvo, por lo que es necesario adaptarles campanas de extracción de polvo.

Para este fin, las tolvas de estas maquina ensacadoras, se procederá a adaptarlas de tal forma que funcionen, como campanas de extracción, disminuyendo así el tiempo de instalación y dinero.

### **3.2.2 Adaptación de una campana de extracción en las ensacadoras de 50 Kg.**

Se procederá, a la adaptación como en la figura 3.2, el cual muestra dos perforaciones a los costados, para el ingreso del aire; protegidos con unas rejillas anguladas a  $60^\circ$  con respecto a la horizontal, para que el azúcar pueda fluir con normalidad hasta el final de la tolva, pero a la vez, no permitir que salga de esta por medio de la perforación. En la parte superior se procederá a colocar los conductos de extracción, para lo cual se perforara y se embridara estos conductos., así el polvo, seguirá el mismo sentido de la corriente del aire, arrastrando consigo la mayoría de las partículas suspendidas en el interior de la tolva, pero sin arrastrar ningún grano de azúcar desde el fondo de la tolva hasta los conductos de extracción; por lo que se deberá dimensionar las rejillas y la velocidad de captura del interior de la tolva o campana.

El caudal necesario en cada ensacadora es de  $414.5 \text{ m}^3/\text{hr}$  (tabla 7), por lo que el área de cada una de las rejillas será, para una velocidad de entrada de  $2,5 \text{ m/s}$

(mucho mayor que la velocidad de captura), la cual no permitirá que ninguna partícula de azúcar salga del interior de la tolva:

$$A = \frac{Q_{ensacadora}}{2 * V_{rejilla}} / 3600 \quad \text{Ec.3.4}$$

$$A = 0.023 \text{ m}^2.$$

$$L = \sqrt{A}$$

$$L = 0.152 \text{ m}$$



Ec.3.5

Entonces, la longitud de la rejilla cuadrada a seleccionar es de 15 cm de longitud. La altura, desde la boca de la tolva hasta el nivel que se llena de azúcar, es aproximadamente 45 cm. Por seguridad se colocara las rejillas 25 cm por encima de este nivel.

La tolva, tiene dimensiones máximas en la parte superior de 60 x 48 cm (0.288 cm<sup>2</sup>) de área transversal. La velocidad mínima del aire, que tendrá el interior de la campana será:

$$V_{\text{campana}} = \frac{Q_{\text{ensacadora}}}{A_{\text{tolva}}} \quad \text{Ec.3.6}$$

$$V_{\text{campana}} = 0.4 \text{ m/s.}$$

Por lo tanto, no es necesario aumentar el caudal, pues esta velocidad, esta por encima de la velocidad de captura y podrá arrastrar las partículas hasta la red de conductos.

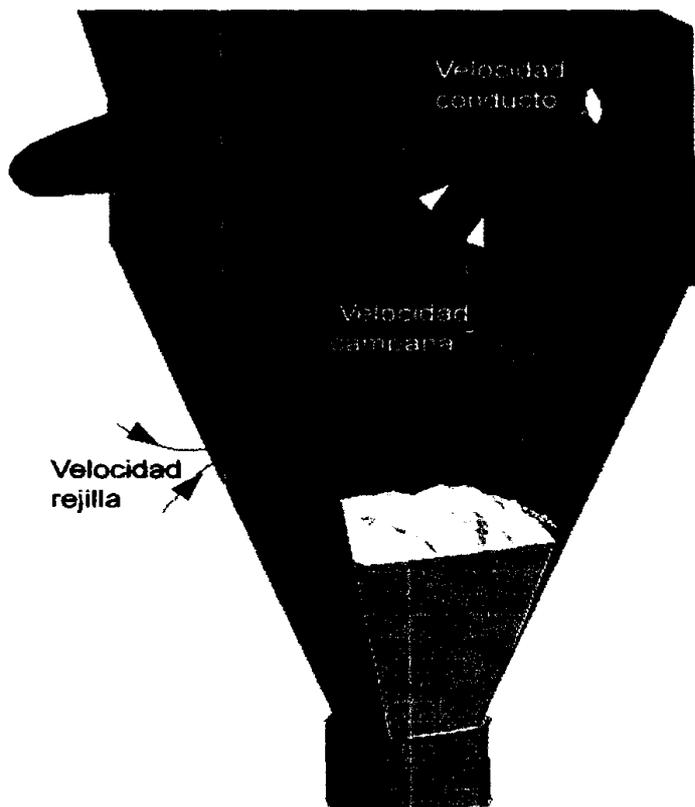


Figura 3.2. Esquema en corte de la tolva de ensacado de 50 Kg

### **3.3. Elección del sitio del colector de polvo y red de tuberías.**

Para la elección del sitio donde se ubicara el colector de polvo, este deberá ser un lugar, lo mas cercano posible a las maquinas envasadoras y a los tachos para su reprocesamiento; además cerca de las paredes exteriores de este departamento, para expulsar el aire tratado hacia la atmósfera (para evitar furos inconvenientes como la rotura de mangas), el colector se lo ubicara, en el interior de las bodegas de azúcar. La disposición final del colector y de la red de conductos se puede ver en la figura 1, 2, 3 y 4 del apéndice G.

### **3.4. Calculo de las líneas de transporte**

El método que se va a utilizar, para dimensionar las tuberías, será el de velocidad constante, pues, para captar el polvo, es necesario que las velocidades en los conductos, sean mayores o iguales que la velocidad mínima de sustentación para transporte de polvos ligeros, el recomendado según el apéndice A, tabla 1, es de 15 m/s.

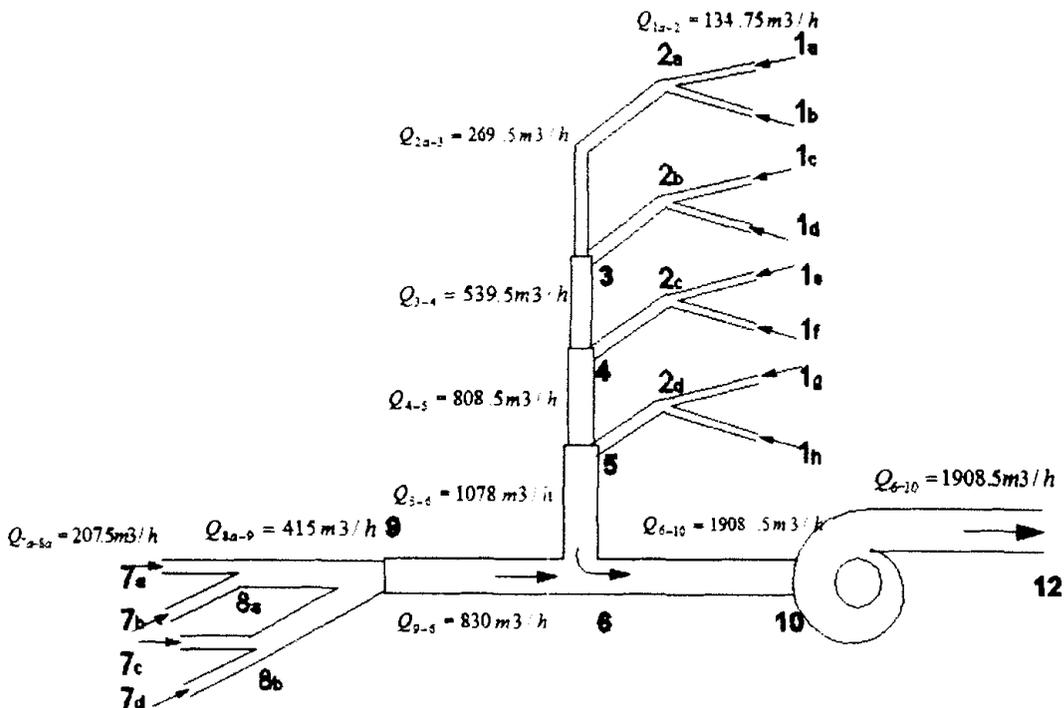


Figura 3.3. Representación de la red de tuberías en el departamento de envasado.

### Tramo 1a-2a.

$$Q = 134.75 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$V_{\text{COND}} = 15 \text{ m/s}$$

$$A = \frac{Q/3600}{V_c}$$

$$A = 2.49 \text{ E-3 m}^2$$

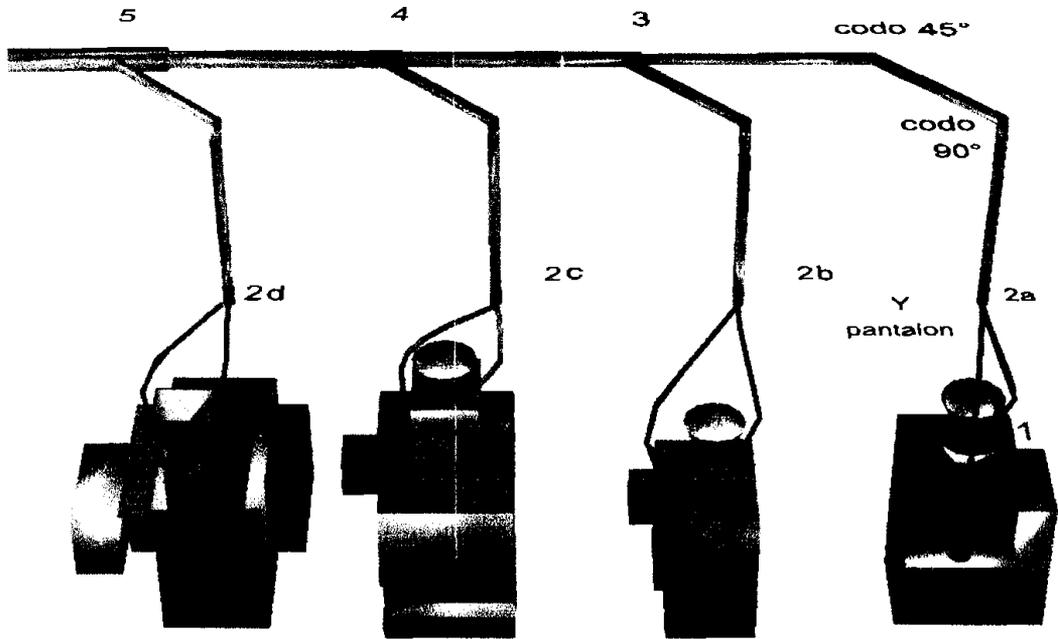


Figura 3.4. Red de conductos en las envasadoras de 2-5 Kg.

Por lo que el diámetro interior, para esta área será

$$D = 56.4 \text{ mm.}$$



CIB-ESPOL



Se escogerá un diámetro comercial de 50 mm flexible (apéndice H, figura 1), para evitar vibraciones de la maquina a la red de tuberías, el diámetro interior es de 57 mm, prácticamente igual que el calculado, por lo tanto la velocidad de conducción es invariable de 15 m/s.

Aplicando la ec. 1.5, la presión dinámica VP será:

$$VP = \left( \frac{V'_{COND}}{4.033} \right)^2$$

$$VP = 13.83 \text{ mm H}_2\text{O}$$

Como la entrada 1-2 es embridada  $k = 0.5$  (apéndice I, grafica 2), podemos aplicar la ec 1.9 (capitulo 1), para la caída de presión, por aceleración del aire desde el reposo hasta la velocidad de transporte:

$$h_e = K VP$$

$$h_e = 0.5 * VP$$

$$h_e = 6.92 \text{ mm H}_2\text{O}$$

La caída de presión por unidad de longitud del tramo 1-2, con diámetro 50 mm y velocidad de conducción de 15 m/s, se la determina mediante el apéndice I, grafico 1, el cual da:

$$h_{l/m} = 110 \text{ Pa}$$

$$h_{l/m} = 11.0 \text{ mm /m H}_2\text{O}$$

La caída de presión a lo largo de este tramo de 1.5 m de longitud será:

$$h_{Lt} = 11.0 \times 1.5$$

$$h_{Lt} = 16.5 \text{ mm H}_2\text{O}$$

En este tramo, solo existe un accesorio que es una derivación (Y pantalón) a 135° (ver Apéndice I, figura 5), entonces la pérdida por accesorios, es la suma total de todos los accesorios en esta tubería:

$$h_{\text{accs}} = (\sum n * k) * VP$$

$$h_{\text{accs}} = k * VP$$

$$h_{\text{accs}} = 0.6 * 13.83$$

$$h_{\text{accs}} = 8.3 \text{ mm H}_2\text{O}.$$

Aplicando la ec 1.10, la presión estática en este tramo será:

$$SP = VP + h_e + h_{Lt} + \sum \text{perdidas}_{\text{accesorios}}$$

$$SP_{12} = 13.83 + 6.92 + 16.5 + 8.3$$

$$SP_{12} = 45.55 \text{ mm H}_2\text{O}.$$

### Tramo 2a-3.

Datos

$$Q = 269.5 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$V_{\text{COND}} = 15 \text{ m/s}$$

$$A = \frac{Q/3600}{V_c}$$

$$A = 4.99 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

$$D = 79.7 \text{ mm.}$$

Se escogerá un diámetro comercial de 80 mm cedula estándar ( diámetro interior 78 mm), menor que el calculado, con lo cual la velocidad de conducción será mayor en:

$$V'_{\text{COND}} = V_{\text{COND}} \left( \frac{D}{D'} \right)^2$$

$$V'_{\text{COND}} = 15 \cdot \left( \frac{79.7}{78.0} \right)^2$$

$$V'_{\text{COND}} = 15.67 \text{ m/s}$$

La cual, es una diferencia mayor al 5% de la velocidad de conducción y que corresponde a una velocidad adecuada de transporte.

La presión dinámica VP es:

$$VP = \left( \frac{V'_{\text{COND}}}{4.033} \right)^2$$

$$VP = 15.1 \text{ mm H}_2\text{O}$$

La caída de presión por unidad de longitud, para el tramo 2a-3 con diámetro 80 mm y velocidad de conducción de 15.67 m/s, es:

$$h_{l/m} = 40 \text{ Pa}$$

$$h_{l/m} = 4.0 \text{ mm /m H}_2\text{O}$$

La caída de presión a lo largo de este tramo de 5.11 m de longitud será:

$$h_{Lt} = 4.0 \times 5.11$$

$$h_{Lt} = 20.44 \text{ mm H}_2\text{O}$$



CIB-ESPOL

Como en este tramo existen 1 codo de 90° y 1 codo a 45°,  $R = 2D$  (Apéndice I, figura 4). Las pérdidas por accesorios serán:

$$h_{accs} = (\sum n * k) * VP$$

$$h_{accs} = (n_1 * h_{90^\circ} + n_2 * h_{45^\circ}) * VP$$

$$h_{accs} = (1 * 0.28 + 1 * 0.14) * 15.1$$

$$h_{accs} = 6.3 \text{ mm H}_2\text{O}$$

Aplicando la ec 1.10, con  $VP = 0$  y  $h_e = \text{cero}$  (no hay cambio de velocidad), la presión estática será de:

$$SP = h_{Lt} + \Sigma \text{ _perdidas _accesorios}$$

$$SP_{2a-3} = 20.44 + 6.3$$

$$SP_{2a-3} = 26.74 \text{ mm H}_2\text{O}$$

### Tramo 2b-3

El tramo 2b-3 debe tener el mismo diámetro de 80 mm y velocidad de conducción de 15 m/s que el tramo 2a-3, porque transportan la misma cantidad de caudal de aire, con la diferencia que es 2m mas corto el tramo 2b-3 y un codo a 45° menos.

La pérdida de presión de 2m de longitud de un conducto de 80 mm con cedula estándar y un codo a 90", será:

$$h_{Lt} = 4.0 \text{ mm H}_2\text{O/m} \times 2\text{m}$$

$$h_{Lt} = 8 \text{ mm H}_2\text{O}$$

$$h_{accs} = 0.28 * 15.1 \text{ mm H}_2\text{O}$$

$$h_{accs} = 4.23 \text{ mm H}_2\text{O}$$

La presión estática del tramo 2b-3, será la diferencia entre  $SP_{2a-3}$  y  $(h_{Lt} + h_{accs})$

$$SP_{2b-3} = 26.74 - (6 + 4.23)$$

$$SP_{2b-3} = 16.51 \text{ mm H}_2\text{O}$$

Como el punto 3, es una unión, necesariamente la presión estática del tramo 1a-3, debe ser igual a la presión estática del tramo 1b-3.

La presión estática del tramo 1a-3 es:

$$SP_{1a-3} = SP_{12} + SP_{2a-3}$$

$$SP_{1a-3} = 45.55 + 28.74$$

$$SP_{1a-3} = 74.29 \text{ mm H}_2\text{O}$$

La presión estática del tramo 1b-3 es:

$$SP_{1b-3} = SP_{12} + SP_{2a-3}$$

$$SP_{1b-3} = 45.55 + 16.51$$

$$SP_{1b-3} = 62.06 \text{ mm H}_2\text{O}$$

La diferencia en relación de presiones estáticas, entre los dos tramos es aproximadamente 17%, por lo que es necesario, cambiar el diámetro, aumentar o disminuir la longitud de la tubería, o cambiar el

valor del flujo del tramo 1b-3, pero como norma básica se tiene lo siguiente:

1. Si la diferencia es menor del 5%, se los consideran iguales.
2. Si la diferencia esta entre 5 – 30%, se redimensiona el flujo del tramo con menos perdidas.
3. Si la diferencia es mayor del 30%, se redimensiona el diámetro de las tuberías.

Nos apegaremos al segundo criterio de redimensionar el flujo. Como las presiones estáticas en los conductos son proporcionales al cuadrado de la velocidad y estas al flujo, entonces podemos determinar que:

$$\frac{V'_{COND}}{V_{COND}} = \sqrt{\frac{SP_{1a-3}}{SP_{1b-3}}} \quad \text{Ec.3.7}$$

$$\frac{V'_{COND}}{15} = \sqrt{\frac{74.29}{62.06}}$$

$$V'_{COND} = 16.4 \text{ m/s}$$

$$Q_{2b-3}' = Vc' * A_{2b-3} * 3600$$

$$Q_{2b-3}' = 16.4 * 5.02 * E-3 * 3600$$

$$Q_{2b-3}' = 297 \text{ m}^3/\text{hr}$$

El dimensionamiento de los otros tramos se sigue el mismo procedimiento anterior, teniendo en cuenta que en los puntos de unión las presiones estáticas sean iguales.

A continuación se presentan las dimensiones de todos los conductos y sus principales características, ver tabla 8.

TRAMO	L (m)	D mm	SP mm H <sub>2</sub> O	V <sub>e</sub> ' (m/s)	Q' (m <sup>3</sup> /h)
1a-2	1.5	50	-45.55	15	134.8
2a-3	5.1	80	-74.3	15.7	269.5
2b-3	3.1	80	-74.3	16.4	297
2c-4	3.1	80	-81.3	17.2	311.6
2d-5	3.1	80	-85.3	17.6	318
3_4	2	100	-81.3	16.6	566.5
4_5	2	150	-85.3	14.6	878.8
5_6	5	165	-93.3	14.5	1196.8
7a-8	4.1	65	-60.76	15.0	207.5
8a-9	2.8	100	-69.2	15	415
9_6	11	150	-91.2	15	830
6_10	8.8	200	-103.7	15.9	2027
11_12	8	250	+12.7	10	2027

Tabla 8. Características físicas de los tramos correspondientes a la red del sistema de extracción e polvillo.



Los tramos 1 b-2, 1 c-2, 1 d-2, 1 e-2, 1 f-2, 1 g-2, 1 h-2, son iguales al tramo 1 a-2, por lo tanto tienen las mismas dimensiones y caudales ya calculados; así como los tramos 7 b-8, 7 c-8, 7 d-8 y el tramo 8 b-9. con 7 a-8 y 8 a-9, respectivamente.

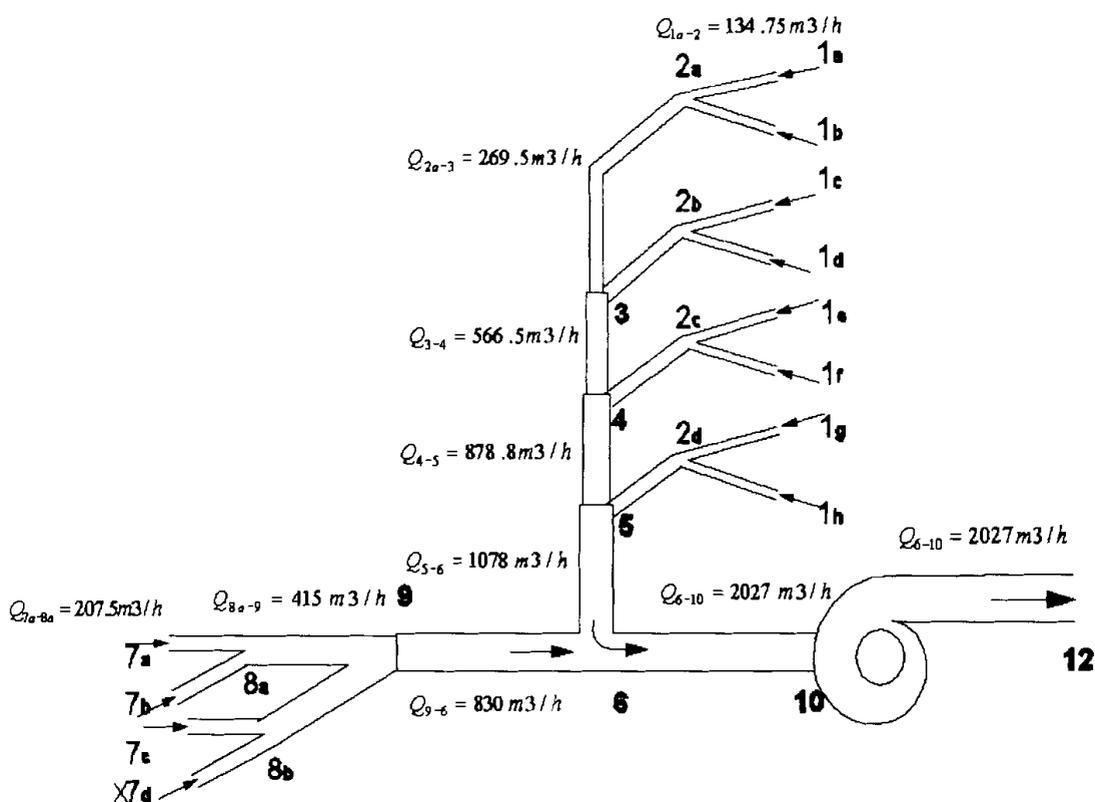


Figura 3.5. Caudales determinados en la red del sistema de extracción de polvo.

### **3.5. Selección de los conductos y accesorios del sistema.**

Para la selección, hay que tomar en cuenta que el azúcar es un producto alimenticio (B26KT, Apéndice C), por lo cual, se puede escoger entre tuberías de acero inoxidable austeníticos o en acero galvanizado. Se escogerá, accesorios y tubería de acero galvanizado, por ser de menor costo que los aceros inoxidables.

#### **3.5.1 Tuberías y accesorios necesarios para el sistema de extracción.**

##### **Conductos Flexibles.**

Para la conexión entre las máquinas envasadoras y las líneas de conducción, para evitar la vibración producidas por estas al envasar el azúcar, se empleara conductos flexibles de 50 mm, de acuerdo a un fabricante local, se selecciona conductos flexibles de URETANO, para transporte de polvos alimenticios, con una capacidad para soportar hasta -13" H<sub>2</sub>O.



Figura 3.6. Conducto flexible Urevac-2.

## Tuberías.

Para el transporte neumático de las partículas, se seleccionan tuberías galvanizadas ISO II, de 3m de longitud.

## DERIVACIÓN (Y Pantalón).

Utilizada en la unión de dos o mas conductos flexibles.



Figura 3.7. Y pantalón a 45°.



CIB-ESPOL

## Codos a 90° y a 45°.

Para el cambio de sentido de las tuberías. Se utilizarán codos, con  $R = 2D$ .

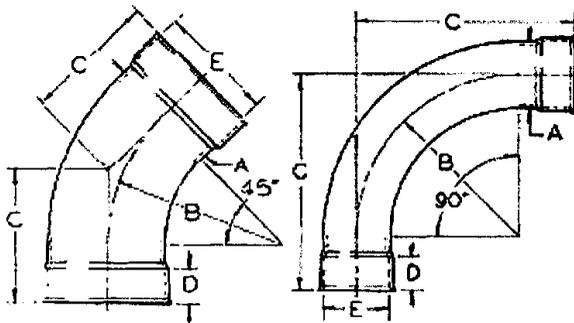


Figura 3.8. Diferentes tipos de codos.



CIB-ESPOL

### Y Cónica Doble.

Sirven para reducir el tamaño de la tubería desde un diámetro inicial hasta uno final, y a la vez unir dos o más ramales.

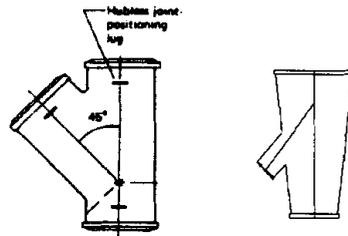


Figura 3.9. Y cónica de diámetros iguales y Y cónica Doble con un ramal a 45°.

### Acoples.

Se los utiliza para unir dos o más accesorios como tuberías, Y cónicas, etc, bridas roscadas y empernadas en la parte exterior del tubo para su acoplamiento.

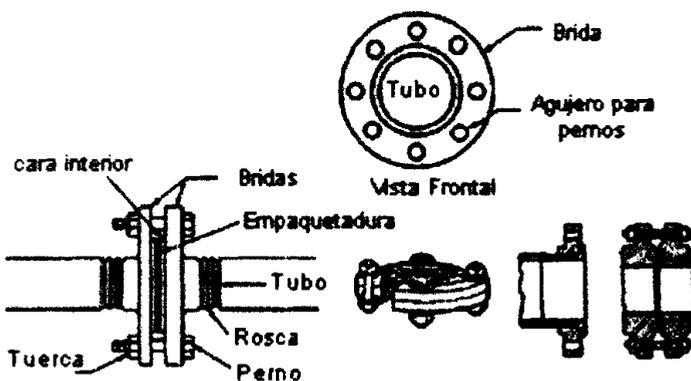


Figura 3.10. Acople por unión embridada y roscada en el exterior del tubo.

**Reductor.**

Utilizado para el cambio de diámetros en la salida del ventilador.

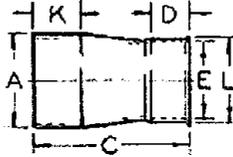


Figura 3.11. Reductor para tuberías

En la tabla 9 (a) y (b), se presentan los conductos y accesorios para el diseño de la red del sistema de extracción de polvillo.

ACCESORIO	DETALLES	CANTIDAD
<b><math>\phi</math> 250 mm galvanizado</b>		
1	2 tramos de 3 metros	6 m
2	1 tramo de 2 metros	2 m
3	Brida loca $\phi$ 250 mm cal. 5 mm con empaque	3 u
4	Reductor $\phi$ 150 x $\phi$ 250 L/D=2	1u
<b><math>\phi</math> 200 mm galvanizado</b>		
5	2 tramos de 3 metros	6 m
6	1 tramo de 2.8 metros	2.8 m
7	1 tramo de 1.16 metros	1.16 m
8	Codo $\phi$ 200 mm x 90°	3 u
9	Brida loca $\phi$ 200 mm cal. 5 mm con empaque	8 u
10	Y pantalón $\phi$ 200 mm con un ramal $\phi$ 140 mm	1 u
<b><math>\phi</math> 165 mm galvanizado</b>		
11	1 tramo de 3 metros	3 m
12	1 tramo de 1.97 metros	1.97 m
13	Reductor $\phi$ 200 mm x $\phi$ 150 mm	1 u
14	Brida loca $\phi$ 150 mm cal. 5 mm con empaque	3 u
15	Y cónica $\phi$ 150 mm x $\phi$ 125 mm con brazo a 45° $\phi$ 80 mm	1u
<b><math>\phi</math> 150 mm galvanizado</b>		
16	3 tramos de 3 metros	9 m
17	1 tramo de 2 m	2 m
18	Codo $\phi$ 150 mm x 45°	2u
19	Brida loca $\phi$ 150 mm cal. 5 mm con empaque	6 u
20	Y pantalón $\phi$ 150 mm con un ramal $\phi$ 100 mm	1 u
21	1 tramo de 1.97 metros	1.97 m
22	Brida loca $\phi$ 125 mm cal. 5 mm con empaque	2 u
23	Y cónica $\phi$ 125 mm x $\phi$ 100 mm con brazo a 45° $\phi$ 80 mm	1 u

Tabla 9 (a) Accesorios y tuberías del sistema de extracción.

ACCESORIO	DETALLES	CANTIDAD
<b>φ 100 mm galvanizado</b>		
24	1 tramo de 2.02 metros	2.02 m
25	1 tramo de 2.8 metros	2.8 m
26	Codo φ 100 mm x 90°	2 u
27	Y cónica φ 100 mm x φ 80 mm con brazo a 45° φ 80 mm	1u
28	Brida loca φ 100 mm cal. 5 mm con empaque	4 u
29	Y pantalón φ 100 mm con dos ramales φ 70 mm	6 u
<b>φ 80 mm galvanizado</b>		
30	4 tramos de 1.4 metros	5.6 m
31	1 tramo de 2 metros	2.0 m
32	Codo φ 80 mm x 90°	4 u
33	Y pantalón φ 80 mm con dos ramales φ 50 mm	4 u
34	Brida loca φ 80 mm cal. 5 mm con empaque	10 u
35	4 tramos de 1.71 metros	6.84 m
<b>φ 80 mm conducto flexible Uretano</b>		
36	1 tramo de 12 metros	16.5 m
37	brida interior φ 70 mm	4 u
<b>φ 50 mm conducto flexible Uretano</b>		
38	1 tramo de 6 metros	6 m
39	Brida loca φ 70 mm cal. 5 mm con empaque	4 u
40	Rejillas rectangulares 150x150 mm	4 u

Tabla 9 (b) Accesorios y tuberías del sistema de extracción.



CIB-ESPOL

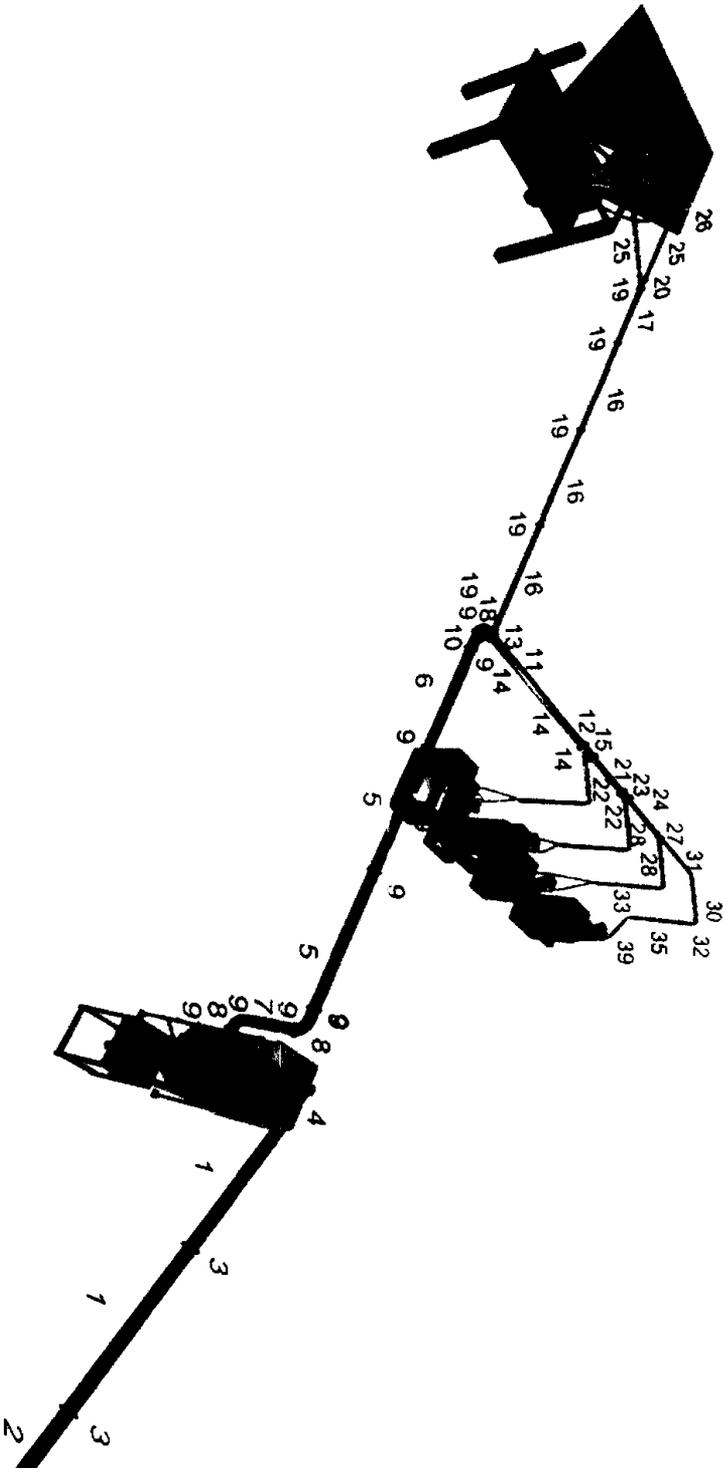


Figura 3.12. Isometría y número de partes del sistema de extracción

### 3.6. Determinación de la caída de presión en el sistema de extracción.

Aplicando la ec 1.11 y reemplazando por los valores de presiones de la tabla 8, la caída de presión total a largo de la red de tuberías, es:

$$\Delta P = SP_{\text{salida}} - SP_{\text{entrada}}$$

$$\Delta P = 12.7 - (-103.7)$$

$$\Delta P = 116.4 \text{ mm H}_2\text{O}$$

### 3.7. Dimensionamiento del colector de polvo.

Los colectores de polvo, con filtros de mangas tipo chorro pulsante, son diseñados de acuerdo a las siguientes variables: la caída de presión a través de las mangas, la relación aire – tela, caudal requerido y eficiencia de colección, la cual, normalmente es mayor que 99.9 %, recolectando un tamaño de partículas mayor que  $50 \mu\text{m}$ .

#### Parámetros de Diseño del colector de polvo.

El conjunto de manga y canastilla, que se van a usar son, del tipo cilíndrico de diámetro de 5" x 50" de longitud, debido a su mayor uso en el mercado; además el colector, se la diseñará en forma

rectangular, debido al poco espacio en el lugar seleccionado y su facilidad de construcción. Otro parámetro necesario, es conocer las condiciones de entrada del flujo de aire que se va a filtrar, como son: su caudal, la concentración de partículas en dicho caudal, la temperatura a la que se encuentra, el diámetro de partículas promedio y el tipo de partículas que se va a coleccionar.

Tipo de polvo:	azúcar
Diámetro de partícula:	100 $\mu m$
Caudal requerido:	1216 cfm (2027 m <sup>3</sup> /h)
Concentración:	1.0 gm/ft <sup>3</sup>
Temperatura del gas:	80 °F

### 3.7.1. Determinación del Numero de mangas

El área total de filtrado de las mangas, será igual a la relación entre el caudal filtrado y la velocidad de filtración (relación gas-tela) (9).

$$A_{\text{total}} = \frac{1216 \text{ ft}^3 / \text{min}}{7.1 \text{ ft} / \text{min}}$$

$$A_{\text{total}} = 171 \text{ ft}^2$$

rectangular, debido al poco espacio en el lugar seleccionado y su facilidad de construcción. Otro parámetro necesario, es conocer las condiciones de entrada del flujo de aire que se va a filtrar, como son: su caudal, la concentración de partículas en dicho caudal, la temperatura a la que se encuentra, el diámetro de partículas promedio y el tipo de partículas que se va a coleccionar.

Tipo de polvo:	azúcar
Diámetro de partícula:	100 $\mu\text{m}$
Caudal requerido:	1216 cfm (2027 $\text{m}^3/\text{h}$ )
Concentración:	1.0 grn/ $\text{ft}^3$
Temperatura del gas:	80 °F

### 3.7.1. Determinación del Numero de mangas

El área total de filtrado de las mangas, será igual a la relación entre el caudal filtrado y la velocidad de filtración (relación gas-tela) (9).

$$A_{\text{total}} = \frac{1216 \text{ ft}^3 / \text{min}}{7.1 \text{ ft} / \text{min}}$$

$$A_{\text{total}} = 171 \text{ ft}^2$$

El área de una sola manga, de diámetro 5 pulgadas y 50 pulgadas de longitud, será la siguiente:

$$A_{\text{manga}} = \frac{\pi * D * l}{144}$$

$$A_{\text{manga}} = \frac{3.14 * 5 * 50}{144}$$

$$A_{\text{manga}} = 5.454 \text{ ft}^2$$

Entonces el numero de mangas que se requiere será:

$$N_{\text{mangas}} = \frac{A_{\text{total}}}{A_{\text{manga}}}$$

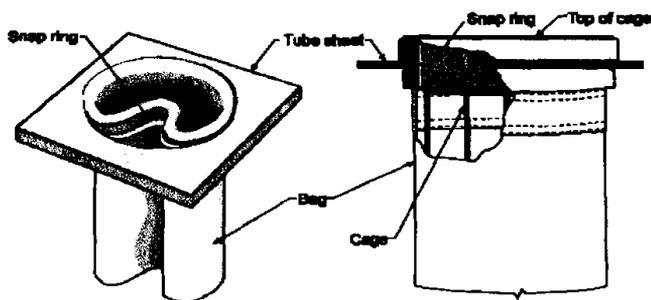
$$N_{\text{mangas}} = \frac{171}{5.454}$$

$$N_{\text{mangas}} = 30$$



**CIB-ESPOL**

Por el numero de mangas requeridas y como el colector va a ser de forma rectangular, podemos determinar que el arreglo de las mangas seria de 6 x 5 mangas.



Referencia [27]

Figura 3.13. Sistema de sujeción del material filtrante a las canastillas

### 3.7.2. Dimensionamiento del cuerpo del colector.

El colector, que en su interior tiene 30 mangas, las cuales se han seleccionado en un arreglo de 6 mangas a limpiar por 5 filas, cada una de las mangas, tiene un diámetro de 5 pulgadas, dejando una medida de 1 pulgada entre mangas, las medidas del cuerpo del colector se pueden ver en los planos 1-14

#### **Espesor de la placa de colector.**

El cuerpo del colector de polvo, que normalmente se lo diseña a base de planchas unidas entre sí, mediante soldadura y pernos, estará sometido en el interior del colector de polvo a presiones negativas del orden de los 200 mm H<sub>2</sub>O, por lo que

es necesario, determinar el espesor de la placa, esta tesis se basará, en una deflexión máxima permitida de  $\Delta = L/500$ , en donde L es lado mas largo de la placa. El esfuerzo permitido para el material de la placa (SA 285C), puede tomarse como el permitido por las normas ASME para recipientes sujetos a presión, sección VIII, Div. 1.

La presión en el interior del colector, se la diseñara con un factor de seguridad de 2.5 veces la presión de operación (200 mm H<sub>2</sub>O, 2000 Pa, 8 plg H<sub>2</sub>O). Por lo que la presión de diseño será de 5000 Pa (20 plg H<sub>2</sub>O), como presión externa, pues este colector, esta sometido a vacío; también se debe tomar en cuenta, que el recipiente, se lo diseñara para presión interna, y con ello cumplirá los requisitos de presión externa, según el código de la ASME, norma UG-28 (f,g):

“Un recipiente que se haya diseñado y construido de acuerdo a los requisitos del Código para presión interna y que se requiera para usarse bajo una presión externa de 15 psi o menor, no necesita diseñarse de acuerdo a las normas para la condición de presión externa”.



$$s = 2.45 * H \sqrt{\frac{(0.036 * \alpha * P)}{S_t}}$$

Donde:

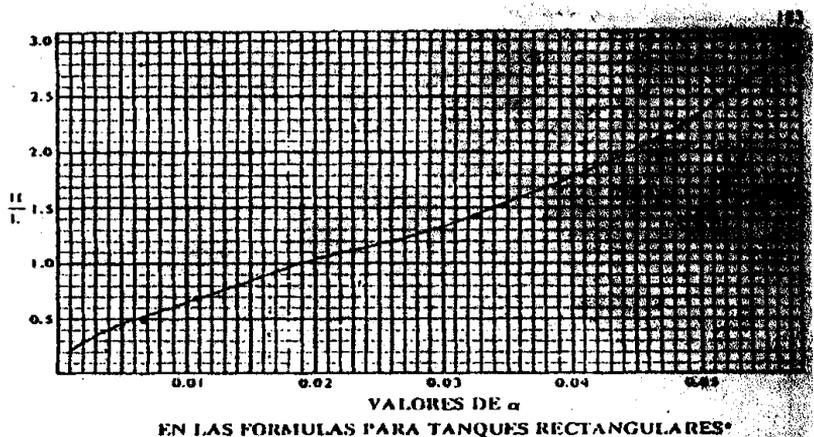
s: espesor de placa requerido.

H: altura del recipiente.

$\alpha$ : Factor que depende de la relación de la longitud a la altura de tanque, ver fig 3.14.

P: presión interna que esta sometido el tanque en plg H<sub>2</sub>O.

S<sub>t</sub>: valor de esfuerzo de la placa, (13750 psi-SA 285C), como aparece tabulado en la norma, tablas UCS-23 (ver apéndice O).



Referencia [14]

Figura 3.14. Valores de  $\alpha$  para tanques rectangulares

Reemplazando los valores se tiene:

$$s = 2.45 * 37 \sqrt{\frac{(0.036 * 0.043 * 20)}{13750}}$$

$$s = 0.136 \text{ plg} + 0.0625 \text{ margen de corrosión.}$$

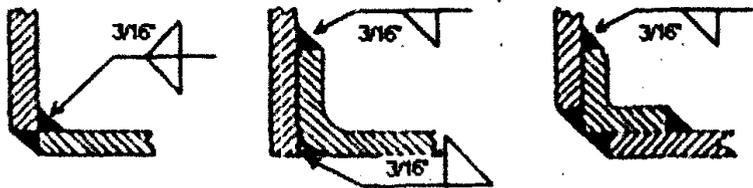
$$s = 0.19 \text{ plg (5mm)}$$



CIB-ESPOL

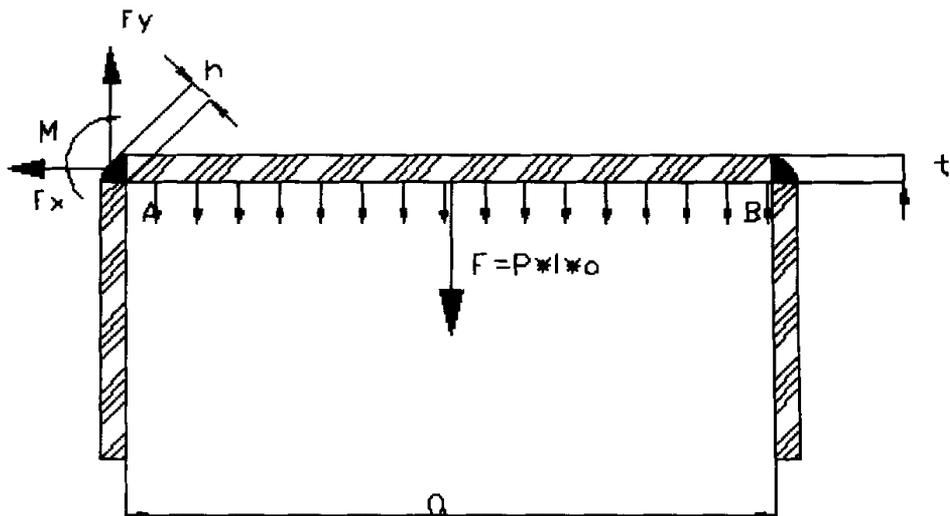
### Diseño de la soldadura.

Las planchas a unirse mediante soldadura, se las hará como el gráfico 3.15 del lado izquierdo. Se escogerá un ancho de garganta de 5 mm del cordón de soldadura. La ubicación más débil de esta estructura, esta en la unión soldada de la parte central de las planchas (940x1800 mm) que más dimensiones tienen, pues allí se produce la mayor fuerza a causa de la mayor área (donde se produce el mayor esfuerzo circunferencial), haciendo un diagrama de cuerpo libre se tiene:



Referencia [14]

Figura 3.15. Tipos de soldaduras en los bordes de las placas



u

Figura 3.16. Diagrama de cuerpo libre en las partes soldadas

Por lo tanto, los esfuerzos que esta sometido este cordón de soldadura serán de: tensión, flexión y cortante (25).

$$\sigma_Y = \frac{F_Y}{A_S} + \frac{M * c}{I} \quad \text{ec 3.8}$$

La fuerza cortante a lo largo de la soldadura vale:

$$F_Y = \frac{P * l * a}{2} \quad \text{ec 3.9}$$

Y el momento flector con respecto al punto A es:

$$M = \frac{P * l^2 * a}{2} \quad \text{ec 3.10}$$

El área neta y la inercia unitaria de la soldadura es:

$$A_s \approx 0.707 * h_s * l \quad \text{ec 3.11}$$

$$I_U = \frac{l^3}{12} \quad \text{ec 3.12}$$



La Inercia total de la soldadura:

$$I = 0.707 * h_s * I_U$$

$$I = \frac{0.707 * h_s * l^3}{12} \quad \text{ec 3.13}$$

Reemplazando las ecuaciones anteriores en la ec 3.8, se tiene:

$$\sigma_y = \frac{\frac{P * H * a}{2}}{0.707 * h_s * l} + \frac{\frac{P * H^2 * a * s / 2}{2}}{\frac{0.707 * h_s * l^3}{12}}$$

$$\sigma_y = \frac{P * a}{1.414 * h_s} + \frac{6 * P * a * s}{1.414 * h_s * H}$$

$$\sigma_y = \frac{P * a}{1.414 * h_s} \left( 1 + \frac{6 * s}{H} \right) \quad \text{ec 3.14}$$

Reemplazando los valores, el esfuerzo a flexión es:

$$\sigma_y = \frac{5080 * 0.94}{1.414 * 0.005} \left( 1 + \frac{6 * 0.005}{1.8} \right)$$

$$\sigma_y = 686674.2 Pa (99.6 psi)$$

El esfuerzo cortante vale:

$$\tau_{yx} = \frac{F_y}{A_s}$$



ec 3.15

$$\tau_{yx} = \frac{P * a}{1.414 * h_s}$$

CIB-ESPOL

ec 3.16

$$\tau_{yx} = \frac{5080 * 0.94}{1.414 * 0.005}$$

$$\tau_{yx} = 675417 Pa$$

$$\tau_{yx} = 97.9 psi$$

Las propiedades del metal base del acero SA 285C, son  $S_t = 13750$  psi, y serán los mismos valores que el metal de soldadura (25); el esfuerzo total, aplicando la ecuación de Von Misses (25) es:

$$\sigma' = \sqrt{(\sigma_y^2 + 3\tau_{yx}^2)} \quad \text{ec 3.17}$$

$$\sigma' = \sqrt{(99.6^2 + 3 * 97.96^2)}$$

$$\sigma' = 196.7 \text{ psi}$$

$$n = \frac{S_t}{\sigma'} \quad \text{ec 3.18}$$

$$n = \frac{13750}{196.74}$$

$$n = 69.9$$

Con lo cual el ancho de soldadura seleccionada para el colector de polvo supera un factor de seguridad de 70 veces.

### 3.7.3. Selección de la esclusa rotatoria.

Para determinar la esclusa rotatoria, es preciso conocer la cantidad de polvo que se va a descargar de la tolva del colector, la cual es igual a la cantidad de polvo transportado

por unidad de tiempo. En nuestro caso la cantidad de polvo es de 8.8 Kg/hr (0.32 lb/min). La densidad aparente del material particulado (azúcar), es de 800 Kg/m<sup>3</sup> (55lb/ft<sup>3</sup>).

Consultando un fabricante (apéndice K), se selecciona la siguiente esclusa rotatoria, en base a las ecuaciones del fabricante:

$$m = V_r * \rho * \omega * \zeta$$

Donde

$m$  : cantidad de polvo a descargar (Lbs/min)

$V_r$  : capacidad de la esclusa(ft<sup>3</sup>/rev)

$\rho$  : densidad del polvo (Lbs/ft<sup>3</sup>)

$\omega$  : velocidad de rotación de los cangilones de la esclusa (rpm)

$\zeta$  : eficiencia de llenado de los cangilones.

$$m = 0.06 * 55 * 22 * 0.5 = \mathbf{36.3 \text{ lb/min.}}$$

Del apéndice K, Indica que esta esclusa puede descargar 61 lb/min, la cantidad de polvo a descargar del colector, solo es apenas 0.32 lb/min, con lo cual en excedente es seleccionada

la esclusa rotatoria modelo 01-6 del fabricante OASIS, con motor de  $\frac{1}{2}$  HP, ver figura 3.17.



Figura 3.17. Exclusa rotatoria.



#### 3.7.4. Selección de las válvulas de pulso.

Para seleccionar una válvula de pulso, es necesario conocer, la presión del sistema de aire comprimido, el tiempo de limpieza en el interior de la manga y el número de mangas que va a ser limpiado.

En el caso del ingenio Valdez este cuenta con una presión en sistema de aire comprimido de 100 psi.

Según el catálogo de válvulas de pulso SMC y los siguientes parámetros adecuados para el sistema:

Presión del sistema: 100 psi.

Tiempo de limpieza: 250 ms.

Numero de mangas a limpiar/ válvula: 6.

Se selecciona una válvula de tipo 2/2 VXF2150-06-3G de 3/4"  $\phi 6 \times 6$  pcs (apéndice L), para la limpieza de 6 mangas por un orificio de salida de 6 mm en el venturi, por lo tanto se necesitan de 5 válvulas para la limpieza de 30 mangas.

En el grafico 2 del catalogo del fabricante, indica que la válvula mencionada, tiene un  $C_v = 9.5$ , con lo que el caudal necesario según la ecuación del fabricante:

$$\dot{Q} = 981 * C_v \quad \text{ec 3.19}$$

$$\dot{Q} = 9319.5 \text{ l/min } (155.3 \text{ l/s})$$

Como el tiempo de apertura será calibrado en 0.25 segundos el volumen de aire necesario, en este lapso de tiempo para limpiar las 6 mangas es:

$$Q = \dot{Q} * t$$

$$Q = 155.3 * 0.25$$

$$Q = 40 \text{ _litros}$$

Por lo que es necesario adicionar un tanque pulmón de 40 litros al sistema, los cuales serán reposicionados en un lapso de 2.5 min, por lo que el caudal de aportación de la tubería mínimo debe ser de:

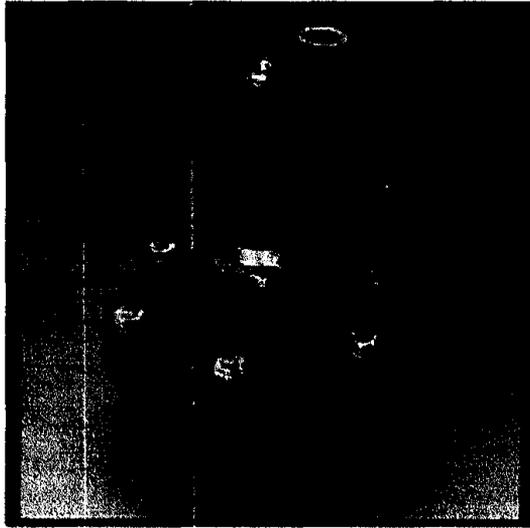
$$\dot{Q} = \frac{Q}{t}$$

$$\dot{Q} = \frac{40l}{150s}$$

$$\dot{Q} = 0.27l/s \text{ _}(0.57cfm)$$

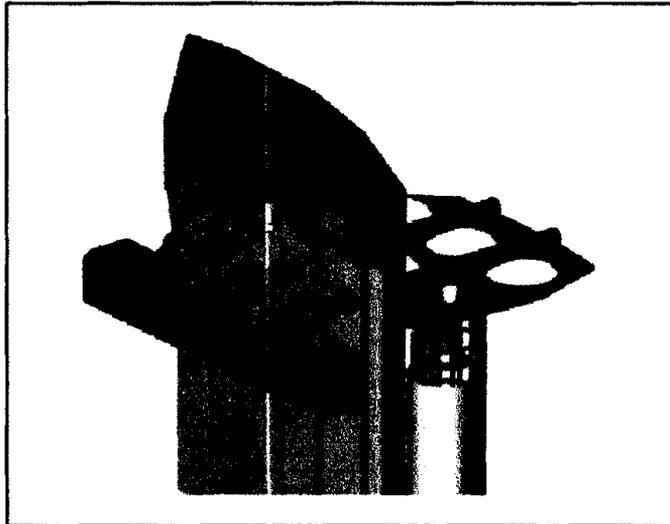


**CIB-ESPOL**



Referencia [2]

Figura 3.18. Válvula neumática 2/2 de pulso para limpieza de filtros de mangas



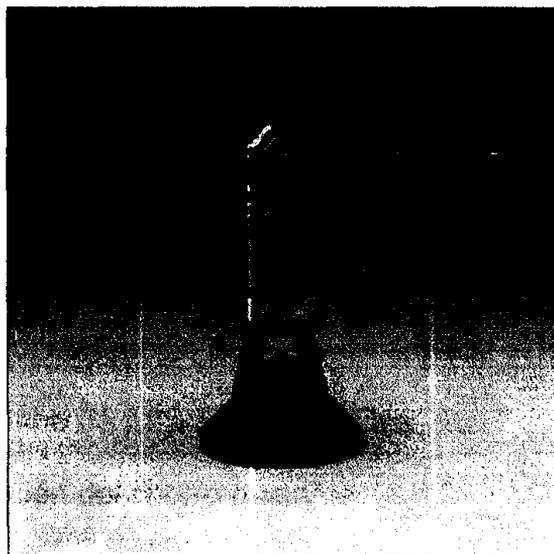
Referencia [28]

Figura 3.19. Ubicación de las válvulas de pulso en la parte externa del colector



Referencia [15].

Figura 3.20. Ubicación de los Venturis en los tubos de sopleteo.



CIB-ESPOL

Referencia [15].

Figura 3.21. Ubicación de los Venturis en los tubos de sopleteo

### 3.7.5. Determinación de la caída de presión.

La caída de presión para las mangas, puede calcularse aplicando las ecuaciones 2.12 y 2.14, indicadas anteriormente. Aplicando estas ecuaciones y dejando la caída de presión en función del tiempo de filtración se obtiene el comportamiento de la caída de presión en un colector tipo chorro pulsante:

$$\Delta P \equiv 6.08 * V_f * P_j^{-0.65} + K_2 * V_f^2 * C_i * t$$

donde:

$\Delta P$ : la caída de presión total por el colector en pulgadas de  $H_2O$ .

$V_f$ : velocidad de filtración o relación gas - tela

$K_2$ : coeficiente de resistencia específico del polvo

$$\{[\text{plg. } H_2O/(\text{ft}/\text{min})] / (\text{lb} / \text{ft}^2)\}$$

$C_i$ : la concentración de polvo de entrada al filtro en  $\text{lb}/\text{ft}^3$ .

$t$ : tiempo de filtración en minutos.

$P_j$ : presión del chorro pulsante

Aunque existe mucha variabilidad, los valores para  $K_2$  pueden variar entre 1.2 a 30–40  $[\text{plg } H_2O/(\text{ft} / \text{minuto})]/(\text{libras}/\text{ft}^2)$ . Los valores típicos son de alrededor de 1 a 10. Las

concentraciones de entrada varían desde menos de 0.05 gramos por pie cúbico a más de 100 gramos por pie cúbico, pero un rango aún más típico es de alrededor de 0.5 a 10 gramos por pie cúbico. Los tiempos de filtración varían dentro de un rango de 20 a 90 minutos para casas de bolsas en uso continuo, pero un rango entre 30 y 60 minutos se encuentra con mayor frecuencia.

Asumiendo un tiempo de filtración de 5 minutos, y los valores seleccionados por la válvula de 250 milisegundos de limpieza y 100 psi de presión de pulso.

$$\Delta P = 6.08 * 7.4 * 100^{-0.65} + 10 * 7.4^2 * 1.0 / 7000 *$$

$$\Delta P = 2.255 + 0.4$$

$$\Delta P = 2.65 \text{ pulgadas H}_2\text{O (67.3 mm H}_2\text{O)}$$



CIB-ESPOL

Este valor, es la caída de presión a lo largo del colector, el cual incluye caídas de presión a través de la tela y la capa de polvo.

La caída de presión a través de la estructura del colector, la cual es una cámara de expansión, será 1.5 veces la presión

dinámica, como la velocidad de filtración o en el interior del colector es muy pequeña y es directamente proporcional a la velocidad, la caída de presión a través de la estructura es despreciable.

La caída de presión, a lo largo de todo el sistema de extracción será, la suma de la caída de presión de la red de tuberías y la caída de presión del colector de polvo, aplicando la ec 1.11, para la caída de presión en la red de tuberías.

$$\Delta P_T = 116.4 + 67.3$$

$$\Delta P_T = 183.7 \text{ mm H}_2\text{O} \text{ (7.23 plg H}_2\text{O)}$$

Donde:

$\Delta P_T$ : Presión Total en el ventilador centrifugo

### **3.7.6. Selección del ventilador centrifugo.**

El ventilador a seleccionar, se lo colocara en la zona de aire limpio, en la parte superior del cuerpo del colector, por lo tanto debe cumplir con las siguientes características:

Tipo Centrifugo.

De alabes hacia atrás ( alta eficiencia).

Operación con aire limpio, sin abrasión.

Caída de presión total = 197.5 mm H<sub>2</sub>O (7.77 plg H<sub>2</sub>O).

Caudal =2027 m<sup>3</sup>/hr (1193 cfm).

De acuerdo al apéndice M, se selecciona un ventilador centrifugo de 4.0 CV ( 4 HP), marca CASAL MZ25/09, el cual en condiciones de presión total = 200 mm H<sub>2</sub>O, genera un caudal de 2500 m<sup>3</sup>/hr., y máxima eficiencia ( 95%)



CIB-ESPOL

### Eficiencia del sistema.

Es un parámetro que se emplea para indicar el nivel de operación de un equipo de control para la limpieza de aire que se define como:

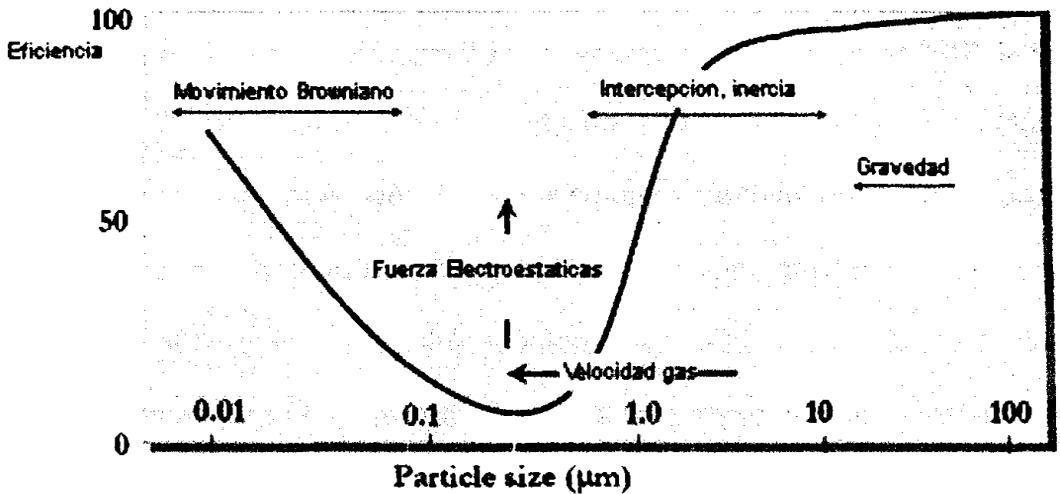
$$\eta_c = \frac{C_E - C_S}{C_E} * 100 \quad \text{ec.3.20}$$

donde:

C<sub>E</sub>: Concentración de partículas a la entrada

C<sub>S</sub>: Concentración de partículas a la salida

La operación de filtrado de un colector de polvo tipo chorro pulsante alcanzan eficiencias de colección mayores al 99%, como indica el grafico 3.22.



Referencia [11]

Figura 3.22. Eficiencia de colección con respecto al tamaño de partícula

La eficiencia del colector de polvo se lo hará "in situ", con lo cual se procederá a obtener de forma experimental los siguientes parámetros:

1. Tiempo de operación del ciclo de limpieza.
2. Eficiencia de recolección en la tolva de vaciado.
3. Eficiencia global.

### Caudal del sistema

Para obtener el caudal real, que genera el ventilador centrífugo en el sistema (incluido la red de tuberías y el colector), se debe medir la velocidad promedio del flujo de aire, para ello se utiliza un equipo de medición llamado velómetro, el cual se introduce al interior de la tubería de salida, que se encuentra en la zona de aire limpio, alejado de los codos o cambios de sección, para evitar turbulencia durante la medición; posteriormente se calcula la velocidad promedio de acuerdo al número de mediciones y de allí el caudal del sistema con el diámetro interno del conducto de 250 mm.



MEDICION	VELOCIDAD (m/s)	CAUDAL (m <sup>3</sup> /hr)
1	13.2	2326
2	13.4	2376
3	13.3	2345
4	13.5	2379
5	13.4	2365
6	13.4	2370
PROMEDIO	13.35	2360

Tabla 10. Medición del caudal promedio del sistema.

El caudal del sistema funcionando con todos sus accesorios y tuberías es de 2360 m<sup>3</sup>/hr (0.5167 m<sup>3</sup>/s)

## Concentración de Entrada

Se requiere simular la concentración de polvo que ingresa al colector, para lo cual se han colocado un tanque en cada una de las envasadoras de ½, 1, 2, 5 y 50 Kg. donde se coloca una cantidad adecuada de masa de polvo de azúcar ( 1000 gr.), el mismo que se encuentra conectado al conducto de entrada de extracción, la agitación se la hará forma manual.

A la entrada del colector, entre dos bridas de unión de dos conductos, se procederá a colocar un filtro previamente pesado; luego se coloca las masas de polvo de azúcar en los tanques. Se acciona el equipo y se procede a la agitación manual del azúcar, provocando la nube de polvo (simulada) que ingresará a los conductos de extracción y de allí al papel filtro, después de 5 minutos de operación se apaga el equipo y se deja de agitar, se pesa la masa de papel filtro con polvo de azúcar colectado, para obtener por diferencia de pesos el polvo colectado; este procedimiento se lo realiza tres veces para tener un flujo de masa promedio y llegar a una concentración promedio, ver tabla 11:

$$C_E = \frac{m_{PF}}{Q_S} \quad \text{ec.3.21}$$

donde:

$m_{PF}$ : es el flujo de masa promedio en el intervalo de tiempo

$Q_S$ : caudal del sistema de extracción



CIB-ESPOL

	FILTRO			
tiempo (seg)	masa inicial (g)	masa final (g)	masa de polvo (g)	concentración (g/m <sup>3</sup> )
20	8	46	38	2.90
20	9	48	39	2,97
20	8	47	39	2.97
30	9	67	58	2.95
30	9	70	61	3,11
PROMEDIO				2.99

Tabla 11. Mediciones con filtro para obtener concentraciones

El valor de concentración de entrada simulada es de 2.99 g/m<sup>3</sup> (1.28 grn/pie<sup>3</sup>), lo que indica que la concentración asumida anteriormente, es muy buena.

### Determinación de la Eficiencia de Recolección, Tiempo de Filtración y eficiencia global.

Para determinar que el equipo de filtración es adecuado para la recuperación de materia prima, es necesario saber que tan eficiente es; por consiguiente se determina la eficiencia de recolección en la tolva de vaciado y la eficiencia global, para

determinar cuanta cantidad de partículas se puede recolectar y libera a la atmósfera respectivamente; utilizando el sistema de limpieza para un tiempo óptimo de filtración que es el tiempo de secuencia de limpieza de las válvulas de pulso reguladas por un temporizador.

En los tanques de simulación, se coloca la misma cantidad de polvo de azúcar y se utiliza el mismo procedimiento anterior para mantener las características iniciales, adicionalmente se colocara un papel filtro pesado inicialmente a la salida del sistema de extracción.

Se opera el equipo por un cierto tiempo y luego se aplica un pulso de limpieza, para que se forme un pastel de polvo definitivo en la manga. Se inicia la prueba, haciéndolo funcionar independientemente en diferentes intervalos de tiempo en un orden creciente de 1, 2, 4, 6, 8, 12 min, calibrando para ello manualmente el tiempo de filtración o intervalo de limpieza para una fila de mangas; después se apaga el equipo y se procede a pesar la masa final de polvo que quedó en los tanques, en la tolva de recolección del colector y en el papel filtro a la salida del

colector, con lo cual se puede calcular su eficiencia de la siguiente forma:

$$\eta_t = \left( \frac{m_t}{m_i - m_f} \right) * 100 \quad \text{ec.3.22}$$

donde:

$e_t$  : eficiencia de recolección en tolva

$m_t$  : masa de polvo colectada en tolva

$m_i$  : masa inicial en tanque

$m_f$  : masa final en tanque

$$\eta_G = \frac{C_E - C_S}{C_E} * 100 \quad \text{ec.3.23}$$



CIB-ESPOL

$$C_S = \frac{m_2 - m_1}{Q} \quad \text{ec.3.24}$$

donde:

$\eta_G$  : Eficiencia global

$C_E$ : Concentración de partículas a la entrada

$C_S$ : Concentración de partículas a la salida

$m_1$ = masa inicial del papel filtro

$m_2$ = masa final del papel filtro

La eficiencia de recolección en la tolva es de aproximadamente 85% y el tiempo optimo de filtrado es de 5,5 min por cada fila de mangas, ver apéndice N grafico 1(punto de máxima eficiencia); la concentración de salida en el punto de optimo rendimiento es de 0,0001 g/m<sup>3</sup> (figura 2 del apéndice L), por lo tanto se puede calcular la eficiencia global del sistema de extracción, según la ec 3.23:

$$\eta_G = \frac{2.99 - 0,0001}{2.99} * 100 = 99.9\%$$

Las eficiencias obtenidas " in situ", corroboran las eficiencias teóricas de la grafica 3.25, que indican que a mayor tamaño de partícula colectada, la eficiencia aumenta, hasta superar el valor de 99% en eficiencia.

### 3.7.7 Tabulación de resultados.

<b>CARACTERÍSTICAS DEL SISTEMA DE EXTRACCIÓN</b>	
Puntos de Extracción:	6 Envasadoras
Sitio de Reciclaje:	Tachos de Meladura
Tipo de Polvo:	Azúcar
Carga de Polvo:	8.8 Kg/hr
Caudal:	2027 m <sup>3</sup> /hr.
Caudal real:	2360 m <sup>3</sup> /hr.
Caída de presión (Red de tuberías):	130.2 mm H <sub>2</sub> O
Caída de presión (Colector):	67.3 mm H <sub>2</sub> O
Caída de presión total (Tuberías + Colector):	197.5 mm H <sub>2</sub> O
Velocidad en conductos:	15 m/s
Relación gas-tela:	7.4 ft/min
Área de filtración:	171 ft <sup>2</sup>
Concentración de Entrada:	2.99 gr/m <sup>3</sup>
Concentración de Salida:	0.0001 gr/m <sup>3</sup>
Eficiencia de recolección.	85%
Eficiencia Global:	99.9%
Material de la tela filtrante:	Polipropileno 14 oz.
Dimensiones de manga:	$\phi = 5"$ , $l = 50"$
Numero de mangas:	30 (arreglo 6x5)
Numero de válvulas de pulso:	5 (VXF2150-06-03-3G)
Ventilador Centrifugo	4.0 CV MZ 25/09 -3600
Caudal sistema aire comprimido:	0.57 acfm
Tanque Pulmón:	40 litros
Esclusa:	½ HP, OASIS 01-06
Cuerpo del colector:	planchas de 3/16"
Ancho de soldadura:	5 mm

Tabla 12. Características del sistema de Extracción de polvo de Azúcar



CIB-ESPOL

# **CAPITULO 4**

## **4. ANÁLISIS DE COSTOS.**

Los Costos, de un sistema de extracción, son proporcionales a cuanta cantidad de polvo por unidad de tiempo se quiera recolectar, y estos a su vez al caudal de aspiración; a la longitud y diámetro de las tuberías, a su construcción. Por lo que es necesario, ubicar el colector lo más cercano posible a los puntos de emisión de polvo.

En el colector de polvo tipo Chorro Pulsante, el costo es proporcional al área de filtración, ya que mientras más área se necesite, las mangas deben ser de mayores dimensiones, como también el cuerpo del colector, donde están ubicadas.

En las tablas siguientes, se puede apreciar el costo de los elementos de este sistema de extracción: en la tabla 13 (a) y 13 (b), los costos de la

red de tuberías y en la tabla 15 y 16, los costos de construcción del colector de polvo

ACCESORIOS DE RED DE TUBERÍAS			
ACCS	DETALLES	CANT	PRECIO
250 mm galvanizado			
1	2 tramos de 3 metros	6 m	754,95
2	1 tramo de 2 metros	2 m	251,65
3	Brida loca 250 mm cal. 5 mm con empaque	3 u	123,75
4	Reductor 150 x 250 L/D=2	1u	67,92
200 mm galvanizado			
5	2 tramos de 3 metros	6 m	603,96
6	1 tramo de 2.8 metros	2.8 m	281,85
7	1 tramo de 1.16 metros	1.16 m	116,77
8	Codo 200 mm x 90°	3 u	85,38
9	Brida loca 200 mm cal. 5 mm con empaque	8 u	264,00
10	Y pantalón 200 mm con un ramal 140 mm	1 u	46,60
165 mm galvanizado			
11	1 tramo de 3 metros	3 m	249,14
12	1 tramo de 1.97 metros	1.97 m	163,60
13	Reductor 200 mm x 165 mm	1 u	33,21
14	Brida loca 150 mm cal. 5 mm con empaque	3 u	81,68
15	Y cónica 150 mm x 125 mm con brazo a 45° 80 mm	1u	43,73
150 mm galvanizado			
16	3 tramos de 3 metros	9 m	679,45
17	1 tramo de 2 m	2 m	226,49
18	Codo 150 mm x 45°	2u	57,48
19	Brida loca 150 mm cal. 5 mm con empaque	7 u	173,25
20	Y pantalón 150 mm con un ramal 100 mm	1 u	36,00
21	1 tramo de 1.97 metros	1.97 m	148,73
23	Y cónica 150 mm x 100 mm con brazo a 45° 80 mm	1 u	39,80
<b>total1</b>			<b>4529,39</b>

Tabla 13 (a). Costos de tuberías y accesorios



CIB-ESPOL

ACCES	DESCRIPCIÓN	CANT.	PRECIO
<b>100 mm galvanizado</b>			
24	1 tramo de 2.02 metros	2.02 m	101,67
25	1 tramo de 2.8 metros	2.8 m	140,92
26	Codo 100 mm x 90°	2 u	28,46
27	Y cónica 100 mm x 80 mm con brazo a 45° 80 mm	1u	26,50
28	Brida loca 100 mm cal. 5 mm con empaque	4 u	66,00
29	Y pantalón 100 mm con dos ramales 70 mm	6 u	139,80
<b>80 mm galvanizado</b>			
30	4 tramos de 1.4 metros	5.6 m	225,48
31	1 tramo de 2 metros	2.0 m	80,53
32	Codo 80 mm x 90°	4 u	45,52
33	Y pantalón 80 mm con dos ramales 50 mm	4 u	74,56
34	Brida loca 80 mm cal. 5 mm con empaque	10 u	132,00
35	4 tramos de 1.71 metros	6.84 m	275,41
<b>80 mm conducto flexible Uretano</b>			
36	1 tramo de 12 metros	16.5 m	72,00
37	brida deslizable 70 mm	4 u	50,00
<b>50 mm conducto flexible Uretano</b>			
38	1 tramo de 6 metros	6 m	32,80
39	Brida loca 70 mm cal. 5 mm con empaque	4 u	51,20
40	Rejillas rectangulares 150x150 mm	4 u	50,00
<b>total2</b>			<b>1592,85</b>

Tabla 13 (b). Costos de tuberías y accesorios

<b>ACCESORIOS DEL COLECTOR DE POLVO</b>			
<b>ACCESORIO</b>	<b>DETALLES</b>	<b>CANT</b>	<b>PRECIO</b>
Manga - Canastilla	POXLF-6-A-650-R-R 5x50 plg, 10 Um	30	563,10
Venturis	Go-Co, Midwesco	30	294,00
Cuerpo Colector	31x37x70 plg	1	400,00
Mano de obra			11790,00
Galvanizado en caliente			564,27
Tolva de descarga	31x37plg<45°, salida a 6 plg	1	200,00
Espejo soporte manga	31x37x3/8 plg	1	760,00
Tubos de Sopleteo	1x37 plg	5	60,00
Tapa superior	31x37x3/8 plg	1	185,00
Ventilador Centrifugo	MZ25/09 4.0 CV CASAL	1	533,75
Esclusa	01-6 OASIS ½ HP	1	680,00
Motor eléctrico	Siemens 4.0 CV, AV 05 110, 112 M	1	735,00
Válvulas de Pulso	2/2 VXF2150-06-3G de 3/4"	5	460,00
Distribuidor	Distribuidor de 6 vías 3/4"	1	65,00
Tanque Pulmón	40 litros, salida de 3/4 "	1	35,00
Ángulos	2x2x1/2"		395,73
Sellador		1lit	3,70
Pernos	1/2x1-1/2"+ tuercas +anillos presión	30	24,00
Pernos	5/16x1-1/2"+ tuercas +anillos presión	8	6,25
Programador de Tiempo	Midwesco TBD, hasta 25 vías	1	625,00
Off Delay	Graduable	1	86,00
cable eléctrico # 16	diferentes colores	4 m	2,00
Acoples	3/4		6,50
Lona Neopreno	Plancha de 1.22x2.44 m x1/8"	1 plan	48,00
Manómetro Diferencial	Escala 0 – 10 plg H <sub>2</sub> O	1	65,00
<b>Total 3</b>			<b>18587,30</b>

Tabla 14. Costos del Colector de Polvo



CIB-ESPOL

<b>Numero</b>	<b>Nombre</b>	<b>Tiempo (dias/2h)</b>	<b>Valor</b>
3	Soldador-Montador	35	3150,00
1	Ingeniero	35	2240,00
	Diseño	—	4000,00
2	Prueba Hidrostáticas	2	1200,00
—	Radiografías	—	1200,00
			<b>11790,00</b>

Tabla 15. Costos simplificados de construcción del colector de polvo

El costo total es de: \$4529.39 + \$1592,85 + \$18587,30 igual a \$24709,08; adicionándole el impuesto del valor agregado (12%), el valor total de este equipo es:

**\$27674,17**

Como referencia económica, se cotizo un sistema de extracción en la empresa "AIRETECNICA" de Colombia, con lo cual el precio es:

**\$37.875,00**

Este costo, se lo puede abaratar, construyendo el sistema de extracción con mano de obra en el Ecuador, obteniéndose un ahorro del 27%, del valor de esta compañía.

El costo, por mantenerlo encendido continuamente el sistema de extracción, durante toda la zafra de 180 días (6 meses), es:

$$E = (I * V / 1000) * t$$

Donde:

E: energía en KW-hr.

I: corriente nominal a plena carga (16 A, para un motor eléctrico de 4 HP)

V: Voltaje del ventilador

t: tiempo de funcionamiento.

$$E = (16 \cdot 220 / 1000) \cdot 180 \cdot 24 \cdot 60$$

$$E = 15205 \text{ KW-hr.}$$

Como el costo de cada Kilovatio hora es de 9 centavos, entonces:

$$C = 15205 \text{ KW-hr} \cdot \$0.09/\text{KW-hr}$$

$$C = \$1368,75 \text{ por zafra.}$$



CIB-ESPOL

El colector de polvo, recoge como promedio 8.8 Kg/hr, por lo que en el lapso de tiempo de una zafra de 6 meses, el total que habrá recolectado y que antes se lo desechaba en la limpieza es:

$$M = m \cdot t \cdot \eta_T$$

$$M = \frac{8.8 \text{ Kg}}{\text{hr}} \times \frac{6 \text{ meses}}{1 \text{ mes}} \times \frac{30 \text{ dias}}{1 \text{ dia}} \times \frac{24 \text{ hr.}}{1 \text{ dia}} \cdot 0.85$$

$$M = 32313 \text{ Kg. de azúcar. por zafra}$$

Donde:

$\dot{m}$  : flujo másico de polvo colectado

t: tiempo de una zafra ( 6 meses)

$\eta_T$  : eficiencia de la tolva

Como cada saco de 50 Kg. de azúcar, que produce el ingenio le cuesta \$16,50, entonces habrá una recuperación de:

$$C_M = M * C_S$$

$$C_M \approx 32313 \text{ Kg} * \$16.5 / 50\text{Kg}$$

$$C_M = \$10663,48 \text{ por zafra}$$

Por lo que el valor del equipo y su funcionamiento, se lo podrá recuperar en:

$$T_r = (21\ 693,89 + 1368.75) / 10663.48$$

$$T_r = 2.29 \text{ zafra}$$

Por lo tanto, el costo del equipo, se lo podrá recuperar en un lapso de tiempo de dos zafras y 2 meses.

# CAPITULO 5.

## 5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.



CIB-ESPOL

### CONCLUSIONES.

1. El valor del equipo, es 27% más económico que el de empresas extranjeras, por lo que es factible, su construcción en el Ecuador.
2. Verificando los valores de eficiencia, obtenidos experimentalmente, se tiene una eficiencia del 99.9%, en el control de partículas que se fugan a la atmósfera y una eficiencia de recolección de materia prima del 85%.
3. Este sistema de extracción de polvo, por ser muy eficiente en la recolección de materia prima, se lo puede usar en otras industrias alimenticias de materia prima granulada y seca como: harineras, cafeteras, etc.

4. La caída de presión en la red de tuberías es de 130.2 mm H<sub>2</sub>O y en el colector de polvo 67.3 mm H<sub>2</sub>O, por lo tanto para diseñar un sistema de extracción, se debe tener muy en cuenta las caídas de presión en la red de tuberías, también es importante determinar el flujo másico de polvo que se libera al ambiente y la producción de las maquina envasadoras, para poder determinar el flujo de aire requerido en el sistema y en los equipos.

## **RECOMENDACIONES.**

1. El tiempo óptimo de filtración, determinado anteriormente (5,5 min), es el valor inicial de tiempo en el programador, el cual debe incluir un manómetro diferencial. Después de las primeras semanas de operación, el sistema se mantiene estable en forma automática, al incrementar o disminuir la frecuencia de sopletazos de aire comprimido para limpieza, determinado este la mínima presión diferencial requerida en el sistema.
2. No se debe usar registros de regulación; la presión generada por el extractor es la correcta para mantener el flujo requerido en los conductos y bocas de captación.

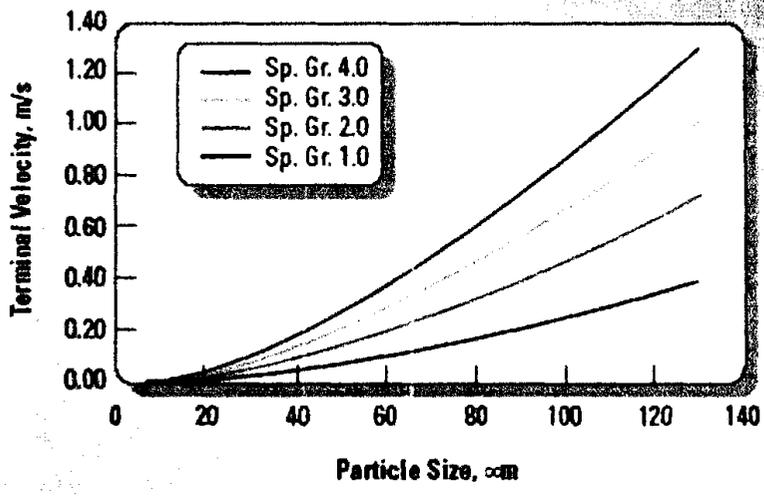
3. Para otros tipos de polvo, con carácter explosivo, como por ejemplo el polvo del café terminado, se debe añadir una compuerta antiexplosión en el cuerpo del colector.



**CIB-ESPOL**

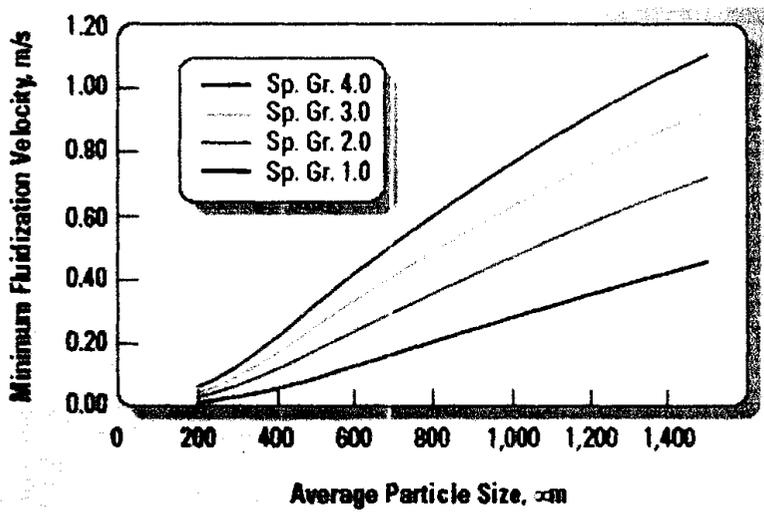
## **APENDICE A**

### **VELOCIDADES DE CAPTURA Y TRANSPORTE DE PARTICULAS.**



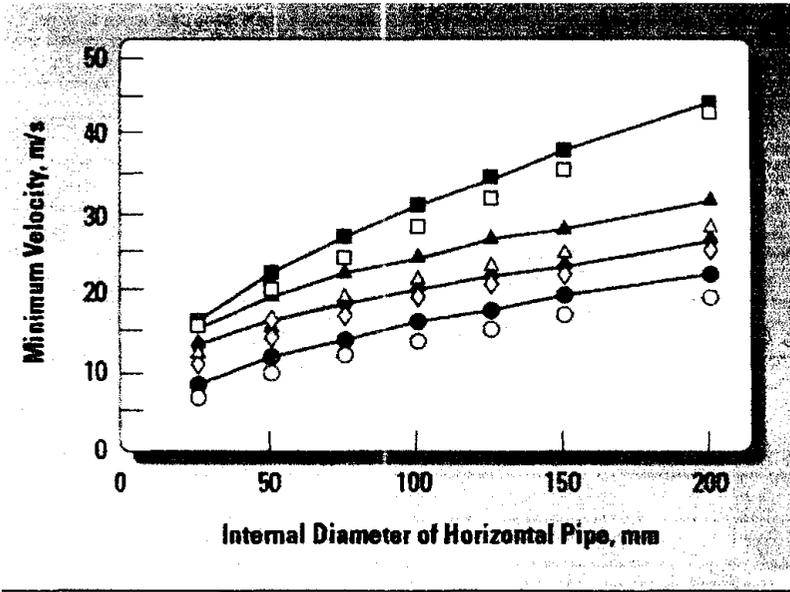
Referencia [13]

Figura 1.a. Velocidad de captura para diferentes tamaño de partículas y densidades especificas

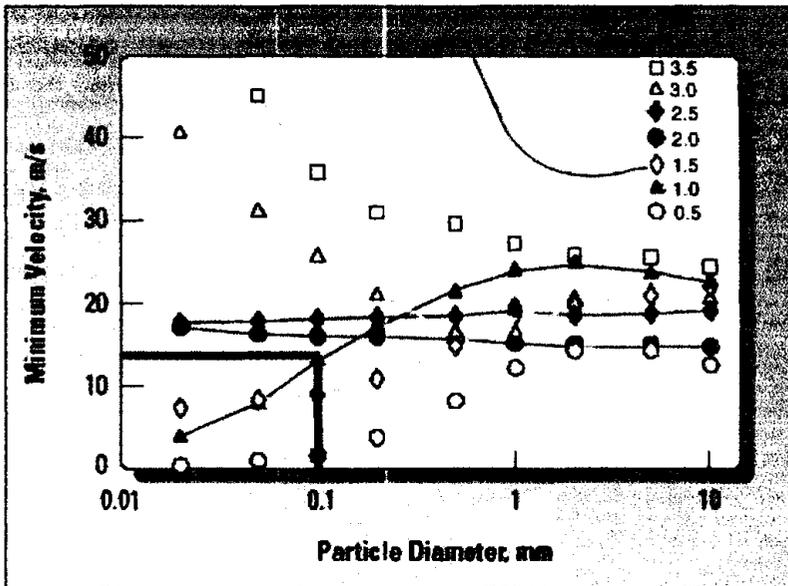


Referencia [13]

Figura 1.b. Velocidad de captura para diferentes tamaño de partículas y densidades especificas



Referencia [13]. Figura 2.a. Velocidad de transporte en conductos para diferentes tamaño de tuberías y densidades específicas de partículas (0.25, 0.5, 1.0, 1.25, 1.5, 2.0, 2.5, 3.0)



Referencia [13]Figura 2.b.. Velocidad de transporte en conductos para diferentes tamaño de partículas y densidades específicas de partículas (0.25, 0.5, 1.0, 1.25, 1.5, 2.0, 2.5, 3.0)

<b>PARTICULAS</b>	<b>velocidad conducto (m/s)</b>
gases o vapores	9. - 10.
gases de soldadura	9. - 10.
vapor de calderas	9. - 10.
Polvos de semillas, yute o goma	10
Soldadura eléctrica	10 a 13
<b>Hilachas de algodón, harina de gramíneas, azúcar y de madera, polvos de litografía.</b>	<b>13 a 15</b>
Aserrín de madera	15
Polvo metálico de rectificado	16
Finos de goma, hilachas de yute, polvo de algodón, de jabón y bakelita, virutas ligeras de madera y cuero	15
Polvo de amolado, de yute, lana, granito y corte productos cerámicos y barra de arcilla, de fundición y envasado prod. textiles, granos de café, harina de sílice, viruta fina metálica	15 - 20
Polvo pesado de aserrado, torneado metálico, vibrado y volcado en fundición, proyección de arena, cubitos de madera, polvo de plomo con partículas, de cemento, de asbestos en el cortado de conductos, desperdicios pegajosos de lino, polvo de cal viva y finos de carbón	25 y mas

Referencia [22]

Tabla 1. Velocidad en transporte en conductos para diversos tipos de materia particulada.

## **APENDICE B**

# **RELACION ENTRE EMISIÓN DE POLVO Y AZUCAR ENVASADA.**



**CIB-ESPOL**

<b>FECHA</b>	<b>26/09/2003</b>	<b>27/09/2003</b>	<b>28/09/2003</b>	<b>29/09/2003</b>	<b>30/09/2003</b>	<b>03/10/2003</b>	<b>04/10/2003</b>	<b>08/10/2003</b>	<b>PROMEDIO Kg</b>
<b>ENVAS 1/2Kg</b>	833	860	768	980	1256	958	685	1360	<b>48125</b>
<b>ENVAS 1Kg</b>	1856	1752	1856	1856	1856	1202	1856	1856	<b>88062.5</b>
<b>ENVAS 2Kg</b>	2041	1980	1823	2362	2695	2482	2150	2650	<b>113643.75</b>
<b>ENVAS 5Kg</b>	2233	2012	1976	2336	2291	2258	2204	2386	<b>110600</b>
<b>ENVAS 50Kg</b>	5332	5421	5360	5812	5903	5483	5845	5321	<b>277981.25</b>
<b>TOT 50 Kg</b>	<b>12295</b>	<b>12025</b>	<b>11783</b>	<b>13346</b>	<b>14001</b>	<b>12383</b>	<b>12740</b>	<b>13573</b>	
<b>TOTAL Kg</b>	<b>614750</b>	<b>601250</b>	<b>589150</b>	<b>667300</b>	<b>700050</b>	<b>619150</b>	<b>637000</b>	<b>678650</b>	<b>638412.5</b>

Tabla 1. Envasado de azúcar en el ingenio Valdez año 2003 - 2004 (bultos de 50kg)

FECHA	26/09/2003	27/09/2003	28/09/2003	29/09/2003	30/09/2003	03/10/2003	04/10/2003	08/10/2003	PROMEDIO
EMISION Kg	175	173	178	170	172	180	181	174	175.4
PROMEDIO Kg/Hr (20Hr/DIA)	8.75	8.65	8.9	8.5	8.6	9	9.05	8.7	8.8

Tabla 2. Emisión de polvillo de azúcar (kg.) recogido por limpieza, adicionado un 15% por perdidas en la recolección.

FECHA	26/09/2003	27/09/2003	28/09/2003	29/09/2003	30/09/2003	03/10/2003	04/10/2003	08/10/2003	PROMEDIO
TOTAL Kg	614750	601250	589150	667300	700050	619150	637000	678650	638412.5
EMISION Kg	175	173	178	170	172	180	181	174	175.375
RELACION 10 E-5	28.47	28.77	30.21	25.48	24.57	29.07	28.41	25.64	27.58
RELACION DE POLVILLO POR CADA 100,000 Kg DE AZUCAR PROCESADA	28.47	28.77	30.21	25.48	24.57	29.07	28.41	25.64	27.58

Tabla 3. Relación entre po

## **APÉNDICE C.**

# **CARACTERÍSTICAS FÍSICO – QUÍMICAS DE DIFERENTES MATERIALES.**



**CIB-ESPOL**

### Clasificación de materiales y densidades aparentes\*

Material	Densidad aparente, (lb/ft <sup>3</sup> t)	Clase	Material	Promedio, lb/ft <sup>3</sup> t	Clase
Ácido bórico, fino	55	B26	Escena de cemento	75-80	D28§
Ácido oxálico, cristales de	60	B36L	Escorias, de altos hornos, granuladas	60-65	C28
Almidón	25-50	§	Feldespato, molido, 1/8 in y menos	65-70	B27
Alumbre con terrones	50-60	D26§	Fluorita	82	C37
Alumbre fino	45-50	B26§	Fosfato di cálcico	43	A36
Aluminio, hidrato de	18	C26	Fosfato trisódico	60	B27
Alumina	60	B28	Galactita, filtro de aceite, apagada	60-65	§
Alumina, gel	45	B27	Galactita, filtro de aceite, cruda	35-40	B27
Amonio, cloruro de, cristalino	52	B26	Galactita, filtro de aceite, quemada	40	B28
Amonio, sulfato de	45-58	§	Gel de sílice	45	B28
Anhídrido ftálico, laminillas de	30-35	C36XZ	Goma laca, granulada o en polvo	31	B26K §
Antimonio, polvo de		B27	Grafito, laminillas	40	C26'
Arcilla (véase bentonita, galactita, caolinita y marga)		"H,	Grafito, polvo	28	A16§
Arcilla, triturado	85-90	C27	Greda, en terrones	85-90	D37Z
Arcilla, triturado	85-90	C27	Greda, malla 100 y menos	70-75	A37Y Z
Arena de fosfato	90-100	B28	Harina de huesos	55-60	B27
Arena, de banco, seca	90-110	B28	Harina de trigo	35-40	A36K §
Arena, sílica, seca	90-110	B18	Hielo, triturado	35-45	D16 <sup>1</sup>
Arseniato de plomo	72	B36R	Hollín animal, 1/8 in y menos	27-40	B27
Asbesto, desmenuzado	20-25	H37WZ	Ilmenita	140	B28
Aserrín	10-13	§	Jabón, escamas de	15-25	C26T §
Asfalto, triturado 1/2 in y menos	45	C26	Jabón, granos de, laminillas de	5-15	B26T §
Azufre, terrones, 3 in y menos	80-85	D26S§	Jabón, polvo de	20-25	B26§
Azufre, pulverizado	50-60	B26SY§	Levadura	41	A26
Azufre, triturado, 1/2 in y menos	50-60	C26S§	Lignita, desecada al aire	45-55	D26
Azúcar, en bruto, de caña o remolacha	55-65	B36Z§	Magnesio, cloruro de	33	C36 **
<b>Azúcar, granulado</b>	<b>*50-55</b>	<b>*B26KT</b>	Manganeso, sulfato de *	<b>**70</b>	<b>"C28</b>



Bagazos	7-10	H36WX Z	Marga	80	D27§
Bauxita, triturada, 3 in y menos	75-85	D28§	Mica, laminillas	17-22	B17W §
Bentonita, malla 100 y menos	50-60	A27Y§	Mica, molida	CIB-ESPOL 13-15	B27: — ?
Bórax fino	53	B26	Mica, pulverizada	13-15	A27§
Cal, borato de		A26§	Muriato de potasa	77	B28
Cal, guijarros	53-56	D36	Naftaleno, laminillas de	45	§
Cal, hidratada, 1/8 in y menos	40	B26YZ	Negro de humo, en polvo	46	§ •
Cal, hidratada, pulverizada	32-40	A26YZ	Negro de humo, granulado	20-25	B16T Z§
Cal, molida, 1/8 in y menos	60	B36Z	Piedra caliza, agrícola, 1/8 in y menos	68	B27§ **
Calcio, carburo de	70-80	D27	Piedra caliza, polvo de	75	A37Y §
Caolinita, arcilla de, 3 in y menos	163	D27	Piedra caliza, triturada	85-90	D27§
Carbonato sódico, ligero	20-35	A27W	Piedra pómez, 1/8 in y menos	42-45	B38§
Carbonato sódico, pesado	55-65	B27	Pizarra, molida, 1/8 in y menos	82	B27 -
Carbón animal, malla 100 y menos	20-25	A27§	Pizarra, triturada, 1/2 in y menos	80-90	C27
Carbón vegetal	18-25	D37T	Poli estireno, cubitos	35-40	C16K
Carbón, antracita	60	C27P	Polietileno, gránulos, alta densidad	35-45	C16K "
Carbón, bituminoso, de mina, clasificado por tamaños		50D26P T	Polietileno, gránulos, baja densidad	28-40	C16K  '
Carbón, bituminoso, de mina, malla 50			Polipropileno, gránulos	35-50	C16K
Carbón, bituminoso, de mina, suelto.			Polvo de madera 1 16-36		§ A36
1/2 in y menos	50	C36P	Polvo de talco	~40-60	A27Y -
Caseína	36	B27§	Potasio, nitrato de	76	C17P
Cemento Portland	65-85	A27§	Pulpa de remolacha azucarera, húmeda	25-45	§ •--
Cenizas de carbón	40	D28§	Pulpa de remolacha azucarera, seca	12-15	§'''
Cenizas de carbón, secas 3 in y menos	35-40	D37	Rocas de fosfato	75-85	D27§ •
Ceniza muy fina, seca	35-45	A18Y§	Sal apelmazada, seca y gruesa	85	D27
			Sal apelmazada, seca y pulverizada	65-85	B27- -

Cloruro de polivinilo, gránulos compuestos	35-55	C16K	Sal común, seca, fina	70-80	B27P L§ <
Cloruro de polivinilo, resina de, disolvente, no disolvente y de suspensión	20-35	A26K§	Sal común, seca, gruesa	45-50	C37P L§'
Cloruro de polivinilo, resina de, tipo de dispersión	12-18	A36K§	Salitre	80	B26S
Cobre, sulfato de		D26	Sodio, bicarbonato de	41	A26
Cola molida, 1/8 in y menos	40	B27	Sodio, nitrato de	70-80	§
Conchas de ostras, enteras		D27X	Sodio, sulfato de (véase sal apelmazada)		
Conchas de ostras, molidas, de 1 1/2 in y menos	53	C27	Sulfato ferroso	50-75	C27
Coque suelto	23-32	D38TX§	Talco de esteatita, fino	40-50	A37Z
Coque, cisco de, 1/4 in y menos	25-35	C38	Vermiculita, dilatada	16	C37W
Coque, petróleo, calcinado	35-45	D28X	Vermiculita, mineral de	80	D27
Corcho granulado	12-15	C36	Vidrio, desechos fundibles de	80-120	D28§
Corcho, molido fino	12-15	B36W§	Vidrio molido	90-100	D28§
Corteza de madera, desechos	0-20	H37X§	Virutas de acero, trituradas	100-150	D38
Criolita	110	D27	Virutas de hierro colado	130-200	C37
Dolomita con terrones	90-100	D27§	Virutas de madera	10-30	H36W X5
Ebonita triturada, 1/2 in y menos	63-70	C26	Yeso, calcinado, 1/2 in y menos	55-60	C27
Epsom. sales de	40-50	B26	Yeso, calcinado, en polvo	60-80	A37
			Yeso, crudo, J in y menos	90-100	D27 *
			Zinc, óxido de, ligero	10-15	A36W Z§
			Zinc, óxido de, pesado	30-35	A36Z §

- Datos proporcionados principalmente por FMC Corporation, Material Handling Systems División. Para convertir libras por pie cúbico a kilogramos por metro cúbico, multiplíquese por 16,02.
- f Pesos de materiales sueltos o ligeramente revueltos por lo común. Los pesos son diferentes cuando los materiales se depositan o empaacan, como en tolvas, con-tenedores, etc.
- í Estas clases representan observaciones en condiciones generales. Las condiciones específicas pueden variar debido a los procesos de fabricación y al manejo.
- § La clase puede variar considerablemente debido a las condiciones.

## Referencia [18]

Tabla 1. Propiedades de diferentes tipos de material particulado

Tamaño	Muy fino: < 149 $\mu$ m (malla 100)	A
* Fino:	149 $\mu$ m a 3,18 mm (malla 100 a $\frac{1}{8}$ inch)	B
Granular:	3,18 a 12,7 mm ( $\frac{1}{8}$ a $\frac{1}{2}$ inch)	C
Con terrones:	> 12,7 mm (> $\frac{1}{2}$ inch)	D
Irregular:	fibroso, pegajoso o similar	H
Fluidez	De flujo muy libre; ángulo de reposo hasta de 30°	1
* De flujo libre:	ángulo de reposo de 30° a 45°	2
Lento:	ángulo de reposo de 45° o superior	3
Abrasividad		
* No abrasivo		6
Moderadamente abrasivo		7
Muy abrasivo		8
Características "Contaminable, que afecta su uso o su venta"		K
especiales Higroscópico		L
Muy corrosivo		N
Ligeramente corrosivo		P
Desprende polvo o humos peligrosos para la vida		R
Contiene polvos explosivos		S
* Degradable, que afecta su uso o su venta		T
Muy ligero y esponjoso		W
Entrelazado o en capas que resiste la excavación		X
Que se airea y se vuelve fluido		Y
Se apelmaza bajo presión		Z

Referencia [13]

Tabla 2. Sistema de clasificación de sólidos a granel

Densidades de Algunos Materiales			
Sustancia	Densidad (g/ml a 20 °C)	Sustancia	Densidad (g/ml a 0 °C)
Madera (abeto)	0.512	Hidrógeno	0.090
Alcohol etílico	0.789	Helio	0.178
Aceite de Algodón	0.926	Metano	0.714
Agua (4 °C)	1.0000	Amoniaco	0.771
Azúcar	1.59	Nerón	0.90
Tetracloruro de Carbono	1.595	Monóxido de Carbono	1.25
Magnesio	1.74	Nitrógeno	1.251
Acido Sulfúrico	1.84	Aire	1.293
Azufre	2.07	Oxígeno	1.429
Sal	2.16	Cloruro de Hidrógeno	1.63
Aluminio	2.70	Argón	1.78
Plata	10.5	Dióxido de Carbono	1.963
Plomo	11.34	Cloro	3.17
Mercurio	13.55		
Oro	19.3		

Tabla 1.1 Densidades de diversos materiales de uso común

Fuente (20)



Tabla 3. Densidades de diferentes materiales.

CIB-ESPOL

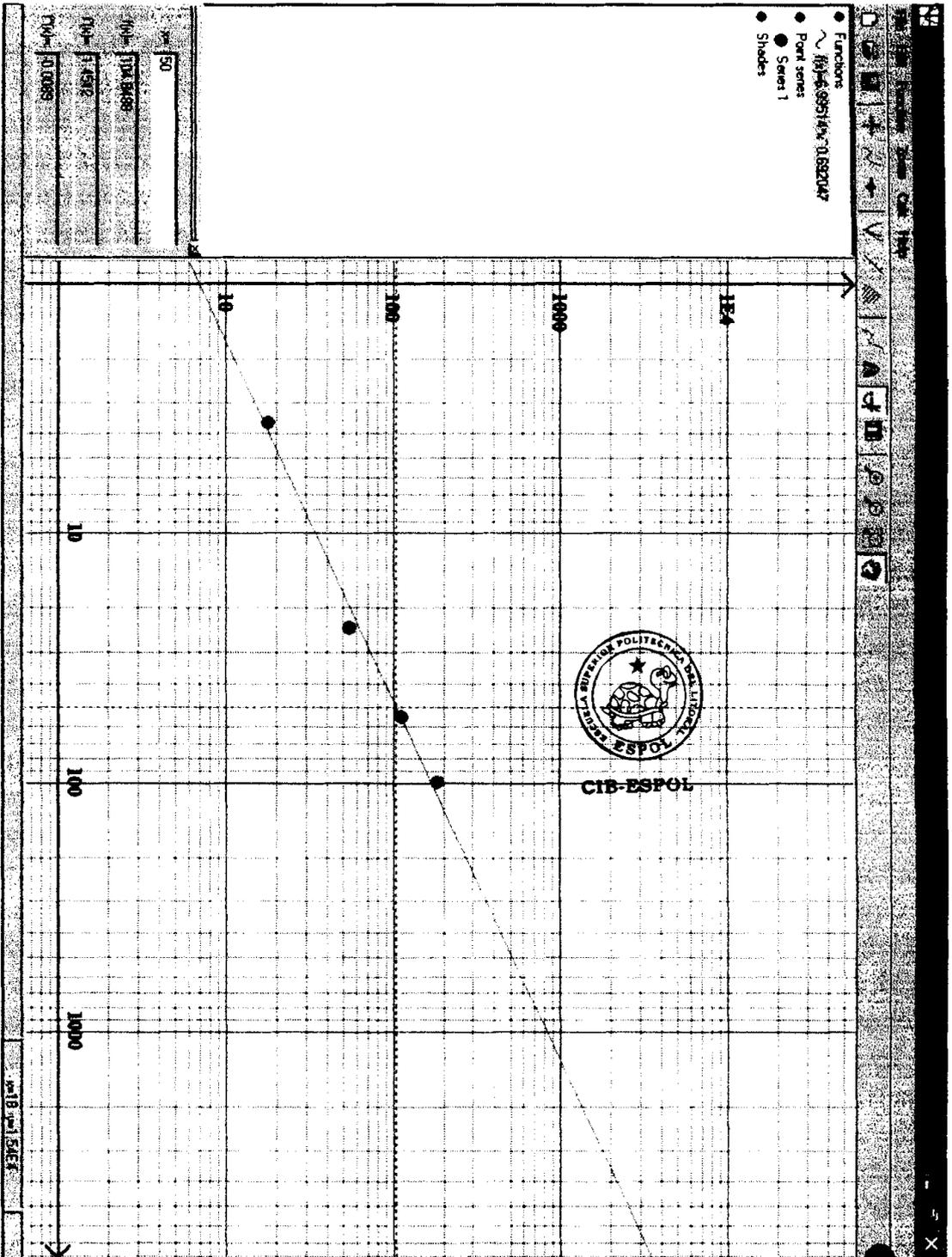
PROPIEDADES FÍSICAS DEL AIRE A PRESIÓN ATMOSFÉRICA NORMAL			
Temperatura °C	Densidad (Kg/m <sup>3</sup> )	Viscosidad dinámica (N.s/m <sup>2</sup> ) 1*E-05	Viscosidad cinemática (m <sup>2</sup> /s) 1*E-05
-40	1.514	1.57	1.04
-20	1.395	1.63	1.17
0	1.292	1.71	1.32
5	1.269	1.73	1.36
10	1.247	1.76	1.41
15	1.225	1.8	1.47
20	1.204	1.82	1.51
25	1.184	1.85	1.56
30	1.165	1.86	1.6
40	1.127	1.87	1.66
50	1.109	1.95	1.76
60	1.060	1.97	1.86
70	1.029	2.03	1.97

Fuente (16)

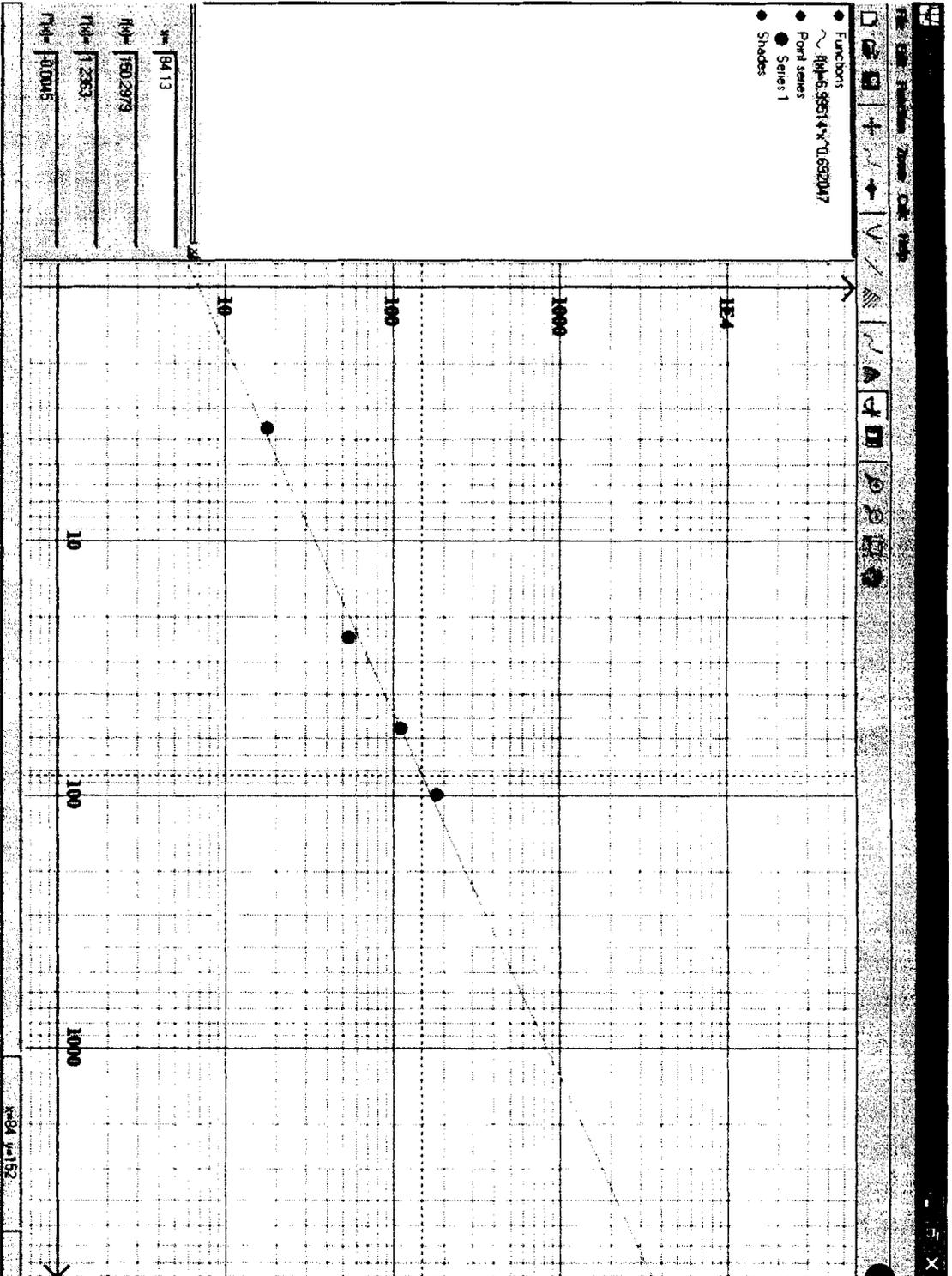
Tabla de las propiedades del aire a diferentes temperaturas.

## **APÉNDICE D**

### **TAMAÑO CARACTERÍSTICO DE LAS PARTICULAS.**



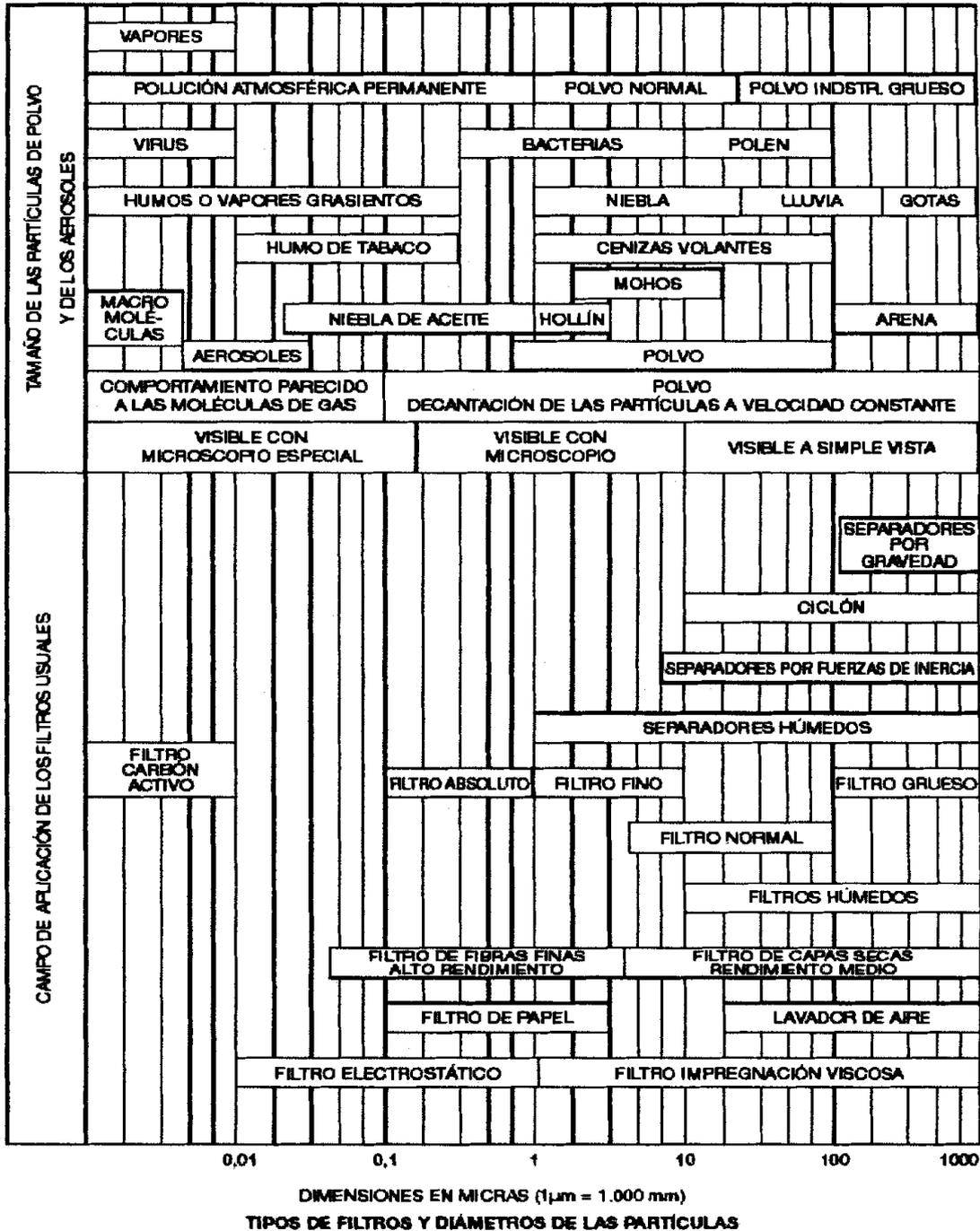
Grafica(1). Log(porcentaje acumulado) vs. log(diámetro medio)



Grafica (2) log(porcentaje acumulado) vs. log(diámetro medio)

## **APÉNDICE E**

### **CARACTERÍSTICAS FILTROS Y SEPARADORES**



Referencia [22]

Tabla 1. Selección de filtros de acuerdo al tamaño de la partícula a coleccionar

Equipment	Collection efficiency (%) at following sizes:				
	50 $\mu\text{m}$	5 $\mu\text{m}$	1 $\mu\text{m}$	High temperature	Relative cost*
Inertial collector	95	16	3	yes	1
Medium efficiency cyclone	94	27	8	yes	3
Low resistance cellular cyclone	98	42	13	yes	2
High-efficiency cyclone	96	73	27	yes	4
Impingement scrubber	98	83	38	no	7
Self-induced spray deduster	100	93	40	no	5
Void spray tower	99	94	55	no	11
Fluidised bed scrubber	>99	99	60	no	8
Irrigated target scrubber	100	97	80	no	6
Electrostatic precipitator	>99	99	86	yes	9
Irrigated electrostatic precipitator	>99	98	92	no	13
Flooded-disc scrubber - low energy	100	99	96	no	10
Flooded-disc scrubber - medium energy	100	>99	97	no	15
Venturi scrubber - medium energy	100	>99	97	no	14
High efficiency electrostatic precipitator	100	>99	98	yes	16
Venturi scrubber - high energy	100	>99	98	no	18
Shaker type fabric filter	>99	>99	99	no	12
Reverse jet fabric filter	100	>99	99	no	17
Ceramic filter elements	100	>99	>99	yes	18

\*relative cost per 1000 m<sup>3</sup> of gas treated - the lower value the better

Referencia [10]

Tabla 2. Características de los colectores (b)



CIB-ESPOL

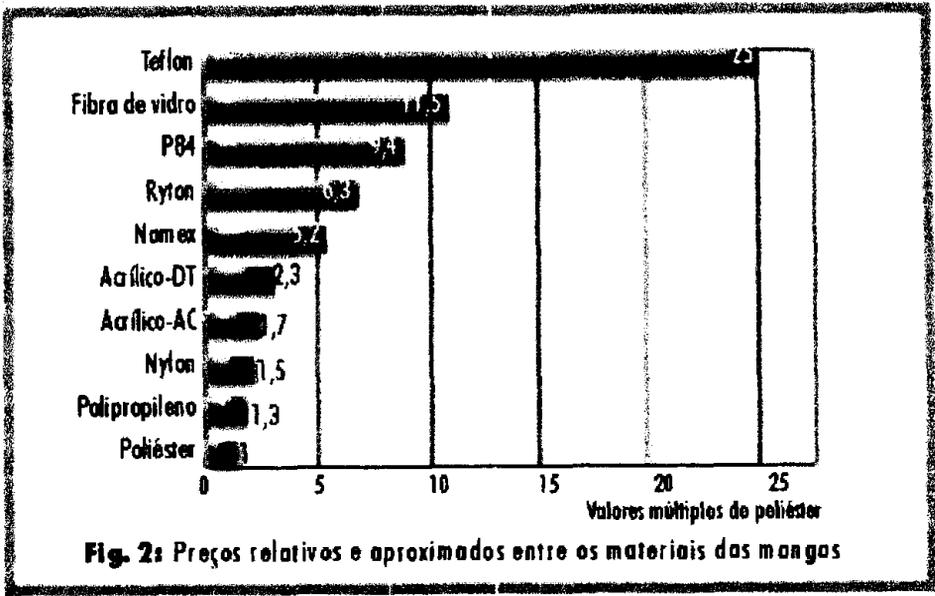
**Table 4-1. Typical fabrics used for bags**

Generic name	Fiber	Maximum temperature				Acid resistance	Alkali resistance	Flex abrasion resistance	Relative cost
		Continuous		Surges					
		°F	°C	°F	°C				
Natural fiber cellulose	Cotton	180	82	225	107	poor	excellent	average	0.4
Polyolefin	Polypropylene	190	88	200	93	excellent	excellent	good	0.5
Natural fiber protein	Wool	200	93	250	121	good	poor	average	0.8
Polyamide	Nylon	200	93	250	121	poor to fair	excellent	excellent	0.6
Acrylic	Orlon®	240	116	260	127	very good	fair	average	0.7
Polyester	Dacron®	275	135	325	163	good	fair	excellent	0.5
Aromatic polyamide	Nomex®	400	204	425	218	fair	very good	very good	2.0
Fluoro-carbon	Teflon®	450	232	500	260	excellent except poor for fluorine	excellent except poor for trifluoride, chlorine, and molten alkaline metals	fair	6.7
Glass	Fiberglass® or glass	500	260	550	288	good	poor	poor to fair	1.0
Polymer	P84®	450	232	500	260	good	fair	fair	2.5
Polymer	Ryton®	375	191	450	232	excellent	excellent	good	2.5-4.0

Sources: McKenna and Turner 1989.  
Greiner 1993.

Referencia [11]

Tabla 4. Propiedades de los Principales Materiales de Tela filtrantes.



Referencia [7]

Tabla 5. Precios comparativos de las telas filtrantes con respecto al poliéster.

## **APÉNDICE F**

# **CARACTERÍSTICAS PARA EL DISEÑO DEL COLECTOR DE POLVO**



**CIB-ESPOL**

<b>material</b>	<b>sacudimiento mecánico</b>	<b>pulso de aire</b>
alúmina	2.5	8
asbestos	3	10
carbón	1.5	5
cemento	2	8
arcilla	2.5	9
hulla	2.5	8
cocoa	2.8	12
granos	3.5	14
fertilizante	3	8
harina	3	12
cenizas	2.5	5
grafito	2	5
yeso	3	10
oxido ferroso	2.5	7
sulfato de hierro	2	6
polvo de cueros	3.5	12
cal	2.5	10
piedra caliza	2.7	8
papel	3.5	10
plásticos	2.5	7
cuarzo	2.8	9
arena	2.5	10
polvo de madera	3.5	12
sílice	2.5	7
detergente	3.5	5
especias	2.7	10
azúcar	2	7
talco	2.5	10
tabaco	3.5	13
oxido de zinc	2	5



**CIB-ESPOL**

Referencia [10]. Fuente Kraus 1979, Buonicore y Davis, 1992

Tabla 1, valores típicos gas - tela para diferentes materiales para colectores de polvo.

### A. Factor del Material

15 <sup>b</sup>	12	10	90	6.0 <sup>c</sup>
Mezcla para Pastel	Asbesto	Oxido de	Fertilizante de	Carbón activado
Polvo de cartón	Polvo para Pulido	Aspirina	fosfato de amonio	Carbón negro
Cacao	Material fibroso	Carbón negro	Pastel	(molecular)
Alimentos	y celulósico	(terminado)	Diatomáceas	Detergentes
Harina	Residuo del agitado	Cemento	Petroquímicos secos	Humos y otros
Grano	en fundiciones	Pigmentos	Tintas	productos
Polvo de piel	Yeso	de cerámica	Ceniza flotante	dispersados
Aserrin	Cal (hidratada)	Polvos de arcilla	Polvo metálico	directo de las
Tabaco	Perlita	y de ladrillo	Oxidos metálicos	reacciones
	Químicos del hule	Carbón	Pigmentos	Leche en polvo
	Sal	Fluorspar	metálicos y sintéticos	Jabón
	Arena	Goma natural	Plásticos	
	Polvo del soplado	Caolina	Resinas	
	de arena	Piedra caliza	Silicatos	
	Carbonato de sodio	Percloratos	Almidón Estearatos	
		Polvo de roca, y	Acido Tánico	
		de minerales		
		Silice		
		Azúcar		
		Acido Sorbico		

### B. Factor de la Aplicación

Ventilación de Emisiones Molestas (insidiosas) Alivio de los puntos de transferencia, transportadores, estaciones de embalaje, etc.	1.0
Recolección de Producto Transporte-ventilación del aire, molinos, secadoras relámpago, clasificadores, etc.	0.9
Filtración del Gas de Proceso Secadoras por aspersión, hornos, reactores, etc.	0.8

<sup>a</sup>Referencia [20]

<sup>b</sup>En general, material físicamente y químicamente estable.

<sup>c</sup>También incluye aquellos sólidos que son inestables en su estado físico o químico debido a su naturaleza higroscópica, sublimación y/o polimerización.

Referencia [8]

Tabla 2 (a) y (b). Factores para las Relaciones de Gas-a-Tela en Chorro Pulsante

## **APENDICE G**

**ELECCIÓN DEL SITIO DEL SISTEMA DE  
EXTRACCIÓN DE POLVO EN EL DEPARTAMENTO DE  
ENVASADO.**

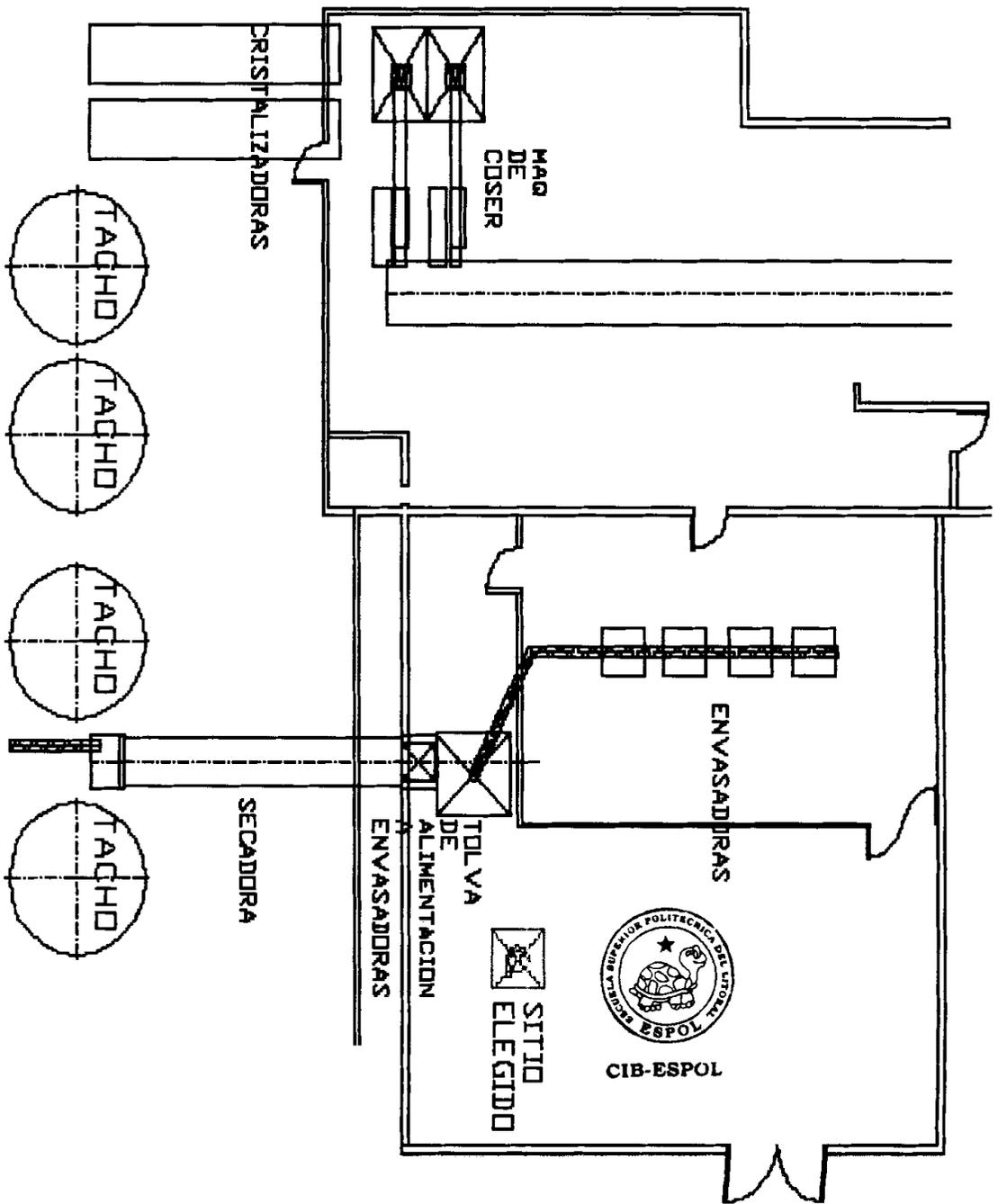


Figura 1. Elección del sitio del colector en el departamento de envasado.

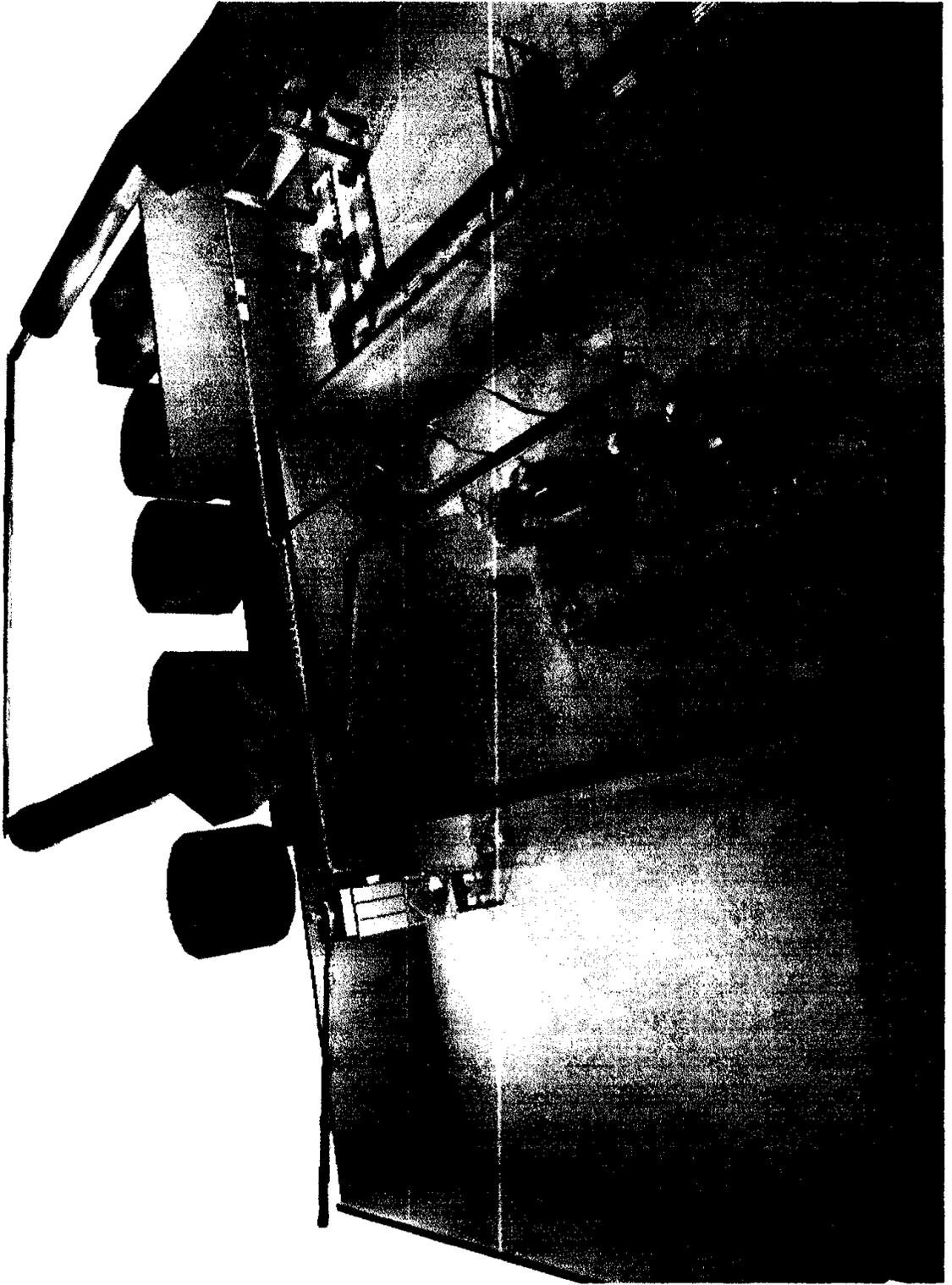


Figura 2. Isometría de la planta de envasado.

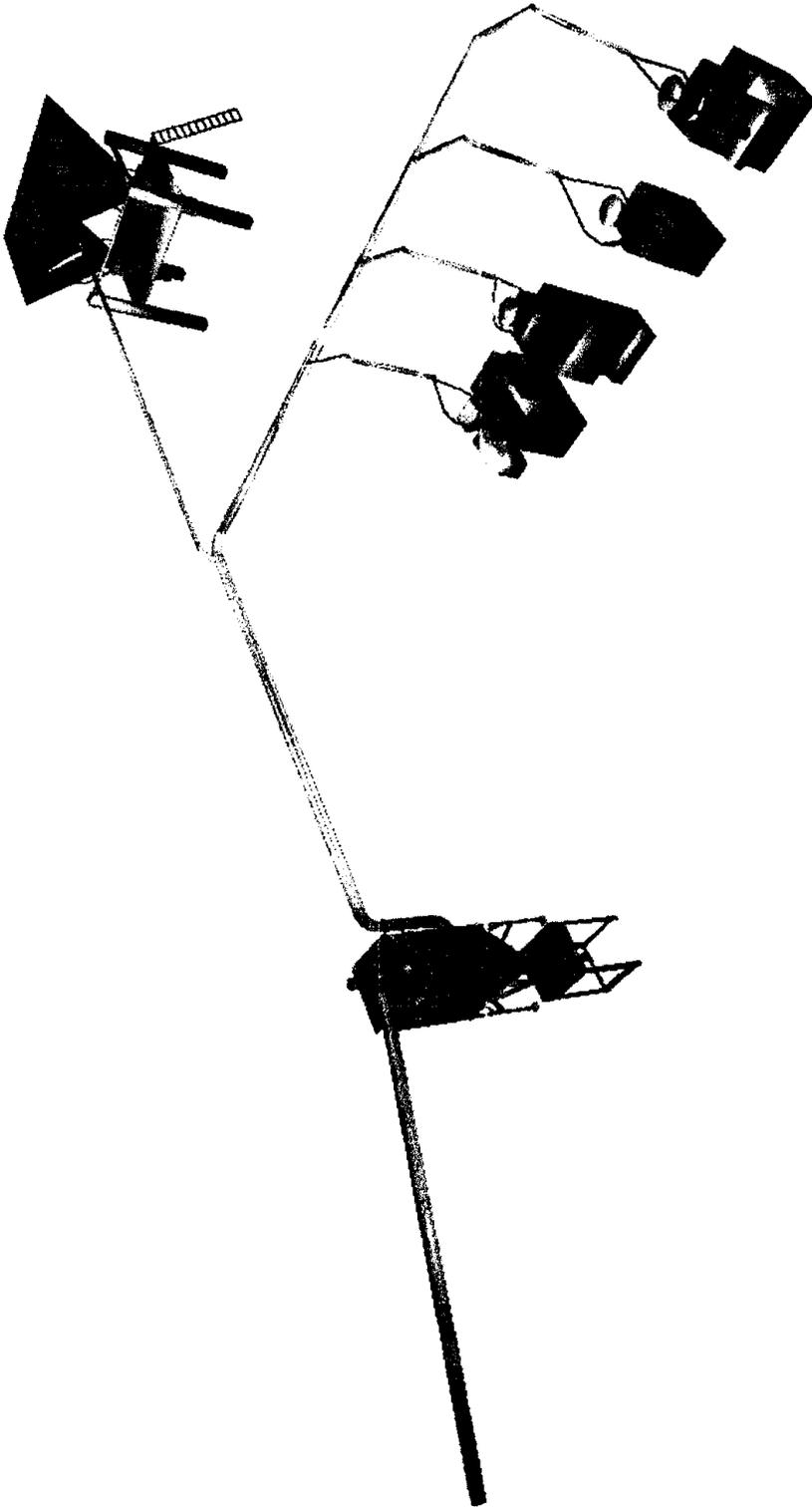


Figura 3. Isometría del sistema de extracción de polvo de azúcar.

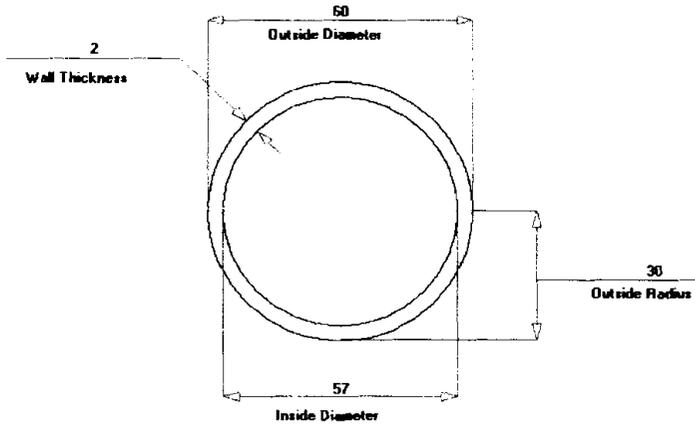
## **APENDICE H**

# **DIÁMETROS COMERCIALES DE CONDUCTOS.**



**CIB-ESPOL**

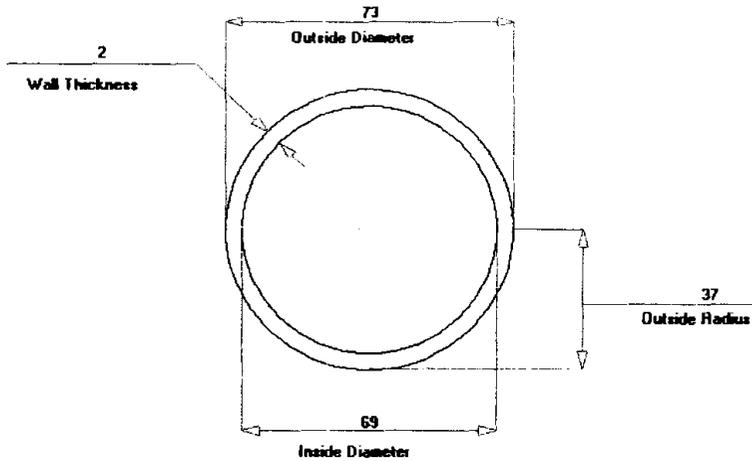
50 Sch-5S Pipe Information



Weight	2	Kg/Mtr
Weight Including Water	5	Kg/Mtr
Moment of Inertia	13	mm <sup>4</sup>

Figura 1. Tubería de 50 mm.

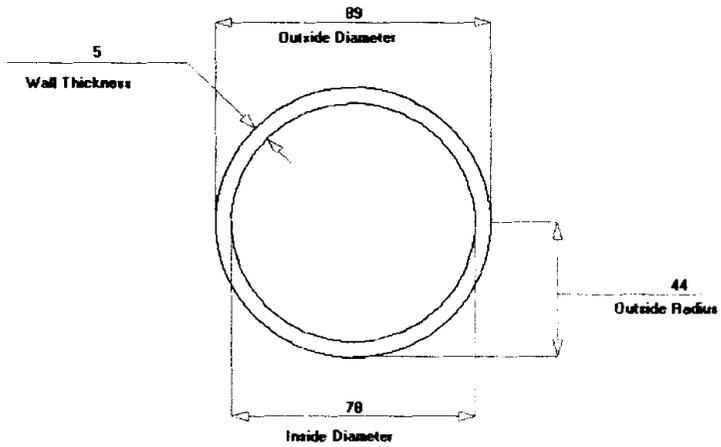
65 Sch-5S Pipe Information



Weight	4	Kg/Mtr
Weight Including Water	7	Kg/Mtr
Moment of Inertia	30	mm <sup>4</sup>

Figura 2. Tubería de 65 mm.

80 Sch-STD Pipe Information



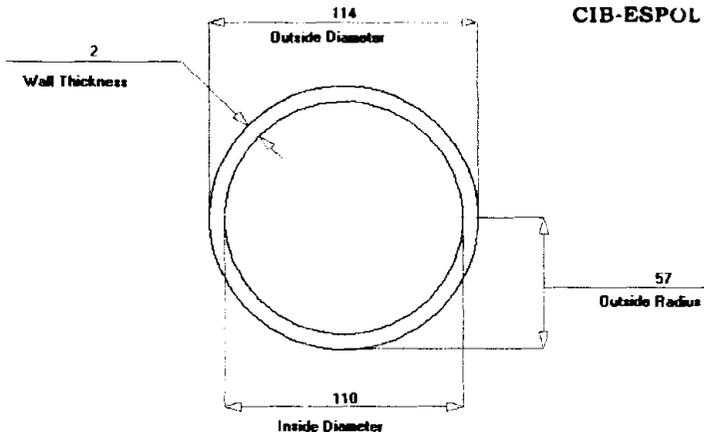
Weight	11	Kg/Mtr
Weight Including Water	16	Kg/Mtr
Moment of Inertia	126	mm <sup>4</sup>

Figura 3. Tubería de 80 mm.

100 Sch-5S Pipe Information



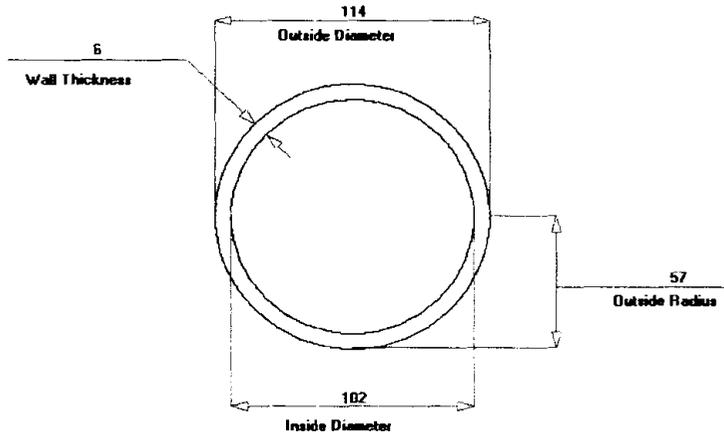
CIB-ESPOL



Weight	6	Kg/Mtr
Weight Including Water	15	Kg/Mtr
Moment of Inertia	117	mm <sup>4</sup>

Figura 4. Tubería de 100 mm

100 Sch-STD Pipe Information



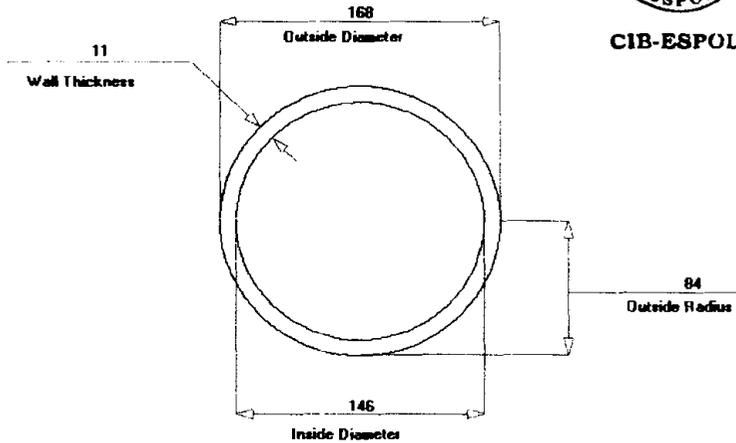
Weight	16	Kg/Mtr
Weight Including Water	24	Kg/Mtr
Moment of Inertia	301	mm <sup>4</sup>

Figura 5. Tubería de 100 mm std

150 Sch-80S Pipe Information



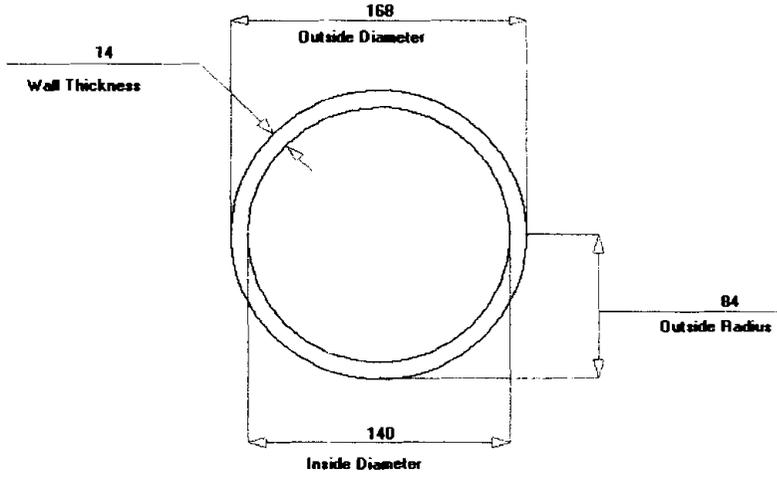
CIB-ESPOL



Weight	43	Kg/Mtr
Weight Including Water	59	Kg/Mtr
Moment of Inertia	1685	mm <sup>4</sup>

Figura 6. Tubería de 150 mm

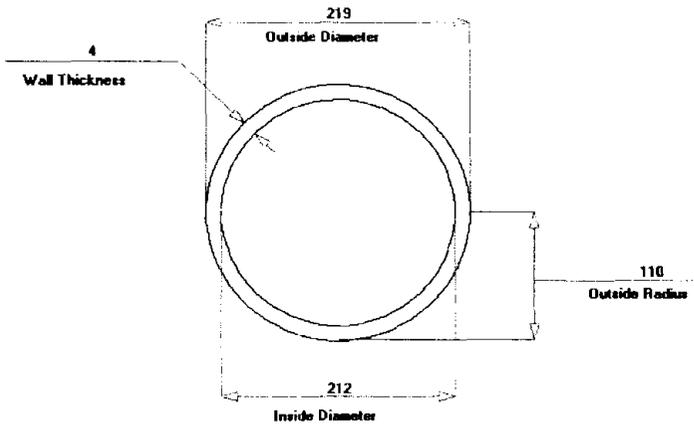
150 Sch-120 Pipe Information



Weight	54	Kg/Mtr
Weight Including Water	70	Kg/Mtr
Moment of Inertia	2066	mm <sup>4</sup>

Figura 7. Tubería de 150 mm

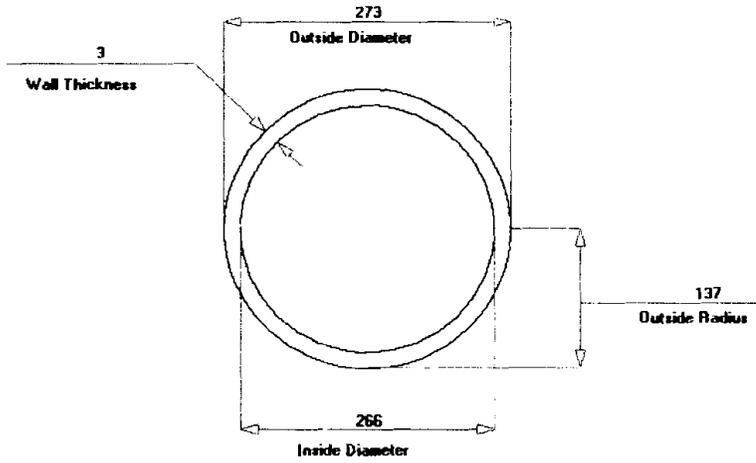
200 Sch-10 Pipe Information



Weight	20	Kg/Mtr
Weight Including Water	55	Kg/Mtr
Moment of Inertia	1464	mm <sup>4</sup>

Figura 8. Tubería de 200 mm

250 Sch-5S Pipe Information



Weight	23	Kg/Mtr
Weight Including Water	78	Kg/Mtr
Moment of Inertia	2619	mm <sup>4</sup>

Figura 9. Tubería de 250 mm

## **APENDICE I**

# **TABLAS PARA CALCULOS EN PERDIDAS EN CONDUCTOS.**



**CIB-ESPOL**

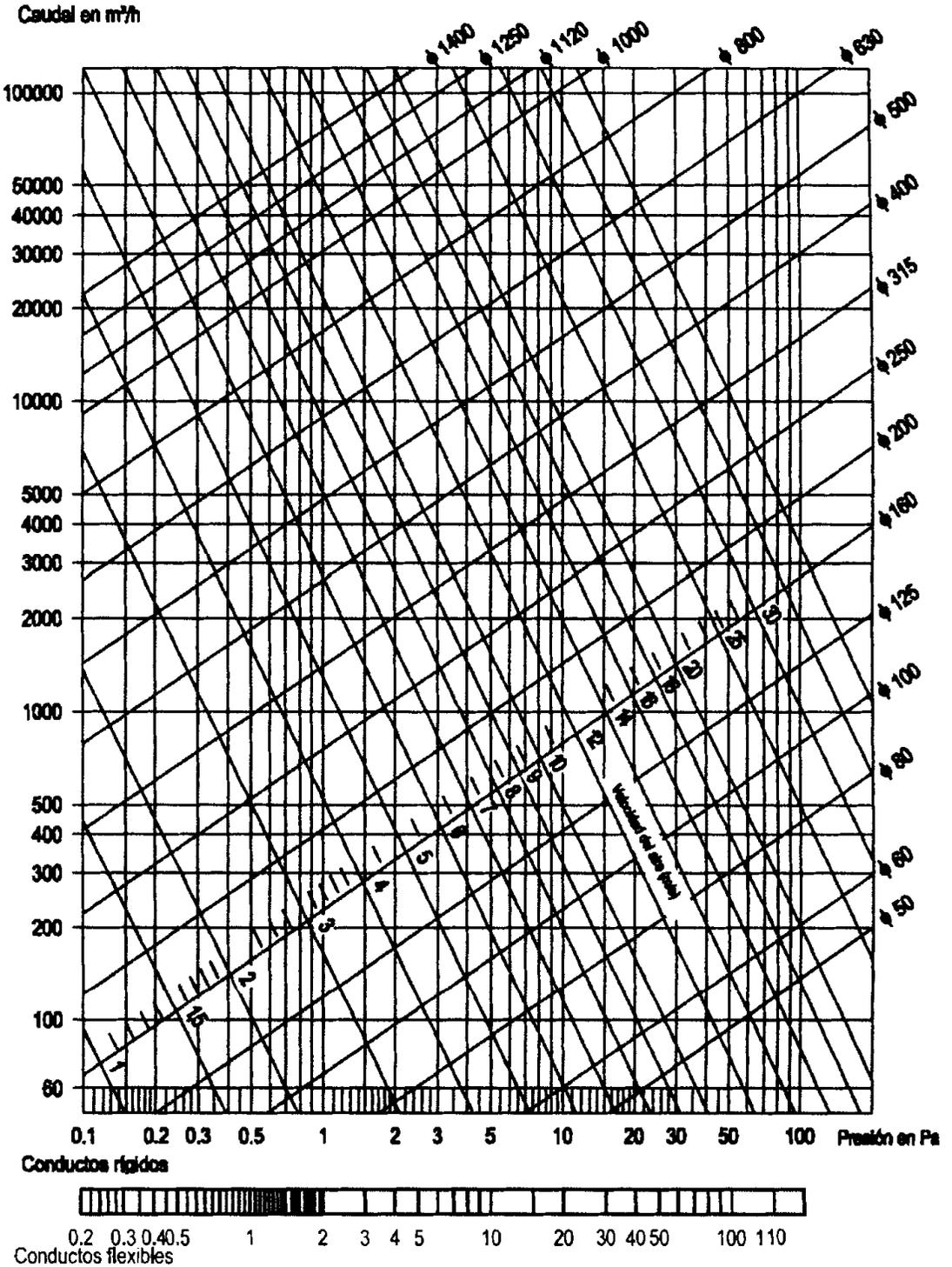
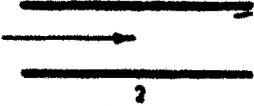
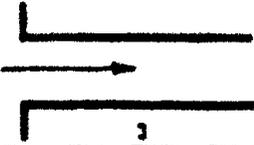
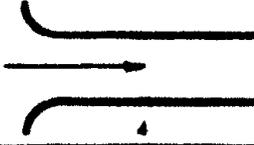
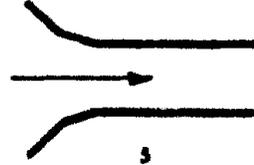
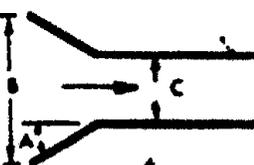
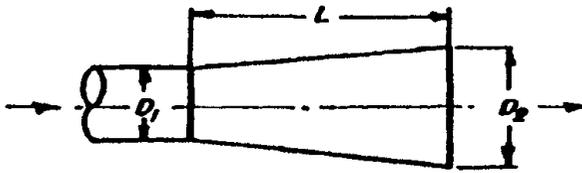


Grafico 1. Perdida de carga en conductos circulares

ILLUSTRATION 3—PIPE ENTRANCE LOSSES	
ENTRY	LOSS IN % OF PIPE V. P.
	GRINDER HOOD 60%
	UNFLANGED PIPE 90%
	FLANGED PIPE 50%
	SMOOTH WELL-ROUNDED 3%
	FABRICATED WELL-SHAPED 5%
	"A" LESS THAN 45° % LOSS = 100% "B" V P 25% "C" V P

Referencia [21]

Figura 2. Factor de pérdidas a las entradas de los conductos.

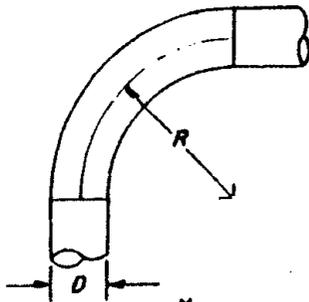


Reganancia (R), fracción de la VP de entrada						
L/D	Relación $D_2/D_1$					
	1.2:1	1.3:1	1.4:1	1.5:1	1.6:1	1.7:1
10:1	0.37	0.39	0.38	0.35	0.31	0.27
1.5:1	0.39	0.46	0.47	0.46	0.44	0.41
20:1	0.42	0.49	0.52	0.52	0.51	0.49
3.0:1	0.44	0.52	0.57	0.59	0.60	0.59
4.0:1	0.45	0.55	0.60	0.63	0.63	0.64
5.0:1	0.47	0.56	0.62	0.65	0.66	0.68
7.5:1	0.48	0.58	0.64	0.68	0.70	0.72



CIB-ESPOL

Figura 3. Reganancia estática para expansiones.

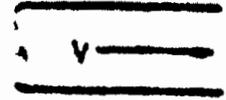
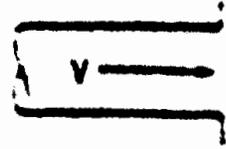


\* For 60° elbows — x.67  
 For 45° elbows — x.5

R, No. of Diameters	Loss Fraction of VP
2.75 D	0.26
2.50 D	0.22
2.25 D	0.26
2.00 D	0.27 .4†
1.75 D	0.32
1.50 D	0.39
1.25 D	0.55

ROUND ELBOWS

Figura 4. factores de resistencia K para codos, en función de presión dinámica.



$K = 1.0$

	$\alpha$	$\alpha$
	90	135
	1.0	0.6
	1.5	0.9

**Rejilla estampada**  
**Sup. libre 70% 60% 50%**  
**K 2 3 5**

Referencia [28]

Figura 5. Factores para entradas, salidas y derivaciones (Y pantalón)



CIB-ESPOL

## **APENDICE J**

**DIMENSIONES DEL SISTEMA DE EXTRACCIÓN Y DEL CUERPO DEL COLECTOR DE POLVO TIPO CHORRO PULSANTE.**

## **APÉNDICE K**

**CARACTERÍSTICAS DE LA ESCLUSA ROTATORIA.**

**CAPACIDAD**

<b>Modelo</b>	<b>Diámetro.</b>	<b># cangilones</b>	<b>Motor</b>	<b>Capacidad (ft<sup>3</sup> / rev) <input type="checkbox"/></b>	<b>RPM</b>
OI-6	6"	6	½ HP	0.06	22
OI-8	8"	6	½ HP	0.17	22
OI-10	10"	6	½ HP	0.37	22
OI-12	12"	6	1 HP	0.66	22

$(Ft^3/Rev) (DENSIDAD\ Lbs/Ft^3) (RPM) (EV) = Lbs/min$

EV = Eficiencia volumétrica . Factor empírico expresado en % y es relacionado con el llenado del cangilón según características del sistema / material manejado.

## **APENDICE L**

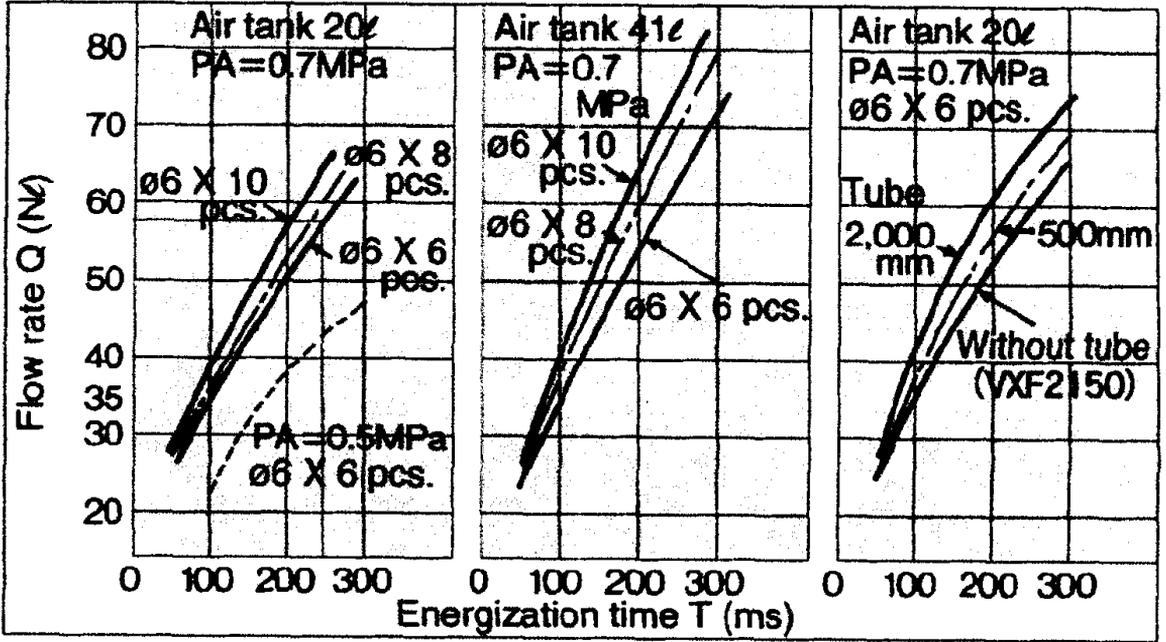
### **SELECCIÓN DE LA VÁLVULA DE PULSO.**



**CIB-ESPOL**

# Data (A) Flow Characteristics

VXF2150, VXFA2150



Referencia [2]

Tabla 1. Selección de la válvula de acuerdo al intervalo de limpieza.

Válvulas solenoide de 2 vías para limpieza de filtro de manga

# Serie VXF21/22

Comodidad de montaje. (diseño "L") Ahorro significativo de aire comprimido, debido al gran caudal instantáneo. Mayor eficacia operativa debido a una alta velocidad de respuesta: 50ms.

El filtro de manga se limpia por una descarga de aire a alta velocidad junto con un fuerte impacto generado por el gran caudal instantáneo. Esto permite menores tiempos de actuación y ahorro de aire comprimido. Larga vida útil. Solenoide de alta potencia.

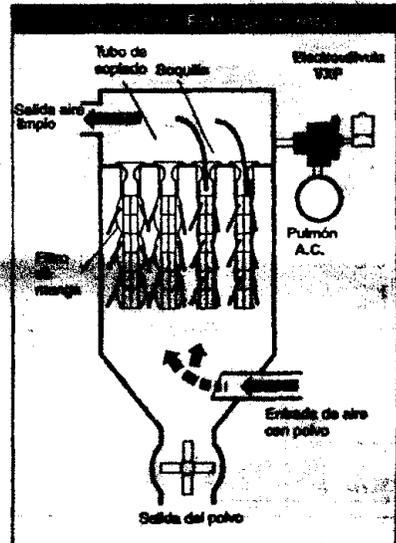
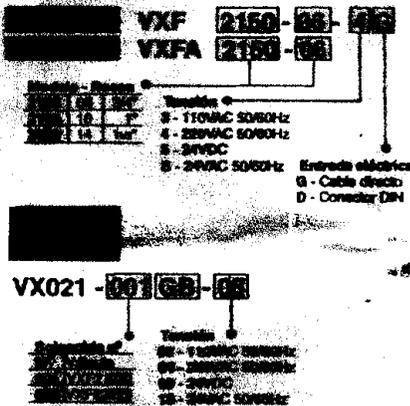
## Especificaciones



Modelo	212 Normal Cerrada		
Función	2V2 Normal Cerrada		
Fluido Aplicable	AIRE ( Estándar, seco )		
Tamaño	3/4"	1"	1 1/2"
Ø Conexión	20 mm	27 mm	40 mm
Cv	9.5	19	45
Área efectiva	170 mm <sup>2</sup>	330 mm <sup>2</sup>	810 mm <sup>2</sup>
Diferencial de presión	0.3 kgf/cm <sup>2</sup>   0.03 MPa		
Presión de prueba	20.4 kgf/cm <sup>2</sup>   2.0 MPa		
Diferencial de presión	10.2 kgf/cm <sup>2</sup>   1 MPa		
Consumo CA* 50/60Hz	4.5 W CA	4.5 W CA	7.5 W CA
Consumo CA* 50/60Hz	20 VA	20 VA	40 VA
Consumo CA* 50/60Hz	11 VA	11 VA	18 VA
Consumo CC*	6 W CC	6 W CC	6 W CC
Temperatura fluido y amb.	-10 - 60°C **		

\* CA = Corriente Alterna CC = Corriente Continua VA = Volt Ampere. (Potencia aparente) W = Watt  
 \*\* Punto de rocío: -10°C a presión atmosférica o menor.

## Como pedir



Referencia [2]

Figura 2. Especificaciones de la válvula de pulso



CIB-ESPOL

## **APENDICE M**

### **SELECCIÓN DEL VENTILADOR CENTRIFUGO.**



## APENDICE N

# DETERMINACIÓN DEL PUNTO OPTIMO DE OPERACION



CIB-ESPOL

Tiempo De Filtrado	Masa (G)																		Eficiencia (%)		
	tanque 1/2Kg			tanque 1Kg			tanque 2Kg			tanque 5Kg			tanque 50Kg(a)			tanque 50Kg(b)				total diferencia	masa en tolva
	masa inicial	masa final	diferencia	masa inicial	masa final	diferencia	masa inicial	masa final	diferencia												
<b>1</b>	1000	977	<b>23</b>	1000	972	<b>28</b>	1000	980	<b>20</b>	1000	965	<b>35</b>	1000	967	<b>33</b>	1000	971	<b>29</b>	<b>168</b>	<b>109</b>	<b>64,88</b>
<b>2</b>	1000	951	<b>49</b>	1000	949	<b>51</b>	1000	956	<b>44</b>	1000	948	<b>52</b>	1000	940	<b>60</b>	1000	937	<b>63</b>	<b>319</b>	<b>225</b>	<b>70,53</b>
<b>4</b>	1000	923	<b>77</b>	1000	919	<b>81</b>	1000	924	<b>76</b>	1000	914	<b>86</b>	1000	865	<b>135</b>	1000	857	<b>143</b>	<b>598</b>	<b>483</b>	<b>80,77</b>
<b>6</b>	1000	874	<b>126</b>	1000	882	<b>118</b>	1000	869	<b>131</b>	1000	872	<b>128</b>	1000	804	<b>196</b>	1000	811	<b>189</b>	<b>888</b>	<b>754</b>	<b>84,91</b>
<b>8</b>	1000	835	<b>165</b>	1000	826	<b>174</b>	1000	842	<b>158</b>	1000	830	<b>170</b>	1000	739	<b>261</b>	1000	723	<b>277</b>	<b>1205</b>	<b>923</b>	<b>76,60</b>

Tabla 1. tiempo optimo de operación y máxima eficiencia del colector

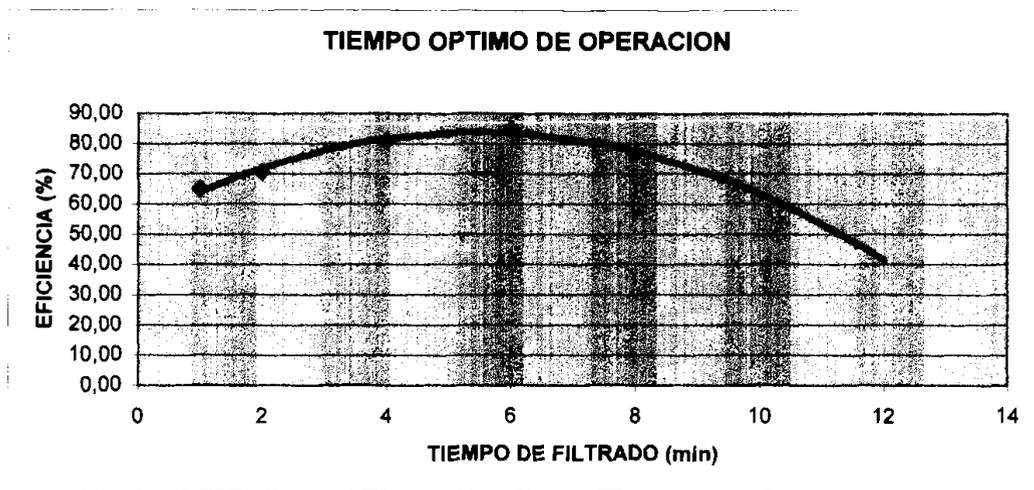


Figura 1. Tiempo optimo de operación a máxima eficiencia

tiempo de filtrado	masa papel filtro (g)			concentración (g/m <sup>3</sup> )
	masa inicial	masa final	diferencia	
1	9	11,2	2,2	0,000932203
2	8	9,8	1,8	0,000381356
4	8	8,9	0,9	9,5339E-05
6	8	10,4	2,4	1,695E-04
8	8	11,8	3,8	2,013E-04

Tabla 2. Determinación de la concentración óptima de salida.

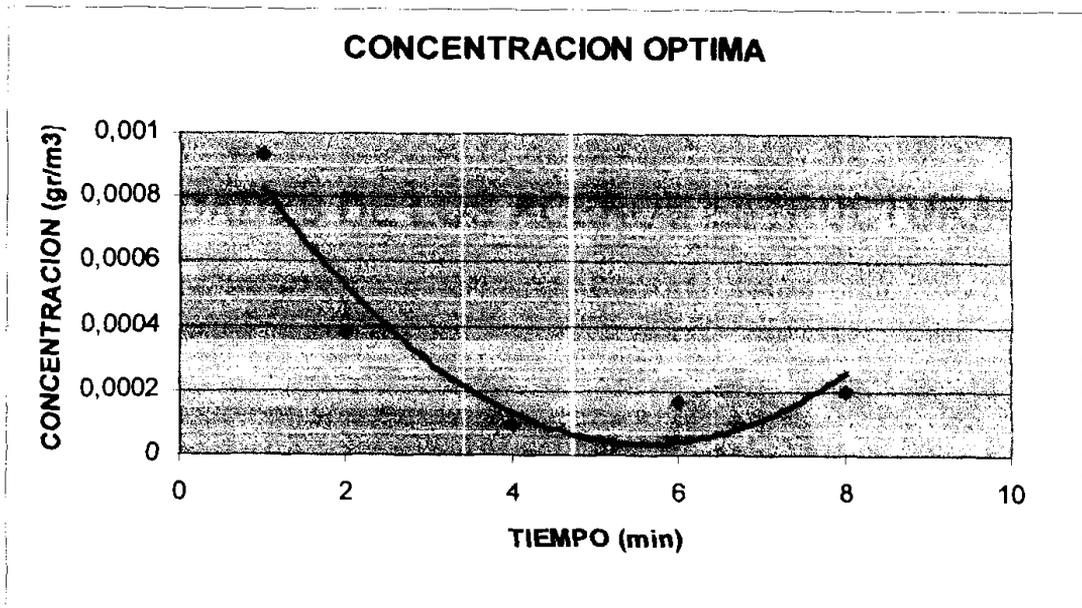


Figura 1. Concentración mínima y óptima de salida.

## APENDICE O

# PROPIEDADES DE LOS ACEROS ESTRUCTURALES.

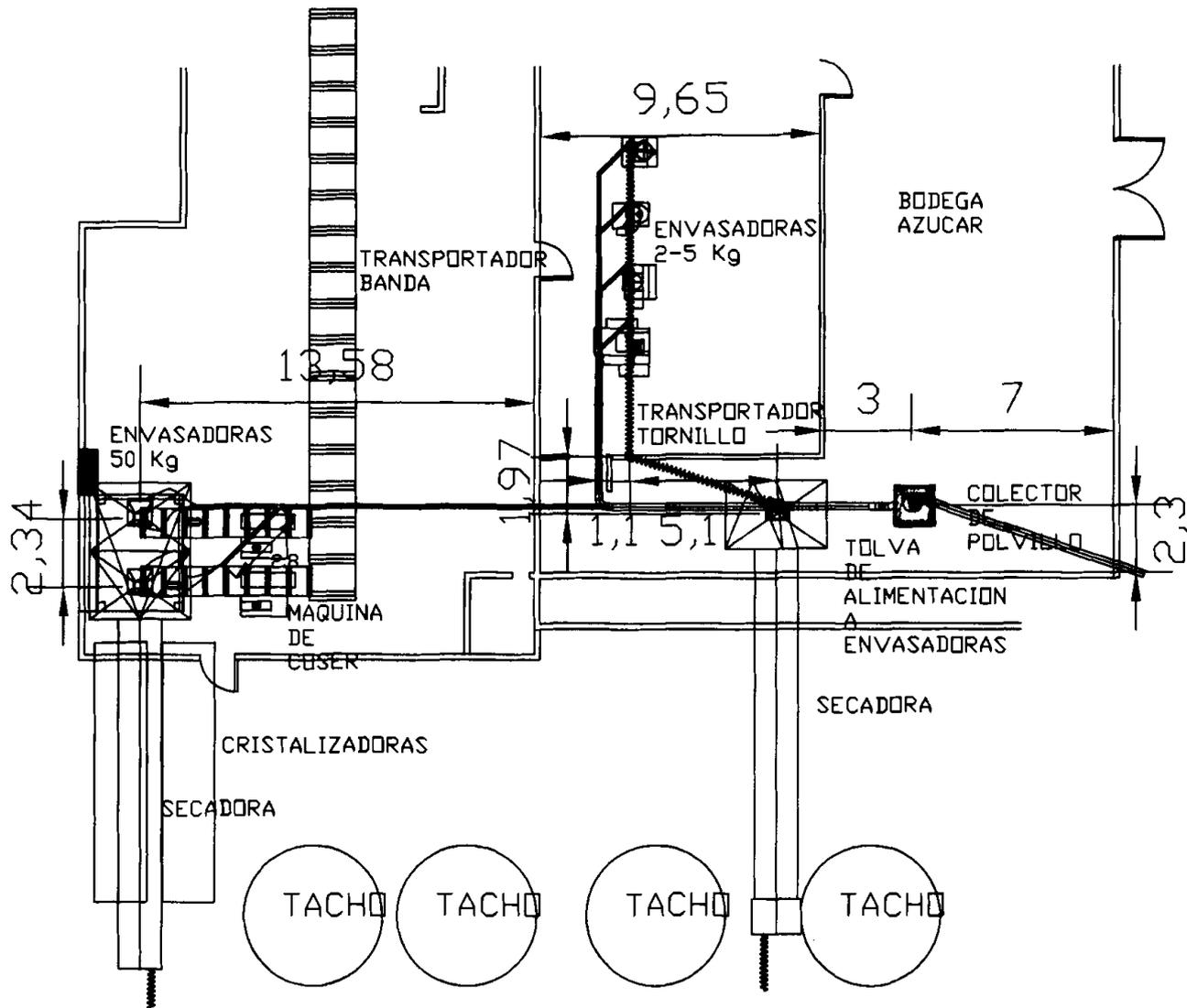


CIB-ESPOL

PROPIEDADES DE LOS MATERIALES					
FORMA	ESPECIFICACION		(1000 PSI)		
	NUMERO	GRADO	VALOR MAXIMO PERMITIDO A TENSION	RESISTENCIA A LA TENSION	PUNTO DE CEDENCIA
PLACA	SA 283	C	12,7	55	30
	<b>SA 285</b>	C	<b>13,75</b>	55	30
	SA 515	55	13,75	55	30
	SA 515	60	15	60	32
	SA 515	65	16,3	65	36
	SA 515	70	17,5	70	38
	SA 516	55	13,8	55	30
	SA 516	60	15	60	32
	SA 516	65	16,3	65	35
	SA 516	70	17,5	70	38
BRIDAS Y ACCESORIO	SA 105		17,5	70	36
	SA 181	1	15	60	30
	SA 350	LF1 LF2	15,0 17,5	60 70	30 36
TUBOS SIN COSTURA	SA 53	B	15	60	35
	SA 106	B	15	60	35
TORNILLERIA	SA 193	B7	25	125	105
	SA 194	2B		55	
	SA 307	B		55	

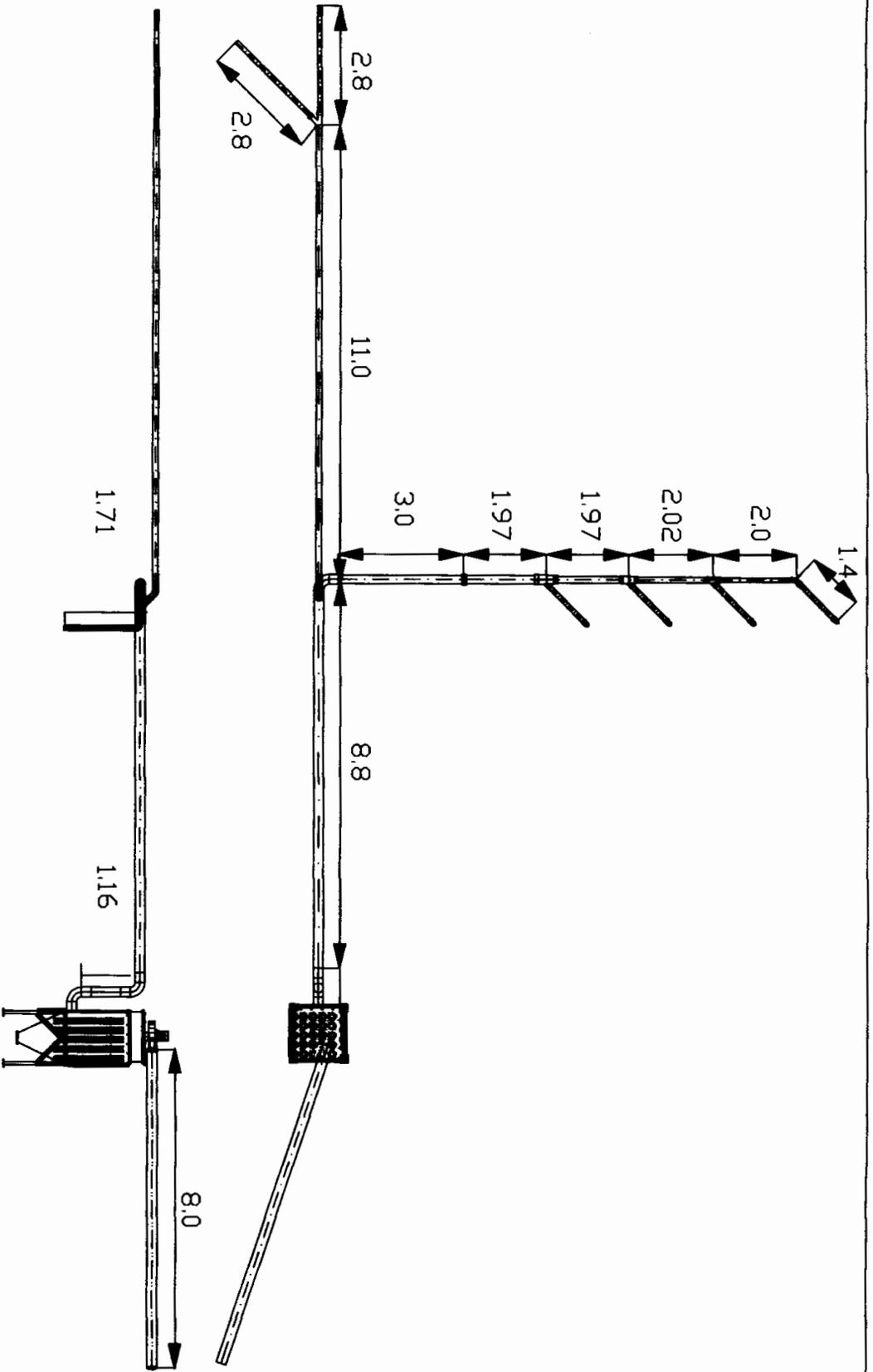
Referencia[14]

Tabla 1. Propiedades de los aceros estructural para recipientes a presión.



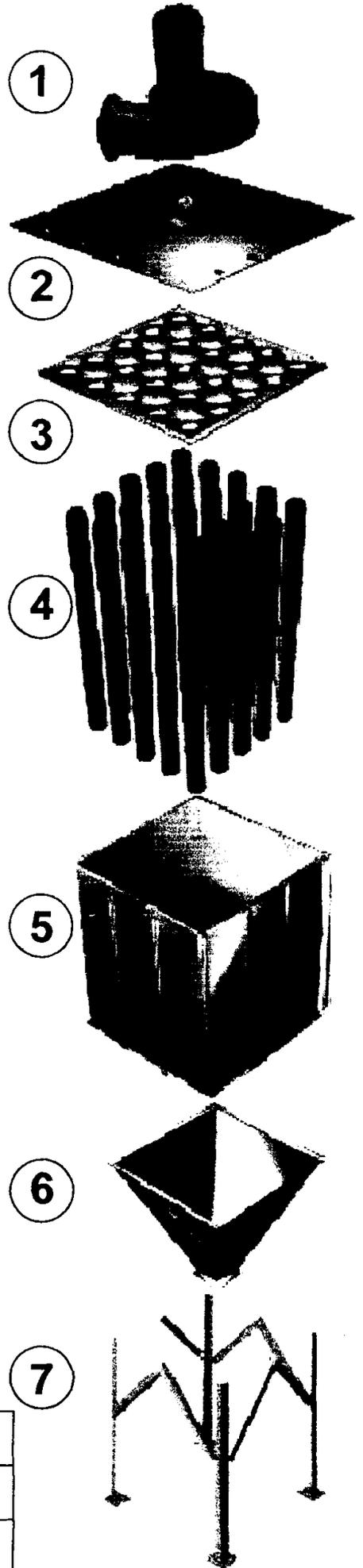
CIB-ESPOL

Diseño Luis Buchelli C.	Revisado Ing Francisco Andrade.	Fecha 27/10/04	Unidades: m.	Escala 1:250
<b>FIMCP-ESPOL</b>			Nombre: COMPAÑIA AZUCARERA "VALDEZ"	Plano: 1
Parte: DEPARTAMENTO DE ENVASADO DE AZUCAR				



Diseño Luis Buchelli C.	Revisado Ing Francisco Andrade.	Fecha 27/10/04	Unidades: m.	Escala 1:150
<b>FIMCP-ESPOL</b>		Nombre: SISTEMA DE EXTRACCION DE POLVO DE AZUCAR		Plano: 2
Parte: RED DE TUBERIAS DE TRANSPORTE				

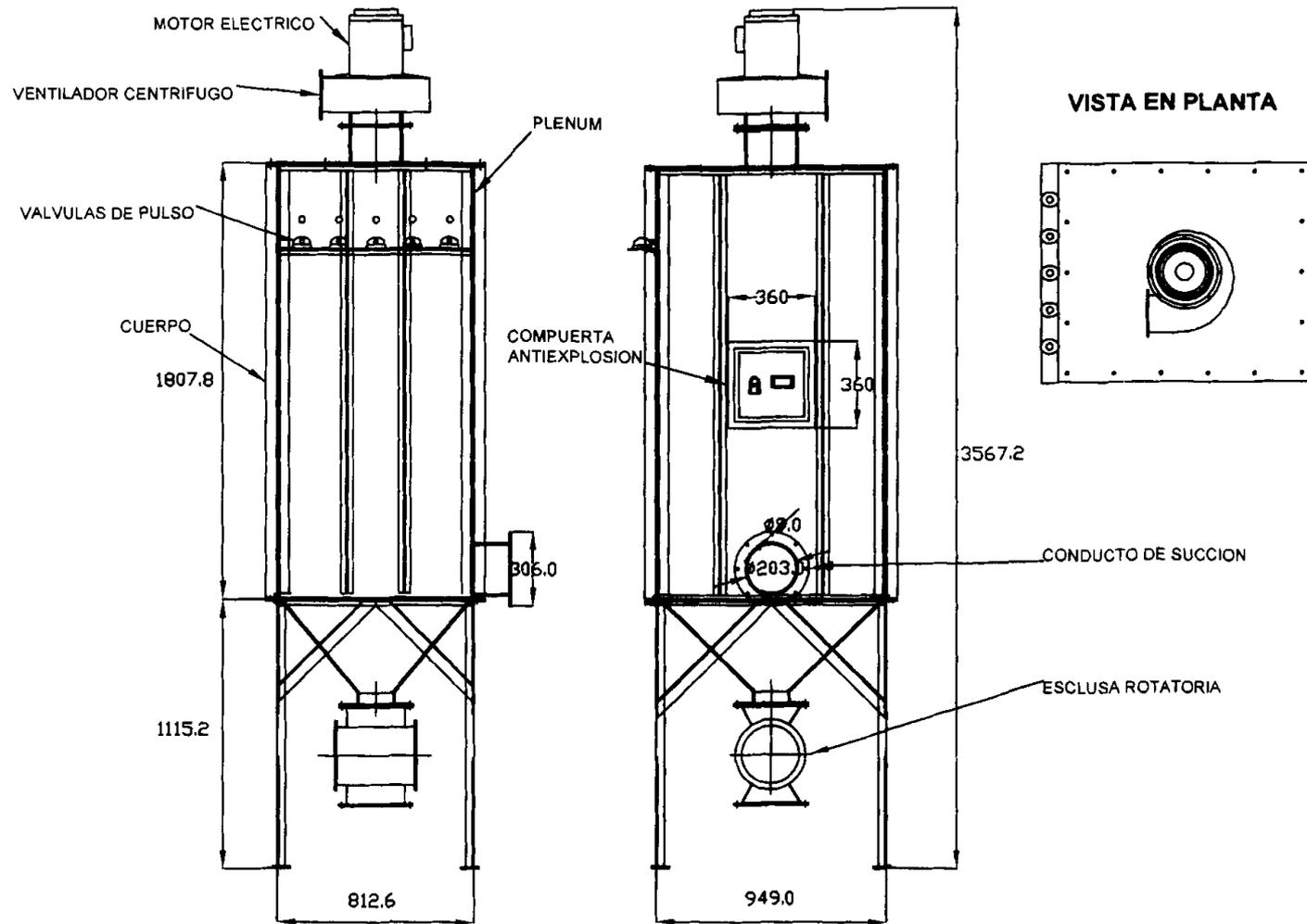




CIB-ESPOL

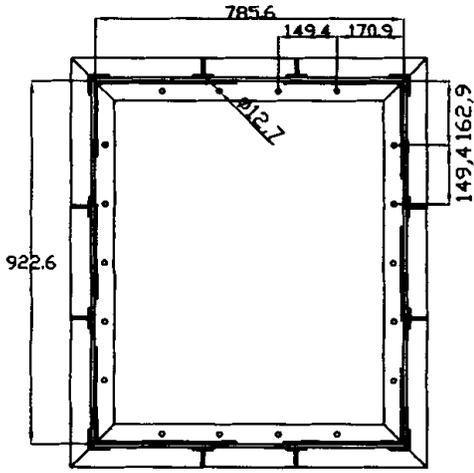
PARTE	DESCRIPCION
01	VENTILADOR CENTRIFUGO
02	TAPA SUPERIOR
03	ESPEJO PORTA MANGAS
04	CONJUNTO MANGA CANASTILLA
05	CUERPO
06	TOLVA DE DESCARGA
07	PATAS Y SOPORTES

Diseño Luis Buchelli C.	Revisado Ing Francisco Andrade.	Fecha 27/10/04	Unidades: mm.	Escala S/N
<b>FIMCP-ESPOL</b>	Nombre: SISTEMA DE EXTRACCION DE POLVO DE AZUCAR			Plano: 3
	Parte: COLECTOR DE POLVO TIPO CHORRO PULSANTE			

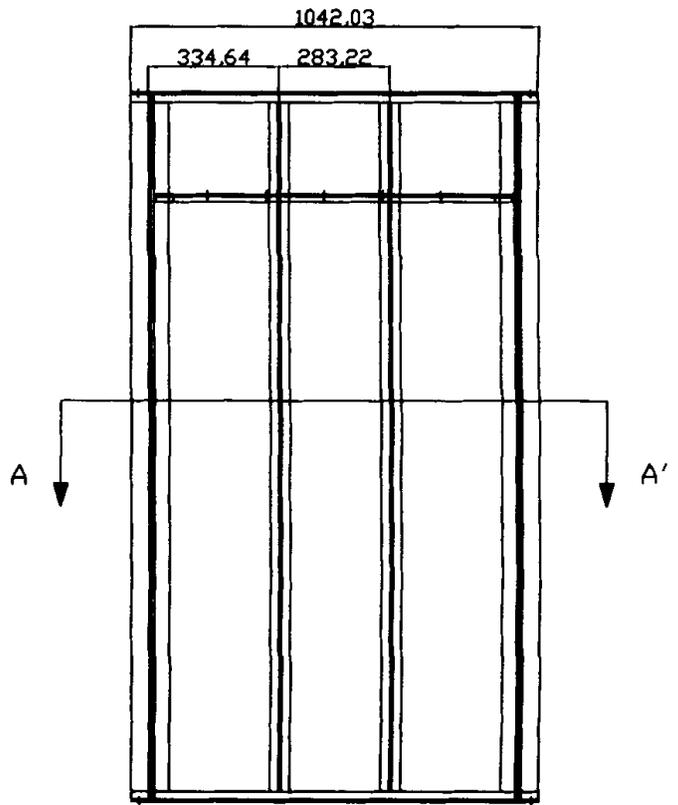
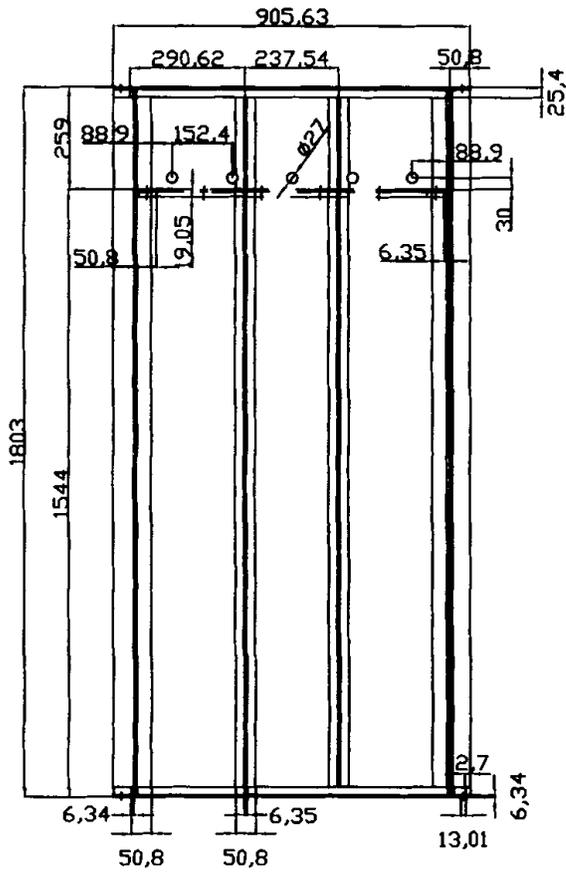
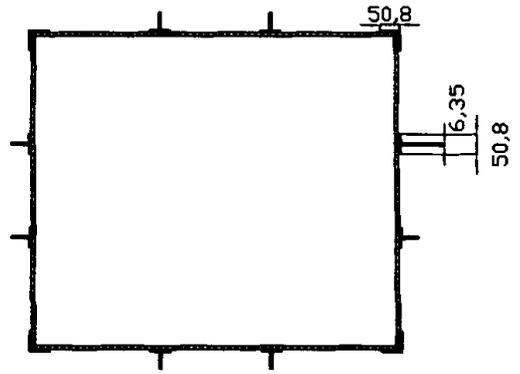


CIB-ESPOL

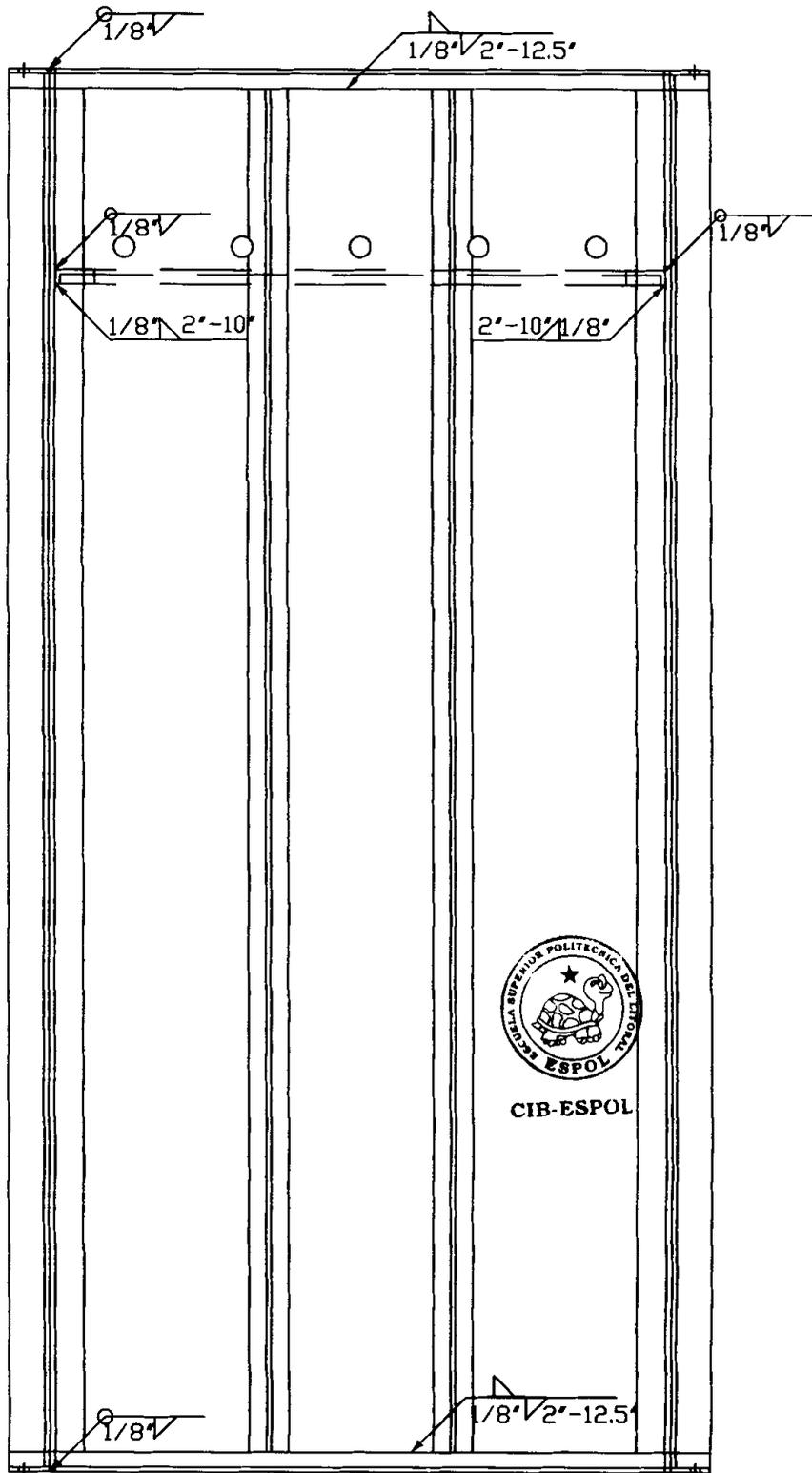
Diseño Luis Buchelli C.	Revisado Ing Francisco Andrade.	Fecha 27/10/04	Unidades: mm.	Escala 1:250
<b>FIMCP-ESPOL</b>			Nombre: SISTEMA DE EXTRACCION DE POLVO DE AZUCAR	Plano: <b>4</b>
			Parte: COLECTOR DE POLVO TIPO CHORRO PULSANTE	



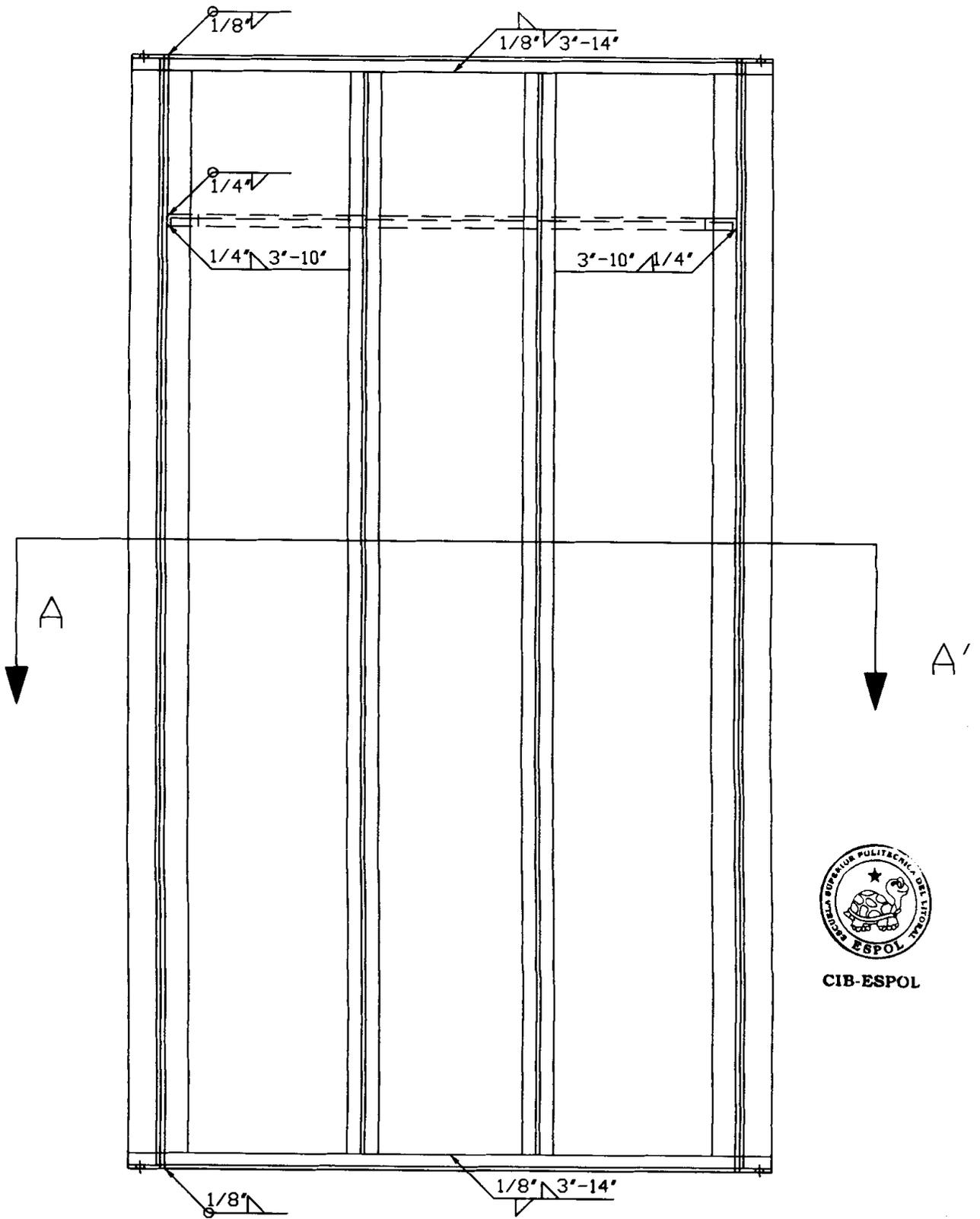
CORTE A - A'



Diseño Luis Buchelli C.	Revisado Ing Francisco Andrade.	Fecha 27/10/04	Unidades: mm.	Escala 1:200
<b>FIMCP-ESPOL</b>	Nombre: COLECTOR DE POLVO TIPO CHORRO PULSANTE			Plano: 5
	Parte: PLANCHAS LATERALES			

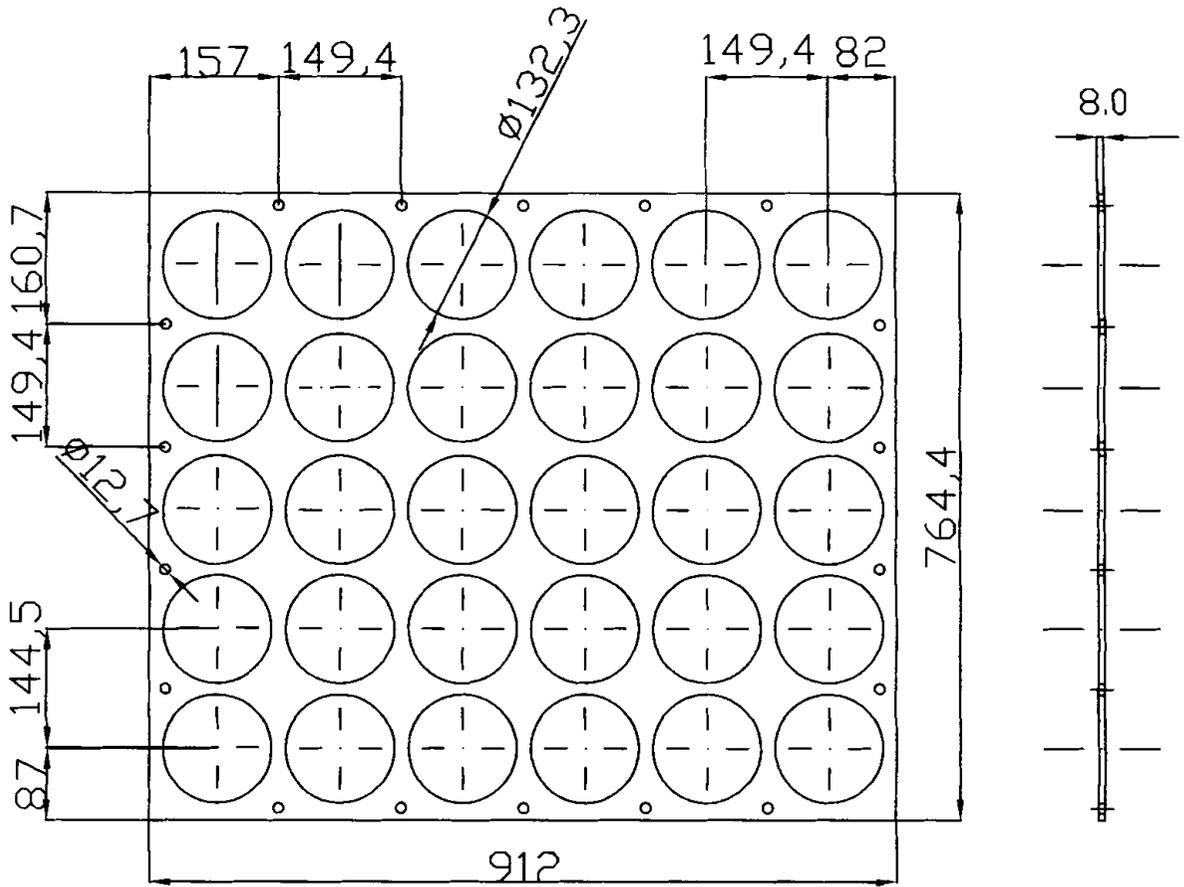


Diseño Luis Buchelli C.	Revisado Ing Francisco Andrade.	Fecha 27/10/04	Unidades: mm.	Escala 1:100
<b>FIMCP-ESPOL</b>	Nombre: SOLDADURA COLECTOR DE POLVO			Plano: <b>6</b>
	Parte: PLANCHA LATERAL A			

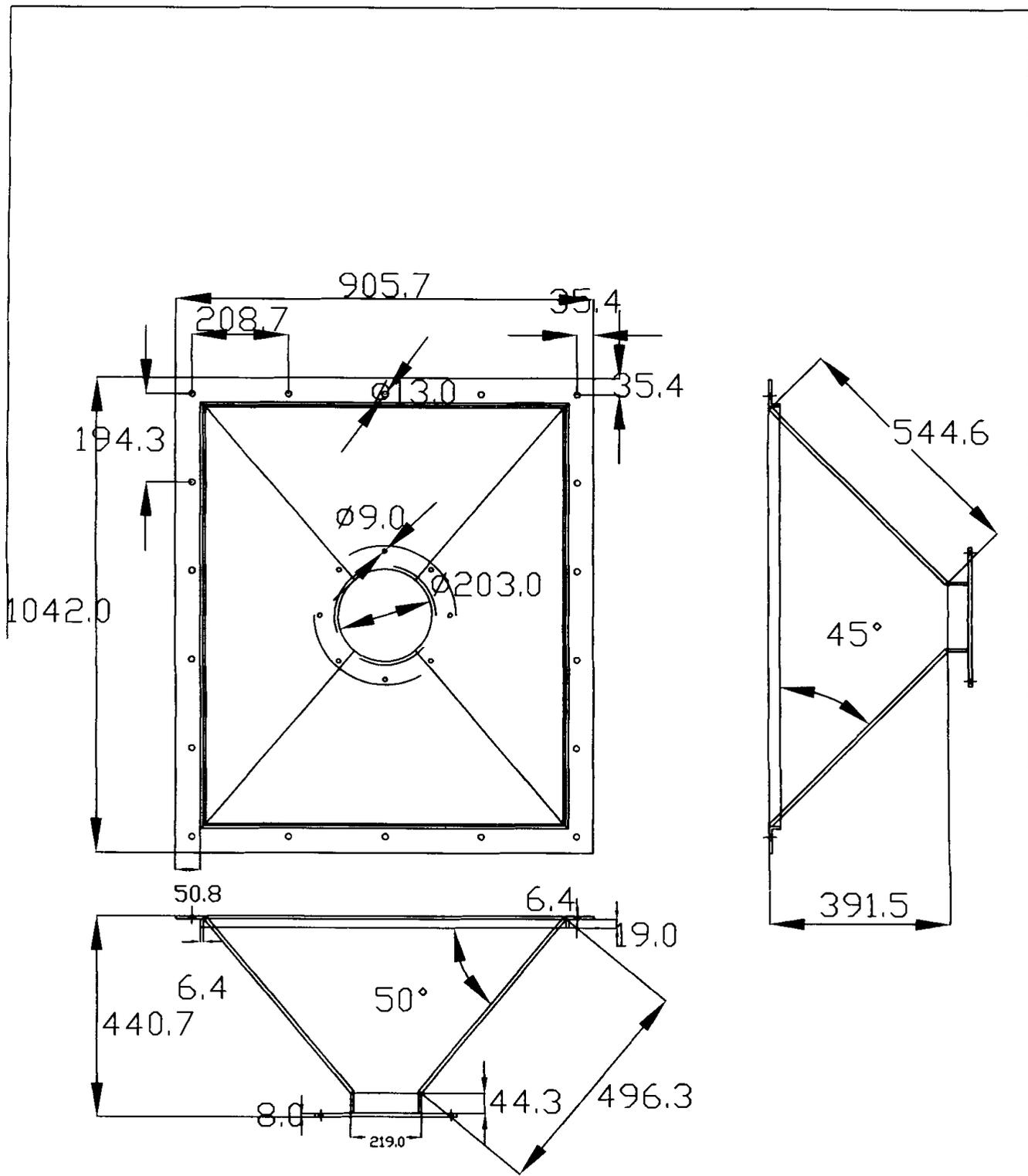


CIB-ESPOL

Diseño Luis Buchelli C.	Revisado Ing Francisco Andrade.	Fecha 27/10/04	Unidades: mm.	Escala 1:100
<b>FIMCP-ESPOL</b>	Nombre: SOLDADURA COLECTOR DE POLVO			Plano: 7
	Parte: PLANCHA LATERAL B			

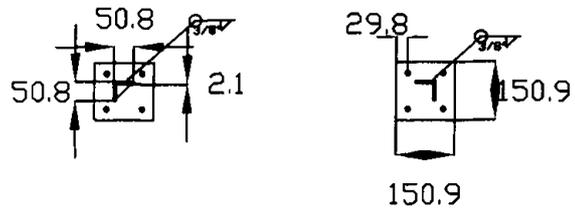


Diseño Luis Buchelli C.	Revisado Ing Francisco Andrade.	Fecha 27/10/04	Unidades: mm.	Escala 1:100
<b>FIMCP-ESPOL</b>	Nombre: COLECTOR DE POLVO TIPO CHORRO PULSANTE			Plano: 8
	Parte: ESPEJO			

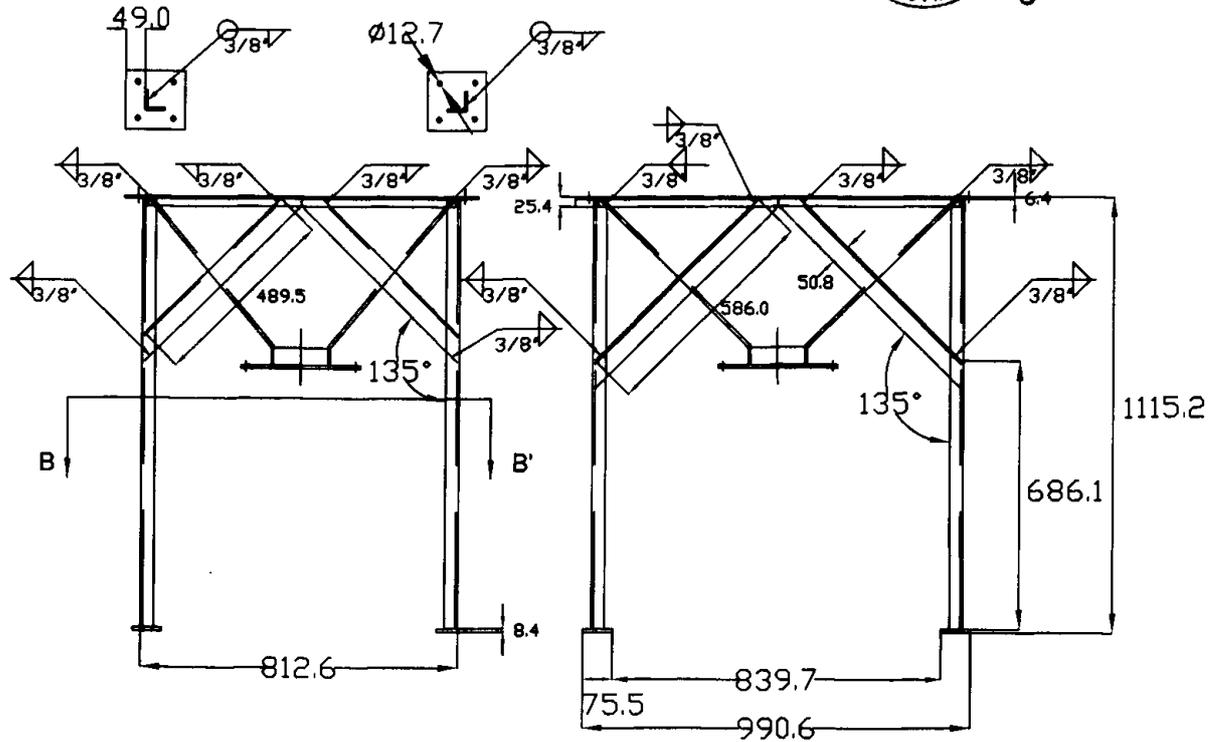


Diseño Luis Buchelli C.	Revisado Ing Francisco Andrade.	Fecha 27/10/04	Unidades: mm.	Escala 1:125
<b>FIMCP-ESPOL</b>	Nombre: COLECTOR DE POLVO TIPO CHORRO PULSANTE			Plano: 9
	Parte: TOLVA DE DESCARGA			

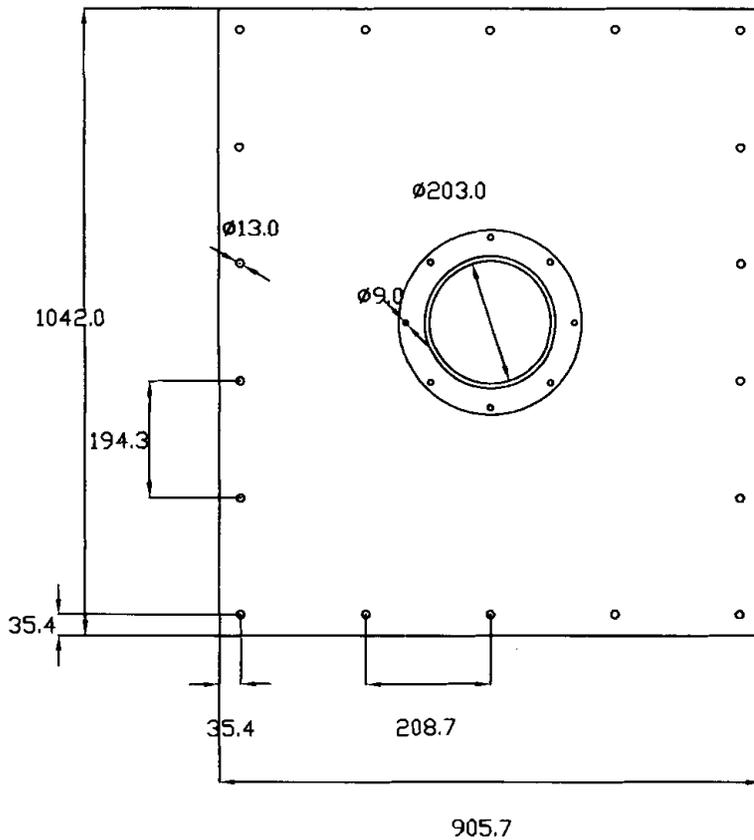
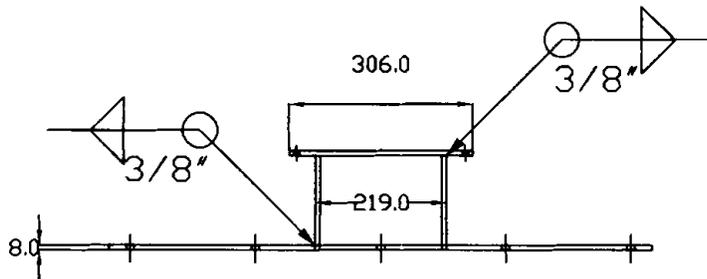
CORTE B-B'



CIB-ESPOL

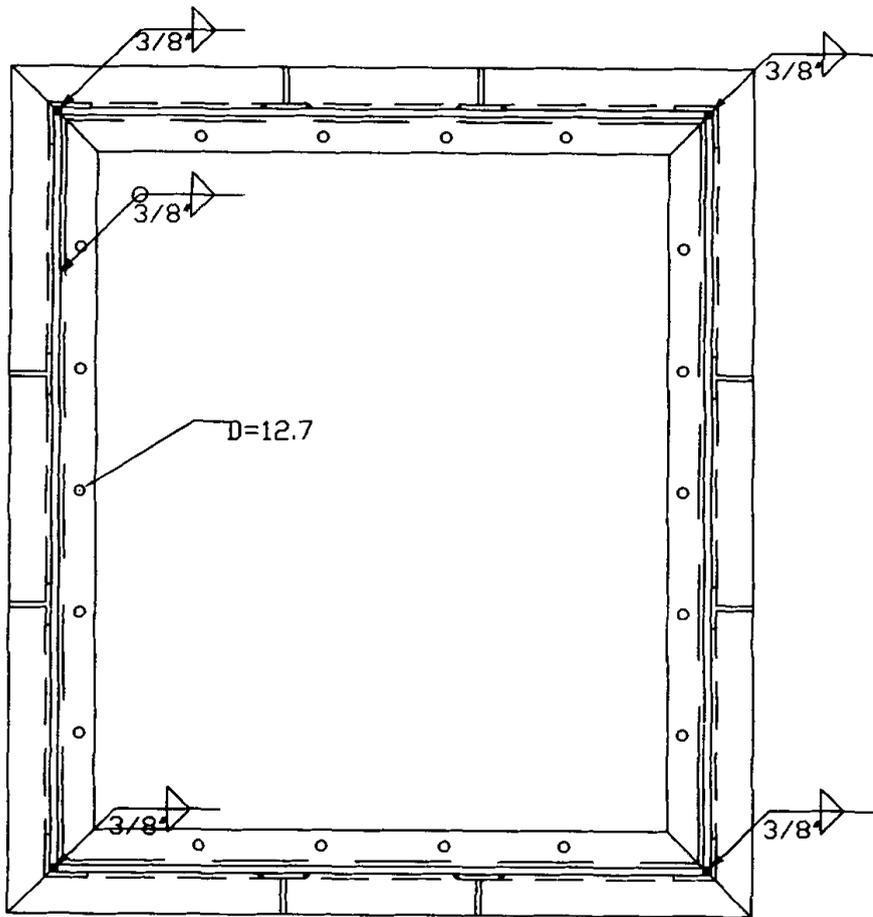


Diseño Luis Buchelli C.	Revisado Ing Francisco Andrade.	Fecha 27/10/04	Unidades: mm.	Escala 1:200
Nombre: COLECTOR DE POLVO TIPO CHORRO PULSANTE				Plano: 10
Parte: TOLVA Y PATAS				



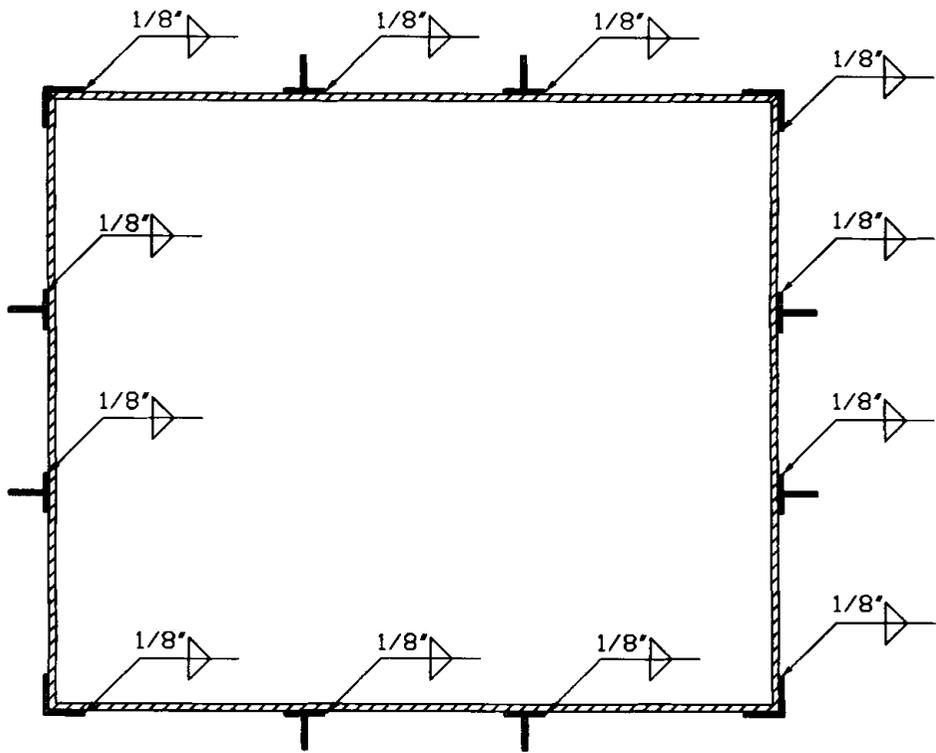
CIB-ESPOL

Diseño Luis Buchelli C.	Revisado Ing Francisco Andrade.	Fecha 27/10/04	Unidades: mm.	Escala 1:125
<b>FIMCP-ESPOL</b>	Nombre: COLECTOR DE POLVO TIPO CHORRO PULSANTE			Plano: 11
	Parte: TAPA SUPERIOR			



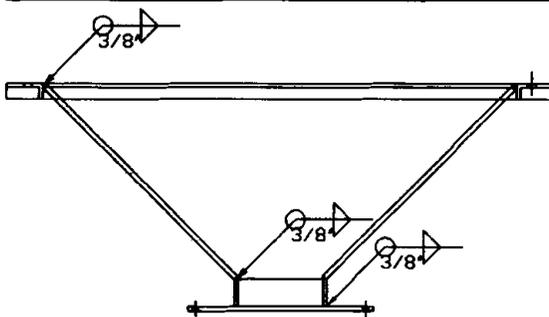
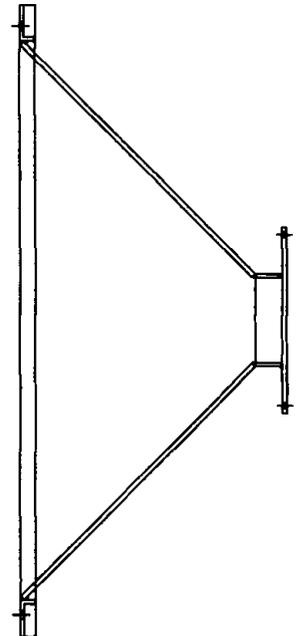
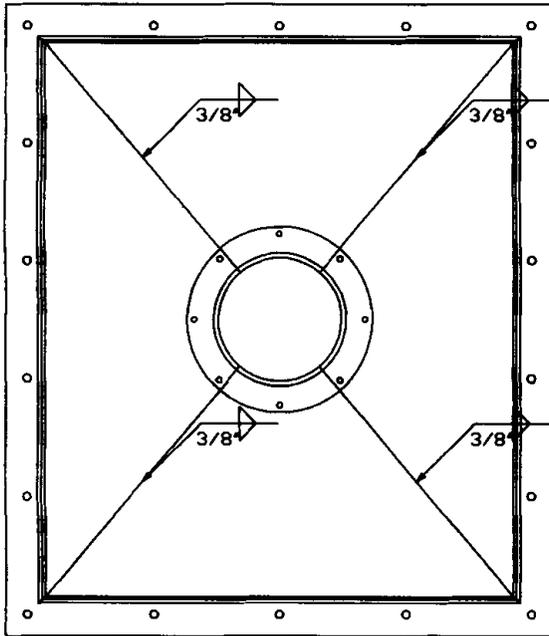
VISTA SUPERIOR

Diseño Luis Buchelli C.	Revisado Ing Francisco Andrade.	Fecha 27/10/04	Unidades: mm.	Escala 1:125
<b>FIMCP-ESPOL</b>	Nombre: COLECTOR DE POLVO TIPO CHORRO PULSANTE			Plano: 12
	Parte: VISTA SUPERIOR CUERPO			



CORTE A - A'

Diseño Luis Buchelli C.	Revisado Ing Francisco Andrade.	Fecha 27/10/04	Unidades: mm.	Escala 1:125
<b>FIMCP-ESPOL</b>	Nombre: COLECTOR DE POLVO TIPO CHORRO PULSANTE			Plano: 13
	Parte: CORTE A - A'			



Diseño Luis Buchelli C.	Revisado Ing Francisco Andrade.	Fecha 27/10/04	Unidades: mm.	Escala 1:125
<b>FIMCP-ESPOL</b>	Nombre: SOLDADURA COLECTOR DE POLVO			Plano: <b>14</b>
	Parte: TOLVA DE DESCARGA			

## BIBLIOGRAFÍA.

1. Arias Q. Ricardo, "Análisis del Sistema de Distribución de Vapor En Un Ingenio Azucarero" (Tesis Facultad De Ingeniería Mecánica, Escuela Superior Politécnica Del Litoral, año 2002).
2. ASCO Válvulas, Información General. <http://www.asco.com>
3. Beckert and Hiester, Como trabajan los Pulse Jet. <http://www.bhdustcollectors.com/vol6no1.htm>
4. BHA Filtres, Información General, <http://www.bha.com>
5. Casal, Catálogo general de Ventiladores, <http://www.casal.com.es>
6. Cica del Ecuador, <http://www.sica.com.ec>
7. De Almeida Pacheco Titto, Como Obtener el máximo rendimiento de los filtros de mangas, edición en portugués. <http://www.quimica.com.br/revista/qd407/filtros1.htm>
8. EPA 452/b-02-002 febrero 2002, Controles de materia particulada. <http://www.epa.documents/452/b-02-002.pdf>
9. Extra polvo-manga Folleto,. Identificación de las fuentes de emisión. <http://www.same.cl/procolect.htm>



CIB-ESPOL

10. Folleto Técnico, Tecnología Fundamental de partículas, capítulo 14,
11. Helsinki Universidad de Tecnología, Particulada # 2, Ene 47153, [www.hut.fi/~rzevenho/gasbook](http://www.hut.fi/~rzevenho/gasbook)
12. I Jornada de Ingeniería Mecánica ASME-ESPOL, Ventilación Industrial por Ing. Francisco Andrade S..
13. Khamal Adam, Partículas clasificadas en camas de fluidización. <http://www.aiche.org/cep/>
14. Mainco, Manual Industrial, Diseño y Manufactura de recipientes sometidos a Presión, edición 1983.
15. Midwesco Filtres, información General, <http://www.midwesco.com>
16. Munson Mecánica de Fluidos. Editorial Limusa Wiley, año 2003
17. Pascal M. Rapier y Kenneth A. Roe. Control Ambiental
18. Peralta Castillo Germán, Calculo Y Diseño Fluidodinámico De Un Filtro De Mangas (Tipo Pulse Jet) Para Partículas Minerales De Origen Industrial (Tesis Facultad De

Ingeniería Mecánica, Escuela Superior Politécnica Del Litoral, Año 2002).

19. Perry's, Manual del ingeniero químico., séptima edición en ingles año 2004.
20. Procesos Virtuales. DT-EOU01-001.Determinación de la densidad, folleto tecnico
21. Rodees Martín Transporte Neumático de Polvos, , folleto técnico 014Q-, Rhodes, edición en ingles.  
<http://www.erpt.org/014Q/rhoe-01.htm>
22. Salvador Escoda, Manual practico de ventilación,. Segunda edición. <http://www.salvadorescoda.com>
23. Schiffer, Estadística para ingenieros. Editorial McGraw-Hill
24. Silva V Juan Pablo Clasificación de partículas,.
25. Shigley, Diseño en Ingeniería Mecánica, tercera edición en español, Editorial McGraw-Hill, 1985
26. Tecnología Fundamental de partículas, capitulo 14.edición en ingles
27. "Valdez" Compañía azucarera, [www.salvadorescoda.com](http://www.salvadorescoda.com)



28. Wheelabrator Air Pollution Control, Información General.

[www.jetlll.pdf](#)

29. Woods, Guía Práctica de Ventilación. Primera edición en español. Editorial Blume, 1970