



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

(TESIS MANCOMUNADA)

" PROPUESTA DE METODOLOGIA PARA DISEÑO DE CICLONES "

NOMBRE DE LOS SUSTENTANTES:

RAUL MELITON LUNA GARCIA

RICARDO MEDINA PONCE

CARRERA:

INGENIERO QUIMICO

AÑO:

1 9 8 6.



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

C O N T E N I D O

CAPITULO I	:	INTRODUCCION	Pag. 1
CAPITULO II	:	SEPARACION MECANICA BASADA EN LA MECANICA DE FLUIDOS	Pag. 8
CAPITULO III	:	CARACTERISTICAS DE LOS PRIN CIPALES SEPARADORES GAS-SO- LIDO Y FUNCIONAMIENTO DE LOS CICLONES	Pag. 33
CAPITULO IV	:	DISEÑO DIMENSIONAL DE CICLO- NES	Pag. 94
CAPITULO V	:	DISEÑO MECANICO DE UN CICLON	Pag.160
CAPITULO VI	:	CONCLUSIONES	Pag. 196
CAPITULO VII	:	BIBLOGRAFIA	Pag. 217
APENDICE A	:	SELECCION DE UN CICLON	Pag. 224
APENDICE B	:	NOMENCLATURA	Pag. 225
APENDICE C	:	DESGLOCE DE ECUACIONES	Pag. 230

I. INTRODUCCION:

En el desarrollo de este trabajo se cubren los siguientes objetivos; establecer un criterio de selección del equipo apropiado de acuerdo a las condiciones del proceso y a las características del fluido, para la separación óptima de un polvo de una corriente gaseosa. Siguiendo este criterio, puede llegar a requerirse de un separador tipo ciclónico. Si se requiere de este tipo de separador, este trabajo presenta las metodologías de calculo apropiadas, así como un análisis de estas, para el dimensionamiento de este aparato, dar las características de su funcionamiento y recomendaciones para su operación y mantenimiento. Se establecen las relaciones estandares de fabricación, así como los materiales mas comunes de fabricación, de acuerdo a las características y condiciones requeridas de proceso. En los primeros capitulos, se establece el mecanismo de separación y comportamiento de las partículas sólidas en un sistema gaseoso, que puede tambien aplicarse para la mayoría de los equipos colectores de polvo de una corriente gaseosa.

Para cubrir estos objetivos, el desarrollo de este trabajo fue dividido en los siguientes capitulos, con un resumen de su contenido:

CAPITULO I: INTRODUCCION.

CAPITULO II: SEPARACION MECANICA BASADA EN LA MECANICA DE FLUIDOS:

Este capítulo proporciona el fundamento teórico del mecanismo de la separación mecánica de partículas sólidas suspendidas en una corriente gaseosa, así como la descripción de patrones de flujo, conceptos tales como grado de eficiencia, tiempo de residencia, velocidad de saltación y caída de presión, son definidos en este capítulo.

CAPITULO III: CARACTERISTICAS Y FUNCIONAMIENTO DE LOS CICLONES :

Aquí y en base al capítulo anterior se describe el funcionamiento de manera somera de los diferentes tipos de equipos colectores de polvo, funcionamiento de los ciclones, descripción de la configuración de los ciclones, fundamento de la separación de las partículas y algunos rangos típicos de operación.

CAPITULO IV: DISEÑO DIMENSIONAL DE CICLONES:

En este capítulo se dan intervalos de ca
pacidades recomendados de operación, así
como de condiciones físicas y químicas, -
se especifican para este colector las va
riables, como eficiencia, velocidad de -
saltación y caída de presión, junto con
sus ecuaciones de dimensionamiento, rela
ciones de dimensión comunmente usadas y
características prácticas de operación.
Además se propone 4 metodologías para el
dimensionamiento de estos equipos, que -
son los métodos más recomendados, y auxi-
liandose de un ejemplo para la mayor com
presión de los métodos propuestos.

CAPITULO V: DISEÑO MECANICO DE CICLONES:

En este capítulo se incluyen los princi-
pales parámetros del diseño mecánico, va
riables que afectan el diseño mecánico, -
alternativas para la presión del polvo -
colectado y diferentes alternativas de -
los materiales de construcción más usua-
les.

En este capítulo también se incluye el factor tan importante como es la abrasión así como dispositivos para reducirla.

CAPITULO VI: RECOMENDACIONES DE OPERACION Y CONCLUSIONES:

En este se dan algunas recomendaciones para la correcta operación y el mantenimiento de este equipo, algunas ventajas así como desventajas de este equipo, se proporciona una tabla comparativa de los diferentes tipos de separadores de polvo con las eficiencias respectivas, recomendaciones del método a usar de los cuatro propuestos y una gráfica de los costos de ciclones.

CAPITULO VII: BIBLIOGRAFIA

Los ciclones surgen como una necesidad de la separación de los polvos y/o neblinas suspendidos en una corriente gaseosa en forma continua y a bajo costo, a raíz del auge industrial logrado a fines del siglo pasado.

Basicamente estos aparatos no se han modificado desde que el primer diseño de un ciclón fue patentado en -- 1886, pero se han realizado una gran cantidad de modificaciones y aditamentos para aumentar la eficiencia y disminuir el tamaño, sin disminuir la capacidad o aumentar el costo.

Los ciclones se pueden usar en combinación con otros equipos o con ellos mismos para mejorar la eficiencia de colección, o según el caso aumentar la capacidad.

El nombre generico de ciclón, se usa para los sistemas de colección mecánica de partículas de sólidos suspendidas en una corriente gaseosa, sobre intervalos de aproximadamente 5 a 200 micras, en este aparato las partículas sólidas son removidas de los gases por la acción de la fuerza centrífuga del gas que se encuentra confinado en una estructura, son probablemente los sistemas más comunes colectores de partículas sólidas usados industrialmente.

Los ciclones convencionales no tienen partes móviles, se pueden construir en una gran variedad de materiales o formas, de acuerdo a la necesidad particular de la aplicación.

Los ciclones son ampliamente usados, debido a su bajo costo inicial, facilidad de construcción, operación y mantenimiento mínimo. La simplicidad de construcción de los ciclones, sus bajos requerimientos de energía y la habilidad para operar aún a muy altas temperaturas y/o presiones, hacen de este un atractivo aparato para limpiar gases o en la recuperación de sólidos valiosos de un proceso, por ejemplo; gases carbonados para reservas de químicos y gases de la combustión de lechos fluidizados, para el funcionamiento de las turbinas de gas.

Además por sus características conservan alta sanidad, por lo que son especialmente valiosos en el procesamiento de alimentos industriales, tales como la recuperación en secado por asperción.

Los propósitos generales de aplicación de este aparato, son uno o más de los siguientes:

- a) Mejorar las condiciones de trabajo.
- b) Prevenir que viaje el polvo a territorio circundante.
- c) Prevenir que el polvo reentre a la atmósfera de trabajo de una máquina o proceso.

- d) Para permitir recirculación de gas limpio.
- e) Para salvar material valioso.
- f) Para disminuir el mantenimiento de edificios -
y desgaste del equipo de planta.
- g) Para grandes volúmenes con amplia distribución
de tamaños de partículas, se puede utilizar -
como prelimpiador para disminuir el desgaste -
de equipos más costosos .

II. SEPARACION MECANICA BASADA EN LA MECANICA DE FLUIDOS:

II.1 INTRODUCCION:

En una mezcla de partículas sólidas en un gas, el movimiento diferencial de unas partículas respecto a otras y al gas, depende de un gran número de factores, como: a) Tamaño, distribución de tamaño, forma, densidad relativa, contenido de humedad y grado de dispersión de las partículas b) Velocidad, dirección de flujo, presión, densidad, viscosidad, temperatura y humedad del gas; y c) Forma, tamaño y características de la superficie del recipiente que los contenga.

El paso de una corriente de gas a través de una masa de polvo homogéneo produce un efecto análogo a la destilación, de tal forma que el gas asciende a través de la masa (a velocidad constante), acarreado polvo de la superficie en proporción constante. El peso del polvo acarreado se incrementa con la velocidad de la corriente, hasta que llega a una velocidad crítica en que la masa del polvo es acarreada como un todo.

La velocidad de sedimentación de sólidos sin colisiones de interpartículas (sedimentación libre) en gases, se aproxima (para cualquier tamaño de partícula y velocidad de gas) a la ecuación de ALLEN.

$$R' = K \alpha^n \rho U^{2-n} V^n \quad (1)$$

Donde: R' = resistencia del fluido al movimiento del sólido.

K = constante que depende, de la forma de la partícula y velocidad relativa del sólido respecto al fluido.

α = radio de una partícula esférica.

n = tiene un valor dependiente de V .

ρ = densidad del gas

U = Viscosidad cinemática = μ/ρ

μ = viscosidad absoluta.

V = velocidad relativa de la partícula al gas.

Cuando V es muy pequeña se tiene flujo en línea ---
recta, $n=1$, y la ecuación toma la forma propuesta por --
STOKES:

$$R' = K \alpha \mu V \quad (2)$$

Cuando V es grande el movimiento se torna turbulento en la región de la partícula, $n=2$, y la ecuación toma la forma dada por NEWTON:

$$R' = K \alpha^2 \rho V^2 \quad (3)$$

Para la región intermedia ALLEN propone ajustar --
 $n=3/2$:

$$R' = K U^{1/2} \alpha^{3/2} \rho V^{3/2} \quad (4)$$

Una partícula cayendo (partiendo del reposo), en un medio gaseoso en reposo, rápidamente alcanza una velocidad constante (velocidad terminal) en la que la fuerza de la gravedad es igual a la resistencia ofrecida por el gas. De esta relación tenemos:

$$G = R' = \nu (\rho_s - \rho) g \quad (5)$$

Donde: G= "Peso de la partícula" = arrastre gravitacional -
= R'.

ν = volúmen de partícula.

ρ_s = Densidad de la partícula.

g = constante gravitacional.

Sustituyendo en (2), (3) y (4) y reorganizando :

$$V_T = K [(\rho_s - \rho) a / \rho]^{1/2} \quad (6)$$

$$V_S = K (\rho_s - \rho) a^2 / \nu \rho \quad (7)$$

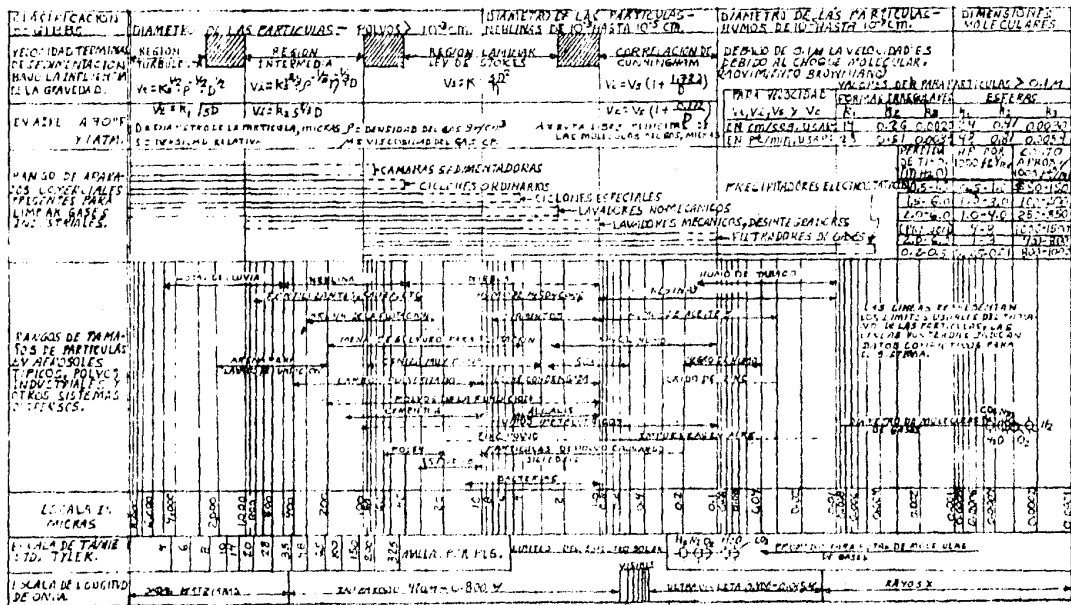
$$V_I = K (\rho_s - \rho)^{2/3} a / \nu^{1/3} \rho^{2/3} \quad (8)$$

Donde V_T , V_S Y V_I son las velocidades terminales para condiciones: Turbulenta, Laminar y de Transición respectivamente. Una aproximación de las ecuaciones de sedimentación es como las cantidades $\rho^x a^y$ obtenidas como factores en las ecuaciones (6), (7) y (8) son muy pequeñas comparadas a $\rho_s^x a^y$, las ecuaciones están escritas como se dan en la tabla II.1, donde se dan valores de K para aire de 70°F y presión atmosférica.

Los valores de K deben ser determinados experimentalmente.

Para partículas menores que 0.1 micras debe usarse la corrección CUNNINGHAM:

$$V_C = V_S (1 + K' \lambda / a)$$



.. TABLA 2.1 : DATOS DE SUSPENSIONES GASEOSAS

(Referencia 34)

Donde V_c es la velocidad corregida, $K'=0.86$, y λ = longitud de trayectoria libre media de moléculas -- del gas.

Según DALLAVALLE la pérdida de energía en la transmisión neumática es similar a la pérdida en la transmisión hidráulica.

El coeficiente de separación de una máquina centrífuga C_G está definido como la relación F/G donde F es la fuerza centrífuga actuando sobre una partícula = GV_t^2/gr , donde G es el peso de la partícula en libras, V_t = velocidad tangencial en pies por segundo, g = aceleración gravitacional en pies por segundos cuadrados, r = radio de rotación en pies, y F está en libras.

Entonces:

$$C_G = -(V_t^2/gr) \quad (9)$$

La resistencia al movimiento de la partícula a través del gas en un flujo en espiral (ver ecuación 2), fue dada por STOKES como $6\pi\mu aV$ para una esfera moviéndose bajo condiciones laminares. En cualquier punto donde la resistencia del fluido es igual a la fuerza centrífuga, $6\pi\mu aV = 4/3 \pi a^3 (S_p - \rho) V_p^2/gr$ (ver ecuación 9) de aquí tenemos :

$$V_S = \frac{2}{9} a^2 (S_p - \rho) V_p^2 / \mu g r \quad (10)$$

Velocidad de saltación es la velocidad mínima requerida para acarrear sólidos a una rapidez específica, sin permitir que estas se sedimenten en cualquier tubería horizontal y con eso obstruir particularmente el área de flujo.

En muchas operaciones unitarias que involucran siste

mas de partículas, es deseable determinar las rutas descritas por las partes componentes, tanto para propósitos de diseño como para mejoramiento de la operación.

El fundamento del movimiento de la partícula esta generalmente expresado en una gráfica de coeficiente de arrastre (C) contra número de REYNOLDS, sugeridas por RAYLEIGH. Tales curvas han sido determinadas para; esferas, discos, cilindros y otras diversas formas por numerosos experimentos. La figura II.1 presenta curvas promedio para varias formas de partículas. Los valores en los que se basa la curva para partículas esfericas son los de la tabla II.2, los que son valores promedio basados en datos combinados de ALLEN, ARNOLD, BACON Y REID.

El rango de números de REYNOLDS generalmente encontrados en las operaciones unitarias de flujo de cuerpos suspendidos esta dividido en tres regiones; laminar, transicional y turbulento.

En bajos números de REYNOLDS el flujo laminar o viscoso existe alrededor de la partícula, el coeficiente de arrastre en esta región, excepto para cilindros esta definido como:

$$C = K / Re \quad (11)$$

Para partículas esfericas en movimiento laminar:

$$C = 24 / Re \quad (11A)$$

el cual es una de las formas para expresar la muy conocida ley de STOKES.

En altos número de REYNOLDS el flujo alrededor de las

TABLA II.2 VALORES DEL COEFICIENTE DE ARRASTRE C PARA PARTICULAS ESFERICAS. PARA VALORES DE Re MENORES DE 0.1: $C=24/Re$; $CRe=24$ - - $CRe^2 = 24Re$.

Re	C	CRe	CRe^2
0.1	240	24.0	2.4
0.2	120	24.0	4.8
0.3	80	24.0	7.2
0.5	49.5	24.8	12.4
0.7	36.5	25.6	17.9
1.0	26.5	26.5	26.5
2	14.4	28.8	57.6
3	10.4	31.2	93.7
5	6.9	34.5	173
7	5.4	37.8	265
10	4.1	41.0	410
20	2.55	51.0	1.02×10^3
30	2.00	60.0	1.80
50	1.50	75.0	3.75
70	1.27	89.0	6.23
100	1.07	107	10.7
200	0.77	154	30.8
300	0.65	195	58.9
500	0.55	275	138
700	0.50	350	245
1,000	0.46	460	460

TABLA II.2

Continuación:

Re	C	CRe	CRe ²
2,000	0.42	840	1.68 x 10 ⁶
3,000	0.40	1,200	3.60
5,000	0.385	1,920	9.60
7,000	0.390	2,730	19.1
10,000	0.405	4,050	40.5
20,000	0.45	9,000	180
30,000	0.47	14,200	426
50,000	0.49	24,500	1.23 x 10 ⁹
70,000	0.50	35,000	2.45
100,000	0.48	48,000	4.8
200,000	0.42	84,000	16.8
300,000	0.20	60,000	18.0
400,000	0.084	33,600	13.4
600,000	0.10	60,000	36.0
1'000,000	0.13	130,000	130
3'000,000	0.20	600,000	1.8 x 10 ¹²

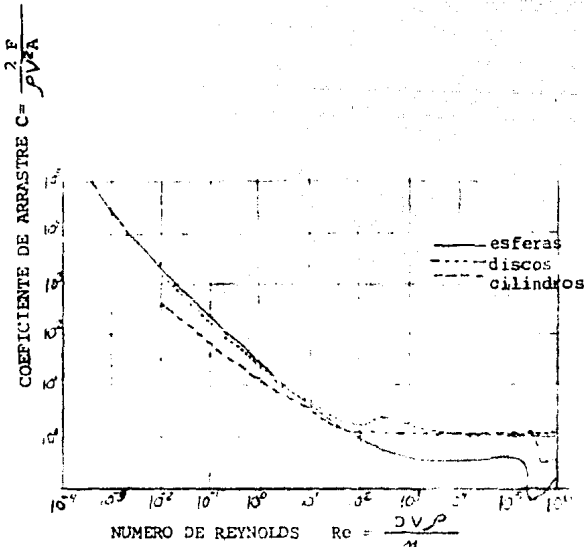


FIGURA II.1: COEFICIENTE DE ARRASTRE COMO UNA FUNCION DEL NUMERO DE REYNOLDS (VER TABLA II.2 y REFERENCIA NUMERO 41). (F = fuerza de arrastre).

partículas es completamente turbulento y el coeficiente de arrastre es aproximadamente constante (ver figura II.1). Para partículas eséricas en intervalos de número de REYNOLDS de 500 a 200,000, C tiene un valor medio de 0.44, el cual es expresado por la ley de NEWTON del movimiento de las -- partículas. Entre la región del movimiento laminar y tur-- bulento, existe una región intermedia o transicional, en - la cual el flujo participa de ambas formas. En números de REYNOLDS por encima de 200,000, el fluido circundante rom-- pe hacia afuera de la superficie de la parte principal, -- con una caída repentina en el coeficiente de arrastre. La región en la cual esto ocurre, sin embargo es importante - solo en el diseño de aeroplanos. En operaciones unita--- rias de la Ingeniería Química, valores del número de - - REYNOLDS superiores a 10,000 son raramente encontrados.

Una partícula moviéndose en un fluido con una velocidad inicial, será desacelerada por la acción de la fuerza friccional, y también será acelerada o desacelerada por la acción de fuerzas externas, tal como la gravedad. La - fuerza neta actuando sobre una partícula en una dirección-- dada, será la suma vectorial de la fuerza friccional y las fuerzas externas. El arrastre friccional en cada caso -- dependerá de la velocidad instantanea de la partícula como se define por medio del número de REYNOLDS en la figura -- II.1.

En los párrafos subsecuentes las ecuaciones para el movimiento bajo un campo centrífugo serán desarrolladas. El procedimiento general involucra la determinación de una relación tiempo - velocidad para el movimiento de la partí-- cula en componentes direccionales. Una vez obtenido esto, la distancia recorrida en un componente direccional, será -

obtenida como una función del tiempo por una integración gráfica; debajo de una curva en la cual el componente de velocidad respectivo es graficado contra el tiempo, de acuerdo a la relación:

$$s = \int v dt \quad (12)$$

Donde s y V son vectores en la misma dirección.

La solución de las ecuaciones generales para el movimiento bidimensional involucra algún método de aproximaciones sucesivas. Para el caso general del movimiento unidimensional en donde tediosas integraciones gráficas son empleadas, se han hecho gráficas para simplificar los cálculos.

Para casos específicos, sin embargo, las ecuaciones quizás sean integradas directamente para derivar una relación tiempo - velocidad.

Para un material dado con determinado tamaño de partícula y condiciones de fluido, la velocidad esta relacionada con el número de REYNOLDS por una constante y una relación número de REYNOLDS - tiempo que es entonces equivalente a la relación tiempo - velocidad.

II.2 MOVIMIENTO BIDIMENCIONAL EN UN CAMPO CENTRIFUGO:

Un conocimiento del movimiento de la partícula en un campo centrífugo es importante para una evaluación decisiva del funcionamiento de separadores centrífugos y clasificadores, los que están implicados en muchos procesos industriales.

Por análisis vectorial se puede demostrar que las ecuaciones generales para el movimiento de una partícula en una corriente de fluido, experimentando un movimiento simple:

$$\left(\frac{dVr}{dt}\right) = \left(\frac{Vt^2}{r}\right) \left[1 - \left(\frac{Vt^2}{Vt^2}\right)\right] - \left(\frac{CAVtVr}{2l}\right) \quad (13)$$

$$\left(\frac{dVt}{dt}\right) = \left(\frac{VtVr}{r}\right) + \left[\frac{CAVt^2(Vt-Vt)}{2l}\right] \quad (13A)$$

Donde: $Vt^2 = Vr^2 + (vt - Vt)^2$ (13B)

$$t = f(d\rho/\rho, \rho/\mu)$$

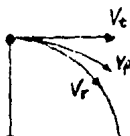
Para partículas esféricas moviéndose de acuerdo a la ley de STOKES estas ecuaciones se reducen a:

$$\left(\frac{dVr}{dt}\right) = \left(\frac{Vt^2}{r}\right) \left[1 - \left(\frac{\rho}{\rho_s}\right) \left(\frac{Vt}{Vt}\right)\right] - \left(\frac{18\mu Vr}{\rho_s d_p^2}\right) \quad (14)$$

$$\left(\frac{dVt}{dt}\right) = - \left(\frac{VtVr}{r}\right) + \left[\frac{18\mu(Vt - Vt)}{\rho_s d_p^2}\right] \quad (14A)$$

Es posible para algunos propósitos despreciar la aceleración radial y tangencial, en especial en el caso donde Vt es similar a v_t y Vr es comparativamente pequeña, para tales casos la ecuación (13) se reduce a (ver apéndice C):

$$\frac{v_t^2}{r} = \frac{2M v_t^2 (\rho_s - \rho)}{\rho_s C_A R} \quad (15)$$



Para partículas esféricas en movimiento laminar:

$$v_r = \frac{\int v_t^2 (U_s - f) dr}{18\mu r} \quad (16)$$

la cual es una forma de la ley de STOKES para velocidad de asentamiento constante en un campo centrifugo (ver - - apendice C).

II.3 MODELO DE MEZCLADO RADIAL:

El modelo que se va a describir se basa en el mezclado radial, el modelo se basa sobre la observación de que, no obstante que la fuerza centrifuga actúa sobre las partículas, un mezclado radial de reingreso del mismo tiende a - ocurrir, a causa de la turbulencia y remolinos del vórtice del gas, a causa del arrastre de las partículas por el gas y por causa del salto de las partículas en la pared - límite. Este postulado y sus efectos son suficientes para mantener una concentración uniforme de polvo en cualquier sección transversal horizontal de un cilindro, siempre que la mezcla radial sea completa.

Si se considera una sección transversal horizontal, en un ducto cilindrico con un flujo de gas en remolino -- descendente como se ilustra :



En un período de tiempo dt, unicamente algunas de -

las partículas con una cierta distancia dR de la pared --- (indicado por el radio R_2) se moverá hacia la pared y se frenarán. Mientras que las partículas en viaje tienen una distancia $R_2 d\theta$ tangencial y dL vertical. Entonces el número de partículas "frenadas" es:

$$-d\eta' = (d\theta/2) \left[R_2^2 - (R_2 - dR)^2 \right] n dL \quad (17)$$

(ver apéndice C).

El número total η' de partículas detenidas es:

$$\eta' = (d\theta/2) R_2^2 n dL \quad (18)$$

La fracción de partículas detenidas entonces en el tiempo dt es:

$$-\frac{d\eta'}{\eta'} = \frac{2R_2 dR - (dR)^2}{R_2^2} = \frac{2dR}{R_2} \quad (19)$$

En el miembro del lado derecho de la ecuación, la diferencial de segundo orden es despreciada, ya que la distribución hacia el centro del cilindro es muy pequeña, de modo que esta corrección es válida.

Para relacionar la fracción de partículas con el tiempo de residencia promedio total, es necesario expresar la expresión anterior en términos de tiempo.

Un sistema de no colección de partículas, invariablemente distribuidas a través de la sección transversal para un remolino semejante al anterior, que tiene su centro de masa en el centro del remolino. Cuando el sistema de partículas no colectadas es; instantánea, continua y completamente redistribuida por mezclado radial, el centro de masa del sistema de partículas no colectadas perma

neces en el corazón del remolino, sin embargo constantemente el número total de partículas no colectadas, disminuye al aumentar el tiempo de residencia del gas.

La relación a la cual las partículas no colectadas del sistema se mueven hacia la pared, como una función del tiempo, pudiéndose obtener por lo dicho de la posición radial que el sistema de partículas no colectadas esta cerca del centro del remolino, siempre que tome $R_1 = 0$ es:

$$\frac{dR}{dt} = \frac{\tau U_{T2}^2}{R_2} \left[2(n+1) \tau \left(\frac{U_{T2}}{R_2} \right)^2 t \right]^{-\frac{2n+1}{2n+2}} \quad (20)$$

$$\tau = \rho_p (d p_i)^2 / 18 \mu$$

U_{T2} = Velocidad terminal en la pared

$$n = 1 - \left[1 - \frac{(120)^{0.14}}{2.5} \right] \left[\frac{T+460}{530} \right]^{0.3}$$

Combinando esta ecuación con la anterior e integrando por el tiempo de residencia t :

$$\int_{\eta_i}^{\eta_i'} \frac{d\eta'}{\eta'} = - \frac{2\tau U_{T2}^2}{R_2^2} \left[2(n+1) \left(\frac{U_{T2}}{R_2} \right)^2 t \right]^{-\frac{2n+1}{2n+2}} \int_0^t t^{-\frac{2n+1}{2n+2}} dt \quad (21)$$

$$\eta_i = 1 - \exp. -2 \left[2(n+1) \tau \left(\frac{U_{T2}}{R_2} \right)^2 t \right]^{\frac{1}{2n+2}} \quad (22)$$

Esta da el grado de eficiencia de partículas retenidas, como una función del tiempo de residencia.

Para usar la ecuación (22), el cálculo para cada uno de los términos en esta, debe ser especificado. Puesto que R_2 es tomado en la posición de la pared límite, --

$R_2 = 1/2 D$ ($D =$ diámetro del cilindro). El valor de U_{T_2} corresponderá a la misma posición, pero estrictamente hablando $U_{T_2} = 0$ en R_2 por que se está hablando de la capa fronteriza de polvo estacionario. Usualmente se reemplaza U_{T_2} por el promedio de velocidad de entrada U_T a través de un ducto tangencial al cilindro, por tanto $U_T = Q/ab$, siendo $ab =$ área del ducto de alimentación.

El valor de n puede estimarse por el método sugerido por ALEXANDER, la que es una correlación empírica en base a medidas experimentales.

$$n_1 = 0.67(D)^{0.14}, \text{ a } 10^\circ\text{C}, \text{ (D en m)} \quad (23)$$

y

$$(1-n_T)/(1-n_1) = (T/233)^{0.3}, \text{ (T}^\circ\text{K)} \quad (24)$$

Combinando :

$$n_T = 1 - \left[1 - 0.67(D)^{0.14} \right] \left[T/283 \right]^{0.3} \quad (25)$$

(D en metros)

II.3.1 Tiempo de Residencia:

Permanece la pregunta del valor de t a usar. Este se determina por el patrón de flujo del gas. El gas entra a una determinada altura desde la parte superior del cilindro y va bajando hacia lo profundo. Como este pasa verticalmente hacia abajo en el cilindro y si este está cerrado el flujo en remolino se invertirá por el centro hacia una salida axial existente en el cilindro. Medidas de TER LINDEN ilustran que el flujo tiene una velocidad aproximadamente lineal, que es relativamente constante a pesar de la posición radial.

Los diferentes remolinos de gas introducidos dentro del cilindro, al mismo tiempo tienen diferentes tiempos de residencia en la unidad, dependiendo del nivel al cual se introducen y que tan rápido después de entrar abandonan el sistema. El intervalo de tiempo de residencia corresponde al nivel de entrada(a) y nivel de salida(S).

Por simplicidad se desea determinar un tiempo de residencia promedio para toda la corriente de gas. Esto se fundamenta adecuadamente como sigue: El tiempo de residencia total promedio puede ser igual al tiempo promedio requerido para que el gas descienda desde el nivel promedio de entrada hasta el nivel de la base del ducto de salida, más el tiempo promedio de residencia bajo estos puntos. El tiempo de residencia promedio mínimo puede calcularse asumiendo que todo el gas entra al sistema a la mitad del ducto de entrada. Con esta suposición:

$$t_{\text{min. avg.}} = \frac{\pi(S-a/2)(D^2 - D_0^2)}{4Q} = \frac{V_S}{Q} \quad (26)$$

donde $V_S = \pi(S-a/2)(D^2 - D_0^2)/4$, $D =$ diámetro del ducto de salida.

El tiempo de residencia adicional puede variar desde 0 hasta un máximo correspondiente al más bajo punto al que desciende el gas dentro del sistema, con el tiempo adicional promedio existente como una mitad del máximo.

El más bajo punto de descenso del gas no necesariamente es la base real del cilindro como medida para la dimensión de profundidad (H). ALEXANDER a observado con grandes cilindros de vidrio que el remolino del gas --

tiene un " bien definido punto estable de inversión " a alguna distancia sobre la base. A este lo llamó la "longitud natural" l del sistema y da una fórmula empírica de cálculo:

$$l = 2.30e(D^2/ab)^{1/3} \quad (27)$$

Se debe hacer notar que la longitud natural es, de acuerdo con ALEXANDER, independiente de la relación de flujo de gas.

El tiempo de residencia máximo adicional, es cuando el gas no sale fuera hasta que alcanza el extremo del remolino como, es:

$$t_{\max.} = V_{nl}/Q \quad (28)$$

donde V_{nl} es el volumen efectivo de la parte baja del cilindro para la longitud natural. Este volumen efectivo es igual al volumen total del cilindro desde el nivel del ducto de salida hasta el nivel de la longitud natural, menos el volumen del "corazón central" del cilindro donde la corriente de gas es barrida hacia arriba y sale del remolino. Tomando el diámetro del corazón central igual al del ducto de salida, tenemos :

$$V_{nl} = \frac{\pi D^2}{4}(h-S) + \frac{\pi}{4} \frac{(l+S-h)D^2}{3} \left[1 + \frac{d}{D} + \frac{d^2}{D^2} \right] - \frac{\pi D^2 l}{4} \quad (29)$$

donde $d = D - (D-B) (S+l-h) / (H-h)$ (30)

h = Punto de inflexión del cilindro en donde se reduce la sección para proveer el punto de inversión del remolino.

B = Diámetro del ducto de salida de polvo (si existe).

De cualquier manera, el diámetro central, como una extensión del diámetro del tubo de salida es variado como 1/2, 2/3 y 1 del diámetro del tubo de salida, por - - - STAIRMAND, TER LINDEN Y ARTH respectivamente.

Un sistema práctico necesita tener una longitud física (H-S) tal que $(H-S) > l$, el espacio al fondo bajo el punto de inversión del vértice es sobrante. Cuando la longitud del sistema es menor que l tal como $(H-S) < l$ la separación potencial del sistema no se realiza. En este caso t_{\max} es simplemente determinada por el volumen total bajo del sistema, menos el del corazón central. Esto es V_{nl} se reemplaza por V_H el cual es :

$$V_H = \frac{\pi D^2}{4} (n-S) + \frac{\pi D}{4} \frac{(H-h)}{3} \left\{ 1 + \frac{3}{D} + \frac{B^2}{D^2} \right\} - \frac{\pi D \delta^2}{4} (H-S) \quad (31)$$

ASLAMI se basa en que se tiene para un diseño en el que $De > d$ o bien $De > B$, tal que V_{nl} ó V_H (respectivamente) debe ser negativo. En este caso se recomienda tomar el corazón central, como el tronco de un cono extendido de De a S para d a l , o B a H como deba ser.

El tiempo total de residencia promedio del gas en un cilindro se ha tomado como:

$$t_{res} = (V_S^* + V_{nl}/2) / Q = Kc D^3 / Q \quad (32)$$

donde

$$Kc = (V_S^* + V_{nl}/2) / D^3 \quad (33)$$

Siendo K_c una constante adimensional para un diseño dado. La magnitud de K_c es una indicación del volumen efectivo relativo que dá el diseño, en el cual la separación puede tener lugar.

II.3.2 Grado De Eficiencia:

Retornando ahora a la ecuación (22) y reemplazando t por $t_{res} = K_c D^3 / Q$, U_{T2} por $U_T = Q/ab$ y R_2 por $D/2$ se obtiene la siguiente expresión.

$$\eta_i = 1 - \exp -2 \left[\frac{(n+1) \tau_c Q}{D^3} \left(\frac{\beta K_c}{K_a^2 K_b^2} \right) \right]^{\frac{1}{2n+2}} \quad (34)$$

$$K_a = a/D$$

$$K_b = b/D$$

Esta ecuación tendrá mayor significado con la definición de dos parámetros adimensionales:

$$\psi_{ci} = (n+1) \tau_c Q / D^3$$

es un parámetro " inerte " que refleja las condiciones de operación y tamaño, y

$$K = \beta K_c / K_a^2 K_b^2$$

número que refleja la configuración del sistema (perfil). Entonces la ecuación de eficiencia es:

$$\eta_i = 1 - \exp -2 \left[\psi_{ci} K \right]^{\frac{1}{2n+2}} \quad (35)$$

que equivale a :

$$\eta_i = 1 - \exp -M \text{ dpi}^N \quad (36)$$

donde

$$M = 2 \left[\frac{KQ}{D^3} \frac{\beta}{18M} (n+1) \right]^{\frac{1}{2n+2}}$$

y $N = 1/n + 1$.

Esta es la forma de WEIBULL.

El diámetro de corte para el cual $\eta_i = 0.50$ se define como:

$$d_{pc} = \left(\frac{0.6931}{M} \right)^{n+1} \quad (37)$$

y por tanto:

$$\eta_i = 1 - \exp - 0.6931 \left(\frac{d_{pi}}{d_{pc}} \right)^{\frac{1}{n+1}} \quad (38)$$

La figura II.2 ilustra esta eficiencia experimental y modelos de la literatura, unas más satisfactorias que otras el parámetro η_c indica el grado de eficiencia con tendencia a aumentar a grandes velocidades de flujo (Q), partículas densas (ρ_p), baja viscosidad (μ), diámetro del sistema (D), para una configuración dada (K). También se puede escribir estos efectos equivalentes para decir que la relación de tamaños de partículas para igual grado de eficiencia es:

$$\frac{d_{p1}}{d_{p2}} = \left(\frac{Q_2 \cdot D_1^3 \cdot \rho_{p2} \cdot \mu_1}{Q_1 \cdot D_2^3 \cdot \rho_{p1} \cdot \mu_2} \right) = \left(\frac{U_{T2} \cdot D_1 \cdot \rho_{p2} \cdot \mu_1}{U_{T1} \cdot D_2 \cdot \rho_{p1} \cdot \mu_2} \right) \quad (39)$$

siempre que el exponente del tornillo (n) permanezca prácticamente constante.

Efecto de la "carga de grano", esto es un aumento en la eficiencia real sobre la calculada debido probablemente a la aglomeración de partículas, y partículas gruesas chocando con las finas cambiando su velocidad y provocando su colección, y por suma del asentamiento gravimétrico. De acuerdo a BAXTER una corrección para el efecto de "carga de grano" es:

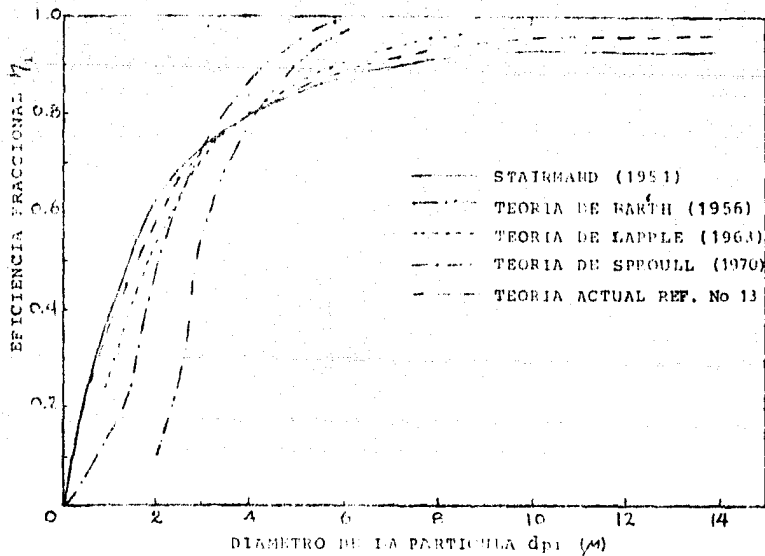


FIGURA II.2 : EFICIENCIAS FRACCIONALES EXPERIMENTALES Y MODELOS TEORICOS.

$$100 - \frac{\eta_1}{\eta_2} = \left(\frac{CO_1}{CO_2} \right)^{0.152} \quad (40)$$

II.3.3 Efecto De Saltación:

La ecuación (35) indica como el flujo de gas Q (o velocidad de entrada U_T) incrementa el grado de eficiencia continuando hasta acercarse al 100%, sin embargo esto no es cierto, existe un limite superior para la velocidad de entrada, tal que pequeños incrementos resultan en un decremento de la eficiencia de colección. Esto se debe al rearrastrado de partículas o efecto de saltación.

KALEN Y ZENS establecen una relación para la velocidad óptima de entrada y la velocidad a la cual la partícula es rearrastrada significativamente. La velocidad de saltación se expresa por una relación empírica con la velocidad de entrada:

$$U_S = 2.055 \left[\frac{4g/\rho_p}{3\rho_f^2} \right]^{1/3} \left[\frac{(b/D)^{0.4}}{(1-b/D)^{1/3}} \right] U_T^{0.67} \quad (41)$$

Con unidades de pies, libra masa y segundos.

KALEN Y ZENS ilustran que la máxima eficiencia de colección ocurre en $U_T / U_S = 1.25$ y que existe un rearrastrado significativo en $U_T / U_S = 1.36$. KOCH Y LICHT establecen que estos criterios son consistentes con velocidades de entrada de 50 a 90 pies por segundo ($b/D = 0.2$), el cual es comunmente aceptado como intervalo de trabajo para intervalos de partículas de 1 g/cm^3 a 2.5 g/cm^3 .

Para $U_T/U_S = 1.25$ la ecuación se reduce a:

$$U_T = 16.95 \frac{4}{3} g \left(\frac{\mu \rho_p}{\rho_f^2} \right) \frac{(b/D)^{1.2}}{(1-b/D)^{1/3}} D^{0.201} \quad (42)$$

reemplazando U_T por Q/ab y despejando D se obtiene:

$$D = 0.0502 \left[\frac{Q \rho_f^2 (1-b/D)}{\mu \rho_p (a/D) (b/D)^{2.2}} \right]^{0.454} \quad (43)$$

II.3.4 Caída De Presión:

La caída de presión total es medida entre un punto en la entrada y un punto más allá de la salida del gas. - Esto en general esta de acuerdo con las pérdidas de presión o aumento que ocurre en los siguientes lugares, debido a los fenomenos enlistados: (a) pérdidas debidas a la fricción del flujo en el ducto de entrada, (b) pérdidas a la salida debidas a la súbita expansión de la corriente de gas desde el ducto de entrada hasta el cuerpo principal (c) pérdidas por fricción frente a las superficies límites del gas entrando, (d) pérdidas de energía cinética debidas a turbulencias, (e) pérdidas a la entrada debidas a la repentina contracción de la corriente del gas a la entrada del ducto de salida, (f) pérdidas debidas a la fricción del flujo en el interior del recipiente, (g) recuperación de energía en el ducto de salida, (h) pérdidas debidas a la fricción del flujo en el ducto de salida. Sin embargo la importancia relativa de cada uno de estos puntos, tienen diferente peso en el método de cálculo. El punto (d) -- generalmente se considera como el origen global de las péridas y algunos metodos asumen que todas las demás fuentes son insignificantes. Los puntos (a), (f) y (h) son muy --

pequeños cuando la presión se mide muy cerca del cilindro en la entrada y la salida.

La mayoría de los métodos están de acuerdo, en expresar la caída de presión total en términos de una N_H -- múltiple llamada " cabeza velocidad de entrada ". La caída de velocidad en la entrada es definida por: $\rho_f U_T^2 / 2g_c$. Por tanto en términos de pulgadas de agua la pérdida de presión es :

$$\Delta P = 0.0030 \rho_f U_T^2 \cdot N_H \quad (44)$$

Donde ρ_f está en libras masa por ft^3 y U_T en pies por segundos. El problema se basa entonces en encontrar el valor de N_H . El método más simple dado por SHEPHERD y LAPPLE que asumen que el punto (d) es el único que debe tomarse en cuenta. Asumiendo que las pérdidas son proporcionales a la relación de área de entrada al área del ducto de salida y se da:

$$N_H = 16ab/D_E^2 \quad (45)$$

Ecuaciones más elaboradas involucran otra serie de relaciones del tamaño del sistema.

JOAQUIN CASAL presenta una modificación a la ecuación de SHEPHERD Y LAPPLE, que es más precisa pero que involucra la misma relación de ab/D_E^2 , esta es:

$$N_H = 11.3 (ab/D_E^2)^2 + 3.33 \quad (46)$$

III. CARACTERISTICAS DE LOS PRINCIPALES SEPARADORES GAS-SOLIDO Y FUNCIONAMIENTO DE LOS CICLONES.

III.1 CARACTERISTICAS DE LOS PRINCIPALES SEPARADORES GAS-SOLIDO.

Los equipos colectores de polvo comerciales comprenden ocho distintos tipos, la clasificación esta basada en el fundamento físico que implica la separación. Estos -- ocho diferentes tipos se dan a continuación:

1. Colectores Gravitacionales (Cámaras de Sedimentación):

Características: Bajas velocidades del gas, de mediana a baja eficiencia, separación por gravedad, requiere poca tecnología y conocimiento de la velocidad de asentamiento.

Ventajas: Bajo costo inicial y de operación, flujo horizontal o vertical, como precolector, temperatura sin límite, no existe problemas de erosión y corrosión.

Desventajas: Espacio requerido muy grande, bajas eficiencias de colección, bajas capacidades para tamaños razonables.

Ejemplos: a) Cámara de sedimentación simple.

de Cámaras de sedimentación --

Howard.

2. Separadores Inerciales:

Característica: Separación y colección por acción de la fuerza centrífuga (inercia), eficiencias del orden de medianas a altas.

Ventajas: Amplia variedad de materiales de construcción, no tienen límite en temperatura, simples, económicos, los más ampliamente usados, bajas caídas de presión, no tienen partes móviles, espacio requerido mediano, consumo de energía mediano a bajo, prelimpiadores.

Desventajas: Presenta problemas de erosión, debe proveerse flujo uniforme, las partículas colectadas no deben ser pegajosas, pueden presentar problemas de taponamiento.

Aplicaciones: Usados generalmente como prelimpiadores, remoción de neblinas H_2SO_4 , usados en ventilación, sanit rios por lo que son usados en la industria alimenticia, control ambiental.

Ejemplos:

- a) Cámaras deflectoras.
- b) Ciclones
- c) Centrífugas mecánicas

3. Lechos Empacados:

Características: Colección por gravedad, difusión, intercepción y atracción electrostática, - consiste de cámaras rellenas de empaque adecuado, variando desde una pulgada hasta varios pies.

Ventajas: Colección de materiales especiales, pegajosos como las cenizas, partículas radioactivas a nivel de submicras, eficiencias medias a altas, espacio requerido mediano, consumo de potencia media, costo mediano.

Desventajas: Presenta problemas de corrosión y erosión, se requieren velocidades constantes, - altas caídas de presión, requieren constante limpieza del lecho.

Aplicaciones: Colección de cenizas pegajosas, SO₂ de gases de combustión, partículas radioactivas, filtración de aerosoles, remoción de neblinas de H₂SO₄, etc.

Ejemplos: a) Finos
b) Gruesos

4. Lavadores:

Características: Se incluyen todos los mecanismos que requiere un líquido, como medio de colección, en general son modificaciones de los colectores secos, amplia variedad de diseños.

Ventajas: Alta eficiencia de colección, tamaño relativo pequeño a mediano, temperatura de operación ilimitada, puede manejar polvos peligrosos o explosivos con alta seguridad, sin -- rearrastre.

Desventajas: Consumo de grandes cantidades de líquido, problemas de corrosión y erosión, taponamiento de los espreadores de líquido, alto - costo de energía, dificultad en la disposición - de los lodos.

Aplicaciones: Colección de contaminantes químicos peligrosos y/o explosivos, colección de - polvos en suspensión o solución, provee además - enfriamiento de los gases, limpieza de gases de altos hornos, tratamiento de polvos finos, neblinas y humos.

- Ejemplos:
- a) Tipo cámara
 - b) Tipo ciclón
 - c) Tipo inercial
 - d) Tipo mecánico
 - e) Tipo empacado
 - f) Tipo orificio
 - g) Miscelaneos

5. Colectores de Tela:

Características: El gas fluye por un medio poroso y las partículas se depositan en el envolvente por filtración, el medio filtrante es usualmente algún tipo de tela.

Ventajas: Muy altas eficiencias de colección retención de partículas muy finas, partículas colectadas en forma seca, bajo consumo de potencia a mediano, no presentan problemas de corrosión, bajas caídas de presión.

Desventajas: Existen problemas de corrosión y humedad, tamaño grande, alto costo inicial, límite de temperatura solo hasta 500 °F, corta vida de las bolsas, operación intermitente, rearrastre, maneja bajas cargas de polvo.

Aplicaciones: Para partículas finas y alta eficiencia requerida, material valioso, usados como colector secundario de alta eficiencia y baja capacidad.

Ejemplos:

- a) Colector de bolsas
- b) Unidades filtrantes
- c) Filtro mecánico
- d) Filtro automático

6. Precipitadores Electrostáticos:

Características: Las partículas son colectadas de la corriente gaseosa por imposición de una carga eléctrica en estas, esto causa que migren hacia un electrodo de carga opuesta, después del impacto, ya sin carga, son removidas por fuerza gravitacional.

Ventajas: Alta eficiencia de colección - capaz de remover partículas más pequeñas que las removidas por otros sistemas, caídas de presión - bajas, bajo consumo de energía, no presentan problemas de erosión y corrosión, fácil de expandir.

Desventajas: Requieren de gran espacio, bajo rango de temperatura (hasta 752°F), equipo costoso, desgaste debido a la humedad, sensitivo a variaciones de proceso, alto costo relativo de mantenimiento, rearrastre, maneja bajas cargas de polvo.

Aplicaciones: Colección de partículas muy finas, colección de cenizas de calderas, polvos de cemento, neblinas de H_2SO_4 , polvos catalíticos -- en refinerías de aceite, acondicionamiento de aire.

Ejemplos:

- a) Una etapa
- b) Dos etapas
- c) Corriente alternada

7. Filtros de Aire:

Características: La separación se lleva a cabo - forzando el gas a pasar por un medio poroso, fibroso o granular, esto es filtración.

Ventajas: Alta capacidad, baja resistencia, colección de partículas muy finas, bajo espacio requerido, baja caída de presión.

Desventajas: Dificil recuperación del polvo colectado, alto costo inicial y de operación, -- maneja bajas concentraciones de polvo, dificultad en la operación continua.

Aplicaciones: Usado en limpieza de polvo atmosférico, se aplica donde se tienen bajas cargas de polvo en grandes volúmenes de gas.

Ejemplos:

- a) Viscoso
- b) Seco
- c) Automático

8. Colectores Diversos:

Características: Son los equipos que no se clasifican en las categorías anteriormente descritas, - utilizan medios de colección como sonido o diferencias térmicas.

Ventajas: Para aplicaciones de colección - de polvo muy específicas.

Desventajas: Muy poco estudiados, solo recientemente de importancia industrial, y en algunos casos son solo usados a nivel laboratorio.

Ejemplos: a) Sónico
 b) Termal

A continuación se describen las características más importantes de los colectores de polvo mencionados, en forma más amplia, se describe también las características de los elementos más comunes. Además en la tabla VI.1 del -- Capítulo VI de este trabajo, se pueden apreciar los rangos de trabajo comunes de operación para estos equipos.

1. Colectores Gravitacionales:

Son los equipos más simples y son económicos como medio de remoción de un polvo de una corriente gaseosa. Su funcionamiento se basa en la reducción de velocidad, para provocar deposición de las partículas por la acción de la fuerza de gravedad, en donde las partículas gruesas pueden ser separadas en una cámara de razonable volumen. En ocasiones es posible utilizar deflectores como ayuda para la separación. El principal uso de las cámaras de sedimentación es para separar las partículas gruesas y reducir así, la carga de polvo a equipos subsecuentes.

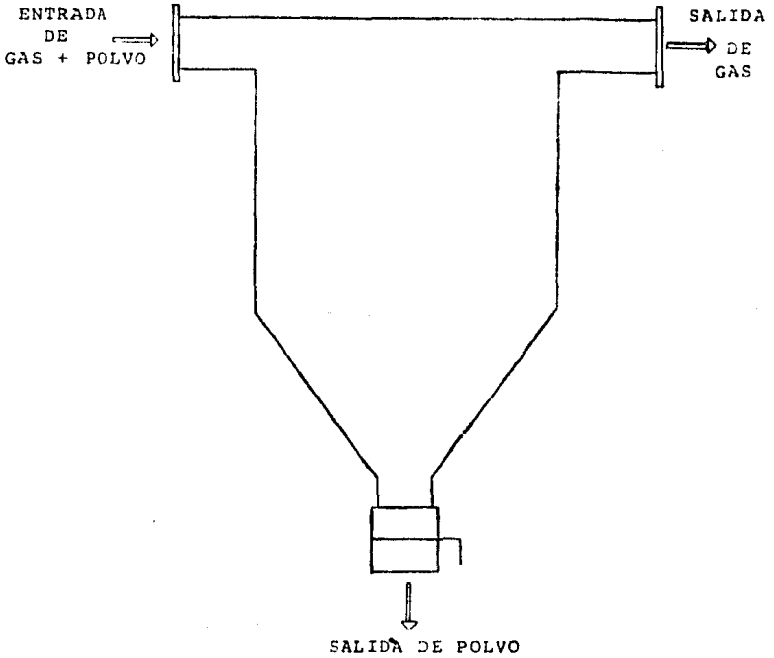


FIGURA III.1 CAMARA DE SEDIMENTACION GRAVITACIONAL.

No tienen limite en aplicaciones a altas temperaturas, excepto por los materiales de construcción, prácticamente y debido a su baja velocidad y variedad de materiales de construcción no tienen problemas de erosión o corrosión.

Se pueden dividir en dos categorías:

1.1 Colectores gravitacionales simples: Es quizá el más simple y antiguo método de colección que se conoce y consta de una cámara en donde la velocidad se reduce para permitir que el polvo se deposite por acción de la gravedad (ver figura III.1). Su simplicidad le permite ser muy apropiada para cualquier tipo de construcción. Sin embargo en la práctica, su utilidad industrial está limitada a la separación de partículas con tamaños mayores a una malla 325 (43 micras de diámetro). Para separar partículas más pequeñas, el tamaño de la cámara necesaria es casi siempre excesivo. La velocidad del aire a través de la cámara de sedimentación está en el intervalo de 4 a 20 ft/mín. (0.02 a 0.10 m/seg.) para una separación óptima. El principal uso de este tipo de cámaras es para sedimentar las partículas gruesas y así reducir la carga de polvo a equipos subsecuentes más eficientes.

1.2 Colector gravitacional Howard: Su configu-

ración es similar a la cámara de sedimentación simple, solo que se dispone de placas horizontales en forma de anaqueles dentro de la cámara, mejorando notablemente su eficiencia. La desventaja de la unidad es la dificultad para limpiarla, debido al espaciamiento corto que hay entre los anaqueles.

2. Separadores Inerciales:

Son los más ampliamente usados, son principalmente efectivos en la remoción de partículas gruesas. Existe amplia variedad de diseños con diversas dimensiones, diferentes proporciones externas y mecanismos internos. Estos separadores aprovechan la acción de la fuerza centrífuga originada por movimientos rotatorios de la corriente de gas o por cambios bruscos en la dirección de flujo. Las eficiencias de estos tipos de separadores puede variar en un amplio rango desde bajas hasta altas eficiencias, dependiendo de los requerimientos y de la selección de diseño -- apropiado. Se pueden construir prácticamente de cualquier material estructural, utilizando inclusive recubrimientos para altas temperaturas y condiciones agresivas de operación, no tienen partes móviles, su consumo de energía en general es bajo, su uso principal es como prelimpiadores, reduciendo así la carga a subsecuentes equipos de alta eficiencia, puede presentar problemas de erosión o taponamiento.

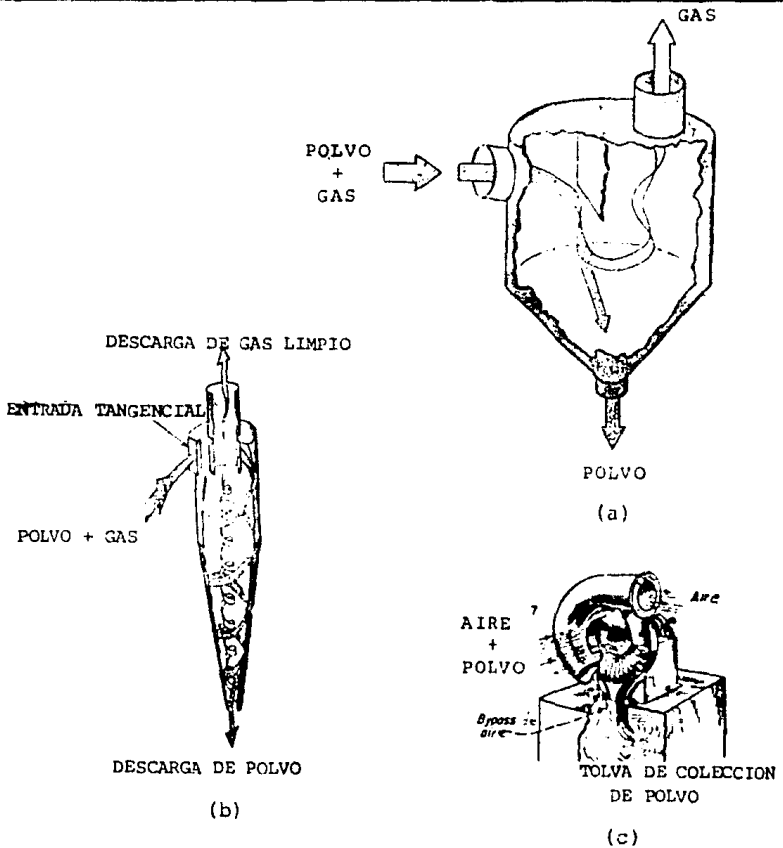


FIGURA III.2 SEPARADORES INERCIALES:

- (a) CAMARA DEFLECTORA.
- (b) SEPARADOR CICLONICO.
- (c) MECANICO CENTRIFUGO.

A continuación se describen los tres grupos comprendidos en esta categoría:

2.1 Cámaras deflectoras: Escencialmente esta es una cámara sedimentadora equipada con deflectores (ver figura III.2.a). El gas cargado de polvo choca contra un deflector el cual hace que se desvie la corriente rodeando al mismo, mientras que las partículas, en virtud de su mayor inercia tienden a ser deflectadas hacia abajo para ser colectadas en una tolva de donde son removidas. Este tipo de colector ocupa menor espacio que las cámaras sedimentadoras por gravedad y tiene similar eficiencia. En general las cámaras deflectoras se diseñan para una caída de presión que oscila entre 0.1 y 1.5 pulgadas de agua, según la clase y la aplicación y están limitadas para separar polvos con diámetros predominantemente mayores que 10 a 20 micras. La ventaja principal de estas unidades reside en su mayor adaptabilidad a los ductos o tubos ya existentes, que otras clases de colectores. Se pueden usar temperaturas elevadas, pero no si el polvo se hace pegajoso.

2.2 Separadores Ciclónicos: En un arreglo común el gas cargado de polvo entra al ciclón tangencialmente en la parte superior de la sección cilíndrica y forma una corriente en espiral ascendente o descendente. Las --

partículas de polvo, las cuales llevan una fuerza centrífuga más grande que las moléculas de gas, se van depositando en la pared del cilindro y del cono y son arrastradas hacia abajo, mientras que el gas asciende en forma espiral y escapa por un ducto de salida (ver figura III.2.b). Son principalmente efectivos en la remoción de partículas gruesas. La partícula más pequeña removible es de 5 micras, - aunque tamaños tan pequeños como de 0.1 micras han sido separados en casos donde existe la aglomeración de partículas. En párrafos posteriores se hará una descripción más completa del funcionamiento de los ciclones como principal tema de estudio.

2.3 Separadores Mecánicos de Centrífuga: Existen diferentes tipos de índole comercial en los cuales el campo centrífugo se crea por medio de un miembro rotatorio. En la figura III.2.c se da un tipo de separador mecánico - de centrífuga en el que el extractor o ventilador y el colector de polvo se combinan en una sola unidad. Las hojas tienen una forma especial, para que dirijan el polvo separado hacia una ranura anular que conduce a la tolva de colección, mientras que el gas limpio sigue por la espiral. La eficiencia de colección de las unidades de este género es - quizá comparable con la de un ciclón de gran caída de presión, que se compone de una sola unidad. El campo centríf-

fugo es mayor que un ciclón. La principal ventaja de estas unidades reside en lo compacto de su estructura, que es una consideración de primera importancia en el caso de instalaciones o fábricas de gran tamaño que requieren un buen número de colectores individuales. Se debe tener mucho cuidado cuando se intente aplicar este tipo de unidad a un polvo que manifiesta una tendencia notable a acumularse en superficies sólidas, debido al alto costo de mantenimiento que se puede encontrar a causa de los taponamientos y el desequilibrio del rotor.

3. Lechos Empacados:

Se pueden dividir en dos categorías:

3.1 Lechos empacados finos: Estos lechos se han utilizado durante muchos años para la recolección de polvo, pero en años recientes han alcanzado un predominio marcado como medio posible para separar de manera simultánea las cenizas en suspensión y el dióxido de azufre de los gases de combustión de centrales eléctricas que sobrepasan los 400 °F (204.4 °C). Algunos contaminantes especiales pueden ser removidos de corrientes gaseosas pasando éstas a través de un lecho empacado, el cual puede consistir de materiales granulares tales como arena, coke o anillos raschig. El espesor del lecho puede variar desde una frac--

ción de pulgada hasta varios pies dependiendo de la aplicación y tipo de empaque. En la figura III.3 se presenta un tipo de filtro del lecho empacado con deflectores de forma cilíndrica que contienen los granulos del lecho. Los compartimientos no se llenan por completo de granulos, de manera que existen espacios vacios entre las perforaciones de entrada de gas cargado de polvo y la parte superficial del lecho. El gas de entrada atraviesa por el tubo exterior perforado y desciende por los lechos fijos granulados que recogen los sólidos. Cuando el polvo se ha acumulado hasta el grado en que la caída de presión en el lecho se acerca a un máximo especificado, se introduce un flujo inverso de aire a gran presión en varias pulsaciones cortas. Este gas limpiador penetra por el lecho a través de las perforaciones en las placas que los sostienen y agita los granulos de los mismos por fluidización. Esto libera las partículas finas que se han depositado en el lecho granular y las arrastra, haciendolas pasar por el tubo exterior perforado hacia el pleno entre los elementos en donde se sedimentan en la tolva para polvo. Puesto que los granulos tienen tamaños mayores que las perforaciones, se quedan en sus compartimientos originales.

La separación de polvo en un lecho empacado se debe a : 1) La sedimentación por gravedad, 2) La deposición por difusión, 3) La deposición por inercia, -

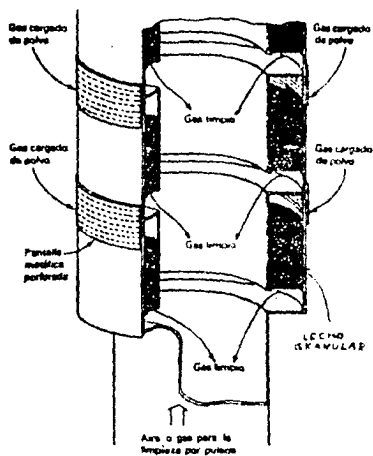


FIGURA III.3 LECHO EMPACADO.

4) La interposición del lecho en la línea de flujo, 5) Por precipitación del polvo en el lecho por atracción electrostática. Cuando los lechos empacados de material fino operan con velocidad de gas reducida, lo que prevalecerá será la sedimentación, por gravedad y la deposición por difusión, de manera que es de esperarse que la eficiencia de colección -- disminuya al aumentar la velocidad del gas.

3.2 Lechos Empacados Gruesos: El mecanismo de separación es el mismo que el de los finos, solo que estos utilizan como medio de empaque, gránulos más gruesos tales como materiales fibrosos, lana de vidrio o de acero, grava, etc., y por consiguiente el tamaño de partículas que colectará serán más gruesos que las de un lecho fino. Funcionan con velocidades superiores pero que siguen estando por debajo de las velocidades de fluidización, la separación reguladora es la deposición e intercepción por inercia y al aumentar la velocidad es de esperarse que se incremente la eficiencia de colección, a condición de que la velocidad del gas no sea tan alta que el rearrastre del material se presente.

4. Lavadores:

Los lavadores representan un tipo de equipos para eliminar polvos y neblinas de gases, en el que un líquido, que casi siempre es agua, se agrega o se hace circular para

ayudar en el proceso de colección. Existe una gran variedad de unidades, algunos son simples modificaciones de uno de los separadores del tipo seco, para permitir la adición del líquido. Al tiempo que otros están específicamente -- diseñados para la operación en vía húmeda.

Los siguientes mecanismos son los responsables -- individual o colectivamente de la manera en que la colección de polvo es llevada a cabo:

- 1). Adherencia e intercepción de las partículas en la corriente del líquido.
- 2). Difusión de las partículas a través del líquido.
- 3). Humidificación, es decir, incorporación de humedad en las partículas de polvo.
- 4). Condensación de humedad en las partículas -- de polvo.
- 5). Mojado, es decir, incorporación de las partículas a la fase líquida.
- 6). Partición del gas por las corrientes o gotas del líquido provocando aumento de la su perficie de contacto.
- 7). Disposición del polvo en forma de suspen-- sión o solución, evitando rearrastre.

- 8). Atracción electrostática entre las partículas de polvo y el líquido de lavado.

La selección del tipo de lavador que se va a utilizar depende principalmente de ; 1) Tamaño de la partícula de polvo a separar, 2). Eficiencia de colección deseada, 3). Máxima caída de presión permisible. Los lavadores son un medio potencial de separación de componentes granulares si; 1). Se es permisible la adición del líquido a la corriente gaseosa desde el punto de vista de proceso, 2). La materia granular es muy fina, predominantemente menor a 10 micras de diámetro, 3). Se requiere una muy alta eficiencia de colección, 4). El gas deba ser enfriado, 5) Puedan también removerse vapores y gases de la corriente de gas. Un lavador no es aplicable, si un separador inercial, tal como un ciclón, funciona satisfactoriamente, debido a que los lavadores son usualmente muy costosos.

A continuación se dá una descripción de los principales tipos de lavadores:

4.1 Lavadores Tipo Cámara: el líquido es esparcido dentro de la cámara, en la parte superior cayendo pequeñas gotas de agua o líquido de lavado a través de un flujo a contracorriente de gas cargado de polvo, el cual sale por la

parte superior libre de polvo (ver figura III.4.a) . Las partículas de polvo son colectadas principalmente por im p a c t a c i o n in e r c e p t i o n . Las eficiencias y ca f a d a s de presión son bajas, pero este equipo es útil cuando se tienen excesivas cargas de polvo.

4.2 Lavadores Tipo Ciclonicos: El líquido es esparcido dentro de la unidad y mezclado con un gas de -- remolino ascendente. Por im p a c t a c i o n e in t e r c e p t i o n, las partículas de gas y de líquido se combinan y son ac e l e r a c i o n a d a s, hasta las paredes del recipiente, por medio de una - fuerza centrífuga (ver figura III.4.b) . Una gran variedad de equipos han sido desarrollados, basados en diferentes sistemas de goteo o aspersión y de la provisión de la fuerza centrífuga. Los aspersores pueden instalarse -- axialmente por goteo radial directo o circunferencial para que el esparcido sea tangencial.

4.3 Lavadores Tipo Inercial: La corriente de - gas acarrea tanto las partículas de polvo como las gotas - de agua desde un esparcidor preacondicionado, y es dirigido hacia unas placas perforadas, para chocar sobre platos - deflectores. La velocidad del gas actúa para atomizar el agua sobre la placa perforada. Las partículas agrandadas son colectadas sobre asp a s e l i m i n a d o r a s de neblina y son -

retiradas a lo largo con el sólido colectado en el desborde del líquido desde la placa de choque (ver figura III.4.c) este lavador es similar a una columna de placas para tamizado y generalmente tiene desde una hasta tres placas aunque también pueden ser más. Etapas extras pueden ser adicionadas -- posteriormente en caso de ser requeridas. La velocidad del gas en las perforaciones es alta, generalmente 75 ft/seg. o mayores.

4.4 Lavadores Mecánicos: En la forma más simple del lavador mecánico, el agua se rocía hacia la entrada de un ventilador. Las aspas del ventilador atomizan el líquido y lo aceleran hasta adquirir altas velocidades, de tal modo que se efectúan impactos por inercia entre partículas de polvo y gotas del líquido (ver figura III.4.d) . Se proporciona un ciclón gas-líquido para separar el líquido sucio. La carga de polvo se limita casi siempre a $0.5 \text{ granos} / \text{ft}^3$ con el fin de minimizar la acumulación de depósitos en el rotor. El consumo de potencia es muy alto y correspondientemente la eficiencia es muy alta. La velocidad del rotor es del orden de 350 a 750 rpm. Generalmente un prelimpiador, tal como un ciclón, es necesario para tener la carga de polvo a la entrada de este separador menor de $0.5 \text{ granos} / \text{ft}^3$ y la temperatura inferior a $125 \text{ }^\circ\text{F}$.

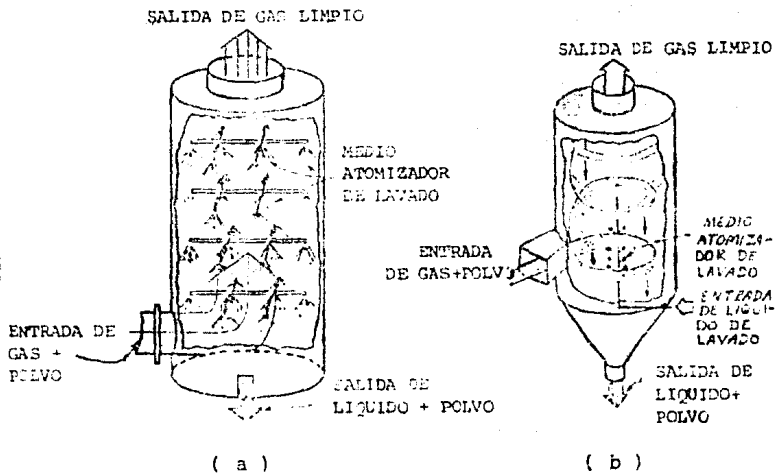
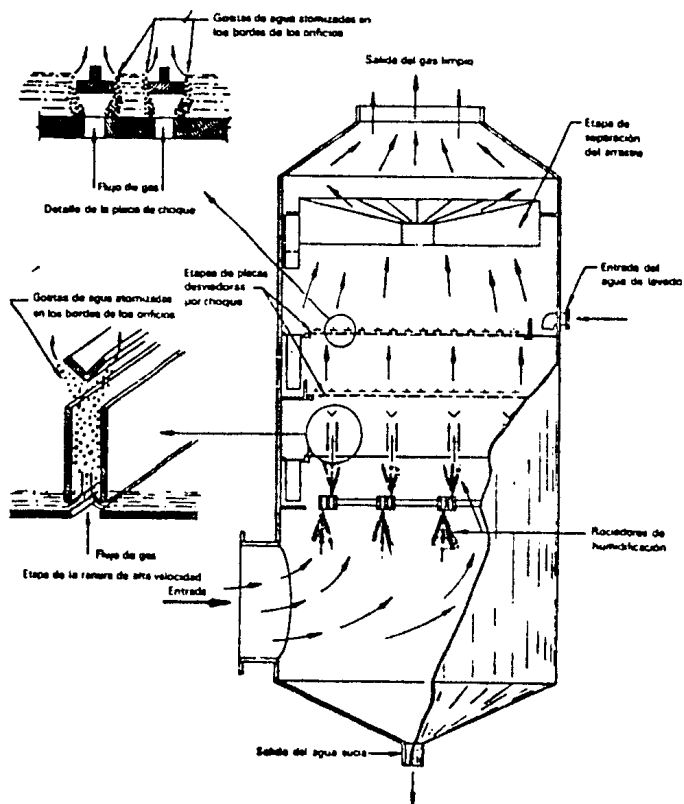
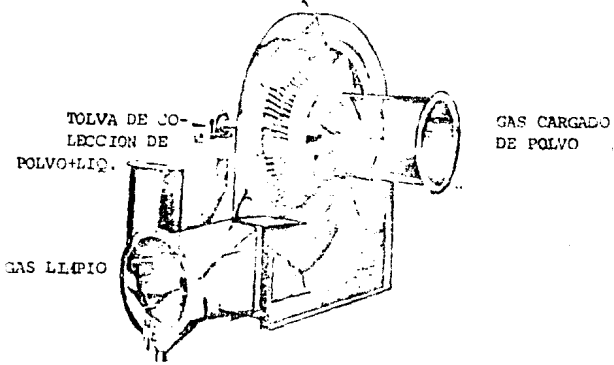


FIGURA III.4: LAVADORES; (a) TIPO CAMARA
(b) TIPO CICLON

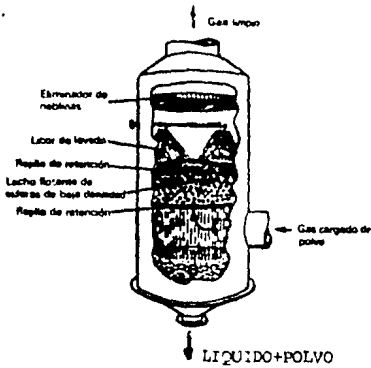


(c)

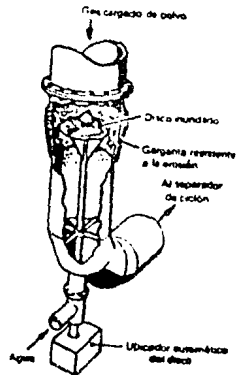
FIGURA III.4: LAVADORES; (c) TIPO INERCIAL (POR CHOQUE)



(d)



(e)



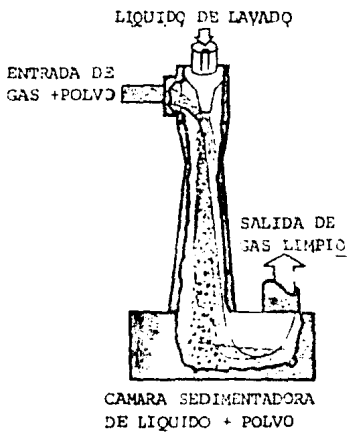
(f)

FIGURA III.4: LAVADORES; (d) TIPO MECANICO
(e) TIPO EMPACADO
(f) TIPO ORIFICIO

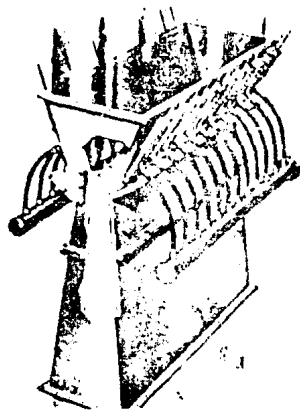
4.5 Lavador Tipo Empacado: Similar a los separadores del lecho empacado, con diferencia de que el empaque se encuentra humedecido, proviendo de esta manera una superficie de impacto que evita el rearrastré. El líquido suministra un medio de extracción de polvo en forma de lodo o suspensión (ver figura III.4.e).

El empaque puede ser fijo o flotante con esferas de baja densidad. Las ventajas de este tipo de lavador son; su bajo costo y simplicidad, resistencia a la corrosión y no tiene partes móviles. La colección de polvo puede ser un efecto secundario, tomando como efecto primario el enfriamiento o la absorción del gas.

4.6 Lavadores de Orificio: Existen varios tipos comerciales en los que se alcanzan grandes velocidades de aerosol, forzando al gas a pasar a través de restricciones. En la figura III.4.f se ilustra un tipo de este lavador. El líquido de lavado se atomiza a costa de cierta cantidad de energía cinética del gas. Debe especificarse el tamaño aproximado de la partícula para la selección del orificio. En este caso se observa que los polvos gruesos requieren velocidades moderadas, en tanto que los polvos finos tales como los humos requieren de velocidades de varios centenares de ft/seg.



(g)



(h)

FIGURA III.4: LAVADORES; (g) TIPO JET
(h) TIPO VENTURI

4.7 Miscelaneos : En esta categoría se pueden agrupar diferentes tipos de diseños tal como es el lavador tipo Jet en el que el agua fluye a través de un eyector proviendo la aspiración de aire y la formación de gotas para la colección de las partículas (ver figura III.4.g). La separación se hace posteriormente en una cámara de asentamiento.

Otro ejemplo es el lavador tipo Venturi en el que el agua se introduce en una sección en forma de garganta y atomizada por la alta velocidad de la corriente de gas. La velocidad relativamente alta entre las partículas de sólido y las gotas, provee una alta eficiencia por impacto (ver figura III.4.h.). La aglomeración de partículas en las gotas provee tamaños de partículas de 50 micras o mayores que pueden ser colectados en un subcuenta colector centrífugo.

5. Colectores de Tela:

Existen dos clases generales de este tipo de filtros que tienen altas eficiencias de colección, ambas son apropiadas también para operaciones totalmente automáticas. La primera de ellas que es la más antigua, utiliza tela tejida más o menos delgada, y la segunda utiliza fieltro como medio de filtración.

Filtro de tela tejida; al estar en operación, los gases cargados de polvo se hacen pasar por una tela que filtra el polvo, dando paso solo a los gases. En realidad la separación no es una simple filtración, ya que los poros de la tela, son por lo común, muchas veces mayores que el tamaño de la partícula captada. Cuando los gases cargados de polvo pasan inicialmente por la tela, la eficiencia de separación es reducida, hasta que se han captado las suficientes partículas para construir lo que corresponde a un bloqueo parcial de los poros de la tela. Esta deposición inicial de polvo se efectúa debido a la intersección y al choque que tienen las partículas contra las fibras de la tela, y debido a la sedimentación y al movimiento browniano en los poros. Una vez que se constituye esta capa inicial, la eficiencia de separación es muy alta. La filtración y la descarga de la bolsa son intermitentes, la operación continua es llevada a cabo utilizando interruptores manuales o mecánicos.

Filtros de Fielto; el uso de fieltro como medio de filtrado, permite velocidades un poco mayores que los filtros de tela, sin que se registre penetración excesiva, ya que la torta de fieltro desempeña un papel menos importante en la filtración. Si el gas --

contiene humedad, la temperatura debe ser mantenida arriba del punto de rocío, para prevenir la condensación y sedimentación del polvo sobre la tela. La acción de deterioro sobre el tejido por el gas puede evitarse, inclusive los tejidos pueden ser también a prueba de fuego.

5.1 Colector de Bolsas: Estos filtros para limpieza de gas industrial utilizan unidades filtrantes tipo bolsa o envolvente con tela o fieltro y pueden ser hechos de fibras naturales o sintéticas. El mecanismo de colección se discutió anteriormente. La pérdida de presión es incrementada hasta un punto en donde los sólidos deberán ser removidos (ver figura III.5)

5.2 Unidad Filtrante: Son unidades pequeñas del tipo bolsa que pueden ser acopladas para cubrir los requerimientos de limpieza de aire, generalmente es conveniente usar dos o más trenes de unidades para una operación continua, así mientras un tren esta en operación el otro estará en la fase de descarga de polvo.

5.3 Filtro Mecánico: Este tipo de filtro puede ser cualesquiera de los mencionados anteriormente con diferentes formas del medio filtrante (bolsa filtrante) sostenidas por medio de pantallas o bastidores, o -

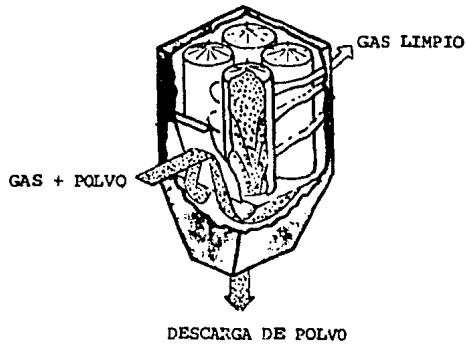


FIGURA III.5: COLECTOR DE BOLSAS

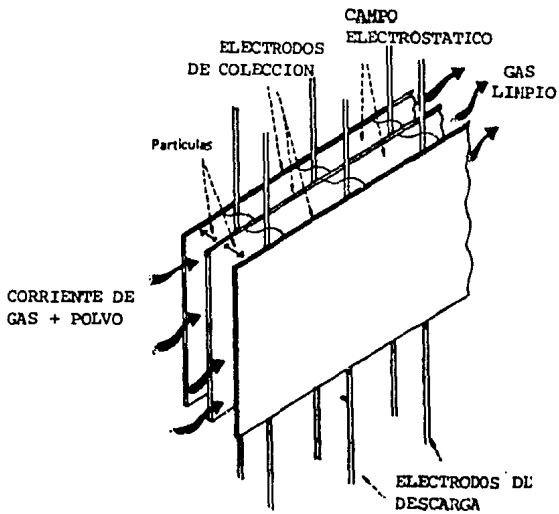


FIGURA III.6: PRECIPITADOR ELECTROSTATICO

bien, bolsas colocadas verticalmente ya sea ovaladas o re dondas. Estas unidades deben ser sacudidas manualmente excepto para unidades pequeñas las cuales generalmente es tan provistas de un motor.

5.4 Filtros Automáticos: Es posible efectuar una operación filtrante totalmente automática adicionando a los filtros mecánicos; un medidor de tiempo, motor para sacudimiento y válvulas de descarga operadas por -- aire o por medio de un motor. En este tipo de filtros - el mantenimiento de la bolsa se incrementa si se aumentan los períodos entre sacudimientos, teniendo cuidado de no desarrollar una caída de presión excesiva.

6. Precipitadores Electrostáticos :

La precipitación electrostática depende sobre todo del hecho de que las partículas suspendidas en un gas se exponen a iones gaseosos dentro de un campo eléctrico, adquieren una carga y se desplazan hacia el electrodo de carga opuesta bajo la acción del campo (ver figura III.6). Los mecanismos funcionales de la precipitación electrostática son los que se indican a continuación:

- A) Ionización del gas.
- B) Recolección de partículas

- B.1, Generación de un campo electrostático para provocar la carga y el movimiento de las partículas de polvo.
- B.2 Retención del gas para permitir el movimiento de las partículas hacia una superficie de colección.
- B.3 Prevención del rearrastre de las partículas colectadas.
- B.4 Separación de las partículas colectadas fuera del equipo.

Las partículas ionizadas viajan a velocidades - que varían directamente con el número de cargas que ellas acarrearán, e inversamente con sus masas, hacia el electrodo de carga opuesta. Para obtener altas eficiencias se requiere un tamaño de precipitador muy grande. El aparato es comúnmente usado a temperaturas del gas tan altas como 1,200 °F y para neblinas tan corrosivas como los ácidos orgánicos fuertes.

A continuación se dan los tres grupos principales de este tipo de colector:

6.1 Precipitador Electrostático de una Etapa:
Sigue el mecanismo de separación descrito anteriormente -

y combina los puntos A y B en una sola etapa, es decir -- que en la misma cámara se efectúa la ionización y la colección de las partículas.

6.2 Precipitador Electrostático de dos Etapas:

En este tipo de equipos se combina para mayor eficiencia la ionización de las partículas en una cámara seguida de un colector tipo gravitacional el cual tendrá una eficiencia alta debido a la aglomeración provocada por la ionización. Este tipo de precipitador puede manejar grandes capacidades y mayores cargas que el de una sola etapa. Es capaz de remover partículas mucho más pequeñas que las colectadas por cualquier otro tipo de colector.

6.3 Precipitador de Corriente Alterna: Este tipo de colector no es usado industrialmente, se aplica a nivel laboratorio únicamente para muestreo debido a la variación de la corriente que requiere que la colección se efectúe en una corta distancia.

7. Filtros de Aire:

Estos filtros llevan a cabo la separación de -- las partículas sólidas suspendidas en un gas, forzándolas a pasar a través de un medio poroso, fibroso o granular, si los polvos son muy finos y/o la carga es ligera (de 1 a 10 granos/ft³), la colección es frecuentemente efectua-

da por filtración, Por lo general se emplea para eliminar el polvo atmosférico.

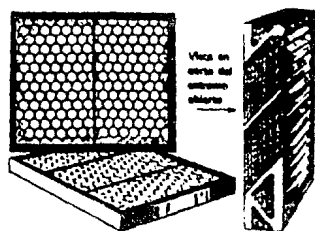
Los filtros de aire se clasifican en tres grupos basandose en el tipo de medio de filtración que se utiliza estos son:

7.1 Filtro de Aire Viscoso: Se llaman así debido a que el medio filtrante se recubre con un material viscoso para retener el polvo. Los filtros se fabrican en unidades de tamaño conveniente (casi siempre del orden de 20 x 20 pulgadas de superficie de cara), para facilitar su instalación, mantenimiento y limpieza (ver figura III.7.a). Cada unidad consta de una celda intercambiable o cojín de filtro sustituible y un marco sustancial que se pueda atornillar a los marcos de otras unidades similares, para formar una división hermética entre la fuente del aire polvoso y su destino. Hay una gran variedad de materiales de los que se puede fabricar el cojín del filtro incluyendo fibra de vidrio, pelos de animales, virutas de madera, tableros de fibras corrugadas, alambres cortados, mallas metálicas, etc. Estos se recubren con un líquido colector de polvo, por ejemplo; aceite mineral y compuestos químicos muy viscosos, con puntos de inflamación adecuados, que actuan como captadores de polvo. Estos filtros viscosos pueden ser desechables o bien estar

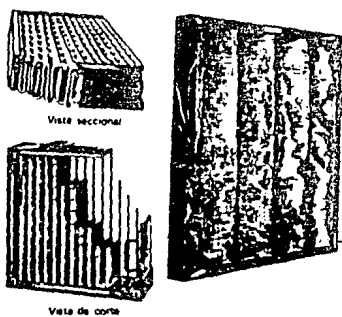
sujetos a varios periodos de servicio.

7.2 Filtros de Aire Tipo Seco: Se fabrican en unidades de tamaño similar a los viscosos, excepto que su profundidad es casi siempre mayor. Los medios de filtrado son, por lo común, hojas de pulpa de celulosa, algodón, fieltro o vidrio hilado. Por lo regular, estos filtros emplean velocidades de aire menores, para que la caída de presión no sea excesiva. Esta velocidad requiere una superficie de filtración relativamente grande para manejar el volumen de gas dado (ver figura III.7.b) .

7.3 Filtros Automáticos: Se podrían clasificar dentro de los dos tipos que se acaban de ver, pues se utilizan ya sea con un recubrimiento viscoso o un filtro seco. Sin embargo constituye un grupo específico en la filtración, puesto que su operación es esencialmente continua y automática. La mayoría de los filtros automáticos comerciales, son del tipo viscoso y constan de series de pantallas metálicas perforadas, plegadas o tejidas, las aperturas se gradúan de tal manera que el aire encuentra primero las perforaciones más grandes y se somete a la acción de filtrado más fina antes de salir. El baño de aceite sirve para lavar el polvo y recubrir la pantalla con una película fresca de aceite. A continuación se deja que el polvo se sedimente en forma de lechada en la base de la tolva.



(a)



(b)

FIGURA III.7: FILTROS DE AIRE; (a) VISCOSO
(b) SECO

8. Colectores Diversos:

8.1 Colector Sónico: Las vibraciones acústicas de gran intensidad provocan colisiones y por tanto tienden a flocular humos y neblinas, entonces la separación puede efectuarse por métodos inerciales o gravitacionales. Existe una frecuencia óptima, casi siempre en la gama de 1 000 a 10 000 Hz, debajo y arriba de la cual no se producirá una floculación sónica efectiva, dependiendo del tamaño y la densidad de las partículas y la viscosidad y densidad del medio. La floculación sónica en general se produce en concentraciones de 10 granos/ft³.

8.2 Colector Termal: En la precipitación térmica los impactos moleculares tienden a repeler los dispersoides, alejandolos del cuerpo calentado, se utiliza para limpiar el gas de partículas suspendidas haciendolo pasar a través o sobre una rejilla calentada, con baja velocidad. Aunque este método no es aplicado todavía industrialmente, ha tenido notable éxito en el muestreo de polvos atmosféricos.

III.2 CARACTERISTICAS DE FUNCIONAMIENTO DE LOS CICLONES:

Hasta aquí se ha hablado, en forma general de los diferentes equipos usados industrialmente, para la operación unitaria específica de separación de mezclas gas-sólido. A continuación se dará una descripción más detallada en relación al mecanismo y funcionamiento de los ciclones, así como los principales arreglos que son utiliza

dos en la industria, considerandose como objetivo principal en el desarrollo de este trabajo.

III.2.1 Funcionamiento y Descripción de Ciclones:

Los colectores ciclónicos son colectores mecánicos, sin partes en movimiento, que usan la fuerza centrífuga para separar las partículas de una corriente de gas.

La operación del ciclón es muy simple, la corriente de gas cargada de polvo es introducida en forma tangencial al ciclón, el cual imparte una rotación con patrón de flujo en remolino a esta corriente. Se desarrolla entonces una fuerza centrífuga que separa el polvo de la corriente de gas. El polvo viaja primero hacia la pared del ciclón, después resbala a lo largo de la sección cónica, para que por último salga en la parte inferior del cilindro. El gas girando también viaja hacia abajo a lo largo de la pared hacia el ápice del cono, pero en este punto el flujo de gas se invierte en dirección ascendente en un remolino concéntrico y abandona el ciclón a través del tubo de salida en la parte alta, libre de polvo.

En un ciclón convencional (los más comúnmente usados) sus componentes principales son; la sección de entrada (que es generalmente rectangular), un cilindro exte---

rior, una transición cónica del cilindro hacia la salida de polvo, un tubo de salida de gas que se prolonga dentro del cilindro y un recipiente para coleccionar el polvo en la parte inferior del ciclón, el cual debe ser hermético. -- (ver figura No. III.8). En las condiciones de operación comunmente usadas la fuerza o aceleración centrífuga de -- separación, varía desde cinco veces la gravedad en los ciclones de baja resistencia y diámetro muy grande, hasta -- 2,500 veces la gravedad en unidades pequeñas y de alta resistencia.

III.2.2 Clasificación por la Localización de la Entrada:

Los diversos diseños de colectores de polvo ciclónicos pueden agruparse en dos amplias categorías de acuerdo a su entrada, estas son: ciclones con entrada de gas axial y con entrada de gas tangencial (ver figura III.9).

Ciclones con entrada de gas axial. En este tipo de ciclones el gas entra axialmente y unas aspas forzan el gas a que fluya en forma de remolino en el interior del ciclón se construyen en diámetros pequeños, su fabricación y mantenimiento es relativamente costoso. Para propósitos prácticos, la mayoría de los fabricantes limitan su existencia a dos o tres diámetros y solo una o dos aleaciones. Un factor que es de importancia en estos ciclones es que -

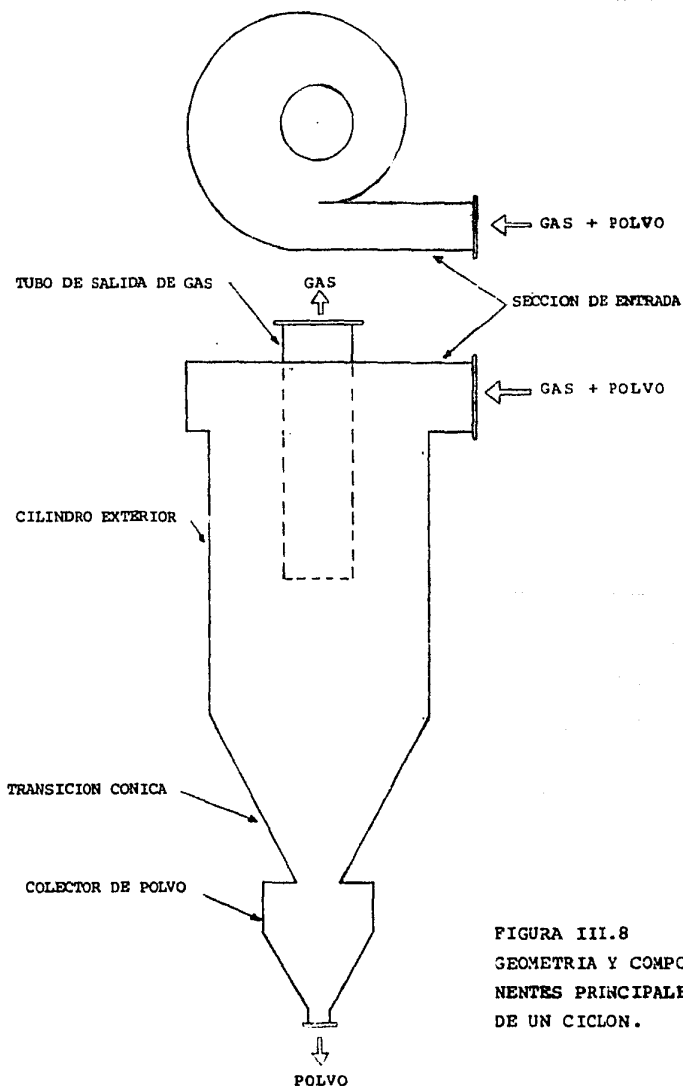
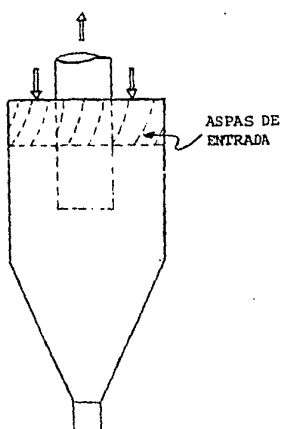
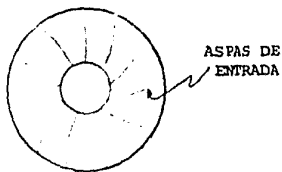


FIGURA III.8
GEOMETRIA Y COMPONENTES PRINCIPALES
DE UN CICLON.

ENTRADA AXIAL

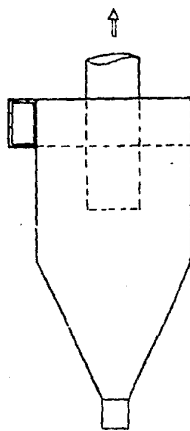


PLANTA

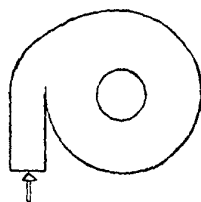


ELEVACION

ENTRADA TANGENCIAL



PLANTA



ELEVACION

FIGURA III.9: CICLONES CON ENTRADA AXIAL Y TANGENCIAL.

están limitados a polvos que puedan ser manejados sin ningún peligro de obturar el aspa de entrada requerida. La forma del aspa de entrada influenciará en la caída de presión y también de las características de colección de polvo en el ciclón. Las velocidades del gas que pasan las aspás de entrada son relativamente altas del orden de -- 5000 a 7000 pies por minuto (25.4 a 35.6 m/seg.).

Ciclones con entrada de gas tangencial. El gas -- entra tangencialmente por un ducto que fuerza a que haya -- un flujo en remolino en el interior del ciclón. Son -- los más comúnmente usados, debido a que pueden ser fabricados en todos tamaños y formas, así como de los materiales más diversos, incluyendo una aplicación con forros internos refractarios. Los ciclones de este tipo están comercialmente disponibles en diámetros desde 4 hasta 120 -- pulgadas (101.6 a 3048 mm), y pueden operar a velocidades de gas que varían desde 2,400 hasta 4,200 pies por minuto (12.2 a 21.3 m/seg.). Los intervalos de capacidades de tales ciclones son del orden de 30 a 130,000 ft³/min. -- (0.014 a 61.35 m³/seg.). Para flujos de gas más grandes dos o más ciclones pueden ser agrupados en paquete.

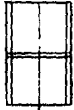
III.2.3 Accesorios:

Se puede usar un ventilador en la entrada o salida-

del ciclón, si el receptor de polvo es hermético y no -- existen fugas de aire a través del equipo. Descarga de polvos; para captar el polvo en lotes se puede utilizar -- una tolva o un receptor hermético. Para la extracción -- continua de polvo colectado se acostumbra usar una válvula rotatoria de estrella, una válvula de doble cierre o -- un transportador de rosca. Este último solo se utiliza para polvos finos. Para ciclones que operan con una -- presión ligeramente negativa, se pueden usar un tubo de -- hule desmontable de extremo abierto, o también válvulas -- mecánicas de compuerta.

Existe una gran diversidad de artificios que pue-- den ser colocados en un ciclón, en general constituyen -- una ventaja para el buen funcionamiento, tales como los deflectores de cono y disco, las paletas helicoidales de guía, etc. (ver figura III.10).

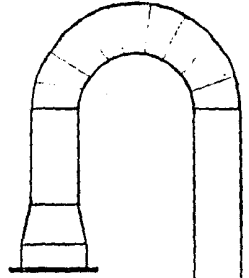
Aunque una paleta de entrada reduce la caída de -- presión, produce una reducción correspondientemente mayor en la eficiencia de colección. Su aplicación se reco-- mienda solo en los casos en que la eficiencia de colec-- ción sea normalmente tan grande que se pueda tener como -- una consideración de orden secundario y cuando se desea -- reducir la eficiencia de un ciclón existente, con el fin



ASPAS RECTAS



ASPAS CURVEADAS



VERTEDERO DE DESCARGA

ENSAMBLAJE EN "U"
O CODO



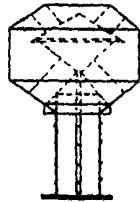
EXTENSION RECTA



DEFLECTOR CONICO



CACHUCHA ESTANDAR



CACHUCHA ENCERRADA

FIGURA III.10: ACCESORIOS PARA CICLONES.

de manejar la capacidad de aire requerida, o cuando los requisitos de espacio de piso y libramiento vertical se convierten en factores de diseño. Si se emplean una paleta de entrada, es ventajoso aumentar la longitud del ducto de salida del gas dentro de la cámara del ciclón. Un deflector de disco o cono colocado bajo el ducto de salida del gas, será beneficioso si es posible evitar la entrada de aire en la salida de polvo.

Al aumentar las cargas de polvo se incrementará la presión dentro del receptor. Los dispositivos como conos, discos y paletas de entrada originan casi siempre que la presión en el receptor de polvo sea mayor que la que existe en el ducto de salida del gas.

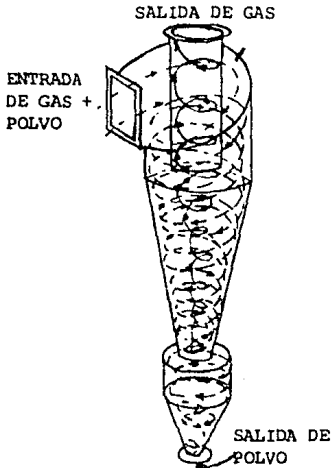
Un ciclón puede operar correctamente tanto en posición horizontal como vertical, sin embargo, la desviación de la posición vertical normal, genera una tendencia creciente a producir taponamientos en la salida de polvo por no existir pendiente para que el polvo resbale.

III.2.4 Tipos de Ciclones:

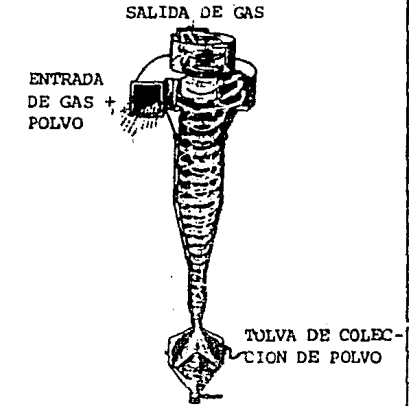
Existen ciclones simples de una amplia variedad de formas que van desde unidades largas y delgadas, similares a las que se ilustran en la figura III.11, hasta unidades cortas de diámetros grandes. El cuerpo puede ser cónico

o cilíndrico y las entradas espirales o tangenciales, re
dondas o rectangulares.

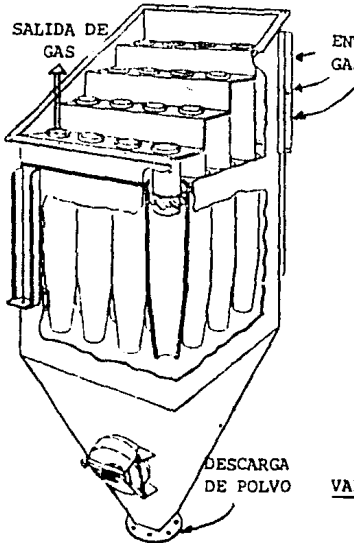
En la figura III.11 se presentan algunos tipos espe-
ciales de ciclones comerciales. En el multiciclón se im-
parte un movimiento helicoidal al gas, por medio de pale-
tas anulares y se surte en unidades múltiples de 6 y 9 --
pulgadas de diámetro de cada unidad. Su campo de aplica-
ción más extenso ha sido en la colección de cenizas en --
suspensión de calderas de vapor. Los tubos son construí-
dos por lo regular de hierro colado y otras aleaciones re-
sistentes a la abrasión. El ciclón Duclone utiliza una en-
trada en espiral y un cubierta o un techo helicoidal, -
que debe reducir la caída de presión. Uno de los princi-
pales campos de aplicación han sido las instalaciones en
serie y paralelo en combinación con contactores de sólidos
fluidizados en la industria del petróleo y la metalurgia.
Por lo común se fabrican de acero soldado o acero inoxidá-
ble y se recubren con materiales cerámicos. En este ti-
po de ciclón se afirma que se logrará un mejoramiento en la
eficiencia, debido al deflector cónico que se pone, a ve-
ces, en la base del cono. Este dispositivo se emplea -
solo para polvos de movimiento libre, ya que se ha encon-
trado que provoca taponamientos cuando se manejan materia-
les pegajosos.



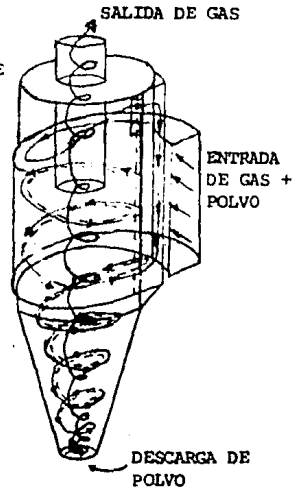
DUCLONE (DUCON COMPANY)



SIROCCO TIPO D (AMERICAN BLOWER Co.)



MULTICICLON
(WESTERN PRECIPITATION Corp.)



VAN TONGEREN (BUELL ENGINEERING Co.)

**FIGURA III.11: CICLONES
COMERCIALES TÍPICOS.**

El ciclón Van Tongeren pretende utilizar la "turbulencia doble" para incrementar la eficiencia de colección, proporcionando una desviación que va de la parte superior a la porción cónica del ciclón. Se fabrican con acero soldado y placas de aleaciones y son muchas sus aplicaciones.

El ciclón Sirocco tipo D tiene un collar de ducto de salida que se puede cambiar para aumentar o reducir la eficiencia de colección con un aumento o una disminución correspondientes en la caída de presión. Su construcción es a base de acero soldado o aleaciones, y se le puede adaptar un cono de hierro colado para aplicaciones abrasivas.

La unidad Dustex utiliza ciclones múltiples de cinco pulgadas de diámetro conectadas en paralelo, para aplicaciones en que la carga de polvo no sobrepasa de 10 granos por pie cubico. Los esfuerzos realizados para evitar la acumulación de polvo, el taponamiento y la subsecuente distribución deficiente de la corriente de gas en este colector., incluyen el uso de hojas tubulares verticales, entradas tangenciales individuales y un diseño que permite la circulación de los gases ya limpios en torno a la parte exterior de los ciclones, para minimizar la

condensación de gases a temperaturas cercanas al punto de condensación o de rocío. Los materiales estandares de construcción son hierro colado, aluminio colado y aceros inoxidable.

III.2.5 Arreglos de Ciclones:

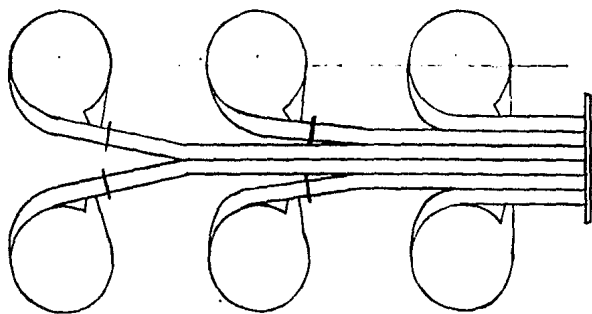
Se han desarrollado diversos arreglos complejos con el propósito de llevar a cabo una mejor separación, entre estos diferentes arreglos se encuentran los siguientes:

- 1.- Dos o más ciclones en paralelo. Si las condiciones son tales que se requieran altas eficiencias es casi siempre necesario el uso de ciclones en paralelo. El costo total inicial es sin duda incrementado debido en parte al material total requerido para su construcción y en parte debido a la complejidad de su instalación y mantenimiento. En la operación de un sinnúmero de ciclones en paralelo, hay dos esquemas generales empleados. Cuando el número es pequeño, generalmente no más de ocho, cada ciclón tiene su propia entrada y salida conectadas a un ducto de entrada y salida principal respectivamente, o solo una entrada principal si la salida es a la atmósfera. Cada uno puede o no tener su propio colector de polvo.

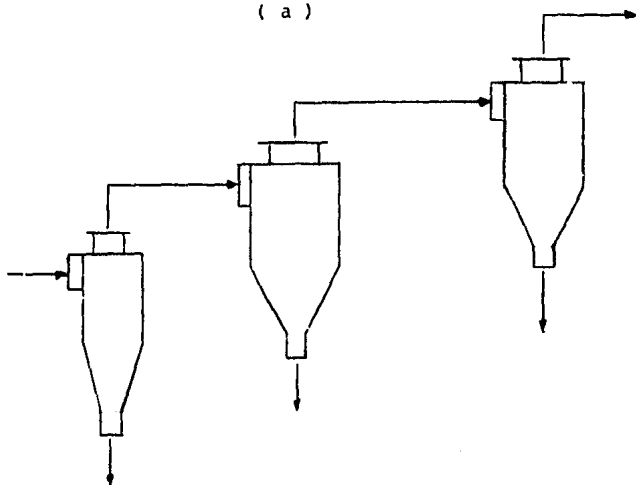
Cuando el número de ciclones es grande, es necesario el uso de una entrada común y salida a una sola cámara y un colector común de polvo. La operación en paralelo crea problemas operacionales que no se presentan cuando cada ciclón es independiente. Los problemas principales, son igualar el gas y la distribución de carga de polvo en los ciclones, previendo contra flujo a través de los ciclones y previendo el rearrastré desde el colector de polvo.

En general se ha observado que los ciclones en paralelo operan en una eficiencia poco menor que la obtenida por una unidad simple, para el mismo flujo de aire y carga de polvo (ver figura III.12.a).

- 2.- Dos ó más ciclones en serie. La principal razón para el uso de ciclones en serie es para recuperar dos o más fracciones de diferente tamaño del producto. Este arreglo proporciona una poca mayor eficiencia que la de un solo ciclón en las mismas condiciones de operación, esto se logra por la colección de partículas finas que escapan de la primera unidad. Existen ciertas condiciones prácticas que justifican el uso de ciclones en se



(a)



(b)

FIGURA III.12: ARREGLO DE CICLONES; (a) PARALELO
(b) SERIE

rie, estas son:

a). Si el polvo esta sujeto a fragmentación ó defloculación se emplearán bajas velocidades en el ciclón, por lo que no se alcanzará una alta eficiencia de colección en una unidad simple.

b). Si rigurosas condiciones de servicio y la necesidad de continuidad en el proceso de operación, resulta en una ventajosa operación de ciclones en serie, estos pueden usarse como sigue:

b.1 Un ciclón primario de gran diámetro puede usarse para proteger un banco secundario de ciclones de diámetro pequeño. El ciclón grande coleccionará el material grueso que probablemente tapaná los ciclones pequeños.

b.2 Cuando el proceso pueda retener partículas grandes y rechazar las pequeñas, puede usarse un ciclón primario de diámetro grande, retornando sólidos al proceso, seguido por ciclones secundarios de diámetro pequeño, para limpiar totalmente la descarga de gas.

b.3 Cuando la continuidad de la colección de polvo deba ser mantenida, a pesar de la suspensión ocasionada de la descarga de polvo del ciclón primario, un ciclón secundario puede ser útil. Cuan-

do la descarga de polvo primario se tapa, el polvo subirá en el cuerpo del ciclón primario causando un cese de la acción como separador y la descarga de polvo en la salida del ciclón primario se suspenderá hasta que se iguale la carga a la entrada. El ciclón secundario entonces actuará como si este fuera el ciclón primario. Por el mismo razonamiento, un colector terciario funcionará como colector secundario, y así sucesivamente; pero tres es el número máximo de ciclones en serie que se han usado comercialmente. Los ciclones secundarios o terciarios son algunas veces hechos de diámetro pequeño comparandolo con el primario, pero no puede ser más pequeño que el primario si tiene que actuar como reservas de este. Los ciclones usados en reactores de lecho fluidizado son frecuentemente operados en serie.

En cuestiones prácticas se ha observado que un ciclón simple tiene mejor eficiencia que un conjunto de ciclones conectados en serie para el mismo consumo de potencia (ver figura III.12.b).

Los ciclones en serie pueden operar ya sea normal

mente o bien parcialmente. Los que operan normalmente - el flujo de gas es circulado por completo a través de los ciclones conectados en serie. En la operación parcial - en serie, unicamente una fracción del flujo a través del colector primario va a el secundario. Hay tres arreglos de ciclones en operación parcial en serie involucrando un ciclón como cualquiera al colector primario, - el colector secundario, o ambos.

a). En un arreglo común el colector primario es un concentrador del cual el polvo no es recuperado en forma separada, pero del cual fluyen dos corrientes gaseosas; un flujo de gas "limpio" usualmente que representa desde el 60 hasta el 99% del flujo del gas total y un flujo de polvo enriquecido hacia el colector secundario. Este tipo de operación puede tener como unidades primarias; ciclones de flujo convencional, ciclones de flujo axial, concentradores centrífugos o concentradores por inercia. En los cuatro casos el ciclón secundario es de diseño y funcionamiento convencional. La eficiencia global de este tipo de arreglo es :

$$\eta = \frac{\eta_p \eta_s}{100} \quad (47)$$

η = Eficiencia global.

η_p = Eficiencia del primario

η_s = Eficiencia del secundario

De esta relación se ha observado que la eficiencia global es siempre menor que la de cualquier ciclón separado (ver figura III.13.a).

b). En este segundo arreglo, el colector primario tiene su propia tolva colectora de polvo por donde el polvo separado sale, pero desde la cual de 5 a 20% del flujo total de gas es llevado al colector secundario. El propósito de este arreglo es para purgar el gas a través de la salida de polvo del colector primario. La eficiencia global de este arreglo esta expresada por :

$$\eta = \eta_p + \frac{Y_{12} \eta_p}{100} \left(\frac{\eta_s}{100} - 1 \right) \quad (48)$$

Y_{12} = Por ciento de polvo colectado por el primario, el cual tiene la purga al colector secundario.

En vista de que el último término en esta ecuación es siempre negativo, la eficiencia de la combina--

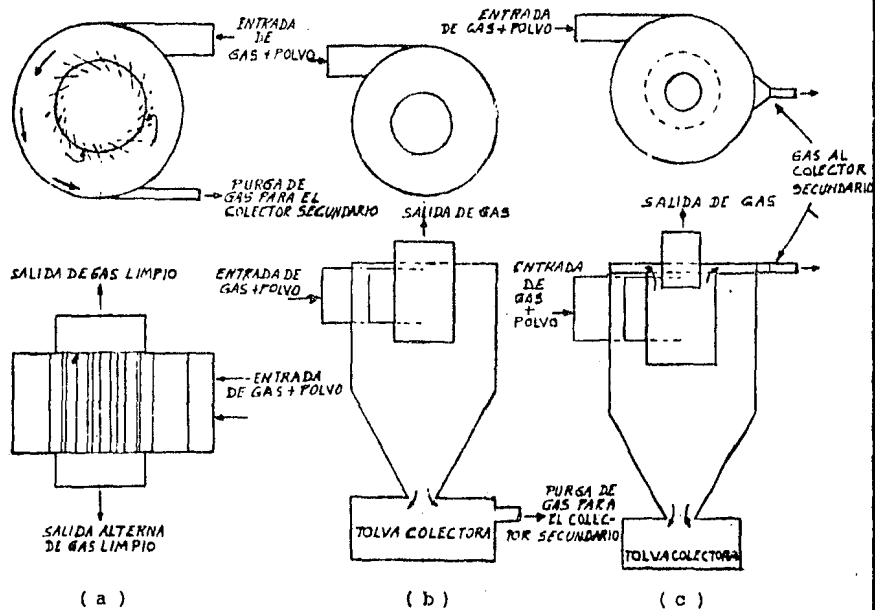


FIGURA III.13: OPERACION PARCIAL DE CICLONES EN SERIE.

ción es siempre menor que la del primario (ver figura III.b).

c). En este tercer arreglo el colector primario tiene su propia tolva de polvo, en la cual el polvo separado es llevado fuera. Un derrame de 15 a 40% del flujo total de gas es separado de la periferia de la salida del ciclón y obligado a pasar a través de un colector secundario. La eficiencia global de este arreglo esta expresado por:

$$\eta = \eta_p + \frac{x_{12} \eta_s}{100} \left(1 - \frac{\eta_p}{100} \right) \quad (43)$$

x_{12} = Por ciento del polvo partiendo del primario que lleva al secundario.

El último término debe ser siempre positivo, así la eficiencia de la combinación siempre será mayor que la del primario (ver figura III.13.c).

3.- Ciclones en serie con otros equipos. Muchos tipos de equipos colectores de polvo deseables por muchas razones no tiene la capacidad para manejar cargas pesadas de polvo y muestran una mejoría en la operación si se preceden con un ciclón como prelimpiador. Tales arreglos son también usados-

cuando el ciclón protege al colector secundario de partículas grandes, abrasivas, rescoldos, etc., o cuando las partículas gruesas del ciclón colector serán regresadas a proceso y las partículas finas del colector secundario son descargadas como producto.

Por regla general siempre que un ciclón sea usado en serie con otros tipos de colectores de mayor eficiencia, el ciclón precode al colector de alta eficiencia. Las excepciones a esta regla son -- cuando la otra unidad actúa como un aglomerador o cuando su descarga es un líquido vaporizado o un aerosol. El primero es ejemplificado por -- aglomeradores electrostáticos o sónicos., el posterior por filtros de neblina, limpiadores Venturi, etc.

III.2.6 Clasificación de Ciclones por su Eficiencia:

Una clasificación en términos de eficiencia se añadirá aquí y posteriormente en otros capítulos. Los niveles de eficiencia son agrupados como sigue:

<u>EFICIENCIA DE COLECCION</u> <u>(% PESO)</u>	<u>EFICIENCIA</u>	<u>CANTIDAD NO CO-</u> <u>LECTADA</u> <u>(%)</u>
50 a 80	BAJO	20 a 50
80 a 95	MEDIANO	5 a 20
95 a 99	ALTO	1 a 5
99 a 99.99	MUY ALTO	0.01 a 1
> 99.99	ULTRA ALTO	< 0.01

Como se verá en un capítulo posterior los ciclones son operados en intervalos de eficiencia medio o bajo. Un buen diseño algo diferente de un ciclón convencional puede alcanzar una alta eficiencia para partículas burdas del orden de 40 a 50 micras de diámetro. Ciclones de diámetros pequeños del tipo llamado "Alta Eficiencia" se extiende al intervalo de alta eficiencia para partículas tan pequeñas como del orden de 15 a 20 micras. Los intervalos de eficiencia típicos para varios tamaños de partículas con ciclones de tipo "Convencional" y de "Alta Eficiencia" son:

<u>TAMAÑO DE</u> <u>PARTICULA (MICRAS)</u>	<u>CICLON CONVENCIONAL</u> <u>η</u>	<u>CICLON "ALTA EFICIEN-</u> <u>CIA"</u> <u>η</u>
Menores que 5.	-	Baja
5 a 20	Baja	Media
15 a 20	Media	Alta
Mayores que 40	Alta	Alta

Por varias razones practicas las eficiencias en el --
intervalo muy alto a ultra-alto son casi nunca alcanzadas por
ciclones en aerosoles industriales.

IV. DISEÑO DIMENSIONAL DE CICLONES:

IV.1 INTERVALOS DE OPERACION:

Los ciclones son construídos comercialmente en tamaños con capacidades de 30 a 130,000 ft³/Min. de flujo de gas. En general las Unidades pequeñas son muy eficientes, pero la mayoría son usadas en paralelo para obtener el volúmen requerido de gas.

Estos equipos trabajan para una separación óptima en el intervalo desde 20 ft/seg. a 90 ft/seg. pudiendose llegar a alcanzarse con disminución de la eficiencia velocidad de trabajo de hasta 120 ft/seg.

Pueden llegar a tener una alta eficiencia de colección manejando gases que contengan altas concentraciones de polvo. Así llegan a hacer el trabajo de separación más difícil de los procesos Industriales y tambien pueden satisfacer los códigos de control de contaminación ambiental cuando son usados como prelimpiadores seguidos por otros equipos más eficientes.

Si se usa un ciclón como prelimpiador no necesariamente reducirá el tamaño del equipo secundario, sino que simplificará el diseño e incrementará la seguridad de colección del equipo secundario.

IV.2 INTERVALOS DE CONDICIONES FISICAS Y QUIMICAS:

Los ciclones como un grupo, pueden ser diseñados -- para manejar un amplio intervalo de condiciones físicas y químicas de operación, como temperaturas y presiones altas.

Los intervalos de operación de temperatura y presión -- pueden llegar incluso hasta 1000°C y hasta de 500 atm. -- respectivamente. Normalmente los principales factores que deben tomarse en cuenta para la selección de un ciclón -- son :

- Temperatura de gas.
- Abrasividad de las partículas de polvo.
- Protección del polvo de contaminación.
- Corrosividad del gas.

El principal factor limitante en condiciones de operación de ciclones son las características físicas del polvo. Si se tiene un polvo pegajoso, higroscópico, abrasivo, puede dificultar la operación del ciclón dando lugar a la erosión, adhesión de las partículas en las paredes del ciclón o la corrosión de éste. En tales casos es preferible el uso de ciclones húmedos u otro equipo de lavado.

En la mayoría de los procesos que involucran secado de sólidos, la temperatura de la descarga del gas es mante

nida tan baja como las características de secado de los sólidos lo permitan, así como para obtener la mejor eficiencia termal. En tales casos, deberán tomarse precauciones para evitar alcanzar el punto de rocío y así causar la condensación de humedad, esto puede lograrse precalentando el gas de entrada al ciclón.

IV.3 EFICIENCIA:

IV.3.1 Eficiencia Requerida.

La eficiencia de colección requerida es la relación de recuperación de polvo deseada contra el polvo cargado - es decir:

$$\eta_{REQ} = \frac{C_e - C_s}{C_e} \quad (50)$$

Donde: η_{REQ} = Eficiencia de colección requerida.

C_e = Concentración de polvo a la entrada al ciclón.

C_s = Concentración de polvo deseada a la salida del ciclón.

IV.3.2 Eficiencia Fraccional:

La eficiencia fraccional se define como la eficien-

cia de colección para un tamaño de partícula determinado.

La aproximación teórica para calcular eficiencias fraccionales de colección en ciclones, esta basada en el concepto de retorno radial de mezclado continuo de las partículas no colectadas, acopladas con el cálculo de un tiempo de residencia promedio para el gas en un ciclón, con una entrada tangencial. La figura IV.1 muestra un ciclón típico con todas las dimensiones necesarias, y la tabla IV.1 dá valores de las relaciones relativas para varios diseños típicos de alta y mediana eficiencia. La derivación de las ecuaciones de diseño estan dadas por Leith y Lich más satisfactoriamente que otros modelos de la literatura.

El grado o eficiencia fraccional de un ciclón puede ser calculado por la siguiente ecuación:

$$\eta_i = 1 - \exp\left(-2 \left[\frac{K \zeta_i Q_0}{D^j} (n+1) \right]^{0.5/n+1}\right) \quad (51)$$

En la ecuación (51):

$$\zeta_i = \int_p (dp_i)^2 / 13M \quad (52)$$

$$K = 8 Kc / Ka^2 Kb^2 \quad (53)$$

Donde: η_i = eficiencia fraccional para dp_i

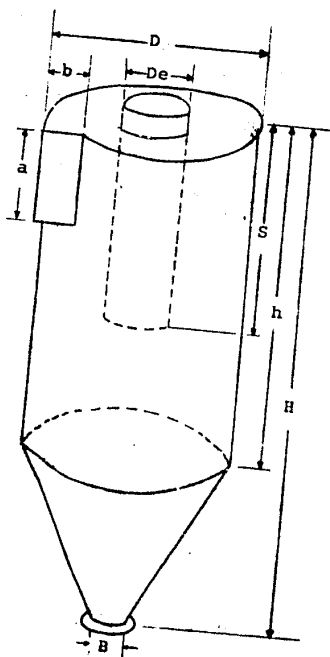


FIGURA IV.1: FORMA Y DIMENSIONES DE UN CICLON.
(VER TABLA IV.1).

TABLA IV. 1 CONFIGURACIONES DE DISEÑO PARA UN CICLON CON ENTRADA TANGENCIAL;
 (REFERENCIAS No: 3, 24, 25 y 26)

TERMINO	DESCRIPCION	ALTA EFICIENCIA		PROPOSITOS GENERALES		
		STAIRMAND	SWIFT	LAPPLE	SWIFT	PETERSON & WHITBY
D	Diámetro del Cuerpo	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
a	Altura de Entrada	0.5	0.44	0.5	0.5	0.583
b	Ancho de Entrada	0.2	0.21	0.25	0.25	0.208
S	Longitud del tubo de Salida.	0.5	0.5	0.625	0.6	0.583
De	Diámetro del tubo de Salida.	0.5	0.4	0.5	0.5	0.5
h	Altura del Cilindro	1.5	1.4	2.0	1.75	1.333
H	Altura Total	4.0	3.9	4.0	3.75	3.17
B	Diámetro del Ducto de Salida del Polvo	0.375	0.4	0.25	0.4	0.5
l	Longitud Natural	2.48	2.04	2.30	2.30	1.8
K	$8 Kc/K^2 a Kb^2$	551.3	699.2	402.9	381.8	324.3
N_H	$16 ab/D^2 e$	6.40	9.24	8.0	8.0	7.76
K/N_H		86.14	75.67	50.36	47.7	41.86
Surf.	Superficie Ec. (70)	3.67	3.57	3.78	3.65	3.20

- d_{pi} = diámetro de la partícula individual (ft)
 P_r = densidad de la partícula (lb/ft³)
 D = diámetro del ciclón (ft)
 μ = viscosidad del fluido (lbm/ft seg.)
 Q_0 = flujo total real (ft³/seg.)
 τ_a = tiempo de relajación (seg).

El exponente del remolino (n), puede calcularse como una función del diámetro del ciclón y de la temperatura en °F, como sigue:

$$n = 1 - \left[1 - \frac{(12D)^{0.14}}{2.5} \right] \left[\frac{T+460}{530} \right]^{0.3} \quad (54)$$

El factor de configuración del ciclón (K) es una función solamente de la configuración y esta especificado por las 7 relaciones geométricas que se describirán posteriormente y el procedimiento para calcular (K) será delineado en uno de los métodos.

En las relaciones anteriormente obtenidas el grado de eficiencia o eficiencia fraccional, puede ser calculado como una función de los parámetros de diseño del ciclón y las condiciones de operación.

IV.3.3 Eficiencia Total de Colección:

La eficiencia total de colección es una función de -

las eficiencias fraccionales y de la fracción de partículas en el rango de tamaño designado y esta dada por la ecuación:

$$\eta_M = \int_0^i \eta_{id} X_i = \sum X_i \eta_i \quad (55)$$

X_i = Fracción acumulada.

IV.3.4 Factores Que Afectan La Eficiencia De Colección :

Analizando las ecuaciones anteriormente descritas se nota que la eficiencia puede incrementarse con incremento de:

- Densidad del polvo (ρ_p)
- Velocidad de entrada (U_T)
- Longitud total del ciclón (H)
- Numero de revoluciones del gas
- Relación D/De
- Tamaño de la partícula (d_{pi})

Similarmente la eficiencia puede decrecer con aumento de lo siguiente:

- Viscosidad del gas (μ)
- Diámetro del ciclón (D)
- Diámetro del ducto de salida (D_e)
- Incremento en la anchura de entrada (b)
- Area de entrada (A_T)
- Densidad del gas (ρ_f)

Similarmente la eficiencia se verá disminuida al haber un aumento en la temperatura de la mezcla (ver ecuación 54).

IV.4 VELOCIDAD DE SALTACION:

El concepto de saltación surge con la necesidad de predecir la conducción de sólidos en tuberías o conductos horizontales. La velocidad de saltación puede ser definida de varias maneras, dos de las cuales que aplican al diseño de ciclones son:

1. La velocidad mínima del fluido necesaria para prevenir la sedimentación de las partículas sólidas llevadas en la corriente.
2. La velocidad necesaria para recoger las partículas depositadas y el transporte de estas sin sedimentación.

Para aplicar el concepto de saltación y correlacionarlo al diseño de ciclones, Kalen y Zenz hicieron las siguientes suposiciones:

- a) No existe desprendimiento entre el fluido y las partículas.
- b) El ancho de entrada al ciclón es el diámetro efectivo de tubería para calcular los efectos de saltación.

- c) La carga granular es menor a 10 granos/ft³ ---
 (1 grano/1000 ft³ = 2.3 mg/m³).
- d) El efecto del diámetro del ciclón sobre la velocidad de saltación es proporcional al exponente 0.4 del ancho de entrada (b^{0.4}).

Una aproximación de la ruta del fluido para un modelo de tubería enroscada elaborada por Kalen y Zenz da una correlación para la velocidad de saltación como sigue:

$$\frac{U_s}{W(\text{No of gs})^{1/3}} = 5.19 B^{0.4} \quad (56)$$

En la ecuación (56):

$$W = \left[4g_m(\rho_p - \rho_f)/3\rho_f^2 \right]^{1/3} \quad (57)$$

$$\text{No of gs} = \frac{U_T}{32.2r} \quad (58)$$

$$r = \frac{1}{2(D-b)} \quad (59)$$

Definiendo el ancho de entrada en términos de una relación de tamaños dimensionales (b/D) y sustituyendo las ecuaciones (57), (58) y (59) en la ecuación (56) se obtiene la siguiente ecuación:

$$U_s = 2.055 W \left[\frac{(b/D)^{0.4}}{(1-b/D)^{1/3}} \right] D^{0.067} U_T^{2/3} \quad (60)$$

En donde (w) esta dado en ft/seg. y es una función de las propiedades físicas de la partícula y del fluido; (g) es la aceleración de la gravedad y equivale a 32.2 ft/seg.^2 ; (U_T) es la velocidad de entrada al ciclón (ft/seg.) y (U_S) es la velocidad de saltación (ft/seg.) .

Kalen y Zenz han demostrado que la eficiencia de -- colección máxima ocurre a $U_T/U_S = 1.25$, y Zenz ha demostrado experimentalmente que el reingreso de las partículas -- ocurre a $U_T/U_S = 1.36$. La figura IV.4 muestra relaciones de U_T/U_S a partir de la ecuación (60) como una función de la velocidad de entrada y del diámetro del ciclón, para una relación de anchura de entrada de $b/D = 0.2$.

La figura IV.5 da factores de corrección para la relación U_T/U_S por temperatura y densidad de la partícula, utilizando $T = 100^\circ\text{F}$ y $\rho_p = 2.58 \text{ g/cm}^3$ como base.

La correcta relación de U_T/U_S esta definida por la siguiente ecuación:

$$U_T/U_S = f_T f_\rho U_T/U_S \quad (61)$$

Donde f_T y f_ρ son los factores de correlación -- por temperatura y densidad respectivamente.

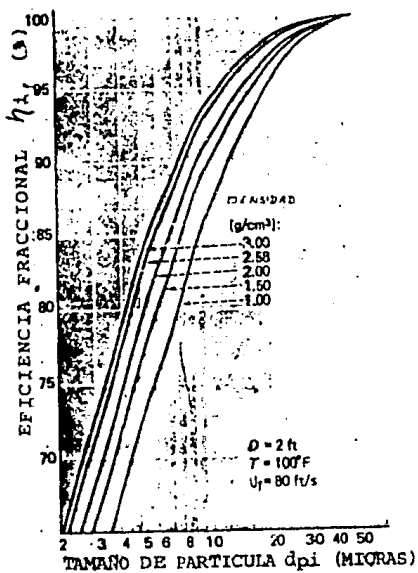


FIGURA IV.2

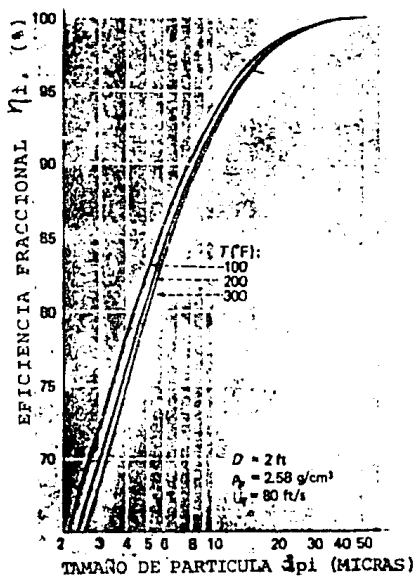


FIGURA IV.3

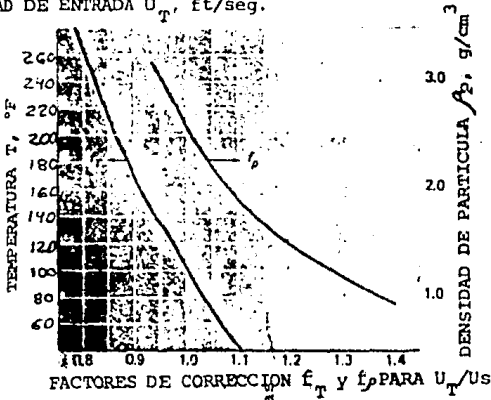
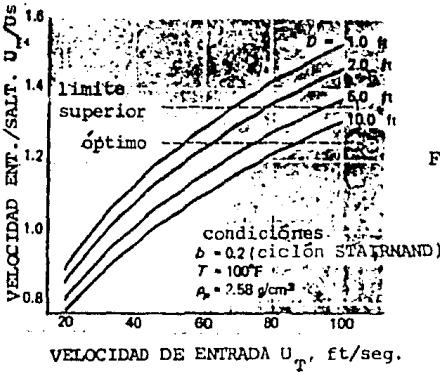
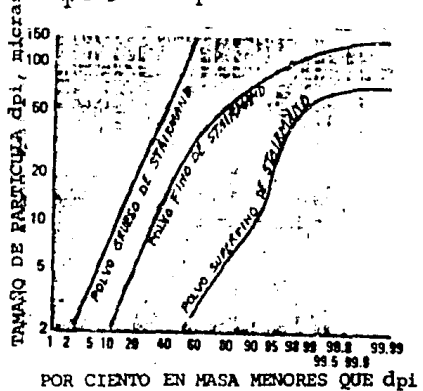


FIGURA IV.6



La ecuación de eficiencia fraccional indica como al incrementar la velocidad de entrada, aumenta el grado de eficiencia hasta el límite de 100%, sin embargo esto no es cierto, existe un límite superior en donde pequeños incrementos de velocidad de entrada resultan en un decremento del grado de eficiencia, esto es debido al rearrastre de las partículas por el efecto de saltación.

IV.5 CAIDA DE PRESION:

Un sinúmero de métodos han sido propuestos para estimar la caída de presión total en el flujo de gas a través de un ciclón convencional con entrada tangencial. Desafortunadamente no se ha tenido un estudio definitivo para determinar cual es el mejor método para utilizar. La caída de presión total es medida entre un punto en el ducto de entrada, justo al frente del ciclón, y un punto en el ducto de salida más allá de la tapa del ciclón.

Las pérdidas de presión están de acuerdo con las pérdidas o aumentos que ocurren en los siguientes lugares debido a los fenómenos enlistados :

- a) Pérdidas debidas a la fricción del flujo en el ducto de entrada.

- b) Pérdidas a la salida debidas a la súbita expansión de la corriente de gas desde el ducto de entrada hasta el cuerpo principal del ciclón.
- c) Pérdidas debidas por fricción frente a las superficies límites del gas en el ciclón.
- d) Pérdidas de energía cinética debidas a turbulencias en el ciclón.
- e) Pérdidas a la entrada debidas a la repentina -- contracción de la corriente de gas a la entrada del ducto de salida.
- f) Pérdidas por caída estática debido a la diferencia de elevación entre los ductos de entrada y salida.
- g) Recuperación de energía en el ducto de salida.
- h) Pérdidas debidas a la fricción de flujo en el -- ducto de salida.

Sin embargo la importancia relativa de cada uno de estos puntos le es dada en diferente forma por diferentes métodos de cálculo. El punto (d), es generalmente considerado como el más importante origen de pérdidas de presión. Los puntos (a), (f) y (h) son generalmente despreciados cuando las tomas de presión se colocan muy cerca del cuerpo del ciclón.

Una correcta estimación de la caída de presión -- a través de un ciclón es de vital importancia en adición - a la eficiencia de colección para una correcta estimación del costo del equipo. Una magnitud de 10" de agua o menor es el rango generalmente aceptable de operación.

La mayoría de los métodos están de acuerdo en expresar la caída de presión total en términos de un múltiple - N_H de " cabeza velocidad de entrada". En términos de -- pulgadas de agua, la caída de presión se estima como sigue:

$$\Delta P = (\rho_f U_T^2 / 2g) (N_H / \rho_{H_2O}) \quad (62)$$

El método más simple y exacto es el de Shepherd y - Lapple el cual asume que el punto (d) anteriormente visto es el único que debe de tomarse en cuenta, despreciando a los demás. Ellos asumen que las pérdidas son proporcionales a la relación de área de entrada (A_T) en área de salida (A_S), por lo que se obtiene la siguiente ecuación:

$$N_H = K' ab / Dc^2 \quad (63)$$

Debe notarse que el número de cabeza velocidad de en- trada depende solamente de tres de las siete relaciones geo- métricas de diseño. Si ninguna aspa a la entrada esta pre- sente $K' = 16$; con una aspa central $K' = 7.5$.

La ecuación (62) puede ser simplificada sustituyendo los factores apropiados a la siguiente ecuación:

$$\Delta P = 0.003 \rho_f U_{TH}^2 \quad (64)$$

Debido a que la caída de presión (ΔP) depende --- fuertemente de la velocidad de entrada, es obvio que a velocidades altas causan además del reingreso de las partículas una alta caída de presión.

IV.6 RELACIONES GEOMETRICAS DE DISEÑO Y CONSIDERACIONES PRACTICAS:

Para seleccionar o diseñar un ciclón para un polvo específico se requiere de la especificación de sus tamaños totales, caracterizados por el diámetro principal (D) y su forma o configuración la cual esta determinada por 7 relaciones geométricas las cuales son:

$$\frac{a}{D}, \frac{b}{D}, \frac{D_e}{D}, \frac{S}{D}, \frac{h}{D}, \frac{H}{D} \text{ y } \frac{B}{D} \quad (65)$$

La selección de estas ocho (8) cantidades dependerá sobre todo del polvo a ser manejado, así como de los siguientes puntos:

- Flujo, temperatura y presión de la corriente del gas.

- Composición del gas, incluyendo especialmente -
humedad.
- Carga de polvo en el gas.
- Distribución de tamaño del polvo acarreado por
el gas.
- Grado de colección total, o nivel reducido de -
emisiones requerido.

Los detalles de diseño y la selección del material de construcción pueden también ser influenciados por la naturaleza física y química del polvo como se menciona anteriormente.

Para obtener un diseño óptimo es necesario el desarrollo un modelo para el proceso de colección, el cual dará el grado de eficiencia, y un método de cálculo de caída de presión a través del equipo.. Idealmente estos modelos - deben mostrar, cómo los ocho parametros geométricos y todas las variables de operación afectan el grado de eficiencia y la caída de presión.

Para obtener un diseño apropiado, las relaciones -- geométricas dimensionales no pueden ser puestas arbitrariamente. Ciertos aspectos practicos deben ser observados, tales como:

1. $a < S$ Para prevenir corto circuito de la corriente de polvo.
2. $B < 1/2 (D-De)$ (Para evitar contracciones súbitas)
3. $S + l \leq H$ (Para conservar el remolino dentro del ciclón).
4. $S < h$
5. $h < H$
6. $\Delta P < 10'' \text{ H}_2\text{O}$
7. $U_T / U_S \leq 1.35$ (Para prevenir el rearrastre)
8. $U_T / U_S \approx 1.25$ (Para una óptima eficiencia).
9. El ángulo de la base cónica debe ser muy alto, para preveer el deslizamiento hacia abajo en un plano inclinado del polvo colectado; usar $7^\circ - 8^\circ$.

IV.7 METODOS PROPUESTOS DE DIMENSIONAMIENTO DE CICLONES:

A continuación se dan 4 métodos para el dimensionamiento de ciclones:

IV.7.1 Método de Koch y Licht.

Para facilitar la estimación preliminar de los parámetros de diseño, la eficiencia total de colección para tres polvos estandares fueron calculados y graficados por

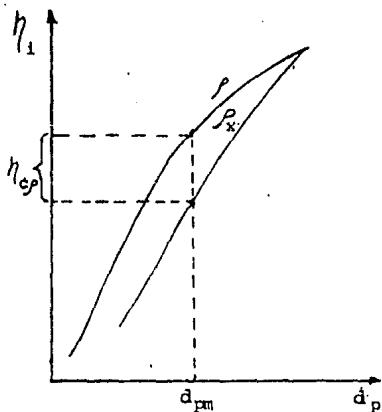
Stairmand. Los resultados están mostrados en la tabla -- IV.2 y figuras IV.6., IV.7, IV.8 y IV.9.

Los datos mínimos necesarios en este método son -- las propiedades físicas del gas y de las partículas, la temperatura del gas, el flujo volumétrico y la distribución de tamaño de las partículas.

Los pasos a seguir son los siguientes:

1. Calcular la eficiencia total requerida. Ecuación (50).
2. Comparar la distribución de tamaño de partículas para los tres aerosoles estandares de -- Stairmand, y escoger el que más cercanamente se parezca al aerosol real (fig. IV.6 y tabla IV.2)
3. Corregir la eficiencia total para una base de -- 100°F y $\rho_p = 2.58 \text{ g/cm}^3$ utilizando las figuras IV.2 y IV.3 y el diámetro medio de las partículas, cuando el por ciento en peso es de 50%. Esto se lleva a cabo de la siguiente manera:

POR DENSIDAD:



η_i = Eficiencia fraccional.

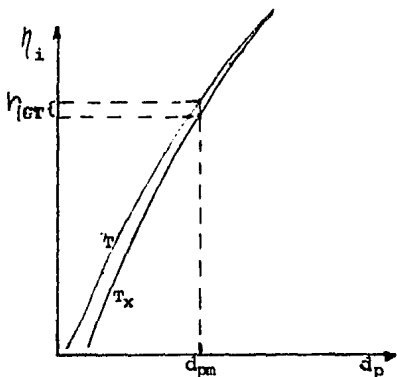
η_{cp} = Corrección a la eficiencia.

d_{pm} = Diámetro de partícula medio.

ρ_x = Densidad de las partículas a condiciones de operación.

ρ_p = Densidad de las partículas a condiciones base (2.58 g/cm³).

POR TEMPERATURA:



T = Temperatura base (100 °F).

T_x = Temperatura de operación.

η_{ct} = Corrección a la eficiencia.

TABLA IV.2 DISTRIBUCION DEL TAMAÑO DE PARTICULAS PARA AEROSO
LES ESTANDARES (Ref. No. 42).

<u>TAMAÑO DE LA PARTICULA (d) (micras)</u>	<u>% EN PESO MENORES QUE d.</u>		
	<u>SUPER FINO</u>	<u>FINO</u>	<u>GRUESO</u>
150	-	100	-
104	-	97	-
75	100	90	46
60	95	80	40
40	97	65	32
30	96	55	27
20	95	45	21
15	94	38	16
10	90	30	12
7.5	85	26	9
5.0	75	20	6
2.5	56	12	3

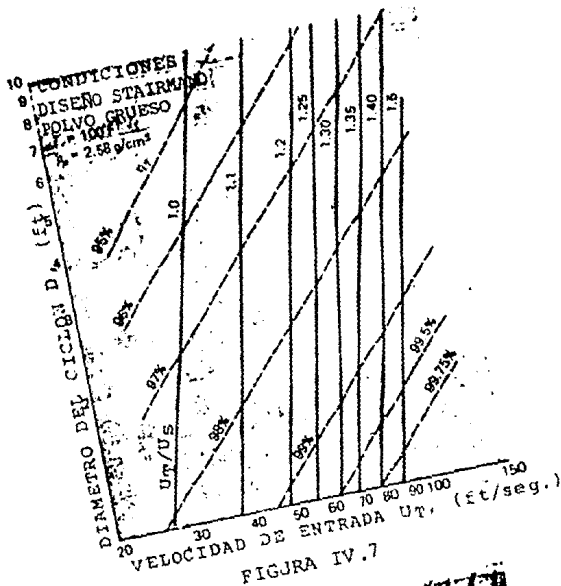


FIGURA IV.7

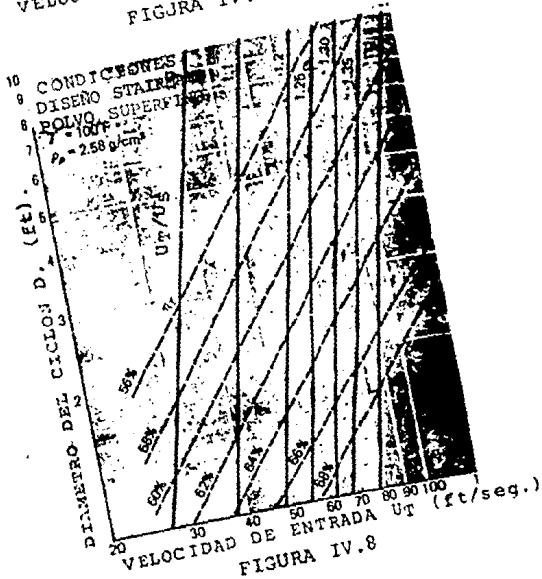


FIGURA IV.8

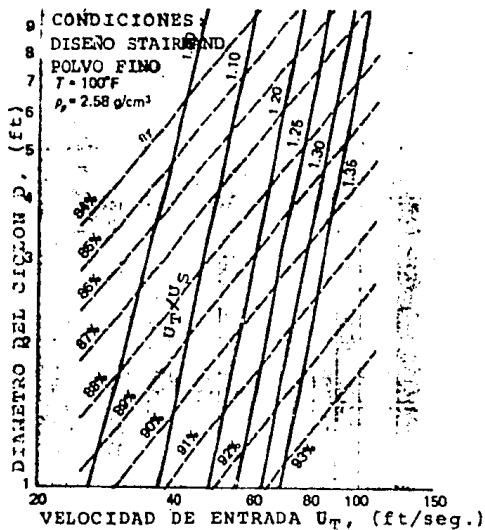


FIGURA IV.9

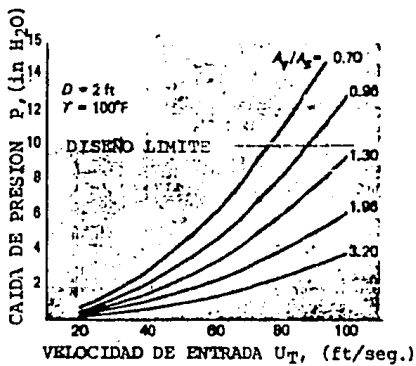


FIGURA IV.10

Corregir la relación óptima $U_T/U_S = 1.25$ para condiciones reales de operación, usando la fig. IV.5 y la ecuación (61).

4. De la fig. IV.7, IV.8 o IV.9, dependiendo del aerosol estandar apropiado y con η_T y U_T/U_S calculados y corregidos en los pasos anteriores, encontrar (D) y (U_T) .
5. De la tabla IV.1 escoger las relaciones de diseño del ciclón (ecuación 65).
6. Calcular $Q_T = abU_T$ flujo volumétrico por ciclón
7. Calcular el número de ciclones requeridos en paralelo (N_o) (ajustar al entero más cercano).

$$N_o = \frac{Q_o}{Q_T}$$

8. Calcular (U_S) con la ecuación (60) ó leer de la figura IV.4.
9. Si $U_T/U_S > 1.35$ (ajustado) recalcular las relaciones de diseño y (U_T) (para optimización de costos, podría ser necesario reducir (N_o) e incrementar (D) o (U_T) ó ambos).
10. Calcular $(\alpha)(K)$ y (n) por medio de las ecuaciones (52), (53) y (54).

Para obtener el factor de configuración (K) , es necesario seguir el procedimiento siguiente:

- a) Calcular la longitud natural (λ):

$$\lambda = 2.30e (D^2/a_0)^{1/3} \quad (66)$$

para $\lambda < (H-S)$ calcular el volumen del cilindro a la longitud natural (V_{nl}):

$$V_{nl} = \frac{\pi D^2}{4} \left[(H-S) + \left(\frac{\lambda+S-h}{3} \right) \left(1 + \frac{d+d^2}{D D^2} \right) \right] - \frac{\pi D^2 \lambda}{4} \quad (67)$$

En la ecuación (67):

$$d = D - (D-B) \left[(S+\lambda-h)/(H-h) \right] \quad (68)$$

Para $\lambda > (H-S)$, calcular el volumen del cilindro debajo del ducto de salida (V_H):

$$V_H = \frac{\pi D^2}{4} \left[(h-S) + \left(\frac{H-h}{3} \right) \left(1 + \frac{3+3^2}{D D^2} \right) \right] - \frac{\pi D^2}{4} (H-S) \quad (69)$$

- b) Calcular la constante del volumen del cilindro K_c utilizando (V_{nl}) o (V_H):

$$K_c = \frac{2V_s + V_{nl} \cdot H}{2D^3} \quad (70)$$

En la ecuación (70):

$$V_s = \left[\frac{\pi(S-a)}{2} (D^2 - D_e^2) \right] / 4 \quad (71)$$

- c) Puesto que $K_a = a/D$ y $K_b = b/D$ el factor de configuración puede ser calculado por medio de la ecuación (53).

- 11 Calcular la eficiencia fraccional por medio de la ecuación (51).
- 12 Repetir los pasos 10 y 11 para otros tamaños de partículas.

14. Comparar los resultados con la eficiencia requerida.
15. Calcular la caída de presión por medio de la ecuación (63) y (64) o leer de la fig. IV.1-. Si es necesario hacer ajuste con A_T / A_s (área de entrada / área de salida), (U_T) , (D) ó las relaciones de diseño o todo hasta que $P \leq 10'' \text{ H}_2\text{O}$. Regresar al paso 4.

IV.7.2 Método de W. Licht (1981).

De acuerdo a la tabla IV.1, la relación (K/N_H) es un parámetro optimizado, la tabla muestra que mientras el diseño de Swift tiene la más alta eficiencia, el diseño de Stairmand es óptimo por este criterio. La disminución de las relaciones eficientes puede ser más barata, sin embargo retendrán menos partículas. Este criterio deberá ser indicado por su relación de superficie total. Este debe calcularse por adición de la superficie parcial como sigue:

$$\frac{\pi}{4}(D^2 - D_s^2) + \pi D e S + \pi D h + \frac{\pi}{2}(D+B) \sqrt{(H-h)^2 + \left(\frac{D-B}{2}\right)^2} \quad (72)$$

Puesto en la forma (πD^2) ; (Surf):

$$\text{Surf.} = \frac{1}{4} \frac{1}{4} \left(\frac{De}{D}\right)^2 + \left(\frac{De}{D}\right) \left(\frac{S}{D}\right) + \frac{h}{D} + \left(\frac{1+B}{2} \frac{1}{2D}\right) \sqrt{\left(\frac{H}{D} - \frac{h}{D}\right)^2 + \left(\frac{1}{2} - \frac{3}{2D}\right)^2} \quad (73)$$

Siendo otra configuración del parámetro adimensional estos valores son también tabulados en la tabla IV.1.

$$J_T = 16.95 \frac{4}{3} g \left[\frac{\rho_p}{\rho_f} \right] \frac{(b/D)^{1.2}}{(1-b/D)} D^{0.201} \quad (75)$$

Que es el valor para el cual el funcionamiento es óptimo, es decir $U_T/U_S = 1.25$.

5. Determine la caída de presión con una modificación a la ecuación anteriormente propuesta.

$$\Delta P = 0.003 \rho_f' U_T^2 N_H \quad (76)$$

Donde:

$$\rho_f' = \rho_f + c(\rho_p - \rho_f)$$

c = Volumen del polvo/Unidad de masa del gas.

$$N_H = 16 ab/D^2$$

6. Considere que si (D) , (U_T) y/o (ΔP) sobrepasan los límites de trabajo preestablecidos, utilizar dos o más ciclones en paralelo.
7. Para (P) ciclones en paralelo repita los pasos 2, 4 y 5, usando Q_0/P en lugar de (Q_0) .
8. Resuelva la ecuación:

$$\eta_i = 1 - \exp(-M d_{pi}^N) \quad (77)$$

Donde:

$$M = 2 \left[\frac{KQ_0}{D^3} \frac{\rho_p}{18M} (n + 1) \right] \frac{1}{2n+2} \quad (78)$$

$$N = 1/(n + 1) \quad (79)$$

$$K = 8K_c / K_a^2 K_b^2, \quad K_a = a/D, \quad K_b = b/D$$

$$K_c = (V_s + V_{nf}/2) / D^3$$

$$V_{nf} = \frac{\pi D^2}{4} (h - s) + \frac{\pi}{4} \frac{(\hat{l} + s - h) D^2}{3} \left[1 + \frac{d}{D} + \frac{d^2}{D^2} \right] - \frac{\pi D_e^2 \hat{l}}{4}$$

$$d = D - (D - B)(S + \hat{l} - h)/(H - h)$$

$$\hat{l} = 2.3 D_e (D^2/ab)^{1/3}$$

$$V_s = \pi (S - a/2) (D^2 - D_e^2) / 4$$

$$n = 1 - \left[1 - 0.67(D)^{0.14} \right] (T/283)^{0.3} \quad (80)$$

Para esta última ecuación, (D) debe estar en metros y la temperatura en (°K).

Resolviendo para (M) y (N) obtenemos una función del tamaño de la partícula, teniendo como base la distribución de partículas del problema en cuestión; evalúe las eficiencias fraccionales para cada tamaño.

Resuelva la ecuación:

$$\eta_T = \int_0^i \eta_i dX_i$$

Gráficamente ó aproximando:

$$\eta_T = \sum_0^i X_i \eta_i$$

La cual no es una desviación fuerte del valor real si se tienen suficientes datos en pequeños intervalos.

Para el caso de que $P \cong 50$ se debe considerar la instalación para multiciclones ó utilizar el ciclón como prelimpiador seguido de un equipo de alta eficiencia, reduciendo el costo de operación de este último.

Para ciclones en serie usados para seleccionar tamaños de partículas específicos, se invertirá el proceso, -

usando un valor aproximado de $n = 0.7$ en el paso 8, reajus-
tando por iteraciones sucesivas el valor de n .

IV.7.3 METODO DE H. MAAS:

El método se basa en la configuración de ciclón des-
crita en la fig. IV.11.

Para el cálculo de las dimensiones del ciclón se re-
comiendan los pasos siguientes:

1. Asumir una velocidad de entrada de 50 ft/seg.

Como $2b = a$, el área de la sección transversal es --
 $a \times b$ por lo que sustituyendo (a) será igual a $2b^2$ --
por tanto:

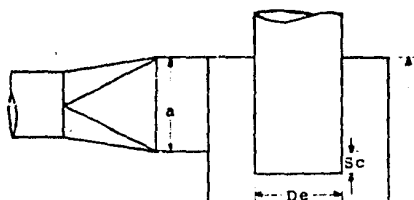
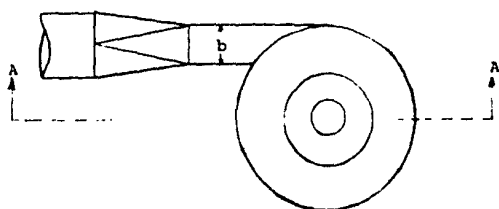
$$A = 2b^2 = \frac{Q(\text{ft}^3/\text{seg})}{50 \text{ ft/seg.}} \quad (81)$$

$$b = \sqrt{\frac{Q_0}{100}} \quad (82)$$

Obteniendose de aquí la dimensión b , ajustar un tama-
ño estandar y recalcular la velocidad de entrada.

2. Obtener las demás dimensiones de diseño de la --
fig. IV.11.

3. Calcular la cabeza velocidad de entrada como :



- $b = D/4$
- $De = D/2$
- $a = D/2$
- $h = 2D$
- $Sc = D/8$
- $Z = 2D$
- $B = \text{Arbitraria}$
aprox. $D/4$

SECCION A-A



Z

FIGURA IV.11
PROPORCIONES DE UN CICLON.

$$NH = K ab/D_c^2, \quad K = 16$$

y evaluar la caída de presión de acuerdo a la ecuación (64).

4. Calcular el tamaño mínimo de partículas que deberá ser colectado por completo, de acuerdo a la ecuación.:

$$d_{pmin} = \left[\frac{9 M b}{\pi N_{tc} U_T (\rho_p - \rho_f)} \right]^{0.5} \quad (83)$$

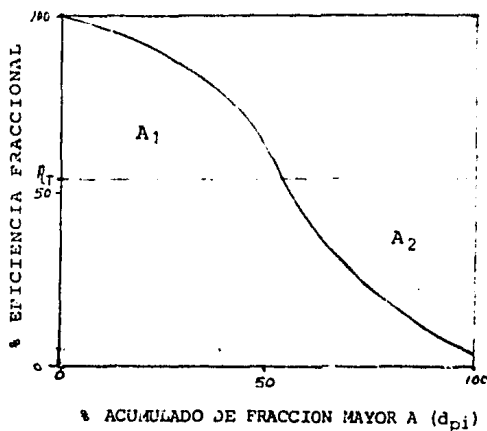
donde N_{tc} = número de vueltas de 360° hechas por la espiral descendente ($N_{tc} = 5.0$ para el ciclón en cuestión)

5. Calcular el diámetro de corte (tamaño al cual es separado el 50% de las partículas).

$$d_{pc} = \left[\frac{9 M b}{2 \pi N_{tc} U_T (\rho_p - \rho_f)} \right]^{0.5} \quad (84)$$

6. Evaluar d_{pi}/d_{pc} para la distribución de tamaños del polvo en cuestión.
7. De la figura IV.12 obtener las eficiencias fraccionales con d_{pi}/d_{pc} .
8. Graficar el por ciento acumulado de partículas

mayores que (d_{pi}) contra el por ciento de eficiencia fraccional, y de la gráfica obtener la eficiencia total, tomando la ordenada media -- como se ilustra a continuación:



$$A_1 = A_2 \longrightarrow \eta_T$$

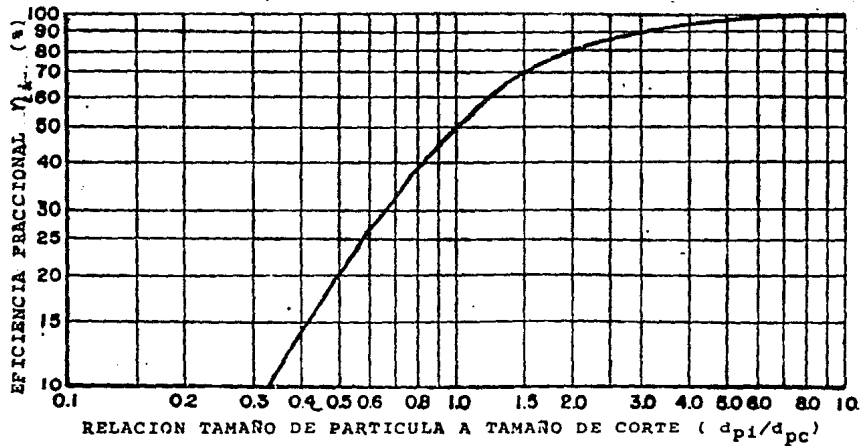


FIGURA IV.12

IV.7.4 METODO DE C.E. LAPPLE:

Este método se caracteriza por ser uno de los más sencillos de tipo gráfico. Los datos mínimos necesarios son; el flujo, las propiedades físicas del gas y de las partículas, la distribución de tamaño de las partículas y una velocidad supuesta que generalmente se supone de 50 -- ft/seg. para mayor rapidez de cálculo.

Los pasos a seguir son los siguientes:

- 1) Con Q_0 y U_T^* obtener la anchura de entrada:

$$b = \sqrt{\frac{Q_0}{2U_T^*}} \quad (85)$$

- 2) Si $U_T^* \neq 50$ ft/seg., obtener el factor de corrección (f_{cv}) para esa velocidad por medio de la figura IV.13.
- 3) Si $\mu \neq 0.02$ cp obtener el factor de corrección para la viscosidad ($f_{c\mu}$) por medio de la figura IV.13.
- 4) Calcular el diámetro de las partículas de corte de :

$$d_{pc} = \sqrt{\frac{9 \mu b}{2 \pi N_{tc} U_T^* (\rho_p - \rho_f)}} \quad (86)$$

En donde N_{tc} es el número de giros hechos por la corriente de gas y es aproximadamente igual a 5.

- 5) Corregir d_{pc} con f_{cv} y $f_{c\mu}$ aplicando:

$$d_{pc}^1 = d_{pc} / f_{cv} f_{c\mu} \quad (87)$$

- 6) Obtener la densidad relativa de las partículas.

$$\rho_{rel.} = \rho_p / \rho_{H_2O} \quad (88)$$

- 7) Con d_{pc}^1 corregida y $\rho_{rel.}$ obtener el diámetro del ciclón de la figura IV.14.

8. Si $D \gg 100$ pulg. entonces se deberán colocar No ciclones en paralelo con Qt. Regresar al paso No. 1.

$$Q_T = Q_0 / NO$$

- 9) De la tabla IV.1 obtener las relaciones geométricas de diseño.
- 10) Con (b), (a) y Qt obtener la velocidad de entrada real de la siguiente ecuación:

$$U_T = Q_T / ab$$

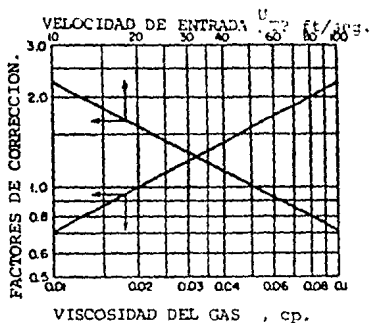


FIGURA IV.13: FACTORES DE CORRECCION POR VISCOSIDAD Y VELOCIDAD PARA EL DIAMETRO DE CORTE, d_{pc} .

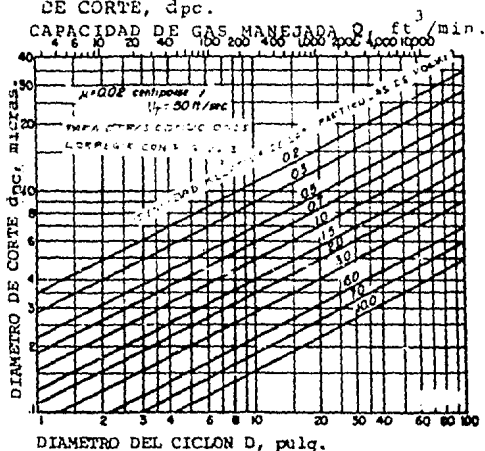


FIGURA IV.14: DIAMETRO DEL CICLON VS. TAMAÑO DE CORTE DE LA PARTICULA.

- 11) Obtener la relación d_{p1}/d_{pc} y leer sus correspondientes valores de eficiencias fraccionales de la figura IV.12.
- 12) Elaborar una gráfica de tamaño de la partícula contra por ciento en peso acumulado mayor a d_{pc} .
- 13) Elaborar una gráfica de eficiencia fraccional contra por ciento en peso acumulado mayor que d_{pc} , e igualando áreas ($A_1 = A_2$) se obtendrá la eficiencia total, o bien de la ecuación (55).
- 14) Calcular la caída de presión por medio de la ecuación (64) y verificar que sea menor de $10'' \text{ H}_2\text{O}$; si no, reajustar con A_T/A_S (área de entrada/área de salida).

IV.8 EJEMPLO DISEÑO DE CICLONES:

IV.8.1 Datos De Diseño:

A continuación se dan los datos necesarios para la aplicación de las metodologías anteriormente propuestas -- para un ciclón, para una Planta de Aluminio (gases de combustión), localizada en Veracruz, Ver.

Datos:

Polvo: Hollín (proveniente de gases de combustión).

Gas: Aire

Temperatura= 190°F

ρ_p = 126,7 lb/ft³

ρ_f = 0.06642 lb/ft³

μ = 1.4448 x 10⁻⁵ lb/ft seg.

Flujo (Qo) = 302.96 ft³/seg.

Concent. de

Polvo= 10 grs./ft³

Nivel máx. -

emisión= .25 grs./ft³

Característi-

cas físicas: Higroscopia = 2.5 %

No abrasivo

No adherente

Pegajoso

IV.2A: GRANULOMETRIA

<u>DIAMETRO DE PARTICULA</u> <u>(ft) x 10³</u>	<u>% EN PESO DEL TAMAÑO</u> <u>DE LA PARTICULA</u>
2.208	0.75
1.366	0.3
1.058	0.49
0.808	0.86
0.575	1.52
0.400	3.11
0.292	7.17
0.200	6.53
0.142	14.2
0.125	65.07
0.1308	0.1
0.0983	0.2
0.04916	1.6
0.02458	5.1
0.01142	21.3
0.00491	39.9
0.00325	31.8

Distribución de tamaños de partículas:

Se presentan en la tabla IV.2A un análisis experimental de la distribución del tamaño de partículas.

IV.8.2 Metodo 1 De Koch y Licht.:

1. Cálculo de la eficiencia total requerida:

$$\eta_R = \frac{10 - 0.25}{10} \cdot 100 = 97.5\%$$

$\eta_R = 97.5\%$, que excede de la capacidad de colección del ciclón por lo que se diseñará por máxima eficiencia total.

2. Con los datos de granulometría y obteniendo el por ciento en peso menor de d_{pi} se notará que el polvo (rollín) se asemeja a un polvo de Stairmand "fino".
3. De la fig. IV.9, la máxima eficiencia requerida que se podría obtener para este polvo es de -- 93.5%. De la fig. IV.2, con $d_{pm} = 4.3$ micras y $\rho_p = 126.7$ lb/ft³ la corrección para la eficiencia por densidad es de 2.5 por ciento y con la temperatura de 190 °F la corrección es de 1.5% por lo tanto la eficiencia requerida corregida es de 89.5% .

Para U_T/U_S se tiene de la fig. IV.5 que --
 $f_{\rho} = 1.08$ y $f_T = 0.88$

$$U_T/U_S = f_{\rho} f_T 1.25 = 1.188$$

$U_T/U_S = 1.18 < 1.25$ (demasiado bajo); ---
ajustar este valor a 1.3.

4. Con $\eta_R = 89.5\%$ y $U_T/U_S = 1.3$ de la fig. --
IV.9 se tiene que $U_T = 81$ ft/seg. y $D = 3.7$
ft.

5. Relaciones de diseño del ciclón: puesto que
estamos hablando de un ciclón de alta efi--
ciencia se escogen las siguientes relacio--
nes de diseño:

$$\frac{a}{D} = 0.5; \quad \frac{b}{D} = .2; \quad \frac{S}{D} = 0.5; \quad \frac{De}{D} = 0.5;$$

$$\frac{h}{D} = 1.5; \quad \frac{H}{D} = 4.0; \quad \frac{B}{D} = 0.375$$

6. Cálculo de Q_T :

$$Q_T = (1.85)(0.74)(81)$$

$$Q_T = 111 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

7. Cálculo del número de ciclones requeridos -
en paralelo:

$$N_o = 303/111 = 2.73$$

Para dos ciclones en paralelo se tiene:

$$Q_T' = 151.5 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$a = D/2 \quad ; \quad a = 0.5D \quad ; \quad b = 0.2D$$

$$a = 0.5b/0.2 \quad ; \quad D = b/0.2$$

$$Q_T = (0.5/0.2)b^2 U_T$$

$$b = \sqrt{\frac{0.2 Q_T}{0.5 U_T}}$$

$$b = \sqrt{\frac{0.2 (151.5)}{0.5 (81)}}$$

$$b = 0.8649 \text{ ft}$$

$$\text{Para 2 ciclones: } D = 4.32 \text{ ft.}$$

$$\text{Para 4 ciclones: } D = 3.06 \text{ ft.}$$

8. Cálculo de U_S :

$$U_S = 2.055W \left[\frac{(0.2)^{0.4}}{(1-0.2)^{1/3}} \right] (4.32)^{0.067} (81)^{2/3} = 24W$$

$$W = \left[\frac{4(32.2)(1.4448 \times 10^{-5})(126.7 - 0.06642)}{3(0.06642)^2} \right]^{1/3} = 2.617$$

$$\text{Para dos ciclones: } U_S = 62.67 \text{ ft/seg.}$$

$$\text{Para cuatro ciclones: } U_S = 61.26 \text{ ft/seg.}$$

9. $U_T/U_S = 1.29$ para dos ciclones.

$U_T/U_S = 1.32$ para cuatro ciclones.

Para optimización de costos es recomendable el uso de dos ciclones en paralelo.

10. Cálculo de τ_i :

$$\tau_i = 487187.7 (dpi)^2$$

Cálculo de K:

a) $l = 10.7$ ft

H-S = 15.12 ft $> l$ por lo que calculamos el volúmen del ciclón con la ecuación (67).

$$d = 2.725 \text{ ft.}$$

$$V_n = 87.34 \text{ ft}^3$$

b) Cálculo de Kc:

$$V_s = 11.87 \text{ ft}^3$$

$$Kc = 0.6888$$

c) $K = 551.04$

Cálculo de n:

$$n = 1 - \left[1 - \frac{(12 \times 4.32)^{0.14}}{2.5} \right] \left[\frac{190+460}{530} \right]^{0.3}$$

$$n = 0.6759$$

11. Cálculo de la eficiencia fraccional:

$$\eta_k = 1 - \exp \left\{ -2(1735.37 \quad i)^{0.2983} \right\}$$

12. Ver tabla IV.3

13. Ver tabla IV.3

14. Debido a que la eficiencia máxima total que se puede obtener tanto para dos ciclones, - como para cuatro ciclones, conectados en paralelo es mediana comparada con la eficiencia requerida, es necesario colocar un se--gundo equipo colector en serie que tendrá - menor carga de polvo, pero deberá ser de mayor eficiencia.

TABLA IV.3

Diám. de la Partícula _j $d_{p1} \times 10^3$ (ft)	Tiempo de Relajación $\tau_i \times 10^4$ (seg.)	Eficiencia Fraccional η_i (%) (2 Ciclonas)	Eficiencia Fraccional η_j (%) (4 Ciclonas)	Fracción En Peso $X_i \times 10^2$	Fracción en Peso Acum. $<d_{p1} \bar{X}_i$ (%)	$\eta_i X_i$ (%) (2 Ciclonas)	$\eta_j X_j$ (%) (4 Ciclonas)
2.208	23751.16	100	100	0.75	99.17	0.75	0.75
1.366	4090.70	99.999	99.999	0.30	98.87	0.29997	0.29999
1.058	5453.40	99.999	99.999	0.49	98.38	0.48995	0.48999
0.808	3180.60	99.999	99.999	0.86	97.52	0.85999	0.85999
0.575	1610.76	99.999	99.999	1.52	96.00	1.51996	1.51998
0.400	779.50	99.982	99.982	3.11	92.89	3.10945	3.10981
0.292	415.39	99.920	99.970	7.17	85.72	7.16446	7.16785
0.200	194.87	99.670	99.841	6.53	79.19	6.50853	6.51962
0.142	98.236	99.050	99.466	14.20	64.99	14.0657	14.12417
0.0983	47.076	97.630	98.473	0.13	64.86	0.12692	0.12801
0.0492	11.793	91.596	93.561	1.04	63.82	0.95259	0.97303
0.0246	2.948	80.556	83.436	3.32	60.50	2.67447	2.77007
0.01142	0.6353	64.514	67.580	13.85	46.65	8.93518	9.35983
0.0049	0.1170	46.492	48.966	25.96	20.69	12.06936	12.71157
0.00395	0.076	42.298	44.558	20.69	0.0	8.75150	9.21905
$\eta_T =$						68.278 %	70.003%

15. Cálculo de la caída de presión:

$$N_H = 6.4$$

$$\Delta P = 0.003 (0.06642) (81)^2 (6.4)$$

$$\Delta P = 8.367'' \text{ H}_2\text{O} \quad 10'' \text{ H}_2\text{O} \text{ VALOR ACEPTABLE.}$$

IV.8.3 Ejemplo De Diseño Del Método 2 de W. Licht.:

Con los datos presentados en IV.8.1 procedemos a -- seguir los pasos recomendados en IV.7.2

1. Eficiencia requerida:

$$\eta_R = \frac{10 \text{ gr/ft}^3 - 0.25 \text{ gr/ft}^3}{10 \text{ gr/ft}^3} \cdot 100 = 97.5\%$$

Debido a que se requiere una muy alta eficiencia, - seleccionamos el diseño de Stairmand que como se - vió es el diseño óptimo.

2. Cálculo de D en base a las relaciones de la ta- bla IV.1.

$$D = 0.0502 \left[\frac{20 \rho_f^2 (1-b/D)}{1 \rho_p (a/D) (b/D)^2} \right]^{0.454}$$

Sustituyendo valores encontramos :

$$D = 6.19 \text{ ft} = 1.88 \text{ m.}$$

3. A partir de la tabla IV, i determinar las -
demás dimensiones de diseño, de lo cual te-
nemos :

$$a = 3.093 \text{ ft}, \quad b = 1.237 \text{ ft}, \quad S = 3.093 \text{ ft}, \\ De = 3.093 \text{ ft}, \quad H = 24.75 \text{ ft}, \quad h = 9.28 \text{ ft.}, \quad -- \\ B = 2.32 \text{ ft}.$$

4. Cálculo de U_T :

$$U_T = Q_0 / ab = 79.144 \text{ ft/seg.}$$

Que debe checar con la U_T de :

$$U_T = 16.95 \frac{4}{3} g \left[\frac{M \rho_D}{\rho_i} \right] \frac{(b/D)^{1.2}}{(1-b/D)} D^{0.201}$$

que es la velocidad optimizada, sustituyendo
valores encontramos que:

$$U_T = 78.919 \text{ ft/seg.}$$

Que es prácticamente la misma que la encon-
trada en el parrafo anterior, por lo que se
considera bien el diseño.

5. Cálculo de la caída de presión.

De acuerdo a los descrito procedemos a correg
gir la densidad:

$$\rho_f' = \rho_f + C(\rho_p - \rho_f')$$

C = Volumen de polvo/Unidad de masa de gas

$$C = 0.1089 \text{ lb/ft}^3 / 126.7 \text{ lb/ft}^3$$

$$C = 8.597 \times 10^{-5} \text{ ft}^3 \text{ polvo}$$

Sustituyendo:

$$\rho_f' = 0.0773 \text{ lb/ft}^3$$

Calcular N_H

$$N_H = 16 \text{ ab/De}^2 = 6.4$$

Por tanto sustituyendo valores, la pérdida de presión a través del ciclón será :

$$\Delta P = 0.0030 \rho_f' U_T^2 N_H = 9.297 \text{ " H}_2\text{O}$$

6. Debido a que D no es demasiado grande (menor a 2), U_T esta dentro del intervalo - óptimo de trabajo (50 a 90 ft/seg.), y ΔP es menor de 10" H_2O que es el valor límite, se considera el uso de un solo ciclón.
7. No es necesario ya que estamos hablando del mismo ciclón que ya se cálculo.

8. Para obtener los valores de la ecuación:

$$\eta_i = 1 - \exp^{-M d_{pi}^N}$$

Se resuelven sustituyendo las siguientes --
ecuaciones al orden de los datos disponibles:

$$l = 15.3293 \text{ ft}$$

$$d = 3.9014 \text{ ft}$$

$$V_{nl} = 256.62 \text{ ft}^3$$

$$V_S = 34.8784 \text{ ft}^3$$

$$K = 551.2$$

$$n = 0.712$$

$$K_C = 0.689$$

$$M = 728.1055$$

$$N = 0.584$$

Por tanto sustituyendo valores:

$$\eta_i = 1 - \exp^{-728.1055 d_{pi}^{0.584}}$$

Tomando como base la misma distribución usada en el ejemplo anterior los resultados se muestran en la tabla IV.4, obteniéndose una eficiencia de 65.67% que es bastante menor de la requerida obteniéndose una carga a la salida de :

$$10 \text{ grs/ft}^3 \times .6567 = 6.567 \text{ grs/ft}^3$$

(removidos).

$$10 \text{ grs/ft}^3 - 6.567 \text{ grs./ft}^3 = 3.433 \text{ grs/ft}^3. \text{ (no removidos)}$$

Pero puede de cualquier modo usarse el ciclón siguiendolo de un equipo secundario de muy alta eficiencia, que por tener menor carga requerirá menos costo inicial, menos mantenimiento, y casi la mitad de la carga de trabajo, lograndose una separación óptima a un menor costo del que se obtuviese si el separador de alta eficiencia estuviera solo, sobre todo de mantenimiento,

Como complemento a este ejemplo se realizaron los mismos cálculos pero usando dos ciclones en paralelo (batería), obteniendose los siguientes resultados:

- 1.' Identico al anterior
- 2.' $D = 4.52 \text{ ft} = 1.37 \text{ m}.$
- 3.' $a = 2.25 \text{ ft}, b = 0.9 \text{ ft}, S = 2.25 \text{ ft}, De = 2.25 \text{ ft}, H = 18 \text{ ft}, h = 6.75 \text{ ft}, B = 1.69 \text{ ft}.$
- 4.' $U_T = Q_0' / ab, Q_0' = Q_0/2 = 151.48 \text{ ft}^3/\text{seg}.$

$$U_T = 74.805 \text{ ft/seg.}$$

$$U_T \text{ de : } U_T = 16.95 \frac{4}{3} g \left[\frac{\mu_f \rho}{\rho_f^2} \right] \frac{(b/D)^{1.2}}{(1-b/D)} D^{0.201}$$

$$U_T = 74.03 \text{ ft/seg.}$$

Que es semejante a la U_T anterior.

$$5.' N_w = 16 ab/De^2 = 6.4$$

$$f'_f = .0773$$

$$\Delta P = 8.134" \text{ H}_2\text{O} < 10" \text{ H}_2\text{O}$$

6.' U_T , D y ΔP se encuentran dentro de los intervalos óptimos.

7.' No necesario.

$$3.' l = 11.149 \text{ ft, } d = 2.84 \text{ ft, } V_{nf} = 98.77 \text{ ft}^3, -$$

$$V_s = 13.449 \text{ ft}^3, K_c = 0.6892, K = 551.36, - - -$$

$$n = 0.67766, M = 882.975, N = 0.596.$$

$$\eta_i = 1 - \exp^{-382.975 d_{pi}^{0.596}}$$

Sustituyendo los valores de d_{pi} , se encuentran los resultados obtenidos en la tabla IV.4.

Encontrandose una eficiencia total de 66.78 % que es menor a la requerida, obteniendose una salida de :

$$10 \text{ gr/ft}^3 \times 0.6678 = 6.678 \text{ grs./ft}^3 \text{ (retenidos)}$$

$$10 \text{ gr/ft}^3 - 6.678 \text{ gr/ft}^3 = 3.322 \text{ gr/ft}^3.$$

De esta manera se logra un incremento en la eficiencia de colección, aunque no es tan significativo, si es conveniente, incluso se puede lograr una más alta eficiencia con el uso de

TABLA IV-4

Diam. Particual (ft) x 10 ³	X _i (%)	Usando Un Ciclón η_i	Un Ciclón X _i η_i (%)	Usando 2 Ciclonos η_i	2 Ciclonos X _i η_i (%)
2.208	.75	0.9999	.75	0.9999	0.75
1.366	0.3	0.9999	0.3	0.9999	0.3
1.058	0.49	0.9999	0.49	0.9999	0.49
.808	0.86	0.9999	0.86	0.9999	0.86
.575	1.52	0.9999	1.52	0.9999	1.52
.400	3.11	0.9994	3.11	0.9997	3.11
.292	7.17	0.9981	7.156	0.9989	7.162
.200	6.53	0.9935	6.487	0.9959	6.503
.142	14.2	0.9838	13.97	0.9888	14.04
.0983	0.13	0.9640	0.1253	0.9729	0.126
.04916	1.04	0.891	0.9266	0.9082	0.9445
.02458	3.32	0.7723	2.564	0.7941	2.636
.01142	13.85	0.6116	8.47	0.6324	8.758
.00491	25.96	0.4388	11.39	0.4539	11.783
.00325	20.69	0.3649	7.55	0.3769	7.799
		$\eta_T =$	<u>65.67%</u>	$\eta_T =$	<u>66.78%</u>

ciclones múltiples, pero no se alcanzará la eficiencia requerida debido a la distribución no consistente de tamaños de partículas.

IV.8.4 Ejemplo De Diseño Del Método H. Maas:

De acuerdo a los datos presentados en IV.8.1 y con base en lo descrito en IV.7.3, procedemos al cálculo del ciclón por este método:

1. Obtener b :

$$b = \sqrt{\frac{20}{100}} = 1.75 \text{ ft}$$

2. Con este valor podemos obtener las demás dimensiones del ciclón de la figura IV.11.

$$D = 4b = 6.96 \text{ ft}, \quad D_e = D/2 = 3.48 \text{ ft.},$$

$$a = D/2 = 3.48 \text{ ft}, \quad h = 2D = 13.92 \text{ ft},$$

$$H = 4D = 27.84 \text{ ft}, \quad B = 1.74 \text{ ft}.$$

3. Cálculo de ΔP :

$$N_H = 16 ab/De^2 = 8$$

$$\Delta P = 0.0030 \rho_f U_T N_H = 3.985" \text{ H}_2\text{O}$$

4. Cálculo de d_p mínimo :

$$d_{p\min} = \left[\frac{3Mb}{N_{tc} U_T (\rho_p - \rho_f)} \right]^{0.5}$$

$$N_{tc} = 5.0$$

$$d_{p\min} = 0.4769 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

5. Cálculo del diámetro de corte (d_{pc}) :

$$d_{pc} = \left[\frac{9/1b}{2\pi n_t c U_T (\rho_p - \rho_f)} \right]^{0.5}$$

$$d_{pc} = 0.3372 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

6. Evaluar d_{pi}/d_{pc} con la distribución del tamaño de partícula. Ver tabla IV.5.
7. Obtener las correspondientes eficiencias fraccionales de la figura IV.12.
8. Graficar por % acumulado de fracción de partícula las mayores que d_{pi} contra la eficiencia fraccionaria de d_{pi} . Ver figura IV.15.
- Obteneniéndose una eficiencia de :

$$\tau = 38 \%$$

Para ilustración igual que en el caso anterior se realizó el cálculo para dos ciclones en paralelo, con :

$$Q_0' = Q_0/2 = 151.48 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

1.' Obtener b: $b = \sqrt{\frac{Q_0}{100}} = 1.23 \text{ ft.}$

- 2.' Las demás dimensiones son:

$$D = 4.92 \text{ ft, } D_e = 2.46 \text{ ft, } a = 2.46 \text{ ft,}$$

$$h = 9.85 \text{ ft, } H = 19.7 \text{ ft, } B = 1.23 \text{ ft.}$$

- 3.' Cálculo de la caída de presión:

$$N_H = 8$$

$$\Delta P = 3.98'' \text{ H}_2\text{O}$$

4.' Cálculo del diámetro de partícula mínimo:

$$d_{pmin} = 4.01 \times 10^{-5} \text{ ft.}$$

5.' Cálculo del diámetro de corte:

$$d_{pc} = 2.83 \times 10^{-5} \text{ ft.}$$

6.' Evaluar d_{pi} / d_{pc}

Ver tabla IV.5

7.' Obtener las eficiencias fraccionales de la fig.

IV.12. Ver tabla IV.5

8.' Graficar el % acumulado de partículas mayores -
que d_{pi} contra la eficiencia fraccional y ob-
tener la eficiencia global

Ver grafica IV.15.

De esta segunda parte de este método se obtuvo una -
eficiencia de:

$$\eta_T = 40 \%$$

Para este método se encontró que las eficiencias
son todavía mucho menores que la requerida, sin embargo si -
se emplea este diseño, como en el caso anterior es posible -
usar un equipo secundario, con beneficios en costo por el uso
del ciclón (o par de ciclones) como prelimpiador.

Las emisiones que se obtendran utilizando este ciclón
son:

$$\text{Para un ciclón} = 10 \text{ gr/ft}^3 (1 - 0.38) = \\ 6.2 \text{ gr/ft}^3.$$

Para dos ciclones en paralelo :

$$10 \text{ gr/ft}^3 (1 - 0.4) = 6.0 \text{ gr/ft}^3.$$

TABLA IV.5

Para Un Ciclón:

ϕ PART. (ft) $\times 10^3$	X_i (%)	X_i ACUM. (%) PART. MAYO RESA dpi	d_{P1}/d_{PC}	η_i
2.208	0.75	0	65.48	0.9999
1.366	0.30	0.75	40.51	0.9999
1.058	0.49	1.05	31.376	0.9999
.808	0.86	1.54	23.96	0.9999
.575	1.52	2.4	17.052	0.9999
.400	3.11	3.92	11.86	0.9999
.292	7.17	7.03	8.66	0.9999
.200	6.53	14.2	5.93	0.98
.142	14.2	20.73	4.21	0.94
.0983	0.13	34.93	2.915	0.89
.04916	1.04	35.06	1.456	0.68
.02458	3.32	36.1	0.73	0.35
.01142	13.85	39.42	.3386	0.12
.00491	25.96	53.27	0.1456	0.008
.00235	20.69	79.23	0.09964	0.004
0	0	100	-	0

TABLA IV. 5

Para Dos Ciclones en Paralelo:

ϕ PART. (ft) X 10^3	X_i (%)	X_i ACUM (%) PART. MAYO RES A d_{pi}	d_{pi}/d_{pc}	η_i
2.208	0.75	0	78.02	0.9999
1.366	0.30	.75	48.27	0.9999
1.058	0.49	1.05	37.38	0.9999
.808	0.86	1.54	28.55	0.9999
.575	1.52	2.4	20.32	0.9999
.400	3.11	3.92	14.13	0.9999
.292	7.17	7.03	10.32	0.9999
.200	6.53	14.2	7.067	0.9998
.142	14.2	20.73	5.018	0.98
.0983	0.13	34.93	3.47	0.925
.4916	1.04	35.06	1.737	0.75
.02458	3.32	36.1	0.8685	0.47
.01142	13.85	39.42	0.4035	0.14
.00491	25.96	53.27	0.1735	0.008
.00325	20.69	79.23	0.1148	0.004

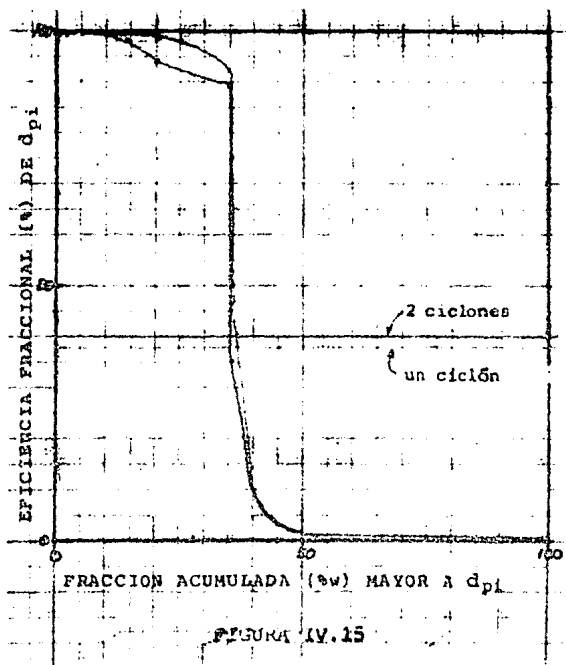


FIGURA IV.15

I.V.8.5 Método de C.E. LAPPLE.

1. Con $Q_0 = 303 \text{ ft}^3/\text{seg}$ y $U_T^* = 50 \text{ ft}/\text{seg}$. la anchura de entrada es:
 $b = 1.74 \text{ ft}$.
2. Como $U_T^* = 50$, de la figura IV.13, $f_{cv} = 1$.
3. De la misma figura el factor de corrección para $\mu = 0.0212 \text{ cp}$ es de 1.05.
4. Cálculo del diámetro de corte:

$$d_{pc} = \left[\frac{9 \mu b}{2 \eta_{tc} U_T^* (f_p - f_f)} \right]^{0.5}$$

$$\bar{d}_{pc} = 3.34 \times 10^{-5} \text{ ft} = 10.2 \text{ micras}$$

$$d_{pc}^i = 10.2 / 1 \times 1.05 = 9.71 \text{ micras}$$

5. $f_{rel.} = 126.7/62.4 = 2.03$.
6. Con $d_{pc}^i = 9.71 \text{ micras}$ y densidad relativa de 2.03 de la figura IV.14 se obtiene el diámetro de ciclón:
 $D = 78 \text{ pulg.} = 6.5 \text{ ft}$.
7. $D < 100 \text{ pulg.}$, por lo que requerimos de un solo ciclón.
8. De la tabla IV.I se obtienen las dimensiones del ciclón, las cuales son las siguientes:
 $a = 3.25 \text{ ft}$, $b = 1.625 \text{ ft}$, $h = 13 \text{ ft}$,
 $H = 26 \text{ ft}$, $S = 4.06 \text{ ft}$, $B = 1.625 \text{ ft}$,
 $De = 3.25 \text{ ft}$.

9. Cálculo de la velocidad de entrada real .

$$U_T = 303 / (3.25) (1.625) = 57.37 \text{ ft/seg.}$$

10. Ver tabla IV.6 .

11. Ver figura IV.6.

12. Ver figura IV.6.

13. Cálculo de la caída de presión:

$$N_H = 8$$

$$\Delta P = 0.003 (0.06642) (37.83)^2 (8)$$

$$\Delta P = 2.28'' \text{ H}_2\text{O} < 10'' \text{ H}_2\text{O}$$

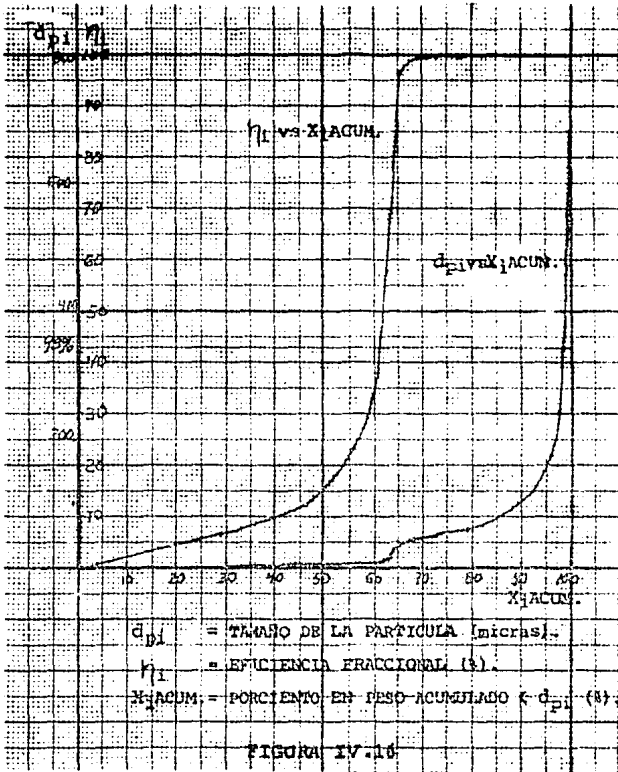


TABLA IV. 6

Tamaño de partícula (micras)	% En peso acum. Menores que d_{pi}	d_{pi}/d_{pc}	η_i	X_i (%)	$\eta_i X_i$
673.1	99.17	69.32	1.0	0.75	0.75
416.56	98.87	42.90	1.0	0.30	0.30
322.58	98.38	33.22	1.0	0.49	0.49
246.38	97.52	25.37	1.0	0.86	0.86
175.26	96.00	18.05	1.0	1.52	1.52
121.92	92.89	12.55	1.0	3.11	3.11
88.90	85.72	9.15	1.0	7.17	7.17
60.96	79.19	6.27	0.99	6.53	6.46
43.18	64.99	4.44	0.96	14.2	13.63
30.00	64.86	3.09	0.90	0.13	0.12
15.00	63.82	1.54	0.70	1.04	0.73
7.50	60.50	0.77	0.37	3.32	1.23
3.50	46.65	0.36	0.12	13.85	1.66
1.50	20.69	0.15	0.05	25.96	1.30
1.0	0.0	0.10	0.01	20.69	0.2069
$\eta_T \sum \eta_i X_i$ Gráfico η_T					= 39.53% = 43.0%

V. DISEÑO MECANICO DE UN CICLON:

V.1 DEFINICION DE CONCEPTOS:

a). Recipiente a presión; se considera como un recipiente a presión cualquier vasija cerrada que sea capaz de almacenar un fluido a presión manométrica, ya sea a presión interna o vacío, independientemente de la forma y dimensiones. Estos recipientes se calculan como cilindros de pared delgada.

b). Presión de operación (P_o); es identificada como la presión de trabajo y es la presión manométrica a la cual estará sometida un equipo en condiciones de operación máximas. Para definir esta presión de operación máxima se explica a continuación el concepto de presión mínima, normal y máxima de operación; presión mínima: fluctuación mínima promedio a la que el equipo puede operar. Presión normal: condición normal promedio de trabajo, a la cual el equipo operará y que es utilizada en el balance de materia y energía de proceso. Presión máxima: fluctuación máxima promedio del proceso a la cual el equipo deberá trabajar.

c). Presión de diseño (P); es el valor que debe utilizarse en las ecuaciones para el cálculo de las partes-

constitutivas de los recipientes sometidos a presión, dicho valor podrá ser el siguiente:

$$\text{Si } P_o \geq 300 \text{ lb/in}^2$$

$$P = 1,1 P_o$$

$$\text{Si } P_o < 300 \text{ lb/in}^2$$

$$P = P_o + 30 \text{ -- (89)}$$

Al determinar la presión de diseño (P), debe tomarse en consideración la presión hidrostática debido a la columna del fluido que estemos manejando, si este es líquido, sobre todo en recipientes cilíndricos verticales.

d) Esfuerzo admisible (σ_{adm}) para definir el esfuerzo admisible es necesario primero explicar los conceptos de fluencia o cedencia y esfuerzo último o resistencia final; esfuerzo de fluencia o cedencia se puede definir -- como el punto donde el material presenta deformación por la carga a que esta sometido. El esfuerzo último o resistencia final se considera, es el punto en que el material llega a fracturarse, este esfuerzo último es siempre mayor a el esfuerzo de fluencia o cedencia.

En el diseño de una estructura es necesario asegurarse de que en condiciones de servicio, la estructura realice adecuadamente las funciones para las que fue construída. Para tomar en cuenta la sobre carga accidental de la estruc-

tura, así como posibles inexactitudes en la construcción y posibles variables desconocidas en el análisis de la estructura normalmente se proporciona un factor de seguridad eligiendo un esfuerzo admisible inferior al límite de elasticidad (punto de fluencia o cedencia). Por ejemplo, en el proyecto de estructuras de acero suele utilizarse un esfuerzo admisible a la tracción de $1,410 \text{ kg/cm}^2$. ($20,000 \text{ lb/in}^2$), para aceros en un punto de fluencia de $2,320 \text{ kg/cm}^2$ - - - ($33,000 \text{ lb/in}^2$), por lo tanto, el factor de seguridad contra la fluencia o cedencia del material es de 1.65. Hay otros casos en que el esfuerzo admisible se establece tomando un factor de seguridad apropiado contra el esfuerzo último o resistencia final. Esto suele hacerse en el caso de materiales frágiles tales como el hormigón, y el acero, así como para materiales tales como la madera. En general cuando se proyecta sobre la base de esfuerzos admisibles, puede utilizarse una de las dos ecuaciones siguientes para obtener este esfuerzo:

$$\sigma_{adm} = \frac{\sigma_y}{n_1} \quad \text{ó} \quad \sigma_{adm} = \frac{\sigma_y}{n_2} \quad (90)$$

donde σ_y y σ_u representan el esfuerzo de fluencia -- y el esfuerzo último respectivamente, y n_1 y n_2 son factores de seguridad. La determinación de factores de seguridad apropiados es un asunto complicado, porque depende del tipo de material utilizado y de las condiciones de servicio de la estructura. Cuando las cargas son dinámicas (es decir, cargas súbitamente aplicadas o de magnitud variable), como sucede en elementos de máquinas, aviones, puentes, etc. se requiere de un factor de seguridad mucho mayor que el de la misma estructura con cargas estáticas, debido a la posibilidad de fallas por fatiga.

e). Vigas; las vigas son miembros estructurales - cuyo principal objetivo es el de soportar cargas transversales. La mayoría de las vigas soportan algunas cargas pequeñas en dirección axial (o tal vez cargas torcionales) junto con las vigas transversales durante su servicio, pero estas cargas, y especialmente sus efectos en la viga son generalmente pequeños en comparación con las cargas transversales. Las cargas consideradas se dividen -

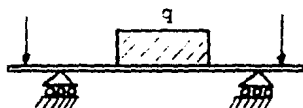
en componentes paralelas y perpendiculares (transversales) al eje longitudinal de la viga. El problema fundamental es la determinación de las relaciones entre las tensiones y las deformaciones producidas por las fuerzas que se -- aplican a un elemento o estructura.

El estudio de la tensión es complejo debido a que -- los efectos de las fuerzas aplicadas son variables de una a otra sección de la viga. Estos efectos son dos tipos claramente diferenciados, la fuerza cortante y el momento flector (momento). Estos efectos producen dos tipos dis -- tintos de tensiones en las secciones transversales de las vigas: (1) Tensión normal directamente proporcional al momento flector y (2) una tensión cortante que depende -- de la fuerza cortante.

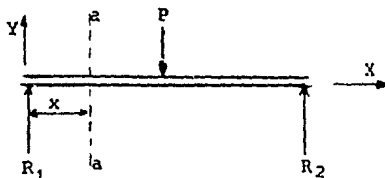
La siguiente figura muestra una viga simplemente -- apoyada en sus dos extremos, soportada mediante una articulación en donde sobresalen los dos extremos de los so-- portes. Esta viga es estáticamente determinada ya que -- sus reacciones pueden determinarse directamente mediante la aplicación de las ecuaciones de equilibrio estático.

Una carga repartida es la que actúa sobre una longi-- tud finita de la viga. Puede ser uniformemente distri--

buida en toda su longitud.



Fuerza cortante y momento flector; una viga en equilibrio como la mostrada en la figura siguiente:



Las fuerzas en Y deben ser igual a 0 y también las fuerzas en X es decir:

$$\sum Y = 0 \quad (91)$$

$$\sum X = 0 \quad (92)$$

Siendo las fuerzas interiores que contribuyen para satisfacer $\sum Y = 0$ es V_R a la que se llama fuerza -- resistente cortante, que para este caso es igual a la resistencia R_1 , pero en el caso de que se tengan más cargas se deberá considerar la suma de los componentes verticales. Sin embargo, es más sencillo sumar las fuerzas que actúan en la porción de la viga a la izquierda de la sección, de aquí:

$$V = (\Sigma Y)_{izq.}$$

La fuerza resistente cortante V_R , producida en cualquier sección por las tensiones interiores, es siempre igual y opuesta a la fuerza cortante V , las fuerzas que actúan hacia arriba se consideran positivas.

Para complementar el equilibrio, la suma de momentos en una sección de la viga debe ser nula (sección a-a) en este caso R_1 y V_R son iguales y de sentido contrario por lo que produce un par M igual a $R_1 \cdot X$ que se llama momento flector, por que tiende a curvar o flexar la barra, de igual manera para la sección de R_2 .

Definición de momento flector; el momento flector es la suma de los momentos de todas las fuerzas que actúan en la porción de viga a la derecha o a la izquierda de una sección respecto al eje perpendicular al plano de las fuerzas y que pasa por el centro de gravedad de la sección considerada, esto es :

$$M = (\Sigma M)_{izq} = (\Sigma M)_{der}$$

Signo del momento flector; el criterio más extendido es que el momento flector es positivo si la flexión que presenta en la viga presenta la concavidad hacia arriba.

Las relaciones entre cargas, fuerza cortante y momento flector vienen dadas por :

$$q = \frac{dV}{dx} \quad (93)$$

$$V = \frac{dM}{dx} \quad (94)$$

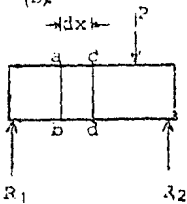
Deducción entre las relaciones del momento flector y tensiones normales de flexión que se produce, y entre la fuerza cortante vertical y las tensiones cortantes; para obtener estas relaciones se hacen las hipótesis siguientes:

- 1). Las secciones planas de la viga, inicialmente planas permanecen planas.
- 2). El material es homogéneo y obedece la Ley de Hooke .
- 3). El moduloelástico es igual a tracción que a compresión .
- 4). La viga esta inicialmente recta y de sección constante.
- 5). El plano en el que actuan las fuerzas contiene a uno de los ejes principales de la sección - recta de la viga y las cargas actuan perpendicularmente al eje longitudinal de aquella.

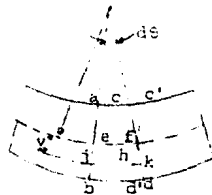
Las tensiones normales producidas por el flector se llaman tensiones de flexión y las relaciones entre estas tensiones y el momento se expresan mediante la fórmula -- de la flexión. Para su deducción se sigue; las tensiones elásticas junto con la Ley de Hooke determinan la forma de la distribución de tensiones y mediante las condiciones de equilibrio se establece la relación entre las tensiones y las cargas.

La figura siguiente muestra dos secciones adyacentes ab y cd separadas una distancia dx, debido a la flexión --- producida por la carga P las secciones ab y cd giran una - respecto de la otra un pequeño ángulo $d\theta$ como se ve en la -

figura (b)



(a)



(b)

pero permanecerán planas y sin distorsión de acuerdo con la hipótesis (1) de arriba.

La fibra ac de la parte superior se acorta y la fibra bd se alarga. En algún punto entre ellas existe una fibra, tal como ef, cuya longitud no varia. Trazando la línea c' d' por f paralela ab, se observa que la fibra ac

se a acortado una longitud cc' y esta comprimida. mientras que la fibra bd , se a alargado la longitud dd' y esta sometida a tracción.

El plano que contiene todas las fibras tales como ef se llama superficie neutra, ya que tales fibras no varían de longitud y, por tanto, no soportan tensión alguna. En seguida veremos que la superficie neutra pasa por los centros de gravedad de las secciones transversales de la viga.

Consideremos ahora la deformación de una fibra cualquiera gh situada a una distancia (y) de la superficie neutra. Su alargamiento hk es el arco de circunferencia de radio (y) y ángulo $d\theta$ y viene dado por:

$$\delta = nk = yd\theta \quad (95)$$

La deformación se obtiene dividiendo el alargamiento por la longitud inicial ef de la fibra:

$$\epsilon = \frac{\delta}{L} = \frac{yd\theta}{ef} \quad (96)$$

Llamando r al radio de curvatura de la superficie neutra, la longitud ef es igual a $r\theta$ por lo que la defor

mación unitaria vale:

$$\epsilon = \frac{y d\theta}{\rho d\theta} = \frac{y}{\rho} \quad (97)$$

Suponiendo al material homogéneo y que obedece - - la Ley de Hooke (hipótesis 2) la tensión en la fibra gh viene dada por :

$$\sigma = E \epsilon = \left(\frac{E}{\rho} \right) y \quad (98)$$

Esta expresión indica que la tensión en cualquier -- fibra es directamente proporcional a su distancia y a la superficie neutra, ya que se ha supuesto que el modulo elástico es igual a tracción que a compresión (hipótesis 3) y el radio de curvatura ρ de la superficie neutra es independiente de la ordenada y de la fibra. Ahora bien, las tensiones no deben sobrepasar el límite de proporcionalidad, pues en caso contrario dejaría de cumplirse la Ley de Hooke, en la que estamos basandonos.

Para completar la deducción de la fórmula de flexión se aplican las condiciones de equilibrio. Para que se produzca el equilibrio, un elemento diferencial cualquiera de la sección de exploración, esta sometido a las fuerzas que se indican.

Para satisfacer la condición de que las fuerzas exteriores no tienen componente según el eje X (hipótesis 5) se tiene :

$$(\sum X = 0) \quad \int \sigma_x dA = 0 \quad (99)$$

en donde $\sigma_x = \sigma$ por tanto:

$$\frac{E}{\rho} \int y dA = 0 \quad (100)$$

Como $y dA$ es el momento estático del área diferencial dA respecto de la línea neutra, la integral de $y dA$ es el momento estático total del área:

$$\frac{E}{\rho} A \bar{y} = 0 \quad (101)$$

Sin embargo como solamente (\bar{y}) en esta expresión puede ser nula, la línea neutra pasa por el centro de gravedad del área de la sección recta.

Consideremos ahora la condición $\sum M_y = 0$ las fuerzas exteriores no producen momento respecto al eje Y ni tampoco las fuerzas cortantes exteriores. Por tanto:

$$(\sum M_y = 0) \quad \int z (\sigma_x dA) = 0 \quad (102)$$

Sustituyendo σ_x por su valor $E/\rho y$;

$$\frac{E}{\rho} \int z y dA = 0 \quad (103)$$

La integral es el producto de inercia, que es nulo solamente si (y) y (z) son ejes de simetría ó ejes principales de la sección. Esta es la justificación de la hipótesis 5.

La última condición de equilibrio $\int Mz = 0$ requiere que el momento flector sea equilibrado por el momento resistente, es decir, $M = M_r$. El momento resistente respecto de la línea neutra de un elemento cualquiera es $y(\sigma_x dA)$ y por tanto:

$$M = \int y(\sigma_x dA) \quad (104)$$

Sustituyendo σ_x por $E/\rho y$ resulta :

$$M = \frac{E}{\rho} \int y^2 dA \quad (105)$$

Puesto que la integral es el momento de inercia I , del área respecto al eje de referencia que es la línea neutra se obtiene :

$$M = \frac{E}{\rho} I \quad (106)$$

La forma más común de escribir esta ecuación es:

$$\frac{1}{\rho} = \frac{M}{E I} \quad (107)$$

Puesto que la curvatura es el recíproco del radio de curvatura, esta ecuación indica que la curvatura es proporcional al momento flector.

Igualando la relación E/ρ con:

$$\frac{E}{\rho} = \frac{M}{I} = \frac{\sigma}{y} \quad (108)$$

Que nos dá la fórmula de la flexión.

$$\sigma = \frac{My}{I} \quad (109)$$

Esta expresión indica que la tensión debida a la flexión en cualquier punto, es directamente proporcional a la distancia del punto considerado a la línea neutra. Sustituyendo (y) por (c) (elemento más alejado).

Con esto se obtiene la tensión máxima :

$$\sigma_{\max} = \frac{M c}{I} \quad (110)$$

El cociente I/c se llama módulo resistente de la sección, y suele designarse por Z :

$$\sigma_{\max} = \frac{M}{I/c} = \frac{M}{Z} \quad (111)$$

Al escoger una determinada sección para aplicarla como viga, no es necesario decir que el momento que puede resistir $M_r = \sigma \cdot I/c = \sigma \cdot Z$ debe ser igual o mayor que el momento flector aplicado M . Esta condición puede expresarse en forma:

$$Z \geq \frac{M}{\sigma} \quad (112)$$

f). Eficiencia de las soldaduras (E_o) ; es el grado de confiabilidad que se puede tener de las soldaduras. Estos valores estan dados en la figura V.1 en la -- cual se muestran los tipos de unión más comunmente usados en la fabricación de recipientes a presión.

g). Especificaciones de materiales; placas de acero al carbón y aceros de vaja aleación son generalmente -- usados en donde las condiciones de servicio lo permiten, - debido a su bajo costo y mayor disponibilidad de estos ma- teriales. Estos aceros pueden ser fabricados por soldadu ra a fusión y cortados con soplete de oxígeno si el conte nido de carbono no excede de 0.35% . Los recipientes pue den fabricarse de placas de acero que cubran las especifica ciones del ASME (American Society of Mechanical Enginee ring) de SA-7, SA-113, Grado C y SA-283 Grados A, B, C, y D, los cuales cubren los siguientes puntos:

1. El recipiente no contendrá líquidos o gases letales.
2. La temperatura de operación debe estar entre menos 20 y 650 °F.
3. El espesor de placa no excederá de 5/8".
4. El acero es fabricado por el horno eléctrico o horno de coraza abierta.

FIGURA V.1 EFICIENCIAS DE SOLDADURAS (E.)







TIPOS DE UNIONES (REF.No.38)		EFICIENCIA DE LA UNION CUANDO LA JUNTA ESTA		
		RADIO- GRAFIA- DA 100%	RADIO- GRAF.x PUNTOS	SIN RADIO- GRAFIA
	Soldadura a tope u- nida con soldadura por ambos lados, con el cual se obtenga la misma calidad de del metal de aporte en ambos lados de la superficie sol- deada. Si se usa so- lera de respaldo se deberá aplicar la soldadura y antes de radiografiar.	1.00	0.85	0.70
	Soldadura simple a tope con solera de respaldo la cual permanecerá en el interior del reci- piente.	0.90	0.80	0.65
	Unión simple por un solo lado sin sole- ra de respaldo.	----	----	0.60
	Unión traslapada con cople filete.	----	----	0.55
	Unión traslapada con filete sencillo y tapón de soldadu- ra.	----	----	0.50
	Unión traslapada con filete sencillo sin tapón de solda- dura.	----	----	0.45

TABLA V.1 MAXIMO ESFUERZO ADMISIBLE PARA ACERO AL CARBON Y ACERO DE ALEACION (1b/In²)

(REF. No. 1).

MATERIAL Y N° ESPECIF. (ASME)	GRADO	MINIMA ESPECIF.	PARA TEMP. NO EXCEDIENTE DE (°F)							
			-20 a	75	250	400	450	900	950	1000
			650	700	750	800	850	900	950	1000
PLACAS DE ACERO										
ACEROS AL CARBON										
SA-7	...	60,000	12,650
SA-30	BRIDA	55,000	13,750	13,250	12,050	10,200	8,350
SA-30	F-A	55,000	13,750	13,250	12,050	10,200	8,350	6,500
SA-30	F-A	48,000	12,000	11,650	10,700	9,300	7,900	6,500
SA-113	C	48,000	11,050
SA-129	A	40,000	10,000
SA-129	B	44,000	11,000
SA-129	C	42,000	10,500
SA-201	A	55,000	13,750	13,250	12,050	10,200	8,350	6,500	4,500	2,500
SA-201	B	60,000	15,000	14,350	12,950	10,800	8,650	6,500	4,500	2,500
SA-212	A	65,000	16,250	15,500	13,850	11,400	8,950	6,500	4,500	2,500
SA-212	B	70,000	17,500	16,600	14,750	12,000	9,250	6,500	4,500	2,500
SA-283	A	45,000	10,350
SA-283	B	50,000	11,500
SA-283	C	55,000	12,650
SA-283	D	60,000	12,650
SA-285	A	45,000	11,250	11,000	10,250	9,000	7,750	6,500
SA-285	B	50,000	12,500	12,100	11,150	9,600	8,050	6,500
SA-285	C	55,000	13,750	13,250	12,050	10,200	8,350	6,500
SA-299	...	75,000	18,750	17,700	15,650	12,600	9,550	6,500	4,500	2,500

MATERIAL Y N° ESPECIF (ASME)	GRADO	MINIMA ESPECIF.	PARA TEMP. NO EXCELENTE DE (° F)							
			-20 a							
			650	700	750	800	850	900	950	1000
PLACAS DE ACERO ACEROS ALFADOS										
SA-202	A	75,000	18,750	17,700	15,650	12,600	9,550	6,500	4,500	2,500
SA-202	B	85,000	21,250	19,800	17,700	12,800	9,900	6,500	4,500	2,500
SA-203	A,D	65,000	16,250	15,500	13,850	11,400	8,950	6,500	4,500	2,500
SA-203	B,E	70,000	17,500	16,600	14,750	12,000	9,250	6,500	4,500	2,500
SA-203	C	75,000	18,750	17,700	15,250	12,600	9,550	6,500	4,500	2,500
SA-204	A	65,000	16,250	16,250	16,250	15,650	14,400	12,500	10,000	6,250
SA-204	B	70,000	17,500	17,500	17,500	16,900	15,000	12,750	10,000	6,250
SA-204	C	75,000	18,750	18,750	18,750	18,000	15,900	13,000	10,000	6,250
SA-225	A	70,000	17,500	17,500	17,500
SA-225	B	75,000	18,750	18,750	18,750
SA-301	A	65,000	16,250	16,250	16,250	15,650	14,400	12,500	10,000	6,250
SA-301	B	70,000	15,000	15,000	15,000	14,750	14,200	13,100	11,000	7,000
SA-302	A	75,000	18,750	18,750	18,750	18,000	15,900	13,000	10,000	6,250
SA-302	B	80,000	20,000	20,000	20,000	19,100	16,800	13,250	10,000	6,250
SA-353	..	90,000	22,500
SA-357	..	60,000	...	13,400	13,100	12,800	12,400	11,500	10,000	7,300

5. El material no es usado para calentadores de vapor a fuego indirecto.

Los esfuerzos admisibles para estas y otras placas de aceros se dan en la tabla V.1.

V.2 DISEÑO DE RECIPIENTES A PRESION:

V.2.1 Cilindros :

El problema a considerar es determinar la relación - entre la presión interna en un cilindro cerrado de pared delgada, el diámetro del cilindro, el espesor del cuerpo y la intensidad del esfuerzo en el cuerpo a). en una sección longitudinal y b). en una sección transversal.

Esfuerzo en una sección longitudinal; un cilindro que esta sujeto a una presión interna de intensidad P , la longitud de la sección considerada será L . Si el diámetro del cilindro esta denotado por D , el espesor del cuerpo por (t) , y la intensidad del esfuerzo a la tensión - es σ_T .

La presión del fluido en la superficie interna del cilindro a cualquier punto es normal a la superficie en -

ese punto, y esta presión interna tiende a romper el cilindro en una sección longitudinal, la presión resultante - - (o carga) en la mitad del cuerpo deberá resistir, y estando en equilibrio por el esfuerzo total ejercido por la otra mitad del cuerpo, entonces en el equilibrio se tiene:

Presión horizontal resultante o carga = esfuerzo de resistencia total.

Una expresión para la presión horizontal resultante en la mitad del cuerpo puede encontrarse como sigue:

La presión horizontal resultante en el área del semi-cilindro es la suma de los componentes horizontales de las presiones en áreas diferenciales; la presión en un elemento de área diferencial es $P da$ y su componente horizontal es $P da \cos \theta$ (siendo θ el ángulo respecto a la horizontal) y de aquí que la presión horizontal resultante es igual a $\int P da \cos \theta$ la cual puede también ser escrita como $P \int da \cos \theta$ debido a que P es una constante. Puesto que $da \cos \theta$ es el área formada por la proyección del área da en un plano vertical y de aquí $\int da \cos \theta$ es el área formada por la proyección del área semicilíndrica en un plano vertical, y es por tanto igual a DL . Así, la presión horizontal resultante es PDL .

Además, ya que la pared es delgada, el esfuerzo de resistencia total puede suponerse distribuído uniformemente sobre cada una de las dos áreas y entonces $2\sigma = 2 a_t \sigma_t$
 $= 2Lt \sigma_t$ ($\sigma_t =$ esfuerzo total). Por lo tanto, la ecuación anterior será de la forma :

$$PDL = 2tL \sigma_t$$

De aquí:

$$\sigma_t = \frac{PD}{2t} \quad (113)$$

Esfuerzo en una sección transversal; la presión total del fluido ejercida contra el extremo del cilindro deberá ser resistida por el esfuerzo total en una sección transversal del cilindro. Ahora la presión total contra el extremo del cilindro es $P\pi D^2/4$, y el esfuerzo de resistencia total es $Dt\pi\sigma_t$. Por tanto de la condición de equilibrio tenemos:

$$\frac{P\pi D^2}{4} = Dt\pi\sigma_t$$

De aquí:

$$\sigma_t = \frac{PD}{4t} \quad (114)$$

Las ecuaciones para determinar el espesor de cuerpos cilindricos de recipientes bajo presión interna han sido modificaciones empíricas por "Lame". La ecuación puede escribirse en cualquiera de las formas siguientes:

$$t = \frac{P D}{2(\sigma_{adm} \epsilon_0 - 0.6P)} \quad (115)$$

$$6 \quad P = \frac{2 \sigma_{adm} \epsilon_0 t}{D + 1.2t} \quad (116)$$

V.2.2. Cuerpo De Sección Cónica:

Para tapas cónicas o cuerpos de sección cónica que tienen la mitad del ángulo cónico no mayor de 30° la ecuación a continuación debe usarse:

$$t = \frac{P D}{2\cos\alpha (\sigma_{adm} \epsilon_0 - 0.6P)} \quad (117)$$

Donde:

$$\alpha = \frac{\text{Angulo en el Vertice}}{2} \geq 30^\circ$$

La discontinuidad de esfuerzos en la unión de la sección cónica con el cuerpo cilíndrico, puede causar deformación excesiva. Esta puede prevenirse por la adición de un anillo de compresión en la unión. Cuando α excede de 4 (determinado por la tabla V.2 con la relación $P/\sigma_{adm} \epsilon_0$) se requerirá el anillo de compresión.

TABLA V.2 VALORES DE Δ

$P/\sigma_{adm} \xi_o$	0.001	0.002	0.003	0.004	0.005	0.006
Δ (°)	13	18	22	25	28	30

NOTA: Para mayores valores de 0.006 tomar $\Delta = 30^\circ$

La sección transversal de área requerida para el anillo de compresión está dada por :

$$A = \frac{P}{\sigma_{adm} \xi_o} \left(\frac{D^2 \text{Tang } \alpha}{8} \right) \left(1 - \frac{\Delta (^\circ)}{\alpha (^\circ)} \right) \quad (118)$$

A una distancia máxima de la unión de $\sqrt{\frac{D \text{ t.cil.}}{2}}$.

V.3 BASES DE DISEÑO:

1. Como se vió en el capítulo anterior, se llevaron a cabo 4 evaluaciones para el cálculo del diámetro del ciclón para un polvo común, tomaremos como base el diámetro del primer método (4.32 ft), ya que es de mayor confiabilidad y a su más alta eficiencia de colección (68.3 %).

2. El ciclón será diseñado como un recipiente a presión, debido a que se está ejerciendo una presión interior de $35.35 \text{ "H}_2\text{O}$.

3. De acuerdo a las especificaciones de materiales del código ASME los materiales de construcción del ciclón será todo de acero al carbón tipo SA-283, debido a las condiciones de operación que se tienen (190°F) y a las propiedades de las partículas a colectar.

Se escogió este material además también debido a que es uno de los más comunmente usados y de menor costo para recipientes a presión.

La unión de las placas que lo constituirá será soldada con una unión simple por un solo lado, sin solera de respaldo (eficiencia de la junta = 0.6).

4. Los espesores para accesorios, entradas de admisión y expulsión se considerará de igual espesor que el cuerpo del ciclón.

5. Considerando; temperatura alta, baja humedad y propiedades físicas del fluido, arbitrariamente se dá un espesor de corrosión de 1/16" para todo el ciclón.

V.4 ESPESOR DEL CICLON:

, El espesor del ciclón será calculado de acuerdo a las ecuaciones : (89), (115) y (117) y los datos necesarios son los siguientes:

Diámetro del ciclón (D) = 4.32 ft.

Presión de operación (Po) = 1.27 lb/in² man.

Eficiencia de la soldadura (e) = 0.6.

Esfuerzo admisible (σ_{adm}) = 10,350 lb/in²
(Ver tabla V.1).

Espesor del cilindro:

$$P = 1.27 + 30 \\ = 31.27 \text{ lb/in}^2$$

$$t = \frac{31.27(4.32)(12)}{2[(10,350)(0.6) - (0.6)(31.27)]} + \frac{1}{16} \\ = 0.1934" \approx 3/16"$$

Espesor del cono:

$$t = \frac{(31.27)(4.32)(12)}{2(0.85 \cdot 11.3)[(10,350)(0.6) - (0.6)(31.27)]} \\ + \frac{1}{16} \\ = 0.1960" \approx 3/16"$$

Para las demás partes y accesorios se considerará el mismo espesor que el calculado en la sección cilíndrica y cónica.

Hasta aquí se ha considerado para el cálculo del espesor del ciclón, como un recipiente a presión, pero como la presión de operación de ciclones es muy baja, no re-

quiere del cálculo riguroso del espesor, basta con considerar la resistencia mecánica del material, algunos fabricantes proponen gráficas de selección como la que se muestra en la figura V.2. Considerandose como factores principales, la abrasión de las partículas sobre el material, el pH del gas y del polvo manejado (corrosión), la temperatura de operación (resistencia del material de construcción) y como se mencionó, la resistencia mecánica del propio material.

Para temperaturas inferiores a 300 °F y presiones moderadas se considera los espesores siguientes en los intervalos de tamaños comunes de ciclones (caracterizado por el diámetro) descritos a continuación:

Tamaño del ciclón (Pulg.)	Espesor (Pulg.)
16-28	1/8
30-68	3/16
72-100	1/4

A altas temperaturas y para polvos muy abrasivos se recomienda utilizar un recubrimiento aislante resistente a la abrasión (recubrimientos cerámicos), los que generalmente se colocan en campo mediante unos soportes me---

talicos (del tipo malla hexagonal) fijos en la pared interior del ciclón. Para esto se toma en cuenta que el diámetro calculado no se vea reducido por el recubrimiento calculado. La figura V.3 ilustra el uso de recubrimientos para altas temperaturas de operación y severas cargas de polvo.

V.5 CALCULO DEL ANILLO SOPORTE:

V.5.1 Cálculo del Area Total Necesaria para Construir el Ciclón:

Area del cilindro exterior (Ace):

$$A_{ce} = \pi Dh = \pi(4.32)(6.48) = 87.94 \text{ ft}^2$$

Area del cilindro interior (Aci):

$$A_{ci} = \pi D_e(S + \frac{1}{4}S) = \pi(2.16)(2.16 + \frac{2.16}{4}) = 18.32 \text{ ft}^2$$

Area de entrada al ciclón (Ae):

$$\begin{aligned} A_e &= 2a(\frac{1}{2}a) + 2b(\frac{1}{2}a) = a^2 + ba \\ &= (2.16)^2 + (0.864)(2.16) = 6.53 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Area de la cubierta superior (As):

$$A_s = \frac{\pi}{4}(D^2 - D_e^2) = \frac{\pi}{4}[(4.32)^2 - (2.16)^2] = 10.99 \text{ ft}^2$$

Area del cono (Ac):

$$A_c = \frac{\pi}{3}D(h - h) = \frac{\pi}{3}(4.32)(17.28 - 6.48) = 48.86 \text{ ft}^2$$

Area Total (A_T):

$$\begin{aligned}A_T &= A_c + A_s + A_e + A_{ci} + A_{ce} \\ &= 172.64 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

V.5.2 Cálculo De La Carga Máxima (P_{max}):

Peso del Ciclón (P_c):

Densidad del acero al carbón = 490 lb/ft³.

$$P_c = \rho_{AT} t = (490) (172.64) (3/16) (1/12)$$

$$P_c = 1321.77 \text{ lb.}$$

Peso adicional (Polvo) (P_p):

Se considera como punto extremo un taponamiento -- de la salida de polvo, llegando a ser totalmente llenado -- la sección cónica.

Volumen del cono (V_c):

$$\begin{aligned}V_c &= \frac{\pi}{12} D^2 (H - h) = \frac{\pi}{12} (4.32)^2 (17.28 - 6.48) \\ &= 52.766 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$P_p = \rho_p V_c = (126.7) (52.766) = 6,685.53 \text{ lb}$$

Peso máximo total:

$$P_{\max} = P_c + P_p = 1321.77 + 6685.53 = 8,007.3 \text{ lb}$$

Peso máximo por unidad de longitud (W_{\max}):

$$W_{\max} = P_{\max} / \pi D = 8007.3 / (4.32) = 590 \text{ lb/ft}$$

V.5.3 Selección del soporte (anillo):

Se considera una viga con carga uniformemente distribuida con 4 reacciones libremente apoyadas y equidistantes -- (ver figura V.4); por lo que el momento flector máximo será:

$$\begin{aligned} M &= \int (W_{\max}) x dx = \frac{(W_{\max}) l^2}{12} \\ M &= \frac{W_{\max} \left(\frac{\pi D}{4}\right)^2}{12} = \frac{(W_{\max}) \left(\frac{\pi D}{4}\right)^2}{12} \\ M &= \frac{590}{12} \left(\frac{\pi (4.32)}{4}\right)^2 \\ M &= 566 \text{ lb}\cdot\text{ft} = 78.24 \text{ Kg}\cdot\text{cm} \end{aligned}$$

Modulo de sección:

$$z \geq \frac{M}{\sigma_{\text{adm}}}$$

$$\sigma_{\text{adm}} \text{ para el acero estructural} = 2.458 \times 10^6 \text{ lb/ft}^2$$

Por tanto:

$$\begin{aligned} z &\geq \frac{566}{2.458 \times 10^6} = 2.3 \times 10^{-4} \text{ ft}^3 \\ &\geq 0.3978 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

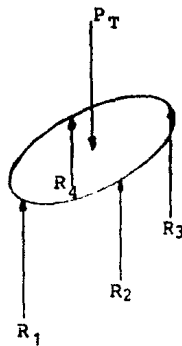
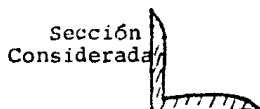


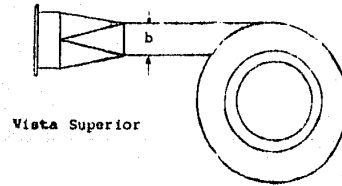
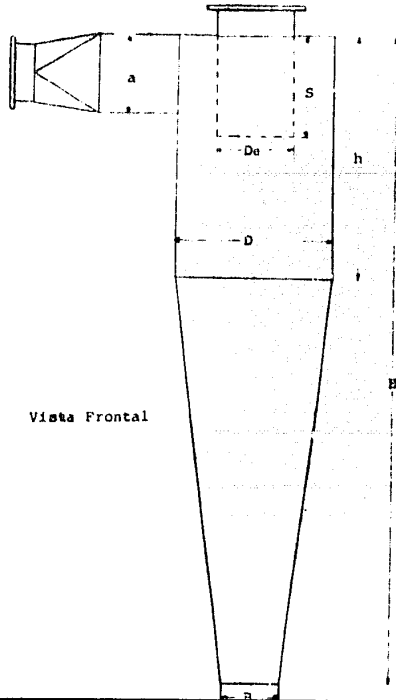
FIGURA V.4 VIGA CON CARGA UNIFORMEMENTE DISTRIBUIDA Y ESTATICAMENTE INDETERMINADA, CON REACCIONES LIBREMENTE APOYADAS.

De tablas de fabricantes como la que se ilustra, - de materiales estructurales, se puede ver que un ángulo -- soldado al ciclón de 4 " lado x 4 " lado x 1/4 " espesor - es más que suficiente para soportar la carga calculada con un módulo de sección igual a 1.1 in³.

En base a la siguiente tabla:



TAMANO in	ESPESOR in	PESO lb/ft	AREA SECCION in ²	Z in ³
5 x 5	1	30.6	9.0	5.8
	3/4	23.6	6.94	4.5
	1/2	16.2	4.75	3.2
	3/8	12.3	3.61	2.4
→ 4 x 4	3/4	18.5	5.44	2.8
	1/2	12.8	3.75	2.0
	3/8	9.8	2.86	1.5
	→ 1/4	6.6	1.94	1.1



DIMENSIONES (ft):

a = 2.16	h = 6.48
b = 0.464	H = 17.28
S = 2.7	B = 1.62
De = 2.16	D = 4.32

EFICIENCIA TOTAL = 68 %

CAIDA DE PRESION = 8.3" H₂O

ESPESOR = 3/16"

ESPEC. DEL MATERIAL = AC. AL CARBON

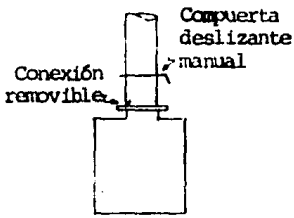
FIGURA V.5 DISEÑO MECANICO DE UN CICLON

V.6 SELECCION DEL SISTEMA COLECTOR DE POLVO:

Los dos mejores tipos de descarga para evitar el rearrastré de las partículas colectadas y evitar que se pierda el sello de aire en el ciclón, son axial al centro del remolino o perifericamente, ambas pueden usarse con o sin purga de gas o con varios tipos de accesorios mecánicos.

Un receptor profundo a prueba de aire y grande con respecto al ciclón, provee una gran masa de aire que amortigua el remolino descendente, sin embargo al invertirse el remolino rearrastra las partículas depositadas e incluso impide un desalojo normal. En la figura V. 4 la válvula suprime completamente el remolino, pero no se previene la reentrada. Intermitentemente se operan válvulas deslizantes o giratorias entre el ciclón y el receptáculo. El uso de una válvula rotatoria continuamente operada, mejora el desempeño del conjunto.

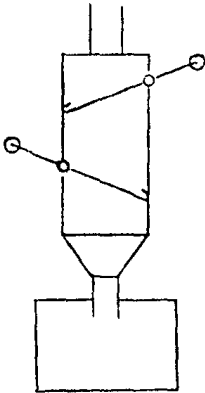
Cuando se tienen presiones en el ciclón del rango de pulgadas de mercurio negativas (vacío), sin embargo, es más conveniente el uso de válvulas dobles de segmento esférico, actuadas por leva fuera de fase, que previenen alto sello para vacío.



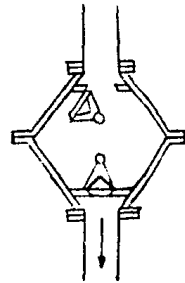
(a) VACIADO PERIODICO DE SIERRA SIMPLE



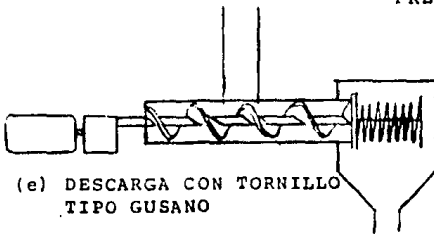
(b) VALVULA OPERADA CON MOTOR



(c) VALVULAS DE ALETA AUTOMATICAS



(d) VALVULAS DE SEGMENTO ESFERICAS PARA ALTA PRESION DIFERENCIAL



(e) DESCARGA CON TORNILLO TIPO GUSANO

FIGURA V.4 TIPOS DE DESCARGA DE POLVOS.

En el caso de que el sistema colector de polvo que de en un lugar inaccesible para servicio de las válvulas - mencionadas, se coloca una pierna de polvo que provee por sí misma un sello de aire, pero estas son susceptibles de - taponarse y en este caso, es más conveniente el uso de válululas de aleta de construcción más robusta.

VI. CONCLUSIONES:

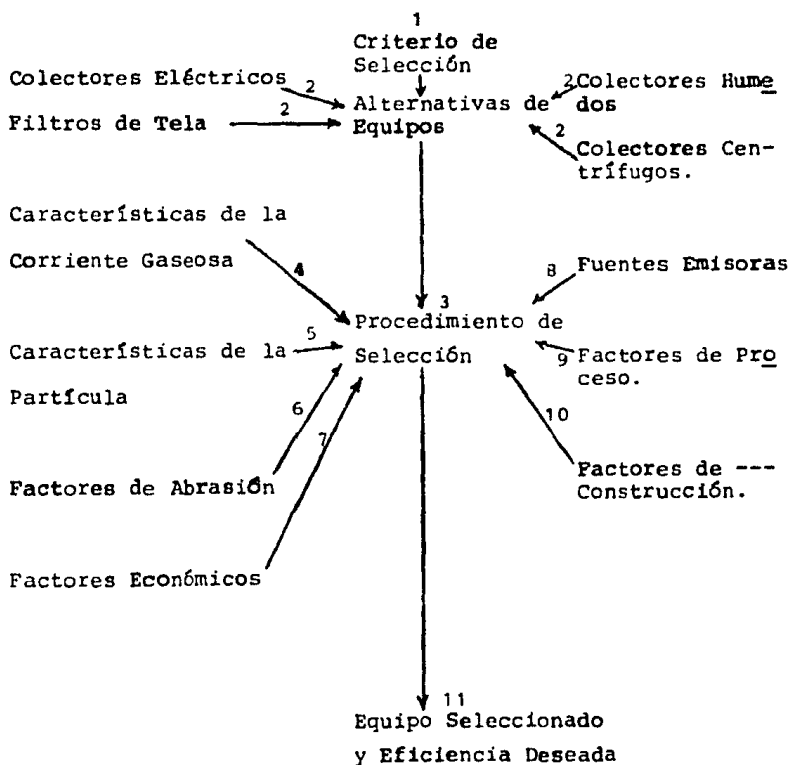
VI.1 SELECCION DEL EQUIPO COLECTOR:

La selección del equipo colector más adecuado, se debe de basar en la obtención de un informe preliminar - que debe contener cuando menos los siguientes datos:

- Tipo de partícula a colectar.
- Carga de polvo al colector
- Distribución de tamaño de partícula a la entrada.
- Temperatura del gas de entrada
- Densidad de las partículas
- Humedad del gas
- Emisión permisible del colector
- Propiedades físicas y químicas de las partículas y del gas.
- Flujo de gas en las condiciones de entrada.

El rango y el tamaño de las partículas debe ser determinado por muestreo. Por otra parte el Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación del Aire para Polvos y Humos, fija la emisión permisible de partículas para un peso de proceso determinado, por lo que esta emisión de partículas determina la eficiencia del colector que se requiere.

En el siguiente esquema se puede observar el camino a seguir en la selección de un equipo colector de polvos:



El paso No. 1 es definir el criterio de selección -- a utilizar para el problema de separación específico, este criterio puede basarse en eficiencia o costo o las características del proceso en el que estará involucrado el separador, tal como en el caso de recuperación de polvos valiosos o en donde debe considerarse alta sanidad del producto.

El paso No. 2 consistirá en elegir el medio o los medios adecuados para recuperar las partículas, ya sea vía húmeda o vía seca.

El paso No. 3 consistirá en elaborar un procedimiento de selección del equipo a utilizar tomando en cuenta los factores de los pasos 4 a 10 del esquema, en base a comparación de estos diferentes factores para obtener la separación óptima.

El paso No. 4 consiste en el análisis de las características físicas y químicas del fluido de transporte.

El paso No. 5 igual al paso No. 4 pero referido a las partículas sólidas.

El paso No. 6 consiste en el análisis de la abrasión producida en los diferentes equipos por el fluido cargado de polvo.

El paso No. 7 en este punto se debe considerar el -- costo inicial (inversión), el costo de operación del equipo y el costo de mantenimiento, obteniéndose de este análisis un costo óptimo total.

En el paso No. 8 se deberá considerar la fuente emi-- sora del fluido cargado de polvo a la que habrá de acoplar se el separador.

En el paso No. 9 se tomarán en cuenta las caracterís-- ticas de proceso a las cuales el gas es introducido al co-- llector y como se desea obtener tanto el polvo como el flui-- do de transporte, esto dará la pauta para las condiciones - de operación del equipo colector y su aplicabilidad.

En el paso No. 10 se deberá hacer un estudio de la - factibilidad para la construcción del equipo con las dimen-- siones o materiales adecuados al proceso, dentro de lo cual estará como limitante el espacio disponible para el colec-- tor.

En el paso No. 11 con la eficiencia deseada y el equi-- po seleccionado se puede proceder al dimensionamiento del - equipo a utilizar.

La fase final de selección de un sistema colector de

polvos consistirá de uno o más tipos de equipos para alcanzar la emisión requerida. Los fabricantes han desarrollado numerosas variaciones de diseño, en cada categoría anteriormente mencionada (ver esquema paso No. 2), para alcanzar la eficiencia requerida, reducir el mantenimiento del equipo y un mejor funcionamiento. La eficiencia de colección mide el funcionamiento del sistema requerido, por lo que se puede considerar como el principal factor en la selección del equipo.

Para una selección rápida, se puede utilizar la tabla VI.1, basándose en la eficiencia requerida y el tamaño de la partícula promedio.

VI.2 SELECCION DE UN CICLON:

Para la selección de un ciclón se deberán tomar en cuenta los intervalos de aplicación siguientes:

Carga de polvo:	1 - 10 granos/ft ³
Tamaño de Partícula:	> 5 micras
Velocidad del gas:	20- 120 ft/seg.
Temperatura del gas:	Prácticamente sin límite.

Propiedades físicas y

Químicas:	Amplia variedad de materiales de construcción incluyendo recubrimientos contra la abrasión y refractarios.
-----------	--

Adicionalmente un colector tipo ciclónico tendrá una eficiencia en el rango de 40 a 95%, son considerados como los de más bajo costo inicial, bajo costo de operación y mantenimiento, y no tienen partes móviles.

VI.3 METODO SELECCIONADO PROPUESTO:

Se tomó como base un ciclón existente, que arroja los datos que sirven de base para ejemplo en el capítulo IV y que reporta una eficiencia de 41% para un diámetro de 3.7 ft. Con este valor del diámetro, se procede a calcular la eficiencia de cada método propuesto, de lo cual se tienen los datos mostrados en la tabla VI.2 .

TABLA VI.1 APLICACION DE EQUIPO:

EQUIPO COLECTOR	TAMARO PARTICULA (MICRAS)	CARGA GRANOS/ft ³	% EF. COLECC. ("H ₂ O)	PERDIDA GAS (PSI)	PRESION LIQUIDO (PSI)	VELOCIDAD. FT./MIN. X 1000	TAMARO LIMITE X 1000 FT./MIN.	ESPACIO REQUERIDO RELATIVO
COLECTORES INERCIALES								
SECOS:								
- Cámara Asentamiento	> 50	> 5	< 50	< 0.2	-	300-600	Ninguno	Grande
- Cámara c/obstáculos	> 50	> 5	< 50	0.1-0.5	-	1000-2000	Ninguno	Mediano
- Cámara de Mezclado	> 20	> 1	< 70	< 0.5	-	2000-4000	50	Pequeño
- Louver	> 20	> 1	< 80	0.5-2	-	2000-4000	30	Mediano
- Ciclón	> 10	> 1	< 85	0.5-3	-	2000-4000	50	Mediano
- Ciclón Múltiple	> 5	> 1	< 95	2-6	-	2000-4000	200	Pequeño
- Colector de Choque	> 10	> 1	< 90	1-2	-	3000-6000	Ninguno	Pequeño
- Dinámico	> 10	> 1	< 90	Provista	-	-	50	Pequeño
LAVADORES:								
- Gravedad	> 10	> 1	< 70	< 1	20-100	100-200	100	Mediano
- Centrífugo	> 5	> 1	< 90	2-6	20-100	2000-4000	100	Mediano
- Choque	> 5	> 1	< 95	2-8	20-100	3000-6000	100	Mediano
- Cama empacada	> 5	> 0.1	< 90	1-10	5-30	100-300	50	Mediano
- Dinámico	> 1	> 1	< 95	Provista	5-30	3000-4000	50	Pequeño
- Tóbeta	> 2	> 0.1	< 90	2-6	Ninguno	3000	50	Mediano
- Jet	0.5-5	> 0.1	< 90	Provista	50-100	2000-20000	100	Pequeño
- Venturi	> 0.5	> 0.1	< 99	10-30	5-30	12000-42000	100	Pequeño
- Filtros	> 0.2	> 0.1	< 99	2-6	-	1-20	200	Grande
- Precip. Electrostático.	< 2	> 0.1	< 99	0.2-1	-	100-600	10-2000	Grande

TABLA VI.2

METODO 1 : LICHT Y KOCH
METODO 2 : LICHT
METODO 3 : H. MAAS
METODO 4 : C. E. LAFPIE

	<u>D (ft)</u>	<u>EFICIENCIA (%)</u>	<u>U_T (ft/seg.)</u>
CICLON EXISTENTE	3.7	41	
METODO 1	3.7	71.15	110.66
METODO 2	3.7	66.95	110.65
METODO 3	3.7	44.65	88.52
METODO 4	3.7	43.3	88.53

De acuerdo con estos resultados se puede concluir lo siguiente:

Los métodos 1 y 2 son diseños de alta eficiencia, pero las eficiencias encontradas para el tamaño del ciclón en operación, son muy altas comparadas con las de este, esto es debido quizá al hecho de que estamos muy arriba de la velocidad de saltación ($U_T/U_S > 1.36$) lo que implica reingreso de las partículas a la corriente gaseosa y por tanto la eficiencia real de estos diseños se verá disminuida, por lo que si se quiere un diseño óptimo se deberá tomar en cuenta que la relación U_T/U_S no sea mayor de 1.36 y así el costo será el óptimo, al igual que una correcta evaluación de la eficiencia, tal y como se puede observar en los ejemplos del capítulo IV (ejemplos 1 y 2) .

En conclusión sobre estos dos métodos, se pueden utilizar ambos métodos con las restricciones descritas en el capítulo IV en consideraciones prácticas y teniendo cuidado en no sobrepasar el valor de U_T/U_S igual a 1.36 para que la eficiencia calculada no se vea afectada por el reingreso de las partículas depositadas a la corriente gaseosa (velocidad de saltación). Se recomienda para un diseño de alta eficiencia el método propuesto No. 2, debido a que es un método numérico, y por tanto existen menores desviaciones en comparación con el método No. 1 que utiliza graficas que conducen a desviaciones mayores.

Con respecto a los métodos 3 y 4 se concluye que son diseños de mediana eficiencia, pero para el caso del ejemplo utilizado, se encuentran en el rango de baja eficiencia, esto es debido a que se tiene una distribución de tamaño de partículas no uniforme, con mayor porcentaje de las partículas menores a 5 micras, las cuales un ciclón difícilmente puede captar. Sin embargo para un cálculo rápido para propósitos de estimación o de un ciclón seguido de otro equipo de alta eficiencia, que pueda soportar altas cargas de polvo sin aumentar su costo de mantenimiento o de operación, es recomendable el uso del método No. 4 que es un método sencillo y rápido para el cálculo de ciclones y evaluación de su eficiencia.

Aunque de cualquier manera los cuatro métodos propuestos en este trabajo, han sido probados experimentalmente, por lo que los mismos pueden utilizarse indistintamente solo de acuerdo al siguiente criterio: Los diseños propuestos en los métodos 1 y 2 son para alta eficiencia, aunque de acuerdo a la aplicación, puede considerarse una configuración optima (diseño de Stairmand) o el de mayor eficiencia con sacrificio en el costo (diseño de Swift) o alguno de eficiencia mediana (tal como Lapple), usandose la aplicación ya sea como un colector único o como colector primario, seguido de otros ciclones o de otros equipos de alta eficiencia.

Los diseños 3 y 4 pueden usarse en aplicaciones donde se requieran eficiencias medianas a bajas ya que corresponden a la configuración de Lapple, proporcionando una metodología de seguimiento menos elaborada que los métodos 1 y 2.

Finalmente se debe considerar que cualquier metodología, ya sean las propuestas u otra cualquiera son basadas en pruebas experimentales, ya que no es posible, de ninguna manera, debido al patrón de flujo de los ciclones el establecer un real patrón matemático del flujo en estos.

Otra observación importante es aclarar que en el capítulo V se incluyó el cálculo de recipientes a presión sin embargo no es necesario efectuar este cálculo, debido a que en general los ciclones operan a bajas presiones, sin embargo si debe tomarse muy en cuenta la temperatura y las características del polvo, para la selección del material de construcción, tomando en cuenta que si los materiales comunes no son apropiados, se recomienda el uso de recubrimiento refractario y/o antiabrasivo, teniendo cuidado en que el diámetro calculado, sea el diámetro interno del ciclón, debido a que en general, cualquier recubrimiento tiene un espesor de hasta 1", que para ciclones no muy grandes puede ser significativo.

VI.4 ESTIMACION DE COSTOS:

El costo del equipo sin accesorios se puede evaluar a partir de la ecuación siguiente:

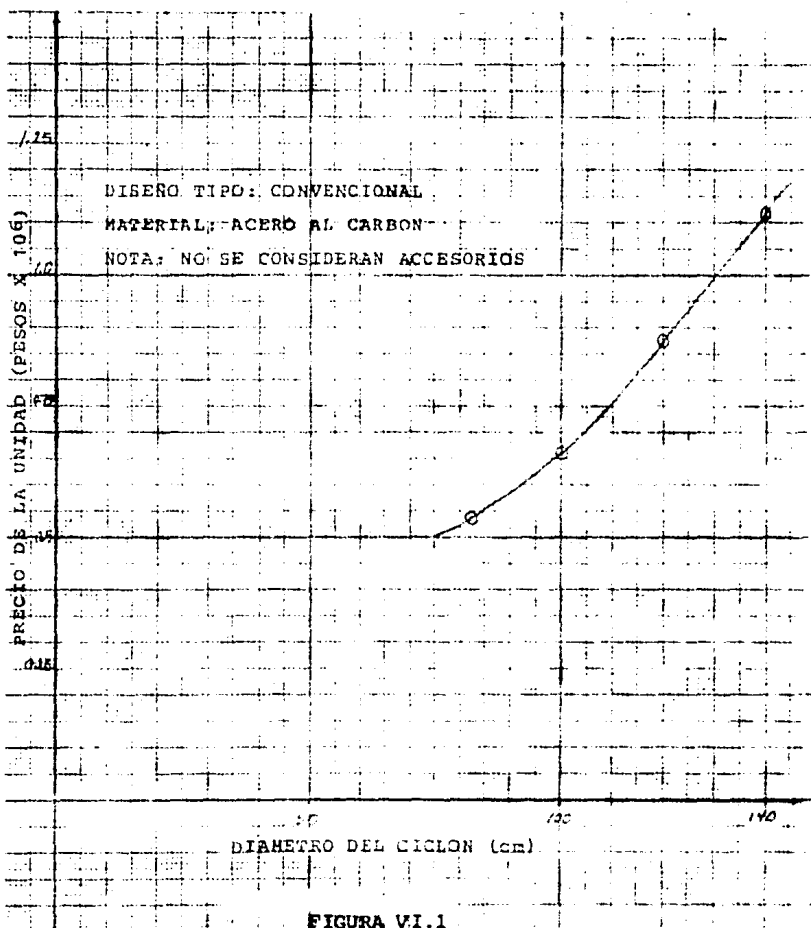
$$\text{COSTO DEL CICLÓN} = \left[\left(\frac{\text{PRECIO DEL MATERIAL}}{(\$/\text{Kg})} \right) \left(\frac{\text{AREA DEL MATERIAL}}{\text{REQ. (m}^2\text{)}} \right) \left(\frac{\text{ESPESOR MATERIAL}}{\text{(m)}} \right) \left(\frac{\text{DENSIDAD MATERIAL}}{\text{(Kg/m}^3\text{)}} \right) \right] + \left[\left(\frac{\text{H.H.}}{\text{REQ.}} \right) \left(\frac{\text{COSTO H.H.}}{(\$/\text{H.H.})} \right) \right]$$

Una evaluación de esta ecuación variando el diámetro y manteniendo constante el espesor, para acero al carbón se da en la figura VI.1, que puede servir para una estimación del costo inicial preliminar.

El costo de operación se reduce al costo en Kw de la potencia requerida por el ventilador, necesario para proporcionar y mantener la corriente de flujo lo más constante como sea posible.

Accesorios adicionales como el recuperador de polvo o de la instrumentación requerida, así como los ductos no son tomados en cuenta para la evaluación preliminar.

Los ciclones convencionales son fabricados de placas de metal y su costo puede evaluarse utilizando correcciones presentadas por elementos de ductos estandares.



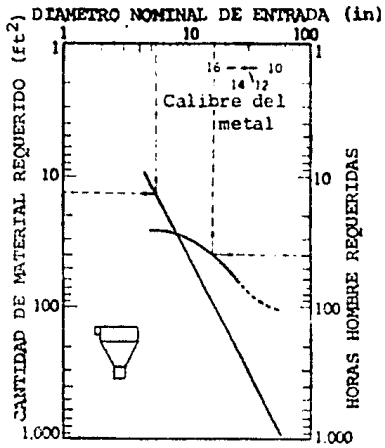


FIGURA VI.2

La figura VI.2 muestra los requerimientos de material y Horas Hombre necesarias para estos ciclones, como una -- función de su diámetro nominal de entrada.

Refiriendonos a la ecuación anteriormente descri-- ta, la evaluación económica de equipos colectores de polvo, se puede llevar a cabo tomando en cuenta los siguientes factores de costo:

- a). Costo del material requerido.
(Incluyendo Soldaduras o Remaches y Bridas)
- b). Costo de mano de obra en función de las Horas Hombre requeridas o del material.
- c). Utilidad del fabricante o proveedor
(Aproximadamente 10-30% de los puntos anteriores.)

La suma de estos tres factores darán el costo total del equipo colector de polvo, sin accesorios ni suportería .

Un desglose de estos factores para un ciclón, de diámetro de 52" y altura total (H) de 210", con un espesor del material de 3/16" y con un peso total de 1 100 - kg, se dá a continuación:

a) Costo del material:	\$ 385,000.00
b) Costo de mano de obra:	\$ 715,000.00
c) 15% de utilidad:	\$ 165,000.00
	<hr/>
	\$ 1'265,000.00
	<hr/> <hr/>

Este estimado se llevo a cabo el 1^a de Agosto de 1986, con los precios de materiales y mano de obra vigentes en esa fecha, para comparación posterior deberá tomarse en cuenta, tanto para este ejemplo, como para la figura VI.1, los índices inflacionarios a la fecha requerida.

Para los costos de operación deberá proporcionarse las características del ventilador, para mantenimiento bastará con la inspección del equipo, como se menciona más adelante.

Accesorios y ductos también deberán tomarse en cuenta en la evaluación del costo total, para comparación con otros equipos.

VI.5 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS EQUIPOS COLECTORES - TIPO CICLON:

Un ciclón es utilizado principalmente, como un pre

limpiador, el cual, no necesariamente reducirá el tamaño del segundo colector, pero si simplifica el diseño e incrementa la seguridad de colección del segundo colector o equipo accesorio además de disminuir su mantenimiento por reducción de la carga.

El ciclón es el equipo de colección de polvos que se utiliza con mayor frecuencia, ya que constituyen uno de los medios menos costos de colección, tanto del punto de vista de operación, como de la inversión. Se han usado ciclones para separar sólidos y líquidos de gases y sólidos de líquidos que operan a temperaturas que ascienden incluso a 1000 °C y presiones hasta de 500 atm. Los ciclones para separar sólidos de gases se aplican generalmente cuando se trata de partículas de tamaños mayores a 5 micras (0.0002"). A menos de que se utilicen ciclones de diámetro muy pequeño, es decir, ciclones de alta eficiencia con diámetro pequeño y cilindro largo (ciclones lápiz), la eficiencia de colección sera baja si la mayoría de la materia suspendida en el gas es más fina que 5 micras.

Los ciclones se pueden construir en una amplia variedad de materiales y formas, de tal suerte que cubren un alto rango de condiciones físicas y químicas, que la mayo-

ría de los otros tipos de colectores no pueden cubrir, - un factor importante es la abrasión sobre el material de construcción, más que la humedad del fluido.

Para abatir la erosión en los ciclones, debido a la alta abrasividad de las partículas de polvo, los ciclones se prestan a ser fabricados en diferentes materiales de construcción, así mismo también a una buena aplicación de forros internos refractarios y/o antiabrasivos, los cuales podrán operar a altas temperaturas. En la -- mayoría de los casos el ciclón está provisto de una malla que es soldada previamente. El material refractario es después morteadado o llenado. Algunos materiales re---fractarios tienen la ventaja de adherirse, excelente resistencia abrasiva y de permanecer en condiciones de operación por un largo período de tiempo.

El arreglo más simple para una aplicación específica, es el uso de un ciclón individual adecuado en sus dimensiones para la capacidad involucrada. Los requeri---mientos de espacio son importantes, ya que si desea una - alta eficiencia de colección, se puede utilizar un arre--glo de ciclones en paralelo de diámetro pequeño o un ciclón seguido de otro equipo colector más eficiente, que - recibirá menor carga de polvo y así conseguir la eficien

cia de colección deseada y reducir de esta manera los requerimientos de espacio. Los ciclones en serie no se justifican generalmente, excepto donde el polvo es muy fino y tiene una relativa uniformidad en distribución de tamaño de partícula y en donde el polvo se presenta en un estado de alta floculación.

La construcción de este separador en general es muy simple y como se menciona tienen bajos costos iniciales y de operación, si se compara con la mayoría de los otros tipos de colectores de polvo. Debido a que los ciclones pueden ser fácilmente limpiados y conservan alta sanidad, son especialmente valiosos en la industria procesadora de alimentos, tal como la recuperación de lacteos en polvo.

Por último cabe mencionar su alta economía en requerimientos de potencia, debido a la baja caída de presión a lo largo del ciclón.

Las principales desventajas de este equipo colector son; que no puede alcanzar eficiencias demasiado altas -- por lo que en general se utilizan seguidos de un equipo colector de alta eficiencia, puede haber adherencia en las paredes, si el polvo es pegajoso, sin que el operador lo -

note, además es posible un taponamiento de la salida del polvo, lo que puede prevenirse por la colocación de una alarma de nivel de polvo por vibración de la tolva colectora, otra desventaja adicional es la necesidad de ductos especiales para la alimentación y descarga, además se debe proveer una eficiente remoción del polvo colectado sin romper el sello de aire, que provocará una caída de presión excesiva. Sus requerimientos de espacio para grandes volúmenes de flujo, son muy altos, aunque es posible el uso de unidades múltiples es decir "multiciclones" que tienen una admisión única para todo el banco, así como la salida y descarga, con la desventaja de poderse taponar fácilmente las unidades provocando flujos y cargas desiguales por lo que la eficiencia se ve afectada.

Por último cabe mencionar que estos aparatos, requieren del mantenimiento e inspección mínima, realmente solo cuando se programe mantenimiento general de la planta y esto solo como inspección, y en caso necesario cambiar las placas dañadas o desgastadas, o en multiciclones el cambio de las unidades dañadas.

En el apéndice A se da una tabla para la selección de ciclones en base a su capacidad, para eficiencias bajas y como una rápida selección para partículas de tama

ño grande, sin necesidad de recurrir a cálculos tales -- como los propuestos, esta tabla es aplicable en partículas de aserraderos o industria metal-mecánica, para tamaños de partículas pequeñas, sin embargo, es recomendable el uso del procedimiento (o alguno de los procedimientos), recomendados en este estudio.

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

1. Brownell E. Young " Process Equipment Design"
Capitulos 10 y 13.
2. American Petroleum Institute. "Ciclone Dust
Collectors, Febrero 1, 1955.
3. Lapple C.E. (Danielson J. A. Ed), "Air Pollu-
tion Engineering Manual", Capitulo 4 Washing-
ton D.C.
4. Perry J. H. ., " Chemical Engineers' Hand-
book" 6 th. ed., McGraw-Hill Book Co. New York.
Capítulo 20.
5. Gordon D. Sargent, "Chemical Engineering " --
Dust Collection Equipment, p.130-150, Enero -
27, 1969.
6. J. R. F. Alonso " Chemical Engineering" Esti-
mating the Costs of Gas - Cleaning Plants, --
p.86-96, Diciembre 13, 1971.
7. Robert C. Lasater and John H. Hopkins "Chemi-
cal Engineering", Removing Particulates From -
Stack Gases , p.111-119, octubre 17, 1977.

8. Wolfgang H. Koch and William Licht "Chemical Engineering" New Design Approach Boosts Cyclone Efficiency, p.80-88, Noviembre 7, -- 1977.
9. C.E. Lapple " Chemical Engineering" Processes Use Many Collector Types, p.144-151, Mayo, 1951.
10. Theodore I. Horzella " Chemical Engineering" Selecting, Installing and Maintaining Cyclone Dust Collectors, p.84-92, Enero 30, 1978.
11. C.B. Shepherd and C.E. Lapple "Industrial and Engineering Chemistry" Flow Pattern and -- Pressure Drop, Vol, 31 No. 8, p.972-984.
12. H.S. Bryant, R.W. Silverman and F.A. Zenz , "Hidrocarbon Procesing" How Dust in Gas Affects Cyclone Presure Drop, p.87-90, Junio, 1983.
13. Willian Licht. "Air Pollution Control Engineering " Basic Calculations for Particulate Collection, Capitulo 6,p.233-264, Marcel Dekker inc, N. Y. 1981.

14. Robert J. Wright "Air Pollution Control" Select Carefully Dust Collectors Fit Different Needs. V.75 No. 4, p.8-12.

15. Joaquin Casal and José M. Martínez-Benet, -- "Chemical Engineering" A Better Way to Calculate Cyclone Pressure Drop., p.99-100, Enero 24, 1983.

16. J. M. Beeckmans and C.J. Kim " The Canadian Journal of Chemical Engineering" Analysis - of the Efficiency of Reverse Flow Cyclones., p.640-643, v.55 Diciembre, 1977.

17. A. Partida and Prem Chand. "Chemical Engineering Science" Turbulent Swirl With Gas - Solid Flow in Cyclone. Vol. 35., p.949-954 Junio, 1979.

18. B.W. Thompson and W. Strauss. " Chemical Engineering Science" The Application of Vortex Theory to the Design of Cyclone Collectors. Vol. 26, p.125-131, Mayo 4, 1970.

19. Shinichi Yuu, Tomosada Jotaki, Yuji Tomita - and Koichi Yoshida. "Chemical Engineering -- Science "The Reduction of Pressure Drop Due - To Dust Loading in a Conventional Cyclone., - Vol. 33, p.1573-1580,Febrero 1º,1978.

20. Michael Ernst , Joseph D. Mc Caln, Richard -- Parker and Dennis C. Drehmel. " Ind. Eng. --- Chem. Process " Evaluation of a Cyclone Dust Collector for High-Temperature, High-Pressure Particulate Control. Vol. 21, p.158-161, -- 1982.

21. P.W. Dietz " AIChE Journal" Collection Effi-- ciency of Cyclone Separators. Vol. 27, No. 6, p. 888-892. Noviembre, 1981.

22. Christian Doerschlag and Gerhard Miczek. "Che mical Engineering" How to Choose a Cyclone Dust Collector. p.64-72, Febrero 14, 1977.

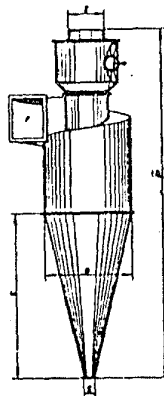
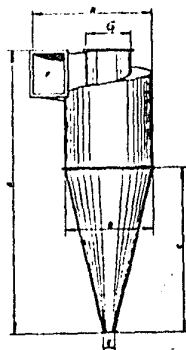
23. C.B. Shepherd and C.E. Lapple. " Industrial - and Engineering Chemistry " Flow Pattern and Presure Drop in Cyclone Dust Collectors. Vol. 32, No. 9, p.1246.

24. Stairmand C.J. " Trans. Inst. Chem.Eng^t: Vol. 29, p.356, 1951.
25. Swift P., " Steam Heating Engr.", Vol. 38, -- p.453, 1969.
26. Peterson C.M. and Whitby K. T. " ASHRAE J.," Vol. 7, No. 5, p.42, 1965.
27. Timoshenko S.P. and Gene J.M. " Resistencia de Materiales", p.7-10, Ed. UTEHA, Mex. 1974.
28. Fred B. Seely M.S. " Resistance of Materials" p.30-33, Ed. John Wiley & Sons Inc. , 1925 London.
29. Clyde Orr. Jr. "Particulate Technology," - - p.310-315 Ed. Mc. Millan, 1966.
30. A.S. Foust, L.A. Wenzel. "Principios de Operaciones Unitarias", p.565-582, Ed. C.E.C.S.A. 1980, México.
31. R.D. Ross " La Industria y la Contaminación del Aire", p.389-404 Ed. Diana, 1974.

32. Ley Federal para Prevenir y Controlar la Contaminación Ambiental y Reglamento para Prevención y Control Atmosférico Originada por la Emisión de Humos y Polvos. 1971, México.
33. Crane Co. Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipe.
34. Arthur F. Taggart. " Handbook of Mineral Dressing," Section 9 Ed. John Wiley & Sons Inc. 1976 London.
35. Schweitzer Philip A. " Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers". Section 6, Ed. Mc. Graw-Hill Book Co., 1979.
36. Frederich A. Zenz. " I & EC Fundamentals". Conveyability of Materials of Mixed Particle Size., p.65-75 Vol. 3, No. 1, Febrero 1964.
- 37 G.M. Gordón, I.L. Peisájov. " Captación de Polvos y Purificación de Gases en la Metalurgia de Metales no Ferrosos" p.120-148, Ed. - Mir, 1981, Moscú.

38. Juan Manuel León E. Tesis " Diseño y Cálculo de Recipientes a Presión " p.6-9, 1984, I.P.N.
39. Enrique A. Sarmiento L. Tesis " Selección de Equipo para la Eliminación de Polvos" - p.62-73, 1974, U.N.A.M.
40. Arturo García A. y José H. García M. Tesis - " Abatimiento de la Contaminación Ambiental en la Industrial de la Celulosa", p.33-39, - 1974, U.N.A.M.
41. C. E. Lapple and C. B. Shepherd, "Industrial and Engineering Chemistry" Calculation of Particle Trajectories., p.605-616, Vol.32, - No.5, 1940.
42. Stairmand C. J. "Filtration and Separation" p.42, Vol.7, No.1, 1970.

APENDICE A
SELECCION DE UN CICLON
(DIMENSIONES)



TIPO	A	B	C	D	E	F	G	H	I	CAPACIDAD		PESO APROX. KGS.	
										M ³		NETO	
										AIRE X MIN.		SC	SCC
SC-60	185	225	108	60	10	20X25	30	84	22	25	92	122	
SC-70	219	267	123	70	15	25X32	34	96	25	40	107	142	
SC-82	256	313	152	82	15	31X39	40	117	32	80	140	186	
SC-100	320	392	186	100	16	38X48	50	140	40	140	206	274	
SC-120	382	468	222	120	20	44X54	60	165	50	220	280	356	
SC-140	440	534	260	140	20	60X75	80	200	70	300	386	466	

DIMENSIONES EN CENTIMETROS

224

APENDICE B

NOMENCLATURA:

- a = Radio de una partícula esférica.
- a = Anchura a la entrada del ciclón.
- A = Area de flujo = $a.b$.
- A_c = Area del cono.
- A_{ce} = Area del cilindro exterior
- A_{ci} = Area del cilindro interior.
- A_E = Area de entrada al ciclón.
- A_G = Area de la cubierta.
- A_T = Area total
- b = Altura de la entrada del ciclón.
- B = Diámetro de la descarga de polvo.
- C = Coeficiente de arrastre.
- C_e = Concentración del polvo a la entrada del ciclón.
- C_g = Coeficiente de separación centrífuga.
- C_S = Concentración de polvo a la salida del ciclón.
- d_{pc} = Diámetro de partícula de corte, es decir cuando la eficiencia es de 50%
- d_{pi} = Diámetro de la partícula pesima.
- d_{pm} = Diámetro de la partícula mínima que deberá coleccionarse por completo.
- D = Diámetro del ciclón.
- D_e = Diámetro del ducto de salida del gas.

- $d\theta$ = Angulo diferencial de rotación.
- E = Deformación,
- f_t y f_d = Factores de corrección por temperatura y densidad respectivamente.
- g = 32.2 ft/seg².
- G = Arrastre gravitacional (peso de la partícula).
- h = Altura del cilindro.
- H = Altura total del ciclón.
- I = Momento de inercia,
- K = Constante de proporcionalidad,
- K = Parámetro adimensional que reflejé la configuración del sistema.
- K_a = a/D
- K_b = b/D
- K_c = Constante dimensional (indicación del volumen efectivo relativo para que la separación tenga lugar).
- l = Longitud natural,
- L = Longitud del recipiente,
- M = Masa de la partícula,
- M = Momento flector,
- n = Exponente que depende de V,
- n = Exponente del vórtice,
- N_H = Cabeza velocidad,
- No = Número de unidades.
- P = Presión de diseño.
- Po = Presión de operación.
- ΔP = Caída de presión.

- $d\theta$ = Angulo diferencial de rotación.
- E = Deformación,
- f_t y f_ρ = Factores de corrección por temperatura y densidad respectivamente.
- g = 32.2 ft/seg².
- G = Arrastre gravitacional (peso de la partícula).
- h = Altura del cilindro.
- H = Altura total del ciclón.
- I = Momento de inercia,
- K = Constante de proporcionalidad,
- K = Parámetro adimensional que reflejé la configuración del sistema.
- K_a = a/D
- K_b = b/D
- K_c = Constante dimensional (indicación del volumen efectivo relativo para que la separación tenga lugar).
- l = Longitud natural,
- L = Longitud del recipiente.
- M = Masa de la partícula,
- M = Momento flector,
- n = Exponente que depende de V,
- n = Exponente del vórtice,
- N_H = Cabeza velocidad,
- No = Número de unidades.
- P = Presión de diseño.
- P_o = Presión de operación.
- ΔP = Caída de presión.

- q = Carga uniformemente distribuida.
- Q = Flujo volumétrico.
- r = Radio de rotación.
- R = Radio del recipiente.
- R = Reacción del apoyo.
- R' = Resistencia del fluido al movimiento del sólido.
- Re = Número de Reynolds.
- R₂ = Radio de giro de la partícula.
- s = Distancia recorrida de la partícula.
- S = Profundidad del ducto de salida del gas dentro - del ciclón.
- Sg = Gravedad específica.
- Surf = Parámetro adimensional que refleja la superficie - total (Costo).
- t = Espesor.
- t = Tiempo
- T = Temperatura de la mezcla.
- U = Viscosidad Cinemática = μ/ρ_f
- U_{T2} = Velocidad terminal de la partícula en la pared del recipiente.
- v = Volumen de la partícula.
- v_t = Velocidad tangencial del fluido,
- V = Velocidad relativa de la partícula respecto al gas.
- Vc = Velocidad terminal corregida.
- Vf = Velocidad resultante de la partícula,
- V_H = Volumen debajo del ducto de salida (omitiendo el - cono.)

- V_I = Velocidad terminal en condición transicional.
- V_{nt} = Volumen a longitud natural.
- V_r = Velocidad radial de la partícula.
- V_R = Fuerza resistente cortante.
- V_S = Volumen anular arriba del ducto de salida, hasta la mitad del ducto de entrada.
- V_S = Velocidad terminal en condición laminar.
- V_t = Velocidad tangencial de la partícula.
- V_T = Velocidad terminal en condición turbulenta.
- X_i = Fracción masa de las partículas de tamaño d_p .
- \bar{X}_i = Fracción acumulada de partículas mayores a d_p .
- Y = Distancia al eje neutro del centro de gravedad.
- Y_{12} = Por ciento del polvo no colectado por el primario el cual tiene la purga al secundario.
- Z = Módulo resistente a la flexión de una sección.
- σ_{adm} = Esfuerzo admisible.
- ϵ = Deformación unitaria.
- ϵ_o = Eficiencia de soldaduras.
- ρ_f = Radio de curvatura.
- ρ_p = Densidad del fluido.
- ρ = Densidad del sólido.
- λ = Longitud de la trayectoria libre media de las moléculas del gas.
- μ = Viscosidad absoluta.
- η' = Cantidad de partículas retenidas.
- η_i = Eficiencia fraccional.
- η_T = Eficiencia total.

- η_p = Eficiencia del colector primario.
- η_s = Eficiencia del colector secundario.
- η_{REQ} = Eficiencia de colección requerida.
- τ = Tiempo de relajación.
- ψ_{ci} = Parámetro adimensional " Inerte" que refleja las condiciones de operación y tamaño del recipiente.
- W_{max} = Peso máximo por unidad de longitud,
- n = Número de partículas.

APENDICE C
DESGLOCE DE ECUACIONES.

Para entender los mecanismos por los cuales se obtiene la relación para calcular los diámetros de partícula mínimo y medio en base a las ecuaciones de movimiento bidimensional - (capítulo II), se desglosa a continuación el arreglo de las ecuaciones (13) y (14) para la obtención de las ecuaciones (15) y (16) respectivamente.

$$\frac{dv_r}{dt} = \frac{v_f^2}{r} \left[1 - \left(\frac{\rho_s v_f^2}{\rho v_r^2} \right) \right] - \left(\frac{\rho C A V_r^2}{2M} \right) \quad (13)$$

Donde : $v_f^2 = v_r^2 + (v_t - v_t)^2$

y si como se supuso:

$v_t = v_t$, despreciando la aceleración radial, suponiendo movimiento uniforme se tiene:

$$\frac{dv_r}{dt} = 0 = \frac{v_f^2}{r} \left(1 - \frac{\rho}{\rho_s} \right) - \left(\frac{\rho C A V_r^2}{2M} \right)$$

Sustituyendo $v_t = v_t$

$$\frac{\rho C A V_r^2}{2M} = \frac{v_t^2}{r} \left(1 - \frac{\rho}{\rho_s} \right)$$

$$\frac{C A V_r^2}{2M} = \frac{v_t^2}{r} \left(\frac{\rho_s - \rho}{\rho_s} \right)$$

Despejando V_r^2 llegamos a la siguiente ecuación:

$$V_r^2 = \frac{2M v_t^2 (\rho_s - \rho)}{\rho_s C A r} \quad (15)$$

Para partículas esféricas moviéndose de acuerdo a la ley de Stokes se tiene:

$$\frac{dV_r}{dt} = \frac{v_t^2}{r} \left[1 - \left(\frac{\rho}{\rho_s} \right) \left(\frac{v_t}{v_t} \right)^2 \right] - \left(\frac{18 \mu V_r}{\rho_s d_p^2} \right) \quad (14)$$

Teniendo en cuenta las mismas suposiciones anteriores y haciendo operaciones se obtiene lo siguiente:

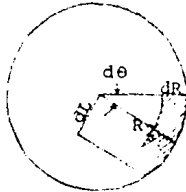
$$\begin{aligned} \frac{dV_r}{dt} = 0 &= \frac{v_t^2}{r} \left(1 - \frac{\rho}{\rho_s} \right) - \left(\frac{18 \mu V_r}{\rho_s d_p^2} \right) \\ \frac{18 \mu V_r}{\rho_s d_p^2} &= \frac{v_t^2}{r} \left(1 - \frac{\rho}{\rho_s} \right) \\ \frac{18 \mu V_r}{d_p^2} &= \frac{v_t^2}{r} \left(\frac{\rho_s - \rho}{\rho_s} \right) \rho_s \\ V_r &= \frac{\frac{v_t^2}{r} (\rho_s - \rho) d_p^2}{18 \mu} \\ V_r &= \frac{v_t^2 (\rho_s - \rho) d_p^2}{18 \mu r} \quad (16) \end{aligned}$$

De esta última ecuación se puede obtener con suposiciones y sustituyendo el radio de rotación en función del tiempo de residencia (definido por el número de vueltas dentro del ciclón), las ecuaciones para (d_{pmin}) y (d_{pc}) . Por mecanismos fuera del alcance de este trabajo.

Para entender de igual forma el concepto por el cual se obtiene la ecuación de eficiencia fraccional a partir de la ecuación (17), se describe a continuación como se llega a esta ecuación, y en el capítulo II se describe como de esta

se obtiene la ecuación para la eficiencia fraccional.

Si se considera la sección transversal horizontal del cilindro descrita en el capítulo II, en donde existe un flujo de gas en remolino descendente:



Como se muestra en la figura, el área del segmento circular mayor será:

$$\frac{R_2^2}{2} d\theta$$

El área del segmento menor es:

$$\frac{(R_2 - dR)^2}{2} d\theta$$

Por lo tanto, el número de partículas frenadas se encontrarán en el volumen de la resta de estas dos áreas:

$$-n' = \left[\frac{R_2^2}{2} d\theta - \frac{(R_2 - dR)^2}{2} d\theta \right] n dL$$

Rearreglando se llega a la ecuación (17):

$$-n' = \frac{d\theta}{2} \left[R_2^2 - (R_2 - dR)^2 \right] n dL \quad (17)$$